TRATAMIENTO DE
AGUAS RESIDUALES

R. S. Ramalho

Faculty of Science and Engineering
Laval University
Quebec, Canada

EDITORIAL REVERTÉ, S. A.
Barcelona - Bogotá - Buenos Aires - Caracas - México

Prefacio de la edición castellana

Este libro es una introducción al tratamiento de aguas residuales industriales y domésticas, dirigida tanto a estudiantes como a licenciados en ingeniería, biología, química, etc. interesados en este tema.

Algunos de los primeros libros que aparecieron en este campo se basan fundamentalmente en la descripción y el estudio de secuencias de procesos que se utilizan para tratar las aguas residuales de determinadas industrias. Por el contrario, este libro se basa principalmente en el estudio, de forma aislada, de las operaciones y los procesos unitarios. Además, los principios fundamentales se desarrollan de manera que permitan al profesional evaluar cualquier tipo de tratamiento, así como seleccionar los procesos y diseñar los equipos más adecuados para tratar una determinada agua residual.

A lo largo del texto, el procedimiento para seleccionar y diseñar un tratamiento de aguas residuales se presenta, generalmente, en tres etapas. 1) Resumen de la teoría necesaria para el estudio del proceso en cuestión (p. ej., cinética química, balances de materia y energía) y discusión de los principios físicos y químicos. 2) Definición de los parámetros de diseño para el proceso en cuestión y determinación experimental de esos parámetros tanto a escala de laboratorio como de planta piloto. 3) Desarrollo de un procedimiento sistemático para el diseño definitivo de la unidad de tratamiento. A continuación se dan ejemplos numéricos para ilustrar la forma en que se han utilizado los datos de laboratorio, así como los cálculos detallados que se realizan en la etapa de diseño.

Esta versión española es una revisión ampliada y actualizada de la segunda edición en lengua inglesa, publicada por Academic Press, New York, en diciembre de 1983.

Deseo agradecer a los ingenieros Domingo Jiménez Beltrán y Federico de Lora quienes realizaron la mayor parte del trabajo de traducción. Del mismo modo, agradezco a muchos otros colaboradores que participaron en este proyecto y que por ser tantos no puedo nombrarlos específicamente. Entre ellos incluyo a las dactilógrafas, los dibujantes y muchos estudiantes y profesores que me brindaron una inestimable ayuda durante las diferentes etapas de este trabajo.

RUBENS S. RAMALHO

Índice analítico

Prefacio de la edición castellana V

Capítulo 1 **Introducción**

1. Introducción 1
2. La función del técnico en reducción de contaminantes de las aguas 2
3. Niveles de tratamiento de aguas residuales y normas de calidad de las aguas residuales 8
4. Fuentes de aguas residuales 10
5. Aspectos económicos del tratamiento de aguas residuales y balance económico para reutilización de las aguas 10
6. Efectos de la contaminación del agua en el medio ambiente y en la biota 15
7. Eutrofización 23
8. Tipos de abastecimiento de aguas y clasificación de sus contaminantes 24

Referencias 26

Capítulo 2 **Caracterización de aguas residuales domésticas e industriales**

1. Medida de concentración de contaminantes en aguas residuales 27
2. Medida del contenido en compuestos orgánicos: Grupo 1—Métodos de determinación de parámetros de demanda de oxígeno 28
3. Medida del contenido en materia orgánica: Métodos para la determinación de parámetros basados en el contenido de carbono 47
4. Modelo matemático para la curva de DBO 50
5. Determinación de los parámetros K y L_o 52
6. Relaciones entre K y la relación DBO_5/DBO_f 62
7. Efectos medioambientales sobre el ensayo de la DBO 63
8. Nitrificación 64
9. Evaluación de la viabilidad de los tratamientos biológicos para aguas residuales industriales 66
10. Ensayos biológicos 71
11. Características de las aguas residuales municipales 76
12. Campañas de aguas residuales industriales 77
13. Correlaciones estadísticas de los datos obtenidos en una campaña de evaluación de residuos industriales 80

Referencias 89

Capítulo 3 **Pretratamientos y tratamientos primarios**

1. Introducción 91
2. Cribado 92
3. Sedimentación 92
4. Flotación 146
5. Neutralización (y homogeneización) 154

Referencias 197

Capítulo 4 **Teoría y práctica de la aireación en tratamientos de aguas residuales**

1. Introducción 199
2. Fases del proceso de transferencia de oxígeno 202
3. Ecuación de transferencia de oxígeno 203
4. Determinación del coeficiente global de transferencia K_La por aireación en régimen transitorio de agua corriente 205
5. Integración de la ecuación diferencial de transferencia de oxígeno 210
6. Aireación en régimen transitorio de aguas con lodos activos, 210
7. Determinación en régimen estacionario de K_La en el proceso de lodos activos 211
8. Capacidad de oxigenación en condiciones de referencia y en condiciones reales 212
9. Rendimiento en la transferencia de oxigeno de las unidades de aireación 220
10. Efecto de las características de las aguas residuales en la transferencia de oxigeno 221
11. Determinación en laboratorio del coeficiente de transferencia de oxígeno 223
12. Clasificación de los equipos de aireación. Rendimiento de la transferencia de oxígeno 223
13. Unidades de difusión de aire 224
14. Unidades de aireación por turbinas 232
15. Equipos de aireación superficial 237

Referencias 252

Capítulo 5 **Tratamiento secundario: El proceso de lodos activos**

1. Introducción 253
2. Modelos matemáticos del proceso de lodos activos 260
3. Relaciones cinéticas 260
4. Balances de materia 269
5. Relación para calcular las condiciones óptimas de decantación del lodo 291
6. Determinación experimental de los parámetros biocinéticos necesarios para el diseño de los reactores biológicos aerobios 299
7. Procedimiento de diseño de las plantas de lodos activos 313
8. Tiempo de residencia medio de los sólidos y edad de los lodos 350
9. Solución alternativa en el procedimiento de diseño de las plantas de lodos activos basada en la selección de un valor para la edad de los lodos 354
10. Agotamiento 361
11. La ecuación de Michaelis-Menten 366
12. Modelos de reactores en continuo: Reactor de flujo continuo en tanque agitado (RFCTA), reactor de flujo pistón (FP) y reactor de flujo arbitrario 380
13. Expresión para la fracción de sólidos degradables de los MLVSS 392

Referencias 409

Capítulo 6 **Tratamiento secundario: Otros procesos aerobios y anaerobios**

1. Introducción 411
2. Aireación prolongada (o proceso de oxidación total) 412
3. Contacto-estabilización 419
4. Otras modificaciones del proceso convencional de lodos activos: aireación escalonada, proceso de lodos activos por mezcla completa, aireación descendente, proceso de lodos activos de alta carga y aireación con oxígeno puro 425
5. Lagunas aireadas 437
6. Balsas de estabilización de aguas residuales 459
7. Filtros percoladores 472
8. Biodiscos (RBC) 493
9. Tratamiento anaerobio de las aguas residuales 503

Referencias 530

Capítulo 7 **Tratamiento y evacuación de lodos**

1. Introducción 531
2. Digestión aerobia y anaerobia de lodos 533
3. Espesamiento de lodos 551
4. Secado de lodos por filtración al vacío 552
5. Filtración a presión 568
6. Centrifugación 570
7. Eras o lechos de secado de lodos 570
8. Tratamiento previo de los lodos 576
9. Evacuación del lodo 578

Referencias 584

Capítulo 8 **Tratamiento terciario de las aguas residuales**

1. Introducción 585
2. Eliminación de sólidos en suspensión 585
3. Adsorción en carbón activo 586
4. Intercambio iónico 605
5. Ósmosis inversa 617
6. Electrodiálisis 635
7. Procesos de oxidación química (cloración y ozonación) 636
8. Eliminación del fósforo 642
9. Eliminación del nitrógeno 646
10. Proceso «Sonozone» de purificación de aguas residuales 683

Referencias 696

Índice alfabético 697

Capítulo 1

Introducción

1. Introducción 1
2. La función del técnico en reducción de contaminantes de las aguas 2
3. Niveles de tratamiento de aguas residuales y normas de calidad de las aguas 8
4. Fuentes de aguas residuales 10
5. Aspectos económicos del tratamiento de aguas residuales y balance económico para la reutilización de las aguas 10
6. Efectos de la contaminación del agua en el medio ambiente y en la biota 15
7. Eutrofización 23
8. Tipos de abastecimiento de aguas y clasificación de sus contaminantes 24

Referencias 26

1. INTRODUCCIÓN

Puede decirse que solamente a partir de la década de los 60, términos tales como contaminación del aire y del agua, protección del medio ambiente, ecología..., pasaron a ser palabras de uso común. Antes de estas fechas estos términos o bien pasaron desapercibidos para el ciudadano medio, o a todo lo más eran base para ideas confusas. Desde entonces, el género humano ha sido bombardeado continuamente por los medios de comunicación (periódicos, radio, TV) con la terrible idea de que la humanidad estaba trabajando efectivamente para su autodestrucción, a través de procesos sistemáticos de contaminación del medio ambiente, con el fin de conseguir un progreso material.

En algunos casos la gente ha sido arrastrada hasta casi un estado de histeria de masas. Aunque la contaminación es un problema serio y es por supuesto deseable que el ciudadano sea consciente de ello, es dudoso que la histeria de masas sea en cualquier caso justificable. El instinto de conservación de las especies es una motivación básica para la humanidad, y el hombre está equipado para corregir el deterioro del medio ambiente antes de que sea demasiado tarde. De hecho, la corrección de la contaminación no es un problema técnico de gran dificultad comparado con otros, mucho más complejos, resueltos con éxito en esta década, tal como la exploración de la luna por el hombre. Esencialmente, el conocimiento técnico básico requerido para resolver el problema de la contaminación está ya a disposición del hombre y, en la medida en que quiera pagar un precio razonable por conseguirlo, la pesadilla de la destrucción a través de la contaminación nunca se hará realidad.

De hecho precios muy superiores han sido pagados por la humanidad para desarrollar y mantener toda la maquinaria de guerra y armamento.

Como tema principal de este libro se considera el diseño científico de plantas de proceso para tratamiento de aguas residuales tanto de origen doméstico o urbano como industrial. Puede considerarse que solamente en los últimos años el diseño de estas plantas ha evolucionado de ser meramente empírico a tener una sólida base científica. Además, la investigación fundamental en nuevos procesos de tratamiento tales como ósmosis inversa y electrodiálisis sólo recientemente se han convertido en algo verdaderamente accesible.

2. LA FUNCIÓN DEL TÉCNICO EN REDUCCIÓN DE CONTAMINANTES DE LAS AGUAS

2.1 Necesidad de una aproximación multidisciplinar al problema de reducción de la contaminación del agua

Aunque, como se ha dicho anteriormente, el problema de la contaminación del agua no es técnicamente un problema difícil, el campo es de gran amplitud, y de suficiente complejidad como para justificar el que diferentes disciplinas deben conjuntarse para conseguir óptimos resultados con un coste mínimo. Una aproximación sistemática a la reducción de la contaminación de las aguas exige la participación de disciplinas distintas: ciencias aplicadas e ingeniería (ingeniería sanitaria, de obras públicas, química, así como otros campos de la ingeniería, mecánica, eléctrica, y ciencias básicas como la química, física); ciencias biológicas (biología acuática, microbiología, bacteriología), ciencias de la tierra (geología, hidrología, oceanografía); y ciencias sociales y económicas (sociología, derecho, ciencias políticas, relaciones públicas, economía, administración).

2.2 Revisión de la contribución de la ingeniería a la reducción de la contaminación de las aguas

El ingeniero sanitario, hasta ahora generalmente con una base en el desarrollo de obras públicas, históricamente ha sido la base para las actividades de ingeniería en lo que se refiere a corrección de la contaminación de las aguas. Esta situación está basada en el inicio de la actividad cuando la mayoría de las aguas residuales eran de origen urbano-doméstico, cuya composición no varía significativamente. En consecuencia los métodos de tratamiento están relativamente normalizados, siendo muy limitado el número de procesos unitarios y operaciones que integran las líneas de tratamiento. Los métodos de tratamiento tradicionales incluían grandes depósitos de hormigón, donde se llevaba a cabo una sedimentación o aireación, operación de filtros percoladores, cloración, cribado y ocasionalmente algunas otras operaciones. El principal trabajo del técnico se centraba en los pro-

blemas constructivos e hidráulicos y naturalmente la ingeniería de obras públicas era un requisito indispensable para el técnico que pretendía hacer un diseño de estas instalaciones.

Esta situación ha cambiado últimamente, en un principio gradualmente y, más recientemente, de una forma acelerada con la llegada de la industrialización. Como resultado de la gran variedad de procesos industriales, se han comenzado a producir aguas residuales de muy diverso tipo, lo que requiere tratamientos más complejos que han ido apareciendo sucesivamente. El tratamiento de aguas residuales actualmente lleva consigo tantos procesos de tratamiento y equipos, operaciones unitarias y de proceso que se hizo evidente que, sobre todo, la ingeniería química debería tener una participación prioritaria en la resolución de los problemas de aguas residuales. El concepto de operaciones unitarias, desarrollado fundamentalmente en la ingeniería química a lo largo de los últimos 50 años, constituye la llave de la aproximación científica a los problemas de diseño que se encuentran en el tratamiento de aguas residuales.

De hecho, incluso las aguas residuales municipales actuales ya no son las aguas residuales o aguas negras de antes. Prácticamente todos los municipios en zonas industrializadas deben manejar una combinación de aguas residuales domésticas e industriales. Los problemas técnicos y económicos que llevan consigo tales tratamientos obliga en muchos casos a hacer tratamientos separativos (segregación) de aguas industriales, antes de su descarga en el alcantarillado municipal.

Asimismo, la composición de las aguas residuales verdaderamente domésticas ha cambiado con la entrada en el mercado de una serie de productos nuevos, ahora accesibles al ama de casa, tales como detergentes sintéticos y otros. Así pues, tratar las aguas residuales domésticas de una forma óptima requiere modificaciones del enfoque tradicional.

En resumen, para el tratamiento tanto de las aguas residuales domésticas como industriales hay que empezar a considerar nuevas tecnologías, nuevos procesos y en general nuevas líneas de tratamiento, así como modificación de las antiguas. La imagen actual de una planta de tratamiento no es la de grandes depósitos de hormigón, sino la de una serie de procesos unitarios integrados. Estas operaciones, tanto físicas como químicas en su base, deben diseñarse caso por caso para cada problema de aguas residuales. El técnico que deba enfrentarse a este proceso, debe manejar con soltura estas operaciones unitarias y su integración, estando de esta forma cualificado para diseñar las plantas de tratamiento.

2.3. Presentación de un caso de tratamiento de aguas residuales industriales histórico

Un caso interesante en el que se pone de manifiesto el papel de la ingeniería química en el diseño de las plantas de tratamiento de aguas residuales para una fábrica de pasta y de papel, es objeto de discusión por Byrd [2]. La fábrica de pasta y papel objeto del caso debía descargar sus aguas residuales en un río con un gran valor recreativo, y con una población piscícola muy equilibrada. Por esta razón se tomó especial cuidado en la planificación y

diseño detallado de las líneas de tratamiento. Asimismo se desarrollaron modelos matemáticos para estudiar la capacidad de asimilación del río. El diseño de la planta de tratamiento llevaba asimismo consigo un estudio de determinación de cuáles eran los efluentes de aguas residuales que debían segregarse (corrientes) para su tratamiento individual y cuáles de éstos deberían seguir un tratamiento combinado. Para seleccionar finalmente el proceso de tratamiento se hizo una selección de alternativas [2]. Algunos de los procesos unitarios considerados en la planta de tratamiento, varios de ellos desechados posteriormente y sustituidos por otras alternativas, eran los siguientes: sedimentación, flotación con aireación, homogeneización, neutralización, filtración (filtros rotativos), centrifugación, ósmosis inversa, secado, oxidación en lecho fluidificado, incineración en hornos, oxidación húmeda, adsorción con carbón activo, procesos de lodos activos, lagunaje con aireación, floculación con polielectrolitos, cloración, vertedero controlado y riego por aspersión.

La integración de todas estas operaciones unitarias y procesos en una planta con un diseño final optimizado constituía un proceso verdaderamente desafiante. La planta de tratamiento significaba un coste superior a los 10 millones de dólares y sus costes de operación superaban el millón de dólares por año.

2.4. La formación en ingeniería química como base del currículo para abordar el problema del tratamiento de aguas residuales [5]

La ingeniería química es una base sólida y considerable para la entrada en el campo de las aguas residuales. El conocimiento de las cinéticas de reacciones, análisis de sistemas, balances másicos..., tiene un especial valor para la corrección y tratamiento de aguas residuales. Puede asegurarse que la preparación básica en ingeniería química es significativa para entrar en este tipo de actividades. Hasta el momento muchos de los ingenieros que trabajan en este campo han sido sobre todo procedentes del campo de las obras públicas.

La naturaleza multidisciplinaria de esta actividad debe ser plenamente reconocida, debiéndose además considerar que las personas con una sólida base en ingeniería química deben abordar una serie de conocimientos complementarios estudiando microbiología, debido a la gran importancia de los tratamientos biológicos de las aguas residuales, así como hidráulica [ya que los temas tales como flujo en canales abiertos, modelos matemáticos, receptores de aguas (ríos, estuarios, lagos, etc.) no reciben una atención significativa en los cursos de mecánica de fluidos que normalmente reciben los especialistas en ingeniería química].

2.5. Diseño integrado («Inplant») o separado («End-of-pipe») de las plantas de tratamiento de aguas residuales [6]

2.5.1. Introducción

Frecuentemente existe la tentación de pensar en los tratamientos de las aguas residuales industriales como de plantas separadas de la del proceso original (solución «End-of-

pipe»). Esto significaría diseñar una planta sin tener en cuenta la reducción de la contaminación en origen y en consecuencia considerando separadamente el diseño de la planta de tratamiento de aguas residuales. Tal estrategia no debe ser la utilizada ya que se considera poco rentable económicamente.

La estrategia correcta para un programa de reducción de la contaminación industrial es aquella en la que se tienen en cuenta todas las oportunidades para tratamiento de las aguas residuales integradas en el proceso básico de la actividad industrial: Esto puede parecer una estrategia más complicada que la manipulación o la consideración de las aguas residuales de una forma separada. Sin embargo, esta estrategia es la recomendada y la que puede considerarse como óptima a partir de un balance económico, tal y como se describe en los puntos 2.5.2 y 2.5.3.

2.5.2. *¿Qué se entiende por reducción de la contaminación, o de las aguas residuales, mediante modificación del proceso básico?*

Esencialmente la reducción de la contaminación de las aguas residuales en origen lleva consigo tres fases distintas.

Fase 1. Llevar a cabo una campaña de revisión de todos los efluentes de la planta. Esto significa hacer un inventario de todas las fuentes, así como finalmente para cada corriente de aguas residuales determinar los caudales y las cargas contaminantes.

(*a*) *Caudales.* Para caudales continuos basta con determinar dichas cifras (m^3/h). Para descargas intermitentes se suele proceder a estimar o bien los totales diarios o bien los valores horarios y su evolución.

(*b*) *Cargas contaminantes.* La carga contaminante de las distintas corrientes (concentración o valores totales de productos contaminantes en dichas corrientes) se expresa de muy distintas formas que se discuten en los capítulos siguientes. Para compuestos orgánicos que están sometidos a oxidación bioquímica, la demanda bioquímica de oxígeno (DBO) (que se define en el capítulo 2 punto 2.3) es la más normalmente empleada. En el caso que se discute en el punto 2.5.3 se utiliza la DBO para medir la concentración en materia orgánica.

Fase 2. Revisión de los datos obtenidos en la fase 1 para establecer los objetivos de reducción de la contaminación posibles. Algunos de éstos son: (1) incrementar el reciclaje en los sistemas de aguas de refrigeración; (2) eliminación de enfriamiento por contacto para gases de escape, por ejemplo sustitución de condensadores barométricos por intercambiadores de tubos o sistemas de refrigeración por aire; (3) recuperación de productos químicos contaminantes: a veces pueden llegar a obtenerse beneficios económicos de tales reciclajes de productos que de otra forma se descargan en los alcantarillados. Puede llegar a diseñarse una planta para recuperación de estos subproductos; (4) reutilización de aguas

procedentes de tanques de acumulación, condensadores de vacío, purgas de bombas. Tener en cuenta mayores usos consecutivos o múltiples del agua; (5) diseño de unidades de recuperación de calor para eliminar corrientes con vapores; (6) eliminación de escapes y mejora del mantenimiento.

Fase 3. Evaluación de los ahorros potenciales en inversión y costes de operación de una posible planta de tratamiento separada, si cada una de las corrientes consideradas en fase 1 y fase 2 se eliminan o se reducen (reducción tanto en caudal como en cargas contaminantes). Diseño de la planta de tratamiento para conseguir hacer frente a esta reducción de contaminación. Comparación de los costos de inversión y operación de las distintas alternativas consideradas, es decir, coste correspondiente a la reducción de caudales y cargas contaminantes, incluyendo la planta para hacer frente a dichas cargas reducidas, y los costes de la planta de tratamiento necesaria en caso de que no se llevasen a cabo tales reducciones. Los dos casos que se describen en la referencia [6] son bastante reveladores a este respecto.

Para poder llevar a cabo un control (o reducción de la contaminación en origen, es decir en los procesos básicos industriales) se requiere un gran conocimiento de los procesos y de las posibilidades de modificación. En este aspecto la base en ingeniería química es fundamental.

2.5.3. Casos de corrección en origen de aguas residuales

En la referencia [6], McGovern, se discuten dos casos interesantes a este respecto. A continuación se hace un resumen de uno de ellos referente a una planta petroquímica.

Una planta petroquímica, ya instalada y en operación, llevó a cabo un inventario de sus aguas residuales al mismo tiempo que realizó la evaluación de una planta de tratamiento para tratar 3 000 m^3 por hora de aguas residuales, con una DBO de 2 200 kilos por hora. La planta incluía un proceso de lodos activos para eliminar hasta un 90% de la carga orgánica evaluada como DBO. Incluía filtros de vacío e incineración de los lodos así como cloración del efluente total final.

Los costes de inversión de la planta de tratamiento se estimaron en unos 10 millones de dólares; los costes de operación y mantenimiento se consideraron también de tal forma que todas las cifras de inversión y de operación se refirieron a una base anual y suponiendo un período de amortización de 20 años a un 15% de interés. Posteriormente se llevó a cabo un estudio de la posibilidad de reducir tanto los caudales como las cargas contaminantes de las aguas residuales. En este estudio se siguieron las fases señaladas en el punto 2.5.2, proponiéndose al final de las mismas una serie de cambios en los diagramas del proceso. La reducción conseguida en los caudales y las cargas contaminantes significaba unos ahorros fundamentales en el coste total de la planta de tratamiento propuesta. La figura 1.1 muestra un gráfico, preparado para este caso, que ilustra el efecto de la reducción en la DBO o en el caudal en el coste de inversión de la planta de tratamiento. Este gráfico es válido hasta un

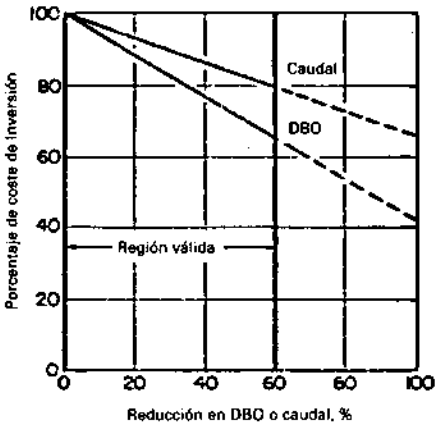


Fig. 1.1. Efecto de la reducción de carga contaminante en los costes de inversión de una planta de tratamiento [6] (Reproducida, con permiso, de *Chemical Engineering*, mayo 14, 1973. McGraw-Hill, Inc., New York 10020.)

CUADRO 1.1

Ahorros por reducción de vertidos por actuaciones en la planta

Ahorros en la planta	$/año
Reducción de caudal (350 m³/h)	410.000
Reducción en DBO (900 kg/d)	302.000
Reducción en agua de aportación	
Agua tratada (910 m³/d)	34.000
Agua bruta (5 200 m³/d)	14.000
Recuperación de productos	14.000
Total ahorro	774.000
Costes de las actuaciones	**$/año**
Ingeniería	15.000
Inversión, amortización	150.000
Operación y mantenimiento	33.000
Coste total	198.000

Ahorro neto: 774.000 − 198.000 = 576.000 $/año

[a] Reproducido, con permiso, de *Chemical Engineering*, Mayo, 1973. Copyright de McGraw-Hill, Inc., New York 10020.

60% de reducción en caudal o en DBO. Cualquier otra reducción superior a ésta requiere un sistema de tratamiento bastante distinto. Los ahorros derivados de la reducción de la contaminación en origen se recogen en el cuadro 1.1. El caudal de aguas residuales fue reducido a un 85% de su valor y la DBO a un 50%, siendo el coste de esta reducción de contaminación en origen más que superado por las economías en la planta de tratamiento. Tal y como se muestra en el cuadro 1.1, el programa tuvo como resultado un ahorro neto anual de 576 000 dólares.

2.6. Un concepto nuevo en el diseño de procesos: el diagrama de flujo del futuro

Las consideraciones expuestas en la sección 2.5 están llevando a los técnicos a un nuevo concepto en el diseño de procesos. El diagrama de flujo no mostrará en el futuro ninguna línea como una flecha terminal que diga «residuo». Esencialmente, cualquier producto será reciclado, los subproductos se recuperarán y el agua será reutilizada. Fundamentalmente las únicas corrientes de entrada y salida de una planta serán materias primas y productos. Los únicos residuos permitidos serán los limpios: hidrógeno, oxígeno, dióxido de carbono, agua y algo (no demasiado) de calor residual. En este sentido es interesante recordar las directrices establecidas por la United States Federal Water Pollution Control Act de 1972: (1) utilización de la tecnología práctica disponible a partir del 1 de julio de 1977; (2) utilización de la mejor tecnología disponible a partir del 1 de julio de 1983; (3) descarga cero a partir del 1 de julio de 1985.

3. NIVELES DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES Y NORMAS DE CALIDAD DE LAS AGUAS

El grado de tratamiento requerido para un agua residual depende fundamentalmente de los límites de vertido para el efluente. El cuadro 1.2 presenta una clasificación convencional de los procesos de tratamiento de aguas residuales. El tratamiento primario se emplea para la eliminación de los sólidos en suspensión y los materiales flotantes, impuesta por los límites, tanto de descarga al medio receptor como para poder llevar los efluentes a un tratamiento secundario, bien directamente o pasando por una neutralización u homogeneización. El tratamiento secundario comprende tratamientos biológicos convencionales. En cuanto al tratamiento terciario su objetivo fundamental es la eliminación de contaminantes que no se eliminan con los tratamientos biológicos convencionales.

Estos procesos de tratamiento son los que estudiaremos en los capítulos siguientes. La sistemática utilizada está basada en los conceptos de procesos y operaciones unitarios. El objetivo final es el desarrollo de los principios de diseño de aplicación general, para cualquier tratamiento de aguas residuales, que permita conseguir una selección adecuada de los procesos y el diseño de los equipos requeridos. Consecuentemente, la descripción de los procesos de tratamiento para plantas específicas, refinerías, acerías, tratamiento de super-

CUADRO 1.2

Tipos de tratamiento de aguas residuales

Tratamiento primario
Cribado o desbrozo
Sedimentación
Flotación
Separación de aceites
Homogeneización
Neutralización
Tratamiento secundario
Lodos activos
Aireación prolongada (procesos de oxidación total)
Estabilización por contacto
Otras modificaciones del sistema convencional de lodos activos: aireación por fases, mezcla completa, aireación descendente, alta carga, aireación con oxígeno puro
Lagunaje con aireación
Estabilización por lagunaje
Filtros biológicos (percoladores)
Discos biológicos
Tratamientos anaerobios: procesos de contacto, filtros (sumergidos)
Tratamiento terciario o «avanzado»
Microtamizado
Filtración (lecho de arena, antracita, diatomeas...)
Precipitación y coagulación
Adsorción (carbón activado)
Intercambio iónico
Ósmosis inversa
Electrodiálisis
Cloración y ozonización
Procesos de reducción de nutrientes
Otros

ficies, fábricas de pasta y papel, cervecerías..., no se incluyen en este libro. Para información sobre procesos de tratamiento de aguas residuales específicos recomendamos al lector consultar Eckenfelder [3] y Nemerow [7].

Las normas de calidad de las aguas están corrientemente basadas en uno o dos criterios: calidades de las aguas superficiales o normas de limitación de vertidos. Las normas de calidad de aguas superficiales incluyen el establecimiento de calidad de aguas de los receptores, aguas abajo del punto de descarga, mientras que las normas de limitación de vertidos establecen la calidad de las aguas residuales en su punto de vertido mismo.

Una desventaja de las normas de limitación de vertidos es que no establece controles sobre el total de cargas contaminantes vertidas en los receptores. Una gran industria, por ejemplo, aunque lleve a cabo el mismo tratamiento que una pequeña, puede causar mucha

mayor contaminación del receptor. Sin embargo, las normas de limitación de vertidos son mucho más fáciles de controlar que las de calidad de cauces receptores que requieren un análisis detallado de dichos cauces. Los defensores de las normas de limitación de vertidos argumentan que una gran industria, debido a su gran aportación económica a la comunidad, debe permitírsele una mayor utilización de la capacidad de asimilación del medio receptor.

Las normas de calidad seleccionadas dependen de los usos del agua; algunas de éstas incluyen: concentración de oxígeno disuelto (OD, mg/l), pH, color, turbidez, dureza (mg/l), sólidos disueltos totales (STD, mg/l), sólidos en suspensión (SS, mg/l), concentración de productos tóxicos (o en cualquier caso especiales o en duda) (mg/l), olor, temperatura.

En la publicación de Nemerow [7] puede verse una tabulación detallada de las normas de calidad de agua para distintos usos, así como las establecidas en distintos estados de EE.UU.

4. FUENTES DE AGUAS RESIDUALES

Las cuatro fuentes fundamentales de aguas residuales son: (1) aguas domésticas o urbanas, (2) aguas residuales industriales, (3) escorrentías de usos agrícolas, (4) pluviales. Aunque el objetivo principal de este libro es el estudio del tratamiento de las aguas residuales industriales y domésticas, la contaminación debida a los usos agrícolas así como las aguas pluviales de zonas urbanas están adquiriendo una gran importancia. Las escorrentías de usos agrícolas que arrastran fertilizantes (fosfatos) y pesticidas está empezando a constituir una de las causas mayores de eutrofización de lagos y pantanos, un fenómeno que se discute en la sección 7 de este capítulo. Las aguas pluviales en zonas urbanizadas también pueden tener unos efectos contaminantes significativos. Normalmente las aguas residuales, tratadas o no, se descargan finalmente a un receptor de aguas superficiales (mar, río, lago, etc.), que se considera medio receptor.

5. ASPECTOS ECONÓMICOS DEL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES Y BALANCE ECONÓMICO PARA LA REUTILIZACIÓN DE LAS AGUAS

En EE.UU. el coste medio para 1 000 galones de agua es de aproximadamente 0,2 dólares, lo que corresponde a 0,05 dólares el metro cúbico. Es un servicio relativamente barato y como resultado las economías del tratamiento de aguas residuales son bastante críticas. En principio y utilizando procesos de tratamiento bastante sofisticados se puede llegar a obtener agua potable de las aguas residuales. La consideración de aspectos económicos, sin embargo, evita el que se pueda llegar a la aplicación y la consecuente utilización de muchos métodos de tratamiento disponibles. En países donde el agua es un recurso

muy escaso (como, por ejemplo, Israel, Arabia Saudí), muchos tratamientos de aguas sofisticados y que no son económicamente viables en EE.UU., están empezando a ser rentables. Al evaluar un proceso de tratamiento de aguas residuales específico es importante estimar la relación coste/beneficio entre el beneficio derivado del tratamiento para obtener agua de una calidad específica y el coste en conseguir este grado de calidad.

La reutilización de agua o reciclado se ha mencionado al hablar de control de la contaminación en origen (sección 2.5). El establecimiento del porcentaje a reciclar para una aplicación específica lleva consigo el establecer un balance económico en el cual hay que tener en cuenta tres factores fundamentales [3]: (1) coste del agua bruta utilizada en la planta; (2) coste del tratamiento de aguas residuales para alcanzar los requisitos de calidad establecidos (en el ejemplo 1.1 éste es el coste de la planta de tratamiento que procede al reciclaje para reutilización), y (3) coste del tratamiento de aguas residuales necesario para poder descargar en el medio receptor, por ejemplo en el río.

Este balance económico es el recogido en el ejemplo 1.1.

Ejemplo 1.1. [3]. Una planta utiliza 40 m^3/h de agua de proceso con una concentración en contaminantes máxima de 0,1 kg/m^3. El suministro de agua bruta tiene una concentración en contaminantes de 0,05 kg/m^3. Optimizar el sistema de reutilización de aguas para

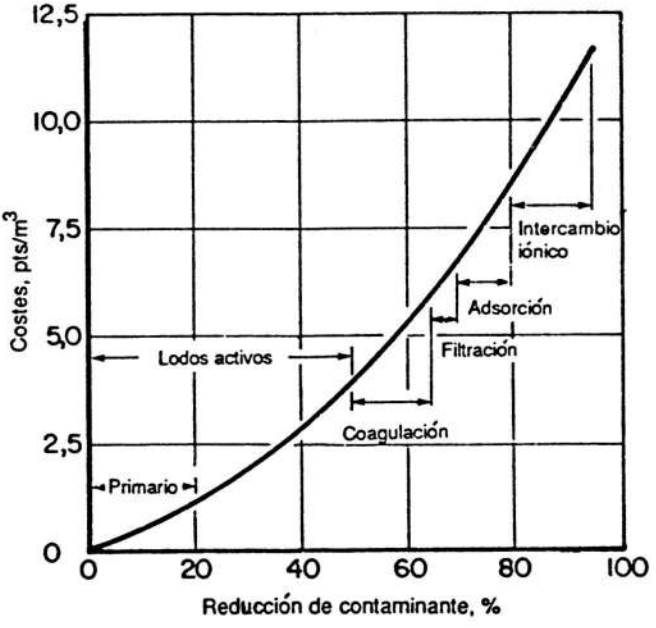


Fig. 1.2. Relación entre coste total y tipo de tratamiento [3].

esta planta basándonos en un coste del agua bruta de 5 pesetas/m^3. Utilizar los datos de la figura 1.2 al estimar los costes de los dos procesos de tratamiento que se deberían llevar a cabo. El contaminante no es volátil.

En este caso hay que aplicar las siguientes condiciones: (1) pérdidas de producto y evaporación (corriente E de la figura 1.3): 4 m^3/h de agua; (2) adición de contaminantes (corriente Y en la figura 1.3): 40 kg/h de contaminantes; y (3) máxima descarga permitida en el medio receptor: 8 kg/h de contaminante.

Solución. Un diagrama de bloques para el proceso es el recogido en la figura 1.3. Los valores tanto supuestos como calculados están subrayados en la figura. Los valores que no están subrayados son datos básicos para el problema. Los caudales de las corrientes 9, 10 y 11 son despreciables.

El proceso para la solución consiste en suponer valores distintos para el agua reciclada R (m^3/h). Para cada valor supuesto el balance de materiales debe completarse junto con la evaluación económica.

Fase 1. Comenzar suponiendo un 70 % de reciclaje, relación $R/A = 0{,}7$ (relación de reciclaje), donde R es la cantidad reciclada y por tanto corriente 2 (m^3/h) y A es la alimentación total, por ejemplo corriente 3 (40 m^3/h). Entonces calcularíamos el reciclaje:

$$R = (0{,}7)\,(A) = 28 \text{ m}^3\text{/h} \qquad \text{[corriente 2]}$$

Así la corriente 5 de la figura 1.3 también correspondería a un caudal de 28 m^3/h ya que el volumen del contaminante eliminado (corriente 11) es despreciable.

Fase 2. Para este reciclaje supuesto, la alimentación de agua bruta (corriente 1) sería:

$$F = A - R = 40 - 28 = 12 \text{ m}^3\text{/h}$$

Fase 3. Efluentes de la planta (corriente 4), sería:

$$A - E = 40 - 4 = 36 \text{ m}^3\text{/h}$$

Fase 4. A partir del balance de materiales puede deducirse que puesto que la corriente 4 se divide en dos corrientes 5 y 6.

Corriente 6: $36 - 28 = 8$ m^3/h
Corriente 7: 8 m^3/h

Así pues, para un 70% de reciclaje, tenemos ya todos los distintos caudales para todas las corrientes recogidas en la figura 1.3.

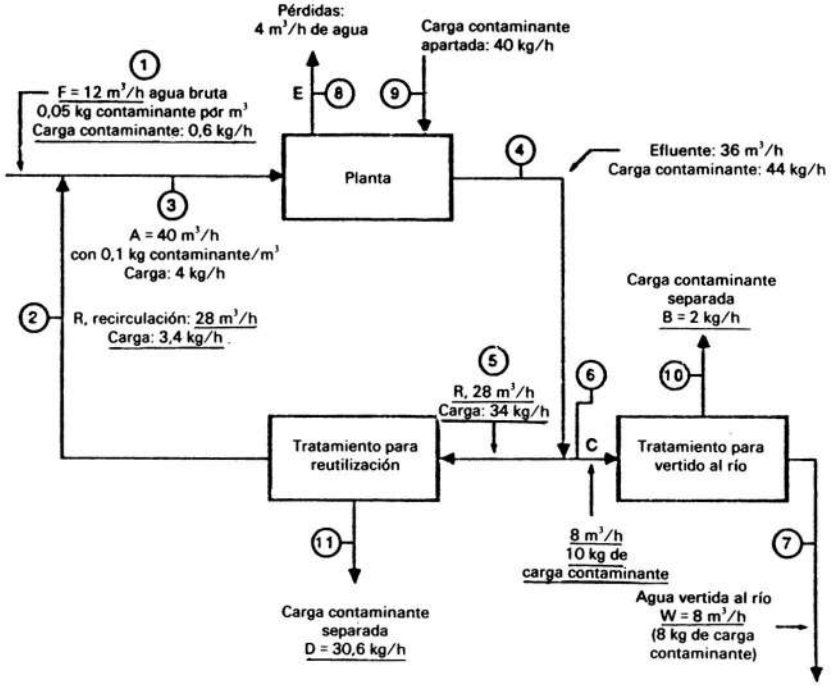


Fig. 1.3. Diagrama de flujo para el ejemplo 1.1. Corrientes, números en círculos. (Adaptación de Eckenfelder [3].)

Fase 5. Balance máximo de contaminante en aguas de aportación (corriente 1):

$$F \times (0{,}05 \times 12) = 0{,}6 \text{ kg/h}$$

Fase 6. Flujo de carga contaminante en la corriente 3

$$0{,}1 \times 40 = 4 \text{ kg/h}$$

Fase 7. Flujo de carga contaminante en el reciclaje (corriente 2)

$$4 - 0{,}6 = 3{,}5 \text{ kg/h}$$

Fase 8. Flujo de contaminante en el efluente de la planta (corriente 4)

$$4 \text{ (de corriente 3)} + 40 \text{ (de corriente 9)} = 44 \text{ kg}$$

Fase 9. Flujo de contaminante en corrientes 5 y 6

Corriente 5: $28/36 \times 44 = 34$ kg/h
Corriente 6: $44 - 34 = 10$ kg/h

Fase 10. Puesto que el flujo de contaminante en la corriente 7 es 8 kg/h, el de contaminante en la corriente 10 será:

$$10 - 8 = 2 \text{ kg/h}$$

Fase 11. La cantidad de contaminante eliminada en el tratamiento para reciclaje (corriente 11) es:

$$34 - 3{,}4 = 30{,}6 \text{ kg/h}$$

Fase 12. El tanto por ciento de contaminante eliminado en los dos tratamientos será

Tratamiento para reciclaje: $30{,}6/34 \times 100 = 90\%$
Tratamiento para descarga al medio receptor: $2/10 \times 100 = 20\%$

Fase 13. El tipo de tratamiento requerido se establece fundamentalmente por el porcentaje de contaminante a eliminar (figura 1.2). En el tratamiento para reciclaje (90% de eliminación), hay que proponer intercambio iónico. Sin embargo, para la descarga al medio receptor (20% de eliminación), la figura 1.2 indica que un tratamiento primario es suficiente. Los costes para estos tratamientos son los señalados en la figura 1.2.

Tratamiento para reciclaje (90% de eliminación): aproximadamente 10 pta/m^3
Tratamiento para descarga al medio receptor (20% de eliminación): aproximadamente 1,2 pta/m^3

Fase 14. Coste diario para un reciclaje del 70%:
Agua bruta:

$$12 \text{ m}^3/\text{h} \times 24 \text{ h/d} \times 5 \text{ pta/m}^3 = 1.440 \text{ pta/d}$$

Tratamiento de efluentes para descarga al río:

$$8 \text{ m}^3/\text{h} \times 1{,}2 \text{ pta/m}^3 \times 24 \text{ h/d} = 230{,}4 \text{ pta/d}$$

Tratamiento para reciclaje:

$$28 \text{ m}^3/\text{h} \times 10 \text{ pta/m}^3 \times 24 \text{ h/d} = 6.720 \text{ pta/d}$$

Total: 8.390,4 pta/d

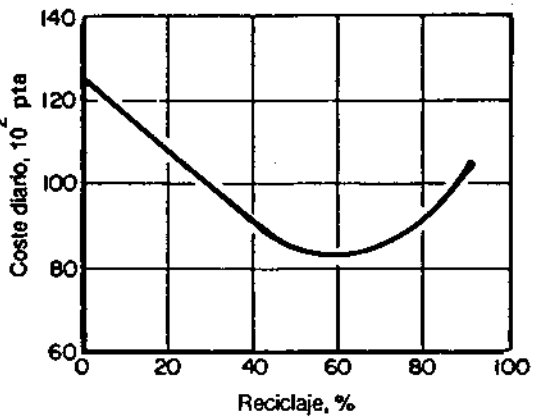


Fig. 1.4. Relación entre coste diario del agua y porcentaje de efluentes tratados para reciclaje [3].

Fase 15; El gráfico de la figura 1.4 recoge el coste para un 70% de reciclaje. Cálculos similares se pueden hacer para entradas de agua bruta que varíen entre 40 y 8 m^3/h, con un reciclaje variando respectivamente entre 0 y 80%. Así se obtiene la figura 1.4, que indica que el reciclaje óptimo es aproximadamente del 60%.

6. EFECTOS DE LA CONTAMINACIÓN DEL AGUA EN EL MEDIO AMBIENTE Y EN LA BIOTA

Bartsch y Ingram [1] realizaron un estudio bastante interesante del efecto de la contaminación de las aguas sobre el medio ambiente y la biota. Estos efectos se recogen en las figuras 1.5-1.10 y a continuación hacemos un resumen de sus conclusiones. La fuente de contaminación considerada eran las aguas residuales de una población de 40 000 personas, descargando en un cauce superficial con un caudal de 10 200 m^3/h. La disminución del oxígeno disuelto (OD) y la formación de depósitos de lodos pueden considerarse como la perturbación ambiental más importante que puede afectar al medio acuático.

6.1. La curva de oxígeno disuelto

La curva recogida en la figura 1.5, que se denomina curva de oxígeno disuelto, es un gráfico de la concentración de oxígeno disuelto (mg/l) en un cauce superficial. Se le suele designar como curva en saco del oxígeno disuelto. Las aguas residuales se descargan en el punto que se identifica como cero (0) en el eje de abscisas. Los valores a la derecha del punto 0 representan kilómetros aguas abajo del punto de descarga. Se supone que se consigue una mezcla total y que la temperatura del agua es de 25°C. Asimismo, se puede estable-

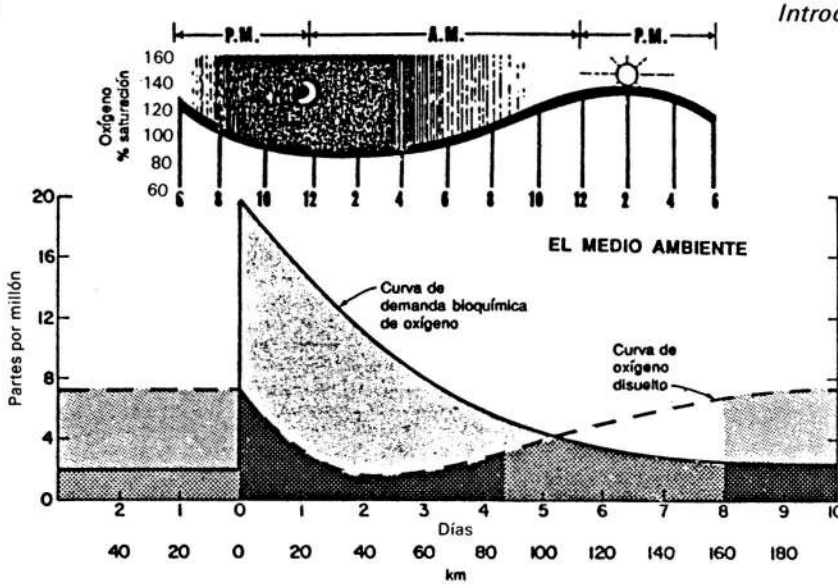


Fig. 1.5. Curvas de oxígeno disuelto y demanda bioquímica de oxígeno [1].

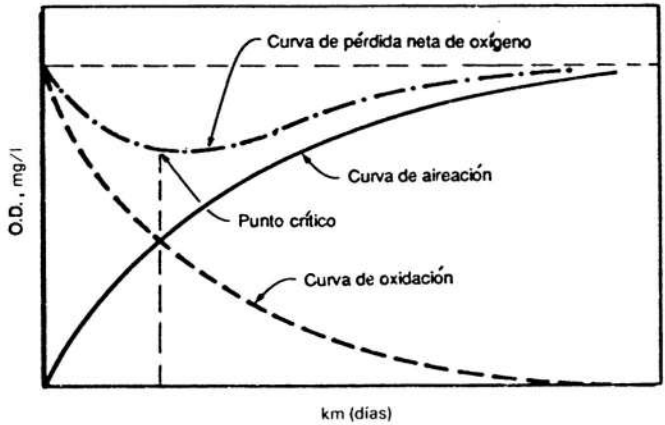


Fig. 1.6. Curva de oxígeno.

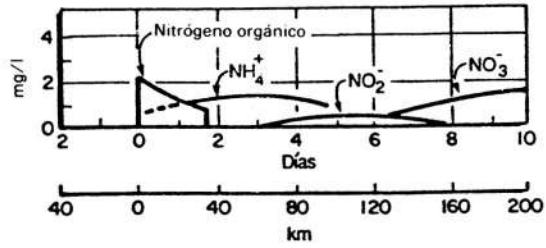


Fig. 1.7. Descomposición aerobia de materia orgánica nitrogenada [1].

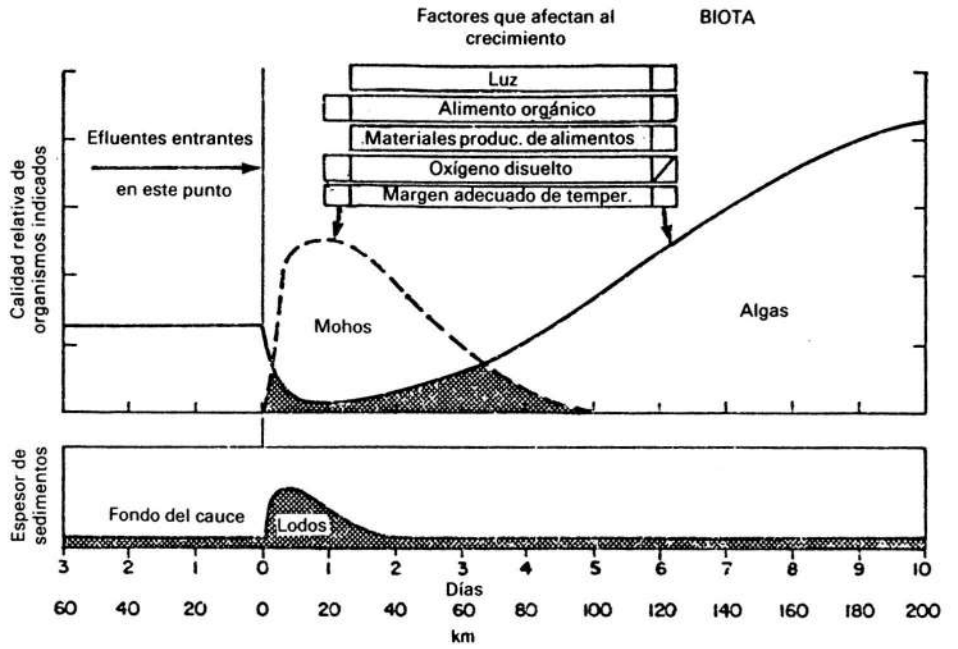


Fig. 1.8. Sedimentación de lodos y plantas acuáticas [1].

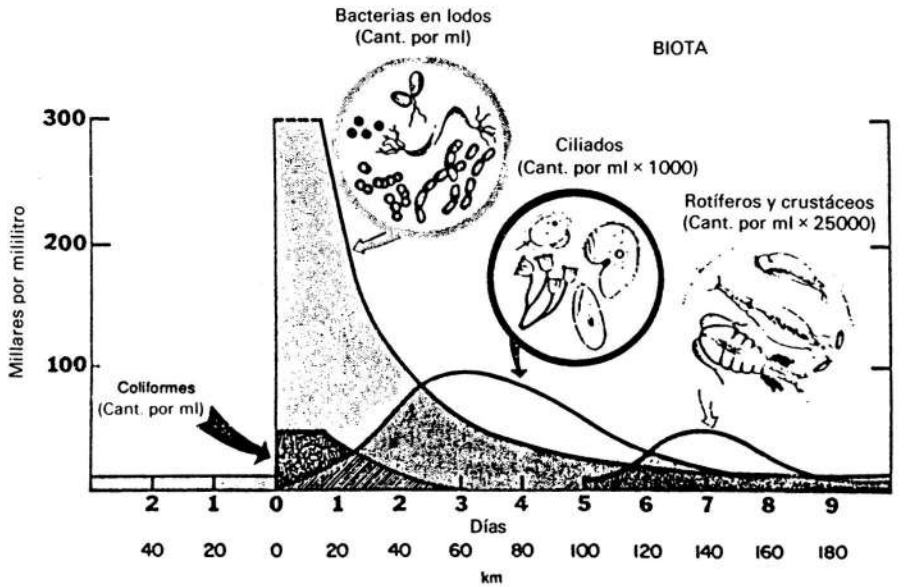


Fig. 1.9. Aumento de la población bacteriana, controlada por los ciliados que a su vez son pasto de las rotíferas y crustáceos.

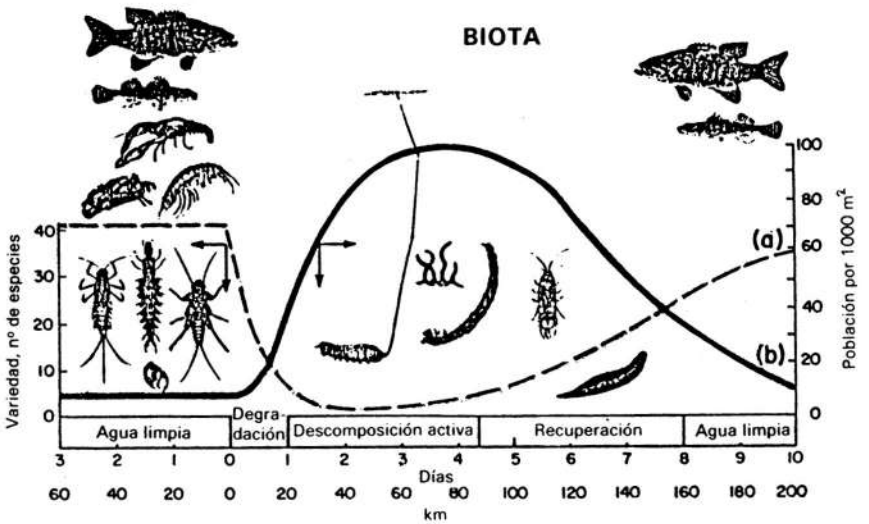


Fig. 1.10. La curva (a) muestra la fluctuación del número de especies; (b) variación en la población en número de individuos.

cer otra escala en abscisas en términos de días de recorrido, tal y como se indica en la figura 1.5.

La ordenada de la curva de oxígeno disuelto se expresa en mg/l de oxígeno disuelto. La forma de la curva, aguas abajo del punto de descarga puede entenderse a través del examen de la figura 1.6. Esta curva es la resultante neta de dos curvas: una que corresponde a la disminución de oxígeno disuelto debido a su utilización por oxidación de materias orgánicas que llegan con las aguas residuales, y la otra al incremento en oxígeno por aireación natural. La figura 1.5 muestra que la curva OD alcanza un punto bajo a unos 44 km aguas abajo del punto de descarga y corresponde a un recorrido de 2,25 días y a un oxígeno disuelto de unos 1,50 mg/l.

Este proceso de pérdida de oxígeno reducirá la OD a 0 en unos 1,5 días si no hubiera factores que contribuyen a aportar oxígeno al agua. El punto del río en el cual ya no habría oxígeno disuelto se presentaría a unos 20 km aguas abajo del punto de descarga. Después de alcanzar su mínimo el OD aumentaría hacia su recuperación, alcanzando eventualmente un valor muy cercano a los existentes en las aguas superficiales no contaminadas aguas arriba, aproximadamente 7 mg/l.

Si la población de la ciudad se mantiene más bien constante a través del año, y el caudal es relativamente constante, el punto más bajo de la curva de oxígeno se desplazaría hacia arriba o hacia abajo con las fluctuaciones en temperatura. En el invierno la oxidación es más baja y el aumento de oxígeno por reaireación es mayor, ya que la solubilidad del oxí-

geno en el agua aumenta al disminuir la temperatura. Estos dos factores combinados dan lugar a que el punto crítico de la curva se mueva aguas abajo. Durante el verano, por el contrario, la velocidad de oxidación es superior y la aireación es menos pronunciada. Estos dos factores combinados dan lugar a que el punto más bajo de la curva de oxígeno se desplace aguas arriba.

El punto de cualquier cauce donde la curva tiene su punto más bajo representa el punto más crítico desde el punto de vista ambiental en lo concerniente a recursos de oxígeno disuelto. Las especies vivas que necesitan un alto grado de OD, tales como las especies de aguas frías, se asfixian y se desplazan hacia otras áreas o hacia otros tramos de río donde los recursos en oxígeno disuelto son superiores.

La otra curva mostrada en la figura 1.5 se corresponde a la demanda bioquímica de oxígeno (DBO). Este parámetro importante se discute en el capítulo 2, sección 2.3. La demanda bioquímica de oxígeno se utiliza como una medida de la cantidad de oxígeno requerido para la oxidación, por acción bioquímica aeróbica, de los productos orgánicos biodegradables presentes en una muestra de agua. La DBO es baja en la parte aguas arriba o no contaminadas (cercana a 2 mg/l), ya que no hay materia orgánica presente para consumir oxígeno. La DBO aumenta bruscamente en el punto de descarga, y disminuye gradualmente aguas abajo a partir de este momento en la medida en que la materia orgánica descargada va oxidándose progresivamente hasta alcanzar un valor aproximado a los 2 mg/l, indicativo de agua no contaminada. En este punto podemos decir que el vertido está estabilizado. Tal y como se ha indicado en la figura 1.5, la estabilización o la recuperación se consigue aproximadamente unos 160 km aguas abajo del punto de descarga. La DBO y OD están relacionadas de tal forma que la concentración en oxígeno disuelto es baja donde la DBO es alta y asimismo puede establecerse lo contrario.

6.2. Efecto de la luz

En la figura 1.6 pueden apreciarse los efectos de la disminución de oxígeno por oxidación de materiales orgánicos y el incremento en oxígeno por aireación. Son los únicos considerados para explicar la forma de la curva de oxígeno. Para un análisis más completo del problema se necesita considerar los efectos de la luz.

En cualquier tramo seleccionado del curso de agua hay una variación en la concentración de oxígeno disuelto que depende de la hora del día. Durante el plazo diurno las algas y otras plantas dan oxígeno al agua a través del proceso de fotosíntesis. Esta cantidad de oxígeno puede ser tan considerable que el agua puede llegar a estar supersaturada en algunos momentos del período diurno. Además de dar oxígeno, el proceso de fotosíntesis consiste en producir hidratos de carbono que sirven como base y soporte para toda la vida acuática. Esto corresponde a la reacción que se señala en la ecuación:

$$6CO_2 + 6H_2O \rightarrow C_6H_{12}O_6 + 6O_2 \qquad (1.1)$$

Mientras la fotosíntesis ocurre, hay también respiración, que continúa durante 24 horas sin

tener en cuenta la iluminación. Durante la respiración se consume oxígeno y se produce CO_2. Durante el período diurno las algas pueden producir oxígeno en exceso del necesitado para su respiración, así como en exceso del requerido para la respiración de otros organismos acuáticos y para satisfacción de la demanda bioquímica de oxígeno. Esto puede ser cierto especialmente en la zona de recuperación. En estas condiciones puede llegarse a alcanzar una sobresaturación de oxígeno y parte de este exceso puede pasar a la atmósfera.

Durante la noche, la fotosíntesis no se produce y el oxígeno disuelto en exceso se usa gradualmente para la respiración de todas las formas de vida acuática, así como para satisfacción de la demanda bioquímica de oxígeno. En consecuencia, la concentración de oxígeno disuelto alcanza puntos mínimos en las primeras horas de la mañana. Para tener en cuenta las variaciones en oxígeno disuelto, el muestreo de los cauces en las campañas de evaluación de su estado debe realizarse a lo largo de las 24 horas.

6.3. Descomposición de materiales orgánicos y compuestos nitrogenados

El crecimiento acelerado de bacterias es una respuesta a suministros ricos en nutrientes en las aguas residuales domésticas. Durante el período de rápida asimilación de nutrientes, la reproducción bacteriana alcanza su óptimo y la utilización del oxígeno disuelto es aproximadamente proporcional a la cantidad de materia orgánica o de alimento utilizado. La figura 1.7 ilustra los cambios progresivos, aguas abajo, de nitrógeno orgánico a nitrógeno en forma de amonio, nitrito y finalmente nitrato. El alto consumo de oxígeno por la alimentación bacteriana con los compuestos de base proteínica disponibles en la zona de aguas arriba tiene lugar debido al efluente doméstico vertido muy recientemente. Conforme va disminuyendo la cantidad de estos compuestos en las aguas superficiales la concentración en oxígeno disuelto se va recuperando progresivamente alcanzando finalmente su valor inicial de 7 mg/l.

Un proceso similar tiene lugar con los nutrientes tipo hidratos de carbono y grasas. El producto final de la descomposición aeróbica y anaeróbica de la materia carbónica y nitrogenada es:

1. *Descomposición de materia orgánica nitrogenada.* Aeróbica (productos finales): NO_3^-, CO_2, H_2O, SO_4^{2-}; anaeróbica (productos finales); mercaptanos, índoles, escatol, H_2S, y otra serie de productos.
2. *Descomposición de materia carbónica.* Aeróbica: CO_2, H_2O; anaeróbica: ácidos, alcoholes, CO_2, H_2, CH_4, y otros productos complejos.

El nitrógeno y el fósforo presentes en las proteínas de las aguas residuales dan lugar a problemas especiales en los cauces receptores. La alta concentración de estos elementos en el agua crea condiciones especialmente favorables para el desarrollo de las plantas verdes. Si el agua es de curso libre (ríos, arroyos), se forman unos recubrimientos verdes ater-

ciopelados sobre las piedras y partes laterales de los arroyos que forman a veces como hilos conocidos como cabellos de sirena. Estas vegetaciones no carecen de atractivo y constituyen una jungla en miniatura en la cual se establece una vida animal de muchos tipos, de tal manera que muchos de ellos son base para la alimentación de los peces. Si, por el contrario, el agua está quieta (por ejemplo, pantanos), se estimula el crecimiento de tipos de algas no deseados. Estas algas hacen que el agua aparezca con un color verdoso, pudiendo llegar a oler y teniendo un aspecto finalmente poco atractivo. Este fenómeno se discute en la sección 7 de este capítulo. A veces estas algas azul-verdosas pueden desarrollar o producir venenos capaces de acabar con el ganado, vida salvaje y fauna piscícola.

6.4. Depósitos de lodos y plantas acuáticas

En la parte inferior de la figura 1.8 se muestra un perfil de los depósitos de lodos a distintas distancias del punto de vertido. El máximo espesor se presenta cerca de la zona de vertido y a partir de entonces el lodo se va reduciendo gradualmente por descomposición, por acción de bacterias y otros organismos hasta que resulta insignificante a unos 50 km de distancia.

También en el punto de vertido hay una turbidez bastante elevada debido a la presencia de sólidos en suspensión. A medida que estos sólidos se sedimentan el agua se hace cada vez más clara acercándose a la transparencia de la zona de aguas arriba.

En la parte superior de la figura 1.8 se recoge la distribución de plantas acuáticas. Poco después de la decarga se alcanza el máximo crecimiento de mohos asociados con bacterias filamentosas (*Sphaerotilus*), asociadas con la deposición de lodos que se muestra en la curva inferior. Entre los puntos 0 y 58 km, la gran turbidez no produce algas porque la luz solar no puede penetrar en el agua efectivamente. El único tipo de algas que puede crecer son las llamadas algas azul-verdosas, características de aguas contaminadas; éstas pueden cubrir las piedras de los márgenes haciéndolos resbaladizos y pueden llegar a dar olores molestos en su descomposición estacional.

Las algas comienzan a incrementarse a partir del km 58. El plancton, así como otras formas flotantes, se hacen cada vez más abundantes. Éstas constituyen un suministro de alimento importante para la fauna acuática así como refugio para ella. De esta forma, así como las plantas van respondiendo aguas abajo desarrollando una población diversificada y ayudando a la recuperación y limpieza de los tramos acuáticos, la fauna animal sigue un desarrollo paralelo, produciendo una gran variedad de especies.

6.5. Bacterias y ciliados

La figura 1.9 ilustra la interrelación entre las bacterias y otras formas de plancton animal tales como protozoos ciliados, rotíferos y crustáceos. Las dos curvas decrecientes que se muestran corresponden una a las bacterias que se encuentran en los lodos y la otra a las bacterias coliformes solamente. Las dos curvas en forma de campana corresponden a protozoos ciliados, rotíferos y crustáceos.

Después de entrar en el curso de agua con el agua residual, las bacterias se reproducen y llegan a ser abundantes alimentándose de la materia orgánica del vertido. Los protozoos ciliados, inicialmente pocos en número se alimentan de las bacterias. La población de bacterias va disminuyendo gradualmente, tanto por un proceso natural de mortalidad, como por servir de alimentación para los protozoos. Después de unos 2 días de discurrir por el cauce, a unos 38 km aguas abajo del punto 0, el medio se hace más adecuado para ciliados, que forman el grupo dominante de zooplancton.

Después de 7 días, 135 km más abajo del punto 0, los ciliados pasan a ser víctimas de los rotíferos y los crustáceos que pasan a ser las especies dominantes. De esta forma el proceso biológico de degradación y consumo de las aguas residuales depende de una sucesión interrelacionada de especies de zooplancton, tales que una especie vive y captura a otras.

Esta relación entre las bacterias y sus predadores es la que se encuentra en la operación de una moderna planta de tratamiento de aguas residuales. De hecho este curso de agua del que hemos hablado es muy parecido al proceso que tiene lugar en una planta de aguas residuales.

La estabilización o depuración del agua residual en una planta es más rápida cuando están presentes los feroces ciliados, comedores de bacterias, que mantienen la población de bacterias en unos valores bajos pero con unas tasas de crecimiento muy altas. En algunas de las plantas de tratamiento, el examen microscópico se hace de una forma rutinaria, para observar las líneas de desarrollo entre predadores de bacterias y éstas mismas.

6.6. Formas más desarrolladas de especies animales

La figura 1.10 ilustra este tipo de organismo y su población a lo largo del curso del cauce. La curva (a) representa la variedad, o sea el número de especies de organismos que se encuentran según distintos niveles de contaminación. La curva (b) representa la población en miles de individuos de cada especie por m^2.

En las aguas limpias, aguas arriba del punto 0, se encuentra una gran variedad de organismos con muy pocos individuos de cada uno presentes. En el punto de descarga, el número de especies diferentes se reduce grandemente y hay un drástico cambio en las especies que constituyen la biota. Esta biota alterada está representada por muy pocas especies pero sin embargo hay un incremento notable en el número de individuos de cada especie comparado con la densidad de población aguas arriba.

En las aguas limpias hay asociación de especies de pesca deportiva y otras especies típicas de aguas limpias representadas por pocos individuos. En zonas contaminadas estas especies son reemplazadas por asociaciones de larvas, gusanos..., representadas por gran número de individuos. Cuando las condiciones aguas abajo vuelven a las primitivas tienden a reaparecer las especies de aguas limpias mientras las tolerantes a la contaminación desaparecen.

Los animales tolerantes a la contaminación están especialmente bien adaptados para la

vida en depósitos de lodo y en condiciones de muy poco oxígeno disuelto. Una larva acuática del género *Eristalis*, por ejemplo, posee un tubo de aire telescópico que atraviesa la película superficial para respirar oxígeno atmosférico, así en ausencia total de oxígeno disuelto puede llegar a sobrevivir. Estas especies se encuentran con bastante normalidad en los lodos de las plantas de tratamiento de aguas residuales.

La relación entre el número de especies y la población total se expresa en función del índice de diversidad de especies (IDE), que se define por la ecuación:

$$\text{IDE} = (S - 1)/\log I$$

donde S es el número de especies, I el número total de organismos contados.

De acuerdo con los aspectos anteriores es bastante claro que el IDE es una indicación de las condiciones generales del medio acuático. Cuanto mayor es este valor más productivo es el sistema; su valor disminuye al aumentar la contaminación.

7. EUTROFIZACIÓN [4]

La eutrofización es el proceso natural de envejecimiento de los lagos. Progresa aun sin tener la ayuda del hombre. La contaminación, sin embargo, acelera el envejecimiento natural y acorta considerablemente la vida del receptor acuático.

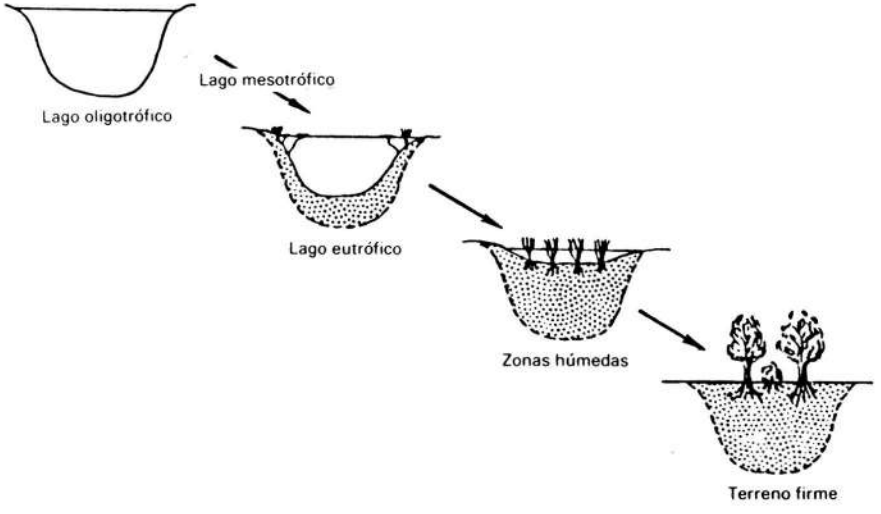


Fig. 1.11. Eutrofización. Proceso de envejecimiento en la evolución ecológica [4]. (Reproducido con permiso de American Water Resources Association.)

La secuencia general del proceso de eutrofización de un lago se puede resumir en la figura 1.11. Consiste en una progresión gradual (sucesión ecológica) de una etapa a la otra, basada en cambios en el grado de nutrición o productividad. La etapa más joven del ciclo se caracteriza por una concentración muy baja de nutrientes de las plantas y una productividad biológica pequeña. Tales lagos se llaman oligotróficos (del griego *oligo*, que significa poco, y *trofico* que significa alimentar, de tal forma que oligotrófico significa pocos nutrientes). En una etapa posterior de la sucesión, el lago se hace mesotrófico (*meso* igual a intermedio). A continuación el lago puede llegar a ser eutrófico (*eu* igual a bien) o altamente productivo. La etapa final antes de la desaparición puede ser una tierra húmeda, una marisma.

El enriquecimiento y la sedimentación son los principales contribuyentes al proceso de envejecimiento. La vegetación en la orilla y las plantas acuáticas superiores utilizan parte de los nutrientes que llegan, crecen abundantemente y en consecuencia retienen los sedimentos. El lago gradualmente se va rellenando acumulándose las plantas y sedimentos en el fondo y haciéndose más pequeño por la invasión de la vegetación en las orillas, pudiendo llegar a ser tierra firme. La extinción de un lago, en consecuencia, es un resultado del enriquecimiento, productividad, degradación y sedimentación. El efecto de las aguas residuales ricas en fósforo y nitrógeno en la aceleración de la eutrofización se ha señalado en la sección 6 de este capítulo.

8. TIPOS DE ABASTECIMIENTO DE AGUAS Y CLASIFICACIÓN DE SUS CONTAMINANTES

De acuerdo con su origen, los suministros de agua se clasifican en tres categorías: (1) aguas superficiales, (2) aguas subterráneas y (3) aguas meteorológicas. Las aguas superficiales comprenden los cauces (ríos), océanos, lagos y aguas embalsadas. Los cauces de agua sometidos a contaminación presentan una calidad variable a lo largo del curso del cauce, tal y como se indicó en la sección 6. Las aguas de los lagos y pantanos o embalses, por otro lado, tienen una calidad relativamente uniforme. Las aguas subterráneas muestran en general menor turbidez que las aguas superficiales. En cuanto a las aguas de lluvia, son de mucha mayor pureza física y química que las aguas superficiales o subterráneas.

Los contaminantes del agua se clasifican en tres categorías: (1) químicos, (2) físicos y (3) biológicos. Los contaminantes químicos comprenden tanto productos químicos orgánicos como inorgánicos. El aspecto fundamental resultante de la contaminación por compuestos orgánicos es la disminución de oxígeno como resultante de la utilización del existente en el proceso de degradación biológica de dichos compuestos. Como se trató en la sección 6, esta disminución de oxígeno disuelto lleva a perturbaciones indeseables del medio y de la biota en ella asentada. En el caso de la contaminación derivada de la presencia de compuestos inorgánicos el resultado más importante es su posible efecto tóxico, más que la disminución en oxígeno. Sin embargo, hay casos en los cuales los compuestos

inorgánicos presentan una demanda de oxígeno, contribuyendo a la disminución del mismo. Los sulfitos y los nitritos, por ejemplo, toman oxígeno para oxidarse a sulfatos y nitratos, respectivamente:

$$SO_3^{2-} + \tfrac{1}{2}O_2 \rightarrow SO_4^{2-} \tag{1.3}$$

$$NO_2^- + \tfrac{1}{2}O_2 \rightarrow NO_3^- \tag{1.4}$$

Los iones de metales pesados, tóxicos para los seres humanos, son importantes contaminantes de este grupo. Se presentan en las aguas residuales industriales resultado de las operaciones de tratamiento de superficies, así como de las industrias de fabricación de pigmentos y pinturas. Incluyen mercurio, arsénico, cobre, zinc, níquel, cromo, plomo, cadmio. Su presencia, aun en pequeñas cantidades (concentraciones mínimas detectables), puede causar serios problemas.

El mercurio es uno de los metales pesados que ha sido objeto de un gran interés y divulgación. Los microorganismos convierten el ion mercurio a metilmercurio (CH_3Hg) o dimetilmercurio [$(CH_3)_2Hg$]. El dimetil, que es volátil, puede eventualmente pasar a la atmósfera. El metilmercurio, sin embargo, se absorbe en los tejidos de los peces y puede hacer que no sean adecuados para el consumo humano. El contenido de mercurio en el tejido de los peces puede tolerarse hasta un máximo de 15-20 ppm. El metilmercurio presente en los peces se absorbe en los tejidos de los seres humanos y puede concentrarse en ciertos órganos vitales tales como el cerebro y el hígado. En el caso de una mujer embarazada se puede concentrar en el feto. Recientemente en Japón hubo distintos casos publicados de muertes por envenenamiento por mercurio, debido al consumo humano de peces contaminados por mercurio. Los análisis de la carne de estos pescados mostraron concentraciones en mercurio de 110-130 ppm. Estas altas concentraciones de mercurio unidas al gran consumo de pescado en la dieta japonesa fue lo que dio lugar a esa tragedia.

La contaminación por nitratos es también un aspecto peligroso; la metahemoglobinemia infantil (enfermedad azul) es resultado de alta concentración de nitratos en aguas de abastecimiento. Los floruros, por otro lado, parecen ser beneficiosos; su presencia en aguas potables en unas cantidades mínimas es responsable de la reducción de enfermedades de los dientes. Sin embargo, hay una controversia considerable en lo referente a si se debe o no añadir flúor en las aguas de abastecimiento, ya que es perjudicial a partir de ciertas cantidades.

Algunos contaminantes físicos incluyen (1) cambios térmicos (contaminación térmica). Es el caso de aguas procedentes de plantas industriales, relativamente calientes después de haber sido utilizadas en los intercambiadores (enfriadores); (2) el color (por ejemplo, los licores negros que se descargan procedentes de las plantas de fabricación de pasta química); (3) turbidez (originada por la descarga de aguas que contienen sólidos en suspensión); (4) espumas [detergentes tales como sulfonato de alquilbenceno (SAB) constituyen una causa importante de formación de espumas]; y (5) radiactividad.

Los contaminantes biológicos son los responsables de la transmisión de enfermedades en las aguas de abastecimiento. Algunas de las enfermedades que se transmiten por contaminación biológica son el cólera, las tifoideas, paratifoideas...

REFERENCIAS

1. Bartsch, A. F., and Ingram, W. M., *Public Works* **90**, 104 (1959).
2. Byrd, J. P., *AIChE Symp. Ser.* **68**, 137 (1972).
3. Eckenfelder, W. W., Jr., «Water Quality Engineering for Practicing Engineers». Barnes & Noble, New York, 1970.
4. Greeson, P. E., *Water Resour. Bull.* **5**, 16 (1969).
5. Klei, W. E., and Sundstrom, D. W. *AIChE Symp. Ser.* **67**, 1 (1971).
6. McGovern, J. G., *Chem. Eng. (N.Y.)* **80**, 137 (1973).
7. Nemerow, N. L., «Liquid Wastes of Industry: Theories, Practice and Treatment». Addison-Wesley, Reading, Massachusetts, 1971.

Capítulo 2

Caracterización de aguas residuales domésticas e industriales

1. Medida de concentración de contaminantes en aguas residuales 27
2. Medida del contenido en compuestos orgánicos: Grupo I. Métodos de determinación de parámetros de demanda de oxígeno 28
3. Medida del contenido en materia orgánica: Métodos para la determinación de parámetros basados en el contenido en carbono 47
4. Modelo matemático para la curva de DBO 50
5. Determinación de los parámetros K y L_0 52
6. Relaciones entre K y la relación DBO_5/DBO_f 62
7. Efectos medioambientales sobre el ensayo de la DBO 63
8. Nitrificación 64
9. Evaluación de la viabilidad de los tratamientos biológicos para aguas residuales industriales 66
10. Ensayos biológicos 71
11. Características de las aguas residuales municipales 76
12. Campañas de aguas residuales industriales 77
13. Correlaciones estadísticas de los datos obtenidos en una campaña de evaluación de residuos industriales 80

Problemas 85
Referencias 89

1. MEDIDA DE CONCENTRACIÓN DE CONTAMINANTES EN AGUAS RESIDUALES

Los contaminantes en las aguas residuales son normalmente una mezcla compleja de compuestos orgánicos e inorgánicos. Normalmente no es ni práctico ni posible obtener un análisis completo de la mayoría de las aguas residuales.

Por las razones anteriores se han desarrollado una serie de métodos empíricos para evaluación de la concentración de contaminantes en aguas residuales, cuya aplicación no requiere un conocimiento completo de la composición química específica de las aguas residuales consideradas. Los métodos normalizados más importantes para análisis de conta-

minantes orgánicos se describen en las secciones 2 y 3 de este capítulo. Para discusión de los métodos analíticos para contaminantes inorgánicos específicos en aguas residuales y determinación de parámetros físicos (sólidos totales, color, olor), remitimos al lector a la referencia [15].

En este capítulo se presta especial atención a la demanda bioquímica de oxígeno de aguas residuales (DBO). Se trata además un modelo matemático para la obtención de curvas típicas de DBO, así como la evaluación de la viabilidad de los tratamientos biológicos para aguas residuales industriales (secciones 4-9). Las características medias de las aguas residuales de origen doméstico o municipales y los procedimientos que se deben seguir en las campañas de evaluación de aguas residuales industriales es objeto de las secciones 11 y 12. Teniendo en cuenta que tanto el caudal como la carga contaminante pueden seguir una variación aleatoria, puede ser interesante establecer evaluaciones de correlación estadística de tales datos. Este punto es objeto de la sección 13.

Los métodos analíticos para contaminantes orgánicos se clasifican en dos grupos:

Grupo 1. Métodos de evaluación para la demanda de oxígeno.

1. Demanda teórica de oxígeno (DTeO).
2. Demanda química de oxígeno (DQO) [método de oxidación al dicromato; ensayo de oxidación al permanganato; ensayos de evaluación rápida de DQO; métodos instrumentales de análisis de DQO («AquaRator»)].
3. Demanda bioquímica de oxígeno (DBO) (métodos de dilución; métodos manométricos).
4. Demanda total de oxígeno (DTO).

Grupo 2. Métodos para evaluación de parámetros de contenido en carbono.

1. Carbono orgánico teórico (COTe).
2. Carbono orgánico total (COT) (método de oxidación húmeda; determinaciones con analizadores de carbono).

2. MEDIDA DEL CONTENIDO EN COMPUESTOS ORGÁNICOS: GRUPO 1 — MÉTODOS DE DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS DE DEMANDA DE OXÍGENO

2.1. Demanda teórica de oxígeno

La demanda teórica de oxígeno (DTeO) corresponde a la cantidad estequiométrica de oxígeno requerida para oxidar completamente un determinado compuesto. Normalmente se expresa en mg de oxígeno requerido por litro de solución, es un valor calculado y sólo puede evaluarse si se dispone de un análisis químico completo del agua residual, lo cual no es normalmente el caso. En consecuencia su utilización es muy limitada.

Para ilustrar el cálculo de la DTeO, consideremos un caso simple de disolución acuosa de una sustancia pura: Solución de 1 000 mg/l de lactosa. La ecuación (2.1)* corresponde a la oxidación completa de lactosa:

$$(CH_2O) + O_2 \rightarrow CO_2 + H_2O \qquad (2.1)$$

Peso molecular: 30 32

El valor de DTeO se obtiene fácilmente a partir de un cálculo estequiométrico, basado en la ecuación 2.1:

$$\frac{30 \text{ (PM de la lactosa}}{1000} = \frac{32 \text{ (PM del } O_2)}{\text{DTeO}}$$

$$\text{DTeO} = (32/30)\ 1\ 000 = 1\ 067 \text{ mg/l}$$

2.2. Demanda química de oxígeno (DQO)

La demanda química de oxígeno (DQO) corresponde al volumen de oxígeno requerido para oxidar la fracción orgánica de una muestra susceptible de oxidación al dicromato o permanganato, en medio ácido. Teniendo en cuenta que la oxidación que se lleve a cabo en un laboratorio de ensayos o de análisis de DQO no se corresponde con la estequiométrica (ecuación 2.1), el valor de la DQO no debe esperarse que sea igual al de la DTeO.

Los análisis normalizados para determinación de la DQO (secciones 2.2.1 y 2.2.2) dan valores que varían entre el 80 y el 85% de la DTeO, dependiendo de la composición química del agua residual que se está ensayando. Los análisis rápidos de la DQO, que se discuten en la sección 2.2.3, dan valores que se acercan al 70% de la DTeO.

Las relaciones aproximadas entre los distintos parámetros de carbono y oxígeno se presentan en el cuadro 2.1, estimados a partir de un gráfico de Eckenfelder y Ford [5]. Los valores indicados en el cuadro 2.1 son valores medios típicos; las relaciones correctas para un agua residual determinada deben ser evaluadas en cada caso, ya que dependen de su composición química. Así los valores del cuadro 2.1 deben solamente utilizarse para estimaciones aproximadas si no se dispone de datos concretos. A continuación se describen cuatro distintos ensayos para determinación de la DQO.

* Por simplicidad, en la ecuación (2.1) la lactosa está representada por una unidad de azúcar (CH_2O). Multiplicando esta unidad por un factor de 12 se obtiene ($C_{12}H_{24}O_{12}$), que corresponde a la fórmula molecular de la lactosa.

CUADRO 2.1

*Valores medios de los parámetros referentes al oxígeno en aguas residuales como porcentaje de la demanda teórica de oxígeno (DTeO)**

DTeO	100
DTO	92
DQO (normalizado)	83
DQO (método rápido)	70
DBO_2O	
Con nitrificación	65
Eliminando la nitrificación	55
DBO_5	
Con nitrificación	58
Eliminando la nitrificación	52

* Para parámetros tomando como referencia al carbono COT representa un 95% del carbono orgánico teórico (COTe). Las relaciones entre DTeO y COTe se consideran en el apartado 3.

2.2.1. *Método normalizado de oxidación al dicromato* [6, 9, 15]

El ensayo de determinación de DQO al dicromato se utiliza ampliamente para establecer la contaminación en materia orgánica de aguas residuales. El ensayo se lleva a cabo calentando en condiciones de reflujo total una muestra de volumen determinado con un exceso conocido de dicromato potásico ($K_2Cr_2O_7$) en presencia de ácido sulfúrico (H_2SO_4), durante un período de dos horas. La materia orgánica en la muestra se oxida, como resultado se consume el dicromato de color amarillo que se reemplaza por el ion crómico color verdoso (ecuación 2.2). Como catalizador se añade sulfato de plata (Ag_2SO_4).

$$Cr_2O_7^{2-} + 14H^+ + 6e \rightleftharpoons 2Cr^{3+} + 7H_2O \qquad (2.2)$$

La medición se lleva a cabo por valoración del dicromato restante o por determinación colorimétrica del ion cromo producido. El método de valoración es más exacto pero más laborioso. El método colorimétrico, si se lleva a cabo con un colorímetro fotoeléctrico bueno o un espectrofotómetro, es más rápido y más fácil, y suficientemente exacto para objetivos prácticos.

Si hay presencia de cloruros en el agua residual, interfieren con el ensayo de DQO, ya que los cloruros son oxidados por el dicromato de acuerdo con la ecuación 2.3.

$$6Cl^- + Cr_2O_7^{2-} + 14H^+ \rightarrow 3Cl_2 + 2Cr^{3+} + 7H_2O \qquad (2.3)$$

Esta interferencia se evita adicionando sulfato mercúrico ($HgSO_4$) a la mezcla, ya que el ion mercurio se combina con el cloruro para formar cloruro de mercurio ($HgCl_2$) que esencialmente está en forma no ionizada. Se recomienda una relación de 10 a 1 entre el sulfato y el cloruro. Esto corresponde a la siguiente reacción química:

$$Hg^{2+} + 2Cl^- \rightarrow HgCl_2\downarrow \tag{2.4}$$

La presencia del catalizador sulfato de plata se requiere para la oxidación de ácidos y alcoholes de cadena recta. Si se añade una cantidad insuficiente de sulfato de mercurio, los cloruros en exceso precipitan el catalizador de sulfato de plata, llevando a valores erróneos de la DQO. Esto corresponde a la reacción química siguiente:

$$Ag^+ + Cl^- \rightarrow AgCl\downarrow \tag{2.5}$$

En los métodos de valoración a menudo se suele utilizar sulfato amónico ferroso [$Fe(NH_7) \cdot (SO_4)_2 \cdot 6H_2O$]. Ordinariamente este reactivo pierde fuerza con el paso del tiempo debido a la oxidación en presencia del aire. Se recomienda una normalización y corrección matemática a la hora de calcular la DQO para tener en cuenta esta degradación [15]. La adición de cadmio previene este deterioro en la botella del reactivo. El sulfato ferroso que puede adquirirse de Hach Chemical Company se conserva de esta manera, de tal forma que no hay que hacer ninguna normalización o corrección por esta degradación.

El procedimiento recomendado a seguir es enfriar la muestra después de digestión de 2 horas con dicromato potásico, y añadir 5 gotas de indicador ferroína y hacer la valoración con el sulfato amónico ferroso hasta que se obtenga un color rojo-marrón como resultado. El punto final es bastante crítico. El indicador ferroína puede adquirirse preparado (es una solución acuosa de 1,10-fenantrolina monohidrato y sulfato ferroso hidratado). El color rojo-marrón correspondiente al final del ensayo es debido a la formación de un complejo de ion ferroso con la fenantrolina. La ecuación 2.6 corresponde a la oxidación del sulfato amónico ferroso por el dicromato.

$$Cr_2O_7^{2-} + 14H^+ + 6Fe^{2+} \rightleftharpoons 2Cr^{3+} + 6Fe^{3+} + 7H_2O \tag{2.6}$$

La ecuación 2.7 corresponde a la formación del complejo de ferrofenantrolina, que tiene lugar tan pronto como todo el dicromato se reduce a Cr^{3+}, y en consecuencia las adiciones posteriores de sulfato amónico ferroso resultan en un exceso de ion ferroso.

$$\underbrace{Fe(C_{12}H_8N_2)_3^{3+}}_{\text{fenantrolina férrica (azul pálido)}} + e \rightleftharpoons \underbrace{Fe(C_{12}H_8N_2)_3^{2+}}_{\text{fenantrolina ferrosa (rojo-marrón)}} \tag{2.7}$$

Los detalles concernientes a la preparación y normalización de los reactivos y procesos de cálculo se dan en las referencias [6, 9 y 15]. La repetitividad de los ensayos de

DQO está muy afectada por el tiempo de reflujo. Los valores de DQO aumentan con el tiempo de reflujo hasta unas 7 horas y a partir de ahí se mantienen relativamente constantes [15]. En lugar de hacer la operación de reflujo de 7 horas o más se recomienda en el método normalizado un tiempo de 2 horas.

2.2.2. *Ensayo de oxidación al permanganato*

Recomendado como método normalizado hasta hace poco, este ensayo ha sido reemplazado por el de dicromato antes descrito. En este ensayo se utiliza permanganato potásico ($KMnO_4$) en lugar de dicromato como agente oxidante.

La muestra de agua residual es sometida a ebullición con una cantidad en exceso de permanganato en solución ácida (H_2SO_4) durante 30 minutos. La solución de un color rosa se enfría y se añade una cantidad determinada de oxalato amónico [$(NH_4)_2C_2O_4$] con el que la solución vuelve a ser incolora. El exceso de oxalato se valora con permanganato potásico (solución) hasta recuperar el color rosa inicial. El oxalato usado se calcula por diferencia y el permanganato utilizado se define con un simple cálculo estequiométrico. La ecuación 2.8 corresponde a la oxidación del oxalato.

$$5C_2O_4^{2-} + 2MnO_4^- + 16H^+ \rightarrow 10CO_2 + 2Mn^{2+} + 8H_2O \qquad (2.8)$$

2.2.3. *Ensayos de evaluación rápida de DQO*

Se dispone de distintos ensayos rápidos para la evaluación de la DQO que normalmente incluyen la digestión con dicromato por períodos de tiempo inferiores a las 2 horas, que se consideran en el método normalizado. En una de estas técnicas se procede a una digestión con solución de $K_2Cr_2O_7$–H_2SO_4–$AgSO_4$ a 165°C durante 15 minutos. La solución se diluye con agua destilada y se valora con sulfato amónico ferroso, tal y como en el método normalizado.

En este ensayo la DQO que se obtiene para las aguas domésticas corresponde a un 65% del valor obtenido con el método normalizado. Para otras aguas residuales la DQO obtenida se acerca o no a la DQO del método normalizado según la naturaleza del agua residual.

2.2.4. *Métodos instrumentales para la determinación de la DQO* [13, 16, 17]

Los métodos instrumentales para la determinación de la DQO son muy rápidos y dan resultados reproducibles. En esta sección trataremos el método de precisión AquaRator desarrollado por la Dow Chemical Company y cuya licencia tiene la empresa Precision Scientific Company. La medición de la DQO requiere dos minutos y los resultados son reproducibles en un intervalo del ±3%. Los resultados tienen una buena correlación con los

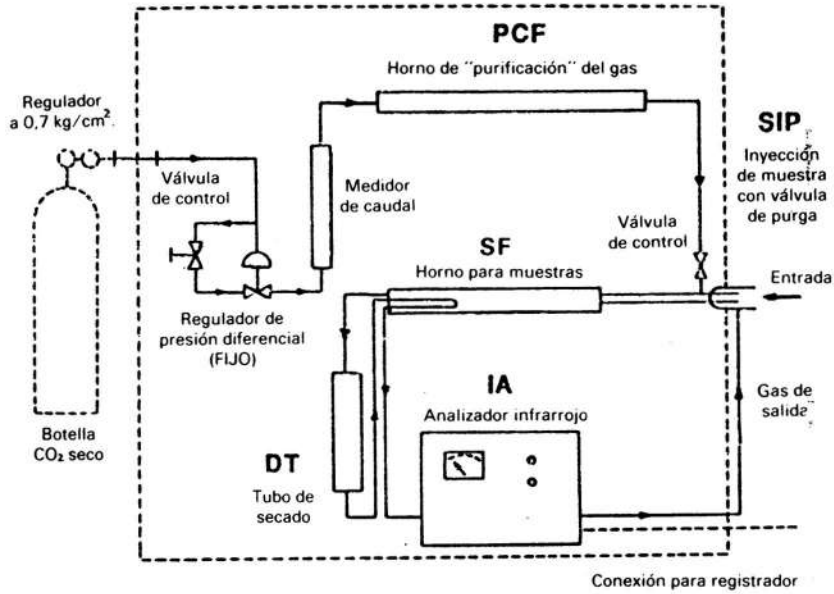


Fig. 2.1. Diagrama de flujo del «Precision AquaRator». (Por cortesía de «Precision Scientific Company».)

obtenidos utilizando el método normalizado y son mucho más consistentes que los obtenidos en los ensayos de la DBO, que normalmente varían en ±15%.

El AquaRator está diseñado para medir la demanda de oxígeno en el intervalo de 10-300 mg/l. Las muestras con mayores concentraciones deben someterse a una dilución antes de pasar a su análisis. En la figura 2.1 se incluye un esquema de flujo del instrumento AquaRator.

Una muestra de 20 microlitros (20×10^{-6} l = 0,02 cm^3), homogeneizada si es necesario, se inyecta por medio de una jeringuilla en el AquaRator. (Punto de inyección SIP.) La muestra es arrastrada a través de un horno de combustión catalítico de platino (SF) por una corriente de CO_2 seco, que oxida los contaminantes a CO y H_2O. El agua se recoge en un tubo de secado (DT), y los productos de la reacción pasan por un segundo tratamiento catalítico (platino). La concentración de CO se mide con un analizador infrarrojo no dispersivo integral (IA), sensible al monóxido de carbono. La lectura resultante se traduce directamente en DQO utilizando un gráfico calibrado.

El flujo de dióxido de carbono se sitúa en aproximadamente 130 cm^3/minuto utilizando un sistema de control de flujo. Cualquier traza de oxígeno presente en el gas de alimentación se reduce en un horno de purificación de carbón (PCF), dando lugar a un flujo de gas y CO_2 indicado como normal en el registro. La muestra se inyecta en el horno de muestreo (SF), donde los contaminantes y CO_2 reaccionan para formar una mezcla típica de CO, CO_2 y H_2O. El analizador infrarrojo (IA) determina el incremento de CO en la corriente de gas, directamente relacionado con la DQO de la muestra. El gas de salida se descarga a través de una válvula de purga.

La teoría del AquaRator se considera más ampliamente en las publicaciones de Stenger y Van Hall [16, 17]. Las ecuaciones 2.9 y 2.10 indican el tipo de reacciones que tienen lugar al ser quemado el material orgánico en atmósferas de oxígeno y dióxido de carbono respectivamente.

$$C_aH_bN_cO_d + (n/2)O_2 \rightarrow aCO_2 + (b/2)H_2O + (c/2)N_2 \qquad (2.9)$$

$$C_aH_bN_cO_d + mCO_2 \rightarrow (m + a)CO + (b/2)H_2O + (c/2)N_2 \qquad (2.10)$$

Si el oxígeno requerido en la ecuación (2.9) pudiera determinarse exactamente, representaría la demanda teórica de oxígeno de la muestra (DTeO). Idealmente, la determinación de DQO al dicromato se aproxima a este valor, pero hay algunos compuestos difíciles de oxidar por tratamiento al dicromato. La oxidación que tiene lugar en el AquaRator es más vigorosa que la oxidación al dicromato y en consecuencia sus resultados representan un nivel mucho más real de demanda de oxígeno de los contaminantes presentes.

Los que desarrollaron el método usado en el AquaRator [16, 17] demostraron que el valor $(m + a)$ de la ecuación (2.10) es igual a n en la ecuación (2.9); esto quiere decir que el número de moles de monóxido de carbono producido es el mismo que el número de átomos de oxígeno requeridos. En consecuencia las lecturas del instrumento, en monóxido de carbono formado, están directamente relacionadas con la demanda química de oxígeno. La calibración se lleva a cabo por inyección de una disolución normalizada de acetato de sodio trihidratado, para el cual la demanda de oxígeno en mg/l puede calcularse. Un gráfico de la demanda de oxígeno correspondiente a las distintas lecturas es todo lo que se requiere para la determinación de la demanda de oxígeno de los contaminantes desconocidos.

2.3. Demanda bioquímica de oxígeno (DBO)

La demanda bioquímica de oxígeno se usa como una medida de la cantidad de oxígeno requerido para oxidación de la materia orgánica biodegradable presente en la muestra de agua y como resultado de la acción de oxidación bioquímica aerobia. La demanda de oxígeno de las aguas residuales es resultado de tres tipos de materiales: (1) materiales orgánicos carbónicos, utilizables como fuente de alimentación por organismos aeróbicos; (2) nitrógeno oxidable, derivado de la presencia de nitritos, amoníaco, y en general compuestos orgánicos nitrogenados que sirven como alimentación para bacterias específicas (*Nitrosomonas* y *Nitrobacter*). Este tipo de oxidación (nitrificación) se discute con más detalle en la sección 8; y (3) compuestos químicos reductores (ion ferroso, sulfitos, sulfuros, que se oxidan por oxígeno disuelto).

En las aguas residuales domésticas, casi toda la demanda de oxígeno se debe a materiales orgánicos carbónicos y se determinan con los ensayos de DBO descritos en las secciones 2.3.1 y 2.3.2. Para los efluentes que van a estar sometidos a tratamientos biológicos una parte considerable de la demanda de oxígeno puede deberse a la nitrificación (ver sección 8 de este capítulo).

2.3.1. Ensayo de dilución para evaluación de la DBO

Una descripción detallada de los ensayos de dilución, así como la preparación de reactivos, se da en la referencia [15]. El procedimiento es detallado a continuación.

1. Preparación de distintas diluciones de la muestra a ser analizada, con agua destilada de gran pureza. Las diluciones recomendadas dependen de la concentración estimada de contaminantes que va a ser responsable de la demanda de oxígeno. Para aguas muy contaminadas, los niveles de dilución (ml de la muestra diluida/ml de la muestra original) puede llegar a ser de 100:1. Para aguas superficiales, la muestra puede tomarse sin dilución para cursos de agua poco contaminados, en otros casos la dilución puede hacerse de 4:1.
2. Las botellas para incubación (de 250 a 300 ml de capacidad) con tapones de vidrio esmerilado son las más correctas. Si consideramos que V_b es la capacidad de la botella de incubación (a un nivel que está señalado en la botella), en el ejemplo 2.1: $V_b = 0{,}3$ l (300 ml). En la botella de DBO se debe colocar:

a) La *muestra*, diluida si es necesario. Si V_s es el volumen de la muestra medido con una pipeta [en el ejemplo 2.1: $V_s = 0{,}01$ l (10 ml)].
b) Se añade *agua de dilución* para completar el volumen hasta la línea de capacidad señalada. Esta agua de dilución, en el caso de que sea necesario, contiene:

(i) Una *siembra* de microorganismos. Usualmente la siembra utilizada es el licor que sobrenada en el efluente de aguas residuales domésticas. Obviamente, en los casos tales como la determinación de la DBO de una muestra de aguas residuales municipales, no se realiza ninguna siembra ya que la población de microorganismos se considera suficiente.
(ii) Una *solución de nutrientes* para los microorganismos. Esta solución contiene fosfatos de sodio y potasio y cloruro amónico (el nitrógeno y el fósforo son elementos necesarios como nutrientes para los microorganismos). Obviamente, en los casos tales como la determinación de la DBO en aguas domésticas, en las cuales los nutrientes están ya presentes en una concentración adecuada, la adición de una solución de nutrientes no es necesaria.

El pH en la solución de la botella debe estar cercano a 7,0 (neutro). La solución de fosfato utilizada es una solución tampón. Para muestras ácidas o alcalinas, puede requerirse una neutralización como paso anterior al ensayo de DBO. Para cada botella de DBO se debe utilizar otra de control (*blanco*, botella rellena únicamente de agua de dilución que puede contener la siembra y los nutrientes si se han requerido, pero no la muestra); este blanco debe prepararse en cualquier caso.

3. Incubación de las botellas a 20°C. Cada 24 horas se debe sacar la botella muestra y el blanco correspondiente de la incubadora y determinar el oxígeno disuelto en mg/l por los métodos que se describen a continuación:

Supongamos que tenemos los siguientes datos:

OD_s^i— oxígeno disuelto inicial (mg/l) para la muestra de volumen V_s. (El índice i significa inicial.)

OD_b^f— oxígeno disuelto (mg/l) para la botella blanco, determinado al final de cada período de tiempo (el símbolo f significa final). Si el agua de dilución (que puede contener la siembra de microorganismos y los nutrientes) es causa de alguna demanda de oxígeno, este hecho debe tomarse en cuenta en el balance de oxígeno que debe realizarse a continuación. Esto debe de hacerse así teniendo en cuenta que la OD_b^f se mide al final del período de ensayo, una vez que la demanda de oxígeno del agua de dilución ha sido completada.

OD_s^f— oxígeno disuelto en mg/l para la botella muestra (volumen V_b medido al final de cada período de tiempo.

Basándonos en los datos anteriores se puede establecer el siguiente balance de oxígeno al objeto de establecer el oxígeno consumido en la oxidación bioquímica de la muestra (ver figura 2.2).

$$\begin{bmatrix}\text{Demanda de oxígeno (mg)}\end{bmatrix} = \begin{bmatrix}\text{Oxígeno en condiciones iniciales (mg)}\end{bmatrix} - \begin{bmatrix}\text{Oxígeno en condiciones finales (mg)}\end{bmatrix}$$

$$\begin{bmatrix}\text{Demanda de oxígeno (mg)}\end{bmatrix} = [V_s \times OD_s^i + (V_b - V_s)OD_b^f] - [V_b \times OD_s^f]$$

$$\begin{bmatrix}\text{Demanda de oxígeno (mg)}\end{bmatrix} = V_s(OD_s^i - OD_b^f) + V_b(OD_b^f - OD_s^f)$$

Explicación del término $(V_b - V_s)\, OD_b^f$:
Sea:

OD_b^i = oxígeno disuelto (mg/l) para la botella blanco al inicio.

La diferencia $(OD_b^i - OD_b^f)$ correspondería al oxígeno utilizado para satisfacer la demanda de oxígeno del volumen $(V_b - V_s)$. Por esa razón, el oxígeno disuelto, en el inicio, en el volumen $(V_b - V_s)$, disponible para satisfacer la demanda de oxígeno de la muestra sería:

$$(V_b - V_s)\,[OD_b^i - (OD_b^i - OD_b^f)] = (V_b - V_s)\, OD_b^f$$

En consecuencia, con la simplificación de OD_b^i, indicada arriba, la determinación de la concentración de oxígeno disuelto, en el inicio, en la botella blanco no es necesaria.

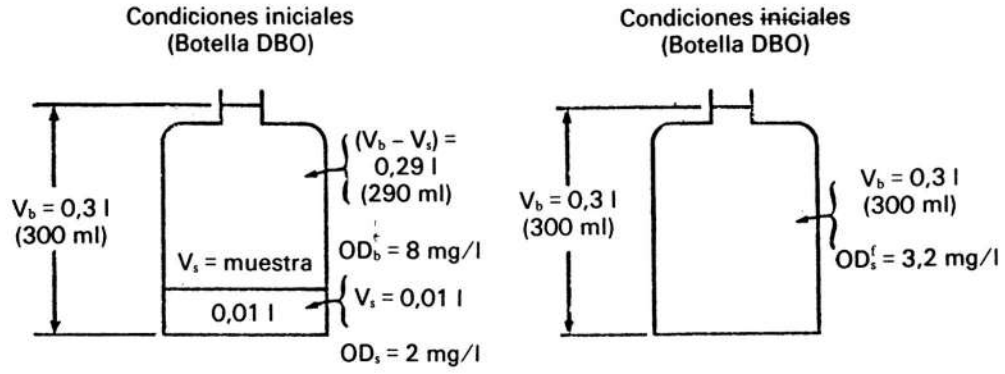


Fig. 2.2. Balance de oxigeno (ejemplo 2.1).

Para expresar el oxígeno en mg de oxígeno por litro de la muestra hay que dividir las expresiones anteriores por el volumen de la muestra, con lo que llegamos a obtener la ecuación (2.11)

$$y\ [\text{DBO (mg/l)}] = OD_s^i - OD_b^f + (V_b/V_s)(OD_b^f - OD_s^f) \qquad (2.11)$$

Los valores de y (DBO en mg/l) pueden llevarse a un gráfico para los distintos tiempos de incubación (días). La figura 2.3 muestra una curva típica de DBO de productos orgánicos carbónicos. Las curvas en las que hay nitrificación se revisan en la sección 8.

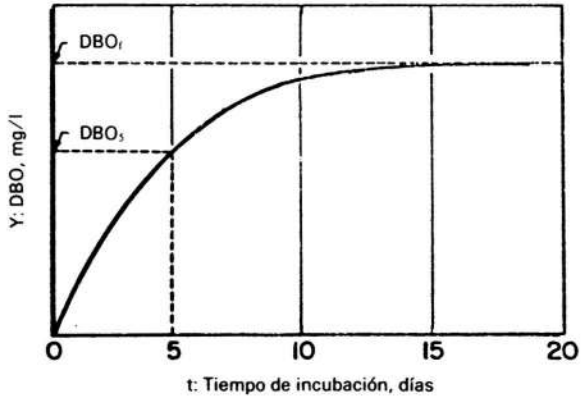


Fig. 2.3. Curva caracteristica de DBO, por oxidación de materias con carbono orgánico.

Ejemplo 2.1. Se trata de determinar la DBO de un agua residual. En una botella de 300 ml se colocan 10 ml del agua residual, procediendo luego a rellenar la botella con agua de dilución que contiene la siembra bacteriana y los nutrientes. En paralelo se rellena otra botella de control de 300 ml con agua de dilución. Ambas botellas se incuban durante 5 días a 20°C. Las lecturas de oxígeno disuelto son las siguientes:

1. Concentración de oxígeno disuelto en la muestra inicial, $OD_s^i = 2{,}0$ mg/l.
2. Concentración final de oxígeno disuelto en el agua de dilución (blanco), $OD_b^f = 8{,}0$ mg/l.
3. Concentración final de oxígeno disuelto en la botella muestra, $OD_s^f = 3{,}2$ mg/l.

Determinar la DBO de esta muestra de agua después de 5 días de incubación (a partir de ahora denominado DBO_5, en mg/l).

Solución: La aplicación de la ecuación (2.11) nos da:

$$y = DBO_5 = 2 - 8 + \frac{300}{10}(8 - 3{,}2) = 138 \quad \text{mg/l}$$

La utilización de oxígeno en el ensayo de DBO es muy lenta. Una curva típica (figura 2.3) alcanza su límite de DBO en más de 20 días. Este valor es el límite alcanzado que se denomina *DBO final*, que se suele señalar por DBO_f.

No es nada práctico hacer un control continuo en términos de la DBO debido al factor tiempo involucrado en el ensayo. En la práctica la DBO se refiere a 5 días, lo cual se hace con notación DBO_5 (figura 2.3). Aun 5 días es un período demasiado largo para esperar el resultado de estos ensayos.

Es importante señalar que el valor de la DBO_f no es igual a la DTeO, debido a que en la botella de DBO no todo el sustrato orgánico se oxida. Las relaciones entre los valores de la DBO final (o DBO_5) a la DTeO dependen de la composición química de las aguas residuales. Los valores medios encontrados son los que se recogen en el cuadro 2.1.

La relación entre la DBO_5 y la DBO_f varían de acuerdo también con las materias orgánicas presentes. Para aguas residuales urbanas, esta relación es aproximadamente de 0,77 (ecuación 2.12).

$$DBO_5/DBO_f = 0{,}77 \tag{2.12}$$

Para obtener unos resultados adecuados de la DBO mediante el ensayo descrito se requiere una experiencia considerable. En general, la repetitividad de los resultados no es superior a un $\pm 15\%$. Algunas de las dificultades involucradas en el ensayo de evaluación de la DBO son las discutidas a continuación. Debido a estas fluctuaciones se recomienda que se tomen distintas botellas de DBO cada 24 horas y que se haga un análisis estadístico de los resultados.

a) Relaciones entre la DQO y la DBO_t. Se ha dicho anteriormente que los valores de la DBO_t y la DTeO no son iguales. Asimismo el valor de la DBO_t es generalmente más bajo que el de la DQO obtenido por el método de oxidación al dicromato como se indica en el cuadro 2.1. Las razones son (1) que muchos compuestos orgánicos oxidados por el dicromato no son oxidables bioquímicamente y (2) que ciertos iones inorgánicos tales como sulfuros (S^{2-}), tiosulfatos ($S_2O_3^{2-}$), sulfitos (SO_3^{2-}), nitritos (NO_2^-), y ion ferroso (Fe^{2+}) son oxidados por el dicromato potásico, lo cual significa que son tenidos en cuenta en la DQO y sin embargo no son detectados en el ensayo de DBO.

b) Efecto de la siembra y aclimatación de la siembra en el ensayo de DBO. Una de las razones más frecuentes para los valores poco fiables de la DBO es la utilización de cantidades insuficientes de microorganismos en la siembra. Otro problema serio para aguas residuales industriales es la aclimatación de la muestra. En muchas aguas residuales industriales, la presencia de productos tóxicos interfiere con el crecimiento y desarrollo de la población de microorganismos. Las curvas resultantes de DBO presentan un periodo de detención (figura 2.4) del proceso.

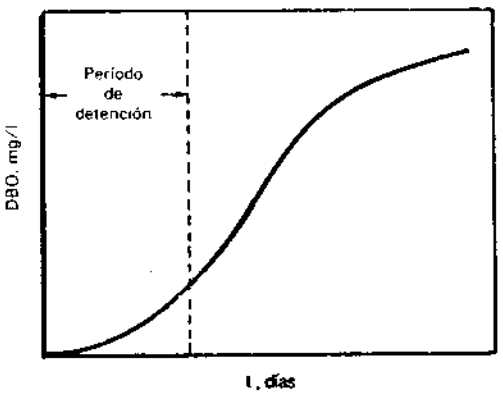


Fig. 2.4. Periodo de detención del proceso en un ensayo de DBO.

Si no se llevan a cabo unas acciones correctoras adecuadas en los casos anteriores se obtienen bajos valores de la DBO. En consecuencia se hace necesario aclimatar los microorganismos a las aguas residuales específicas. Esto se consigue comenzando con una muestra de agua residual doméstica que contiene una gran variedad de microorganismos, y añadiendo poco a poco cantidades pequeñas del efluente industrial al mismo tiempo que se añade o se hace burbujear aire a través de la muestra. Esta operación se lleva a cabo en reactores de tipo continuo o discontinuo («batch»). Estos reactores se describen en el capítulo 5, secciones 3.1. y 6.1.

El proceso se va repitiendo, con un incremento gradual de la proporción de agua indus-

trial con respecto a aguas residuales domésticas, hasta que se obtiene un cultivo microbiano aclimatado al agua residual industrial. Esto puede ser un proceso largo y difícil para aguas residuales industriales muy tóxicas. Una vez que se ha desarrollado un cultivo aclimatado, la curva de DBO no presenta el tiempo de retraso, obteniéndose una curva típica de DBO con la forma general que se muestra en la figura 2.3.

c) Efectos derivados de la presencia de algas en el ensayo de DBO. La presencia de algas en las aguas residuales afecta al ensayo de DBO. Si la muestra se incuba en presencia de luz se obtienen bajos valores de la DBO debido a la producción de oxígeno por fotosíntesis, oxígeno que satisface una parte de la demanda del mismo. Por otro lado, si la incubación se lleva a cabo en la oscuridad, las algas sobreviven un tiempo. En consecuencia, las determinaciones de DBO en cortos periodos muestran el efecto de oxígeno en las mismas. Después de un periodo en la oscuridad, las algas mueren y las células contribuyen a incrementar el contenido en materia orgánica de la muestra, llegando a valores más elevados de la DBO. En consecuencia, el efecto de algas en la DBO es bastante difícil de evaluar y corregir.

d) Prueba con el ácido glutámico-glucosa. La calidad del agua de dilución, que si está contaminada lleva a valores incorrectos de la DBO, la efectividad de la siembra, y la técnica analítica deben ser comprobadas periódicamente usando compuestos orgánicos puros para los cuales se conoce la DBO o en cualquier caso es fácilmente determinable. Uno de los métodos de comprobación más normalmente utilizados es en base a una mezcla de glucosa ($C_6H_{12}O_6$) y ácido glutámico [$HOOCCH_2CH_2CH(NH_2)COOH$]. Se recomienda una muestra de 150 mg/l. La glucosa pura tiene una velocidad de oxidación excepcionalmente alta con siembras bacterianas simples. Cuando se usa con ácido glutámico, se estabiliza la velocidad de oxidación pasando a ser muy similar a la de las aguas domésticas. La DBO de la solución de glucosa y ácido glutámico señalada anteriormente es de unos 220 ± 11 mg/l. Si se presenta una variación de $\pm 20 - 22$ mg/l con una frecuencia superior al 5% del tiempo, esto indica una técnica falsa o inadecuada.

e) Determinaciones de oxígeno disuelto (OD). El método de dilución para evaluación de la DBO requiere determinaciones del oxígeno disuelto. Estas determinaciones se llevan a cabo por valoración o por métodos instrumentales. El método de valoración básico es el de Winkler. Las aguas residuales pueden contener distintos iones y compuestos que interfieren con la determinación original del oxígeno disuelto. Para eliminar estas interferencias se han propuesto diferentes modificaciones del método básico [15]. A continuación hacemos una breve descripción de la modificación del método Winkler para eliminar la interferencia causada por los nitritos. Esta es la interferencia más normal que se encuentra en la práctica. Otras modificaciones para eliminar interferencias son las descritas en la referencia [15].

El método de Winkler se basa en la oxidación del ion yoduro (I^-), contenido en el reactivo utilizado, a yodo (I_2) por el oxígeno disuelto de la muestra, y valoración del yodo con tiosulfato sódico ($Na_2S_2O_3$), utilizando almidón como indicador. La oxidación se lleva a cabo en medio ácido (H_2SO_4) en presencia de sulfato de manganeso ($MnSO_4$). El reactivo utilizado es una solución de NaOH, NaI y NaN_3.

La ecuación (2.13) nos muestra la oxidación de yoduro a I_2.

$$2I^- \rightarrow I_2 + 2e \tag{2.13}$$

La interferencia de los nitritos se debe a su oxidación a NO con formación de I_2 [ecuación (2.14)]:

$$2NO_2^- + 2I^- + 4H^+ \rightarrow 2NO + I_2 + 2H_2O \tag{2.14}$$

La valoración del I_2 por tiosulfato corresponde a la ecuación (2.15) [el ion tiosulfato se oxida a tetrationato ($S_4O_6^{2-}$)]

$$2S_2O_3^{2-} + I_2 \rightarrow S_4O_6^{2-} + 2I^- \tag{2.15}$$

El almidón da un color azul en presencia de I_2. La valoración con tiosulfato sódico continúa hasta que desaparece el color azul del almidón por presencia del yodo.

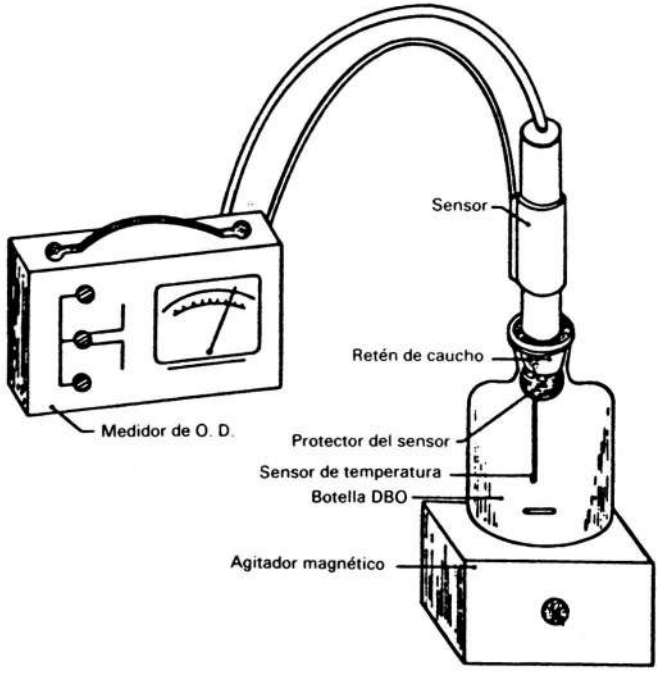


Fig. 2.5. Analizador de oxígeno disuelto.

En una variante de este método se utiliza un nuevo reactivo en lugar de tiosulfato sódico (óxido de fenilarsina, PAO). Este reactivo tiene la ventaja de ser estable con respecto al tiosulfato sódico que se deteriora rápidamente y que se debe normalizar en cada determinación. Una descripción de este método mejorado se recoge en la referencia [9].

La determinación instrumental de oxígeno disuelto se lleva a cabo por los analizadores OD. En la figura 2.5 se representa el esquema de un modelo típico de instrumentos utilizados con este fin. El analizador de oxígeno disuelto es un sistema galvánico que utiliza un ánodo de plomo en forma de cilindro hueco que rodea a un cátodo de plata en forma de varilla cilíndrica. Ambos electrodos están recubiertos por un electrolito de hidróxido potásico contenido en una célula electrolítica. Una membrana plástica cubre los electrodos y el electrolito y sirve como barrera de difusión selectiva permeable a todos los gases, incluyendo el oxígeno molecular, pero prácticamente impermeable a iones presentes en las aguas residuales. Para medir el oxígeno disuelto se introduce el sensor en la muestra. La corriente en la célula es proporcional a la concentración de oxígeno en la muestra y se mide directamente en términos de mg/l de oxígeno disuelto en la mezcla. La muestra debe estar removida continuamente durante la medida ya que solamente en estas condiciones la corriente es directamente proporcional a la concentración de oxígeno en la masa de la muestra. La calibración del analizador de OD se lleva a cabo midiendo el parámetro OD de unas muestras con un contenido en oxígeno conocido, que se determinan por métodos analíticos normalizados (fundamentalmente el método Winkler).

2.3.2. Métodos manométricos para determinación de la DBO

Los aparatos manométricos que se describen en esta sección son los de Hach Model 2173 [8]. El aparato de DBO Hach ha sido comparado con los métodos de dilución normalizados antes señalados en condiciones de laboratorio. En análisis rutinarios da resultados equivalentes y una precisión similar. Debido a que lo que se observan son cambios físicos no se requieren análisis químicos de laboratorio. En la figura 2.6 se recoge un dibujo en el que solamente se muestra una de las botellas. Las bases del método son las siguientes: se coloca una muestra del agua residual en una botella del aparato, conectada a un manómetro. Sobre la muestra de agua residual hay una cantidad de aire que contiene aproximadamente un 21% de oxígeno en volumen. Durante un periodo de tiempo las bacterias que se encuentran en la muestra utilizan el oxígeno para oxidar la materia orgánica presente en la muestra lo cual lleva a consumir el oxígeno disuelto presente. El aire en la botella cerrada reemplaza el oxígeno utilizado con lo cual hay una caída de presión en la botella. El mercurio al final de la columna manométrica conectada a la botella se desplaza como se indica con la flecha de la figura 2.6. De esta forma la caída de presión se registra en el manómetro de mercurio y se transforma directamente en mg/l de DBO. Antes de comenzar el ensayo los tornillos del manómetro se sueltan y se coloca el punto 0 en el extremo de la columna de mercurio.

Durante el período de ensayo (5 días para la DBO_5), el sistema se incuba a 20°C y la

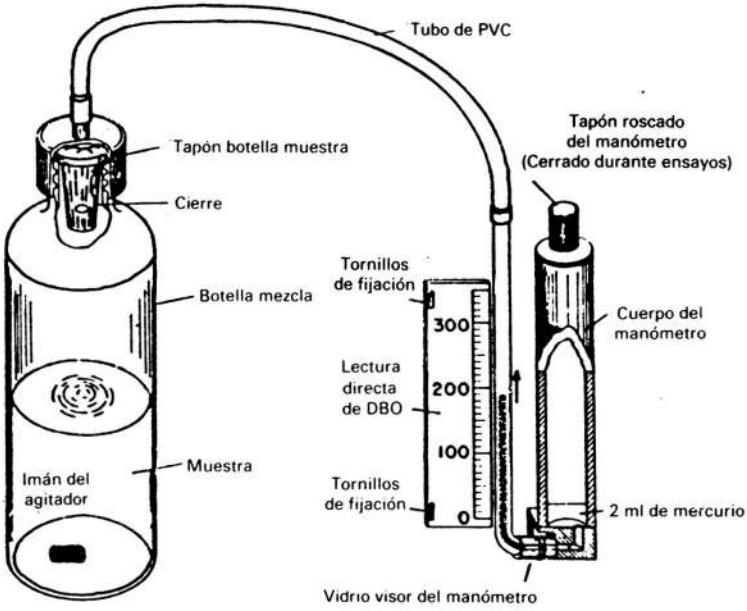


Fig. 2.6. Aparato manométrico para DBO (una de las células). (Cortesía de Hach Chemical Co.)

muestra se agita continuamente utilizando un agitador magnético, que está manejado por un sistema conectado a un motor. El dióxido de carbono producido por oxidación de la materia orgánica debe ser eliminado del sistema ya que esto desarrollaría una presión positiva y daría un error en la medición. La eliminación del CO_2 se consigue adicionando unas gotas de solución de hidróxido potásico en el tapón de cada botella. Las lecturas de DBO se controlan periódicamente utilizando una solución patrón de ácido glutámico y glucosa.

Cuando nos encontramos ante demandas de oxígeno disuelto altas debe recurrirse a una dilución de la muestra. La exactitud del método manométrico se considera comparable a la del método de dilución.

2.4. Demanda total de oxígeno (DTO) [7, 10, 19]

La utilidad de los métodos normalizados para establecimiento de la DQO se deben al hecho de que los resultados se obtienen en dos horas, en lugar de los 5 días necesarios para la medición de la DBO. Sin embargo, el método DQO se reconoce que no oxida ciertos contaminantes, como piridina, benceno, amonio, aunque la oxidación de la mayoría de los compuestos orgánicos se ha contrastado que llega a un 95-100% de la teórica.

En consecuencia, en la búsqueda de métodos analíticos mejorados para la determinación de la demanda de oxígeno se han encontrado dos técnicas [7], que son: (1) muy significativas y correlacionables con los parámetros de control y vigilancia; (2) rápidas, ya que

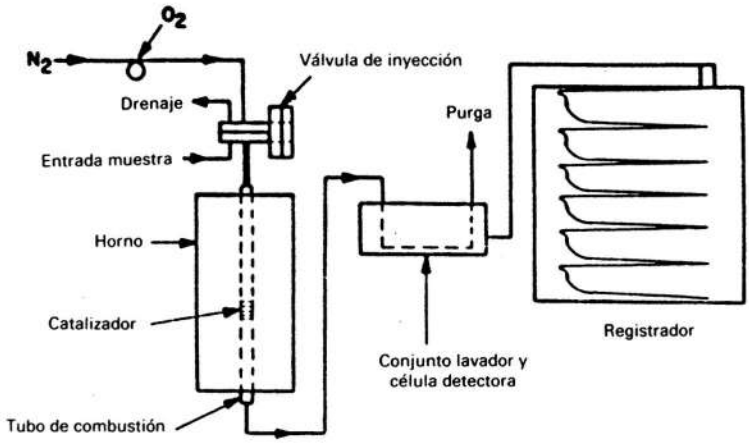


Fig. 2.7. Esquema de flujo del analizador de DTO [7]. (Reproducido con permiso de American Chemical Society.)

los resultados se conocen en pocos minutos y no en horas y días, y (3) adaptables a la automatización y control en continuo.

El modelo Ionics 225 para evaluación de la demanda total de oxígeno determina dicho valor en 3 minutos. La figura 2.7 muestra los elementos funcionales básicos del sistema que incluyen un sistema de inyección, la unidad de combustión, el conjunto de sensor de oxígeno y el registrador.

La muestra de agua residual se transporta con un aspirador que funciona por aire, hasta la válvula de inyección de líquido. Al accionarla, la válvula suministra 20 ml (0,02 cm^3) en la cámara de combustión. El sistema de muestreo se controla por un programador ajustable o por un control manual. El gas de transporte (nitrógeno), que contiene una pequeña cantidad de oxígeno del orden de 200 ppm, se introduce simultáneamente con la muestra en la cámara de combustión. Se produce una vaporización de la muestra y los componentes combustibles se oxidan en un tubo de combustión. El tubo, conteniendo un catalizador de malla de platino, está montado en un horno eléctrico que se mantiene a 900° C. Como resultado de la utilización de oxígeno en el proceso de combustión se produce una disminución de oxígeno en la corriente de gas inerte. Esta disminución se mide exactamente haciendo pasar el efluente a través de una célula de combustión platinoplomo. Antes de entrar en la célula el gas es lavado y humidificado. El lavado se realiza haciendo pasar el gas a través de una solución acuosa de sosa que elimina impurezas en el gas de arrastre, que pueden ser perjudiciales para la célula detectora, y humidifica la muestra gaseosa. La célula de combustión y el lavador están localizados en una cámara aislada y de temperatura controlada.

La corriente de la célula de combustión es función de la concentración en oxígeno. El

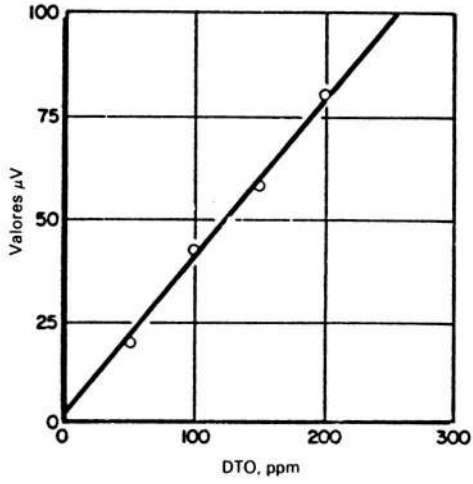


Fig. 2.8. Curva de calibrado característica para analizador de DTO [10]. Curva de calibrado: $T = 900°C$; $N_2 = 120$ cm³/min; $O_2 = 200$ ppm. (Cortesía de Ionics Incorporated.)

resultado se recoge gráficamente de forma continua en un registrador potenciométrico, cuyos cambios en corriente dan lugar a picos en el registrador. El sistema de registro incluye un circuito de cero automático, para mantener una base constante. Los picos registrados son linealmente proporcionales a las concentraciones de oxígeno en el gas de transporte y por tanto a la demanda total de oxígeno de la muestra. Las mediciones de DTO para muestras no conocidas se determinan por comparación de los picos registrados con una curva de calibrado normalizado. En la figura 2.8 se muestra una curva de calibrado, que demuestra la linealidad de los picos con respecto al valor de la DTO.

La DTO mide el total de oxígeno consumido basándonos en las siguientes reacciones químicas para el proceso de combustión catalítica:

$$C + O_2 \rightarrow CO_2 \tag{2.16}$$

$$H_2 + \tfrac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O \tag{2.17}$$

$$N(\text{combinado}) + \tfrac{1}{2}O_2 \rightarrow NO \tag{2.18}$$

Los compuestos de azufre se oxidan a compuestos estables dando una relación fija de SO_2 y SO_3. El nitrógeno molecular, normalmente utilizado como gas de transporte, no reacciona en el proceso de combustión.

La ecuación (2.19) corresponde a una oxidación teórica típica para el caso de la urea:

$$2NH_2CONH_2 + 5O_2 \rightarrow 2CO_2 + 4NO + 4H_2O \tag{2.19}$$

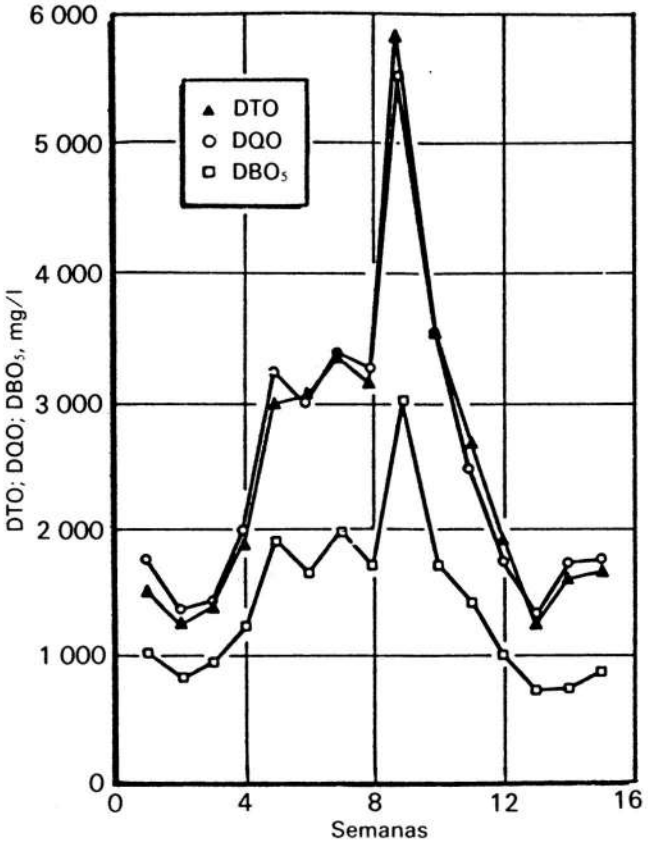


Fig. 2.9. Análisis semanales de aguas residuales originales [19]. (Reproducido con permiso de American Chemical Society.)

Los resultados de los análisis de DTO para distintos compuestos indican que las demandas de oxígeno medidas están muy cercanas a las teóricas y en todo caso más que las señaladas en los métodos químicos. Estos resultados se recogen en la publicación de Goldstein y otros [7]. Ninguno de los iones normalmente encontrados en las aguas residuales causan interferencias apreciables con el análisis de la DTO [7].

Las correlaciones entre los análisis de DTO y de DQO se han establecido en distintos casos [3, 4]. La figura 2.9 muestra un resumen de correlaciones entre la DTO, DQO y DBO_5 para aguas residuales originales. Los valores de la DQO y su relación con la DTO de la figura 2.9 se recogen en el gráfico de la figura 2.10, que muestra una relación lineal. La relación entre la DTO y la DQO y DBO_5 depende fundamentalmente de la composición del

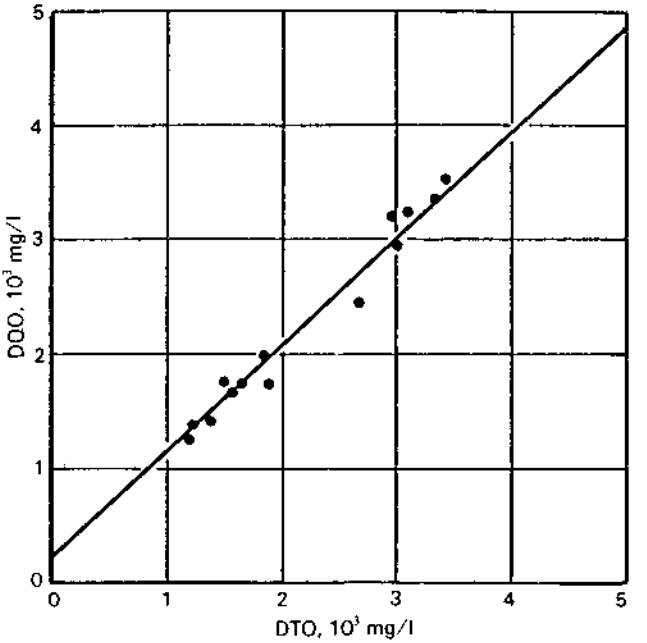


Fig. 2.10. Relación DQO/DTO de un agua residual original [19]. (Reproducido con permiso de American Chemical Society.)

agua residual. Consecuentemente estas relaciones varían de acuerdo con el grado de tratamiento biológico al cual el agua residual ha sido sometido.

3. MEDIDA DEL CONTENIDO EN MATERIA ORGÁNICA: MÉTODOS PARA LA DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS BASADOS EN EL CONTENIDO EN CARBONO [3, 4]

El carbono orgánico total (COT) y los ensayos correspondientes se basan en la oxidación del carbono de la materia orgánica a dióxido de carbono, y determinación del CO_2 por absorción en hidróxido potásico (KOH) o por análisis instrumental (análisis infrarrojo). Teniendo en cuenta que la demanda teórica de oxígeno (DTeO) mide oxígeno y que el carbono orgánico teórico (COTe) mide carbono, la relación entre la DTeO y COTe se calcula rápidamente de acuerdo con los cálculos estequiométricos de la ecuación de oxidación.

La ecuación (2.20) nos representa la oxidación total de la sacarosa:

$$C_{12}H_{22}O_{11} + 12O_2 \rightarrow 12CO_2 + 11H_2O \qquad (2.20)$$

Peso molecular: (12×12) (12×32)

$$DTeO/COTe = (12 \times 32)/(12 \times 12) = 2{,}67 \qquad (2.21)$$

La relación entre pesos moleculares de oxígeno y carbono es 2,67. De esta forma la relación teórica entre la demanda de oxígeno y el carbono orgánico se corresponde con la relación estequiométrica de oxígeno y carbono para la oxidación total de los compuestos orgánicos en consideración. La relación entre la DQO (o DBO) y la COT varía considerablemente de acuerdo con esta relación teórica (sección 3.3). La determinación experimental del COT se lleva a cabo por métodos manuales (oxidación húmeda) o métodos instrumentales.

3.1. Método de oxidación húmeda para determinar el COT

El método manual o de oxidación húmeda para determinación del COT consiste en una oxidación de la muestra en una solución de dicromato potásico ($K_2Cr_2O_2$), ácido sulfúrico fumante (H_2SO_4), yodato potásico (KIO_3) y ácido fosfórico (H_3PO_4). Los productos de la oxidación se hacen pasar a través de un tubo conteniendo hidróxido potásico, donde el dióxido de carbono recogido se determina pesando el tubo de absorción antes y después del experimento.

3.2. Determinaciones por analizadores de carbono [2]

El principal operativo fundamental de los analizadores de carbono orgánico total COT es la combustión de la materia orgánica para finalmente obtener dióxido de carbono y agua. Los gases de combustión se hacen pasar a través de un analizador infrarrojo sensibilizado para dióxido de carbono y la respuesta se recoge en un registrador. En la figura 2.11 se presenta un diagrama del modelo Beckman 915-A de análisis de carbono orgánico total. Este instrumento permite mediciones separadas de carbono total y carbono inorgánico. El carbono total incluye el carbono de materias orgánicas y el carbono inorgánico en forma de carbonatos (CO_3^{2-}), bicarbonatos (HCO_3^-), y CO_2 disuelto en la muestra. Hay dos tubos de reacciones separados: uno opera a alta temperatura (950°C) para medición de carbono total, y otro opera a baja temperatura (150°C) para medición del carbono inorgánico.

Dependiendo de la muestra, el volumen de la misma que se inyecta con una jeringuilla en la corriente de aire puede variar entre 20-220 ml, que se introducen en el tubo de combustión catalítico que contiene un relleno impregnado de óxido de cobalto. La fuente de aire que es usado como transportador/oxidante debe ser una botella que contenga poco CO_2 y pocos hidrocarburos. El tubo de combustión (de alta temperatura) está encerrado dentro de un horno eléctrico cuya temperatura se mantiene a 950° C. El agua se evapora y se produce la oxidación del material carbónico dando lugar a CO_2. La corriente de aire arrastra estos gases fuera del horno donde el vapor se condensa y elimina. El CO_2 se lleva al analizador de infrarrojos no dispersivo.

La llegada de CO_2 se indica con un pico en el registrador gráfico. La altura del pico es una medida de CO_2 presente que es directamente proporcional a la concentración de carbono total en la muestra original y que incluye carbono orgánico, carbono inorgánico y el

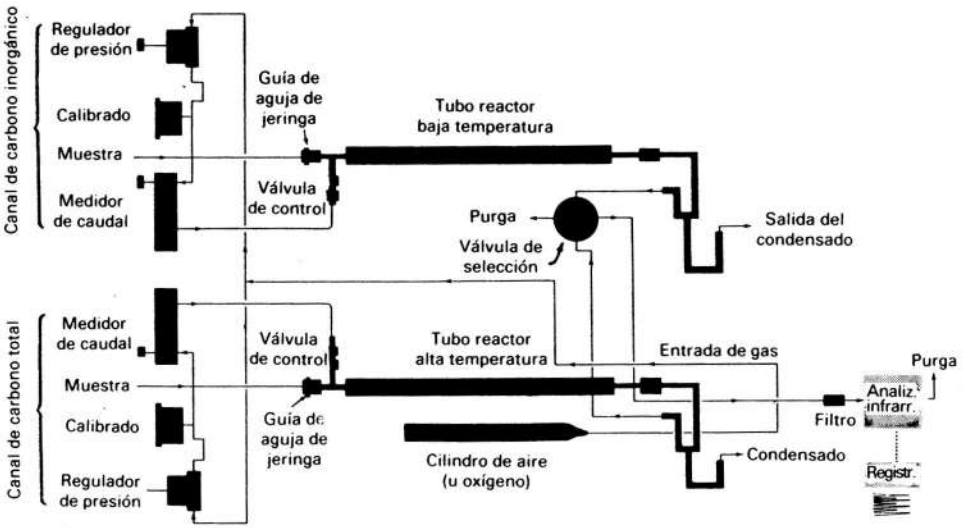


Fig. 2.11. Esquema de flujo del analizador de COT modelo de Beckman 915-A. (Cortesía de Beckman Instruments, Inc.)

CO_2 disuelto en la muestra; utilizando soluciones normalizadas se hace un calibrado del gráfico en mg de carbono total por litro de muestra.

En una segunda operación, se toma una muestra similar en volumen que se inyecta con la jeringuilla en la corriente de aire y se arrastra hasta el segundo tubo de reacción (baja temperatura) que contiene cristales de cuarzo humedecidos con ácido fosfórico al 85%. Este tubo está encerrado dentro de un calentador eléctrico cuya temperatura se mantiene a 150°C, que está por debajo de la temperatura a la cual se oxida la materia orgánica. El relleno con ácido da lugar a que se libere el CO_2 de los carbonatos inorgánicos, y se produzca la evaporación del agua. La corriente de aire arrastra los gases y el vapor fuera del horno, donde el vapor se condensa y elimina. Mediante el accionamiento de una válvula selectora, el CO_2 se lleva hasta el analizador de infrarrojos.

La cantidad de CO_2 se indica también en el registrador gráfico como un pico transitorio. La altura del pico es una medida del CO_2 presente, que es proporcional a la concentración de carbonatos inorgánicos y de CO_2 disuelto en la muestra original. Utilizando soluciones normalizadas, se calibra el gráfico en mg de carbono inorgánico por litro de muestra. Sustrayendo los resultados obtenidos en la segunda operación de los obtenidos en la primera, se puede obtener el carbono orgánico total en mg de COT por litro de muestra.

3.3. Correlación entre la demanda de oxígeno y el carbono orgánico

La relación DTeO/COTe, que teóricamente es igual a la relación estequiométrica entre el carbono y oxígeno suponiendo la oxidación total de los compuestos orgánicos considera-

CUADRO 2.2

Relación entre demanda de oxígeno y carbono total para compuestos orgánicos [4]

Compuesto	DTeO/COTe calculado	DQO/COT medido
Acetona	3,56	2,44
Etanol	4,00	3,35
Fenol	4,12	2,96
Benceno	3,34	0,84
Piridina	3,33	—
Ácido salicílico	2,86	2,83
Metanol	4,00	3,89
Ácido benzoico	2,86	2,90
Sucrosa	2,67	2,44

dos, en la práctica varía entre casi 0, cuando la materia orgánica es bastante resistente a la oxidación al dicromato (por ejemplo, piridina), hasta valores del orden de 6,33 para el metano o incluso un poco superiores cuando se encuentran sustancias inorgánicas reductoras. El cuadro 2.2 presenta las relaciones entre la demanda de oxígeno y el carbono total para distintos compuestos orgánicos.

La correlación entre la DBO y la COT de aguas residuales industriales es difícil de establecer debido a la considerable variación en la composición química. Para las aguas residuales domésticas se ha obtenido una correlación relativamente buena viniendo representada por una línea recta dada por la ecuación (2.22):

$$DBO_5 = 1{,}87\ (COT) - 17 \qquad (2.22)$$

4. MODELO MATEMÁTICO PARA LA CURVA DE DBO

En muchos casos es bastante interesante representar la curva DBO (figura 2.3) por medio de un modelo matemático. En base a las consideraciones de cinética de reacciones (capítulo 5, sección 3), el modelo matemático utilizado que representa el grado de utilización de oxígeno es el correspondiente a una reacción de primer orden. La figura 2.3 manifiesta que la velocidad de utilización de oxígeno, dada por la tangente a la curva en un punto determinado del tiempo de incubación, disminuye en la medida en que la concentración de materia orgánica que permanece sin oxidar va haciéndose cada vez menor. Teniendo en

cuenta que hay una proporcionalidad entre el grado de utilización de oxígeno y la destrucción de materia orgánica por oxidación biológica, la ecuación de evolución (2.23) puede escribirse en función de la concentración en materia orgánica (L; mg/l), de tal forma que:

$$dL/dt = - K_1 L \tag{2.23}$$

en la cual L es la concentración de la materia orgánica (mg/l) en un tiempo t; dL/dt, señala la velocidad de desaparición de la materia orgánica por oxidación biológica aerobia ($dL/dt < 0$); siendo t el tiempo de incubación (d); y K_1 una constante de biodegradación (d^{-1}).

Separando las variables L y t, e integrando desde el tiempo 0, correspondiente a la concentración inicial de materia orgánica, L_0, y el tiempo t que corresponde a la concentración L:

$$\ln(L/L_0) = - K_1 t \tag{2.24}$$

haciendo el cambio a logaritmos decimales:

$$\log(L/L_0) = - K_1 t/2{,}303 \tag{2.25}$$

si asumimos que $K_1/2{,}303 = K$, entonces obtenemos la ecuación (2.26):

$$L/L_0 = 10^{-Kt} \tag{2.26}$$

de donde

$$L = L_0 \times 10^{-Kt} \tag{2.27}$$

Si consideramos y la materia orgánica oxidada hasta el tiempo t, o sea

$$y = L_0 - L \tag{2.28}$$

Reciprocamente, y mide también el consumo de oxígeno hasta el tiempo t, o sea la ordenada de la curva de DBO de la figura 2.3 en un tiempo t. Teniendo en cuenta las ecuaciones (2.28) y (2.27) obtenemos:

$$y = L_0(1 - 10^{-Kt}) \tag{2.29}$$

que es el modelo matemático de la curva de DBO. A partir de la ecuación (2.29) obtenemos que para un período de oxidación muy largo ($t \to \infty$), $y = L_0$. En consecuencia, K y L_0 miden, respectivamente, el grado de estabilización bioquímica y el total de materia putrescible presente.

A partir de la ecuación (2.27) se obtiene:

$$\log L = \log L_0 - Kt \tag{2.30}$$

En la ecuación (2.30) se indica que las constantes K y L_0 pueden obtenerse a partir de un gráfico semilogarítmico en el que se dibuje L en función de t. Los valores típicos de la constante K se presentan en el capítulo 5 para distintos tipos de aguas residuales (cuadro 5.8, sección 6.4.)

5. DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS K Y L_0

Por aplicación de la ecuación (2.29) se dispone normalmente de una serie de medidas de DBO (y) con unas secuencias determinadas en el tiempo ($t = 1, 2, 3, ..., n$ días). Es deseable determinar los valores óptimos de los parámetros K y L_0 que satisfacen la ecuación (2.29) para los datos considerados. Por esta razón es fundamental resolver el problema de adaptación de curvas.

Existen distintos métodos para calcular los parámetros K y L_0. Entre éstos, tres de ellos recomendados por Eckenfelder [4], son (1) el método de las diferencias logarítmicas, (2) el método de los momentos [12], y (3) el método gráfico de Thomas [18].

5.1. Método de las diferencias logarítmicas

Este método está basado en las siguientes consideraciones. Si se hace una derivación de la ecuación (2.29) con respecto a t tenemos:

$$dy/dt = r = L_0(-10^{-Kt})(\ln 10)(-K) \tag{2.31}$$

de donde

$$dy/dt = r = 2{,}303\ L_0K \times 10^{-Kt} \tag{2.32}$$

en la cual r representa el grado de utilización del oxígeno. Tomando logaritmos decimales:

$$\log r = \log(2{,}303\ L_0K) - Kt \tag{2.33}$$

La ecuación (2.33) indica que K y L_0 pueden obtenerse a partir de un gráfico semilogarítmico de r en función de t.

Etapa 1. Dibujar y (utilización de oxígeno) en función de t en un papel de coordenadas cartesianas. Dibujar la curva que mejor se adapte uniendo los distintos puntos y sin tener en cuenta aquellos que parezca que proceden de un error.

Etapa 2. Llevar a un gráfico las variaciones diarias, $\Delta y/\Delta t$ con respecto al tiempo (en papel semilogarítmico). Los intervalos de tiempo se toman normalmente 0, 1, 2, 3, ..., días de tal forma que $\Delta t = 1$. Los valores de los incrementos se llevan al gráfico suponiendo que el valor en tiempo que les corresponde está en el medio de cada intervalo (el valor de Δy correspondiente al intervalo 0-1 se coloca en la abscisa $t = 0{,}5$).

En base a lo anterior se debe dibujar la línea recta que más se acerca a los puntos señalados.

Etapa 3. Cálculo de K y L_0. A partir de la línea recta que se ha dibujado en la etapa 2, la ecuación (2.33) nos permite calcular:

$$K = -(\text{pendiente de la recta}) \tag{2.34}$$

CUADRO 2.3

Ensayos DBO de agua residual

t (días)	y (mg/l de DBO)
0	0,0
1	9,2
2	15,9
3	20,9
4	24,4
5	27,2
6	29,1
7	30,6

$$\text{Intersección} = 2{,}303\ L_0K \tag{2.35}$$

$$L_0 = \text{Intersección}/2{,}303\ K = \text{Intersección}/2{,}303\ (-\text{pendiente}) \tag{2.36}$$

En consecuencia K y L_0 pueden calcularse a partir de las ecuaciones (2.34) y (2.36) respectivamente.

Ejemplo 2.2. El cuadro 2.3 recoge los datos resultantes de distintos ensayos de DBO. Obtener los valores de K y L_0 en la ecuación de DBO.

Solución: *Etapa 1.* Los datos se llevan al gráfico 2.12. La curva se adapta bien a los puntos y todos los datos originales sirven para la etapa 2. En caso necesario hay que hacer un mayor acercamiento a los puntos.

Etapa 2. Completar el cuadro de valores diferenciales (cuadro 2.4). Los valores en la columna (3) se llevan al gráfico de acuerdo con los correspondientes en la columna (4), en papel semilogarítmico. El gráfico resultante corresponde a la figura 2.13.

Etapa 3. Cálculo de K y L_0.

(a) *Cálculo de K.* Se hacen cálculos básicos de acuerdo con las coordenadas de dos puntos de la línea recta (7, 1,2: 0, 10,9) y la ecuación (2.34) con lo que se obtiene

$$\text{Pendiente} = (\log 10{,}9 - \log 1{,}2)/(0 - 7) = -0{,}137$$

$$\therefore K = 0{,}137 \text{ día}^{-1}$$

(b) *Cálculo de* L_0. A partir de la ecuación (2.36) se obtiene:

$$L_0 = 10{,}9/(2{,}303 \times 0{,}137) = 34{,}5 \quad \text{mg/l}$$

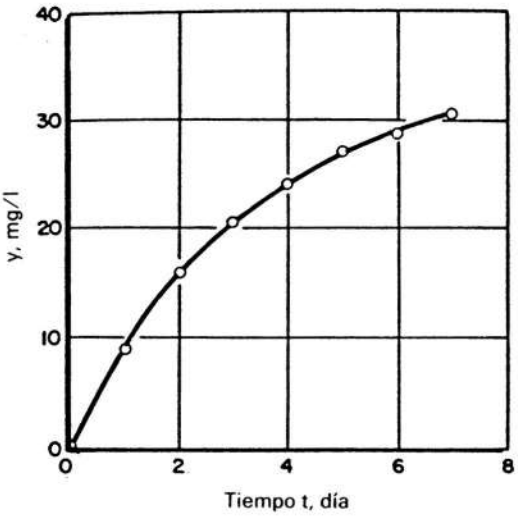


Fig. 2.12. Gráfico de y en función de t (Ejemplo 2.2).

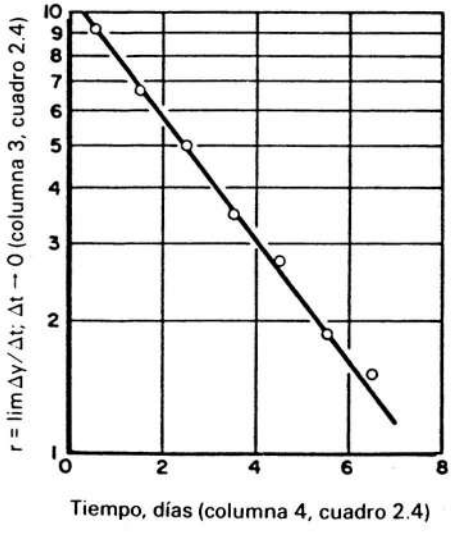


Fig. 2.13. Cálculo de K y L_0 por el método de diferencias logarítmicas.

CUADRO 2.4

Incrementos parciales, según cuadro 2.3

(1) t (dias)	(2) y (mg/l)	(3) Δy (mg/l) = $\Delta y/\Delta t$ ($\Delta t = 1$)	(4) Valores medios de t en el intervalo
0	0	—	—
1	9,2	9,2	0,5
2	15,9	6,7	1,5
3	20,9	5,0	2,5
4	24,4	3,5	3,5
5	27,2	2,8	4,5
6	29,1	1,9	5,5
7	30,6	1,5	6,5

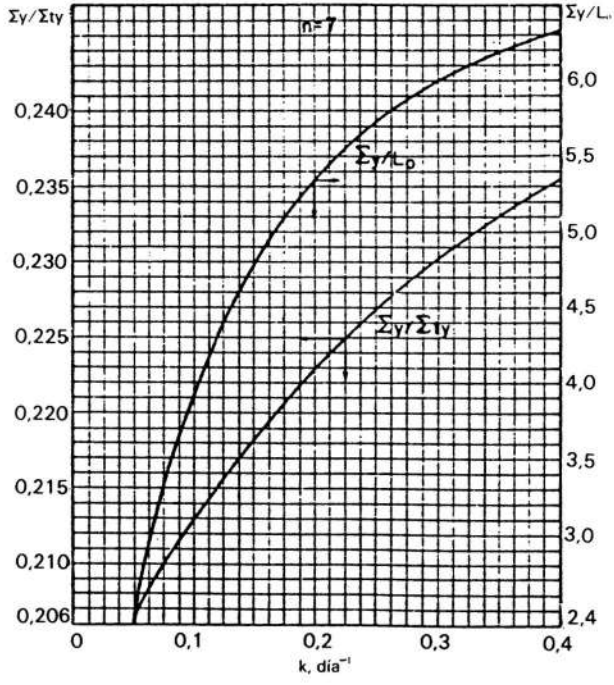


Fig. 2.14. Método de Moore. (Frecuencia semanal.)

5.2. Método de los momentos [12]

Este método es una aplicación muy simple una vez que tenemos los diagramas de $\Sigma y/L_0$ y $\Sigma y/\Sigma ty$ en función de K para la secuencia diaria de medidas de DBO. A partir de ese momento las ecuaciones se derivan del establecimiento de los diagramas de Moore para cualquier secuencia diaria de las medidas de DBO. Estas ecuaciones se aplican a secuencias de 7, 5 y 3 días, lo que da lugar a las figuras 2.14 a 2.16, respectivamente.

Si consideramos las mediciones de DBO tomadas en una secuencia diaria a lo largo de n días, como se indica en el cuadro 2.5, primero hay que calcular la relación $\Sigma y/L_0$. La suma de entradas de la columna 2 en el cuadro 2.5 nos daría la ecuación (2.37).

$$\sum y = L_0[(1 + 1 + 1 + \cdots + 1) - (10^{-K} + 10^{-2K} + 10^{-3K} + \cdots + 10^{-nK})] \tag{2.37}$$

o sea

$$\sum y = L_0[n - (10^{-K} + 10^{-2K} + 10^{-3K} + \cdots + 10^{-nK})] \tag{2.38}$$

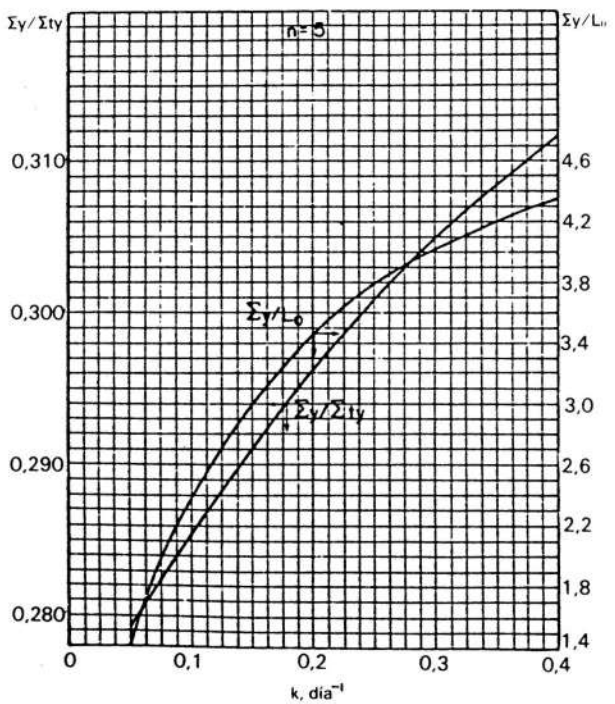


Fig. 2.15. Método de Moore. (Frecuencia cada 5 días.)

CUADRO 2.5

Mediciones de DBO, frecuencia diaria

(1) t (días)	(2) Ec. (2.29) $t = 1, 2, 3, \ldots, n$; $y = L_0(1 - 10^{-Kt})$	(3) (1) × (2) ty
1	$L_0(1 - 10^{-K})$	$L_0(1 - 10^{-K})$
2	$L_0(1 - 10^{-2K})$	$2L_0(1 - 10^{-2K})$
3	$L_0(1 - 10^{-3K})$	$3L_0(1 - 10^{-3K})$
4	$L_0(1 - 10^{-4K})$	$4L_0(1 - 10^{-4K})$
5	$L_0(1 - 10^{-5K})$	$5L_0(1 - 10^{-5K})$
6	$L_0(1 - 10^{-6K})$	$6L_0(1 - 10^{-6K})$
7	$L_0(1 - 10^{-7K})$	$7L_0(1 - 10^{-7K})$
—	—	—
—	—	—
—	—	—
n	$L_0(1 - 10^{-nK})$	$nL_0(1 - 10^{-nK})$
	$\sum y$	$\sum ty$

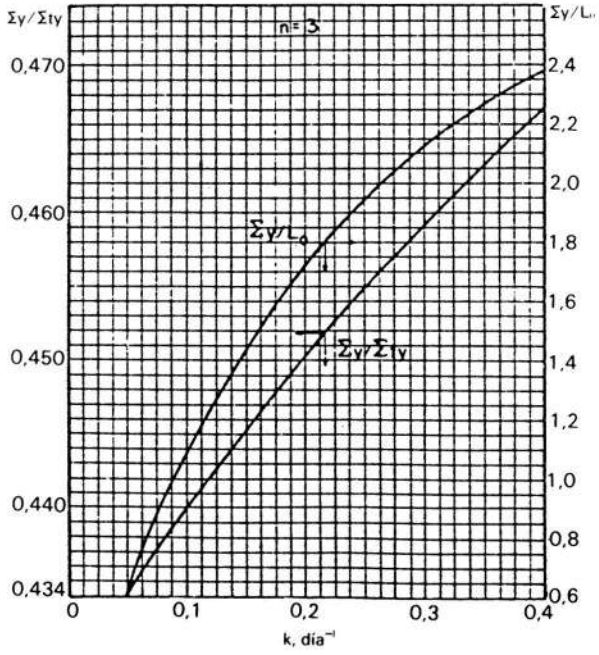


Fig. 2.16. Método de Moore. (Frecuencia cada 3 días.)

Los términos entre paréntesis en la ecuación (2.38) forman una progresión geométrica para la cual la suma de términos es:

$$S = [(10^{-K})(10^{-nK} - 1)]/(10^{-K} - 1) \tag{2.39}$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación (2.38) y resolviendolo para la relación $\Sigma y/L_0$:

$$\sum y/L_0 = n - [10^{-K}(10^{-nK} - 1)/(10^{-K} - 1)] \tag{2.40}$$

De la ecuación 2.40 se deriva que para un determinado período de n días la relación $\Sigma y/L_0$ es solamente función de K. De esta forma para un valor fijo n, pueden asumirse valores de K y dibujar la curva de $\Sigma y/L_0$ en función de K.

Ahora hay que calcular la relación $\Sigma/\Sigma ty$. Σy se obtiene a partir de la ecuación (2.40) y Σty corresponde a la suma de las entradas de la columna (3) de la tabla 2.5.

$$\sum ty = L_0[(1 + 2 + 3 + \cdots + n) - (10^{-K} + 2 \times 10^{-2K} + 3 \times 10^{-3K} + \cdots + n \times 10^{-nK})] \tag{2.41}$$

de donde

$$\sum ty = L_0\left(\sum_{i=1}^{i=n} i - \sum_{i=1}^{i=n} i \times 10^{-iK}\right) \tag{2.42}$$

En consecuencia, a partir de las ecuaciones (2.40) y (2.42), se puede obtener:

$$\sum y/\sum ty = \frac{n - [10^{-K}(10^{-nK} - 1)/(10^{-K} - 1)]}{\sum_{i=1}^{i=n} i - \sum_{i=1}^{i=n} i \times 10^{-iK}} \tag{2.43}$$

A partir de la ecuación (2.43) puede obtenerse que para un determinado período de n días la relación $\Sigma y/\Sigma ty$ es solamente una función de K. En consecuencia, para un valor de n determinado puede asumirse el valor de K y dibujar la curva de $\Sigma y/\Sigma ty$ en función de K a partir de la ecuación (2.43).

Para casos específicos tales como el período de 7 días, las ecuaciones (2.40) y (2.43) nos dan las ecuaciones (2.44) y (2.45):

Para $n = 7$

$$\sum y/L_0 = 7 - [10^{-K}(10^{-7K} - 1)/(10^{-K} - 1)] \tag{2.44}$$

$$\sum y/\sum ty = \frac{7 - [10^{-K}(10^{-7K} - 1)/(10^{-K} - 1)]}{28 - \sum_{i=1}^{i=7} i \times 10^{-iK}} \tag{2.45}$$

donde, en ecuación (2.45),

$$\sum_{i=1}^{i=n} i = \sum_{i=1}^{i=7} i = 1 + 2 + 3 + 4 + 5 + 6 + 7 = 28$$

y

$$\sum_{i=1}^{i=7} i \times 10^{-iK} = 10^{-K} + 2 \times 10^{-2K} + 3 \times 10^{-3K} + 4 \times 10^{-4K} + 5 \times 10^{-5K} + 6 \times 10^{-6K} + 7 \times 10^{-7K}$$

Las figuras 2.14-2.16 representan gráficos de $\Sigma y/L_0$ en función de K y $\Sigma y/\Sigma ty$ en función de K para secuencias de 7, 5 y 3 días respectivamente. Estas figuras se construyen a partir de las ecuaciones 2.40-2.43 suponiendo valores de n (7, 5, 3) y K.

La aplicación del diagrama de Moore para cálculo de K y L_0 se aprecia en el ejemplo 2.3.

Ejemplo 2.3. Determinar valores de K y L_0 a partir del conjunto de determinaciones de DBO del ejemplo 2.2.

Solución. *Etapa 1.*

CUADRO 2.6

Aplicación del método de Moore (Ejemplo 2.3)

t (días)	y (mg/l DBO)	ty
0	0,0	0,0
1	9,2	9,2
2	15,9	31,8
3	20,9	62,7
4	24,4	97,6
5	27,2	136,0
6	29,1	174,6
7	30,6	214,2
	$\Sigma y = 157,3$	$\Sigma ty = 726,1$

Etapa 2. Calcular la relación $\Sigma y/\Sigma ty$

$$\sum y/\sum ty = 157,3/726,1 = 0,217$$

Etapa 3. A partir de la figura 2.14 ($n = 7$) se puede leer el valor correspondiente a $\Sigma y/\Sigma ty = 0,217$.

$$K = 0,140 \text{ d}^{-1} \qquad \text{(Abscisas de la curva inferior)}$$

A partir de la ordenada de la curva superior se puede leer:

$$\sum y/L_0 = 4{,}62$$

$$\therefore L_0 = \sum y/4{,}62 = 157{,}3/4{,}62 = 34{,}05 \qquad \text{mg/l}$$

Estos valores de K y L_0 están de acuerdo con bastante fidelidad con los calculados por el método de diferencias logarítmicas del ejemplo 2.2 ($K = 0{,}137\ \text{d}^{-1}$ y $L_0 = 34{,}5$ mg/l).

5.3. Método gráfico de Thomas [18]

Es un método aproximado justificado ya que la precisión de resultados experimentales no suele ser muy alta. El método se basa en la similitud de la función:

$$(1 - 10^{-Kt}) \tag{2.46}$$

que es un factor de la ecuación (2.29), y la función

$$2{,}3Kt[1 + (2{,}3/6)Kt]^{-3} \tag{2.47}$$

Esta similitud se muestra en los desarrollos en serie de las mismas, que son

$$1 - 10^{-Kt}) = (2{,}3Kt)[1 - (1/2)(2{,}3Kt) + (1/6)(2{,}3Kt)^2 - (1/24)(2{,}3Kt)^3 + \ldots] \tag{2.48}$$

y

$$2{,}3Kt[1 + (2{,}3/6)Kt]^{-3} = (2{,}3Kt)[1 - (1/2)(2{,}3Kt) + (1/6)(2{,}3Kt)^2 = (1/21{,}6)(2{,}3Kt)^3 + \ldots] \tag{2.49}$$

La comparación de los dos segundos miembros de las ecuaciones (2.48) y (2.49) pone de manifiesto que los primeros tres términos de las dos series son idénticos y que la diferencia entre los cuartos términos es muy baja. Sustituyendo las funciones entre paréntesis en la ecuación (2.29) por su aproximación dada por la ecuación (2.47) obtenemos la ecuación:

$$y = L_0(2{,}3Kt)[1 + (2{,}3/6Kt]^{-3} \tag{2.50}$$

de la cual, tomando el inverso y ordenando los términos, obtenemos la ecuación:

$$t/y = [1 + (2{,}3/6)Kt]^3/2{,}3KL_0 \tag{2.51}$$

Tomando la raíz cúbica de ambos miembros de la ecuación (2.51) y ordenando los términos obtenemos:

$$(t/y)^{1/3} = 1/(2{,}3KL_0)^{1/3} + [(2{,}3K)^{2/3}/6L_0^{1/3}]t \tag{2.52}$$

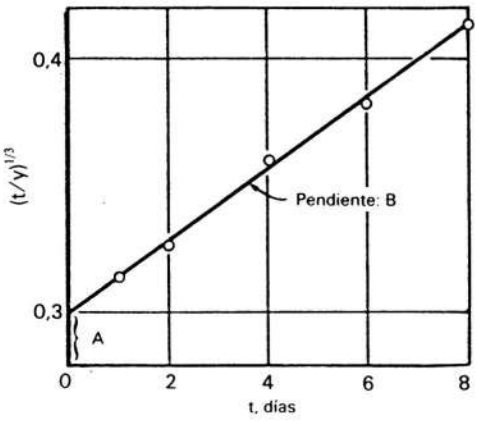


Fig. 2.17. Aplicación del método de Thomas [18].

A partir de la (2.52) puede llevarse a un gráfico el valor $(t/y)^{1/3}$ en función de t, lo que nos da una línea recta (figura 2.17 para el ejemplo 2.4) a partir de la cual se obtiene:

$$\text{Pendiente} = B = (2{,}3K)^{2/3}/6L_0^{1/3} \tag{2.53}$$

$$\text{Intersección} = A = 1/(2{,}3KL_0)^{1/3} \tag{2.54}$$

De las ecuaciones (2.53) y (2.54) se obtienen las ecuaciones (2.55) y (2.56)

$$K = 6B/2{,}3\ A = 2{,}61(B/A) \tag{2.55}$$

$$L_0 = 1/(2{,}3KA^3) \tag{2.56}$$

La aplicación de este método viene ilustrada por el ejemplo 2.4. Hay que señalar que para aplicación de los métodos de Moore y de las diferencias finitas se requiere comenzar con una tabla de DBO de valores secuenciales (intervalos constantes de 1 día, por ejemplo). Este requisito no es necesario para el método gráfico de Thomas.

Ejemplo 2.4 [18]. Los valores que se recogen a continuación en el cuadro son los resultados de ensayos de DBO realizados sobre un efluente original a 23°C. Calcular los parámetros K y L_0.

t (días)	y (DBO, mg/l)
0	0
1	32
2	57
4	84
6	106
8	111

Solución. *Etapa 1.* Establecer el cuadro 2.7.

CUADRO 2.7

Aplicación del método de Thomas (Ejemplo 2.4)

(1) t	(2) y	(3) = (1) ÷ (2) t/y	(4) = $[(3)]^{1/3}$ $(t/y)^{1/3}$
0	0	—	—
1	32	0,03125	0,315
2	57	0,03509	0,327
4	84	0,04762	0,362
6	106	0,05660	0,384
8	111	0,07207	0,416

Etapa 2. Llevar a un gráfico $(t/y)^{1/3}$ en función de t. El gráfico es el recogido en la figura 2.17. A partir de la figura 2.17 se obtiene:

$$A = 0{,}30 \qquad \text{(intersección)}$$

$$B = (0{,}416 - 0{,}300)/(8{,}0 - 0{,}0) = 0{,}0145 \qquad \text{(pendiente)}$$

Etapa 3. A partir de las ecuaciones (2.55) y (2.56) se puede obtener K y L_0.

$$K = 2{,}61(0{,}0145/0{,}30) = 0{,}13 \quad \text{d}^{-1}$$

$$L_0 = 1/[2{,}3 \times 0{,}13(0{,}30)^3] = 124 \quad \text{mg/l}$$

6. RELACIONES ENTRE K Y LA RELACIÓN DBO_5/DBO_f

La ecuación (2.29) puede escribirse como la ecuación (2.57) para $t = 5$, haciendo $y = DBO_5$ y $L_0 = DBO_f$.

$$DBO_5 = DBO_f(1 - 10^{-5K}) \tag{2.57}$$

a partir de la cual

$$DBO_5/DBO_f = 1 - 1/10^{5K} \tag{2.58}$$

Considerando valores de K, puede dibujarse la curva DBO_5/DBO_f, con respecto a K, teniendo en cuenta la ecuación (2.58). Esta curva asciende al aumentar los valores de K, llegando a un valor límite que corresponde a una ordenada de DBO_5/DBO_f que se acerca a la unidad para valores de K superiores a 0,3 [4].

A partir de la ecuación (2.58) para valores superiores de K, la relación DBO_5/DBO_f se acerca a la unidad. Esto significa que para una determinada carga orgánica, si la velocidad de oxidación bioquímica es muy alta, el valor de la DBO_5 se acerca mucho al de la DBO final.

7. EFECTOS MEDIOAMBIENTALES SOBRE EL ENSAYO DE LA DBO

El ensayo de DBO está bastante afectado por la temperatura y el pH.

7.1. Efecto de la temperatura

La constante de reacción K está directamente afectada por la temperatura. La dependencia de la temperatura viene dada por la ecuación de van't Hoff-Arrhenius:

$$K = Ae^{-E/RT} \tag{2.59}$$

donde K es la constante de reacción; A, un factor de frecuencia; T, temperatura absoluta; R, constante universal de los gases, y E la energía de activación para la reacción. Los valores normales para tratamientos de aguas residuales (procesos) están en el intervalo de 2 000-20 000 calorías/g mol.

Derivando con respecto a T:

$$d\ln K/dT = E/RT^2$$

La integración de esta ecuación (despreciando el efecto de la temperatura sobre la energía de activación E) nos da

$$\ln K = -E/RT + \text{constante}$$

A partir de lo cual puede concluirse que con un gráfico semilogarítmico de K en función de $1/T$ obtendríamos una línea recta de pendiente $-E/R$. Integrando entre los límites considerados obtenemos la ecuación:

$$\ln(K_2/K_1) = [E(T_2 - T_1)]/(RT_1T_2) \tag{2.60}$$

Teniendo en cuenta que muchos procesos de aguas residuales tienen lugar a temperaturas próximas al ambiente, el término E/RT_1T_2 es casi constante. Sustituyendo tal término por C obtenemos las ecuaciones (2.61) y (2.62):

$$\ln(K_2/K_1) = C(T_2 - T_1) \tag{2.61}$$

$$\therefore K_2/K_1 = e^{C(T_2 - T_1)} \tag{2.62}$$

Haciendo $e^{\epsilon} = \theta$ = coeficiente de temperatura, tenemos:

$$K_2/K_1 = \theta^{(T_2 - T_1)} \tag{2.63}$$

La aplicación más común consiste en la estimación de la constante K a una temperatura T a partir de su valor determinado experimentalmente a 20°C. A partir de la ecuación (2.63) obtenemos la ecuación

$$K_T = K_{20}\theta^{(T-20)} \tag{2.64}$$

en la cual K_T es la constante de reacción a T°C; K_{20} es la constante de reacción a 20°C; y T, la temperatura (°C). Aunque θ es aproximadamente constante, varía ligeramente con la temperatura y su valor apropiado debe ser estimado. Los valores que se dan a continuación son los recomendados por Schroepfer [14].

$$\theta = 1{,}135(4°\text{-}20°\text{C})$$

$$\theta = 1{,}056(20°\text{-}30°\text{C})$$

Los valores de θ pueden estimarse a partir de un gráfico semilogarítmico K_T en función de $(T - 20)$, ya que a partir de la ecuación (2.64) se puede obtener:

$$\log K_T = \log K_{20} + (T - 20)\log\theta$$

En consecuencia, este gráfico semilogarítmico nos daría una línea recta cuya pendiente sería igual a $\log\theta$. A partir de la ecuación (2.64) se obtiene que para una elevación de 10°C en la temperatura la constante de reacción prácticamente se duplica.

7.2. Efecto del pH

Los ensayos de DBO normalizados son específicos de un pH de 7,2. Si el pH no es 7,2 los valores de DBO_5 son inferiores. Se recomienda, en consecuencia, ajustar el pH a 7,2. Una curva típica del porcentaje que se obtiene de una DBO_5 para las variaciones de pH es la indicada por Eckenfelder y Ford [5]; su valor máximo (100%) corresponde a pH 7,2.

8. NITRIFICACIÓN

La ecuación (2.29) describe la oxidación de la materia carbónica. La oxidación del material nitrogenado contribuye a la demanda de oxígeno si la incubación se lleva a cabo durante un período de tiempo suficientemente largo. Esta oxidación (conocida como nitrificación) tiene lugar en dos etapas:

1. El ion amonio NH_4^+ se oxida a nitrito en presencia de microorganismos *Nitrosomonas* de acuerdo con la ecuación (2.65):

$$2NH_4^+ + 3O_2 \xrightarrow{\text{Nitrosonomas}} 2NO_2^- + 2H_2O + 4H^+ \quad (2.65)$$

2. Los nitritos se oxidan a nitratos en la presencia de microorganismos *Nitrobacter:*

$$2NO_2^- + O_2 \xrightarrow{\text{Nitrobacter}} 2NO_3^- \quad (2.66)$$

Las constantes de reacción, K, para la nitrificación son mucho más bajas que las de oxidación de materia carbónica. Aunque la oxidación de la materia carbónica y de la nitrogenada puedan ocurrir simultáneamente, la nitrificación normalmente no comienza hasta que la demanda de oxígeno de la materia carbónica ha sido prácticamente satisfecha.

Una curva típica de la DBO para un agua residual y en la que se puede observar la oxidación de materia carbónica y nitrogenada es la que aparece en la figura 2.18.

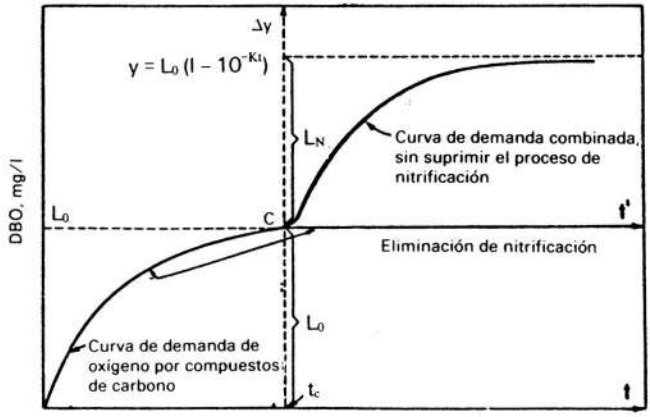


Fig. 2.18. DBO por compuestos de carbono y nitrógeno.

La nitrificación puede suprimirse por adición de ciertos productos químicos (azul de metileno, tiourea), que inhiben el crecimiento de las *Nitrosomonas* y los *Nitrobacter*. Si se hace esto, la curva de DBO obtenida se aproxima a la ordenada límite L_0 (demanda bioquímica final de oxígeno), tal como se indica en la figura 2.18. A partir del tiempo t_c, la demanda de oxígeno de materia carbónica ha quedado prácticamente satisfecha, de tal manera que los valores en ordenada se hacen constantes y cercanos a L_0. Si la nitrificación no ha sido suprimida a partir de $t = t_c$, el efecto de nitrificación se superpone al de la oxidación de materia carbónica dando como resultado una curva combinada de demanda de oxígeno (demanda conjunta de la materia carbónica y de la nitrogenada).

La ecuación (2.29) describe la curva de demanda de oxígeno de materia carbónica. Si se hace un cambio de coordenadas de tal forma que el origen del nuevo sistema coincida un efecto perjudicial sobre los sistemas biológicos. El problema de aclimatación de las

con el punto C (sistema de coordenadas Δy en función de t' en la figura 2.18), la ecuación de la curva de demanda de oxígeno para la materia nitrogenada se puede escribir así:

$$\Delta y = L_N(1 - 10^{-K_N t'}) \qquad (t > t_c) \tag{2.67}$$

siendo $t' = t - t_c$. Con lo cual:

$$\Delta y = L_N[1 - 10^{-K_N(t - t_c)}] \tag{2.68}$$

donde K_N es la constante de reacción para la demanda de materias nitrogenadas y L_N la demanda final de dichas materias. El eje de abscisas en un sistema de coordenadas de Δy en función de t' coincide esencialmente con la curva de demanda de oxígeno para valores de $t = t^c$.

Las ecuaciones (2.29) y (2.69) para la curva de demanda de oxígeno combinada son:

Para $t < t_c$ (sólo demanda de materia orgánica)

$$y = L_0(1 - 10^{-Kt})$$

Para $t > t_c$

$$y = \underbrace{L_0(1 - 10^{-Kt})}_{\substack{\text{para } t > t_c \\ L_0(1 - 10^{-Kt}) \to L_0}} + \underbrace{L_N[1 - 10^{-K_N(t - t_c)}]}_{\substack{\text{incremento } \Delta y \\ \text{debido a la demanda} \\ \text{de la materia nitrogenada}}}$$

o sea

$$y = L_0 + L_N[1 - 10^{-K_N(t - t_c)}] \tag{2.69}$$

Los valores de los parámetros K_N y L_N pueden determinarse por cualquiera de los métodos previamente estudiados teniendo en cuenta que hay que hacer referencia al nuevo sistema de coordenadas [ecuación (2.68)].

9. EVALUACIÓN DE LA VIABILIDAD DE LOS TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS PARA AGUAS RESIDUALES INDUSTRIALES

9.1. Introducción

Frecuentemente es necesario llevar a cabo ensayos o estudios de viabilidad para aguas residuales industriales ya que pueden contener sustancias tóxicas que pueden tener un efecto perjudicial sobre los sistemas biológicos. El problema de aclimatación de las siem-

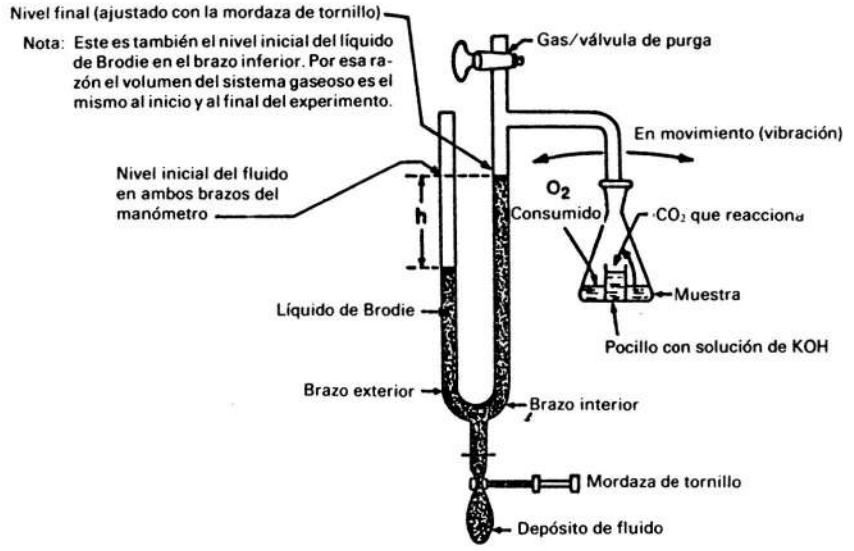


Fig. 2.19. Esquema del respirómetro de Warburg.

bras de microorganismos a las sustancias tóxicas ha sido discutido previamente en la sección 2.3.1. Existen dos tipos de ensayos para evaluar la viabilidad de los tratamientos biológicos de aguas residuales, que son: (1) técnicas manométricas (Warburg, respirómetro), y (2) evaluación en reactores discontinuos.

9.2. Respirómetro de Warburg

La figura 2.19 presenta un diagrama esquemático de este respirómetro. El principio de funcionamiento, que consiste en hacer respirar una muestra de aguas residuales en una atmósfera cerrada a una temperatura constante, es idéntico al de determinación de la DBO por el método manométrico (sección 2.3.2). El oxígeno utilizado se mide con respecto al tiempo anotando la disminución de la presión del sistema a volumen constante. El CO_2 producido se absorbe por una solución de hidróxido potásico de tal forma que la disminución de la presión es una medida del oxígeno consumido.

Las etapas en el procedimiento son las señaladas a continuación [5].

1. Se coloca la muestra de agua residual en una botella con el volumen requerido de siembra biológica. La botella muestra se sumerge en un baño a temperatura constante y agitado por un mecanismo de vibración.
2. Se coloca en el pocillo central una solución al 20 % de hidróxido potásico (llenado hasta un cuarto). Colocar una tira de papel filtro dentro del pocillo para favorecer la absorción del dióxido de carbono por el álcali. El papel absorbe la solución KOH y, de esta forma, la superficie de álcali disponible para absorción de dióxido de carbono es mucho mayor.

3. Disponer una botella de referencia (termobarómetro) añadiendo, a uno de los frascos muestra, solamente agua destilada. El volumen de agua destilada debe ser igual al total de la muestra más la siembra de cada una de las botellas a ensayar. Esta botella de referencia debe usarse para las correcciones debidas a cambios en la presión atmosférica durante el tiempo del experimento, de aquí que se denomine «termobarómetro».

4. Agitar el sistema con la válvula de salida de gases abierta durante unos 5 minutos.* El nivel del fluido manométrico (fluido de Brodie) debe ser el mismo en los dos brazos del manómetro cuando se alcance el equilibrio. Ajustar el fluido del manómetro a la señal de referencia en el brazo interior del manómetro, con la válvula de ventilación todavía abierta. El ajuste del nivel del fluido manométrico se hace por medio de una mordaza de tornillo, que permite el ajuste de la altura del líquido manométrico entre los dos brazos del manómetro. A continuación se debe detener toda la agitación y controlar todos los ajustes.

5. Cerrar la válvula de ventilación, poner en marcha el mecanismo de agitación y empezar a tomar lecturas a intervalos de tiempo seleccionados. Antes de hacer ninguna lectura detener la agitación y ajustar el nivel del fluido de Brodie en el brazo interior al nivel de referencia. De esta forma el volumen del sistema gaseoso es el mismo al comienzo del experimento y justo antes de tomar cada lectura.

6. La botella de referencia y las lecturas correspondientes sirven para corregir los cambios de presión atmosférica durante el ensayo. Si el fluido en el brazo exterior del manómetro, unido al termobarómetro, se eleva es debido a que ha habido una disminución en la presión atmosférica y entonces la lectura observada debe ser añadida al resultado del ensayo. Si por otro lado el fluido en el brazo exterior del manómetro baja de nivel es debido a un aumento en la presión atmosférica y entonces la lectura obtenida debe ser restada de la del ensayo.

$$\text{Lectura } (h) = P_{at} - P_{\text{sistema}} \tag{2.70}$$

en la cual P_{at} es el valor de la presión atmosférica al comienzo del experimento. Durante un experimento, si la presión atmosférica (P_{at}) se eleva, el valor calculado de h [ecuación (2.70)] será muy superior al valor real a menos que se haga una corrección apropiada (sustracción).

7. Una vez la materia orgánica ha sido utilizada se estabiliza la toma de oxígeno y la serie de ensayos ha terminado.

El consumo de oxígeno acumulado (mg de O_2 por litro de solución) puede expresarse en función del tiempo (h). La figura 2.20 recoge el gráfico obtenido para un agua residual tóxica tipo. Este agua residual industrial se une a aguas residuales domésticas (referenciadas como siembra en la figura 2.20) en proporciones sucesivamente mayores.

* La agitación es necesaria debido a que puede formarse una película con una concentración muy baja de oxígeno en la interfase entre la fase de gas y de líquido si no hay agitación. Esto hace que la velocidad de oxidación de O disminuya. La agitación hace que esta película se vaya renovando de tal forma que el líquido está siempre en contacto con el gas en la fase rica en oxígeno.

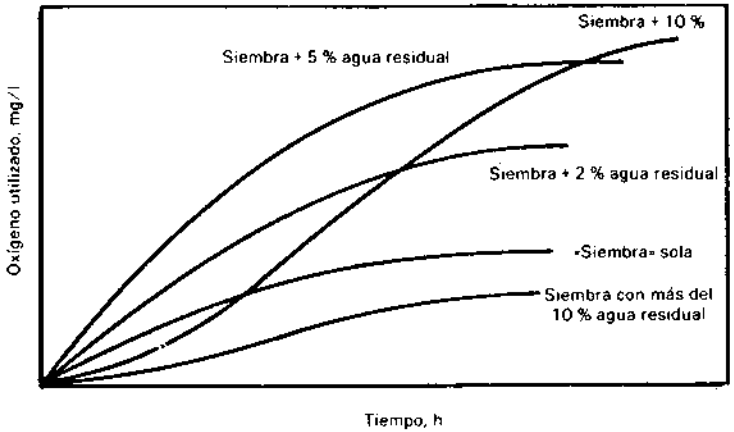


Fig. 2.20. Captación de oxígeno con diferentes concentraciones de aguas residuales.

La figura 2.20 nos indica que esta agua residual específica es tóxica o inhibidora de los procesos biológicos cuando su concentración excede del 10% en volumen, en cuyo caso la demanda de oxígeno sufre una gran disminución.

En este proceso de cálculo hay que suponer que la presión atmosférica no ha cambiado durante el tiempo de la experiencia [en el caso de que cambie, se deben hacer las correcciones indicadas en la etapa 6, ecuación (2.70)]. Al comienzo del experimento hay que aplicar la ley de los gases ideales:

$$P_1 V = N_1 RT \tag{2.71}$$

donde P_1 es la presión atmosférica al comienzo del experimento (cm del fluido de Brodie)*; V es el volumen de gas en el sistema cerrado (ml); T la temperatura del baño (K); N_1 es el número de moles de aire al comienzo del experimento en el sistema cerrado y R es la constante universal de los gases.*

A partir de la ecuación (2.71) se obtiene:

$$N_1 = P_1 V/RT \tag{2.72}$$

* El peso específico del fluido de Brodie es 1,001 a 0°C (con respecto al agua a 4°C). En consecuencia la presión atmosférica es equivalente a una columna del fluido de Brodie a 0° de una altura igual a:

$$76{,}0 \text{ cm Hg} \times 13{,}6 \text{ cm agua/cm Hg} \times \text{cm fluido de Brodie}/1{,}001 \text{ cm agua}$$
$$= (76{,}0 \times 13{,}6)/1{,}001 = 1\,032{,}6 \text{ cm del fluido de Brodie a } 0°\text{C}.$$

$$R = P_0 V_0/T_0 = \frac{(1032{,}6 \text{ cm Brodie})\,(22\,412 \text{ ml/g mol})}{273{,}2 \text{ K}}$$

$$= 84\,709 \text{ (cm Brodie) (ml)/(g mol)(K)}$$

En el momento en que se hace la lectura (h), figura 2.19, los valores serán

$$P_2V = N_2RT \tag{2.73}$$

donde P_2 es la presión del sistema ($P_2 < P_1$); V el volumen de gases en el sistema (mantenido constante por ajuste de la mordaza); y N_2 es el número de moles en la fase de gas en el sistema cerrado en aquel momento. Para $N_2 < N_1$ debido a la absorción de oxígeno, tenemos:

$$N_2 = N_1 - x \tag{2.74}$$

donde x es el número de moles de O_2 adsorbidos. A partir de la ecuación (2.73) tenemos:

$$N_2 = P_2V/RT \tag{2.75}$$

Igualando (2.74) y (2.75) y resolviendo para x tenemos:

$$x = N_1 - (P_2V/RT) \tag{2.76}$$

Sustituyendo en la ecuación (2.76) N_1 por su valor dado por la ecuación (2.72) obtenemos:

$$x = (V/RT)(P_1 - P_2) \tag{2.77}$$

donde $(P_1 - P_2)$ es igual a la altura h del fluido de Brodie (figura 2.19). En consecuencia:

$$x = (V/RT)h \quad \text{g mol } O_2 \tag{2.78}$$

Si V_s es el volumen de la muestra de agua en ml, la utilización de oxígeno en mg/l es:

$$\text{Oxígeno utilizado} = (Vh/RT) \text{ g mol } O_2 \times \frac{1}{(V_s \times 10^{-3}) \text{ litros}} \times \frac{32 \text{ g}}{\text{g mol } O_2} \times 10^3 \frac{\text{mg}}{\text{g}}$$

$$\text{Oxígeno utilizado} = 32 \times 10^6 \, (V/V_s)(h/RT) \text{ mg/l} \tag{2.79}$$

en el cual V es el volumen de gas en el sistema cerrado (ml); V_s es el volumen de la muestra de agua (ml); h es la lectura (cm del fluido de Brodie) (figura 2.19); R es la constante universal de los gases [84 709 (cm Brodie) (ml)/(g mol)(K)]; y T la temperatura del baño (K).

9.3. Evaluación en base a reactores discontinuos

Puede disponerse de una serie de reactores biológicos discontinuos para conseguir los mismos objetivos que el respirómetro de Warburg. La batería de reactores recomendada para este tipo de trabajo es la que se muestra en la figura 5.2 y descrita en la sección 3.1 del capítulo 5.

En esta serie de reactores se puede adicionar una siembra ya aclimatada. Posteriormente se añaden a cada uno de los reactores distintas concentraciones de agua residual. El contenido mezclado se somete a aireación durante 2-3 días. La toxicidad aparente se puede evaluar a partir de muestras tomadas al cabo de 1, 2, 4, 8, 12 y 24 horas de aireación llevando a cabo ensayos de evaluación de la DQO y DBO. Las curvas típicas obtenidas de esta forma son similares a las que se reflejan en la figura 2.20.

10. ENSAYOS BIOLÓGICOS

10.1. Ensayo de determinación de coliformes

Los organismos coliformes son bacterias en forma cilíndrica, presentes en el tracto intestinal humano. Una persona descarga entre 0,1 y 0,4 billones de organismos coliformes por día, además de otras especies de microorganismos.

Los organismos coliformes no son en sí mismos perjudiciales y de hecho son interesantes para la degradación de la materia orgánica en los procesos de tratamiento. Sin embargo, junto con los organismos coliformes el hombre descarga otros microorganismos patógenos tales como los que pueden causar fiebres tifoideas, disentería, diarrea, cólera, etc. Teniendo en cuenta que la población de estos microorganismos patógenos en las aguas residuales es pequeña y además difícil de localizar, se utiliza la presencia de organismos coliformes que son numerosos y fáciles de localizar como indicador de la presencia potencial de organismos patógenos.

El ensayo normal para bacterias coliformes está basado en su habilidad para fermentar lactosa produciendo gas. El método normal utilizado consiste en llevar a cabo cinco ensayos con series de tres muestras (un total de 15 ensayos). La secuencia de volúmenes para las muestras se toma con decrementos de 10 (10, 1, 0,1, 0,01 ml).

El número de ensayos positivos y negativos que corresponden a cada volumen seleccionado se va anotando. El denominado número más probable (NMP) de organismos coliformes puede obtenerse a través de una tabla estadística (cuadro 2.8) basada en el número relativo de ensayos positivos y negativos para tres muestras (cinco ensayos por muestra). La utilización del número más probable viene ilustrada por los ejemplos 2.5. y 2.6.

Ejemplo 2.5. Determinar el NMP de coliformes para una agua residual cuyos resultados son los siguientes:

Volumen de muestra (ml)	No. de ensayos positivos	No. de ensayos negativos
10,0	4	1
1,0	4	1
0,1	3	2
0,01	0	5

CUADRO 2.8

Número mas probable de coliformes en 100 ml de muestra [11]

Número de tubos positivos			NMP	Número de tubos positivos			NMP	Número de tubos positivos			NMP	Número de tubos positivos			NMP	Número de tubos positivos			NMP	Número de tubos positivos			NMP
10	1 ml	0,1		10	1 ml	0,1		10	1 ml	0,1		10	1 ml	0,1		10	1 ml	0,1		10	1 ml	0,1	
0	0	0		1	0	0	2,0	2	0	0	4,5	3	0	0	7,8	4	0	0	13	5	0	0	23
0	0	1	1,8	1	0	1	4,0	2	0	1	6,8	3	0	1	11	4	0	1	17	5	0	1	31
0	0	2	3,6	1	0	2	6,0	2	0	2	9,1	3	0	2	13	4	0	2	21	5	0	2	43
0	0	3	5,4	1	0	3	8,0	2	0	3	12	3	0	3	16	4	0	3	25	5	0	3	58
0	0	4	7,2	1	0	4	10	2	0	4	14	3	0	4	20	4	0	4	30	5	0	4	76
0	0	5	9,0	1	0	5	12	2	0	5	16	3	0	5	23	4	0	5	36	5	0	5	95
0	1	0	1,8	1	1	0	4,0	2	1	0	6,8	3	1	0	11	4	1	0	17	5	1	0	33
0	1	1	3,6	1	1	1	6,1	2	1	1	9,2	3	1	1	14	4	1	1	21	5	1	1	46
0	1	2	5,5	1	1	2	8,1	2	1	2	12	3	1	2	17	4	1	2	26	5	1	2	64
0	1	3	7,3	1	1	3	10	2	1	3	14	3	1	3	20	4	1	3	31	5	1	3	84
0	1	4	9,1	1	1	4	12	2	1	4	17	3	1	4	23	4	1	4	36	5	1	4	110
0	1	5	11	1	1	5	14	2	1	5	19	3	1	5	27	4	1	5	42	5	1	5	130
0	2	0	3,7	1	2	0	6,1	2	2	0	9,3	3	2	0	14	4	2	0	22	5	2	0	49
0	2	1	5,5	1	2	1	8,2	2	2	1	12	3	2	1	17	4	2	1	26	5	2	1	70
0	2	2	7,4	1	2	2	10	2	2	2	14	3	2	2	20	4	2	2	32	5	2	2	95
0	2	3	9,2	1	2	3	12	2	2	3	17	3	2	3	24	4	2	3	38	5	2	3	120
0	2	4	11	1	2	4	15	2	2	4	19	3	2	4	27	4	2	4	44	5	2	4	150
0	2	5	13	1	2	5	17	2	2	5	22	3	2	5	31	4	2	5	50	5	2	5	180

CUADRO 2.8 (Continuación)

Número de tubos positivos			NMP	Número de tubos positivos			NMP	Número de tubos positivos			NMP	Número de tubos positivos			NMP	Número de tubos positivos			NMP	Número de tubos positivos			NMP
10	1	0,1		10	1	0,1		10	1	0,1		10	1	0,1		10	1	0,1		10	1	0,1	
	ml				ml				ml				ml				ml				ml		
0	3	0	5,6	1	3	0	8,3	2	3	0	12	3	3	0	17	4	3	0	27	5	3	0	79
0	3	1	7,4	1	3	1	10	2	3	1	14	3	3	1	21	4	3	1	33	5	3	1	110
0	3	2	9,3	1	3	2	13	2	3	2	17	3	3	2	24	4	3	2	39	5	3	2	140
0	3	3	11	1	3	3	15	2	3	3	20	3	3	3	28	4	3	3	45	5	3	3	180
0	3	4	13	1	3	4	17	2	3	4	22	3	3	4	31	4	3	4	52	5	3	4	210
0	3	5	15	1	3	5	19	2	3	5	25	3	3	5	35	4	3	5	59	5	3	5	250
0	4	0	7,5	1	4	0	11	2	4	0	15	3	4	0	21	4	4	0	34	5	4	0	130
0	4	1	9,4	1	4	1	13	2	4	1	17	3	4	1	24	4	4	1	40	5	4	1	170
0	4	2	11	1	4	2	15	2	4	2	20	3	4	2	28	4	4	2	47	5	4	2	220
0	4	3	13	1	4	3	17	2	4	3	23	3	4	3	32	4	4	3	54	5	4	3	280
0	4	4	15	1	4	4	19	2	4	4	25	3	4	4	36	4	4	4	62	5	4	4	350
0	4	5	17	1	4	5	22	2	4	5	28	3	4	5	40	4	4	5	69	5	4	5	430
0	5	0	9,4	1	5	0	13	2	5	0	17	3	5	0	25	4	5	0	41	5	5	0	240
0	5	1	11	1	5	1	15	2	5	1	20	3	5	1	29	4	5	1	48	5	5	1	350
0	5	2	13	1	5	2	17	2	5	2	23	3	5	2	32	4	5	2	56	5	5	2	540
0	5	3	15	1	5	3	19	2	5	3	26	3	5	3	37	4	5	3	64	5	5	3	920
0	5	4	17	1	5	4	22	2	5	4	29	3	5	4	41	4	5	4	72	5	5	4	1,600
0	5	5	19	1	5	5	24	2	5	5	32	3	5	5	45	4	5	5	81				

Solución. Eliminando la muestra de 0,01 ml para la cual no hubo ensayos positivos, a partir del cuadro 2.8 se puede leer para la secuencia 4/4/3 de los ensayos positivos:

$$\text{NMP} = 54 \text{ por } 100 \text{ ml}$$

El ejemplo 2.5 se refiere a un ensayo para un agua relativamente limpia. Para aguas muy contaminadas (aguas residuales sin depurar), deben tomarse muestras de volúmenes inferiores ya que de otra forma los ensayos resultarían siempre positivos. La utilización del cuadro de NMP en tales casos viene ilustrado por el ejemplo 2.6.

Ejemplo 2.6. El cuadro referido a continuación muestra los resultados de las muestras realizadas.

Volumen de muestra (ml)	No. de ensayos positivos	No. de ensayos negativos
0,001	5	0
0,0001	5	0
0,00001	5	0
0,000001	4	1

Solución. Desechando la primera línea, teniendo en cuenta que los tres valores iniciales no llevan a ninguna solución (ensayos positivos), para la secuencia 5/5/4 de los test positivos el NMP que se puede leer a partir de la tabla 2.8 es 1.600. Éste, sin embargo, sería el valor si las muestras fueran 10, 1 y 0,1 ml. Teniendo en cuenta que las muestras son 100 000 veces más diluidas, el NMP para 100 mL será:

$$160.000.000 \text{ por } 100 \text{ ml o } 1.000.000 \text{ por ml}$$

10.2. Ensayo de toxicidad

Para medición de toxicidad aguda se usa un método normalizado conocido como el *límite de tolerancia medio* (LTM). Éste es definido como la concentración de aguas residuales en la cual el 50 % de los animales de ensayo son capaces de sobrevivir durante un determinado tiempo de exposición. Normalmente las observaciones se hacen a las 24, 48 y 96 horas.

Es importante distinguir la muerte de los organismos de ensayo debido a la falta de oxígeno de la debida a toxicidad. En consecuencia, deben mantenerse niveles adecuados de oxígeno disuelto durante los ensayos de toxicidad. Las especies seleccionadas para el ensayo son un factor importante a la hora de analizar la significación de los resultados ob-

tenidos. Normalmente se utilizan especies como el pez mosquito (*Gambusia affinis*), las carpas, truchas, peje-sol (género *Lepomis*) y otras especies de peces. El procedimiento de cálculo para estimar el LTM viene ilustrado por el ejemplo 2.7.

Ejemplo 2.7. Los ensayos para evaluación del LTM durante 24, 48 y 96 horas de exposición tuvieron los siguientes resultados.

Concentración en agua residual	Poncentaje de organismos supervivientes		
(% en volumen)	Después 24 h	Después 48 h	Después 96 h
2	(100)	95	60
3	(100)	64	26
4	80	42	1
6	50	12	(0)
10	12	(0)	(0)

Determinar los valores LTM en porcentaje y volumen para 24, 48 y 96 horas.

Solución. *Etapa 1.* Llevar a papel semilogarítmico las concentraciones de las aguas residuales en porcentaje del volumen en función del % de organismos supervivientes. El gráfico resultante es el de la figura 2.21 y se puede utilizar para hacer una correlación lineal de datos.

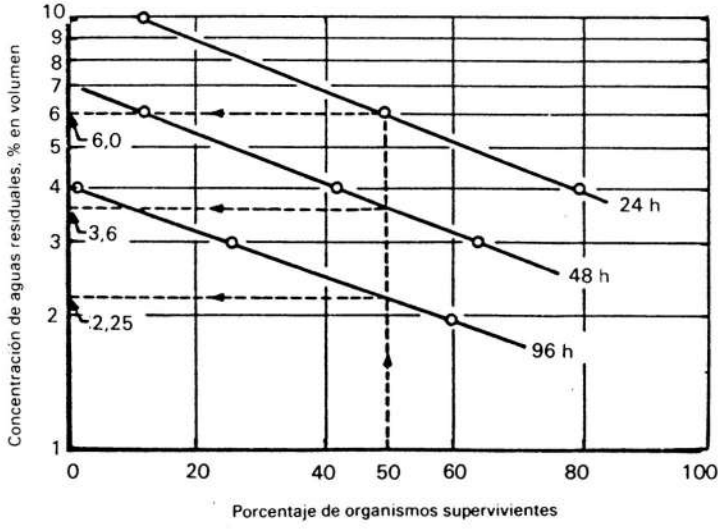


Fig. 2.21. Procedimiento gráfico para determinación del LTM (Ejemplo 2.7).

Etapa 2. En la abscisa de 50% de supervivencia puede leerse:

	LTM (al 50 % de supervivencia)
Para $t = 24$ h	6.0%
Para $t = 48$ h	3.6%
Para $t = 96$ h	2.25%

Hay que señalar que el ensayo de LTM está diseñado para medir toxicidad aguda. Para llegar a establecer las concentraciones permitidas, el National Technical Advisory Committee on Water Quality Criteria de EE.UU. ha recomendado tomar valores de concentración que varían entre 1/10 y 1/100 de LTM para 96 horas de exposición. La aplicación del factor (1/10 a 1/100) ha sido utilizado dependiendo de las características del residuo y debería ser tal que la concentración tóxica permitida no produzca ningún efecto sobre la biota.

11. CARACTERÍSTICAS DE LAS AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES

Las aguas residuales domésticas se componen fundamentalmente, en su carga contaminante, de materia orgánica en forma soluble o coloidal y de sólidos en suspensión. Según Eckenfelder [4] los datos obtenidos en una campaña que incluía 73 ciudades en 27 estados de EE.UU. daban como resultado los valores medios siguientes:

EE.UU.	Datos indicativos para España
Caudal: 500 l/hab. día	150-350 l/hab. día (Media 250 l/hab. día)
DBO_5: 90 g/hab. día	55-65 g/hab. día (Media 60 g/hab. día)
Sólidos en suspensión: 100 g/hab. día	90 g/hab. día
Para una ciudad de un millón de habitantes, los valores serían:	
Caudal: 500 000 m^3/d	200 000 m^3/d
DBO_5: 90 Tm/d = 180 ppm = 180mg/l*	60 Tm/d ≈ 300 ppm ≈ 300 mg/l*
SS: 100 Tm/d	90 Tm/d

* Teniendo en cuenta que la mayoría de las aguas residuales contienen concentraciones muy pequeñas de materias solubles (y/o insolubles), la densidad del agua residual se toma como igual a la del agua pura, o sea 1 kg/litro. En consecuencia, al establecer las concentraciones en ml/litro, puede decirse que son equivalentes a partes por millón (ppm).

La presencia de aguas residuales industriales en las alcantarillas municipales puede cambiar considerablemente estos valores.

12. CAMPAÑAS DE AGUAS RESIDUALES INDUSTRIALES

12.1 Proceso a seguir para una campaña de evaluación de aguas residuales industriales

El proceso a seguir en estas campañas ha sido descrito en el capítulo 1 (sección 2.5.2, etapa 1). Un plano de toda la red de alcantarillado es una base fundamental para el comienzo de los trabajos. En base al mismo se deben establecer los puntos en los cuales se va a llevar a cabo la medición de caudales y toma de muestras, incluyendo todos los focos significativos de producción de aguas residuales. Se seleccionan los análisis a llevar a cabo y se establece una planificación cuidadosa de la toma de muestras. En base a los resultados se deben establecer balances de materiales incluyendo las líneas de proceso y de aguas residuales.

De acuerdo con los resultados anteriores se hace un análisis estadístico de los resultados. Cuando es posible, estos análisis estadísticos deben relacionarse con la producción, esto es m^3 por tonelada de producto o kg de DBO por tonelada de producto. Esto permite una extrapolación para otros programas de producción. Además de la fuente de contaminación, es importante identificar todas las fuentes y datos que nos permitan establecer la segregación de corrientes, la reutilización de aguas residuales posibles y el grado de recirculación.

12.2. Mediciones de caudal

Las mediciones de caudales en las corrientes de aguas residuales pueden llevarse a cabo por una gran variedad de métodos que se resumen en la publicación de Eckenfelder [4].

1. Instalación de vertederos o canales Parshall para medición de caudales en canales abiertos o alcantarillados parcialmente llenos.
2. Métodos de llenado de recipientes, adecuados para caudales pequeños o descargas intermitentes. En el segundo de los casos no solamente hay que hacer la medición de caudal sino también el tiempo en que dicho caudal se mantiene.
3. Estimación de los caudales de bombeo y duración de los mismos. El caudal se estima a partir de las características de las bombas.
4. Cronometrando el desplazamiento de un objeto flotante entre dos puntos fijos a lo largo de su recorrido. Este método se aplica para alcantarillados parcialmente llenos. Junto con lo anterior hay que medir la profundidad de la vena líquida. La velocidad media se estima a partir de la velocidad superficial, que es la medida directamente. Para flujos laminares la velocidad media es aproximadamente 0,8 veces la velocidad superficial. El caudal se evalúa a partir del conocimiento de esta velocidad media y de la sección húmeda de la vena líquida.
5. Examen de los registros de uso de agua de la planta. Teniendo en cuenta las pérdidas

de agua en el producto o debidas a la evaporación, este método es suficiente para evaluaciones aproximadas.

6. Cronometrando los cambios de niveles en tanques, reactores o depósitos que se utilicen en las operaciones con descargas sobre todo discontinuas.

12.3. Muestreo de aguas residuales

Hay dos tipos de muestras que pueden tomarse: (1) *muestra simple,* y (2) *muestra compuesta.*

La muestra simple nos da las características del agua residual en el momento en que la muestra es tomada. Se usa generalmente cuando: (1) el caudal de agua residual y su composición es relativamente constante; (2) el flujo de agua residual es intermitente, y (3) cuando las muestras compuestas pueden ocultar condiciones extremas de las aguas residuales (pH y temperatura).

El volumen mínimo de una muestra simple debe estar entre 1 y 2 litros.

Las muestras compuestas son aquellas formadas por mezcla de muestras individuales tomadas en diferentes momentos. La cantidad de cada muestra individual que se añade a la mezcla compuesta debe ser proporcional al flujo de caudal en el momento en que la muestra fue tomada.

Suponiendo que V sea el volumen total de la muestra compuesta que hay que tomar; V_i el volumen de cada muestra individual i de la muestra compuesta; Q_m el caudal medio; Q_i el caudal instantáneo en el momento en que la muestra i es tomada y n el número de muestras que deben ser mezcladas, entonces obtenemos:

$$V/nQ_m = V_i/Q_i \tag{2.80}$$

$$\therefore V_i = (V/nQ_m)Q_i \tag{2.81}$$

El volumen de muestra requerida por unidad de caudal será

$$\frac{V_i}{Q_i} = \frac{V}{nQ_m} \tag{2.82}$$

La frecuencia del muestreo depende de la variabilidad del caudal y la carga contaminante. Para pequeñas variaciones las muestras sólo hace falta que se tomen a intervalos entre 2 y 24 horas. Sin embargo, para grandes variaciones puede requerirse tomar muestras hasta cada 15 minutos. Las muestras individuales de la compuesta deben tener entre 25 y 100 ml y el volumen compuesto debe tener entre 2 y 4 litros.

Ejemplo 2.8. Las muestras siguientes se recogieron dentro de un vertido de aguas residuales.

Número de la muestra	Caudal (m^3/h)
1	250
2	215
3	190
4	165
5	155
6	205
7	290
8	330
9	420
10	510
	$\sum = 2730$
Media:	$2730/10 = 273 = Q_m$

Si se requiere un volumen de muestra compuesta de 3 litros, ¿cuántos ml de cada muestra deben tomarse?

Solución. *Etapa 1.* Determinar el volumen de muestra necesitada que se requiere por cada unidad de caudal de acuerdo con la ecuación (2.82):

$$\frac{V_i}{Q_i} = \frac{V}{nQ_m} = \frac{3000}{(10)(273)} = 1{,}1 \text{ ml}$$

Etapa 2. Calcular el número de ml para cada muestra de acuerdo con la ecuación (2.81):

Número de la muestra	ml de cada muestra (Ec. 2.81) $V_i = \frac{V}{nQ_m} Q_i$ (ml)
1	$1{,}1 \times 250 = 275$
2	$1{,}1 \times 215 = 236$
3	$1{,}1 \times 190 = 209$
4	$1{,}1 \times 165 = 181$
5	$1{,}1 \times 155 = 170$
6	$1{,}1 \times 205 = 226$
7	$1{,}1 \times 290 = 319$
8	$1{,}1 \times 330 = 363$
9	$1{,}1 \times 420 = 462$
10	$1{,}1 \times 510 = 561$
	$\sum = 3002$ (≈ 3000)

13. CORRELACIONES ESTADÍSTICAS DE LOS DATOS OBTENIDOS EN UNA CAMPAÑA DE EVALUACIÓN DE RESIDUOS INDUSTRIALES

Los vertidos de aguas industriales son muy variables tanto en caudal como en composición y deben ser tratados por medio de análisis estadísticos. Cuando se trata de fenómenos estadísticos que se adaptan a curvas en forma de campana que son tan conocidas de los estadísticos, se puede emplear papel probabilístico. Cuando los datos obtenidos se representan en papel probabilístico, la curva se aproxima a una recta. Estos datos se pueden linealizar trazando la recta que más se acerque a los puntos que tenemos. La línea recta obtenida de esta forma se llama línea de Henry. En consecuencia, si los datos obtenidos de una serie de experimentos se llevan a este gráfico y el resultado es una línea recta, indica que hay una distribución aleatoria de los datos experimentales.

El papel utilizado para el trazado de los gráficos en este caso es el que se indica en la figura 2.22. En abscisas se disponen los valores de probabilidades y en ordenadas, que pueden ser lineales o logarítmicas, los valores correspondientes.

Hay dos métodos para análisis de correlación estadística de los datos resultantes de la campaña de toma de datos, que son los recomendados por Eckenfelder [4].

El método (1) está recomendado para pequeñas cantidades de datos (por ejemplo menos de 20 puntos).

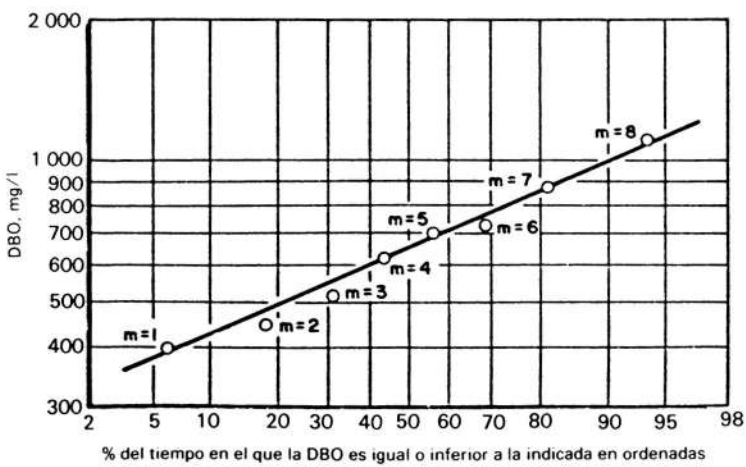


Fig. 2.22. Gráfico de probabilidades para el ejemplo 2.9 (Método 1).

Etapa 1. Disponer los datos en orden creciente de magnitud.

Etapa 2. Sea n el número total de puntos y m el valor asignado de 1 a n. Tabular todos los datos en orden creciente de magnitud con respecto a m.

Etapa 3. Llevar al gráfico los distintos puntos para los distintos valores de probabilidades, determinados a partir de

$$\text{Frecuencia} = (100/n)(m - 0{,}5) \tag{2.83}$$

Esta cantidad es equivalente al porcentaje de veces que se presenta dicho valor señalado en ordenadas; por ejemplo, el tiempo en que un valor en cuestión es igual o inferior al valor de la ordenada. La posición de la línea que más se acerca se establece por una aproximación visual o por el método de los mínimos cuadrados. La aplicación del método (1) se ilustra en el ejemplo 2.9.

Ejemplo 2.9. Los siguientes datos de DBO (mg/l) dispuestos en orden creciente de magnitud se han obtenido de un vertido industrial [columna (1) del cuadro 2.9]. Establecer la línea de Henry por el método descrito anteriormente.

Solución. El procedimiento tal y como se ha indicado en el cuadro 2.9 y figura 2.22 es el que hay que utilizar. La probabilidad de que se presente un valor puede estimarse a partir de los mismos. Por ejemplo, a partir de la figura 2.22, la DBO es igual o menor que 1 000 mg/l el 90 % del tiempo. El valor medio estadístico es el valor de la ordenada que corresponde a una abscisa del 50% y puede leerse que es 650 mg/l. Tener en cuenta que en este ejemplo el valor medio aritmético calculado como $\Sigma(\text{DBO})/8 = 673{,}8$ mg/l.

CUADRO 2.9

Cálculos para el ejemplo 2.9

(1) Paso 1 DBO (mg/L)	(2) Paso 2 ($n = 8$, $m = 1, 2, \ldots, 8$), valores de m	(3) Frecuencia $= (100/n)(m - 0{,}5)$ (% tiempo igual o menor que)
400	1	6,25
450	2	18,75
520	3	31,25
630	4	43,75
700	5	56,25
730	6	68,75
860	7	81,25
1100	8	93,75

Un análisis estadístico de las diversas características del agua residual nos suministra una base importante para las bases de diseño. Por ejemplo, la capacidad hidráulica de la planta se selecciona para no ser superada en más de un 99% del tiempo (en este caso la ordenada es el caudal). Por otro lado, las instalaciones para manejo de lodos se diseñan normalmente en la base de un 50% de frecuencia.

El método (2) se emplea cuando hay un gran número de datos (más de 20 puntos). El cálculo de los distintos puntos (columna 3 del cuadro 2.9) a partir de

$$\text{Frecuencia} = 100m/(n + 1) \tag{2.84}$$

En este caso, el proceso es el mismo que en el método (1). Cuando hay un gran número de datos, el proceso para dibujar la línea de Henry puede ser simplificado disponiendo los datos en grupos y dibujando las ordenadas correspondientes a los valores aritméticos medios para cada uno de estos grupos. Este proceso viene ilustrado por el ejemplo 2.10.

Ejemplo 2.10. [1]: Un agua residual está caracterizada por los datos mostrados en el cuadro 3.15 y la figura 3.41 (capítulo 3). Se han llevado a cabo 100 análisis de muestras compuestas tomadas a intervalos de 4 horas y cubriendo un período desde el 10 de febrero a las 4 de la mañana hasta el 26 de febrero a las cuatro de la tarde. Los valores del cuadro 3.15 son valores de la DBO_5 en mg/l. Establecer una correlación lineal de datos por el método (2) descrito en esta sección.

Solución. *Etapa 1.* Disponer los datos por orden de magnitud creciente. En este caso y teniendo en cuenta que hay 100 valores, los datos deben disponerse en grupos. Pueden hacerse grupos a intervalos de 50 mg/l de DBO o sea entre 200-249, 250-299, 300-349, 350-399, ..., tal y como se indica en la columna (1) del cuadro 2.10.

Etapa 2. Para

n = 100, número total de puntos
m = número acumulado de puntos de cada grupo

Tabular el número de datos de cada grupo tal y como se muestra en la columna (2) del cuadro 2.10. La columna (3) presenta los valores acumulados de m.

Etapa 3. Calcular el % de probabilidades de cada grupo de datos a partir de la ecuación (2.84):

$$\%\ \text{prob.} = \frac{m}{n+1} \times 100 = \frac{100m}{100+1} = \frac{100}{101}m$$

Los resultados se muestran en la columna (4) del cuadro 2.10.

CUADRO 2.10

Soluciones del método gráfico

	(1) Intervalo DBO (mg/L)	(2) N.º de muestras DBO del intervalo y valores en orden creciente	(3) m	(4) Probabilidades en %. Gráfico Ec. (2.84) $\left(\frac{m}{n+1}\right)\times 100 = \frac{m}{101}\times 100$	(5) Ordenada. Valor medio DBO en cada intervalo
# 1	200–249	5(207, 221, 233, 235, 241)	5	$\frac{5}{101}\times 100 = 4{,}95$	$\frac{1}{5}(207+221+223+235+241) = 227{,}4$
# 2	250–299	4(265, 266, 268, 294)	9	$\frac{9}{101}\times 100 = 8{,}91$	$\frac{1}{4}(265+266+268+294) = 273{,}25$
# 3	300–349	6(308, 316, 318, 329, 340, 346)	15	$\frac{15}{101}\times 100 = 14{,}85$	$\frac{1}{6}(308+316+318+329+340+346) = 326{,}17$
# 4	350–399	7(356, 358, 361, 368, 371, 374, 396)	22	$\frac{22}{101}\times 100 = 21{,}78$	$\frac{1}{7}(356+358+361+368+371+374+396) = 369{,}14$
# 5	400–449	5(407, 416, 419, 440, 440)	27	$\frac{27}{101}\times 100 = 26{,}73$	$\frac{1}{5}(407+416+419+440+440) = 424{,}4$
# 6	450–499	7(454, 454, 472, 481, 490, 494, 498)	34	$\frac{34}{101}\times 100 = 33{,}66$	$\frac{1}{7}(454+454+472+481+490+494+498) = 477{.}57$
# 7	500–549	4(502, 505, 510, 534)	38	$\frac{38}{101}\times 100 = 37{,}62$	$\frac{1}{4}(502+505+510+534) = 512{,}75$
# 8	550–599	3(556, 560, 574)	41	$\frac{41}{101}\times 100 = 40{,}59$	$\frac{1}{3}(556+560+574) = 566{,}33$
# 9	600–649	4(618, 619, 621, 623)	45	$\frac{45}{101}\times 100 = 44{,}55$	$\frac{1}{4}(618+619+621+623) = 620{,}25$
# 10	650–699	7(654, 654, 666, 671, 672, 686, 691)	52	$\frac{52}{101}\times 100 = 51{,}49$	$\frac{1}{7}(654+654+666+671+672+686+691) = 671{,}29$
# 11	700–749	5(708, 711, 717, 720, 722)	57	$\frac{57}{101}\times 100 = 56{,}43$	$\frac{1}{5}(708+711+717+720+722) = 715{,}60$
# 12	750–799	5(751, 758, 763, 769, 776)	62	$\frac{62}{101}\times 100 = 61{,}39$	$\frac{1}{5}(751+758+763+769+776) = 763{,}40$
# 13	800–849	4(801, 825, 828, 847)	66	$\frac{66}{101}\times 100 = 65{,}35$	$\frac{1}{4}(801+825+828+847) = 825{,}25$
# 14	850–899	5(852, 853, 872, 888, 892)	71	$\frac{71}{101}\times 100 = 70{,}30$	$\frac{1}{5}(852+853+872+888+892) = 871{,}40$
# 15	900–949	4(915, 940, 946, 949)	75	$\frac{75}{101}\times 100 = 74{,}26$	$\frac{1}{4}(915+940+946+949) = 937{,}50$
# 16	950–999	4(957, 961, 973, 993)	79	$\frac{79}{101}\times 100 = 78{,}22$	$\frac{1}{4}(957+961+973+993) = 971{,}00$
# 17	1000–1049	3(1019, 1023, 1035)	82	$\frac{82}{101}\times 100 = 81{,}19$	$\frac{1}{3}(1019+1023+1035) = 1025{,}67$
# 18	1050–1099	7(1054, 1056, 1067, 1070, 1078, 1080, 1081)	89	$\frac{89}{101}\times 100 = 88{,}12$	$\frac{1}{7}(1054+1056+1067+1070+1078+1080+1081) = 1069{,}43$
# 19	1100–1149	7(1105, 1110, 1111, 1135, 1135, 1142, 1146)	96	$\frac{96}{101}\times 100 = 95{,}05$	$\frac{1}{7}(1105+1110+1111+1135+1135+1142+1146) = 1126{,}29$
# 20	1150–1185	4(1158, 1167, 1174, 1185)	100	$\frac{100}{101}\times 100 = 99{,}01$	$\frac{1}{4}(1158+1167+1174+1185) = 1171{,}00$

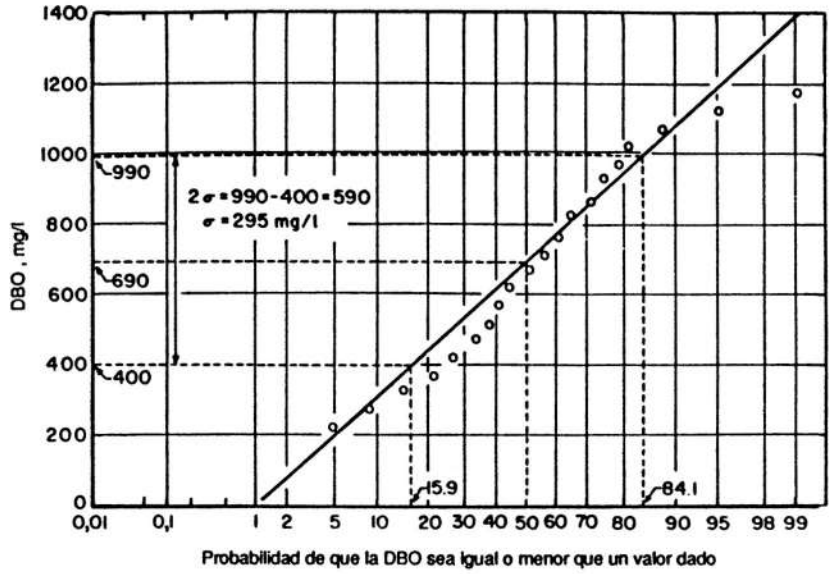


Fig. 2.23. Determinación gráfica de la desviación normal (Ejemplo 2.10) [5].

Etapa 4. Para las ordenadas de la figura 2.23 tomar los valores medios de la DBO para cada uno de los 20 grupos. Estos valores están tabulados en la columna (5) del cuadro 2.10.

Etapa 5. Reflejar en el gráfico los valores de la columna (5) del cuadro 2.10 en función de los valores de la columna (4). Este gráfico es el que se recoge en la figura 2.23. Dibujar la línea más aproximada a los puntos obtenidos por el método de los mínimos cuadrados.

Hay que considerar que el valor de las ordenadas correspondiente a la frecuencia del 50% es 690 mg/l. Esto indica que el valor de la DBO de las muestras correspondientes, recogidas y analizadas en condiciones idénticas, puede esperarse que tenga un valor igual o inferior a 690 mg/l en un 50% de las veces. De otra forma, 690 mg/l es el valor medio estadístico de la DBO_5 de las muestras. Teniendo en cuenta que en este caso el número de muestras es bastante grande ($n = 100$), puede esperarse que este valor medio estadístico leído a partir de la curva de probabilidades pueda aproximarles al valor medio que puede calcularse numéricamente a partir de los datos del cuadro 3.15 (capítulo 3). En efecto, refiriéndonos al cuadro 3.15 puede calcularse el valor medio como:

$$\bar{x}_i = \frac{\sum_1^n x_i}{n} = \frac{\sum_1^{100} x_i}{100} = \frac{717 + 946 + \cdots + 556 + 672}{100} = 689{,}75 \quad \text{mg/l}$$

$$\approx 690 \quad \text{mg/l}$$

Con lo que se obtiene una aproximación excelente en este caso.

Las lecturas indicadas en la figura 2.23 correspondientes a los valores en abscisas 15,9 y 84,1, así como el valor indicado en el eje de ordenadas como σ (desviación tipo), corresponde al ejemplo 3.11 del capítulo 3.

PROBLEMAS

I. Se dispone de los siguientes datos de DBO:

t (dias)	DBO (mg/l)
1	6,5
2	11,0
3	15,0
4	18,0
5	20,0
6	22,0
7	23,0
8	24,0
9	25,0
10	26,0

1. Dibujar la curva de DBO.
2. Calcular los valores de los parámetros K y L_0 por los siguientes métodos:

(a) Método de diferencias logarítmicas.
(b) Método de Moore de los momentos, utilizando frecuencias de 3, 5 y 7 días.
(c) Por el método gráfico de Thomas.

Tabular los valores obtenidos en (a), (b) y (c). Comparar los valores de L_0 con los obtenidos por la extrapolación visual de la curva.

II. Para un agua residual, $K = 0,1$ (base logaritmo decimal) y la DBO_5 de 200 mg/l. Estimar la DBO de un día y la DBO final (L_0). ¿Cuál sería la DBO si la incubación fuera a 30° C en lugar de a la temperatura convencional de 20 grados?

III. Determinar la DTeO para alanina [$CH_3CH(NH_2)COOH$] (en gramos de oxígeno/g mol de alanina) utilizando las siguientes suposiciones:

1. Que los átomos de carbono se oxidan a CO_2 mientras que el nitrógeno se convierte en amoníaco.

2. Que el amoníaco se oxida a HNO_2 en presencia de bacterias de formación de nitritos.
3. Finalmente, el HNO_2 se oxida a HNO_3 en presencia de bacterias formadoras de nitrato.

La DTeO es la suma del oxígeno requerido para estas tres fases.

IV. Calcular la demanda teórica de oxígeno, en gramos de oxígeno por gramo de glicina [NH_2CH_2COOH].

1. Suponiendo que no hay nitrificación ($N_2 \rightarrow NH_3$).
2. Suponiendo que hay nitrificación: en una primera fase el NH_3 es oxidado a HNO_2, y en una segunda fase el HNO_2 es oxidado a HNO_3.

V. Estimar la DBO_1 (un día) y la DBO_f de un agua residual con la DBO_5 de 200 mg/l, valores referentes a una temperatura de 25°C. El valor de K (base: log. decimal) es 0,15 d^{-1} a 35°C.

VI. La DBO_5 de un agua residual es 210 mg/l

1. Si $K = 0{,}23\ d^{-1}$, estimar el valor de la DBO_{10}.
2. Si la botella de DBO fuera incubada a 30°C, en vez de a 20°C, cuál sería el valor de la DBO_5.

VII. ¿Qué porcentaje de la DBO_f de un agua residual sería satisfecho después de 3 días, si la constante de biodegradación, K (base: log. decimal) es 0,1 d^{-1}?

VIII. Calcular la demanda teórica de oxígeno, en mg/l, de una solución que contiene 100 mg/l de glicerol [HO—CH_2—CHOH—OH].

IX.* Una campaña de evaluación de efluentes ha sido efectuada en una industria de jabones, detergentes y otros artículos cosméticos. Un diagrama del sistema de efluentes es presentado en la figura 2.24, con las estaciones de muestreo indicadas por las letras A a I.

* Eckenfelder, W. W., Jr., «Industrial Water Pollution Control», McGraw-Hill Book Co., New York (1966), p. 24.

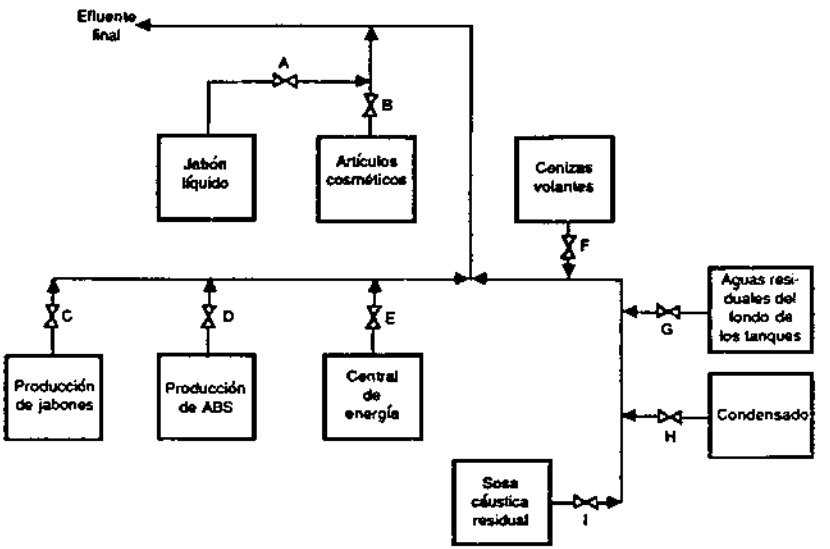


Fig. 2.24. Diagrama del sistema de efluentes.

Los análisis medios determinados durante la campaña son:

CUADRO 2.11

Análisis medios

Origen del agua residual	Estación de muestreo	DOQ (mg/l)	DBO (mg/l)	SS (mg/l)	ABS (mg/l)	Caudal (mg/l)
Jabón líquido	A	1 100	565	195	28	1 635
Artículos cosméticos	B	2 680	1 540	810	69	275
Producción de jabones	C	29	16	39	2	165
Producción de ABS	D	1 440	380	309	600	600
Central de energía	E	66	10	50	—	3 000
Cenizas volantes	F	—	—	6 750	—	55
Aguas residuales del fondo de los tanques	G	120 000	150 000	426	20	8
Condensado	H	59	21	24	—	6 000
Sosa cáustica residual	I	30 000	10 000	563	5	11

Las cenizas volantes, aguas residuales del fondo de los tanques y la sosa cáustica residual son descargadas de manera discontinua.

1. Construir un cuadro de balances de materia semejante al cuadro 2.11, excepto que los valores de DQO, DBO, SS y ABS deberán ser expresados en kg/d. Incluir en este cuadro una última línea horizontal para los valores del efluente final. Por el efluente final calcular también los valores de DQO, DBO, SS y ABS en mg/l.
2. Un esquema de segregación es propuesto de la manera siguiente:

(i) Las cenizas volantes son descargadas a una laguna de lodo.

(ii) El efluente de la central de energía y los condensados son descargados directamente al río sin ningún tratamiento.

(iii) Las otras corrientes son combinadas y enviadas a una planta de tratamiento de aguas residuales.

Para este esquema de segregación:

(a) Dibujar el diagrama de efluentes correspondiente.

(b) Preparar tres tablas de balance de materia correspondientes a los esquemas (i), (ii) y (iii), con los valores de DQO, DBO, SS y ABS en kg/d.

Incluir en cada tabla una última línea horizontal para las corrientes respectivas de efluentes combinados. Para los efluentes combinados expresar DQO, DBO, SS y ABS también en mg/l.

X. Nueve determinaciones de sólidos en suspensión (ppm) en un agua residual dan los siguientes resultados, dispuestos en orden de magnitud creciente: 48, 83, 85, 102, 130, 134, 153, 167 y 180.

1. Establecer la aproximación lineal de la curva de distribución.
2. ¿Cuál es la probabilidad de que aparezcan materias en suspensión (SS) con valores iguales o inferiores a 200 ppm?

XI. Los siguientes datos fueron obtenidos para un agua residual, con un intervalo de muestreo de cinco horas.

Tiempo, h	Sólidos en suspensión (mg/l)	DBO_5 (mg/l)
0	85	260
5	112	320
10	56	200
15	240	530
20	148	385
25	180	430
30	130	350
35	100	290
40	70	230

1. Establecer la aproximación lineal de la curva de distribución por el método más indicado.
2. Estimar la probabilidad de que aparezcan materias en suspensión (SS) con valores iguales o inferiores a 500 mg/l.
3. Lo mismo, para un valor de 150 mg/l.
4. Estimar gráficamente los valores medios de DBO_5 y SS. Compare estos valores con los calculados por simple media aritmética. ¿Cuáles son los porcentajes de desviación en cada caso?

REFERENCIAS

1. Adams, C. E., Jr., and Eckenfelder, W. W. Jr., «Process Design Techniques for Industrial Waste Treatment», Enviro Press, Nashville and Austin, 1974.
2. Beckman Instruments Inc., Process Instruments Bull. 4082-D for Model 915-A «Total Orgarnic Carbon Analyzer». Beckman Instrum. Inc., Fullerton, California, 1975.
3. Dobbins, W. E., *J. Sanit. Eng. Div. Am. Soc. Civ. Eng.*, **90**, SAS, 53 (1964).
4. Eckenfelder, W. W., Jr., «Water Quality Engineering for Practicing Engineers». Barnes & Noble, New York, 1970.
5. Eckenfelder, W. W., Jr., and Ford, D. L. «Water Pollution Control». Pemberton Press. Austin and New York, 1970.
6. Gaudy, A. F., and Ramanathan, M., *J. Water Pollut. Control Fed.*, **36**, 1470 (1964).
7. Goldstein, A. L., Katz, W. E., Meller, F. H., and Murdoch, D. M., *Prepr. Pap. Natl. Meet., Div. Water, Air Waste Chem., Am. Chem. Soc.* Atlantic City, N. J. (1968).
8. Hach Chemical Company, Laboratory Instrumentation Man. 1M-12-1-72 for Model 2173 «Manometric BOD Apparatus». Hach Chem. Co. Ames, Iowa, 1973.
9. Hach Chemical Company, «Procedures for Water and Wastewater Analysis», Manual, 2nd. ed., p. 288. Hach Chem. Co., Ames, Iowa, 1975.
10. Ionics Incorporated, «Total Oxygen Analyzer», Brochure for Ionics Model 225. Ionics Inc., Watertown, Massachusetts.
11. Metcalf & Eddy, Inc., «Wastewater Engineering: Collection, Treatment, Disposal», McGraw-Hill, New York, 1972.
12. Moore, E. W., Thomas, H. A. Jr., and Snow, W. B. *Sewage Ind. Wastes*, **22**, 1343 (1950).
13. Precision Scientific Instruments. Precision AquaRator Bull. 664A. Precision Sci. Instrum., Chicago, Illinois.
14. Schroepfer, G. S. *et al.*, «Advances in Water Pollution Control», Vol. 2. Pergamon, Oxford, 1964.
15. «Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater», 15th ed. Yearbook Publ., Chicago, Illinois, 1982.
16. Stenger, V. A., and Van Hall. C. E., *21st Annu. ISA Conf., 1966* Reprint 53-4-66 (1966).
17. Stenger, V. A., and Van Hall, C. E., *Anal. Chem.*, **39**, 206 (1967).
18. Thomas, H. A., *Water Sewage Works*, **97**, 123 (1950).
19. Wood, E. D., Perry, A. E., Hitchcock, M. C., and Sadlier, M. E., *Pap., 159th Meet., Am. Chem. Soc.*, 1970.

Capítulo 3

Pretratamientos y tratamientos primarios

1. Introducción 91
2. Cribado 92
3. Sedimentación 92
4. Flotación 146
5. Neutralización (y homogeneización) 154
Problemas 186
Referencias 197

1. INTRODUCCIÓN

La selección de los procesos de tratamiento de aguas residuales o la serie de procesos de tratamiento dependen de un cierto número de factores, entre los que se incluyen:

a) Características del agua residual: DBO, materia en suspensión, pH, productos tóxicos.
b) Calidad del efluente de salida requerido.
c) Coste y disponibilidad de terrenos; p. ej., ciertos tratamientos biológicos (lagunaje, estanques de estabilización) son económicamente viables únicamente en el caso de que se disponga de terrenos de bajo coste.
d) Consideración de las futuras ampliaciones o la previsión de límites de calidad de vertido más estrictos, que necesiten el diseño de tratamientos más sofisticados en el futuro.

Los pretratamientos de aguas residuales implican la reducción de sólidos en suspensión o el acondicionamiento de las aguas residuales para su descarga bien en los receptores o para pasar a un tratamiento secundario a través de una neutralización u homogeneización. Los tipos fundamentales de tratamientos primarios que trataremos en este capítulo son: el cribado o desbrozo, la sedimentación, la flotación y la neutralización y homogeneización.

2. CRIBADO

El cribado, también llamado desbrozo, se emplea para la reducción de sólidos en suspensión de tamaños distintos. La distancia o las aberturas de las rejillas dependen del objeto de las mismas, y su limpieza se hace bien manualmente o mecánicamente. Los productos recogidos se destruyen bien por incineración, o se tratan por procesos de digestión anaerobia, o se dirigen directamente al vertedero. Las materias sólidas recogidas se suelen clasificar en finos y gruesos.

Las rejillas de finos tienen aberturas de 5 mm o menos. Generalmente están fabricadas de malla metálica de acero, o en base a placas o chapas de acero perforado y se usan muchas veces en lugar de tanques de sedimentación. Sin embargo, aunque puede llegarse a eliminar entre un 5 y un 25% de sólidos en suspensión, de un 40 a un 60% se eliminan por sedimentación. Por esta razón, y también porque el atascamiento es normalmente un problema, el uso de tamices finos o con abertura pequeña no es muy normal.

Las rejillas o cribas de gruesos tienen aberturas que pueden oscilar entre los 4 y 8 o 9 cm. Se usan como elementos de protección para evitar que sólidos de grandes dimensiones dañen las bombas y otros equipos mecánicos.

A veces se utilizan trituradoras en lugar de las rejillas de gruesos. Estos elementos rompen o desgarran los sólidos en suspensión, que se eliminan por sedimentación.

3. SEDIMENTACIÓN

3.1. Introducción

La sedimentación se utiliza en los tratamientos de aguas residuales para separar sólidos en suspensión de las mismas.

La eliminación de las materias por sedimentación se basa en la diferencia de peso específico entre las partículas sólidas y el líquido donde se encuentran, que acaba en el depósito de las materias en suspensión.

En algunos casos, la sedimentación es el único tratamiento al que se somete el agua residual. La sedimentación puede producirse en una o varias etapas o en varios de los puntos del proceso de tratamiento. En una planta típica de lodos activos, la sedimentación se utiliza en tres de las fases del tratamiento: 1) En los desarenadores, en los cuales la materia inorgánica (arena, a veces) se elimina del agua residual; 2) en los clarificadores o sedimentadores primarios, que preceden al reactor biológico, y en el cual los sólidos (orgánicos y otros) se separan; 3) en los clarificadores o sedimentadores secundarios, que siguen al reactor biológico, en los cuales los lodos del biológico se separan del efluente tratado.

3.2. Tipos de sedimentación

Pueden considerarse tres tipos de mecanismos o procesos de sedimentación, dependiendo de la naturaleza de los sólidos presentes en suspensión.

1. *Sedimentación discreta.* Las partículas que se depositan mantienen su individualidad, o sea, no se somete a un proceso de coalescencia con otras partículas. En este caso, las propiedades físicas de las partículas (tamaño, forma, peso específico) no cambian durante el proceso. La deposición de partículas de arena en los desarenadores es un ejemplo típico de sedimentación discreta.
2. *Sedimentación con floculación.* La aglomeración de las partículas va acompañada de cambios en la densidad y en la velocidad de sedimentación o precipitación. La sedimentación que se lleva a cabo en los clarificadores o sedimentadores primarios es un ejemplo de este proceso.
3. *Sedimentación por zonas.* Las partículas forman una especie de manta que sedimenta como una masa total presentando una interfase distinta con la fase líquida. Ejemplos de este proceso incluyen la sedimentación de lodos activos en los clarificadores secundarios y la de los flóculos de alúmina en los procesos de tratamientos de aguas.

3.3. Teoría de la sedimentación discreta

El fundamento para la sedimentación de partículas discretas es la ley de Newton, que se basa en la suposición de que las partículas son esféricas con diámetros homogéneos. Cuando una partícula se sedimenta, va acelerándose hasta que las fuerzas que provocan la sedimentación, en particular el peso efectivo de la partícula, se equilibran con las resistencias o fuerzas de fricción ofrecidas por el líquido. Cuando se llega a este equilibrio, la partícula alcanza una velocidad de sedimentación constante, denominada velocidad final de sedimentación de la partícula.*

Si consideramos la partícula de la figura 3.1, que ha alcanzado su velocidad final, puede escribirse el equilibrio de fuerzas correspondiente. La fuerza que provoca la sedimentación, en este caso el peso efectivo de la partícula, es la diferencia entre su peso y el empuje hidrostático:

$$F_S = v\rho_S g - v\rho_L g = (\rho_S - \rho_L)gv \tag{3.1}$$

donde F_S es el peso efectivo de la partícula; ρ_S es la densidad de la partícula; ρ_L es la densidad del líquido; g es la aceleración de la gravedad; y v el volumen de la partícula, $1/6\pi d^3$, donde d es el diámetro de la partícula esférica.

* Esto resulta de que fuerza = masa × aceleración. En este caso la aceleración cero corresponde a una fuerza resultante nula, por lo tanto a un perfecto equilibrio de fuerzas.

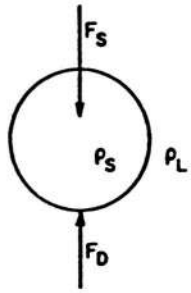


Fig. 3.1. Sedimentación de una partícula.

La fuerza de resistencia que trata de impedir la sedimentación es:

$$F_D = C_D A(\rho_L V^2/2) \tag{3.2}$$

en donde F_D es la fuerza de resistencia; C_D es el coeficiente de fricción; A es el área proyectada de la partícula, $A = 1/4\pi d^2$; y V es la velocidad relativa entre la partícula y el fluido.

Para las condiciones que definen la velocidad final de sedimentación, $F_S = F_D$, con lo cual las ecuaciones (3.1) y (3.2) dan:

$$(\rho_S - \rho_L)gv = C_D A(\rho_L V_s^2/2)$$

donde:

$$V = V_S = \text{velocidad de sedimentación}$$

Sustituyendo $v = 1/6\pi d^3$, $A = 1/4\pi d^2$, y resolviendo esta ecuación para la velocidad final:

$$V_s = \left[\frac{4}{3}\left(\frac{g}{C_D}\right)\frac{\rho_S - \rho_L}{\rho_L} d\right]^{1/2} \tag{3.3}$$

que es la Ley de Newton.

Para las partículas esféricas, el coeficiente de fricción C_D está relacionado con el número de Reynolds N_R definido por la ecuación (3.4):

$$N_R = dV_s\rho_L/\mu_L \tag{3.4}$$

donde d es el diámetro de la esfera, V_s la velocidad final (velocidad de sedimentación), y ρ_L y μ_L la densidad y la viscosidad del líquido. Esta relación es la mostrada en la figura 3.2.*

* Para partículas no esféricas puede emplearse la figura 3.2, sin más que considerar que cada curva corresponde a un valor específico definido como esfericidad (la esfericidad es el cociente entre el área superficial de una esfera que tenga el mismo volumen que la partícula y el área superficial de dicha partícula). Véase Waddel [14].

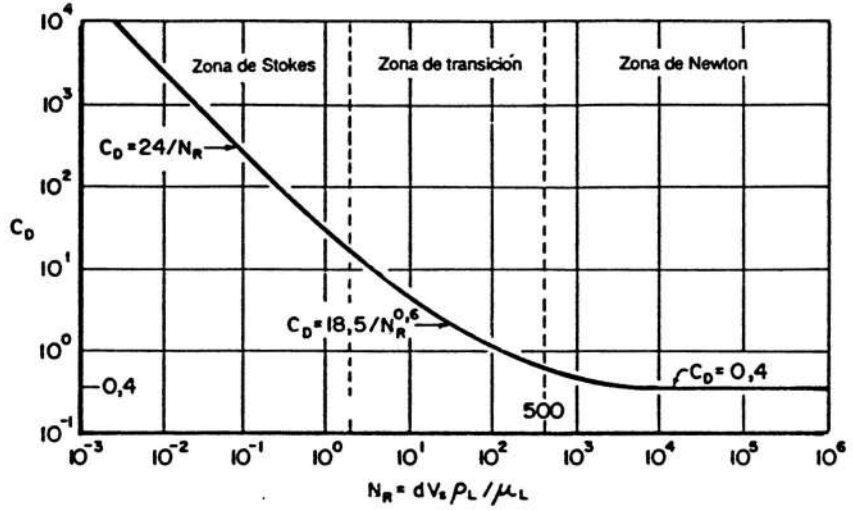


Fig. 3.2. Correlación entre el coeficiente de fricción para partículas esféricas y el número de Reynolds.

En general, para el coeficiente C_D se puede obtener una aproximación por la fórmula:

$$C_D = b/N_R^n \tag{3.5}$$

en la cual los coeficientes b y n para las distintas regiones de la figura 3.2 son los indicados en el cuadro 3.1. La relación aproximada entre C_D y N_R viene dada por la ecuación (3.5) escrita en forma logarítmica para las tres regiones indicadas en la figura 3.2.

CUADRO 3.1

Coeficiente C_D

Zona	b	n	$C_D = b/N_R^n$
Ley de Stokes			
$N_R < 2$	24	1,0	$C_D = 24/N_R$
Transición			
$2 < N_R < 500$	18,5	0,6	$C_D = 18,5/N_R^{0,6}$
Newton			
$N_R > 500$	0,4	0,0	$C_D = 0,4$

Zona de Stokes

$$C_D = 24/N_R$$

$$\therefore \log C_D = -\log N_R + \log 24$$

Zona de transición

$$C_D = 18{,}5/N_R^{0{,}6}$$

$$\therefore \log C_D = -0{,}6 \log N_R + \log 18{,}5$$

Zona de Newton

$$C_D = 0{,}4$$

$$\therefore \log C_D = \log 0{,}4 = 0{,}0 \log N_R + \log 0{,}4$$

Así pues la curva de la figura 3.2 puede ser reemplazada aproximadamente por tres trazos de línea recta con pendiente respectivamente de -1, $-0{,}6$ y 0,0.

Muchos problemas de sedimentación en los tratamientos de aguas residuales se presentan en la zona de Stokes. Sustituyendo $C_D = 24/N_R = 24\mu_L/dV_s\rho_L$ en la ecuación (3.3) y simplificando, se obtiene la Ley de Stokes:

$$V_s = \left(\frac{1}{18}\right)\frac{\rho_s - \rho_L}{\mu_L} g d^2 \tag{3.6}$$

Para un problema específico en la zona de Stokes (ρ_S, ρ_L y μ_L fijadas) la ecuación (3.6) se puede escribir en la forma señalada por la ecuación (3.7):

$$V_s = Kd^2 \tag{3.7}$$

donde K es una constante. Esta ecuación escrita en forma logarítmica se transforma en la ecuación (3.8):

$$\log V_s = 2 \log d + \log K = 2 \log d + C \text{ (C es una constante)} \tag{3.8}$$

De esta forma, un gráfico logarítmico de V_s en función de d daría una línea recta de pendiente igual a 2 en la zona de Stokes.

Para un problema específico en la zona de Newton, teniendo en cuenta que C_D es una constante ($C_D = 0{,}4$), la ecuación (3.3) daría la ecuación (3.9):

$$V_s = K' d^{1/2} \tag{3.9}$$

donde K' es una constante, y que escrita en forma logarítmica nos daría la ecuación (3.10):

$$\log V_s = \tfrac{1}{2} \log d + \log K' = \tfrac{1}{2} \log d + C' \tag{3.10}$$

en la cual C' es una constante. Con lo cual, el gráfico logarítmico de V_s en función de d nos daría una línea recta con pendiente igual a 1/2 en la zona de Newton.

Para la zona de transición:

$$C_D = 18{,}5/N_R^{0{,}6} = (18{,}5\mu_L^{0{,}6})/(d^{0{,}6} V_s^{0{,}6} \rho_L^{0{,}6}).$$

Sustituyendo este valor en la ecuación (3.3) y simplificando, se obtendría la ecuación:

$$V_s = [(4g/55{,}5)(\rho_L^{0,6}/\mu_L^{0,6})(\rho_S - \rho_L)/\rho_L]^{0,7143} d^{1,143} = K'' d^{1,143} \quad (3.11)$$

en la cual K'' es una constante. En forma logarítmica esto daría la ecuación:

$$\log V_s = 1{,}143 \log d + \log K'' = 1{,}143 \log d + C'' \quad (3.12)$$

en la cual C'' es una constante. De este forma, un gráfico logarítmico de V_s en función de d daría una línea recta de pendiente igual a 1,143 en la zona de transición. El gráfico logarítmico de V_s en función de d para las tres regiones es el mostrado en la figura 3.3. Aun en el caso de los desarenadores, esta teoría antes establecida tiene dos limitaciones importantes: (1) las partículas de arena son muy raramente esféricas, y (2) las partículas de arena no tienen densidad uniforme.

El gráfico correspondiente a la ecuación (3.3) es el recogido en la figura 3.4, en el que se establece la relación entre los diámetros de las partículas y la velocidad V_s. Las partículas con peso específico 1,001, 1,01 y 2,65 son las consideradas a la hora de trazar el gráfico de la figura 3.4. El valor 2,65 corresponde al peso específico de la arena típica. El líquido usado es agua a las temperaturas indicadas, y al mismo corresponden los valores respectivos de ρ_L y μ_L. Los valores de C_D son los obtenidos en la figura 3.2 por el sistema de tanteos: (1) para diámetros de partícula y temperatura específicos (ρ_L y μ_L prefijadas) hay que asumir una velocidad de precipitación o sedimentación V_s; (2) calcular N_R basándose en la velocidad supuesta; (3) a partir de la figura 3.2, leer en la misma C_D; y (4) a partir de la ecuación (3.3) volver a calcular V_s. Si el valor obtenido está de acuerdo con el valor prefijado en (1), los cálculos son correctos. En otro caso, hay que seguir un proceso de iteración hasta que se llega a una coincidencia de los mismos.

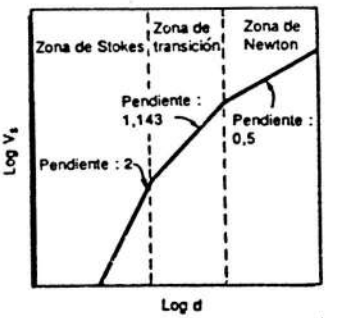


Fig. 3.3. Gráfico logarítmico de V_s en función de d.

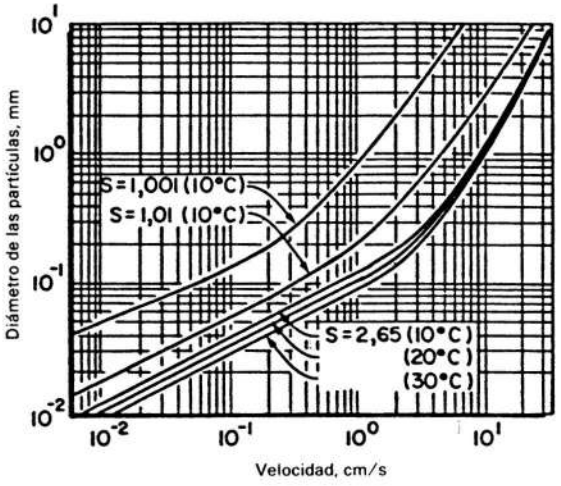


Fig. 3.4. Relación entre velocidad de sedimentación y diámetro de partículas [4].

La figura 3.4 se ha obtenido siguiendo este procedimento. Teniendo en cuenta que la construcción se basa en la curva real de C_D en función de N_R (objeto de la figura 3.2), los trazos en la figura 3.4 muestran alguna curvatura, por contraste con los tres segmentos o trazos de línea recta representados en la figura 3.3 [cuya construcción está basada en relaciones aproximadas dadas en las ecuaciones (3.8), (3.10) y (3.12)]. Como aproximación, sin embargo, las curvas de la figura 3.4 pueden reemplazarse por tres tramos rectos.

3.4. Concepto de tanque de sedimentación ideal

Este concepto, desarrollado por Hazen [8] y Camp [2], es la base para poder llegar a relaciones utilizadas en el diseño de tanques de sedimentación. El modelo seleccionado para un sedimentador es el de sección rectangular consistente en cuatro zonas (figuras 3.5 y 3.6):

1. *Zona de entrada.* En la cual el flujo puede considerarse laminar. Se supone que en el límite de esta zona (siguiendo la línea vertical *xt*) las partículas se distribuyen uniformemente según la sección de entrada.
2. *Zona de sedimentación.* Se supone que la partícula deja de estar en suspensión cuando llega al fondo de esta zona (línea horizontal *ty*).
3. *Zona de salida.* El agua residual se recoge aquí antes de su paso al tratamiento posterior.

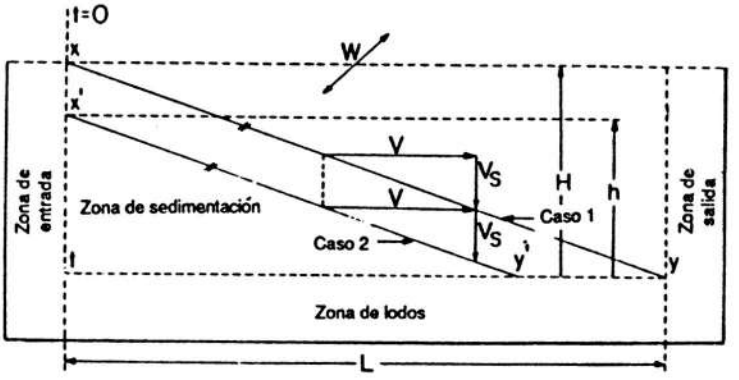


Fig. 3.5. Modelo de un tanque de sedimentación con deposición discreta de las partículas (Casos 1 y 2).

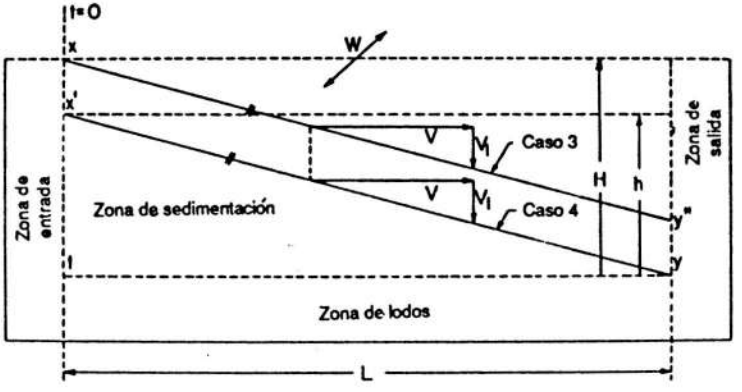


Fig. 3.6. Modelo de un tanque de sedimentación con deposición discreta de las partículas (Casos 3 y 4).

4. *Zona de lodos.* Esta zona es la reservada para la retirada de los lodos.

Las trayectorias de sedimentación de las partículas que entran en la zona de sedimentación en los puntos x y x' para sedimentación discreta, son las indicadas por las líneas xy y $x'y'$ en la figura 3.5 y las líneas xy'' y $x'y$ en la figura 3.6. Estas trayectorias son el resultado de los dos vectores componentes de la velocidad.

1. Velocidad de paso V, dada por la ecuación 3.13:

$$V = Q/A' = Q/WH \tag{3.13}$$

en la cual V es la velocidad de paso (m/seg); Q es el caudal (m^3/seg); A' es el área de la sección vertical de la zona de sedimentación, o sea, $A' = WH$ (m^2) (ver figura 3.7); W es la anchura de la zona de sedimentación (m), y H la altura de la zona de sedimentación (m).

2. Velocidad de sedimentación, representada por los vectores V_s y V_1 en las figuras 3.5 y 3.6, respectivamente.

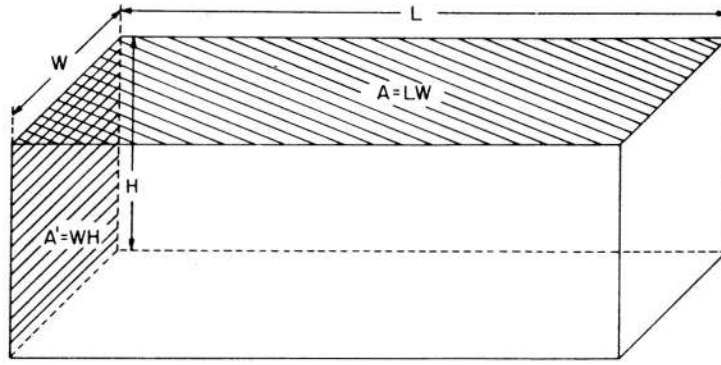


Fig. 3.7. Geometría de la zona de sedimentación.

Para la precipitación o sedimentación discreta, la velocidad es una constante para cualquier trayectoria específica, o sea, V_s y V_1 no varían a lo largo de sus trayectorias respectivas. Esto se debe a que una partícula discreta no está sometida a ningún proceso de coalescencia, de tal forma que se sedimenta con velocidad uniforme, que puede deducirse de la figura 3.4, en función del diámetro de la partícula.

Para sedimentación con floculación la situación es distinta. La figura 3.8 ilustra la trayectoria típica de sedimentación de un proceso con floculación (sección 3.6). Al tiempo que tiene lugar la coalescencia con las partículas próximas, y de una forma progresiva, el diámetro efectivo de la partícula se va incrementando, de tal forma que su velocidad de sedimentación va a aumentar. El resultado es que la trayectoria de precipitación es curva, en contraste con la línea recta para la sedimentación de partículas discretas.

Considerar los casos siguientes en relación con las figuras 3.5 y 3.6, no olvidando que una partícula se supone que ha sedimentado cuando alcanza la parte inferior de la zona de sedimentación.

Caso 1 (fig. 3.5). Una partícula que en el momento cero ($t = 0$) está situada en el punto x, y posee una velocidad de sedimentación V_s (diámetro d_s de acuerdo con la figura 3.4). Esta partícula se elimina teniendo en cuenta que alcanza el fondo de la zona de sedimenta-

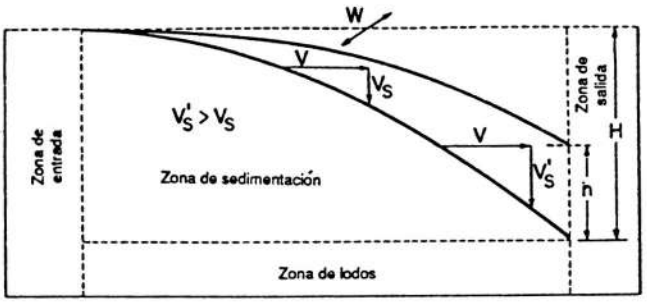


Fig. 3.8. Modelo de un tanque de sedimentación para deposición con floculante.

ción en el punto y (trayectoria xy).

Caso 2 (fig. 3.5). Una partícula que en el tiempo $t = 0$ está situada en el punto x', en la misma línea vertical que x, pero por debajo de éste, tiene una velocidad de sedimentación igual a V_s (o mayor que V_s). Esta partícula se elimina también, porque alcanza el fondo de la zona de sedimentación a la izquierda del punto y (en y').

Si la velocidad de sedimentación es mayor que V_s, la partícula alcanza el fondo de la zona de sedimentación a la izquierda de y'. La figura 3.6 representa el caso de partículas con diámetro d_1 ($d_1 < d_S$), que poseen una velocidad de sedimentación V_1 ($V_1 < V_s$). (La velocidad de sedimentación V_1 puede obtenerse de la figura 3.4 para $d = d_1$.) Estas partículas se muestran separadamente en la figura 3.6 simplemente para evitar un diagrama confuso. De hecho, están juntas en el lodo con partículas de velocidad de sedimentación V_s.

Caso 3 (fig. 3.6). Una partícula que en el tiempo $t = 0$ está situada en el punto x y tiene una velocidad de sedimentación V_1 (siendo $V_1 < V_s$). Esta partícula no se separa, puesto que no alcanza el fondo de la zona de sedimentación (línea ty) a tiempo para su separación (trayectoria de sedimentación xy'').

Caso 4 (fig. 3.6). Una partícula con velocidad de sedimentación V_1 (siendo $V_1 < V_s$) y situada en el punto x' en el momento $t = 0$. Esta partícula se elimina o separa (trayectoria de sedimentación $x'y$).

La consideración de triángulos similares en las figuras 3.5 y 3.6 nos lleva a las siguientes relaciones, a partir de la figura 3.5:

$$V/V_s = L/H \tag{3.14}$$

o

$$V/L = V_s/H \tag{3.15}$$

y a partir de la figura 3.6:

$$V/V_1 = L/h \tag{3.16}$$

o

$$V/L = V_1/h \tag{3.17}$$

Comparando las ecuaciones (3.15) y (3.17):

$$V_s/H = V_1/h \tag{3.18}$$

o

$$V_1/V_s = h/H \tag{3.19}$$

Llegando a la expresión para la velocidad de sedimentación V_s, a partir de las consideraciones siguientes. De la ecuación (3.13):

$$Q = VA' = VWH \tag{3.20}$$

De la ecuación (3.15) se deriva que:

$$V = V_s(L/H) \tag{3.21}$$

Sustituyendo V de la ecuación (3.21) en la ecuación (3.20) y simplificando, se llega a:

$$Q = V_sLW = V_sA \tag{3.22}$$

en la cual $A = LW$ = área de la sección horizontal de la zona de sedimentación (m^2) (fig. 3.7).

De la ecuación (3.22) se obtiene:

$$V_s = Q/LW = Q/A \tag{3.23}$$

De la ecuación (3.23) se deriva que el rendimiento en la sedimentación es función del área de la sección horizontal, más que de la profundidad, H. Así pues, en principio, es conveniente utilizar tanques de sedimentación de gran área superficial A y pequeña profundidad. Las únicas razones para utilizar una profundidad razonable son: (1) satisfacer los requisitos de profundidad para disponer de rascadores mecánicos utilizados para retirar el lodo sedimentado, y (2) para que la componente horizontal de la velocidad (velocidad de paso V) se conserve dentro de ciertos límites para evitar el arrastre de las partículas que se han depositado.

De la ecuación (3.13) se obtiene que H no debe ser demasiado baja ya que, de otra forma, V aumentaría por encima de la velocidad de arrastre. El aspecto de la velocidad de arrastre se discute al final de este apartado. El arrastre ocurre cuando la velocidad de paso

V es suficiente para hacer pasar a suspensión las partículas previamente depositadas. El arrastre no es normalmente un problema en los grandes depósitos de sedimentación, pero puede ser un factor importante en los desarenadores y en los canales estrechos.

Los dos postulados fundamentales del concepto del depósito de sedimentación ideal son: (1) distribución uniforme de las partículas según la sección de entrada (esto quiere decir a lo largo de la línea vertical xt), y (2) suposición de que la partícula se considera separada cuando alcanza el fondo de la zona de sedimentación (línea horizontal ty).

Conservando estos dos supuestos, se obtienen los dos corolarios siguientes: (1) Todas las partículas con una determinada velocidad de sedimentación igual o superior a V_s se separan; y (2) todas las partículas con una velocidad de sedimentación menor que V_s (tales como V_1 en la figura 3.6) se separan en una proporción dada por la relación V_1/V_s.

El primer corolario se deriva de la consideración de la figura 3.5. Las partículas con una velocidad de sedimentación V_s y que en el momento $t = 0$ están situadas en la superficie del líquido (punto x), tocarán el fondo de la zona de sedimentación en el punto y, en consecuencia, se separarán de acuerdo con el supuesto (2). Obviamente, las partículas con una velocidad de sedimentación V_s y que en el momento $t = 0$ están situadas debajo de la superficie del líquido (punto x'), alcanzarán el fondo de la zona de sedimentación a la izquierda del punto y (punto y') y con mayor razón se separarán de acuerdo con el supuesto (2). Incuestionablemente todas las partículas con una velocidad de sedimentación mayor que V_s, independientemente de su posición en el momento $t = 0$, se eliminarán también.

El segundo corolario se deriva del examen de la figura 3.6. Para simplificar, suponer que $H = 200$ cm y $h = 150$ cm. Considerar las partículas con velocidad de sedimentación V_1. Según el postulado (1), un 25% de estas partículas están, en el momento $t = 0$, situadas entre la superficie (punto x) y la profundidad $(H - h) = 200 - 150 = 50$ cm, punto x'. Este 25% de partículas de velocidad de sedimentación V_1 no se separarán, puesto que no alcanzarán el fondo de la zona de sedimentación. Sin embargo, el otro 75% de estas partículas de velocidad de sedimentación V_1, que en el momento $t = 0$ están situadas por debajo del punto x', se separarán, puesto que alcanzarán el fondo de la zona de sedimentación en el punto y o a su izquierda. En general, el % de partículas separadas con una velocidad de sedimentación V_1 inferior a V_s, estará dado por la relación h/H (en el caso considerado $h/H = 150/200 = 0{,}75$ o 75%). De la ecuación (3.19) se deriva que esta relación es la misma que V_1/V_s:

$$V_1/V_s = h/H$$

El flujo específico o factor de carga se define como:

$$Q/A = m_3/m_2\ h = m/h$$

definido como la velocidad de sedimentación V_s de una partícula que se sedimenta a lo largo de una distancia igual a la profundidad efectiva del tanque durante el período teórico de retención. Esto resulta de la definición del período de retención (o residencia)

t = período de retención = (volumen del depósito)/$Q = HA/Q$ $\quad (A = LW)$ (3.24)

A partir de la ecuación (3.24) se obtiene que la velocidad de sedimentación V_s definida como $V_s = H/t$ es equivalente al factor de carga, ya que:

$$V_s = H/t = H/(HA/Q) = Q/A$$

que es equivalente a la ecuación (3.23).

La *velocidad de arrastre* V_c es el valor de la velocidad de paso V,

$$V = V_c = Q/A' = Q/WH \tag{3.25}$$

para la cual, las partículas «previamente sedimentadas», son arrastradas.*

La velocidad de arrastre se puede calcular a partir de la siguiente ecuación empírica:

$$V_c = [8\beta g d(s - 1)/f]^{1/2} \tag{3.26}$$

donde V_c es la velocidad de arrastre (mm/seg), o sea, la velocidad de paso requerida para arrastrar todas las partículas de diámetro d o inferior; β es una constante (0,04 para arena granular; 0,06 para material no uniforme y que puede apelmazarse); f es el factor de fricción de Weisbach-D'Arcy (0,03 para el cemento); g es la aceleración de la gravedad (mm/seg^2) (normal = 9 800 mm/seg^2); d es el diámetro de la partícula (mm) (las partículas con diámetro d o inferior a d, son arrastradas); y s es el peso específico de la partícula.

La relación fundamental para la separación de partículas (ecuación 3.19) se ha obtenido considerando depósitos con sección rectangular. Puede mostrarse fácilmente que una relación similar puede aplicarse a los tanques de sedimentación de sección circular. Este es el caso que se muestra en la figura 3.9.

En el caso de un depósito de sección circular, la componente horizontal de la velocidad, V, varía con el radio, ya que, de acuerdo con la ecuación (3.13):

$$V = \frac{Q}{A'} = \frac{Q}{2\pi r H} \qquad R_e \geq r \geq R_i \tag{3.27}$$

Ya que V disminuye con el incremento del radio, mientras que la componente vertical (V_s o V_1) es constante, las trayectorias de las partículas son curvas en lugar de rectas. La pendiente de la curva de sedimentación, en un radio determinado, viene dada por:

$$-dh/dr = V_1/V \tag{3.28}$$

* Las palabras «previamente sedimentadas» se colocan entre comillas debido a que una partícula que es arrastrada realmente nunca sedimenta. En el proceso docente se puede separar la sedimentación del arrastre, e imaginar que una partícula sedimenta y posteriormente es arrastrada. Este razonamiento es compatible con la resolución hipotética de la trayectoria de la velocidad según los vectores V (velocidad de paso) y V_s (velocidad de sedimentación).

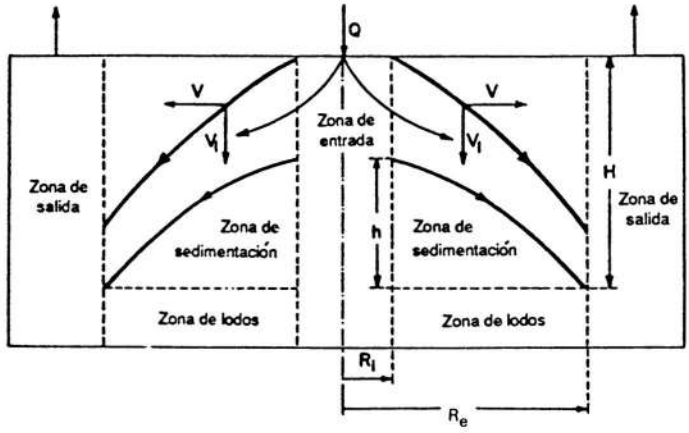


Fig. 3.9. Modelo de tanque de sedimentación de sección circular.

multiplicando numerador y denominador del segundo miembro de la ecuación (3.28) por $2\pi rH$:

$$-\left(\frac{dh}{dr}\right) = \frac{2\pi rHV_l}{2\pi rHV} \tag{3.29}$$

A partir de la ecuación (3.27) se obtiene que $2\pi rHV = Q$, y, en consecuencia, la ecuación (3.29) se transforma en:

$$-\left(\frac{dh}{dr}\right) = \frac{2\pi rHV_l}{Q} \tag{3.30}$$

o

$$-\left(\frac{dh}{H}\right) = \frac{2\pi rV_l}{Q}\,dr \tag{3.31}$$

Para un valor determinado de V_l las variables en la ecuación (3.31) son h y r. Integrando la ecuación (3.31) entre el radio interior R_i y el radio exterior R_e, se obtiene:

$$(-h/H) = \frac{2\pi V_l}{Q}\left|\frac{r^2}{2}\right|_{R_e}^{R_i} = V_l/Q(\pi R_i^2 - \pi R_e^2) = -\frac{V_l}{Q}A \tag{3.32}$$

o

$$\frac{h}{H} = \frac{V_l}{Q/A} \tag{3.33}$$

Ya que de la ecuación (3.24), siendo $Q/A = V_s$, la ecuación (3.33) es equivalente a la ecuación (3.19).

Ejemplo 3.1. Considerar una suspensión de arena ($s = 2{,}65$) en agua a 20°C, con un tamaño uniforme de partícula ($d = 0{,}07$ mm). El caudal es del 4 000 m³/d.

1. Calcular la superficie del desarenador (sección horizontal) para obtener una separación del 70% de las partículas.
2. Suponer que en lugar de un diámetro uniforme de partícula hay, además de las partículas de diámetro = 0,07 mm, una parte con un diámetro uniforme superior, que se separan en el desarenador, diseñado para el 70% de separación con partículas de diámetro = = 0,07 mm. Determinar cuál es el diámetro mínimo de las partículas para conseguir la separación total de las mismas.
3. Para el caso 2, determinar la velocidad de arrastre V_c, de tal forma que todas las partículas de velocidad de sedimentación inferior a aquellas que se separan completamente, sean arrastradas. ¿Qué combinación de longitud, anchura y profundidad para el desarenador satisface estos requisitos?

Solución Parte 1.

Paso 1. A partir de la figura 3.4 (para $d = 0{,}07$ mm y $s = 2{,}65$ a 20°C) se obtiene:

$$V_s = 0{,}45 \quad \text{cm/s}$$

o:

$$V_s = 0{,}45 \text{ cm/s} \times 1/100 \text{ m/cm} \times 3\,600 \text{ s/h} = 16{,}2 \text{ m/h} = 16{,}2 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$$

El factor de carga en $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$, será:

$$V_s = 16{,}2 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h} \times 24 \text{ h/d} = 388{,}8 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$$

Paso 2. Área de la sección horizontal (para separación del 100%)

$$A = Q/V_s = \frac{4\,000 \text{ m}^3/\text{d}}{388{,}8 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}} = 10{,}3 \text{ m}^2$$

Con este área se obtiene el 100% de separación. Para separación del 70% el tiempo de residencia (y la sección correspondiente) se reduciría en el 30%.

$$A = 10{,}3 \text{ m}^2 \times 0{,}7 = 7{,}21 \text{ m}^2$$

En estas circunstancias la velocidad de sedimentación para separar el 100% sería:

$$4\,000 \text{ m}^3/\text{d}/7{,}21 \text{ m}^2 = 554{,}8 \text{ m}^3/\text{d} \cdot \text{m}^2$$

Nota: Comprobar el rendimiento en la separación. Puesto que la velocidad de sedimentación es 388,8 $m^3/m^2 \cdot d$, determinada por el diámetro de la partícula según figura 3.4, la separación en porcentaje será 388,8/554,8 = 0,7 (70%). Según la figura 3.6, las partículas separadas son aquellas que al final de la zona de entrada, a lo largo de la vertical xt, están ya a una distancia h, o menor, del fondo de la zona de sedimentación, a partir de la ecuación (3.19):

$$V_s = 554{,}8 \text{ m}^3/\text{d} \cdot \text{m}^2 \text{ (100\% de separación)}$$

$$V_1 = 388{,}8 \text{ m}^3/\text{d} \cdot \text{m}^2 \text{ (70\% de separación)}$$

siendo $h/H = 0{,}7$.

Solución Parte 2. Si hay partículas de más de un diámetro $d = 0{,}07$ mm, puede leerse en la figura 3.4 el diámetro superior a 0,07 mm para el cual la velocidad de sedimentación corresponde a 554,8 $m^3/d \cdot m^2$. Siendo la abscisa de figura 3.4:

$$554{,}8/388{,}8 \times 0{,}45 \text{ cm/s} = 0{,}643 \text{ cm/s}$$

A partir de la figura 3.4 (para $V_s = 0{,}642$ cm/s y $s = 2{,}65$, a 20°C) se obtiene $d = 0{,}085$ mm (100% de separación). Si se conoce la distribución por tamaños (diámetros) de las partículas en suspensión en el agua residual, puede calcularse el % de separación para cada grupo de partículas (ejemplo 3.2.).

Solución Parte 3. La velocidad de arrastre para llevarse todas las partículas de velocidad de sedimentación inferior a aquéllas que se separan en su totalidad, se calcula a partir de la ecuación 3.26:

$$V_c = [8 \times 0{,}04 \times 9\,800 \times 0{,}07(2{,}65 - 1)]^{1/2} = 110 \text{ mm/s.}$$

Suponiendo que la arena contenga sólo dos tamaños de partículas, p.ej., 0,07 y 0,085 mm, la velocidad $V_c = 0{,}11$ m/s arrastra todas las partículas de $d = 0{,}07$ mm, dejando las de diámetro igual a 0,085 mm.

La sección vertical puede calcularse con la ecuación (3.13).

$$A' = \frac{4\,000 \text{ m}^3/\text{d} \times 1/86\ 400 \text{ d/s}}{0{,}11 \text{ m/s}} = 0{,}42 \text{ m}^2$$

Cualquier conjunto de datos, longitud (L), anchura (W) y profundidad (H), que satisfaga los requisitos

$$A' = 0{,}42 = HW;\ A = 7{,}21 \text{ m}^2 = WL$$

es una solución.

Ejemplo 3.2. Suponer que para el ejemplo 3.1 en lugar de una partícula de tamaño uniforme hay una distribución de diámetros. Suponer el mismo peso específico y la misma temperatura que en el ejemplo 3.1, es decir, $s = 2{,}65$ y $t = 20°C$. Suponer que para cada 100 kg de arena se considera la siguiente distribución de tamaño de partículas:

(1) Grupo n.º	(2) kg de cada tamaño	(3) Tamaño de partícula, d (mm)
1	50	0,085
2	20	0,070
3	20	0,060
4	10	0,050
	100	

Las velocidad de sedimentación para cada grupo de partículas se obtiene de la figura 3.4. Se recogen en columna 4 del cuadro 3.2. Los porcentajes de separación se pueden calcular para cada grupo (columna 5) y se expresa como fracciones de la unidad en la columna 6. El peso de la arena que se separa por sedimentación para cada grupo se indica en la columna 7. En resumen, el 78,3% del peso total de partículas se separará por sedimentación.

CUADRO 3.2

Cálculos para Ejemplo 3.2

(1) Grupo n.º	(2) kg de cada tamaño	(3) Tamaño de partícula (mm)	(4) V_s, cm/s (Fig. 3.4)	(5) % separación = $= \frac{(4)}{0{,}642} \times 100$	(6) Fracción separada = (5) ÷ 100	(7) kg separados (7) = (2) × (6)
1	50	0,085	0,642	100*	1,00	50,0
2	20	0,070	0,450	70*	0,70	14,0
3	20	0,060	0,350	54,5	0,545	10,9
4	10	0,050	0,220	34,3	0,343	3,43
	100					78,33

* Calculados en ejemplo 3.1.

En este ejemplo, si tomamos la sección vertical $A' = 0{,}42$ m² (calculada en el ejemplo 3.1), todas las partículas de $d = 0{,}07$ mm y menores, serán arrastradas (grupos 2, 3 y 4). En consecuencia, la separación neta será sólo de 50 kg por cada 100 kg de arena, o sea, las de $d = 0{,}085$ mm (grupo 1), es decir, una separación del 50% en peso.

Si se toma un valor A' superior a 0,42 m², la separación neta será mayor, ya que será menor el arrastre. Examinando los cálculos del ejemplo 3.1, se obtiene que si A' es 0,84 m² (dos veces superior), el valor de V_c será 0,055 m/s, en lugar de 0,110 m/s.

Ya que, según la ecuación 3.26, V_c es proporcional al $d^{1/2}$, se obtiene que $d = 0{,}07/4 = 0{,}0175$ mm para que la correspondiente $V_c = 0{,}055$ m/s. En consecuencia, sólo las partículas con $d = 0{,}0175$ mm o menores serán arrastradas. Considerando que para la distribución dada, el diámetro más pequeño es 0,05 mm, no habrá arrastres. En consecuencia, la separación neta será de 78,3 kg de arena por cada 100, o sea, 78,3% en peso.

Si se adopta el valor señalado:

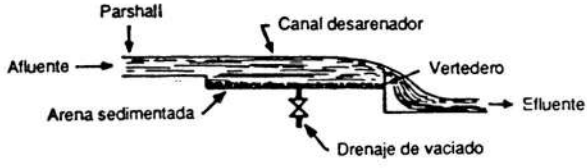
$$A = 7{,}21 \text{ m}^2 = LW$$

$$A' = 0{,}84 \text{ m}^2 = WH$$

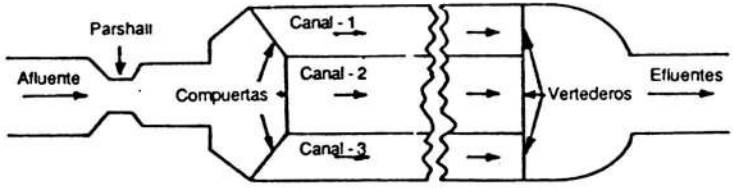
y si establecemos $H = 1{,}2$ m:

$$W = 0{,}84 \text{ m}^2/1{,}2 \text{ m} = 0{,}7 \text{ m}$$

$$L = 7{,}21 \text{ m}^2/0{,}7 \text{ m} = 10{,}3 \text{ m}$$



a) Sección vertical



b) Sección horizontal

Fig. 3.10. Esquemas de desarenadores.

O sea, un canal de sedimentación de 10,3 m de largo por 0,7 m de ancho, y 1,2 m de profundidad. El tiempo de residencia hidráulico (o de retención) será:

$$t_h = V/Q$$

Siendo V = volumen del desarenador = $1{,}2 \times 0{,}7 \times 10{,}3 = 8{,}652\ m^3$:

$$Q = \text{caudal} = 4\,000\ m^3/d$$

$$t_h = V/Q = \frac{8{,}652\ m^3}{4\,000\ m^3/d} = 2\,163{,}10^{-3}\ \text{días} = 3{,}12\ \text{min.}$$

Los tiempos de residencia típicos para desarenadores son 20s — 1 min. Este ejemplo no es típico, debido a que los diámetros son menores que los normales. Los valores comunes de los diámetros de la arena oscilan entre 0,1 y 1,0 mm. La figura 3.10 refleja disposiciones típicas de desarenadores.

3.5. Desarenadores

La forma convencional de separar arena es utilizando los equipos de sedimentación descritos en el apartado 3,4. Otra posibilidad es la utilización de hidrociclones. La figura 3.11 muestra el diagrama de un modelo típico de hidrociclón, fabricado por Dorr-Oliver Inc., con el nombre comercial de DorrClone.

MODELO DE CLASIFICADOR RASTRILLO	A	B	C	D	L	ANCHURA	DORRCLONE	h	d
FP 14"	2'6"	0'10 1/2"	2'5 15/16"	4'3 1/2"	9'5 1/2"	1'9"	Tamaño 12"	1'4 15/16"	2'2 1/16"
SSFR 1'-6" & 2'0"	5'0"	3'4"	2'2 11/16"	7'8 1/8"	15'6 1/16"	2'9"/3'3"	Tamaño 18"	1'85"	3'5 1/8"
DSFR 3'0" & 4'0"	4'10"	3'2"	5'0 11/16"	7'6 1/4"	15'6 1/16"	4'6"/5'1"			

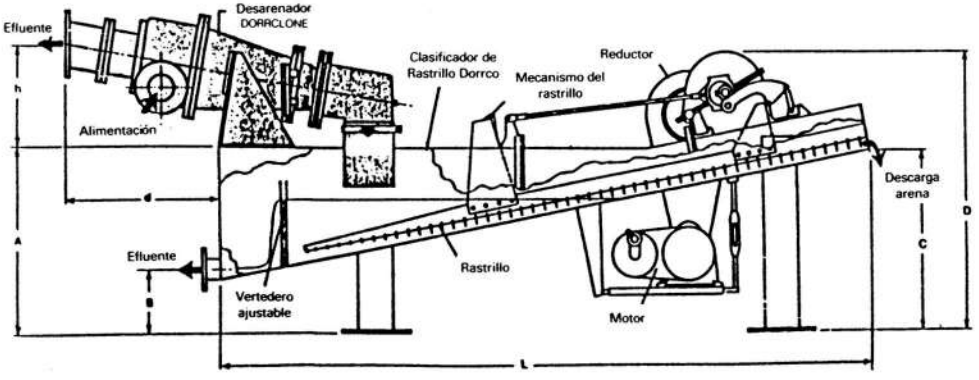


Fig. 3.11. Diagrama de un modelo típico de hidrociclón (DorrClone). (Por cortesía de Dorr-Oliver Inc.)

Los ciclones DorrClone son separadores líquido/sólido. Utilizando la energía suministrada por la bomba de alimentación, la fuerza centrífuga separa materiales con diferentes pesos específicos. El ciclón consiste en un cuerpo estático cilíndrico/cónico, con una alimentación tangencial en la sección cilíndrica superior. La descarga del líquido está situada en la parte superior del eje de la máquina, y los sólidos se descargan en la parte opuesta inferior.

Al entrar el agua residual en la cámara cilíndrica, tangencialmente, se establece un flujo espiral o de vórtice. Las fuerzas centrífugas lanzan la arena sobre las paredes del cono donde los sólidos van deslizándose hacia el punto de salida inferior. El agua residual, libre ya de arena, más ligera (contiene todavía los sólidos orgánicos o fracción ligera) circula hacia el centro del vórtice y sale por la parte superior. Los DorrClones más usados en el tratamiento de aguas residuales son de diámetros que oscilan entre 30 y 45 cm de diámetro en la sección cilíndrica. Cuando el caudal excede la capacidad de una unidad, se disponen varias instalaciones en paralelo.

La arena recogida en la parte inferior del ciclón entra en un clasificador rascador diseñado para hacer un lavado y eliminar el agua de la arena recogida. En esta fase se separan los materiales biodegradables que han salido acompañando la arena, y se elimina el agua en ella contenida para poder ser más fácilmente transportada al punto de vertido. El clasificador de rasquetas consiste en un tanque, un rascador y el accionamiento del mismo. El tanque es rectangular con el fondo inclinado. En el extremo superior se descarga la arena. El extremo inferior, donde se derrama el fango, está cerrado parcialmente con un vertedero ajustable que regula el rebosamiento del líquido. La alimentación se hace por la parte superior de la cámara de sedimentación. El mecanismo de rastrillo consta de varias paletas operadas mecánicamente, y sometidas a un movimiento de vaivén, estando soportado todo el sistema en ambos extremos de la instalación, todo ello movido por un cabezal. Dicho cabezal está movido, a través de un sistema de engranajes, por un motor eléctrico con un transmisor por correa y reductor.

El lodo que se introduce en la alimentación se separa rápidamente en dos fracciones: los finos, material que se sedimenta lentamente (en su mayoría materia orgánica), inferiores a la malla de separación; y la parte más gruesa, de sedimentación rápida, y que denominamos arena, de mayor tamaño que la malla de separación. La fracción fina se mantiene en suspensión debido a su diferente peso específico y a la agitación producida por el movimiento de vaivén de las paletas de rastrillo. No siendo posible su sedimentación, los finos pasan con el líquido por el rebosadero. La fracción más gruesa, por otra parte, se hunde rápidamente hacia el fondo y es arrastrada por las paletas del rastrillo. La arena sedimentada avanza hacia arriba por el fondo inclinado del tanque. El movimiento de viavén de las paletas del rastrillo transporta los granos de arena, y separa los finos de menor tamaño de los materiales gruesos, y los mantienen en suspensión hasta que éstos salen con el rebose. Las partículas más gruesas se separan por encima del nivel del líquido, siendo finalmente descargadas por la última de las paletas.

3.6. Sedimentación con floculación

La sedimentación con floculación tiene lugar cuando la velocidad de sedimentación de las partículas aumenta, debido a efectos de coalescencia con otras partículas. Un diagrama de sedimentación con floculación es el que se muestra en la figura 3.8. Las trayectorias de sedimentación de las partículas tienen forma curva, en lugar de las líneas rectas que se producen en la sedimentación de partículas discretas.

Los criterios de diseño para sistemas en los que se hace una sedimentación con floculación se establecen a través de ensayos de sedimentación en laboratorio. En la figura 3.12 se muestra una columna típica de sedimentación de laboratorio.

La concentración de sólidos en suspensión se mantiene uniforme en la columna, al principio de los ensayos, por medio de un agitador portátil. La altura de la columna es aproximadamente la misma que la del tanque de sedimentación que se pretende diseñar. La temperatura se mantiene constante durante los ensayos. Con fines prácticos se puede disponer de una columna de sedimentación (figura 3.12) de unos 2,4 m de altura, disponiendo de aberturas para muestreo a profundidades de 0,6; 1,2; 1,8 y 2,4 m. Los datos obtenidos en dichos puntos se utilizan para determinar la velocidad de sedimentación y su relación con el tiempo de retención. Los datos del punto de muestreo a 2,4 m se utilizan para determinaciones de compactación y concentración de los lodos.

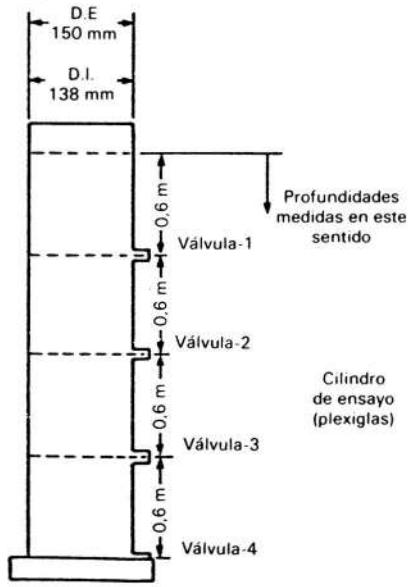


Fig. 3.12. Columna de sedimentación de laboratorio.

Etapa 1. Rellenar la columna con el agua residual, manteniendo una concentración uniforme de sólidos en suspensión a lo largo de la misma. Debe usarse, para mantener la muestra homogénea, un agitador portátil.

Etapa 2. Quitar el agitador del cilindro o columna. En cada una de las aberturas de muestreo, establecer la concentración de sólidos en suspensión en momentos determinados.

Los ejemplos 3.3 y 3.4 ilustran el procedimiento a seguir para establecer un diseño de los clarificadores, a partir de los datos del laboratorio.

Ejemplo 3.3. La suspensión que va a ser sometida al ensayo tiene una concentración inicial de sólidos en suspensión de 430 mg/l (SS_0). La concentración de los sólidos en suspensión (denominada a partir de ahora abreviadamente SS) mostradas en el cuadro 3.3 son el resultado de mediciones, en tiempos determinados, en los puntos de muestreo, a las profundidades indicadas de 0,6; 1,2; 1,8 m. Utilizar los datos indicados para obtener las curvas: (*a*) % SS eliminado para distintos tiempos de retención (min); (*b*) % SS eliminado con respecto a la carga superficial ($m^3/d \cdot m^2$), y (*c*) % SS que permanece (fracción de las partículas con velocidad inferior a la establecida) con respecto a la velocidad de sedimentación (m/h) para un tiempo de permanencia de 25 minutos.

Etapa 1. Calcular la fracción de sólidos que permanecen en suspensión en cada punto de muestreo.

$$x = SS/SS_0$$

o en %:

$$y = SS/SS_0 \times 100 \tag{3.34}$$

Calcular para cada muestra la fracción de sólidos separada:

$$1 - x$$

o en %:

$$z = 100 - y \tag{3.35}$$

Un ejemplo de estos cálculos (para una profundidad de 0,6 metros) se muestra en el cuadro 3.4. Cálculos similares pueden realizarse para las otras profundidades de 1,2 y 1,8 metros.

Etapa 2. Para lograr una aproximación de los datos experimentales construir un gráfico del % SS separado con respecto al tiempo. Este gráfico se muestra en la figura 3.13 para las profundidades de 0,6; 1,2 y 1,8 metros.

Etapa 3. A partir de la figura 3.13 construir el gráfico de sedimentación (fig. 3.14).

CUADRO 3.3

Datos de sedimentación en laboratorio (Ejemplo 3.3)

Tiempo (min)	Concentraciones de SS a las profundidades indicadas		
	0,6 m (Valv. 1)	1,2 m (Valv. 2)	1,8 m (Valv. 3)
5	356,9	387,0	395,6
10	309,6	346,2	365,5
20	251,6	298,9	316,1
30	197,8	253,7	288,1
40	163,4	230,1	251,6
50	114,1	195,7	232,2
60	116,1	178,5	204,3
75	107,5	143,2	180,6

Esto se puede conseguir leyendo en las curvas aproximadas de la figura 3.13 las abscisas (t, min.) correspondientes a valores seleccionados de % de SS separado (por ejemplo: 5, 10, 20, ..., 70, 75%) para cada uno de los tres puntos de muestreo. Estos valores son los recogidos en el cuadro 3.5 y utilizados para la construcción de la figura 3.14.

CUADRO 3.4

Cálculo de la fracción de sólidos que quedan y separados para una profundidad de 0,6 metros

(1) Tiempo (min)	(2) SS que quedan (mg/l) Cuadro 3.3	(3) Sólidos que quedan (%) $y = (SS/SS_0) \times 100$	(4) Sólidos separados (%) $z = 100 - y$
5	356,9	83,0	17,0
10	309,6	72,0	28,0
20	251,6	58,5	41,5
30	197,8	46,0	54,0
40	163,4	38,0	62,0
50	144,1	33,5	66,5
60	116,1	27,0	73,0
75	107,5	25,0	75,0

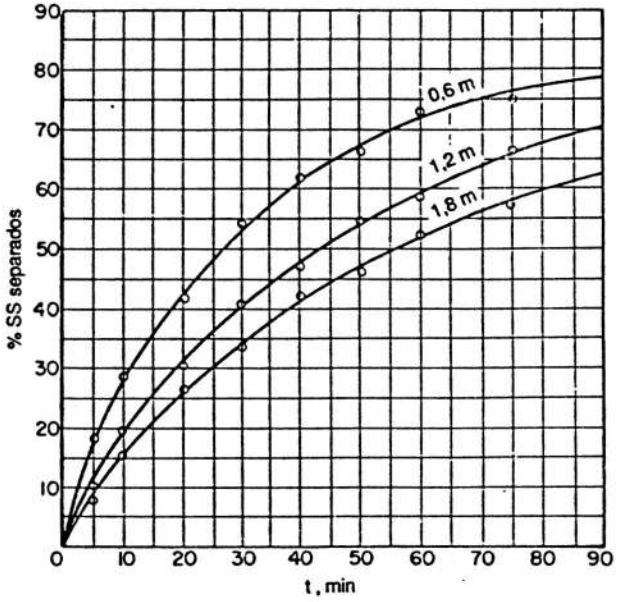


Fig. 3.13. Sólidos en suspensión (% SS) separados, en función del tiempo.

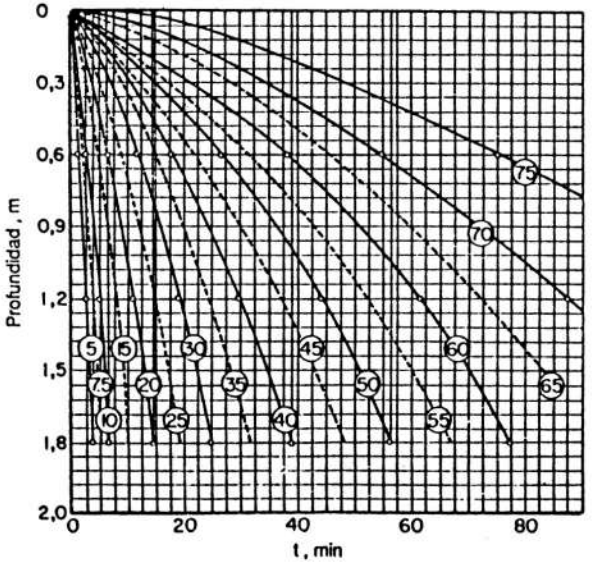


Fig. 3.14. Gráficos de sedimentación. Los números de cada curva corresponden a los porcentajes de SS separado

CUADRO 3.5

Datos base para gráfico figura 3.14

% SS separados	*t* (min)		
	0,6 m	1,2 m	1,8 m
5	1,2	2,5	3,7
10	2,5	5,0	6,5
20	6,7	11,0	14,5
30	11,7	19,0	25,0
40	18,0	30,0	39,0
50	27,0	44,0	56,5
60	38,5	61,5	77,5
70	55,0	87,5	—
75	75,0	—	—

Etapa 4. Calcular el % de SS separado y el factor de carga superficial ($m^3/d \cdot m^2$). Para comprender este proceso, hay que hacer una serie de consideraciones previas. Aunque para la sedimentación con floculación, tal como se indica en la figura 3.8, el diámetro de las partículas y sus velocidades de sedimentación aumentan a lo largo de su trayectoria de sedimentación, debido al efecto de coalescencia con las partículas próximas, para poder ver con más detalle la etapa 4, hay que hacer referencia a las velocidades de sedimentación *efectivas* y a diámetros *efectivos.* Utilizando estos conceptos, puede seguirse un procedimiento de cálculo para la sedimentación con floculación, basado fundamentalmente en los mismos axiomas estudiados para sedimentación de partículas discretas, a la hora de hablar de tanques de sedimentación ideales, en cuyo caso los diámetros y las velocidades de sedimentación eran constantes a lo largo de la trayectoria de sedimentación. Una velocidad efectiva de sedimentación V_s, se define como la profundidad efectiva (1,8 m en este ejemplo), dividida por el tiempo (tiempo de retención, t) requerido para que una partícula determinada recorra esta distancia, es decir,

$$V_s = H/t \tag{3.36}$$

Para la discusión de todo lo que sigue en este capítulo, que se refiere a sedimentación con floculación, cuando se utilicen los términos velocidad de sedimentación o diámetro se entiende que se refieren a valores *efectivos* de estos parámetros.

Si una suspensión contiene partículas con diferentes velocidades de sedimentación, el rendimiento de su separación por sedimentación se obtiene realizando ensayos con colum-

nas de sedimentación como las descritas anteriormente. Supongamos que SS es la concentración de sólidos que permanecen en una muestra específica en un momento determinado, o sea:

$$x_0 = SS/SS_0 = \text{fracción de los sólidos que permanecen}$$

$$1 - x_0 = 1 - SS/SS_0 = y_0 = \text{fracción de sólidos separados}$$

Las partículas con una velocidad de sedimentación V_s o superior (donde $V_s = H/t$) se separan totalmente. Las partículas con una velocidad de sedimentación inferior V_1 ($V_1 < V_s$) se separan en un porcentaje dado por la ecuación (3.19).

Un gráfico típico de este caso, tal como el de la figura 3.15, puede desarrollarse por el análisis de los datos obtenidos en la columna de sedimentación. Los detalles para la construcción de dicho gráfico, a partir de los datos experimentales, son los discutidos al final de la etapa 4 (*d*). Sin embargo, para comprender los procesos de cálculo que se describen a continuación, es conveniente asumir que este gráfico está ya realizado.

La figura 3.15 recoge el gráfico en el que se indica la fracción o porcentaje de partículas que tienen menos de la velocidad fijada con respecto a la velocidad de sedimentación considerada. Este gráfico está construido basándonos en un tiempo de retención determinado. Hay que darse cuenta que la fracción de partículas que tienen menos de la velocidad establecida (si $V_s = H/t$) corresponde a la fracción de partículas que no se eliminan completamente. Por ejemplo, si el 30% de las partículas en un caso específico se eliminan totalmente, en este caso $x_0 = 0{,}7$, y es la ordenada correspondiente a la velocidad de sedimentación $V_s = H/t$.

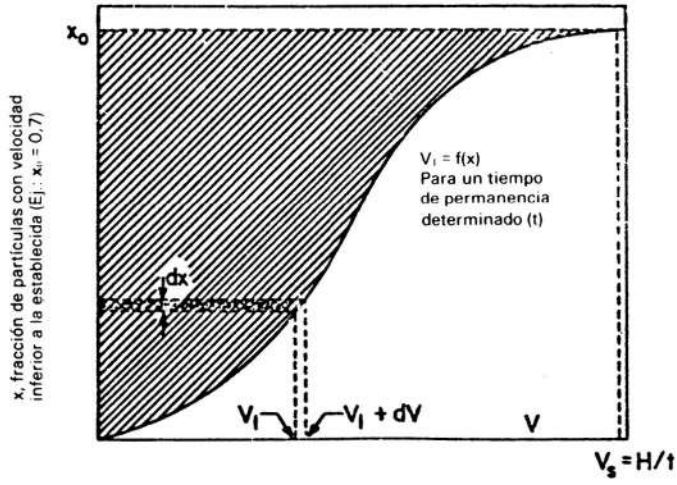


Fig. 3.15. Determinación del total separado.

Para las partículas que tienen una velocidad de sedimentación entre V_1 y $V_1 + dV$ (donde $V_1 < V_s$), la fracción separada es V_1/V_s. Del mismo modo, para las partículas que tienen una velocidad de sedimentación entre $V_1 + dV$ y $V_1 + 2dV$, la fracción separada es $(V_1 + dV)/V_s$.

Así pues, el total de sólidos en suspensión que se han eliminado o separado es:

$$\text{Separación total} = (1 - x_0) + \int_0^{x_0} (V_1/V_s)\, dx \tag{3.37}$$

En la ecuación (3.37) V_1 es una variable ($0 \leq V_1 \leq V_s$) con $V_1 = f(x)$ representada por la curva de la figura 3.15. El término $(1 - x_0)$ representa la fracción totalmente separada, correspondiente a partículas con velocidad $\geq V_s$. El segundo término de la ecuación (3.37), o sea,

$$\int_0^{x_0} (V_1/V_s)\, dx = \frac{1}{V_s} \int_0^{x_0} V_1\, dx \tag{3.38}$$

es la fracción de la parte separada que corresponde a partículas con velocidades inferiores a V_s (calculada por integración gráfica como indica el área rayada de la figura 3.15). El área diferencial, que tiene una anchura dx, indicada en la figura 3.15, corresponde a partículas con velocidades de sedimentación entre V_1 y $V_1 + dV$.

Combinando las ecuaciones (3.19) y (3.37) la expresión final que se obtiene, para el total de sólidos en suspensión separados, viene dada por la ecuación (3.39):

$$\text{Separación total} = (1 - x_0) + \int_0^{x_0} (V_1/V_s)\, dx = (1 - x_0) + \int_0^{x_0} (h/H)\, dx \tag{3.39}$$

Después de estas consideraciones podemos volver a la discusión de la etapa 4.

Etapa 4 (a). A partir de la figura 3.14 para una profundidad de 1,8 m, se pueden obtener los valores t (min), correspondientes a 5, 10, 20, 30, 40, 50 y 60% de separación, y calcular las velocidades de sedimentación correspondientes (m/h). Estos valores son los recogidos en el cuadro 3.6.

Etapa 4 (b). Calcular el % de SS separado. Los cálculos para obtener el % de SS separado y el factor de carga, para un tiempo de sedimentación de 25 min. (cuarta columna del cuadro 3.6) son los que a continuación se consideran. Cálculos similares pueden desarrollarse para los otros tiempos de sedimentación que se recogen en la segunda columna del cuadro 3.6. Para $t = 25$ min , para la profundidad de sedimentación $H = 1{,}8$ m, el 30% de los sólidos en suspensión se han separado. Considerar a continuación las partículas en cada 10% adicional, dentro del intervalo de distribución. Empezar con aquéllas a las que corresponde una separación del 30 al 40% en la figura 3.14. Las partículas en esta zona se

CUADRO 3.6

Velocidad de sedimentación (H = 1,8 metros)

Separación %	t (min)	Velocidad de sedimentación (m/h) $V_s = 1{,}8/(t/60) = 108/t$
5	3,7	29,20
10	6,5	16,60
20	14,5	7,45
30	25,0	4,32
40	39,0	2,77
50	56,5	1,91
60	77,5	1,39

separan en la proporción V_1/V_s o en la proporción de la profundidad de sedimentación media (h_1) con respecto al total de la profundidad de sedimentación. La profundidad de sedimentación media (h_1) se estima dibujando (o por interpolación) la curva correspondiente a una separación constante del 35% en la figura 3.14, y leyendo en la misma la profundidad h_1 que corresponde a $t = 25$ min. En consecuencia, para este primer intervalo, el % de SS separados sería $(h_1/H) \times 10 = (4{,}2/6) \times 10 = 7{,}0\%$.

En forma similar, y para intervalos de 10%, las curvas para una separación en % constante del 45, 55, 65, 75%, se pueden dibujar obteniéndose profundidades de sedimentación de 0,72, 0,42; 0,252 y 0,084 metros para $t = 25$ min. Los cálculos para $t = 25$ min. pueden indicarse como sigue:

Velocidad de sedimentación: $V_s = H/t = 1{,}8/(25/60) = 4{,}32$ m/h.

Los sólidos separados, expresados en % (para $t = 25$ min) serán:

100% separación del 30%		30,00%
1.er intervalo (35%):	$1{,}26/1{,}8 \times 10 =$	7,00%
2.º intervalo (45%):	$0{,}72/1{,}8 \times 10 =$	4,00%
3.er intervalo (55%):	$0{,}42/1{,}8 \times 10 =$	2,33%
4.º intervalo (65%):	$0{,}252/1{,}8 \times 10 =$	1,40%
5.º intervalo (75%):	$0{,}084/1{,}8 \times 10 =$	0,46%
		45,19%
Total SS separados después de 25 min:		45,20%

A partir del 5.º intervalo, el % de sólidos en suspensión separados es despreciable, pudiendo detenerse los cálculos en ese punto. En general, si se seleccionan intervalos de 10%, el % total separado puede venir dado por la expresión:

$$\text{Separación total (\%)} = X_{tot} + (h_1/H) \times 10 + (h_2/H) \times 10 + (h_3/H) \times 10 + \cdots \quad (3.40)$$

La ecuación (3.40) es simplemente una aproximación de la ecuación (3.39). $(1 - x_0)$ corresponde a X_{tot}, y la integral $\int_0^{x_t} (h/H)dx$ puede sustituirse por una suma de elementos finitos en los términos:

$$\Sigma\ (h_{med}/H) \times \Delta x \quad (3.40\ b)$$

donde h_{med} es la profundidad de sedimentación media para cada intervalo seleccionado. Los Δx en este ejemplo están seleccionados arbitrariamente dentro del 10%. Cuanto más pequeños sean los Δx seleccionados, la aproximación se acercará más a la integral.

Cálculos similares pueden realizarse para otros tiempos de retención recogidos en la segunda columna del cuadro 3.6. Los resultados finales pueden observarse en el cuadro 3.7.

CUADRO 3.7

SS separados, en %, en función del tiempo de retención, o residencia

(1) t (min)	(2) % SS separados
3,7	13,4
6,5	20,1
14,5	33,9
25,0	45,2
39,0	55,0
56,5	64,3
77,5	71,1

A partir del cuadro 3.7 puede obtenerse un gráfico del % de SS separados en función del tiempo de retención (fig. 3.16).

Etapa 4 (*c*). Preparar un gráfico del % de SS separados en función de la carga superficial. Los cálculos que se necesitan para preparar el gráfico son los recogidos en el cuadro 3.8.

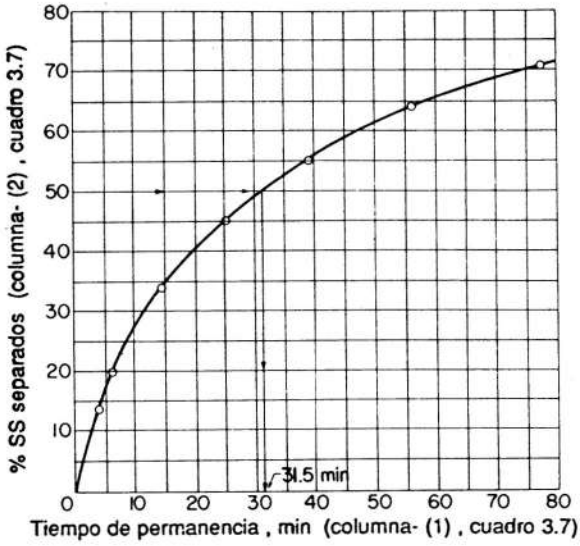


Fig. 3.16. Separación de sólidos en suspensión (% SS), en función del tiempo de retención o permanencia.

CUADRO 3.8

% SS separados en función del factor de carga

(1) t (min)	(2) Velocidad de sedimentación, V_s (m/h). Cuadro 3.6	(3) Factor de carga ($m^3m^2 \cdot d$) $V_s \times 24$	(4) % SS separados [columna (2) de Cuadro 3.7]
3,7	29,2	700,8	13,4
6,5	16,6	398,4	20,1
14,5	7,45	178,8	33,9
25,0	4,32	103,7	45,2
39,0	2,77	66,5	55,0
56,5	1,91	45,8	64,3
77,5	1,39	33,4	71,1

El gráfico que representa el % de SS separados en función de la carga superficial es el de la figura 3.17. Todos los cálculos se refieren a una concentración inicial de sólidos en suspensión SS_0 de 430 mg/l. Si se hacen cálculos similares para otros valores de estas concentraciones ($X_1, X_2, X_3, ...$), los datos recogidos en las figuras 3.16 y 3.17 nos darían una familia de curvas, como las indicadas en las figuras 3.18 y 3.19.

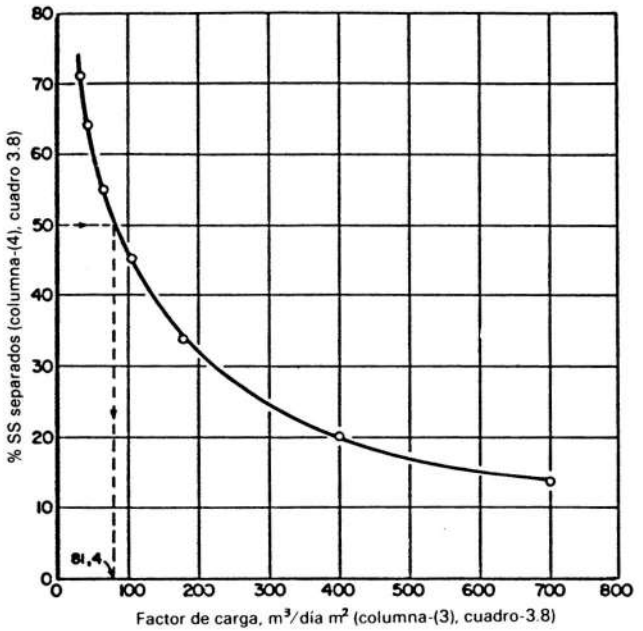


Fig. 3.17. Separación de sólidos en suspensión (% SS), en función de la carga superficial.

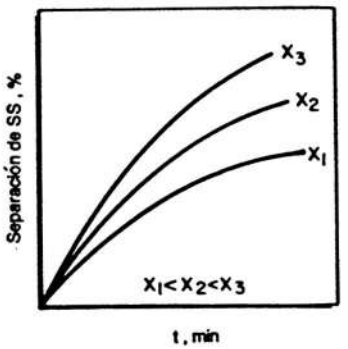


Fig. 3.18. Separación de sólidos en suspensión (% SS) en función del tiempo de retención para distintas concentraciones iniciales de SS.

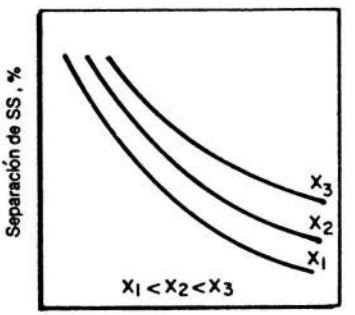


Fig. 3.19. Separación de sólidos en suspensión (% SS) en función del factor de carga para distintas concentraciones iniciales de SS.

Etapa 4 (d). Hacer un gráfico del porcentaje de partículas con velocidad inferior a la establecida, con respecto a la velocidad de sedimentación (m/h) para un tiempo de retención de 25 min. Los cálculos necesarios para llegar a la figura 3.20 son los que se recogen en el cuadro 3.9. La figura 3.20 no es necesaria para establecer los cálculos de diseño; se mues-

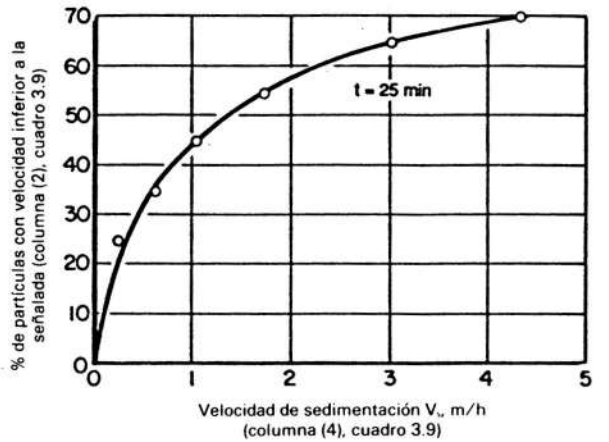


Fig. 3.20. Porcentaje de partículas cuya velocidad es inferior a una determinada función de la velocidad de sedimentación (Ejemplo 3.3 para t = 25 minutos).

CUADRO 3.9

Porcentaje de partículas con velocidad inferior a una determinada, en función de la velocidad de sedimentación (t = 25 min.)

(1) % Sólidos separados. Etapa 4(b) t = 25 min.	(2) % Partículas con velocidad inferior 100 − (1)	(3) h (m) Etapa 4(b) t = 25 min	(4) $V_1 = V_s(h/H)$ = $(h/1,8) \times 4,32$ = 2,4 h. (m/h)
30	70	1,8	4,32
35	65	1,26	3,02
45	55	0,72	1,73
55	45	0,42	1,01
65	35	0,252	0,60
75	25	0,084	0,20

tra debido a que un gráfico de este tipo, en particular la figura 3.15, fue utilizada para desarrollar la ecuación (3.39). El gráfico es el representado en la figura 3.20.

3.6.1. Cálculos de diseño a partir de datos de laboratorio

A efectos de extrapolación, el hecho de que el rendimiento de los procesos en un tanque de sedimentación se reduce debido al efecto de parámetros, tales como turbulencias, corto-

circuitos, interferencias de la entrada y de la salida, estos procesos deben ser considerados a la hora del diseño práctico. El efecto final de todos estos factores da como resultado una disminución de la carga superficial y un incremento del tiempo de retención sobre los valores establecidos en los ensayos de laboratorio. A efectos de diseño, es costumbre dividir la carga superficial, obtenida en los análisis de laboratorio por un factor que oscila entre 1,25 y 1,75, y multiplicar el tiempo de retención por un factor del mismo rango [6]. El cuadro 3.10 representa los valores de diseño normalmente utilizados.

CUADRO 3.10

Valores de diseño (Clarificadores primarios)

Profundidad: 2 – 3,5 m
Tiempo de retención o residencia: 0,5 – 1,5 h
Velocidad de paso: 18 – 80 m/h
Factor de carga: 36 – 50 $m^3/m^2 \cdot h$
Rendimiento:
Separación SS: 40-60%
Disminución DBO: 30-50%

3.6.2. Balance de materias para una clarificador primario

Los clarificadores primarios se diseñan para una separación determinada (normalmente 40 – 60%) de los sólidos en suspensión en el vertido de entrada. En la figura 3.21 deben considerarse:

Q_0 = m^3/d del afluente.
X_0 = mg/l de sólidos en suspensión en el afluente.
Q_e = m^3/d del efluente (rebosadero del clarificador).
X_e = mg/l de sólidos en suspensión que permanecen en el líquido clarificado.
Q_u = m^3/d del caudal que sale del clarificador.
X_u = mg/l de sólidos en suspensión del caudal separado.

Un balance total de los líquidos en circulación nos daría:

$$Q_0 = Q_e + Q_u \tag{3.41}$$

Un balance material para sólidos en suspensión nos daría:*

$$Q_0 X_0 = Q_e X_e + Q_u X_u \tag{3.42}$$

* Hay que tener cuidado con las unidades que se manejan.

Combinando las ecuaciones (3.41) y (3.42) se obtiene:

$$Q_c = \frac{Q_0(X_u - X_0)}{X_u - X_e} \tag{3.43}$$

y

$$Q_u = Q_0 - Q_c \tag{3.44}$$

La concentración de los lodos separados se determina considerando el proceso de su manipulación y vertido (capítulo 7). Pueden llevarse a cabo ensayos para determinar la

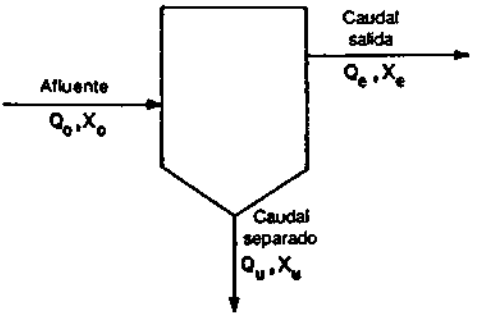


Fig. 3.21. Balance de materia para clarificadores primarios.

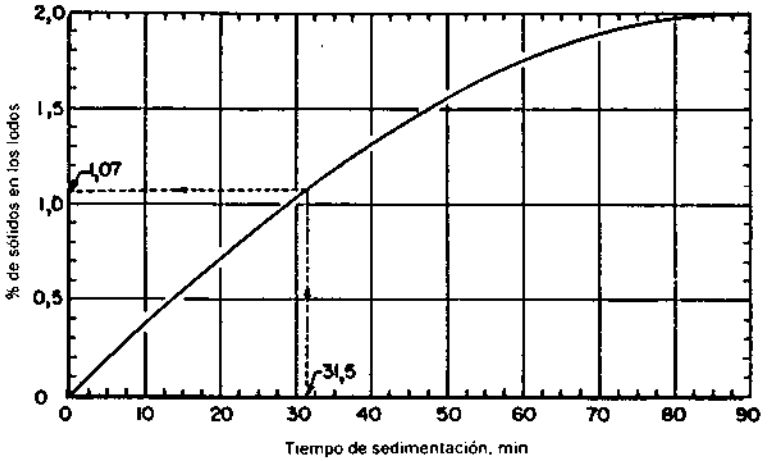


Fig. 3.22. Gráfico de % de sólidos en los lodos, en función del tiempo de retención (Ejemplo 3.4).

correlación entre las concentraciones de los lodos y el tiempo de retención, sin más que separar muestras de la última válvula de la columna de sedimentación (fig. 3.12). El gráfico del % de sólidos para el lodo compactado en función del tiempo de retención puede construirse en base a los mismos. Un gráfico típico de este resultado es la que se recoge en la figura 3.22. Los procedimientos de diseño de un clarificador primario son los recogidos en el ejemplo 3.4.

Ejemplo 3.4. Un agua residual original para la cual el caudal es de 6 000 m^3/d, contiene una media de 430 mg/l de sólidos en suspensión. Los datos resultado de análisis en el laboratorio son los recogidos en el cuadro 3.3.

1. Diseñar un clarificador primario de sección circular, determinar su diámetro y la profundidad efectiva para separar el 50% de los sólidos en suspensión. Usar un factor de mejoración de 1,25.
2. Calcular la acumulación diaria de lodos (kg/d), los kg/d de sólidos secos sedimentados y el bombeo medio en m^3/h. El gráfico que recoge el % de sólidos de los lodos compactados, en función del tiempo de retención se determina experimentalmente y se recoge en la figura 3.22.
3. Para el clarificador diseñado en la parte 1, ¿cuál sería el % de sólidos en suspensión separados si el caudal se duplicase?

Solución Parte 1

Paso 1. De las figuras 3.16 y 3.17, para separación del 50% se obtiene:

Fig. 3.16: $t = 31{,}5$ min.

Fig. 3.17: 81,4 $m^3/m^2 \cdot d$

Utilizando un factor de 1,25:

$$t = 1{,}25 \times 31{,}5 \text{ min} = 39{,}4 \text{ min},$$

$$\text{Factor de carga} = 81{,}4/1{,}25 = 65{,}12 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$$

Paso 2. De la figura 3.22, para $t = 31{,}5$ min. se lee:

$$X_u = 1{,}07\% \qquad (10\,700 \text{ mg/l})$$

Para separar el 50%:

$$X_e = 0{,}5 \times 430 = 215 \text{ mg/l})$$

Paso 3. Calcular Q_e y Q_u.

Según la ecuación 3.43:

$$Q_e = \frac{Q_0(X_u - X_0)}{X_u - X_e} = \frac{6\,000\,(10\,700 - 430)}{10\,700 - 215} = 5\,880 \text{ m}^3/\text{d}$$

Según la ecuación (3.44):

$$Q_u = Q_0 - Q_e = 6\,000 - 5\,800 \text{ m}^3/\text{d} = 120 \text{ m}^3/\text{d}$$

Paso 4. Calcular el área de la sección, diámetro y altura efectiva del clarificador:

$$A = \frac{Q_e}{\text{Factor carga}} = \frac{5\,800 \text{ m}^3/\text{d}}{65{,}12 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}} = 90{,}3 \text{ m}^2$$

$$D = \left(\frac{4A}{\pi}\right)^{1/2} = 10{,}72 \text{ m}$$

$$H = \frac{V}{A} = \frac{Q_0 t}{A} = \frac{6\,000 \text{ m}^3/\text{d} \times 1/1\,440 \text{ d/min} \times 39{,}4 \text{ min}}{90{,}3 \text{ m}^2} = 1{,}82 \text{ m}$$

Solución Parte 2.

$$Q_u = 120 \text{ m}^3/\text{d de lodo compactado}$$

En peso total: 120 m³/d es 120 000 kg/d, aproximadamente. (Tomando densidad equivalente al agua.)

En peso, contenido en sólidos:

$$1\,200 \times 1{,}07/100 = 1\,284 \text{ kg de materia seca}$$

Bombeo, 120 m³/d × 1/24 d/h = 5 m³/h.

Solución Parte 3. Si el caudal es doble, el tiempo de residencia se reduce a la mitad:

$$t = 31.5/2 = 15.8 \text{ min}$$

Según figura 3.16: % SS separados = 36%.

3.7. Sedimentación por zonas

La sedimentación por zonas se presenta en clarificadores con lodos coagulados químicamente, o activos con concentraciones que exceden los 500 mg/l. La capa de lodos presenta varias zonas perfectamente diferenciadas. Cada zona se caracteriza por una concentración específica en lodos y por una velocidad de sedimentación determinada. Veamos lo que ocurre cuando una suspensión que tiene una concentración en lodos uniforme X_0 (mg/l) se coloca en un cilindro de sedimentación (fig. 3.23).

Los lodos comienzan a precipitarse, estableciéndose una interfase (interfase 1) entre la superficie de la capa de sólidos que están sedimentándose y el líquido clarificado que se presenta en la parte superior. La zona inferior del líquido clarificado es lo que se denomina zona interfacial. La concentración de lodos en esta zona es uniforme, precipitándose todo ello como una capa de materia a velocidad constante (V_s). Simultáneamente a la formación de la interfase 1 y de la zona interfacial, empieza una compactación de los sólidos en suspensión en el fondo del cilindro (zona de compactación). En esta zona la concentración de sólidos en suspensión es también uniforme, y la interfase que bordea esta zona (interfase 2) avanza en el cilindro con una velocidad constante ($\bar{V}$).

Entre la zona interfacial y la zona de compactación hay una zona de transición. En la misma, la velocidad de sedimentación de los sólidos disminuye debido al incremento de la viscosidad y de la densidad de la suspensión. En esta misma zona, el lodo cambia gradual-

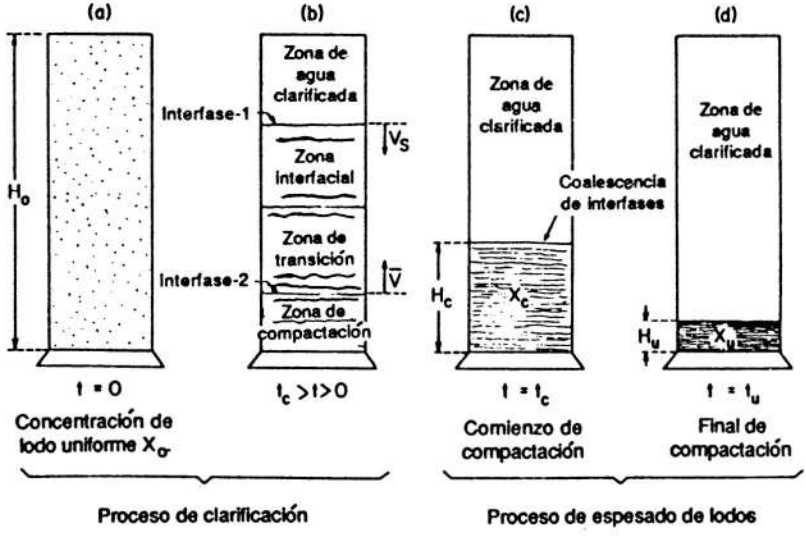


Fig. 3.23. Sedimentación por zonas.

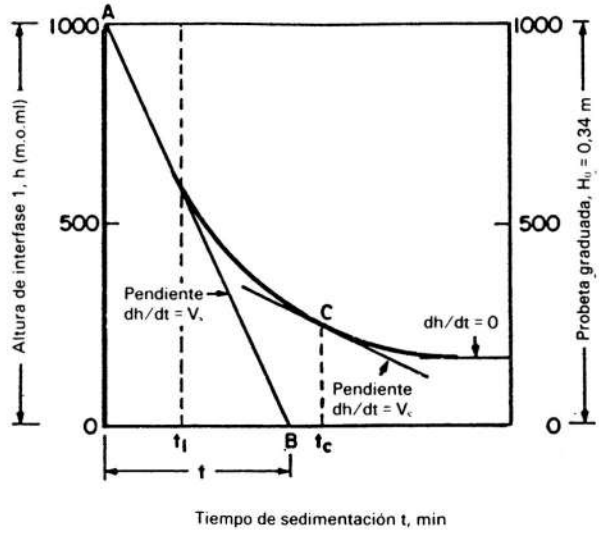


Fig. 3.24. Curva de sedimentación del lodo.

mente de concentración entre la correspondiente a la zona interfacial a la de la zona de compactación.

Si consideramos las interfases 1 y 2, se puede obtener la figura 3.23 b. La interfase 1 se mueve hacia abajo con una velocidad constante V_s, mientras que la interfase 2 se mueve hacia arriba con una velocidad constante $\overline{V}$. Eventualmente, las zonas de compactación e interfacial pueden llegar a encontrarse, en un momento crítico (t_c), y la zona de transición desaparece (fig. 3.23 c). En este momento, el lodo sedimentado tiene una concentración uniforme X_c, que se denomina concentración crítica. Empieza la compactación y el lodo comienza a espesarse, alcanzando eventualmente la concentración final X_u (fig. 3.23 d). La velocidad de sedimentación en el momento t_c corresponde a un valor V_c, dado por la pendiente de la tangente a la curva de sedimentación en el punto C, tal y como se indica en la figura 3.24, donde $V_c < V_s$. El procedimiento para diseñar clarificadores que operen en estas condiciones de sedimentación por zonas es el siguiente:

1. Calcular el área de la superficie mínima que se requiere para conseguir la clarificación del lodo.
2. Calcular el área de la superficie mínima requerida para conseguir el espesamiento de los lodos y alcanzar las concentraciones deseadas.
3. Considerar la mayor de estas dos áreas como área de diseño para el clarificador.

3.7.1. Medidas en laboratorio

Para obtener los parámetros necesarios para el diseño del clarificador, puede llevarse a cabo un ensayo de sedimentación en el laboratorio, para el vertido considerado, usándose probetas graduadas de 1 000 ml (la probeta graduada normalizada tiene una altura de 34 cm). La probeta se llena con el vertido a estudiar. Al comienzo del experimento ($t = 0$), la concentración del vertido es uniforme dentro del cilindro. La altura de la interfase 1 se va registrando a intervalos de tiempo seleccionados. Esto nos permite establecer la curva de sedimentación mostrada en la figura 3.24.

Es importante remover la suspensión con agitadores, y a una velocidad de 5 rph. Esta agitación simula la acción de los rastrillos mecánicos utilizados para la separación de los lodos y evita la estratificación de los mismos.

La figura 3.24 muestra que a partir del comienzo del experimento hasta el tiempo t_1, la interfase 1 cae con una velocidad constante V_s dada por la pendiente de la tangente, que esencialmente coincide con la curva de sedimentación de $t = 0$ a $t = t_1$. Después de $t = t_1$, esta velocidad disminuye apreciablemente. En el momento $t = t_c$, la velocidad es V_c que viene dada por la pendiente de la tangente en el punto C. En el tiempo t_c empieza la compactación y la velocidad se reduce hasta hacerse prácticamente 0, en cuyo caso la tangente se hace paralela a las abscisas.

La velocidad de sedimentación por zonas (VSZ) corresponde a la velocidad a la cual las partículas en suspensión se sedimentan antes de alcanzar la concentración crítica X_c, y viene dada por la pendiente de la tangente AB en la figura 3.24:

$$V_s = \overline{0A}/\overline{0B} = H_0/t = 0{,}34/\text{t} \quad \text{(m/min)} \tag{3.45}$$

Las determinaciones de laboratorio de la velocidad de sedimentación zonal deberían repetirse con lodos de diferentes concentraciones iniciales X_0 (mg/l) de sólidos en suspensión. Esto nos llevaría a una familia de curvas de posible utilidad. La figura 3.26 presenta los resultados de tales experimentos para lodos activos a varias concentraciones iniciales X_0, que van desde 589 a 11 775 mg/l (Ej. 3.5). Los valores de V_i(VSZ) se obtienen sin más que dibujar las tangentes de la sección inicial de cada una de estas curvas, y utilizando la ecuación (3.45).

3.7.2. Determinación del área mínima requerida para conseguir la clarificación de los lodos

El área mínima requerida A_c para la clarificación depende de la velocidad V_s para la cual las partículas en suspensión se sedimentan antes de alcanzar la concentración crítica interfacial X_c. En condiciones de caudal constante, la velocidad del agua sobre el vertedero no debe exceder de V_s si se quiere obtener la clarificación. Esto se deriva directa-

mente del concepto básico de tanque de sedimentación ideal [apartado 3.4, ecuaciones (3.23) y (3.24)].

En consecuencia:

$$A_c = Q_e/V_s \tag{3.46}$$

en la cual Q_e es el caudal (m^3/h), V_s es la velocidad de sedimentación por zonas (m/min) y A_c el área mínima requerida para la clarificación (m^2). La ecuación del equilibrio material para obtener Q_e [ecuación (3.43)] es la referida en el apartado 3.6.2.

El valor de la velocidad en la zona de sedimentación V_s viene determinado, como se indica en la figura 3.23, por la curva que corresponde a una concentración de sólidos X_0 en el afluente. El valor de t se puede leer directamente de la abscisa (punto B). V_s se puede calcular entonces a partir de la ecuación (3.45) y A_c se puede obtener de la ecuación (3.46). Este procedimiento viene ilustrado en el ejemplo 3.5.

3.7.3. Determinación del área mínima requerida para el espesamiento del lodo

El hecho de que el área de la sección del clarificador pueda calcularse para asegurar que se consigue una clarificación, en la forma descrita en el apartado 3.7.2, no significa que se alcanza la deseada concentración en sólidos en el lodo de salida, X_u. De hecho, el área de la sección requerida para el espesamiento es normalmente mayor que la requerida para la clarificación.

El procedimiento desarrollado por Yoshioka [16] y Dick [4] para la determinación de la sección mínima requerida para el espesamiento será objeto de los párrafos siguientes. Este procedimiento está basado en las siguientes consideraciones.

En primer lugar hay que considerar que los ensayos de sedimentación llevados a cabo en laboratorio no corresponden a un funcionamiento en continuo (fig. 3.23). La capacidad del clarificador para arrastrar los sólidos a su parte inferior, con una concentración X_i, por gravedad, en un funcionamiento discontinuo, viene dada por:

$$G_B = X_i V_i \tag{3.47}$$

en la cual:

G_B = caudal de sólido ($kg/m^2 \cdot d$).
X_i = concentración de sólidos en el lodo (mg/l), lo que requiere dividir por el factor 1 000, para obtener valores de kg/m^3.
V_i = velocidad de sedimentación en la zona para una concentración X_i (m/min). Hay que multiplicar por 1 440 para pasar a m/día.

A partir de la ecuación (3.47) puede obtenerse la curva de flujo discontinuo. La figura 3.25 representa una curva típica G_B en función de X_i. Hay que señalar que la curva tiene un punto máximo. La razón para este comportamiento es la siguiente: hay que tener en cuenta que X_i aumenta, y al mismo tiempo la velocidad de sedimentación disminuye. Esto puede observarse en una revisión de la figura 3.26 (ejemplo 3.5) en la cual se incluyen datos de sedimentación de la zona para lodos con concentraciones en aumento X_i; al aumentar X_i, las pendientes de las tangentes a la sección inicial de las curvas de sedimentación, o sea, las velocidades de sedimentación V_i, disminuyen. A muy altas concentraciones, cuando la suspensión se aproxima a una posición de equilibrio, $V_i \to 0$ y, por lo tanto, según la ecuación (3.47), $G_B \to 0$. Por otro lado, a concentraciones muy bajas, cuando $X_i \to 0$, la ecuación (3.47) indica que G_B también se aproxima a 0. Esto sugiere que se debe alcanzar un máximo para G_B en alguna concentración intermedia X_i, lo que explica la forma de la curva de flujo discontinuo.

Considerar ahora la sedimentación que realmente se produce en un clarificador continuo. Los sólidos se transportan hacia la parte inferior tanto por gravedad como por el movimiento que resulta por la separación de los lodos del fondo del clarificador. La ecuación de flujo será la siguiente:

$$G_T = G_B + G_u \tag{3.48}$$

en la cual:

G_T = flujo total de sólidos (kg sólidos/m^2 · d)
G_B = flujo de sólidos en funcionamiento discontinuo (kg sólidos/m^2 · d)
G_u = flujo de sólidos que sale al exterior (kg sólidos/m^2 · d).

El término G_u puede escribirse también:

$$G_u = X_i V_u \tag{3.49}$$

donde V_u es la velocidad del lodo debida a la extracción que se hace por la parte inferior (m/min). El flujo total, G_T, puede hacerse variar por el diseñador controlando V_u, ya que está determinado por el caudal de bombeo de extracción.

Sustituyendo en la ecuación (3.48) los valores de G_B y G_u, dados por las ecuaciones (3.47) y (3.49), se obtiene:

$$G_T = X_i V_i + X_i V_u \tag{3.50}$$

Si pudiera obtenerse un valor G_T tal que se obtuviese el valor deseado de X_u, es decir, de la concentración de sólidos en el lodo del clarificador, la mínima sección, A_t, del clarificador en continuo requerida para el espesamiento del lodo podría obtenerse rápidamente a partir de:

$$A_t = \frac{M}{G_T} = \frac{\text{kg} \cdot \text{sólidos/d}}{\text{kg} \cdot \text{sólidos/m}^2 \cdot \text{d}} = \text{m}^2 \tag{3.51}$$

en la cual:

$$M = Q_0 X_0 \tag{3.52}$$

siendo Q_0 el caudal del afluente, y X_0 la concentración de sólidos en el afluente.

Considerando la curva de flujo discontinuo de la figura 3.25, supongamos que X_u es la concentración deseada de sólidos en los lodos a extraer, especificada por el diseñador. Señalar este valor en las abscisas de la figura 3.25. La construcción gráfica que corresponde a este valor X_u es la indicada en la figura 3.25 por las líneas de trazo continuo (———). Desde X_u trazar una tangente a la curva de flujo discontinuo tal y como se indica. T es el punto de tangencia. La intersección de esta tangente con las ordenadas nos permite establecer la distancia $\overline{0B}$, que corresponde al caudal de sólidos límite que puede permitirse para obtener la concentración en los lodos extraídos X_u. Esto puede observarse considerando los dos pasos que se indican a continuación:

Paso 1. Considerar el punto de tangencia T, correspondiente a la abscisa X_i. La ordenada del punto de tangencia (distancia $\overline{0A}$) es igual a G_B. Si se traza una línea recta que una el origen 0 con el punto de tangencia T, la pendiente de esta línea es igual a V_i, puesto que:

$$\overline{0A} = \overline{0X_i} \text{ tg } \alpha, \qquad G_B = X_i \text{ tg } \alpha \tag{3.53}$$

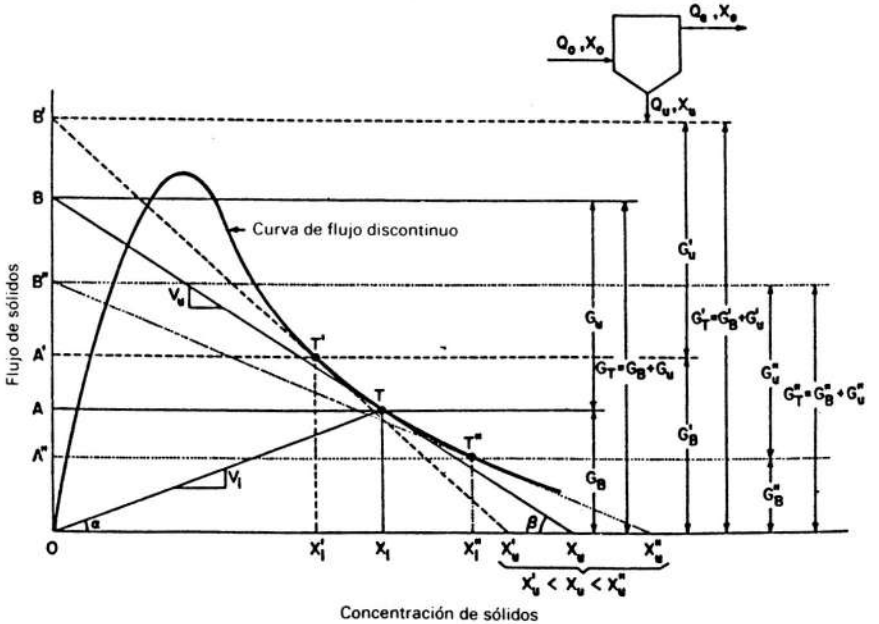


Fig. 3.25. Procedimiento gráfico para determinar G_T.

y teniendo en cuenta que de la ecuación (3.47):

$$G_B = X_i V_i$$

con lo cual, pendiente = tg $\alpha = V_i$.

Paso 2. De la figura 3.25 se puede deducir:

$$\overline{0B} = \overline{0X_u} \text{ tg } \beta \tag{3.54}$$

Considerar ahora la velocidad de salida de los lodos V_u:

$$V_u = Q_u/A_t \tag{3.55}$$

Multiplicando simultáneamente numerador y denominador de la ecuación (3.55) por X_u:

$$V_u = Q_u X_u / A_t X_u \tag{3.56}$$

Por otro lado, el balance material para sólidos en suspensión en el clarificador nos permite obtener:

$$Q_0 X_0 = M = Q_u X_u + Q_e X_e \tag{3.57}$$

Teniendo en cuenta que para un clarificador bien diseñado la pérdida de sólidos con el líquido que rebosa o líquido clarificado ($Q_e X_e$) debe ser despreciable, una forma aproximada de la ecuación de equilibrio de materia podría ser:

$$Q_0 X_0 = M \approx Q_u X_u \tag{3.58}$$

Utilizando la ecuación (3.58), la ecuación (3.56) nos permite escribir:

$$V_u \approx Q_0 X_0 / A_t X_u = M/A_t X_u \tag{3.59}$$

A partir de la ecuación (3.51) se puede obtener:

$$M = A_t G_T \tag{3.60}$$

Sustituyendo este valor en el numerador de la ecuación (3.59) y simplificando:

$$V_u = G_T/X_u \tag{3.61}$$

o bien:

$$G_T = X_u V_u \tag{3.62}$$

Comparando las ecuaciones (3.54) y (3.62) se puede deducir que la pendiente de la línea $\overline{BX_u}$ de la figura 3.25 es igual a la velocidad de salida de los lodos V_u, y que la intersección en el punto B da un valor igual al flujo total límite G_T. Teniendo en cuenta que, a partir de la ecuación (3.48), $G_T = G_B + G_u$, se deduce que la distancia vertical $\overline{AB}$ en la figura 3.25 debe ser igual al valor G_u del caudal o flujo de los sólidos extraidos.

En resumen, el procedimiento gráfico para determinar la sección mínima A_t, que se requiere para el espesamiento, debe ser el siguiente:

Paso 1. Construir la curva de flujo de circulación de sólidos en discontinuo, a partir de la ecuación (3.47) utilizando el VSZ (V_j) obtenido de los ensayos de laboratorio en discontinuo para diferentes concentraciones de sólidos X_j.

Paso 2. A partir del valor específico de la concentración de los lodos extraídos, X_u, en la abscisa, trazar una tangente a la curva de circulación de sólidos. La intersección de esta tangente con el eje de ordenadas nos dará el flujo total de sólidos G_T.

Paso 3. El área mínima que se requiere para el espesamiento se puede obtener de las ecuaciones (3.51) y (3.58):

$$A_t = M/G_T = Q_0 X_0/G_T \tag{3.63}$$

A partir de la figura 3.25 se pueden obtener las siguientes conclusiones:

1. Si para el clarificador que ha sido diseñado con un área de sección A_t, que corresponde al flujo total G_T (distancia $\overline{0B}$), y una concentración de los lodos extraídos X_u (distancia $\overline{0X}_u$), se incrementase el flujo total de sólidos aumentando el bombeo de extracción, no sería posible mantener la concentración de la extracción X_u. Verdaderamente, si este incremento en el flujo total de sólidos fuese G'_T (correspondiente a la distancia 0B'), la concentración X'_u que se alcanzaría podría obtenerse trazando por el punto B' una tangente a la curva de flujo discontinuo. En este caso el punto de tangencia sería T', y la concentración en los lodos extraídos X'_u sería inferior a X_u. Los valores del flujo de sólidos G'_B y del flujo de los sólidos extraídos G'_u también se indican en la figura 3.25 para esta situación. Esto corresponde a la construcción gráfica que se indica por líneas de trazos (——).

2. Por otro lado, si para este mismo clarificador que ha sido diseñado con un área de sección A_t, se disminuye el bombeo de extracción, de tal forma que el nuevo flujo total de sólidos sea G''_T (que corresponde a la distancia $\overline{0B''}$), la concentración de sólidos extraídos X''_u podría obtenerse tomando desde el punto B'' una tangente a la curva de flujo discontinuo. En este caso el punto de tangencia sería T'' y la concentración de sólidos extraídos X''_u sería mayor que X_u. Los valores del flujo de sólidos en discontinuo G''_B y el flujo de sólidos en la extracción G''_u también se indican en la figura 3.25 para este caso. Esto corresponde a la construcción gráfica que se indica por líneas de puntos (·····).

Los tiempos de residencia típicos para clarificadores secundarios colocados a continuación de los tanques de aireación en las plantas de lodos activos oscilan entre 2,0 y 2,5 horas.

Ejemplo 3.5. Los datos de sedimentación para lodos activos se obtuvieron en un laboratorio utilizando probetas graduadas normalizadas de 1 000 ml. La figura 3.26 recoge los resultados obtenidos para muestras con sólidos en suspensión que oscilan entre 589 y 11 775 mg/l.

Para la instalación que hay que diseñar, la concentración de los sólidos en suspensión en el afluente del clarificador secundario se considera de 3 533 mg/l. Los datos de concen-

tración en la zona de sedimentación están incluidos en el cuadro siguiente (considerados como curva n.º 4 en la figura 3.26):

t (min)	Altura de la interfase (ml)
0	1000
2,5	850
5,0	710
7,5	600
10,0	500
12,5	430
15,0	365
20,0	265
25,0	200
30,0	165
35,0	135
40,0	120
45,0	115

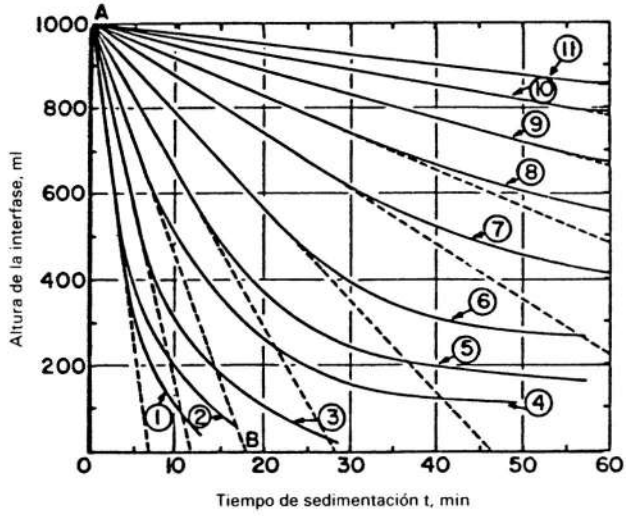


Fig. 3.26. Datos de sedimentación (Ejemplo 3.5).

El caudal total que llega al clarificador es de 7 000 m³/d. La concentración deseada en los lodos a extraer se especifica en 11 765 mg/l. Despreciando la concentración de sólidos en el líquido clarificado, diseñar el clarificador secundario para cumplir los objetivos señalados.

Curva	X_i (mg/l)
1	589
2	1.178
3	2.355
4	3.533
5	4.710
6	5.888
7	7.065
8	8.243
9	9.420
10	10.598
11	11.775

Solución. *Paso 1.* Calcular los valores de VSZ para las distintas concentraciones de sólidos.

En este ejemplo se muestra un cálculo para $X_0 = 3\,533$ mg/l (curva n.º 4, figura 3.26). La curva se ha dibujado a partir de datos de laboratorio. Se traza una tangente a la sección inicial de la curva.

La abscisa de intersección de la tangente (punto B, figura 3.26) nos señala 17,8 min. En consecuencia, según la ecuación (3.45):

$$V_s = H_0/t = \overline{0A}/\overline{0B} = 0{,}34/17{,}8 = 0{,}019 \text{ m/min.}$$

De la misma forma se obtienen el resto de las V_s para las otras curvas como muestra la figura 3.26. Los resultados se recogen en la columna 3 del cuadro 3.11. Un gráfico logarítmico de V_i en función de X_i se recoge en la figura 3.27.

Paso 2. Determinación del área mínima requerida para clarificación (A_c).

1. Determinar Q_e, según la ecuación (3.43):

$$Q_e = Q_0(X_u - X_0)/(X_u - X_e) = 8\,000 \text{ m}^3\text{/d } (11\,765 - 3533)/(11\,765 - 0)$$
$$= 5\,600 \text{ m}^3\text{/d}$$

Asimismo, según la ecuación (3.46):

$$Q_u = Q_0 - Q_e = 8\,000 - 5\,600 = 2\,400 \text{ m}^3\text{/d}$$

2. Calcular A_c, según ecuación (3.46):

$$A_c = Q_e/V_s = \frac{5\,600 \text{ m}^3\text{/d} \times 1/1\,440 \text{ d/min}}{0{,}019 \text{ m/min}} = 207 \text{ m}^2$$

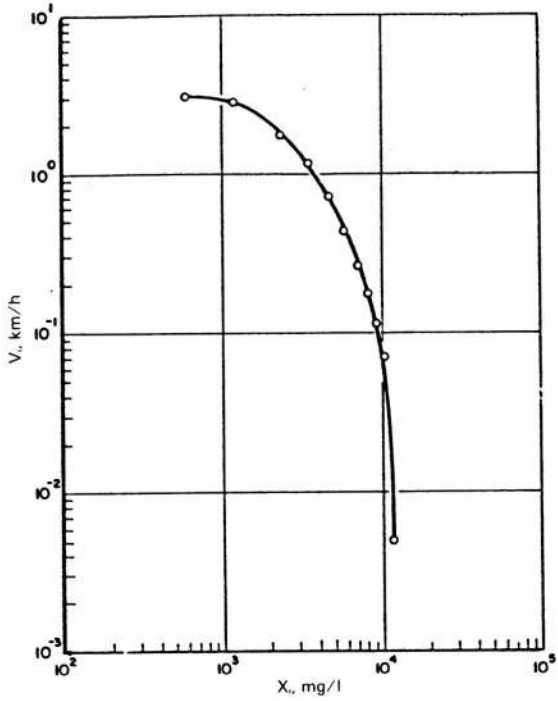


Fig. 3.27. Gráfico de la VSZ en función de X_i (Ejemplo 3.5).

Paso 3. Construir la curva para funcionamiento discontinuo. Los cálculos se recogen en el cuadro 3.11.

Paso 4. Determinación de la superficie mínima requerida para espesamiento.

1. Dibujar la curva de flujo discontinuo (fig. 3.28). Gráfico de G_B (columna 4, cuadro 3.11) en función de X_i (columna 2, cuadro 3.11).

2. Señalar $X_u = 11\ 765$ mg/l en el eje de abscisas de la figura 3.28. Desde X_u trazar una tangente a la curva. Esta tangente corta al eje de ordenadas en $G_T = 113{,}50$ kg sólidos/m² · d. La construcción gráfica que corresponde a $X_u = 11\ 765$ mg/l, se indica en la figura 3.28 por la línea continua (———), y los puntos de construcción por las letras A, B, T, X_i y X_u. El caudal específico de sólidos se representa por G_B, G_u y G_T.

3. Calcular A_t, ecuación (3.63):

$$A_t = M/G_T = Q_0X_0/G_T$$

Siendo

$$M = Q_0X_0 = 8\,000\ \text{m}^3/\text{d} \times 3\,533\ \text{kg/m}^3 = 28\,264\ \text{kg/d de sólidos}$$

$$G_T = 113{,}5\ \text{kg/m}^2 \cdot \text{d}$$

CUADRO 3.11

Cálculo de la VSZ y del flujo de sólidos G_B, con distintas concentraciones de sólidos en suspensión (Ejemplo 3.5)

(1) Curva de sedimentación Fig. 3.36	(2) X_i mg/l	(3) $V_s = H_0/t = V_i$ 0,34/t(m/min)	(4) $G_B = X_i V_i \times 1{,}44$ kg sólidos/m² · d
1	589	0,051	43,3
2	1.178	0,048	81,4
3	2.355	0,029	98,3
4	3.533	0,019	96,7
5	4.710	0,012	81,4
6	5.888	0,0073	61,9
7	7.065	0,0045	45,8
8	8.243	0,0029	34,4
9	9.420	0,0019	25,8
10	10.598	0,0012	18,3
11	11.775	0,00085	14,4

y por tanto:

$$A_T = \frac{28\ 264 \text{ kg/d}}{113{,}5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{d}} = 248 \text{ m}^2$$

Teniendo en cuenta que A_c (paso 2) era 207 m², el diseño debe basarse en A_t. En consecuencia, la sección del clarificador será 248 m², con un diámetro de

$$D = (4A/\pi)^{1/2} = 17{,}8 \text{ m}$$

Los valores para G_B y G_u pueden leerse de la figura 3.28. La aplicación del ejemplo 3.5 ($X_u = 11\ 765$ mg/l) se refiere aquí como caso 1. El cuadro 3.12 recoge los valores al respecto.

Si se considera un tiempo de residencia de 2 h, el volumen del clarificador será:

$$V = Q_0 t = 8\ 000 \text{ m}^3/\text{d} \times 2 \text{ h} \times 1/24 \text{ d/h} = 667 \text{ m}^3.$$

Siendo la profundidad:

$$H = V/A = 667 \text{ m}^3/248 \text{ m}^2 = 2{,}7 \text{ m}$$

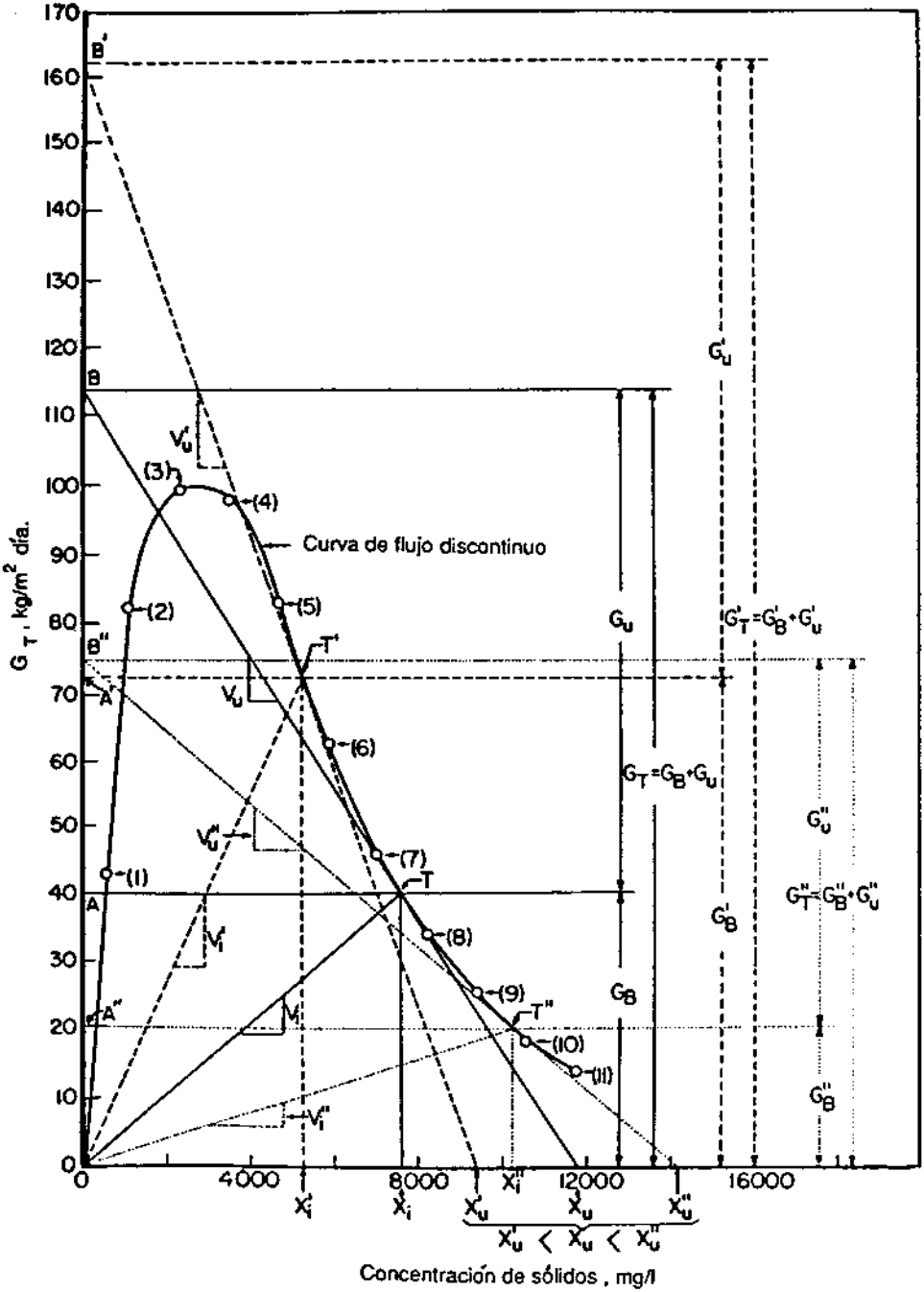


Fig. 3.28. Solución gráfica (Ejemplo 3.5).

CUADRO 3.12

Resumen de resultados (Ejemplos 3.5 y 3.6)

	Caso 1 (Ejemplo 3.5)	Caso 2 (Ejemplo 3.6)	Caso 3 (Ejemplo 3.6)
Líneas del gráfico (fig. 3.28)	——	– – –	· · ·
Puntos del gráfico (fig. 3.28)	A, B, T, X_i, X_u	A', B', T', X'_i, X'_u	A'', B'', T'', X''_i, X''_u
Q_0 (m³/d)*	8.000	8.000	8.000
X_0 (mg/l)*	3,533	3,533	3,533
V_z, ecuación (3.45) (m/min)*	0,019	0,019	0,019
X_u (mg/l)	11.765	9,420	14,130
X_i (mg/l) (leer la fig. 3.28)	7,654	5,280	10,244
G_H (kg/m² · día) (leer la fig. 3.28)	40,2	71,7	20,5
G_U (kg/m² · d) (leer fig. 3.28)	73,3	90,3	53,7
G_T (kg/m² · d) (leer fig. 3.28)	113,5	162	74,2
$V_i = 0{,}694 \times G_H/X_i$, ecuación (3.47) (m/min)	0,0036	0,0094	0,0014
$V_u = 0{,}694 \times G_U/X_i$, ecuación (3.49) (m/min)	0,0066	0,012	0,0036
Q_e, ecuación (3.43) (m³/h)	5.600	5.000	6.000
Q_u, ecuación (3.44) (m³/h)	2.400	3.000	2.000
A_C, ecuación (3.46) (m²)	207	183	219
$A_t = Q_u X_0/G_T \times 1000$, ec. (3.63) (m²)	248	174,5	381
D (m)	17,8 (A_t)	15 (A_c)	21,8 (A_t)
Relación de espesamiento: $\gamma = X_u/X_0$	3,33	2,67	4,0

* Valores comunes a los tres casos.

Ejemplo 3.6. Para la aplicación del ejemplo 3.5 calcular las áreas de sección requeridas, flujo de sólidos y caudales de rebose o líquido clarificado y de extracción para los dos casos, a partir de ahora referidos como casos 2 y 3:

Caso 2. Para una concentración de sólidos a extraer

$$X_u = 9\,420 \text{ mg/l}$$

Caso 3. Para una concentración de sólidos a extraer

$$X_u = 14\,130 \text{ mg/l}$$

Solución. Las construcciones gráficas para los casos 2 y 3 son las indicadas en la figura 3.28 por las líneas (-----) y (·····), respectivamente. Los procedimientos de cálculo y grá-

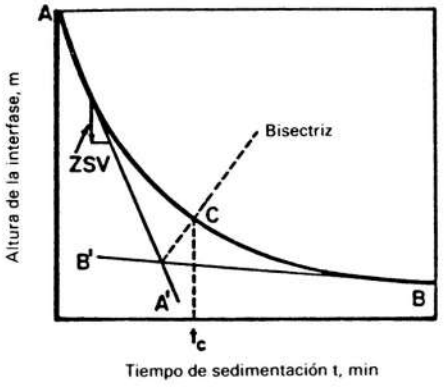


Fig. 3.29. Determinación de t_c.

ficos son idénticos a los del caso 1 ($X_u = 11\ 765$ mg/l) considerado en el ejemplo 3.5. Los resultados finales se recogen en el cuadro 3.12.

La revisión del cuadro 3.12 lleva a la conclusión que solamente en el caso 2, cuando se obtiene un lodo poco espeso ($X'_u = 9\ 420$ mg/l con una relación $X_u/X_0 = 2{,}67$), el área de la sección está definida por las necesidades de clarificación. Para los casos más típicos, como los 1 y 3, el dimensionamiento del clarificador está definido por los requisitos del espesamiento de los lodos. Las consideraciones generales referentes a las magnitudes relativas de las áreas A_c y A_t serán objeto de discusión en los próximos apartados.

3.7.4 Comparación entre las áreas A_c y A_t

La superficie mínima requerida para la clarificación puede calcularse a partir de la ecuación (3.46), y está basada en la consideración de que en condiciones de flujo continuo, la velocidad del agua sobre la placa vertedero de rebose no debe exceder V_s, si queremos que se alcance la clarificación.

Examinemos ahora los procesos de clarificación y espesamiento que tienen lugar en la probeta de ensayo de laboratorio (fig. 3.23). Al principio del experimento, supongamos que X_0 sea uniforme en toda la probeta (X_0: concentración de lodos). El peso total de sólidos en la probeta será X_0AH_0, siendo A el área de la sección. Sea T_c el tiempo crítico calculado a partir del comienzo del experimento, cuando las zonas interfacial y de compactación se unen [fig. 3.23(c)]. Sea X_c la concentración crítica, que es uniforme a través de la zona de lodos, formada por la unión de la zona interfacial y la de compactación.

Se ha propuesto un procedimiento gráfico [13] para determinar t_c. Considerar la curva de sedimentación de la figura 3.29. Trazar dos tangentes (AA' y BB') a las dos ramas de la curva. La tangente AA' corresponde a la velocidad constante de sedimentación V_s para la

zona interfacial (velocidad en zona de sedimentación, VZS), y la tangente BB' corresponde a la velocidad de sedimentación de los lodos compactados. El punto C (correspondiente al tiempo t_c) se obtiene trazando la bisectriz del ángulo formado por las tangentes AA' y BB'. La abscisa del punto donde la bisectriz corta a la curva de sedimentación corresponde al valor deseado de t_c.

Considerar ahora el proceso de espesamiento.

1. Cuando comienza el espesado (figura 3.23 c) tenemos los datos siguientes: tiempo = = t_c; concentración de SS en la zona de lodos = X_c; altura de la zona de lodos = H_c.
2. Cuando termina el espesado (figura 3.23 d), el lodo compactado alcanza la velocidad deseada para la extracción, X_u. El tiempo en el cual esto ocurre se designa como t_u. La altura de la zona de lodos es H_u.

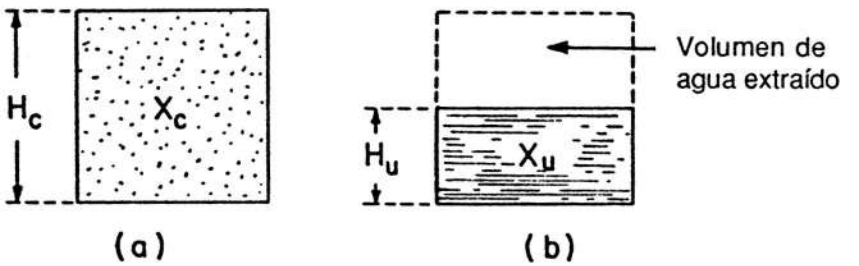


Fig. 3.30. Proceso de espesamiento.

Considerar separadamente la zona de lodos al comienzo y al final del espesamiento (figura 3.30). Puesto que la masa total de lodos es constante en la probeta, se puede escribir la siguiente ecuación de equilibrio de materia, ecuación (3.64), despreciando la cantidad de sólidos en suspensión en la zona de líquido clarificado

$$X_0 A H_0 = X_c A H_c = X_u A H_u \tag{3.64}$$

o:

$$X_0 H_0 = X_c H_c = X_u H_u \tag{3.65}$$

Consideremos ahora la figura 3.30. El volumen de agua que se extrae y se descarga sobre la placa vertedero durante el proceso de espesado, se puede calcular a partir de la ecuación (3.66):

$$v = A_t(H_c - H_u) \tag{3.66}$$

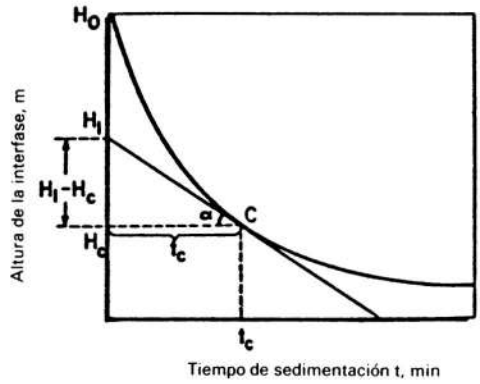


Fig. 3.31. Determinación de la velocidad V_c.

El intervalo de tiempo requerido para descargar este volumen de agua es $t_u - t_c$. El caudal medio Q_{med} (m^3/h) que rebosa debido al proceso de espesado estaría representado por la ecuación (3.67):

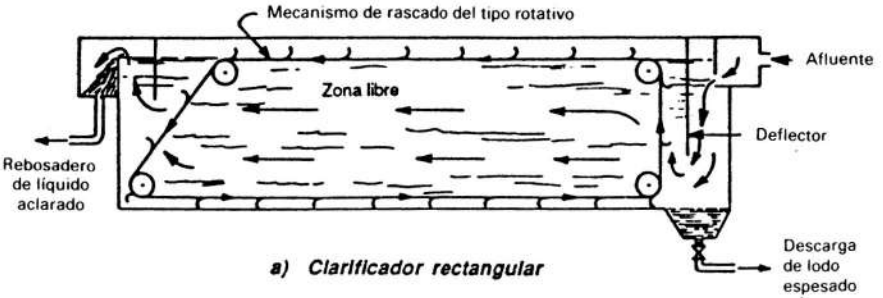
$$Q_{med} = v/(t_u - t_c) = A_t(H_c - H_u)/(t_u - t_c) \tag{3.67}$$

Consideremos ahora la curva de sedimentación y determinemos gráficamente la velocidad de sedimentación V_c para el instante t_c (tangente en el punto C). Esto se recoge en la figura 3.31.
Sea H_1 el punto de intersección de esta tangente. La velocidad de sedimentación en el instante t_c es:

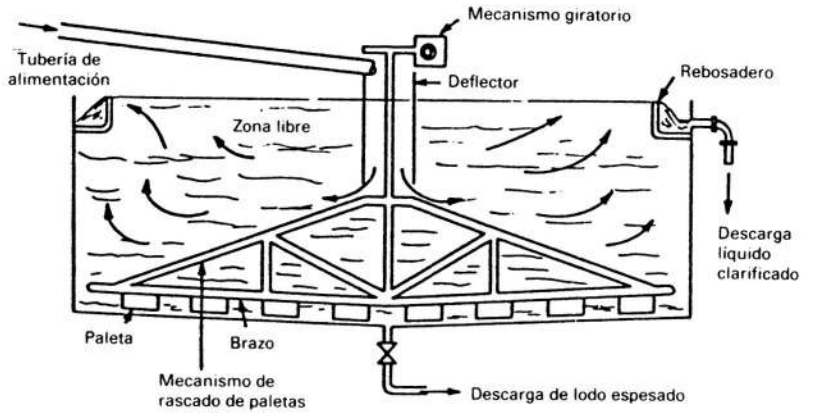
$$V_c = \text{tg } \alpha = (H_1 - H_c)/t_c \tag{3.68}$$

En condiciones de flujo continuo la velocidad del líquido que rebosa no puede ser más grande que V_c, si se produce el espesado esperado. Evidentemente la superficie mínima A_c requerida para el espesado depende del volumen, v, del agua que se escapa durante el proceso de espesado (figura 3.30). Si se requiere un grado de espesamiento considerable ($X_u \gg X_c$), esto significa que $H_u \ll H_c$. De la ecuación (3.66) se puede deducir que v representaría un gran volumen, y el área A_t es muy probable que fuera mayor que A_c. Como se ha indicado, A_t es el área de la sección requerida para conseguir un rebose de un volumen de agua v, en el intervalo de tiempo ($t_u - t_c$), sin exceder la velocidad V_c. En este caso el diseño está definido por las consideraciones de espesado más bien que por requerimientos de clarificación. Esto corresponde a las situaciones de los casos 1 y 3 (cuadro 3.12).

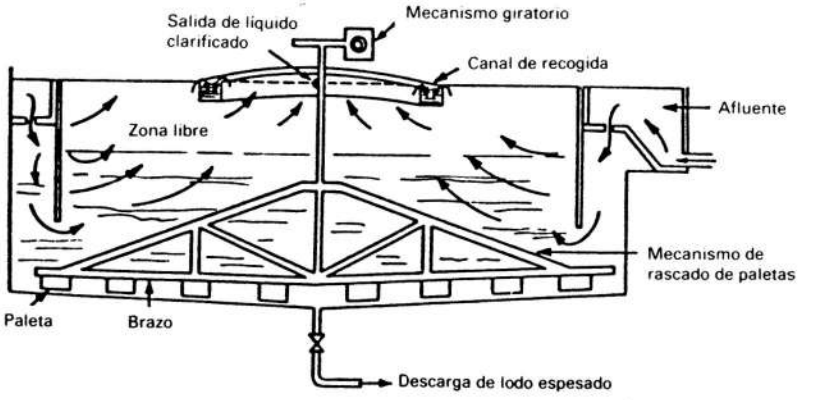
Por otro lado, si se desea un grado de espesamiento bajo, el área A_c requerida para la clarificación puede ser más grande que el área A_t para el espesamiento. En este caso el



a) Clarificador rectangular



b) Clarificador circular (alimentación central)



c) Clarificador circular (alimentación periférica)

Fig. 3.32. Tipos de clarificadores.

diseño está gobernado por requisitos de clarificación. Esto corresponde a la situación del caso 2 (cuadro 3.12).

3.8. Tipos de clarificadores

Los clarificadores se clasifican según la geometría de su sección horizontal en: (1) rectangulares; (2) circulares. Éstos a su vez se pueden clasificar en: a) con alimentación central; b) con alimentación periférica. Los esquemas de los clarificadores típicos son los indicados por las figuras 3.32 (a), (b) y (c).

1. *Clarificador rectangular (fig. 3.32 a).* En el tipo mostrado en la fig. 3.32 (a), el lodo es arrastrado por las rasquetas a lo largo del tanque y hacia el extremo de entrada. En otros diseños el lodo es arrastrado hacia la zona de salida del tanque.

Los mecanismos de las rasquetas son del tipo rotatorio, y consisten en una serie de pequeñas rasquetas montadas en una cadena sin fin, que hace contacto con el fondo del tanque. Se mueve lentamente, a una velocidad aproximada de 0,3 m/min.

2a. *Clarificador circular con alimentación central (fig. 3.32 b).* La alimentación se hace por la parte central y la solución clarificada rebosa por un canal de recogida en la periferia. El fondo del clarificador tiene una pendiente mínima de 1/12. El mecanismo de rasquetas es de tipo de paletas para evitar que tenga una inercia y prevenir la adherencia del lodo al fondo del tanque.

2b. *Clarificador circular con alimentación periférica (fig. 3.32 c).* La alimentación está situada en la periferia y la solución clarificada rebosa por un canal de recogida en la zona central. Los demás detalles son similares a los del tipo mostrado en la fig. 3.32 b.

La sección de entrada debe ser diseñada con cuidado para tener una distribución uniforme de flujo, tanto a lo ancho como en profundidad.

De forma similar la sección de salida debe diseñarse para recoger el efluente de manera uniforme.

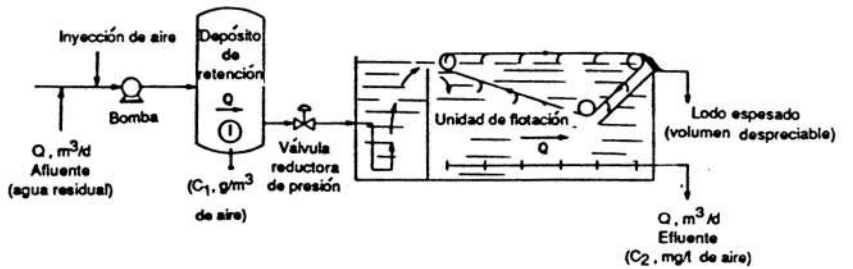
Un buen diseño de las secciones de entrada y de salida reduce las posibilidades de cortocircuito en el flujo del líquido, que lleva a unas malas prestaciones del clarificador. La correcta posición de los vertederos y los deflectores, como se indica en la figura 3.32, es el sistema para evitar estos cortocircuitos o *by pass.*

4. FLOTACIÓN

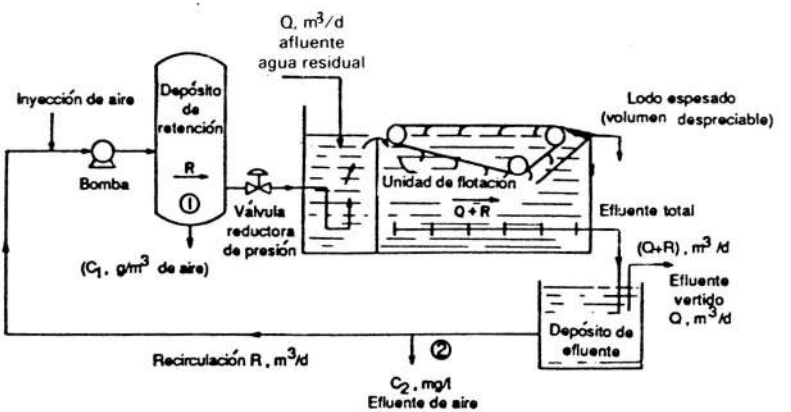
4.1. Introducción

La flotación es un proceso para separar sólidos de baja densidad o partículas líquidas de una fase líquida. La separación se lleva a cabo introduciendo un gas (normalmente aire) en la fase líquida, en forma de burbujas. La fase líquida se somete a un proceso de presuri-

zación para alcanzar una presión de funcionamiento que oscila entre 2 y 4 atm., en presencia del suficiente aire para conseguir la saturación en aire del agua. Luego, este líquido saturado de aire se somete a un proceso de despresurización llevándolo hasta la presión atmosférica por paso a través de una válvula reductora de presión. En esta situación, y debido a la despresurización se forman pequeñas burbujas de aire que se desprenden de la solución. Los sólidos en suspensión o las partículas líquidas (por ej.: aceites o petróleo) flotan, debido a que estas pequeñas burbujas, asociándose a los mismos, les obligan a elevarse hacia la superficie. Los sólidos en suspensión concentrados pueden separarse de la superficie por sistemas mecánicos. El líquido clarificado puede separarse cerca del fondo, y parte del mismo puede reciclarse (figura 3.33 b). En la figura 3.33 (a) se recoge el diagrama de un sistema de flotación sin reciclaje.



a) Sistema de flotación sin recirculación



b) Sistema de flotación con recirculación

Fig. 3.33. Sistemas de flotación.

En el campo de los tratamientos de aguas residuales, la flotación se usa para los siguientes objetivos: 1) separación de grasas, aceites, fibras, y otros sólidos de baja densidad, de las aguas residuales; 2) espesado de los lodos procedentes de los procesos de lodos activos; 3) el espesamiento de los lodos floculados químicamente resultantes de los tratamientos de coagulación química. Una superior calidad de los efluentes (efluentes conteniendo porcentajes menores de sólidos en suspensión), y una economía de energía pueden conseguirse con sistemas por flotación con reciclaje.

Los componentes básicos de un sistema de flotación son: 1) bomba de presurización; 2) sistema para inyección de aire; 3) tanque de retención (para conseguir un contacto aire-líquido); 4) válvula reductora de presión, y 5) tanque de flotación.

4.2. Evaluación de las variables de flotación en el diseño de procesos

4.2.1. Parámetro A/S

Para el diseño de los sistemas de flotación, un parámetro fundamental normalmente utilizado es la relación entre el aire utilizado y los sólidos (A/S), definida por la ecuación (3.69):

$$A/S = \frac{\text{kg/d de aire liberado por despresurización}}{\text{kg/d de sólidos en el afluente}} \tag{3.69}$$

Este parámetro se estima a partir de estudios realizados a escala de laboratorio en células de flotación o en planta piloto. El valor de A se obtiene a partir de determinaciones de aire disuelto (mg/l) en los puntos de muestreo indicados como (1) y (2) en las figuras 3.33 a y b, siendo su valor el indicado por la ecuación (3.70):

$$A = A_1 - A_2 \tag{3.70}$$

donde A son los kg/d de aire que se emiten por despresurización: A_1 son los kg/d de aire disuelto en el punto (1) (figura 3.33 a y b), y A_2 son los kg/d de aire disuelto en el punto (2) (figura 3.33 a y b).

Para los sistemas de flotación sin recirculación, se puede obtener la ecuación (3.71):

$$A_1 = Q\ (\text{m}^3 \text{ vertido/d}) \times C_1\ (\text{g aire/m}^3 \text{ vertido}) \times 1/1.000 = \\ = QC_1/1\,000 \text{ kg aire/d} \tag{3.71}$$

De forma similar la ecuación (3.72):

$$A_2 = QC_2/1\,000 \text{ (kg aire/d)} \tag{3.72}$$

En consecuencia:

$$A = A_1 - A_2 = Q(C_1 - C_2)\ 1/1\,000 \qquad \text{(kg/d de aire liberado)} \qquad (3.73)$$

Para un sistema de flotación con recirculación, la correspondiente ecuación sería:

$$A = A_1 - A_2 = R(C_1 - C_2)\ 1/1\,000 \qquad \text{(kg/d de aire liberado)} \qquad (3.74)$$

Si X_0 es la concentración de sólidos en suspensión (mg/l) en el afluente, el valor de S [denominador de la ecuación (3.69)] es:

$$S = Q\ \text{m}^3/\text{d} \times 1/1\,000\ \text{kg/g} \times X_0\ \text{g SS/m}^3 = QS_i\ 1/1\,000\ \text{kg/d} \qquad (3.75)$$

Sustituyendo las ecuaciones (3.73) (ó 3.74) y la ecuación (3.75) en la ecuación (3.69) nos llevarían a:

Sistemas de flotación sin recirculación:

$$A/S = (C_1 - C_2)/X_0 \qquad (3.76)$$

Sistemas de flotación con recirculación:

$$A/S = (R/Q)(C_1 - C_2)/X_0 \qquad (3.77)$$

4.2.2. Correlación de las variables de flotación con el parámetro A/S

Utilizando las células de flotación del laboratorio, o los datos de plantas piloto, es posible establecer una correlación entre los sólidos en suspensión (mg/l) y el parámetro *A/S*. Una curva típica de correlación para un agua residual tiene la forma indicada en la figura 3.34.

Para un afluente dado, los kg/d de sólidos en suspensión (término *S* en la relación *A/S*) son fijos. La relación *A/S* se incrementa haciendo operar la instalación con mayores cantidades de aire, lo cual da como resultado un aumento en el aire que se libera (*A*). A partir de la figura 3.34 se obtiene como conclusión que se consigue un efluente de mayor calidad.

Gráficos como los de la figura 3.34 permiten seleccionar la relación *A/S* para el grado de clarificación requerida en el efluente. Estas curvas indican que un aumento de la relación *A/S* por encima de un valor óptimo, no nos lleva a una reducción sustancial de los sólidos en suspensión en el efluente.

Una selección adecuada de la relación *A/S* nos lleva a un equilibrio económico entre los costes de mantenimiento y de equipos y la calidad del efluente deseada. Los intervalos típicos de la relación *A/S* para el espesamiento de lodos en los tratamientos de aguas residuales oscilan entre 0,005 y 0,060.

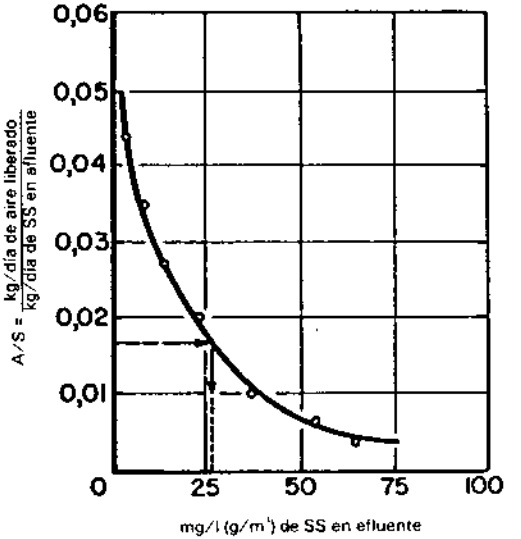


Fig. 3.34. Correlación típica del parámetro *A/S* en función de SS, en efluente.

4.2.3. Expresiones alternativas para el parámetro A/S [5]

Consideremos la ecuación (3.72) para A_2, en la cual C_2 es la solubilidad del aire en el agua en mg/l. Frecuentemente, la solubilidad del aire es expresada en cm^3 de aire/litro de agua. Se supone que las condiciones en (2) (figura 3.33 a y b) son presión atmosférica y temperatura ambiente. La solubilidad del aire en agua en cm^3 de aire/litro de agua (a partir de aquí denominado S_a) se indica en el cuadro 3.13 para presión atmosférica a varias temperaturas.

Esta concentración de aire disuelto en cm^3 de aire/litro de agua puede convertirse en el valor C_2 (mg aire/litro de agua):

$$S_a \text{ cm}^3 \text{ aire/litro agua} \times \rho_a \text{ mg aire/cm}^3 \text{ aire} = C_2 \text{ (mg aire/litro agua)} \quad (3.78)$$

Utilizando para la densidad del aire ρ_a un valor medio de 1.2 mg/cm^3 (correspondiente a las condiciones de 1 atm y 20°C), se obtiene la ecuación:

$$C_2 = 1{,}2S_a \quad (3.79)$$

Consideremos ahora la ecuación (3.71), donde C_1 es la solubilidad del aire en mg/l. Definir un coeficiente ϕ como la relación de las solubilidades del aire en agua a la presión del tanque de retención con respecto a la presión atmosférica, es decir:

$$\phi = C_1/C_2 \quad (3.80)$$

CUADRO 3.13

*Solubilidad del aire en agua a presión atmosférica y diferentes temperaturas**

Temperatura (°C)	S_a (cm³/L)
0	29.2
10	22.8
20	18.7
30	15.7

* De la ref. [11].

Suponiendo que el agua está saturada de aire, y que se puede aplicar la Ley de Henry, se puede escribir:

$$\phi = C_1/C_2 = P/1 = P \tag{3.81}$$

en la cual P es la presión de funcionamiento en atmósferas. (Para C_2 la presión se toma como 1 atm.) En la práctica hay que incluir un factor f en la ecuación (3.81) para tener en cuenta la saturación incompleta, con lo que:

$$\phi = fP \tag{3.82}$$

El valor de f depende del diseño del tanque de retención. A 20°C, para un intervalo de presiones entre 2 y 4 atm., que es el utilizado en la mayoría de los sistemas de flotación, el valor de f está normalmente entre 0,5 y 0,8. Adoptando el valor más conservador de $f = 0{,}5$ los valores variarán entre:

$$0{,}5 \times 2 = 1$$
$$0{,}5 \times 4 = 2 \tag{3.82 b}$$

Por lo tanto para el intervalo de presión entre 2 y 4 atm. y a 20° la solubilidad del aire en los tanques de retención con deflectores varía entre 1 y 2 veces su valor de saturación a 20°C y 1 atm. Por lo tanto, a partir de la ecuación (3.81):

$$C_1 = \phi C_2 \tag{3.83}$$

Sustituyendo ϕ y C_2 por sus valores, dados por las ecuaciones (3.82) y (3.79) se obtiene:

$$C_1 = fP(1.2S_a) \tag{3.84}$$

Sustituyendo los valores de C_1 y C_2 dados, respectivamente, por las ecuaciones (3.84) y (3.79), en las ecuaciones (3.76) y (3.77), se obtiene:

Sistemas de flotación sin recirculación:

$$A/S = 1{,}2S_a(fP - 1)/X_0 \tag{3.85}$$

Sistemas de flotación con recirculación:

$$A/S = (R/Q)1{,}2S_a(fP - 1)/X_0 \tag{3.86}$$

4.3. Procedimiento de diseño para unidades de flotación con o sin reciclaje

4.3.1. Sistemas de flotación sin reciclaje

A partir de la ecuación (3.85) se deduce que si se selecciona una relación A/S dejando fija f para un tipo determinado de tanque de retención y viniendo definida X_0 por las características del afluente, se puede establecer la presión de funcionamiento P, que se calcula a partir de la ecuación (3.85) como:

$$P = (1/f)[(A/S)X_0/1{,}2S_a + 1] \tag{3.87}$$

El diseño de sistemas de flotación sin reciclaje implica calcular la presión requerida de operación [ecuación (3.87)] y determinar el área de la sección de la unidad de flotación. Este área puede calcularse partiendo de valores seleccionados de la carga superficial, y puede oscilar normalmente entre 0,08 y 0,16 $m^3/m^2 \cdot min$ (ejemplo 3.7).

Ejemplo 3.7. Los ensayos de flotación en el laboratorio para una determinada agua residual indican una relación óptima aire/sólido (A/S) de 0,04 kg · aire/kg · sólidos. El caudal de aguas residuales es 4.000 m^3/d y contienen 250 mg/l de SS. Los ensayos de flotación (sin reciclado) indican para una relación A/S de 0,04 una calidad óptima de efluente conteniendo 25 mg/l. Tomar $f = 0{,}5$ para el tanque de retención y una temperatura de funcionamiento de 20°C. Diseñar un sistema de flotación sin reciclado para este servicio.

Solución. *Paso 1.* Seleccionar $A/S = 0{,}04$

Paso 2. Calcular P de la ecuación (3.87).

$$P = (1/0{,}5)(0{,}04 \times 250/1{,}2 \times 18{,}7 + 1) = 2{,}9 \text{ atm}$$

Paso 3. Seleccionar un factor de carga:

$$F_c = 7{,}32 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$$

Paso 4. Calcular el área requerida:

$$A = Q/F_c = \frac{4.000 \text{ m}^3/\text{d} \; 1/24 \text{ d/h}}{7{,}32 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}} = 22{,}8 \text{ m}^2$$

4.3.2. *Sistemas de flotación con reciclaje*

A partir de la ecuación (3.86) se obtiene que, para una aplicación específica (valores fijos de f y X_0) debe especificarse no sólo la relación A/S, sino también el grado de reciclado antes de fijar la presión de funcionamiento. El procedimiento normal es especificar una presión de funcionamiento P, y una relación A/S, y calcular el reciclado requerido para ellas según la ecuación (3.86), que resuelta para R nos da la ecuación (3.88):

$$R = (A/S)\, QX_0/1{,}2S_a(fP - 1) \tag{3.88}$$

El procedimiento de diseño para sistemas de flotación con reciclado se ilustra en el ejemplo 3.8.

Ejemplo 3.8. Para la aplicación del ejemplo 3.7 diseñar un sistema de flotación con reciclado, considerando una presión de funcionamiento de 2,9 atm.

Solución. *Paso 1.* Seleccionar $A/S = 0{,}04$ como señalado antes.

Paso 2. Calcular R de la ecuación (3.88).

$$R = (0{,}04)(4.000 \cdot 250)/1{,}2 \times 18{,}7(0{,}5 \times 2{,}9 - 1) = 3.960 \text{ m}^3/\text{d}$$

Lo que significa que la relación de reciclado R/Q es aproximadamente la unidad.

Paso 3. Seleccionar un factor de carga (igual que en el ejemplo 3.7).

$$F_c = 7{,}32 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$$

Paso 4. Superficie requerida, para

$$Q + R \approx 8.000 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$\text{Superficie} = Q + R/F_c = \frac{8.000 \text{ m}^3/\text{d} \times 1/24 \text{ d/h}}{7{,}32 \text{ m}^3/\text{h}}.$$

$$\text{Superficie} = 45{,}6 \text{ m}^2$$

O sea, es el doble de la requerida sin reciclado: sin embargo, el efluente tiene mayor calidad (SS < 25 mg/l).

4.4. Comparación de la flotación con la sedimentación por gravedad

Los costos de inversión son inferiores para las unidades de flotación con respecto a las de sedimentación por gravedad. Por otro lado, los costes de operación son mayores en aquéllas debido, fundamentalmente, al coste de compresión del aire. Para el caso de lodos activos, los factores de carga permitidos para la flotación son aproximadamente el doble de los permitidos en sedimentación por gravedad, lo que da como consecuencia un costo inferior de instalación. Esto ocurre porque la velocidad del lodo activo por flotación es mayor que la velocidad de sedimentación. En cuanto a la calidad del efluente, ésta es mayor en las unidades de flotación, en cuyo caso la separación de sólidos puede llegar a ser, de una forma normal, de un 95% o mayor. El resultado de la flotación puede ser muy mejorado por la adición de coagulantes. Los coagulantes utilizados normalmente son: alúmina, cloruro férrico y polielectrolitos.

5. NEUTRALIZACIÓN (Y HOMOGENEIZACIÓN)

5.1. Neutralización en el campo de los tratamientos de aguas residuales

El tratamiento de neutralización se utiliza normalmente en los siguientes casos que se presentan en la depuración de aguas residuales:

1. Antes de la descarga de aguas residuales en un medio receptor. La justificación para la neutralización es que la vida acuática es muy sensible a variaciones de pH fuera de un intervalo cercano a pH = 7.

2. Antes de la descarga de aguas residuales industriales al alcantarillado municipal. La especificación del pH de las descargas industriales en las alcantarillas se hace de forma frecuente. Es más económico hacer una neutralización de las corrientes de aguas residuales industriales antes de descargar en el alcantarillado municipal, que intentar hacer una neutralización de los mayores volúmenes de las aguas residuales mixtas combinadas domésticas e industriales.

3. Antes del tratamiento químico o biológico. Para los tratamientos biológicos, el pH del sistema se mantiene en un intervalo comprendido entre 6.5 y 8.5 para asegurar una actividad biológica óptima. El proceso biológico en sí mismo puede conseguir una neutralización, y en cualquier caso tiene una capacidad tampón como resultado de la producción de CO_2, que da lugar a la formación de carbonatos y bicarbonatos en la solución. El grado de preneutralización requerido para el tratamiento biológico depende de dos factores: 1) la al-

calinidad o acidez presente en el agua residual, y 2) los mg/l de DBO que deben eliminarse en el tratamiento biológico. Este último aspecto está muy relacionado con la producción de CO_2, que puede dar lugar a una pequeña neutralización de los residuos alcalinos. Este aspecto será objeto de discusión en el capítulo 5, sección 7.7

5.2. Métodos para la neutralización de aguas residuales

Los métodos para neutralización de aguas residuales incluyen: (1) homogeneización, que consiste en mezclar las corrientes, algunas de las cuales son ácidas y otras alcalinas, disponibles en la planta, y (2) métodos de control directo de pH, que consisten en la adición de ácidos (o bases) para neutralizar las corrientes alcalinas o ácidas.

5.3. Homogeneización. Introducción.

Cuando se va a utilizar para conseguir la neutralización, la homogeneización significa la mezcla de las corrientes de aguas residuales, ácidas y alcalinas en un tanque de homogeneización. La homogeneización se utiliza a menudo para otros objetivos aparte de la neutralización, como son: 1) aminorar las variaciones de ciertas corrientes de aguas residuales, intentando conseguir una corriente mezclada, con un caudal relativamente constante, que sea el que llegue a la planta de tratamiento; y 2) aminorar las variaciones de la DBO del afluente a los sistemas de tratamiento. Con este propósito se utilizan tanques de homogeneización de nivel constante o variable.

1. *Estanques de homogeneización de nivel constante.* Esta disposición es la mostrada en la figura 3.35. El nivel del depósito de homogeneización se mantiene constante. En

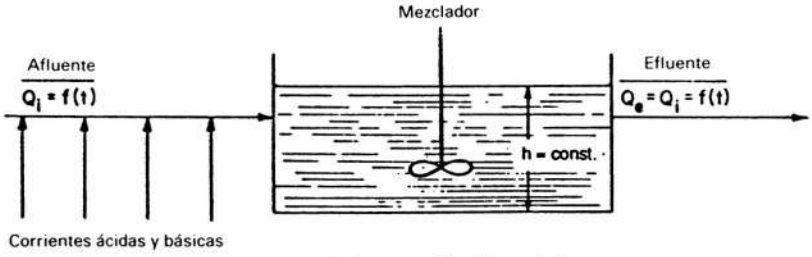


Fig. 3.35. Depósito de homogeneización a nivel constante.

consecuencia, si el caudal de entrada varía, varía el caudal de salida. Por lo tanto, no se trata de una técnica de homogeneización de caudal, sino simplemente un método de neutralización. Si las fluctuaciones en el caudal de entrada son muy grandes, el efluente que proviene de un sistema de homogeneización de nivel constante puede llevarse a otro depósito de homogeneización, que tenga como objetivo una homogeneización en el caudal.

2. *Depósitos de homogeneización de nivel variable.* En este método de neutralización, el efluente sale con un caudal constante, y teniendo en cuenta que el caudal de entrada varía con el tiempo, el nivel del estanque debe hacerse variable.

Este método se utiliza también con el objetivo no sólo de conseguir una neutralización, sino de conseguir un caudal de salida constante. En la figura 3.36 se recoge un esquema de un depósito o estanque de homogeneización con nivel variable.

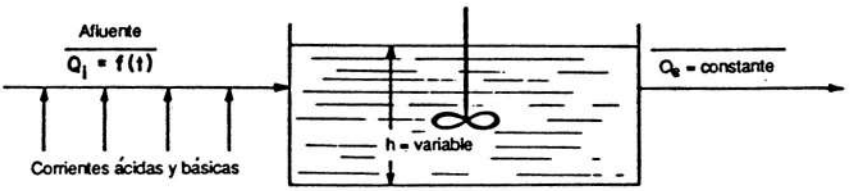


Fig. 3.36. Depósito de homogeneización de nivel variable.

Otro método de homogeneización consiste en sacar el «exceso» de la corriente de entrada, o caudal de alimentación, a un depósito de retención, del cual sale una pequeña purga que va alimentando al tanque de homogeneización. Este método no se utiliza con objetivos de neutralización, sino solamente para el mantenimiento de la DBO o caudal. La figura 3.37 ilustra esta información.

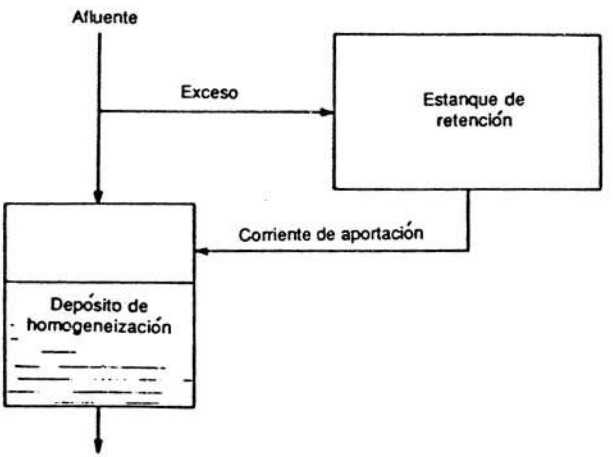


Fig. 3.37. Método del «estanque de retención» para homogeneización.

5.4. Mantenimiento del caudal constante

El diseño de un depósito de homogeneización de nivel variable viene ilustrado por el ejemplo 3.9. El procedimiento de diseño es el descrito por Hummenick [9].

Ejemplo 3.9. Con objeto de establecer la evolución del caudal de las aguas residuales que llegan a una planta de tratamiento, se ha realizado una campaña de muestras. La figura 3.38 representa la evolución del caudal instantáneo (m^3/h) con el tiempo (entre 0 y 24 horas para un ciclo diurno).

1. Determinar el volumen total diario de agua residual para ser tratada.
2. Calcular el caudal medio en m^3/h.
3. Dibujar en el mismo gráfico, en el cual las ordenadas son los caudales acumulados en m^3, y las abscisas son los tiempos (0 a 24 horas):

a) Una línea recta (i) representando el caudal constante que sale del estanque (flujo o caudal acumulado en m^3 con respecto al tiempo).

b) Una curva (ii) que represente el caudal de entrada acumulado en el estanque en m^3, respecto al tiempo.

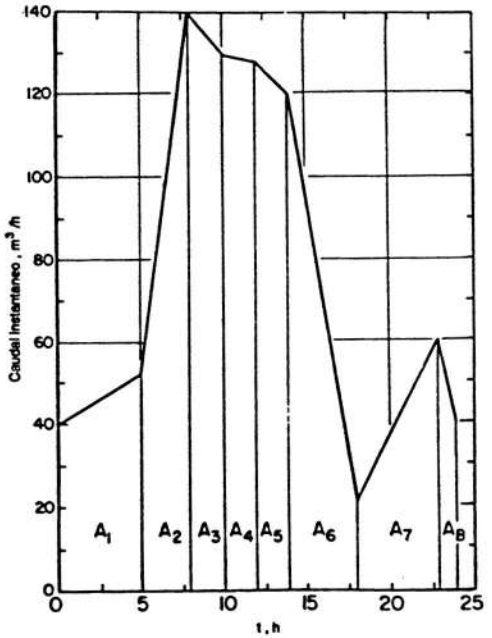


Fig. 3.38. Gráfico de caudales instantáneos (m^3/h). Variación en el tiempo (h).

4. Dibujar en este mismo gráfico otra curva (iii), en el cual la ordenada sea el contenido del estanque en m^3, y la abscisa el tiempo. Explicar cómo se construye esta curva a partir de la línea (i) y de la curva (ii). Especialmente:

a) ¿Cuál debería ser el contenido, en m^3, al comienzo de la operación (tiempo 0), para que el nivel inferior que se alcance en cualquier momento sea 0 (pero nunca negativo), para el momento más desfavorable? ¿Cuál es este momento, expresado en horas?

b) ¿Cuál es el máximo de la curva (iii)? Darse cuenta que este máximo representa el volumen mínimo de almacenaje requerido para el estanque.

Solución. 1. *Volumen diario total de agua residual.* Viene dado por el área limitada por la curva de la figura 3.38.

$$V_{\text{total diario}} = \sum_{i=1}^{i=8} A_i = A_1 + A_2 + A_3 + \ldots + A_8$$

El área se calcula sumando las áreas de los 8 trapecio:

$$\begin{aligned}
A_1 &= 5\text{ h} \times 1/2\ \ (40 + 52) &&= 230\text{ m}^3\\
A_2 &= 3\text{ h} \times 1/2\ \ (52 + 140) &&= 288\text{ m}^3\\
A_3 &= 2\text{ h} \times 1/2\,(140 + 130) &&= 270\text{ m}^3\\
A_4 &= 2\text{ h} \times 1/2\,(130 + 128) &&= 258\text{ m}^3\\
A_5 &= 2\text{ h} \times 1/2\,(128 + 120) &&= 248\text{ m}^3\\
A_6 &= 4\text{ h} \times 1/2\,(120 + 20)\ \ &&= 280\text{ m}^3\\
A_7 &= 5\text{ h} \times 1/2\ \ (20 + 60)\ \ &&= 200\text{ m}^3\\
A_8 &= 1\text{ h} \times 1/2\ \ (60 + 40)\ \ &&= \underline{\ \ 50\text{ m}^3}\\
&\text{Volumen total diario} &&= 1.824\text{ m}^3.
\end{aligned}$$

2. *Caudal medio* (m^3/h):

$$Q_M = 1824/24 = 76\text{ m}^3/\text{h}$$

3(a) El caudal medio constante se representa por una línea recta que une el origen con el punto que representa 1 824 m^3 en 24 h.

3(b) El caudal acumulado de entrada al estanque se obtiene calculando el área limitada por la curva 3.38 para cada momento en cuestión (Acumulación de $A_1 \ldots A_8$).

$t = 5$h: $A_1 = 230\text{ m}^3$
$t = 8$ h: $A_1 + A_2 = 230 + 288 = 518\text{ m}^3$
$t = 10$ h: $(A_1 + A_2) + A_3 = 518 + 270 = 788\text{ m}^3$
$t = 12$ h: $(A_1 + A_2 + A_3) + A_4 = 788 + 258 = 1.046\text{ m}^3$

$t = 14$ h: $(A_1 + A_2 + A_3 + A_4) + A_5 = 1\,046 + 248 = 1\,294$ m³
$t = 18$ h: $(A_1 + A_2 + A_3 + A_4 + A_5) + A_6 = 1\,294 + 280 = 1\,574$ m³
$t = 23$ h: $(A_1 + A_2 + A_3 + A_4 + A_5 + A_6) + A_7 = 1\,574 + 200 = 1\,774$ m³
$t = 24$ h: $(A_1 + A_2 + A_3 + A_4 + A_5 + A_6 + A_7) + A_8 = 1\,774 + 50 = 1\,824$ m³

El gráfico de estos valores nos da la curva (ii) en la figura 3.39.

4. *Contenido del estanque en función del tiempo.*

(a) Construir el cuadro 3.14 para determinar exactamente las desviaciones máximas negativas y positivas entre el caudal homogeneizado acumulado (línea i) y el acumulado de entrada (línea ii). La desviación positiva máxima se presenta a las 5 h (i − ii = 150 m³), y la negativa a 15,5 h (i − ii = 232 m³).

En el comienzo de la operación el contenido del estanque debe de ser como mínimo de 150 m³, de tal forma que después de cinco horas se alcance un nivel mínimo de 0 m³.

En general, el contenido del estanque en cualquier momento dado será 150 m³, menos la diferencia entre el valor acumulado del caudal homogeneizado (salida) y de entrada.

Estos son los valores de la columna 5 en m³, y que se reflejan en el gráfico iii.

(b) *Máximo de curva (iii).* El máximo de la curva de contenido del estanque en función del tiempo se presentará a las 15,5 h, siendo entonces su contenido

$$150 + 232 = 382 \text{ m}^3$$

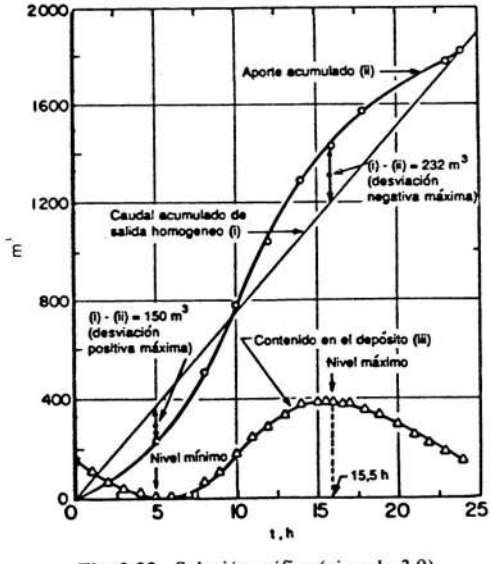


Fig. 3.39. Solución gráfica (ejemplo 3.9).

CUADRO 3.14

Cálculos para el ejemplo 3.9 (Ref. figura 3.39)

(1) t, h	(2) Ordenadas en m^3 Recta (i)	(3) Ordenadas en m^3 Curva (ii)	(4) = (2) − (3) (i) − (ii) en m^3	(5) Contenido del estanque en m^3 (iii) = 150 − (i − ii)
0	0	0	0	150
1	76	33	43	117
2	152	66	86	64
3	228	117	111	39
4	304	167	137	13
5	380	230	150	0
			(Máx. positivo)	
6	456	310	146	4
7	532	400	132	18
8	608	515	93	57
9	684	633	51	99
10	760	788	−28	178
11	836	933	−97	247
12	912	1046	−134	284
13	988	1173	−175	325
14	1064	1294	−230	480
15	1140	1367	−227	377
15.5	1178	1410	−232	382
			(Máx. negativo)	(Nivel máximo)
16	1216	1447	−231	381
16.5	1254	1483	−229	379
17	1292	1516	−224	374
18	1360	1574	−214	364
19	1444	1620	−176	324
20	1520	1667	−147	297
21	1596	1707	−111	261
22	1672	1740	−68	218
23	1748	1774	−26	176
24	1824	1824	0	150

A partir de este momento el nivel descenderá y a las 24 h será nuevamente 150 m^3, empezando un nuevo ciclo.

En resumen: el almacenamiento mínimo requerido es suma de las desviaciones máxima positiva y máxima negativa entre la salida acumulada y la entrada (o sea, 150 + 232 =

$= 382\ m^3$). En la práctica, se recomienda un valor ligeramente superior, de tal forma que el nivel nunca descienda a cero.

5.5. Homogeneización de la DBO

El diseño de un estanque de homogeneización requiere la aplicación de ciertos principios estadísticos. El procedimiento de diseño descrito en este capítulo, permite la determinación del tamaño del estanque requerido para mantener la concentración de DBO del efluente que sale del estanque dentro de un cierto intervalo, basado en la variabilidad de la DBO del agua residual de aportación, y el grado de confianza que el diseñador pretenda establecer en las prestaciones del sistema.

Cuando sea posible se recomienda que el caudal que llega a un sistema biológico, especialmente si es de lodos activos, sea constante, de tal manera que la única variación en el proceso biológico sea resultado de la calidad del agua residual.

Con objeto de desarrollar el procedimiento de diseño de los estanques de homogeneización con mezcla completa y a nivel constante, para mantener los valores de la DBO entre ciertos límites, hay que hacer una pequeña revisión de las bases estadísticas, así como reconsiderar ciertas definiciones.

5.5.1 Varianza

Consideremos un estanque de homogeneización de mezcla completa y a nivel constante, en condiciones de flujo continuo (fig. 3.40).

El tiempo de retención hidráulico para el líquido en el estanque es:

$$t_h = V/Q \tag{3.89}$$

donde V es el volumen del líquido en el estanque (m^3), y Q es el caudal (m^3/h).

Si x_i son los valores de DBO para el afluente, suponer que estos valores fluctúan con el tiempo, pudiendo venir reflejadas dichas fluctuaciones por un gráfico como el recogido en la figura 3.41 para el ejemplo 3.10. Sea $\bar{x}_i$ el valor medio de estos valores x_i para el periodo de tiempo seleccionado para el estudio.

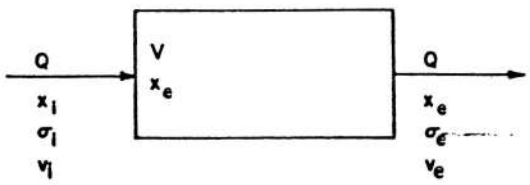


Fig. 3.40. Diagrama para un estanque de homogeneización (homogeneización de la DBO del efluente).

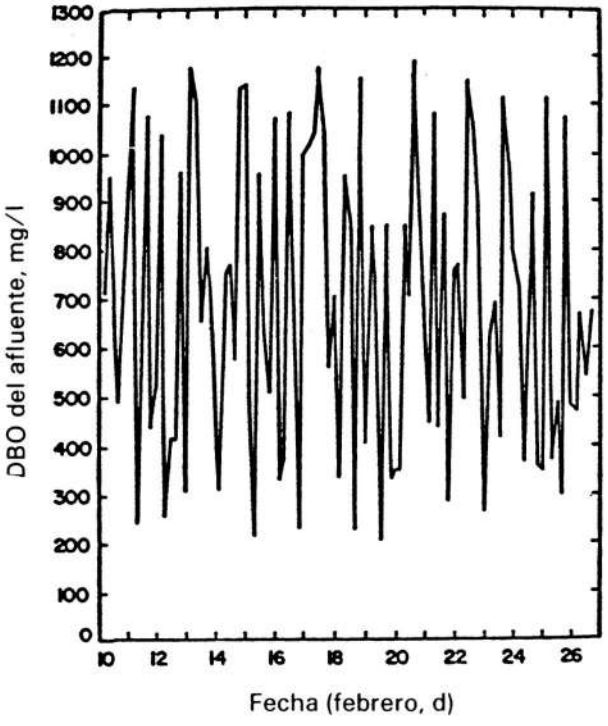


Fig. 3.41. Variación cronológica de la concentración en DBO del efluente.

El efecto del estanque de homogeneización será amortiguar estas fluctuaciones de DBO con respecto al valor medio, para el efluente. Obviamente, el valor medio para la DBO del efluente, $\bar{x}_e$, será igual a $\bar{x}_i$ ($\bar{x}_i = \bar{x}_e$). También hay que señalar que para un estanque donde existe una mezcla completa, el valor instantáneo de la DBO, x_e, será igual al del agua residual que está en ese momento en la balsa.

Hummenick [9] considera un caso en el que las fluctuaciones de la DBO del afluente, con respecto al valor medio $\bar{x}_i$, vienen dadas por la función:

$$x_i = \bar{x}_i + k\bar{x}_i \text{ sen } wt \tag{3.90}$$

donde k es una constante, y $w = 2\pi/T$, donde T es el periodo para un ciclo de la función seno. Consecuentemente, el valor pico de x_i, corresponde a sen $wt = 1$, y será:

$$x_{i,\,max} = \bar{x}_i + k\bar{x}_i = (1 + k)\bar{x}_i \tag{3.91}$$

Si, por ejemplo, $k = 0{,}7$ esto significa que el valor máximo de la DBO del afluente es un 70% mayor que el valor medio de DBO, $\bar{x}_i$. Para el caso de que la DBO del afluente venga dada por la ecuación (3.90), se puede demostrar [9] que la DBO del efluente vendrá dada, aproximadamente, por la relación:

$$\frac{x_e}{\bar{x}_i} = 1 + \frac{k \operatorname{sen}(wt - \operatorname{tg}^{-1} wt_h)}{(1 + t_h^2 w^2)^{1/2}} \tag{3.92}$$

Si, por ejemplo $T = 12$ h para el mismo valor de $k = 0{,}7$, el valor máximo para la DBO del efluente, $x_{e,\max}$, correspondiente a $\operatorname{sen}(wt - tg^{-1} wt_h) = 1$, será, para un tiempo de retención t_h de 8 horas, el calculado a partir de la ecuación (3.92):

$$\frac{x_{e,\max}}{\bar{x}_i} = 1 + \frac{(0{,}7)(1{,}0)}{[1 + (8)^2(2\pi/12)^2]^{1/2}} = 1{,}162$$

Así pues, el estanque de homogeneización ha amortiguado la concentración máxima del afluente desde un 70% superior al valor medio x_i, rebajándola hasta un valor de 16,2%.

Reynolds y otros [12] han propuesto un procedimiento iterativo, que puede utilizarse para el cálculo de los valores de la DBO del efluente para los estanques de homogeneización de mezcla completa y nivel constante, bajo condiciones de flujo constante. La ecuación que hay que resolver es:

$$x_{e,t+\Delta t} = x_{i,t}(1 - e^{-(\Delta t/t_h)}) + x_{e,t}e^{-(\Delta t/t_h)} \tag{3.93}$$

en la que:

$x_{e,t+\Delta t}$ = DBO del efluente después de la entrada del caudal correspondiente en un intervalo de tiempo Δt, con una concentración $x_{i,t}$.
$x_{i,t}$ = concentración del afluente promediada sobre el intervalo Δt.
$x_{e,t}$ = concentración del afluente antes de la adición del caudal con una concentración $x_{i,t}$.

El método de cálculo [9] es un procedimiento iterativo, donde los valores de x_e se calculan para cada incremento de tiempo establecido. Si se obtienen un gran número de muestras del afluente es conveniente utilizar para Δt el intervalo de tiempo entre dos muestras completas. Se supone que unas 80 muestras son el total mínimo a tomar, y 150 el número deseable para caracterizar un agua residual [9].

Las varianzas, que se denominarán como v_i y v_e, para el afluente y el efluente, respectivamente, se definen como:

$$v_i = \sigma_i^2 = \sum_1^n (x_i - \bar{x}_i)^2 \Big/ (n - 1) \tag{3.94}$$

y

$$v_e = \sigma_e^2 = \sum_1^n (x_e - \bar{x}_e)^2 \Big/ (n - 1) \tag{3.95}$$

Puesto que el valor medio de la DBO del efluente ($\bar{x}_e$) es igual al valor medio de la DBO del afluente ($\bar{x}_i$), la ecuación (3.95) se convierte en:

$$v_e = \sum_1^n (x_e - \bar{x}_i)^2 \Big/ (n-1) \tag{3.96}$$

en la cual:

v = varianzas (v_i para el afluente y v_e para el efluente)
σ = desviaciones tipo (σ_i para el afluente y σ_e para efluente)
x_i y x_e = valores individuales para una muestra discreta o específica (en este caso, valores individuales de DBO para el afluente y para el efluente)
n = número total de muestras específicas.

5.5.2. Cálculo de la desviación tipo σ_i, para los valores de DBO de la corriente central

Las desviaciones tipo σ_i pueden determinarse numéricamente o gráficamente, y a continuación describimos los dos procedimientos.

(i) *Cálculo numérico de σ_i.* Este cálculo numérico se lleva a cabo a partir de la ecuación (3.97) que resulta directamente por la definición de varianza v_i, dada por la ecuación (3.94):

$$\sigma_i = v_i^{1/2} = \left[\sum_1^n (x_i - \bar{x}_i)^2 \Big/ (n-1) \right]^{1/2} \tag{3.97}$$

Obviamente, antes de diseñar el estanque de estabilización, no se dispone de los valores individuales de DBO, x_e, para el efluente, y consecuentemente, la ecuación (3.97) no puede usarse directamente para el cálculo de σ_e.

Ejemplo 3.10. Unas aguas residuales, con un caudal total de 18.000 m³/d, tienen las características que se recogen en el cuadro 3.15 y en la fig. 3.41. Se han llevado a cabo 100 análisis de muestras compuestas, con intervalos de 4 horas, cubriendo un periodo desde el 10 de febrero (a las 4 h) al 26 de febrero (a las 16 h). Los valores del cuadro 3.15 se refieren a la DBO_5 (mg/L) y el valor máximo es de 1.185 (febrero 20, a las 16 h). Calcular numéricamente la varianza, v_i, y la desviación tipo, σ_i, para estos valores de la DBO.

Solución. *Paso 1.* El valor medio $\bar{x}_i$ para las 100 muestras es (de acuerdo con el cuadro 3.15):

$$\bar{x}_i = \frac{\sum_1^n x_i}{n} = \frac{\sum_1^{100} x_i}{100} = \frac{717 + 946 + \cdots + 556 + 672}{100} = 689{,}75 \quad \text{mg/l}$$

$$\approx 690 \quad \text{mg/l}$$

CUADRO 3.15

Valores de DBO, en mg/l (Muestras compuestas, de 4 h.)

Hora	Feb. 10	Feb. 11	Feb. 12	Feb. 13	Feb. 14	Feb. 15	Feb. 16	Feb. 17	Feb. 18
4	717	1135	1035	1174	316	505	329	1019	340
8	946	241	265	1105	758	221	371	1023	949
12	623	396	419	659	769	957	1081	1167	940
16	490	1070	498	801	574	654	621	1056	233
20	666	440	961	720	1135	510	235	560	1158
24	828	534	308	454	1142	1067	993	708	407

Hora	Feb. 19	Feb. 20	Feb. 21	Feb. 22	Feb. 23	Feb. 24	Feb. 25	Feb. 26
4	853	356	454	776	619	722	1110	472
8	751	847	1080	502	691	368	374	671
12	207 (min)	711	440	1146	416	686	494	556
16	852	1185 (max)	872	1054	1111	915	268	672
20	318	825	294	888	973	361	1078	–
24	358	618	763	266	892	346	481	–

Paso 2. La varianza v_i se calcula a partir de la ecuación (3.94):

$$v_i = \frac{\sum_1^{100}(x_i - \bar{x}_i)^2}{100 - 1} = \frac{\sum_1^{100}(x_i - 690)^2}{99}$$

donde, de acuerdo con el cuadro 3.15.

$$\sum_1^{100}(x_i - 690)^2 = (717 - 690)^2 + (946 - 690)^2 + \cdots + (556 - 690)^2 + (672 - 690)^2$$

$$\sum_1^{100}(x_i - 690)^2 = 8\,568\,514 \quad \text{mg}^2/\text{l}^2$$

Por lo tanto

$$v_i = \frac{8\,568\,514}{99} = 86{,}551 \quad \text{mg}^2/\text{l}^2$$

Paso 3. La desviación tipo será:

$$\sigma_i = v_i^{1/2} = (86\,551)^{1/2} = 294 \quad \text{mg/l}$$

(ii) *Determinación gráfica de* σ_i. Para aplicar este método gráfico los datos hay que linealizarlos, llevándolos al papel de probabilidades, tal y como se describió en el capítulo 2, sección 13. Debido a que se dispone de un gran número de puntos, el método indicado es el descrito en el capítulo 2, calculándose los valores de frecuencia utilizados para las abscisas a partir de la ecuación (2.84).

A partir de consideraciones estadísticas se obtiene que la desviación tipo, σ_i, puede calcularse como equivalente a 1/2 de la diferencia de las x_i en 84,1 y 15,9, con lo cual:

$$\sigma_i = \tfrac{1}{2}(x_{i,84.1} - x_{i,15.9}) \tag{3.98}$$

Ejemplo 3.11. Para las aguas residuales del ejemplo 3.10 (datos recogidos en el cuadro 3.15) determinar la varianza, v_i, y la desviación tipo, σ_i, para los valores de DBO_5 por el método gráfico.

Solución. *Paso 1.* El gráfico de probabilidades para los datos del cuadro 3.15 es equivalente al realizado en el capítulo 2 (ejemplo 3.10) y se recoge en la fig. 2.23.

Paso 2. A partir de la fig. 2.23 se puede leer:

$$x_{i,84.1} = 990 \quad \text{mg/l} \qquad \text{y:} \qquad x_{i,15.9} = 400 \quad \text{mg/l}$$

Por lo tanto, a partir de la ecuación (3.98)

$$\sigma_i = \frac{990 - 400}{2} = 295 \qquad \text{mg/l}$$

y:

$$v_i = \sigma_i^2 = (295)^2 = 87\,025 \qquad \text{mg}^2/\text{L}^2$$

Hay que señalar que la desviación tipo, σ_i determinada por el método gráfico (σ_i = = 295 mg/l) se acerca bastante al valor de 294 mg/l calculado numéricamente en el ejemplo 3.10. Y además, el valor de DBO_5 correspondiente al porcentaje 50.0 de la figura 2.23 es 690 mg/l, que está de acuerdo con el valor medio $\bar{x}_i$ calculado numéricamente en el ejemplo 3.10, paso 1. El intervalo $2\sigma_i = 990 - 400 = 590$ se indica en la fig. 2.23. Hay que considerar que la diferencia (84.1 − 15.9) es 68.2. Básicamente esto indica que los valores de la DBO de las muestras siguientes, recogidas y analizadas en idénticas condiciones, puede esperarse que tengan un valor entre 400 y 990 mg/l, un 68,2% de las veces.

Considerando que antes del diseño del estanque o balsa de sedimentación, los valores individuales de DBO, x_e, para el efluente no son conocidos, este método gráfico descrito, así como el procedimiento numérico basado en la ecuación (3.97) no puede ser utilizado para el cálculo de la desviación tipo σ_e. Para el caso del efluente, la estimación de las desviaciones tipo puede obtenerse por el método de probabilidades que se describe a continuación.

5.5.3. *Estimación de la desviación tipo, σ_e para los valores de DBO de la corriente de salida. Método de probabilidades.*

Para la aplicación del método de probabilidades hay que definir lo que se denomina *valor normal acumulado (Y)* como la diferencia entre el valor máximo y el valor medio, dividida por la desviación tipo del efluente, o sea:

$$Y = (x_{e,max} - \bar{x}_e)/\sigma_e \tag{3.99}$$

Puesto que $\bar{x}_e = \bar{x}_i$, la ecuación (3.99) ser convierte en:

$$Y = (x_{e,max} - \bar{x}_i)/\sigma_e \tag{3.100}$$

donde:

Y = valor normal acumulado.
$x_{e,máx}$ = máxima concentración del efluente.
σ_e = desviación tipo del efluente.

El valor de $x_{e,máx}$ puede obtenerse a partir de estudios en planta piloto y cálculos de diseño para los sistemas de lodos activos, que indican que el efluente del estanque de homogeneización no debe superar un valor establecido ($x_{e,máx}$, DBO en mg/l) para que el sistema de lodos activos cumpla con los criterios de calidad del efluente para una concentración máxima de DBO establecida.

La ecuación (3.100) puede resolverse para la desviación tipo del efluente dando:

$$\sigma_e = (x_{e,max} - \bar{x}_i)/Y \tag{3.101}$$

El valor normal acumulado, Y, se relaciona con el *nivel de confianza*, $P(x)$, para el caso de una distribución normal, por la ecuación:

$$P(x) = \frac{1}{\sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^{Y} \exp\left(\frac{Y^2}{2}\right) dY \tag{3.102}$$

Un nivel de confianza $P(x)$ del 95% [$P(x) = 0{,}95$] significa que hay un 95% de probabilidad de que la concentración del efluente homogeneizado sea igual o inferior que la especificada como máxima, $x_{e,máx}$. Se han desarrollado tablas de probabilidades que relacionan el nivel de confianza o probabilidad, $P(x)$, con el valor de Y (cuadro 3.16). A partir de este cuadro, y para un valor específico de $P(x)$ puede obtenerse el valor normal acumulado, Y. El valor de $P(x)$ se puede establecer por el diseñador de la instalación: cuanto mayor sea este valor, más conservador será el diseño, y por tanto, el volumen de la balsa de estabilización será mayor. El intervalo normal de trabajo para $P(x)$ está comprendido entre 0,9 y 0,99.

CUADRO 3.16 [1]

Distribución normal acumulada.

Y	$P(x)$	Y	$P(x)$	Y	$P(x)$
0.00	0.5000	1.30	0.9032	2.55	0.9946
0.05	0.5199	1.35	0.9115	2.60	0.9953
0.10	0.5398	1.40	0.9192	2.65	0.9960
0.15	0.5596	1.45	0.9265	2.70	0.9965
0.20	0.5793	1.50	0.9332	2.75	0.9970
0.25	0.5987	—	—	—	—
0.30	0.6179	1.55	0.9394	2.80	0.9974
0.35	0.6368	1.60	0.9452	2.85	0.9978
0.40	0.6554	1.65	0.9505	2.90	0.9981
0.45	0.6736	1.70	0.9554	2.95	0.9984
0.50	0.6915	1.75	0.9599	3.00	0.9987
0.55	0.7088	1.80	0.9641	3.05	0.9989
0.60	0.7257	1.85	0.9678	3.10	0.9990
0.65	0.7422	1.90	0.9713	3.15	0.9992
0.70	0.7580	1.95	0.9744	3.20	0.9993
0.75	0.7734	2.00	0.9772	3.25	0.9994
0.80	0.7881	2.05	0.9798	3.35	0.9996
0.85	0.8023	2.10	0.9821	3.45	0.9997
0.90	0.8159	2.15	0.9842	3.55	0.9998
0.95	0.8289	2.20	0.9861	3.75	0.9999
1.00	0.8413	2.25	0.9878	4.00	1.0000
1.05	0.8531	2.30	0.9893	—	—
1.10	0.8643	2.35	0.9906	—	—
1.15	0.8749	2.40	0.9918	—	—
1.20	0.8849	2.45	0.9929	—	—
1.25	0.8944	2.50	0.9938	—	—

$P(x)$ = Nivel de confianza.

En resumen, el procedimiento para la determinación de la desviación tipo y de la varianza para el efluente de las balsas de homogeneización puede ser el siguiente:

Paso 1. Especificar un valor de $x_{e.máx}$ a partir de estudios en planta piloto o de cálculos, para un sistema de lodos activos. Este valor representa la concentración máxima de efluente para la balsa de homogeneización, que nos dará además un sistema de lodos que satisfaga los criterios de calidad del efluente para una DBO máxima de dicho efluente.

Paso 2. Determinar el valor de $\overline{x}_i$ para la balsa de homogeneización, bien por cálculos numéricos (media de $\overline{x}_i$) o bien por métodos gráficos (ordenada de la fig. 2.23, correspon-

diente al 50% en abscisas). Tener en cuenta que el valor x_i es el mismo para el afluente o el efluente del estanque de homogeneización ($\overline{x_i} = \overline{x_e}$).

Paso 3. Especificar un valor de la probabilidad $P(x)$, normalmente entre 0,9 y 0,99.

Paso 4. Para el valor especificado de $P(x)$, leer en el cuadro 3.16 el valor normal acumulado Y.

Paso 5. Calcular la desviación tipo σ_e, a partir de la ecuación (3.101).

Paso 6. Calcular la varianza del efluente: $v_e = \sigma_e^2$.

Ejemplo 3.12 [1]. Tomar el mismo caudal de agua residual, 18 000 m^3/d, que se consideró en los ejemplos 3.10 y 3.11. Los estudios piloto y los cálculos de diseño con sistemas de lodos activos indican que el efluente proveniente del tanque de homogeneización no debe superar los 896 mg/l para cumplir los criterios de calidad del efluente, que son un valor medio de DBO_5 de 15 mg/l, y una concentración máxima de 25 mg/l procedente de los sistemas de lodos activos.

Calcular la desviación tipo y la varianza para la concentración de DBO_5 del efluente por el método de probabilidades. Basar los cálculos en un 95% de probabilidad de que la DBO_5 del efluente homogeneizado sea igual o inferior a 896 mg/l.

Solución. Seguir los seis pasos de cálculos resumidos.

Paso 1. $x_{e,max} = 896$ mg/l

Paso 2. $\overline{x_e} = \overline{x_i} = 690$ mg/l (ejemplo 3.10, paso 1).

Paso 3. Seleccionar $P(x) = 0{,}95$ (95% de confianza).

Paso 4. Para $P(x) = 0{,}95$ leer en el cuadro 3.16:

$$Y \approx 1{,}65$$

Paso 5. Cálculo de σ_e, ecuación (3.101):

$$\sigma_e = \frac{x_{e,max} - \bar{x}_i}{Y} = \frac{896 - 690}{1{,}65} = 125 \quad \text{mg/l}$$

Paso 6. La varianza del efluente es:

$$v_e = \sigma_e^2 = (125)^2 = 15\,625 \quad \text{mg}^2/\text{L}^2$$

5.5.4. *Cálculo de tiempo de retención para una balsa de homogeneización de DBO a nivel constante*

En condiciones de caudal constante, para una balsa de homogeneización de mezcla completa y a nivel constante, Danckwerts y Sellers [3] han demostrado que la relación en-

tre la varianza del efluente (v_e) y la varianza del afluente (v_i) puede relacionarse con el tiempo de retención hidráulica (t_h) por medio de la relación:

$$v_e/v_i = \sigma_e^2/\sigma_i^2 = \int_0^\infty e^{-r/t_h} R(r)\,dr \Big/ t_h \tag{3.103}$$

donde r es el tiempo de respuesta, y $R(r)$ es el coeficiente de autocorrelación para los datos del afluente, que se define por:

$$R(r) = \overline{(x_i - \bar{x}_i)_t (x_i - \bar{x}_i)_{t+r}}/\sigma_i^2 \tag{3.104}$$

donde el numerador representa el valor medio del producto de las desviaciones de la concentración media separadas por el tiempo de respuesta r. La ecuación (3.103) puede resolverse gráfica o analíticamente después de hallar $R(r)$. Hummenick [9] ha desarrollado un método para este cálculo y presenta programas de ordenador con este objeto.

Adams y Eckenfelder [1] utilizan una versión simplificada de la ecuación (3.103) para relacionar la razón entre la varianza del efluente (v_e) a la varianza del afluente (v_i), y el tiempo de retención hidráulica (t_h). Esta relación, que se utiliza en el ejemplo 3.13, es como sigue:

$$v_e/v_i = \sigma_e^2/\sigma_i^2 = (\Delta t/2)/t_h \tag{3.105}$$

donde Δt puede tomarse convenientemente como el intervalo de tiempo entre dos muestras compuestas, cuando se han recogido un gran número de muestras durante el periodo de estudio. Resolviendo la ecuación (3.105) para el tiempo de retención hidráulica (t_h):

$$t_h = \frac{\Delta t}{2} \cdot \frac{v_i}{v_e} = \frac{\Delta t}{2} \cdot \frac{\sigma_i^2}{\sigma_e^2} \tag{3.106}$$

Ejemplo 3.13 [1]. Para el agua residual del ejemplo 3.12 calcular el tiempo de retención hidráulica t_h y el área de la sección horizontal de la balsa de estabilización (en m^2) suponiendo una profundidad de 3,6 m. Basar los cálculos en un 95% de probabilidad de que la DBO_5 del efluente homogeneizado sea igual o inferior a 896 mg/l.

Solución. *Paso 1.* Calcular t_h a partir de la ecuación (3.106):

$$t_h = \frac{\Delta t}{2} \cdot \frac{v_i}{v_e} = \frac{(4\text{ h})}{2} \cdot \frac{87\,025}{15\,625} = 11{,}1\text{ h} \quad (0{,}464\text{ d})$$

donde Δt se toma como 4 horas (intervalo de muestreo). El valor de v_i utilizado se obtuvo por el método gráfico (ejemplo 3.11), y el de v_e es el obtenido en el ejemplo 3.12 por el método de probabilidades.

Paso 2. El volumen de la balsa será:

$$v = Qt_h = 18.000 \text{ m}^3/\text{d} \times 0{,}464 \text{ d} = 8.352 \text{ m}^3$$

Paso 3. El área de la sección horizontal de la balsa será:

$$A = \frac{8.352 \text{ m}^3}{3{,}6 \text{ m}} = 2.320 \text{ m}^2$$

5.6. Métodos de control directo del pH: Neutralización de las aguas residuales ácidas por métodos de control directo del pH

Los siguientes métodos de neutralización directa de las aguas residuales ácidas son los empleados normalmente: 1) lechos de caliza; 2) neutralización por cal; 3) neutralización con sosa cáustica (NaOH); 4) neutralización por carbonato de sodio, y 5) neutralización con amoniaco.

Podemos hacer algunos comentarios con respecto a estos métodos:

La neutralización con cal es el método más común y se discute en el apartado 5.8. El diseño de los lechos de caliza se describe en el 5.7.

La sosa cáustica es más cara que la caliza. Ofrece ventajas con respecto a la uniformidad del reactivo, facilidad de almacenaje y alimentación, tiempo rápido de reacción, y el hecho de que los productos finales de la reacción (sales de sodio) son solubles.

El carbonato sódico (Na_2CO_3) no es tan reactivo como la sosa cáustica, y presenta algunos problemas debidos a la emisión de dióxido de carbono.

El amoniaco (NH_4OH) presenta la desventaja de ser contaminante; como consecuencia su uso puede estar prohibido por la normativa de control de la contaminación.

Los factores que guían la selección de un reactivo de neutralización son: 1) coste de compra; 2) capacidad de neutralización; 3) velocidad de reacción, y 4) almacenamiento y vertido de los productos de la neutralización.

5.7. Lechos de caliza

5.7.1. Tipos de equipos

Se dispone de lechos de caliza con flujo ascendente o descendente. Para aguas residuales conteniendo H_2SO_4, los lechos de caliza no deben utilizarse si la concentración de H_2SO_4 supera el 0,6%. La razón para esta limitación es que la caliza se cubre con una capa insoluble de $CaSO_4$, haciéndola inefectiva. Además, la evolución del CO_2 puede causar problemas.

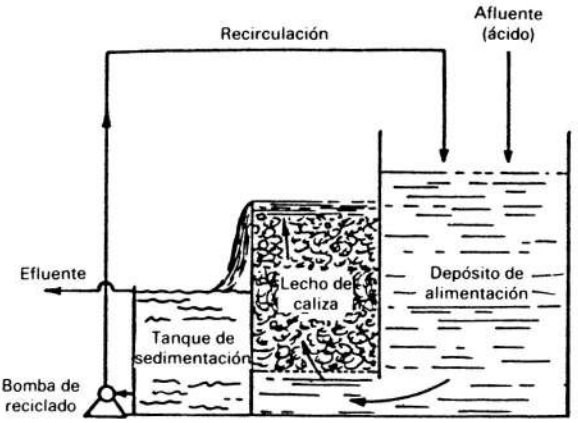


Fig. 3.42. Unidad típica de lecho de caliza de circulación ascendente.

La disposición de flujo ascendente es preferible a la contraria, ya que en esas unidades, el $CaSO_4$ tiende a ser arrastrado antes de precipitarse sobre la caliza. Además, los escapes de CO_2 generados en la reacción de neutralización, son más fáciles de eliminar en dichas unidades. En las unidades de flujo descendente teniendo en cuenta que el CO_2 tiene tendencia a escaparse en la dirección opuesta a la circulación del líquido, es más posible que ocurran ciertas condiciones de inundación adversas. Por estas razones, la máxima carga para los sistemas de flujo descendente se limita a valores aproximados a 2 $m^3/m^2 \cdot h$. Puede hacerse un reciclado del efluente. La fig. 3.42 presenta un diagrama para un sistema de flujo ascendente, para el cual el movimiento hacia la parte superior de la corriente del líquido se consigue sin bombeo.

La presencia de iones metálicos (Al^{3+}, Fe^{3+}) en las aguas residuales reducen la efectividad del lecho de caliza debido a un recubrimiento de la misma con hidróxidos precipitados. Finalmente, si la dilución del ácido en el agua residual aumenta, se requieren tiempos de retención mayores para su neutralización.

5.7.2. Procedimiento de diseño para lechos de caliza

A continuación se considera el procedimiento de laboratorio recomendado por Eckenfelder y Ford [6] para la obtención de los datos básicos de diseño. Se utiliza un ejemplo numérico para ilustrar el diseño de una columna de lecho calizo. El modelo de una columna, que puede utilizarse en el laboratorio para ver la efectividad de la neutralización en lechos de caliza, se recoge en la fig. 3.43. Las columnas de laboratorio operan con alturas de lecho calizo que oscilan entre 0,3 y 1,5 m, que es el intervalo de alturas que se maneja en las instalaciones a escala operativa. El diámetro de la columna es aproximadamente de unos 15 cm, y las cargas expresadas en $m^3/m^2 \cdot h$, son comparables a la utilizadas en instalaciones operativas.

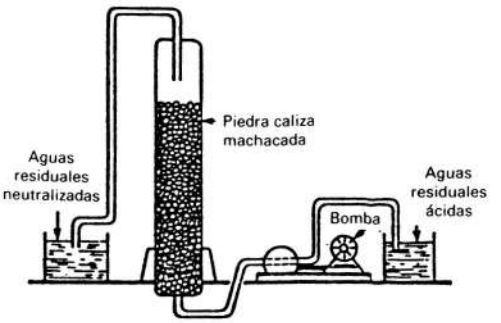


Fig. 3.43. Modelo de laboratorio, de columna, para comprobación de neutralización con caliza.

Paso 1. Rellenar las columnas de neutralización con caliza (después de lavada y tamizada) con alturas de 0,3; 0,6; 0,9; 1,2 y 1,5 m (5 columnas).

Paso 2. Ajustar la circulación ascendente de las aguas residuales ácidas, para cada columna. Las cargas pueden variar entre 2 y 40 $m^3/m^2 \cdot h$.

Paso 3. Comprobar el pH del efluente de cada columna, para cada carga, hasta que aquél se haya estabilizado.

Paso 4. Después de cada periodo de funcionamiento reemplazar la caliza utilizada en las columnas.

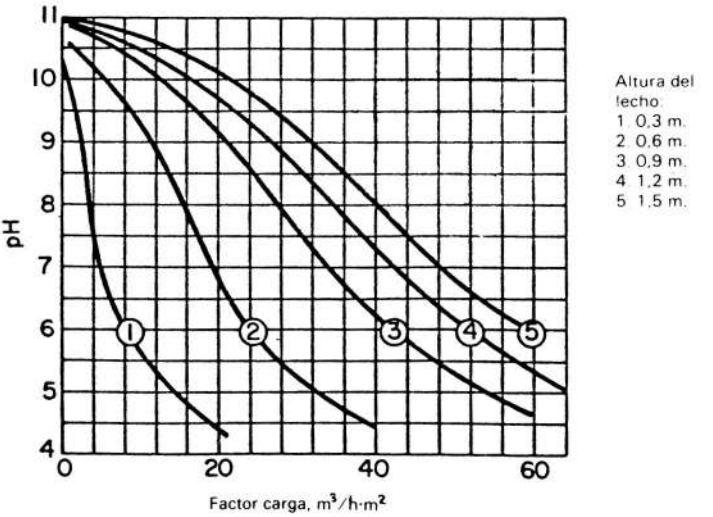


Fig. 3.44. Datos de neutralización con caliza.

Paso 5. Pasar a un gráfico los valores de pH finales en función del factor de carga ($m^3/m^2 \cdot h$) para cada altura del lecho de caliza. Un gráfico típico de este tipo es el mostrado en la fig. 3.44.

Los objetivos del procedimiento para el diseño son: 1) seleccionar la altura más económica de la columna para un valor específico de pH en el efluente. Esta es la altura de la columna que corresponde a la mayor carga permisible, expresada en volumen de caliza utilizada, es decir, en m^3 de líquido/$h \cdot m^3$ de caliza; y 2) calcular las necesidades anuales de caliza en estas condiciones, que corresponden a los valores mínimos.

Ejemplo 3.14. Se desea neutralizar un agua residual que contiene 0,1 *N* de HCl, llevándola a un pH de 7, a través de un lecho de caliza. Los ensayos de laboratorio con las aguas residuales, nos dan los datos recogidos en la fig. 3.44. Diseñar un sistema de neutralización para 23 m^3/h de agua residual, y estimar la caliza anual requerida para la operación más económica del proceso.

Solución. *Paso 1.* Para un pH = 7 leer en la fig. 3.44 los valores de carga ($m^3/m^2 \cdot h$) correspondientes a cada altura de columna. Luego se calcula el área de la sección, volumen de caliza requerido y el factor de carga en $m^3/h \cdot m^3$ de caliza. Cuadro 3.17.

Paso 2. Trazar los caudales ($m^3/h \cdot m^3$) de la columna (5) del cuadro 3.17 en función de las alturas (columna 1). Este gráfico se representa en la fig. 3.45 e indica que un lecho de 0,9 m es el más económico, que corresponde a un máximo de la curva. El área de la sección, en este caso (véase el cuadro 3.17 para una altura de 0,9 m) es de 0,69 m^2, que corresponde a un diámetro de 0,94 m.

Paso 3. Calcular los kg de ácido a ser neutralizados por día (ácido contenido en los 23 m^3/h de la disolución 0,1 *N* de HCl). Teniendo en cuenta que esto es una solución ácida

Cuadro 3.17

Cáculos para el ejemplo 3.14

(1) Altura (m)	(2) Factor de carga ($m^3/m^2 \cdot h$) Fig. 3.44, a pH = 7	(3) Sección $\frac{23\ m^3/h}{(2)} = (3)$ (m^2)	(4) Volumen de caliza: m^3 (4) = (1) × (3)	(5) Carga $m^3/h \cdot m^3$ $(5) = \frac{23\ m^3/h}{(4)}$
0,3	5	4,6	1,38	16,7
0,6	19,5	1,18	0,7	32,9
0,9	33,5	0,69	0,62	37,1
1,2	42	0,55	0,66	34,8
1,5	48	0,48	0,72	31,9

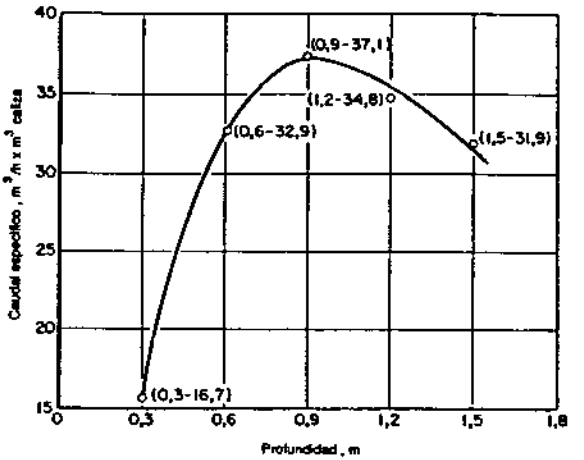


Fig. 3.45. Determinación de la profundidad óptima del lecho.

diluida, el cálculo se basa en la densidad del agua. Una disolución 0,1 *N* de HCl contiene 3,65 g/l de HCl. En consecuencia:

$$\text{Caudal} = 23\ \text{m}^3/\text{h} \times 24\ \text{h/día} \times 1000\ \text{kg/m}^3 = 552\,000\ \text{kg/d}$$

$$\text{Contenido en ácido} = 3.65 \times 552 = 2\,016\ \text{kg}$$

Paso 4. Calcular la caliza ($CaCO_3$) requerida. La ecuación de neutralización es:

$$\underset{2 \times 36,5 \\ = 73}{2HCl} + \underset{100}{CaCO_3} \equiv CaCl_2 + H_2O$$

siendo sus pesos moleculares los indicados en la parte inferior de la reacción.

En consecuencia, la caliza requerida será igual a:

$$2\,016 \times 100/73 = 2\,760\ \text{kg/d de caliza}$$

Esta es la cantidad teórica de caliza, considerando una reactividad del 100%. A efectos de diseño se considera una reactividad del 80%, con lo cual la caliza requerida es:

$$2\,760/0,8 \simeq 3\,450\ \text{kg/d, o unas } 1\,260\ \text{Tm/año}$$

5.8. Tratamiento con cal.

5.8.1. Equipo necesario para los sistemas de tratamiento con cal

La cal es el reactivo más utilizado para la neutralización de aguas residuales ácidas, siendo la principal razón para su uso el bajo coste de la misma. La fig. 3.46 nos muestra un diagrama del sistema de neutralización utilizando cal.

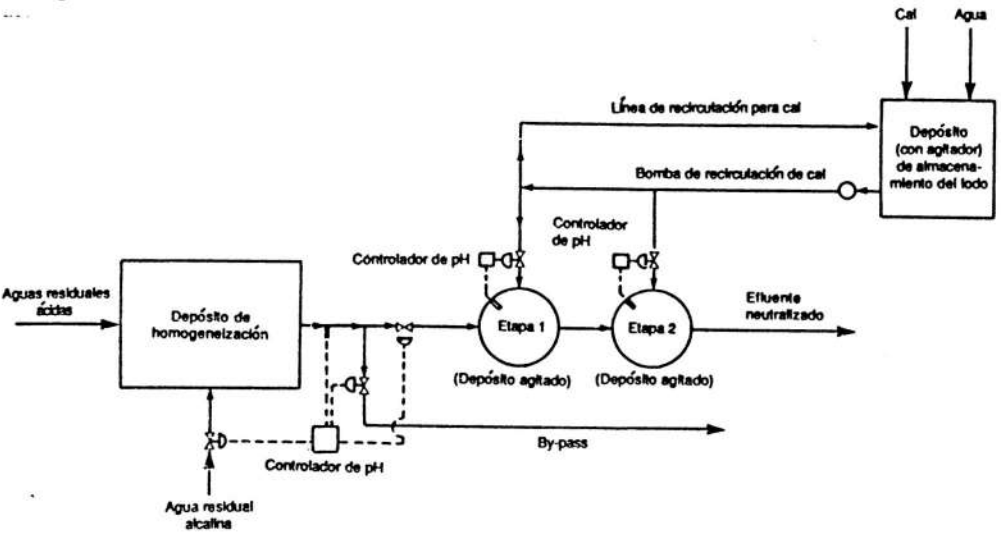


Fig. 3.46. Diagrama de flujo del sistema de neutralización, en dos etapas, con cal.

Se recomienda normalmente una adición por etapas de la cal. Para aguas residuales con alto contenido en ácido se recomiendan al menos dos etapas; la primera (neutralización grosera) para elevar el pH al menos a un valor entre 3,0 y 3,5, y con la segunda (ajuste) se pretende llegar al pH deseado para el efluente. A veces es necesario una tercera etapa.

El control automático de este proceso no es nada simple, porque la relación entre el pH y la cantidad de cal adicionada no es lineal, particularmente en las cercanías del punto de neutralización (pH = 7). Esto puede apreciarse sin más que revisar una curva típica de neutralización de un agua residual industrial, como la que se muestra en la fig. 3.47.

En las cercanías del punto de neutralización, el pH es muy sensible a adiciones pequeñas de cal, variando en la operación normal de un sistema utilizando cal, tan rápido como una unidad de pH por minuto. Además, las fluctuaciones en el caudal del afluente complican el proceso. La utilización de una balsa de homogeneización suele ser recomendable para amortiguar las fluctuaciones, como se muestra en la fig. 3.46. Una pequeña cantidad de reactivo se puede mezclar completamente con un gran volumen de líquido en muy poco tiempo; a tal efecto se utilizan mezcladores mecánicos.

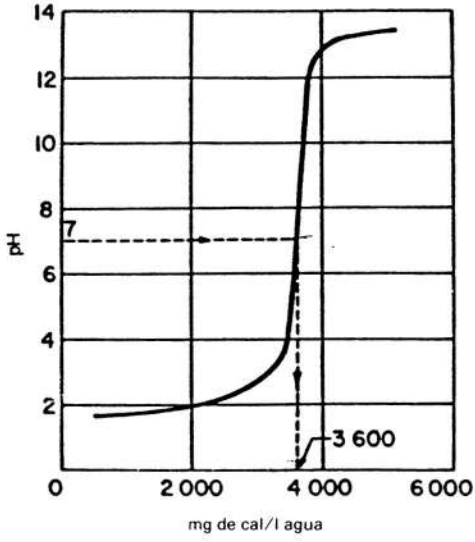


Fig. 3.47. Típica curva de neutralización para un efluente industrial.

5.8.2. Procedimiento de diseño para los sistemas de neutralización con cal

El procedimiento recomendado por Eckenfelder y Ford [6] es el que se resume en este capítulo y que se ilustra por un ejemplo numérico. La información básica requerida es: 1) curva de neutralización para el agua residual (ver fig. 3.47), y 2) datos de consumo de energía, o sea, una curva de grado de agitación con respecto al tiempo de retención para el pH deseado (fig. 3.48). Esta información básica se obtiene por procedimientos de laboratorio muy simples [6].

Los objetivos de este procedimiento de diseño ilustrado por el ejemplo 3.15 son: 1) seleccionar el número de etapas de la neutralización; 2) dimensionar los reactores de neutralización, y 3) seleccionar los apropiados equipos de mezcla.

Ejemplo 3.15. Se procede a la neutralización de 46 m^3/h de un agua residual ácida industrial, a pH = 7,0. A partir de ensayos en el laboratorio se obtiene la curva de neutralización (fig. 3.47). También se dispone de una curva del grado de agitación con respecto al tiempo de retención (fig. 3.48). Diseñar el sistema de neutralización con cal.

Solución. *Paso 1.* A partir de la curva de neutralización de la fig. 3.47, los requisitos de cal para neutralizar el agua residual a un pH = 7,0 se señala que son 3 600 mg/l.

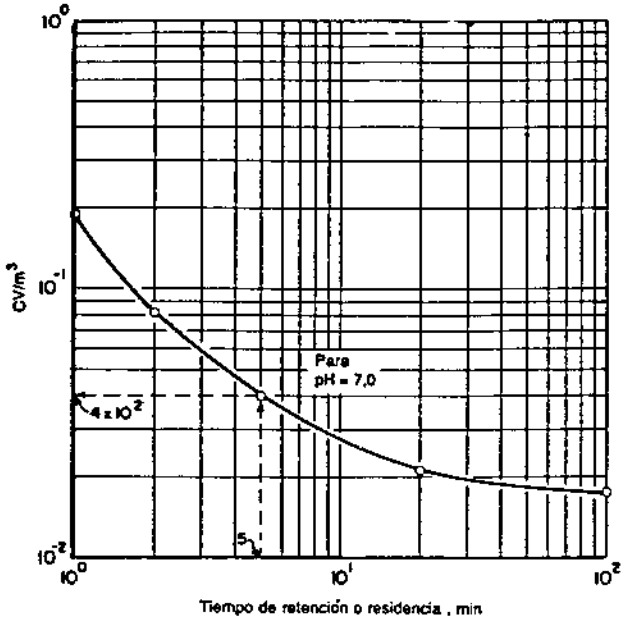


Fig. 3.48. Grado de agitación en función del tiempo.

Paso 2. Cálculo de la cal requerida para neutralizar 46 m^3/h de aguas residuales. Teniendo en cuenta que se requieren 3,6 g/m^3 de cal, las cantidades para un día son:

$$3{,}6 \text{ kg/m}^3 \times 46 \text{ m}^3/\text{h} \times 24 \text{ h/d} = 3974{,}4 \text{ kg/d}$$

Paso 3. Neutralizar el ácido en dos etapas como se indican en el diagrama de flujo de la fig. 3.46, la primera etapa para neutralización grosera, y la segunda para ajuste.

Paso 4. Seleccionar un tiempo de retención y dimensionar los reactores.

$$\text{Volumen de reactor (m}^3) = Q(\text{m}^3/\text{h}) \times t(\text{h}) \qquad (3.107)$$

La selección del tiempo de retención óptimo se obtiene por balance económico.

1. Suponer un tiempo de retención (valores entre 5 y 10 minutos).
2. Dimensionar el reactor de acuerdo con la ecuación (3.107).
3. A partir de la fig. 3.48 y para el tiempo de retención considerado, determinar la potencia requerida.
4. Seleccionar los agitadores (como se muestra en la etapa 5) a partir del conocimiento del nivel de potencia requerida (paso 3).

5. Estimar los costes totales (capital y operación) que corresponden al tiempo de retención considerado. Los puntos principales de concepto de coste de capital son los reactores mismos (y equipo auxiliar) y los mezcladores. Los requerimientos de energía son el concepto variable en los costes de operación.

6. Repetir los pasos 1 a 5, estableciendo costes totales anuales para distintos tiempos de retención. La curva obtenida alcanza un mínimo que corresponde al tiempo de retención óptimo. Los costes de inversión se expresan en base anual, estimando la vida del equipo y aplicando los intereses que normalmente están en curso.

Supongamos para el ejemplo 3.15 que el tiempo de retención óptimo estimado por este procedimiento sea 5 min. En este caso:

$$\text{Volumen de cada reactor } (m^3) = 46\ m^3/h \times 5\ \text{min} \times 1/60\ \text{h/min} = 3{,}83\ m^3$$

Seleccionando un reactor con una profundidad de 1,5 m, el área de la sección será:

$$A = 2{,}55\ m^2$$

que corresponde a un diámetro de 1,8 m.

Paso 5. Seleccionar los agitadores. A partir de la fig. 3.48, la potencia requerida para un tiempo de retención de 5 min es:

$$0{,}04\ CV/m^3$$

Considerando que cada tanque tiene un volumen de 3,83 m^3, necesitaríamos un agitador con una potencia de 0,15 CV.

5.9. Neutralización de aguas residuales alcalinas

En principio, cualquier ácido fuerte puede ser usado para la neutralización. Las consideraciones económicas limitan la elección a H_2SO_4 (el más común) y HCl. Las reacciones son esencialmente instantáneas. El procedimiento básico de diseño es similar al de las aguas residuales ácidas, descrito en la sección 5.8.

Gases residuales que contengan 14% o más de CO_2, se usan a veces para la neutralización de las aguas residuales alcalinas. Cuando se realiza un burbujeo a través de las aguas residuales, el CO_2 forma ácido carbónico, que reacciona con la base. La reacción es lenta pero suficiente, si el pH no necesita ser ajustado por debajo de 7 u 8. Bien con el burbujeo a través de tubos perforados, o usando torres con aspersores, se alcanza un resultado satisfactorio.

Debido a la producción de CO_2, los procesos de lodos activos (y en otros tratamientos biológicos aerobios de aguas residuales) tienen una capacidad limitada para neutralizar aguas residuales alcalinas. Este aspecto se discute en el capítulo 5, sección 7.7.

5.10. Efectos tampón de las aguas residuales

Una solución tampón es la formada por unos compuestos en equilibrio químico, de tal forma que ante pequeñas adiciones de ácido o base no sufre variaciones en la concentración de H^+ u OH^-. Muchas aguas residuales contienen iones bicarbonato en solución, resultante de la disolución de dióxido de carbono en el agua. Los iones bicarbonato reaccionan bien con el ácido o con la base, según las ecuaciones:

Con un ácido:

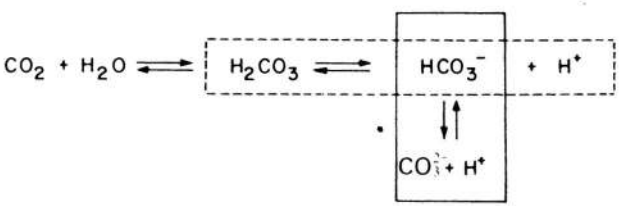
$$HCO_3^- + H^+ \rightleftharpoons H_2CO_3 \tag{3.108}$$

Con una base:

$$HCO_3^- + OH^- \rightleftharpoons H_2O + CO_3^{2-} \tag{3.109}$$

Y como resultado de las mismas, la solución en la que se encuentran actúa como una solución tampón.

En el caso de la ecuación (3.108) el HCO_3^- actúa como aceptor de protones (base). En el caso de la ecuación (3.109) el HCO_3^- actúa como donante de protones (ácido). El equilibrio del carbonato en el agua puede representarse por las siguientes ecuaciones químicas:



Considerando separadamente las dos ecuaciones químicas:

$$H_2CO_3 \rightleftharpoons HCO_3^- + H^+ \tag{3.110}$$

$$HCO_3^- \rightleftharpoons CO_3^{2-} + H^+ \tag{3.111}$$

Para estas dos ecuaciones químicas, las constantes de equilibrio termodinámicas pueden escribirse como:

Para la ecuación (3.110):

$$K_1 = \frac{[HCO_3^-][H^+]}{[H_2CO_3]} \tag{3.112}$$

Para la ecuación (3.111):

$$K_2 = \frac{[CO_3^{2-}][H^+]}{[HCO_3^-]} \tag{3.113}$$

donde los valores entre corchetes representan concentraciones en moles/litro. A partir de consideraciones termodinámicas, las constantes de equilibrio K_1 y K_2 pueden expresarse en función de la temperatura como sigue [10]:

$$\log K_1 = -17\,052/T - 215{,}21 \log T + 0{,}12675T + 545{,}56 \quad (3.114)$$

$$\log K_2 = -2902{,}39/T - 0{,}02379T + 6{,}498 \quad (3.115)$$

donde T está expresada en K. A 25°C (298,16 k) los valores de las constantes de equilibrio son: $K_1 = 4{,}313 \times 10^{-7}$ y $K_2 = 4{,}682 \times 10^{-11}$.

El pH puede calcularse a partir de la definición básica:

$$\text{pH} = \log \frac{1}{[H^+]} \quad (3.116)$$

Sustituyendo en la ecuación (3.116) $[H^+]$ por su valor obtenido de la ecuación (3.112)

$$[H^+] = K_1 \frac{[H_2CO_3]}{[HCO_3^-]} \quad (3.117)$$

se obtiene:

$$\text{pH} = \log \frac{1}{K_1} + \log \frac{[HCO_3^-]}{[H_2CO_3]} \quad (3.118)$$

Haciendo $\log 1/K_1 = pK_1$:

$$\text{pH} = pK_1 + \log \frac{[HCO_3^-]}{[H_2CO_3]} \quad (3.119)$$

Para una temperatura establecida (K_1 fijo) y un pH determinado, la relación $[HCO_3^-]/[H_2CO_3]$ se puede calcular a partir de la ecuación (3.119) para el caso de aguas residuales en las cuales el efecto tampón es debido a las reacciones del carbonato.

Para muchas aguas residuales cuyo potencial tampón está basado en la reacción del carbonato, el pH está comprendido entre 6,5 y 8,5. Es importante para calcular el cambio del pH que resulta de la adición de un ácido (o de una base). Este es el problema que se presenta cuando un agua residual ácida o básica se descarga en la alcantarilla. Debido a que las aguas residuales domésticas, o aguas negras, contienen una solución tampón, su pH es mucho menos sensible a la adición del ácido (o de la base) que lo que se podría esperar en una solución no tamponada. Una cantidad β denominada *intensidad tampón* se define como el número de moles de H^+ (u OH^-) que se requieren para cambiar el pH de un litro de la solución en una unidad. La revisión de la curva de neutralización típica (fig. 3.47) nos indica que β es función del pH. Realmente, para una determinada adición de H^+ (u OH^-) hay un mayor cambio de pH en las cercanías del punto de neutralización (pH $\approx$ 7,0). Por lo tanto, el valor de β se escribe generalmente en forma diferencial:

$$\beta = -dA/d(\text{pH}) = dB/d(\text{pH}) \tag{3.120}$$

donde:

β = intensidad tampón

$dA/d(\text{pH})$ = moles de ácido (moles de H^+) que se necesitan para producir un cambio de $d(\text{pH})$. El signo negativo indica que el pH disminuye con la adición del ácido.

$dB/d(\text{pH})$ = moles de base (moles de OH^-) que se necesitan para producir un cambio de $d(\text{pH})$. El signo positivo indica que el pH aumenta con la adición de la base.

Para el caso de la adición de un ácido (o una base) a un agua residual tampón, y teniendo en cuenta que existe una amortiguación de los cambios de pH, la ecuación (3.120) se puede escribir utilizando diferencias finitas en lugar de diferenciales:

$$\beta = -\Delta A/\Delta(\text{pH}) = \Delta B/\Delta(\text{pH}) \tag{3.121}$$

o

$$\beta = -\Delta[H^+]/\Delta(\text{pH}) = \Delta[OH^-]/\Delta(\text{pH}) \tag{3.122}$$

Para el caso de la adición de un ácido fuerte a la solución tamponada de carbonato, Weber y Stumm [15] encontraron que puede calcularse a partir de:

$$\beta = 2{,}3\left\{\frac{\alpha([\text{Alc.}] - [OH^-] + [H^+])\left([H^+] + \dfrac{K_1K_2}{[H^+]} + 4K_2\right)}{K_1\left(1 + \dfrac{2K_2}{[H^+]}\right)} + [H^+] + [OH^-]\right\} \tag{3.123}$$

donde:

$$\alpha = \frac{K_1}{K_1 + [H^+] + \dfrac{K_1K_2}{[H^+]}} \tag{3.124}$$

En las ecuaciones (3.123) y (3.124):

β = Intensidad tampón; equivalentes/unidad de pH.

K_1, K_2 = Constantes de equilibrio definidas por las ecuaciones (3.112) y (3.113). El efecto de la temperatura viene dado por las ecuaciones (3.114) y (3.115).

$[H^+]$ = concentración de protones para la solución tamponada con carbonato, antes de la adición del ácido, calculada a partir de la ecuación (3.116) como:

$$[H^+] = 10^{-\text{pH}} \tag{3.125}$$

$[OH^-]$ = concentración de iones hidroxilo para la solución tamponada con carbonato, antes de la adición del ácido. Teniendo en cuenta que para una solución acuosa:

$$[H^+][OH^-] = K_w = 10^{-14} \tag{3.126}$$

tendremos:

$$[OH^-] = \frac{10^{-14}}{[H^+]} = \frac{10^{-14}}{10^{-pH}} \tag{3.127}$$

[Alc] = Alcalinidad total (equivalentes/litro), que se define como la capacidad de neutralización de ácido de una muestra de agua a pH = 4,3. Normalmente [Alc] se especifica en términos de mg/l de $CaCO_3$. Puesto que el peso molecular del $CaCO_3$ es 100 y su peso equivalente es 100/2 = 50, [Alc] es:

$$[\text{Alc.}] = \frac{\text{g/l de } CaCO_3}{50} \tag{3.128}$$

El efecto tampón para las aguas residuales tamponadas con carbonato, puede visualizarse calculando el cambio de pH que resulta de la adición de un agua residual ácida a una disolución no tamponada y comparando éste con el caso de que el agua residual se añade a un agua residual tamponada con carbonato. Estos cálculos se ilustran en el ejemplo 3.16.

Ejemplo 3.16. Una planta industrial descarga una solución ácida a pH = 3,0 en cantidades de 16 m^3/h al alcantarillado municipal. Para las aguas residuales domésticas el caudal es de 160 m^3/h, y el pH = 8. Tomar una temperatura de 20°C para ambas aguas resiles. La alcalinidad del agua residual doméstica es de 250 mg/l en $CaCO_3$.

1. Suponiendo que no existe efecto tampón, calcular el cambio de pH del agua residual doméstica después de la adición del ácido.
2. Suponiendo que el agua residual doméstica está tamponada, calcular el cambio de pH después de la adición del vertido ácido.

Solución. *Parte 1.* Cálculo sin el efecto tampón.

Para el vertido ácido:

$$pH = 3. \qquad [H^+] = 10^{-pH} = 10^{-3} \text{ moles/litro}$$

Para el agua residual doméstica:

$$pH = 8. \qquad [H^+] = 10^{-pH} = 10^{-8} \text{ moles/litro}$$

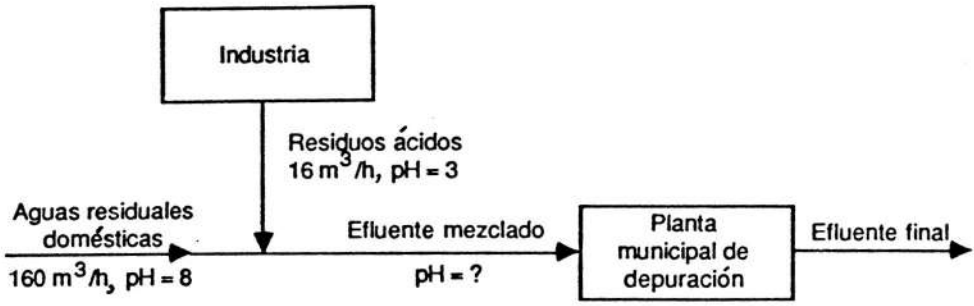


Fig. 3.49. Diagrama para el ejemplo 3.16.

Para el afluente combinado:

$$[H^+] = \frac{(160)(10^{-8}) + (16)(10^{-3})}{160 + 16} = 9{,}092 \times 10^{-5} \text{ moles/litro}$$

Por lo tanto el efluente combinado tiene un pH:

$$\text{pH} = \log \frac{1}{[H^+]} = \log \frac{1}{9{,}092 \times 10^{-5}} = 4{,}04$$

En consecuencia, el pH descendería de 8 a 4,04, o:

$$\Delta(\text{pH}) = 8{,}0 - 4{,}04 = 3{,}96 \text{ unidades}$$

Solución. *Parte 2.* Cálculos considerando el efecto tampón:
Paso 1. De las ecuaciones (3.114) y (3.115) calcular K_1 y K_2 a 20°C (293,16 K).
Ecuación (3.114):

$$\log K_1 = -\frac{17\,052}{293{,}16} - 215{,}21 \log 293{,}16 + (0{,}12675)(293{,}16) + 545{,}56$$

$$\log K_1 = -6{,}3937, \qquad \therefore K_1 = 4{,}039 \times 10^{-7}$$

Ecuación (3.115):

$$\log K_2 = -\frac{2902{,}39}{293{,}16} - (0{,}02379)(293{,}16) + 6{,}498$$

$$\log K_2 = -10{,}3766, \qquad \therefore K_2 = 4{,}201 \times 10^{-11}$$

Paso 2. Para la corriente de aguas residuales domésticas, ecuación (3.125):

$$[H^+] = 10^{-pH} = 10^{-8} \quad \text{moles/l}$$

Ecuación (3.127):

$$[OH^-] = \frac{K_w}{[H^+]} = \frac{10^{-14}}{10^{-8}} = 10^{-6} \quad \text{moles/l}$$

Ecuación (3.128):

$$[\text{Alc}] = 0{,}25/50 = 5 \times 10^{-3} \quad \text{equivalentes/l}$$

Paso 3. Calcular α, ecuación (3.124):

$$\alpha = \frac{4{,}039 \times 10^{-7}}{(4{,}039 \times 10^{-7}) + (10^{-8}) + (4{,}039 \times 10^{-7})(4{,}201 \times 10^{-11})/10^{-8}} = 0{,}9719$$

Paso 4. Calcular β, ecuación (3.123):

$$\beta = 2{,}3\left\{\frac{(0{,}9719)[5 \times 10^{-3} - 10^{-6} + 10^{-8}]\left\{10^{-8} + \frac{(4{,}039 \times 10^{-7})(4{,}201 \times 10^{-11})}{10^{-8}} + (4)(4{,}201 \times 10^{-11})\right\}}{(4{,}039 \times 10^{-7})\left[1 + \frac{(2)(4{,}201 \times 10^{-11})}{10^{-8}}\right]} + 10^{-8} + 10^{-6}\right\}$$

$\beta = 3{,}278 \times 10^{-4}$ equivalentes/l.

Paso 5. Expresar β en equivalentes/d, considerando un caudal de 160 m^3/h.

$\beta = 3{,}278 \times 10^{-4}$ equivalentes/l $\times$ 1000 l/m^3 $\times$ 160 m^3/h $\times$ 24 h/d

$\beta = 1\,258{,}7$ equivalentes/d

Paso 6. Expresar la adición de $[H^+]$ de la planta industrial en equivalentes/d, considerando un caudal de 16 m^3/h.

$$[H^+] = 10^{-pH} = 10^{-3} \text{ moles/l} = 10^{-3} \text{ equivalentes/l}$$

10^{-3} equivalentes/l $\times$ 1000 l/m^3 $\times$ 16 m^3/m $\times$ 24 h/d = 384 equivalentes/d

Paso 7. A partir de la ecuación (3.122):

$$\beta = -\frac{\Delta[H^+]}{\Delta(pH)}, \qquad \therefore \Delta(pH) = -\frac{\Delta[H^+]}{\beta}$$

$$\therefore \Delta(pH) = -\frac{384 \text{ equivalentes/d}}{1\,258{,}7 \text{ equivalentes/d}} = -0{,}305$$

Por lo tanto, el pH del afluente combinado será:

$$pH = 8{,}0 - 0{,}305 = 7{,}695$$

Obsérvese que el Δ(pH) calculado sin tener en cuenta el efecto tampón era de 3,96 unidades, mientras que considerando el efecto tampón es únicamente de 0,305 unidades. La relación entre ambos = 3,95/0,305 $\approx$ 13.

Problemas

I. En un desarenador de sección horizontal rectangular, la alimentación es de 2840 m^3/día, y las dimensiones son:

Profundidad:	2,45 m
Anchura:	6,10 m
Longitud:	15,20 m

Determinar si las partículas de arena de diámetro 0,1 mm y peso específico 2,5 serán arrastradas. Tomar $f = 0{,}03$ y $\beta = 0{,}04$.

II. La relación entre el coeficiente de fricción, C_D, y el número de Reynolds, N_R (fig. 3.2) está representada por la ecuación:

$$C_D = 24/N_R + 3/(N_R)^{1/2} + 0{,}34$$

1. Utilizando esta ecuación y la ley de Newton [ecuación (3.3)] calcular la velocidad de sedimentación, V_s (cm/s), con separación del 100% de las partículas de arena de diámetro uniforme de 0,2 mm y peso específico 2,65. La temperatura de operación es 4°C. Tomar la viscosidad cinemática del agua ($\nu_L = \mu_L/\rho_L$) igual a $1{,}57 \times 10^{-2}$ cm^2/s, y la aceleración de la gravedad g = 981 cm/s^2. Se sugiere un cálculo iterativo.
2. Calcular el factor de carga ($m^3/m^2 \cdot d$), con separación del 100%.
3. Calcular la longitud de un desarenador con una profundidad de 1,5 m y una anchura de 1,2 m para la sedimentación del 100% de estas partículas, siendo el caudal de 27 000 m^3/día.

4. Verificar si hay arrastre de partículas en estas condiciones. El desarenador está construido de hormigón ($f = 0{,}03$) y las partículas de arena pueden ser consideradas de diámetro uniforme. Tomar $\beta = 0{,}04$.

III. Una partícula de arena, de diámetro 0,15 mm y peso específico 2,65 se sedimenta en agua a 4°C. La viscosidad cinemática ($\nu_L = \mu_L/\rho_L$) a esta temperatura es $1{,}57 \times \times 10^{-2}$ cm²/s.

1. ¿En qué región (Stokes, transición o Newton) ocurre la sedimentación?
2. ¿Cuál es la velocidad de sedimentación en cm/s?
3. Para una separación total de estas partículas en un desarenador, calcular el factor de carga mínimo ($m^3/m^2 \cdot d$).
4. ¿Cuál sería el factor de carga ($m^3/m^2 \cdot$ día), para una separación del 75%?

IV. Partículas de arena de diámetro 0,05 mm y peso específico 1,65 sedimentan en agua a 10°C. La viscosidad cinemática del agua ($\nu_L = \mu_L/\rho_L$) a esta temperatura es de 0,0131 cm²/s.

1. Calcular el número de Reynolds.
2. Utilizando la relación apropiada de sedimentación (Stokes, Newton o transición), calcular la velocidad de sedimentación en cm/s.
3. ¿Cuál es el factor de carga en $m^3/m^2 \cdot$ día?
4. Comparar el valor de la velocidad de sedimentación calculado en la parte (2) con el valor obtenido directamente de la fig. 3.4.

V. La velocidad de sedimentación, V_s, para una partícula esférica se calcula según la ley de Newton, ecuación (3.3). Sin embargo, el valor de V_s no puede ser calculado directamente, ya que la determinación del coeficiente de fricción, C_D, según la fig. 3.2, requiere el conocimiento de la abscisa (número de Reynolds: N_R) que es precisamente una función de V_s. Esta dificultad puede ser eliminada mediante un criterio (parámetro K), que permita determinar en qué región de sedimentación (Stokes, transición o Newton), la separación considerada tiene lugar. Esto, en el caso de sedimentación de una partícula de diámetro, peso específico y viscosidad conocidos.

Para encontrar la expresión del parámetro K deben hacerse las siguientes hipótesis:

(i) El coeficiente de fricción, C_D, se calcula según la ecuación (3.5), con los valores de los parámetros b y n presentados en el cuadro 3.1 para cada una de las regiones de sedimentación.

(ii) Los valores límites del número de Reynolds, N_R, para la separación entre estas tres regiones aparecen en la fig. 3.2, siendo $N_R = 2$ y $N_R = 500$.

1. Mostrar, haciendo las transformaciones algebráicas apropiadas, que el parámetro K puede ser calculado directamente para un problema específico de sedimentación, según la expresión:

$$K = d \left[\frac{(\rho_S - \rho_L)\, \rho_L\, g}{\mu_L^2} \right]^{1/3}$$

2. Mostrar que el criterio para decidir a qué región de sedimentación corresponde un problema específico, puede enunciarse de la manera siguiente:

— Si:

$$K < K_1$$

la sedimentación se produce en la región de Stokes.

— Si:

$$K_1 < K < K_2$$

la sedimentación se produce en la región de transición.

— Si:

$$K > K_2$$

la sedimentación se produce en la región de Newton.

Aquí K es el valor calculado.

Determinar los valores para K_1 y K_2.

3. Utilizando el criterio desarrollado anteriormente, calcular la velocidad de sedimentación (cm/s) de una partícula de arena ($\rho_s = 2{,}65$ g/cm^3) con diámetro de 0,1 mm, en agua a 20°C ($\rho_L = 1{,}0$ g/cm^3, $\mu_L \approx 1$ cp).

4. Comparar el valor de la velocidad de sedimentación calculado en (3) con el determinado según la fig. 3.4.

VI. Diseñar una sección horizontal para el 100% de separación de partículas de 0,5 mm de diámetro. Diseñar la sección vertical de tal forma que sólo las partículas de $d = 0{,}1$ mm sean arrastradas.

1. ¿Cuál es el porcentaje de arena que se separará?

2. Preparar un esquema del desarenador, indicando todas las dimensiones. Si es necesario, dividir la cámara en distintos canales paralelos de desarenado, de anchuras que no excedan 1,2 m.

3. Calcular el tiempo de retención requerido (min).

4. Si el afluente de agua residual contiene 50 mg/l de arena, suponiendo que el lodo concentrado en el fondo del desarenador alcanza una concentración del 5% en arena, estimar la acumulación de este lodo concentrado en m^3/h.

% en peso	d, mm
50	1,0
20	0,5
20	0,2
10	0,1

(1)

El caudal de agua residual es de 80 000 m^3/d.

Considerar la temperatura de operación de 20°C y un peso específico de las partículas de arena de 2,65. Tomar $\beta = 0{,}04$, $g = 980$ cm/seg^2, $f = 0{,}03$. Considerar una profundidad de 1,8 m para el desarenador.

VII. El caudal de un efluente es de 91 500 m^3/día. La distribución de las partículas de arena, determinada en laboratorio, aparece en el cuadro siguiente:

Porcentaje en peso	Diámetro en mm
40%	2,0
25%	1,0
20%	0,5
10%	0,3
5%	0,2

Un canal fuera de uso con 9,10 m de longitud, 1,50 de anchura y 2,10 de profundidad está disponible en el emplazamiento, y se está considerando la posibilidad de utilizarlo como desarenador. Se desea separar por lo menos el 80% de la arena, con el peso específico igual a 2,65. La temperatura de operación es 20°C. Tomar $f = 0{,}03$ y $\beta = 0{,}04$.

Calcular el porcentaje efectivo de la arena separada. ¿Es el canal disponible, adecuado para este servicio?

VIII. Sedimentación (discreta). Se obtiene una distribución de tamaños de partículas a partir de análisis de tamizado de arenas. Para cada fracción se calcula la velocidad media de sedimentación. Los datos [11] son los indicados a continuación:

Velocidad de sedimentación, m/min	Fracción restante, en peso
3	0,55
1,5	0,46
0,6	0,35
0,3	0,21
0,225	0,11
0,150	0,03

1. Hacer un gráfico de la fracción de partículas que tienen menos de la velocidad fijada, con respecto a la velocidad de sedimentación (m/min).
2. Para una carga de 4.000 m^3/m^2 · d, calcular el rendimiento total utilizando la ecuación (3.39).

IX. Sedimentación con floculación. Los resultados de unos ensayos de sedimentación en el laboratorio nos dan los datos recogidos a continuación.

	% SS eliminados a distintas profundidades		
Tiempo (min)	0,6 m	1,2 m	1,8 m
10	40	25	16
20	54	37	28
30	62	47	37
45	71	56	46
60	76	65	53

Los datos para el % de sólidos de lodos compactados en función del tiempo de sedimentación se han tomado también de una válvula de 2,4 m por debajo de la superficie del líquido en el cilindro. Estos datos son los siguientes:

Tiempo de sedimentación, t, min	% sólidos en lodo
10	0.40
20	0.75
30	0.97
40	1.17
50	1.34
60	1.48
70	1.60
80	1.69
90	1.75

1. Hacer un análisis de los datos y obtener las curvas del % de sólidos en suspensión separados en función del tiempo de retención (min), y el % de sólidos en suspensión separados en función del factor de carga ($m^3/d \cdot m^2$).

2. Si la concentración inicial de los lodos es 430 ppm, diseñar un tanque de sedimentación (calcular el diámetro y la profundidad efectiva) para separar el 70% de los sólidos en suspensión para un caudal de 160 m^3/h. Utilizar un factor de mayoración de 1,25.

3. ¿Cuál será el rendimiento alcanzado con el tanque diseñado anteriormente (2), si el caudal se multiplica por 2, es decir, es de 320 m^3/h?

4. Para el caudal de 160 m^3/h, condiciones del apartado 2, calcular la acumulación diaria de lodos en kg/día y el bombeo necesario en m^3/h.

X. Utilizando las curvas de sedimentación de la figura 3.50, determinar el porcentaje

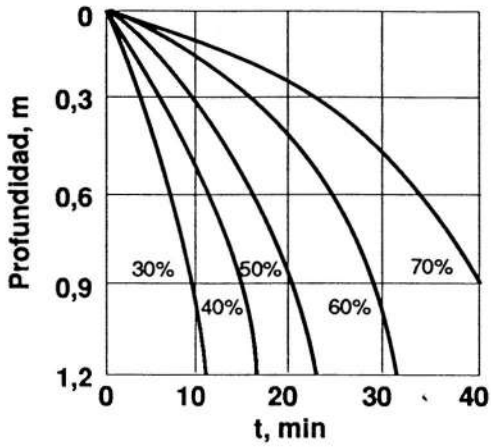


Fig. 3.50. Curvas de sedimentación (Problema X).

de sólidos sedimentados en un clarificador diseñado para separar partículas con floculación, si la profundidad es de 1,20 m y el tiempo de retención es de 20 min.

XI. Un lodo floculento se sedimenta en una probeta de laboratorio. Fueron tomadas muestras en un punto situado 1,5 m bajo la superficie del líquido a intervalos fijos de tiempo. Se determinaron las fracciones de partículas en estas muestras. Estas fracciones corresponden al cociente entre las concentraciones de sólidos en suspensión medidas en las válvulas de muestreo y la concentración inicial uniforme de los sólidos en suspensión en la probeta. Los datos obtenidos fueron los siguientes:

Tiempo de muestreo, min	Fracción de partículas en suspensión
10	0.81
15	0.62
20	0.46
30	0.26
60	0.06

Se pide:

1. Construir el gráfico siguiente:
   Abscisa: Velocidad de sedimentación, m/s
   Ordenada: Fracción de partículas en suspensión con velocidad inferior al valor indicado por las abscisas correspondientes.

2. Calcular el porcentaje de partículas sedimentadas en un clarificador cuyo factor de carga es 1,36 litros/(s)(m^2).

XII. *Sedimentación por zonas.* Se desea diseñar un tanque de sedimentación secundario para producir una concentración en los extraídos de 8 000 mg/l, a partir de un contenido en sólidos del agua residual de 2 500 mg/l. El caudal es de 4 350 m^3/d. Las velocidades de sedimentación determinadas en los ensayos en discontinuo son las siguientes:

Concentración de sólidos (mg/l)	Velocidad de sedimentación (m/h)
500	6.67
1000	4.63
1500	3.11
2000	2.23
2500	1.42
3000	1.00
3500	0.738
4000	0.542
4500	0.408
5000	0.317
5500	0.243
6000	0.188
6500	0.148
7000	0.119
7500	0.100
8000	0.083

1. Dibujar la curva de flujo en discontinuo G_B (kg/m^2 · d) con respecto a X_i (mg/l).
2. Determinar la sección requerida para el espesamiento (m^2) y el diámetro (m).
3. Comprobar el área de la sección requerida para la clarificación. Despreciar la concentración en sólidos que sale con el líquido clarificado.
4. Estimar la altura del clarificador, basado en un tiempo de retención de 2 horas.

XIII. Para el estudio de sedimentación de un lodo activo se ha realizado un test en laboratorio, utilizando una probeta estándar. Los resultados aparecen en el cuadro siguiente:

Experimento núm.	X_i, mg/l	V_i, velocidad de sedimentación
1	3.000	3,96
2	6.000	1.22
3	10.000	0,49
4	20.000	0,15

1. Trazar la curva de flujo en discontinuo ($kg/m^2 \cdot d$ en función de los mg/l).

2. Si la concentración de sólidos en la salida bajo el clarificador propuesto es del 2%, calcular la superficie de su sección horizontal en m^2. El caudal entrante al clarificador es de 5 700 m^3/d, y contiene una concentración de sólidos en suspensión de 4 000 mg/l.

3. Dick, R. I. y Young, K. W., [«Proceedings of 27th Annual Purdue Industrial Waste Conference», Purdue University, West Lafayette, Ind., 1972] sugieren la siguiente relación entre la velocidad de sedimentación y la concentración de los sólidos en suspensión:

$$V_i = g\, X_i^{-h}$$

Utilizando los datos presentados en el cuadro adjunto y el gráfico lineal apropiado determinar los parámetros g y h.

Observación: h es una cantidad adimensional, mientras que g tiene dimensión de velocidad (m/h). El valor de g es dependiente de las unidades utilizadas para las concentraciones X_i.

Determinar los valores de g:

(i) — Con unidades m/h, X_i en mg/l,

(ii) — Con unidades m/min, X_i en kg/kg.

XIV. El caudal del efluente de un reactor biológico en una planta de lodos activos es 6 900 m^3/día, y la concentración de sólidos en suspensión es 2 500 mg/l. Los sólidos en suspensión son separados por un clarificador secundario.

Un clarificador fuera de uso, con un diámetro de 12 m, está disponible y debe ser considerado para este uso.

Un estudio de laboratorio se ha realizado utilizando una probeta estándar, para la sedimentación de un lodo activo obtenido en una planta piloto, tratando el agua residual en cuestión. Los resultados de este estudio son indicados a continuación:

Test núm.	X_i, MLSS en mg/l	V_i, velocidad de sedimentación, m/h
1	450	4,52
2	1500	2,51
3	3000	1,49
4	4500	0,95
5	6000	0,53
6	7500	0,27
7	9000	0,15
8	10500	0,087
9	12000	0,051
10	13500	0,027

1. Trazar la curva de flujo en discontinuo ($kg/m^3 \cdot d$ en función de los mg/l).

2. Determinar la concentración (mg/l) de los sólidos bajo el clarificador, obtenidos utilizando el sedimentador disponible. Despreciar las pérdidas de sólidos en el efluente del clarificador.

XV. *Flotación.* Una planta piloto en operación nos indica que la relación óptima aire/sólido es de 0,04 kg de aire/kg de sólido.

1. Si el agua residual a ser tratada tiene 250 ppm de sólidos en suspensión, calcular el % de reciclado que debe ser presurizado a 4,2 kg/cm² a 20°C. Tomar $f = 0{,}68$.

2. Para un caudal de agua residual de 160 m³/h, y una carga de 10 m³/m² · h, calcular el área de la superficie requerida.

XVI. Un estudio experimental de flotación fue efectuado con un agua residual industrial a 20°C. El caudal es 1 600 m³/d y el afluente contiene 900 mg/l de sólidos en suspensión. La relación *A/S* óptima fue determinada a 0,025. La velocidad de flotación fue determinada a 7,6 cm/min para este valor de *A/S*. Tomar $f = 0{,}5$. Para una operación sin reciclaje, calcular:

1. La presión de operación en atm.
2. La cantidad de aire liberada en m³ estándar por minuto (referidos a $P = 1$ atm y $t = 0°C$).
3. Factor de carga, m³/m² · d.
4. Sección horizontal, m².
5. Tiempo de retención, basado en una profundidad de 1,5 m.

Para una operación con reciclaje a la misma presión establecida para la operación sin reciclaje, calcular:

1. El reciclaje, *R*, m³/d.
2. La sección horizontal de la unidad de flotación, m².

XVII. Un estudio en planta piloto fue hecho con unidades de flotación, para un efluente industrial con 1200 mg/l de sólidos en suspensión. Este estudio indicó un valor óptimo de 0,03 para *A/S*. La velocidad lineal de flotación de los sólidos fue determinada a 5,8 cm/min para este valor de *A/S*.

Para el flotador que deseamos diseñar, suponer una profundidad de 1,5 m. Tomar el factor $f = 0{,}8$.

Para la operación sin reciclaje, calcular:

1. La cantidad de aire liberado en kg/d y m³ estándar/d (condiciones estándar referidas a $P = 1$ atm y $t = 0°C$). El caudal es 1380 m³/d.
2. Sección horizontal del flotador, m².
3. Tiempo de retención, min.
4. Presión de operación, atm. ($t = 20°C$).
5. Para una operación con reciclaje, a la misma presión establecida en la parte (4), determinar el factor de carga, en l/m² · min, para la misma unidad de flotación diseñada en las partes (1) a (4).

XVIII. Un efluente, con un caudal de 820 m³/d y temperatura de 30°C contiene una concentración de sólidos en suspensión de 130 mg/l.

Se desea reducir este valor a 20 mg/l antes de combinar este efluente con otros, y alimentar el caudal combinado a una planta de tratamiento biológico.

Estudios de laboratorio fueron hechos para evaluar el funcionamiento de un sistema de flotación operando a 4,4 atm. Los resultados de estos estudios aparecen en la fig. 3.51.

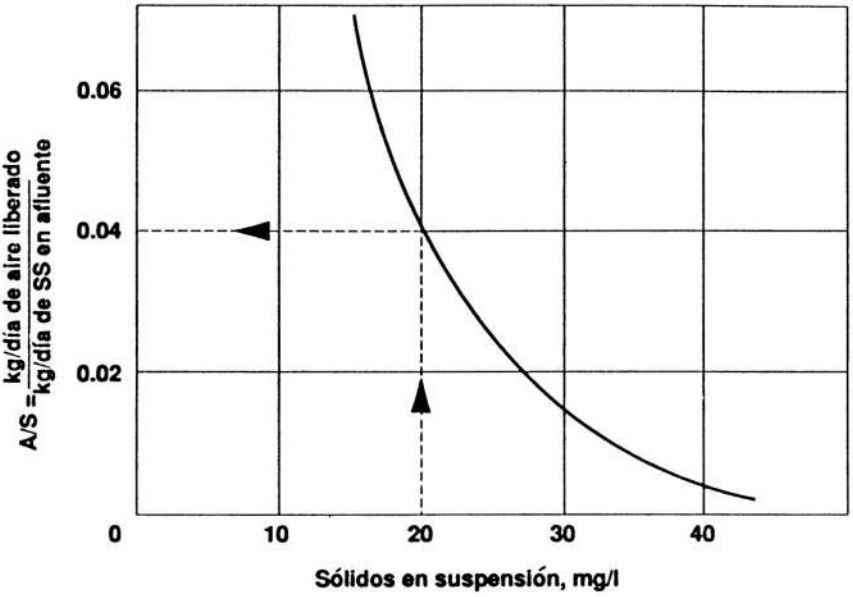


Fig. 3.51. Correlación del parámetro *A/S* (Problema XVIII).

Se pide:

1. Calcular el reciclaje (m^3/d), el porcentaje de reciclaje y el flujo total (m^3/d). Tomar $f = 0{,}8$.
2. Calcular la superficie de la unidad de flotación (m^2), para un factor de carga de 140 $m^3/m^2 \cdot d$.
3. Calcular el aire requerido en kg/d y en m^3 estándar/d (condiciones estándar referidas a $P = 1$ atm y $t = 0°C$).
4. Si la profundidad de la unidad de flotación es de 3 m, calcular el volumen efectivo en m^3 y el tiempo de retención (min).
5. Calcular los kg/d (base seca) del lodo flotado. Esto debe incluir no solamente los sólidos flotados, sino también el alumbre utilizado para ayudar la flotación. 50 mg/l de

alumbre son adicionados para esta finalidad y es estimado, por pruebas de laboratorio, que la contribución del alumbre en el lodo flotado es de 0,3 mg de lodo por mg de alumbre utilizado.

6. Si la concentración del lodo flotado es 2,9% en peso de sólidos, estimar los l/min del lodo flotado.

7. Si el cociente anchura/profundidad para la unidad de flotación es $W/L = 1/4$, establecer sus dimensiones.

XIX. Una unidad de flotación es utilizada para concentrar 0,011 m^3/s de un lodo activo de 0,3 a 4% de sólidos. Operación en planta piloto indicó un cociente $A/S = 0,02$ y un factor de carga de 0,54 $l/m^2 \cdot s$.

Determinar para los casos sin reciclaje y con un reciclaje $r = R/Q = 1,2$ los siguientes parámetros de diseño:

1. Presión en el tanque de retención, atm.
2. Superficie de la unidad de flotación, m^2
3. Factor de carga de sólidos, $kg/(h)(m^2)$.

Tomar $f = 0,6$ y la solubilidad del aire en agua: 22,4 mg/l a 1 atm y 20°C.

XX. En este problema hay que referirse al afluente en el que se analizan las fluctuaciones de la DBO_5 en función del tiempo (figura 3.41 y cuadro 3.15).

Como se indica en el ejemplo 3.12, estudios piloto y cálculos de diseño con sistemas de lodos activos muestran que el efluente de la balsa de homogeneización, diseñada en el ejemplo 3.13, no debe tener una DBO_5 superior a 896 mg/l. Esto es necesario para hacer efectivo el criterio de calidad del efluente final de la planta de lodos activos, que trata 18.000 m^3/d del agua residual en cuestión.

Sin embargo, en la proximidad del emplazamiento de la planta de lodos activos, existe una balsa fuera de servicio con las siguientes dimensiones:

Longitud:	70 m
Anchura:	30 m
Profundidad:	4 m

Se ha sugerido utilizar esta balsa para la homogeneización de la DBO_5 del afluente. En este caso, se pregunta con qué nivel de confianza, en %, podríamos asegurar que el efluente respetaría el criterio de calidad establecido. Háganse comentarios apropiados sobre la posibilidad de utilizar esta balsa fuera de servicio, como equipo de homogeneización en esta aplicación.

XXI. *Neutralización.* Para el lecho de caliza de 0,9 m diseñado en el ejemplo 3.14, preparar una gráfica del volumen de caliza requerido en el intervalo de valores de pH seleccionados para el efluente (seleccionar pH = 5, 6, 7, 8, 9 y 10).

XXII. El proyecto de una planta industrial incluye la descarga de aguas residuales ácidas a pH = 2,0 a la temperatura de 35°C, a un río, en el cual el caudal crítico se estima en 3.200 m^3/h, y la temperatura crítica es 15°C. La alcalinidad del agua del río es 200 mg/l

de $CaCO_3$ y el pH es 7,5. Suponer que hay un efecto tampón debido a las reacciones del carbonato. Calcular la descarga máxima permisible del agua residual ácida en m^3/h, de tal forma que el pH del agua del río aguas abajo del vertido no sea nunca inferior a 6,5.

XXIII. El caudal de un efluente es representado por la relación:

$$Q_t = Q_m + k\, Q_m \text{ sen} \cdot wt$$

siendo: $w = 2\pi/T$.

T = Periodo = 24 h.
k = 0,6
Q_t = caudal (m^3/d) en el instante t.
Q_m = caudal medio, m^3/d.

Una industria química desecha una solución ácida de pH = 3,0 y caudal de 460 m^3/d en este efluente. Aguas arriba de este desecho ácido (Q_t), el pH del efluente es 8,0 y su alcalinidad es 250 mg/l, en términos de $CaCO_3$.

1. Para el efluente aguas arriba del desecho ácido, trace una gráfica del caudal Q_t (m^3/d) en función del tiempo (h) para un intervalo de $t = 0$ a $t = 24$ h (un periodo).

Tomar $Q_m = 4600$ m^3/d.

Sugerencia: seleccionar intervalos de 3 h, esto es: $t = 0, 3, 6, 9, 12, 15, 18, 21$ y 24 h.

2. Para estos mismos valores de t trazar una gráfica de pH del efluente combinado (aguas abajo del desecho ácido) en función del tiempo (t).

Discutir la forma de estas dos gráficas.

REFERENCIAS

1. Adams, C. E. Jr., and Eckenfelder, W. W. Jr., «Process Design Techniques for Industrial Waste Treatment», Enviro Press, Nashville and Austin, 1974.
2. Camp, T. R., *Trans. Am. Soc. Civ. Eng.*, **111**, 909 (1946).
3. Danckwerts, P. E., and Sellers, E. S., *Ind. Chem.* **27**, 395 (1951).
4. Dick. R. I., *J. San. Eng. Div. ASCE* **96**, 423 (1970).
5. Eckenfelder, W. W., Jr., «Industrial Water Pollution Control», McGraw-Hill, New York, 1966.
6. Eckenfelder, W. W., Jr., and Ford, D. L., «Water Pollution Control», Pemberton Press, Austin and New York, 1970.
7. Eckenfelder, W. W. Jr., and O'Connor, D. J., «Biological Waste Treatment», Pergamon, Oxford, 1961.
8. Hazen, A., *Trans. Am. Soc. Civ. Eng.* **53**, 45 (1904).
9. Hummenick, M. J., Jr., «Water and Wastewater Treatment», Marcel Dekker, Inc., New York, 1977.
10. Loewenthal, R. E., and Marais, G. V. R., «Carbonate Chemistry of Aquatic Systems: Theory and Application», Ann Arbor Science Publishers, Inc., Ann Arbor, Michigan, 1976.
11. Metcalf & Eddy, Inc., «Wastewater Engineering», McGraw Hill, New York, 1972.
12. Reynolds, E., et al., *Trans, Inst. Chem. Eng.* **42**, T-13 (1964).
13. Talmadge, W. P., and Fitch, E. B., *Ind. Eng. Chem.* **47**, 38 (1955).
14. Waddel, H., *J. Franklin Inst.* **27**, 459-490 (1934).
15. Weber, W. J., Jr., and Stumm, W., *Journal of the American Water Works Association* **55**, 1553 (1963).
16. Yoshioka, N., et al., *Chemical Engineering* (Tokio) **21**, 66 (1957).

Capítulo 4

Teoría y práctica de la aireación en tratamientos de aguas residuales

1. Introducción 199
2. Fases del proceso de transferencia de oxígeno 202
3. Ecuación de transferencia de oxígeno 203
4. Determinación del coeficiente global de tranferencia $K_L a$, por aireación en régimen transitorio de agua corriente 205
5. Integración de la ecuación diferencial de transferencia de oxígeno 210
6. Aireación en régimen transitorio de aguas con lodos activos 210
7. Determinación con aireación en régimen estacionario de $K_L a$ en el proceso de lodos activos 211
8. Capacidad de oxigenación en condiciones de referencia y en condiciones reales 212
9. Rendimiento en la transferencia de oxígeno de las unidades de aireación 220
10. Efecto de las características de las aguas residuales en la transferencia de oxígeno 221
11. Determinación en laboratorio del coeficiente de transferencia de oxígeno 223
12. Clasificación de los equipos de aireación. Rendimiento de la transferencia de oxígeno 223
13. Unidades de difusión de aire 224
14. Unidades de aireación por turbinas 232
15. Equipos de aireación superficial 237

Problemas 244

Referencias 252

1. INTRODUCCIÓN

En este capítulo trataremos fundamentalmente la transferencia de oxígeno atmosférico a las aguas residuales sometidas a tratamiento biológico aerobio. El conocimiento de este proceso es básico para especificar los aireadores necesarios. Los aspectos a considerar incluyen: 1) Revisión de la teoría de película estática, aplicada al caso de transferencia de oxígeno. 2) Procedimientos experimentales para determinar los coeficientes de transferencia a partir de unidades piloto. 3) Discusión de los tipos más comunes de aireadores utili-

zados en tratamientos de aguas residuales, y 4) Procedimientos para especificar los aireadores adecuados a cada aplicación, y llegar a establecer un diseño correcto de los mismos.

La explicación más simple del mecanismo de transferencia de gases es la dada por la teoría de la doble película. De acuerdo con esta teoría, es la presencia de dos capas, una líquida y otra gaseosa, en la interfase gas-líquido, la que proporciona la mayor parte de la resistencia al paso de las moléculas de gas de la masa en fase gaseosa a la líquida.

Para gases de gran solubilidad en la fase líquida (p. ej., absorción de SO_2 en agua), la mayor resistencia es la ofrecida por la película gaseosa. Para gases de baja solubilidad en fase líquida (p. ej., absorción de oxígeno por un agua residual), que es el caso a considerar, la resistencia limitante está en la película líquida. Para gases de solubilidad intermedia, ambas películas pueden ofrecer una resistencia significativa.

Los valores de saturación de oxígeno $(C_s)_{760}$ para agua destilada, y a presión atmosférica (760 mm de Hg) se recogen en el cuadro 4.1, en función de la temperatura. La referencia [9] incluye datos con incrementos de 1°C y considerando la presencia de cloruros.

CUADRO 4.1

Valores de saturación de oxígeno para agua destilada, en condiciones normales (1 atm) [9].

Temperatura (°C)	Temperatura (°F)	O_2 (mg/l)
0	32.0	14.6
5	41.0	12.8
10	50.0	11.3
15	59.0	10.2
20	68.0	9.2
25	77.0	8.4
30	86.0	7.6
35	95.0	7.1
40	104.0	6.6

La notación C_s se utilizará para definir la concentración de oxígeno disuelto (mg/l) en agua corriente, en condiciones de saturación. Los valores del cuadro 4.1 (agua destilada) pueden considerarse como aproximaciones aceptables para C_s. Para el caso de aguas residuales, se usará la notación C_{sr} para designar la concentración de oxígeno disuelto en condiciones de saturación. La relación:

$$\beta = C_{sr}/C_s \tag{4.1}$$

puede determinarse experimentalmente para un agua residual determinada. Para la mayoría de los casos está en el intervalo 0,92-0,98.

A presión atmosférica, el efecto de la temperatura y la presencia de sólidos disueltos puede estimarse [4] según la ecuación:

$$(C_{sr})_{760} = (475 - 0{,}00265SD)/(33{,}5 + T) \tag{4.2}$$

donde $(C_{sr})_{760}$ es la concentración de saturación a la presión normal; SD es la concentración de sólidos disueltos en mg/l, y T es la temperatura en °C.

El efecto de la presión sobre el valor C_s en la superficie del agua corriente, puede estimarse por la Ley de Henry. Según ésta, la concentración de oxígeno disuelto en la fase líquida es proporcional a la presión parcial del oxígeno en la fase gaseosa. La presión de aire en la fase gaseosa se obtiene restando de la presión barométrica P, el valor de la presión de vapor de agua, P^v, a la temperatura del sistema. La presión parcial de oxígeno es, consecuentemente, el producto de la fracción molar de oxígeno en el aire ($y_{O_2} = 0{,}21$) por la diferencia $(P - P^v)$, es decir, $0{,}21 \times (P - P^v)$.

La relación de la concentración de oxígeno disuelto a la presión P (es decir, C_s), con la correspondiente a presión atmosférica $(C_s)_{760}$, viene dada por la ecuación (4.3). El factor $y_{O_2} = 0{,}21$ aparece tanto en el numerador como en el denominador, pudiendo eliminarse.

Para agua corriente:*

$$\frac{C_s}{(C_s)_{760}} = \frac{P - P^v}{760 - P^v} \tag{4.3}$$

en la cual P es la presión barométrica (mm Hg), y P^v es la presión de vapor de agua. Los valores de P^v se recogen en el cuadro 4.2.

Para un agua residual, a partir de las ecuaciones (4.1) y (4.3):

$$C_{sr} = \beta C_s = \beta(C_s)_{760}\frac{P - P^v}{760 - P^v} \tag{4.4}$$

Las ecuaciones (4.3) y (4.4) sólo se aplican en la superficie del agua, y pueden utilizarse sin correcciones para el caso de aireación superficial. Para el caso de aireación con

* El error de despreciar el término P^v en el numerador y en el denominador de (4.3) y (4.4) es pequeño, por lo cual estas ecuaciones se suelen escribir:

$$C_s \approx (C_s)_{760}(P/760) \tag{4.3a}$$

y

$$C_{sr} = \beta(C_s)_{760}(P/760) \tag{4.4a}$$

CUADRO 4.2

Presión de vapor de agua [6]

Temperatura (°C)	Temperatura (°F)	P^v, mm Hg
0	32,0	4,579
5	41,0	6,543
10	50,0	9,209
15	59,0	12,788
20	68,0	17,535
25	77,0	23,756
30	86,0	31,824
35	95,0	42,175
40	104,0	55,324

burbujeo (p. ej.: difusores y aireadores de turbina, que se considerarán en los apartados 13 y 14) es necesario introducir otras correcciones de presión para tener en cuenta la columna de líquido sobre el punto de aireación. Este aspecto se discutirá en el apartado 8.3.

2. FASES DEL PROCESO DE TRANSFERENCIA DE OXÍGENO

El proceso de transferencia de oxígeno de una fase gaseosa a otra líquida se realiza en dos pasos:

Paso 1. Saturación de la interfase líquida entre las dos fases. Supongamos que C_s (o C_{sr}) es la concentración de saturación de oxígeno para los casos en que la fase líquida es agua corriente (o agua residual).

La velocidad de transferencia de oxígeno es muy rápida, ya que la resistencia de la película de gas es despreciable y, consecuentemente, esta fase no es la limitante.

Paso 2. Paso de las moléculas de oxígeno de la interfase líquida a la masa de líquido. Aquí, C representará la concentración de oxígeno en el total de la masa líquida [$C < C_s$ (o C_{sr})].

En el paso 2 las resistencias que actúan en la transferencia de oxígeno son las que ofrece la película de líquido y la resistencia a la difusión del oxígeno en la masa de fase líquida.

Con poca mezcla (baja turbulencia) la resistencia a la difusión en la masa de la fase líquida es mayor que la resistencia de la película líquida. Con niveles de turbulencia moderados, la primera disminuye, pudiendo ser la resistencia de la película líquida la que gobierne

el proceso. Con mayores niveles de turbulencia, se rompe la película de líquido y la transferencia de oxígeno se controla por el «factor de renovación superficial», que es la frecuencia con la cual gotas de líquido, con una concentración C, reemplazan el líquido interfacial, en el cual la concentración de oxígeno es C_s (o C_{sr}).

3. ECUACIÓN DE TRANSFERENCIA DE OXÍGENO

Consideremos el diagrama de la fig. 4.1 (a) para la transferencia del oxígeno a través de la película de líquido.

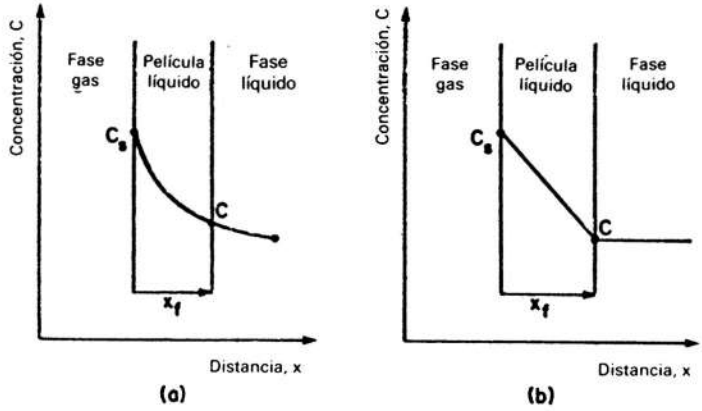


Fig. 4.1. Diagrama de transferencia de oxígeno a través de la película de líquido. (a) Ecuación de Fick. (b) Aproximación lineal.

La velocidad de transferencia de oxígeno viene dada por la ecuación de difusión de Fick, aplicada a través de la película de líquido:

$$\partial M/\partial t = - DA\ \partial C/\partial x_f \tag{4.5}$$

en la cual $\partial M/\partial t$ es la velocidad de transferencia de O_2, en kg O_2/h; D es el coeficiente de difusión, m²/h; A es el área de contacto superficial entre las fases líquida y gaseosa, m²; y $\partial C/\partial x_f$ es el gradiente de concentración de oxígeno, (kg/m³)/m = kg/m⁴. En la ecuación (4.5) de derivadas parciales, la concentración C a través de la película de líquido no sólo es función del tiempo, sino también de la posición; o sea, $C = f(t, x)$. Sin embargo, ya que el espesor de la película es mínimo, puede suponerse una aproximación lineal para la disminución de concentración a través de la película de líquido, lo cual corresponde al diagrama de la fig. 4.1 (b). En este caso la ecuación (4.5) puede escribirse:

$$\frac{dM}{dt} = -DA\frac{C - C_s}{x_f} = DA\frac{C_s - C}{x_f} \tag{4.6}$$

Dividiendo ambos miembros por el volumen de la fase líquida, V:

$$\frac{1}{V}\frac{dM}{dt} = D\frac{A}{V}\frac{C_s - C}{x_f} \tag{4.7}$$

El primer miembro de la ecuación (4.7) tiene por dimensiones (masa)/(volumen)(tiempo), o también, (concentración)/(tiempo) y puede expresarse como dC/dt. El segundo miembro, la relación D/x_f puede expresarse como K_L (coeficiente de transferencia de oxígeno), lo cual interesa, ya que no siempre se conoce el espesor de la película del líquido x_f. Asimismo, el término A/V, que representa el área total de contacto interfacial por unidad de volumen de líquido, puede representarse por a (unidades: $m^2/m^3 = 1/m$), de interés, ya que es prácticamente imposible hacer una buena estimación del área interfacial A. Con estas modificaciones, la ecuación (4.7) se transforma en:

$$CO = \frac{dC}{dt} = K_L a(C_s - C) \tag{4.8}$$

para aguas corrientes. Para el caso de aguas residuales, basta reemplazar C_s por C_{sr} en la ecuación (4.6):

$$CO = \frac{dC}{dt} = K_L a(C_{sr} - C) \tag{4.9}$$

en la que CO significa capacidad de oxigenación.

El término dC/dt representa los kg de oxígeno que se transfieren por hora por m^3, y equivale al término CO.

En la determinación del coeficiente de transferencia de oxígeno, el factor total, $K_L a$, se obtiene sin intentar separar los factores K_L y a. Se admite como imposible medir el área interfacial A.

La diferencia $(C_s - C)$, o $(C_{sr} - C)$, entre el valor de saturación de oxígeno disuelto en la interfase de la película de líquido, y la concentración real de oxígeno en la masa de la fase líquida, se define como *déficit de oxígeno.* Representa la fuerza que rige la transferencia de oxígeno. En los reactores aerobios en continuo, una vez funcionen en régimen estacionario, C se mantiene constante en todo momento, con lo cual la velocidad de transferencia de oxígeno será constante. Este valor en régimen se define como C_L. En el caso de aireación discontinua («batch»), C se aproxima a C_s (o C_{sr}), según avanza la aireación; eventualmente la fuerza señalada puede llegar a ser nula, en cuyo caso el oxígeno deja de ser transferido a la fase líquida.

Para procesos aerobios en continuo, diseñados para eliminar materia orgánica, el intervalo para operar con niveles constantes de oxígeno disuelto, C_L, está comprendido entre

0,5 y 1,5 mg/l. Cuando se quiere conseguir la nitrificación, se utilizan excesos de oxígeno de 2,0 mg/l.

4. DETERMINACIÓN DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA K_La, POR AIREACIÓN EN RÉGIMEN TRANSITORIO DE AGUA CORRIENTE

A efectos de evaluar los equipos de aireación, el coeficiente K_La se suele determinar utilizando agua corriente como fase líquida. Para obtener el correspondiente a aguas residuales, se utiliza un factor de corrección, α, que se definirá en el apartado 8.2.

El procedimiento más usado para la determinación de K_La es la aireación en régimen transitorio de agua corriente. Los cuatro pasos en que se realiza esta determinación son los siguientes:

Paso 1. Desoxigenación del agua, acercándose lo más posible al valor 0 de oxígeno disuelto (O.D.). Se consigue por adición de productos químicos, siendo el más normal sulfito sódico (Na_2SO_3). Se adiciona cloruro de cobalto ($CoCl_2$) como catalizador de esta reacción:

$$Na_2SO_3 + \tfrac{1}{2}O_2 \xrightarrow{CoCl_2} Na_2SO_4$$

La relación estequiométrica es:

$$Na_2SO_3/\tfrac{1}{2}O_2 = \tfrac{126}{16} = 7{,}9$$

Lo cual significa que teóricamente 7,9 ppm de Na_2SO_3 son los requeridos para eliminar 1 ppm de O.D. En base al O.D. del agua puede estimarse el Na_2SO_3 requerido (suele utilizarse un 10-20% en exceso). Se añade cloruro de cobalto en cantidad suficiente para tener una concentración de Co^{2+} mínima de 1,5 ppm. Puede emplearse otro procedimiento que consiste en eliminar el oxígeno disuelto burbujeando con gas nitrógeno.

Paso 2. Una vez el O.D. es prácticamente nulo, comenzar la aireación, midiendo el incremento de concentración del O.D. en intervalos de tiempo seleccionados. Teniendo en cuenta que la concentración de O.D. aumenta con el tiempo, este método se denomina de aireación en régimen transitorio. En el apartado 7 se considera un método en el cual se mantiene O.D. constante. Las mediciones de O.D. se hacen preferentemente con métodos instrumentales. El método más exacto es la utilización de un analizador de oxígeno calibrado, con célula galvánica y sensor.

La determinación experimental de O.D. por este método se describe en 2.3.1. También puede emplearse el análisis químico, método Winkler. El equipo de aireación se coloca en el centro de la balsa. Cuando se utilizan balsas circulares, se colocan deflectores en cuatro sectores de las mismas, como se indica en la fig. 4.2, para evitar la formación de vórtices (remolinos).

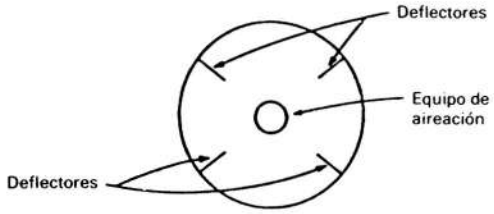


Fig. 4.2. Disposición de los deflectores.

Cuando los ensayos se hacen en tanques circulares, tanto a escala piloto como real, las profundidades para muestreo y determinación de O.D. son 0,3 m del fondo, y 0,3 m de la superficie, en los puntos medios y extremo de tres radios del tanque, lo que da un total de 12 puntos, como se indica en la fig. 4.3. Las muestras de los distintos puntos se analizan, y se promedian los resultados para el tiempo correspondiente.

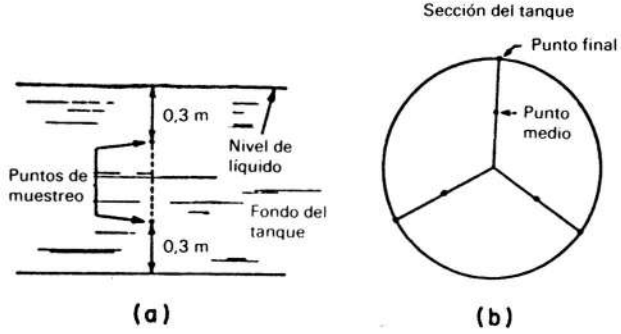


Fig. 4.3. Localización de puntos de muestreo.

Paso 3. Los resultados se ordenan tal y como se indica en el cuadro 4.3.

Paso 4. A partir de la ecuación (4.10) se obtiene una línea recta al llevar a un gráfico semilogarítmico $(C_s - C)$, en función del tiempo. La pendiente de esta línea es $(-K_L a)$, ya que según la ecuación (4.8):

$$dC/dt = K_L a(C_s - C)$$

Separando variables e integrando la expresión, suponiendo que $K_L a$ no depende del tiempo de muestreo:

$$\ln(C_s - C) = -K_L at + \text{cte} \qquad (4.10)$$

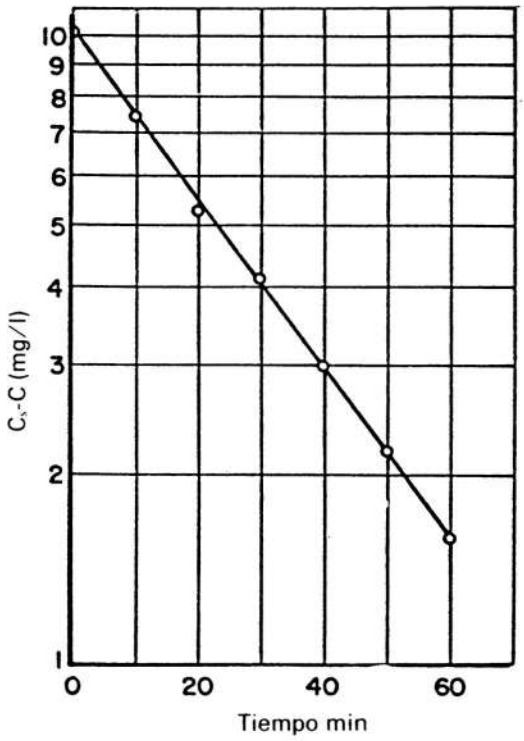


Fig. 4.4. Determinación de $K_L a$ (Ejemplo 4.1).

CUADRO 4.3

Datos para el ejemplo 4.1.

(1) Tiempo ensayo (min)	(2) C (mg/l)*	(3) $C_s - C$ (mg/l)* = 10,1 - (2)
0	0,0	10,1
10	2,6	7,5
20	4,8	5,3
30	6,0	4,1
40	7,1	3,0
50	7,9	2,2
60	8,5	1,6

* C_s = 10,1 mg/l. (Ejemplo 4.1. fase 3.)

Para el caso de aguas residuales se obtiene una ecuación similar a 4.10, sin más que sustituir C_s por C_{sr}. La figura 4.4. representa el gráfico de $\ln(C_s - C)$ en función del tiempo para los datos del cuadro 4.3. La línea recta se obtiene por el método de los mínimos cuadrados.

La determinación del coeficiente global de transferencia K_La por el método de aireación en régimen transitorio de agua corriente queda reflejada en el ejemplo 4.1.

Ejemplo 4.1. Los datos recogidos en las columnas (1) y (2) del cuadro 4.3 se han obtenido utilizando un aireador superficial de 8 CV en un tanque de 570 m³, circular, en las condiciones siguientes:

Temperatura del agua: 15°C
Presión atmosférica: 750 mm Hg.

El agua se desoxigena utilizando sulfito sódico y cobalto como catalizador.

Calcular:

1. Cantidad específica de reactivo (kg de Na_2SO_3/kg de agua), requerida para desoxigenar el agua con 9 ppm de O.D. Calcular el total requerido.
2. $CoCl_2$ requerido.
3. Valor de K_La (h^{-1}).

Solución. *Paso 1.* Cálculo de reactivo necesario. Teóricamente, se requieren 7,9 ppm de Na_2SO_3 para eliminar 1 ppm de O.D., o sea, para el total:

$$7{,}9 \times 9{,}0 = 71{,}1 \text{ ppm de } Na_2SO_3$$

Utilizando un 20% de exceso:

$$71{,}1 \text{ ppm} \times 120/100 = 85{,}32 \text{ ppm}$$

Pueden tomarse

$$86 \times 10^{-6} \text{ kg } Na_2SO_3/\text{kg agua}$$

Siendo el total requerido:

$$85 \times 10^{-6} \text{ kg } Na_2SO_3/\text{kg agua} \times 1000 \text{ kg agua/m}^3 \times 570 \text{ m}^3 =$$

$$= 43 \text{ kg de } Na_2SO_3$$

Paso 2. $CoCl_2$ requerido.

Base: 1,5 ppm de Co^{2+}.
Peso molecular de $CoCl_2 = 130$
Peso atómico de $Co = 59$

Por tanto se necesitan:

$$1{,}5 \times 130/59 = 3{,}3 \text{ ppm de } CoCl_2 = 3{,}3 \times 10^{-6} \text{ kg } CoCl_2/\text{kg de agua}$$

Siendo el total requerido:

$$3{,}3 \times 10^{-6} \text{ kg } CoCl_2/\text{kg agua} \times 1000 \text{ kg/m}^3 \times 570 \text{ m}^3 = \\ = 1{,}88 \text{ kg } CoCl_2 \text{ (mínimo)}$$

Pueden tomarse 2 kg de $CoCl_2$.

Paso 3. Completar la columna 3 del cuadro 4.3.

C_s: Del cuadro 4.1, $(C_s)_{760} = 10{,}2$ mg/l a 15°C. Puesto que el aireador es del tipo superficial, puede utilizarse la ecuación (4.3) para obtener el valor correcto de C_s. A 15°C, del cuadro 4.2, $P^v = 12{,}788$ mm Hg.

El valor correcto de C_s será [ecuación (4.3)]:

$$C_s = 10{,}2 \frac{750 - 12{,}788}{760 - 12{,}788} = 10{,}1 \text{ mg/l}$$

pudiendo completarse la columna (3) del cuadro 4.3.

Paso 4. Se traza la línea recta de la fig. 4.4 por el método de mínimos cuadrados, siendo

$$K_L a = -(\text{pendiente}) = -2{,}303\ [(\log 10{,}1 - \log 2{,}95)/(0 - 40)] \times 60 = 1{,}85 \text{ h}^{-1}$$

Puesto que $K_L a$ es la pendiente de la línea recta de la fig. 4.4, sus unidades dependen únicamente de las unidades de tiempo utilizadas en las absicsas. El cambio de las unidades de concentración para las ordenadas, sólo ocasiona un desplazamiento de la línea recta, manteniéndose paralela, sin cambiar su pendiente.

Hay que señalar que el valor de $K_L a$ no es afectado prácticamente por la presión barométrica. De acuerdo con la ecuación (4.3 a) o (4.4 a) un cambio de la presión produciría simplemente un desplazamiento de la línea recta de la figura 4.4 paralela a sí misma, ya que el valor de $(C_s - C)$ cambia.

5. INTEGRACIÓN DE LA ECUACIÓN DIFERENCIAL DE TRANSFERENCIA DE OXÍGENO

La integración de la ecuación (4.8) entre t_1 y t_2, correspondiente a concentración de O.D. C_1 y C_2, nos da:

$$\ln[(C_s - C_2)/(C_s - C_1)] = - K_L a(t_2 - t_1)$$

o, de otra forma:

$$K_L a = 2{,}303 \log[(C_s - C_1)/(C_s - C_2)]/(t_2 - t_1) \qquad (4.11)$$

A partir de la ecuación (4.11) puede obtenerse el valor de $K_L a$ contando únicamente con dos determinaciones experimentales de O.D. Sin embargo, es preferible utilizar el método gráfico lineal semilogarítmico con varios puntos experimentales, ya que permite promediar estadísticamente los errores.

6. AIREACIÓN EN RÉGIMEN TRANSITORIO DE AGUAS CON LODOS ACTIVOS

En el caso de los procesos de lodos activos, debe tenerse en cuenta el consumo de oxígeno (respiración) por los microorganismos. La velocidad de utilización de oxígeno (VUO) nos viene definida por el oxígeno utilizado por los microorganismos por unidad de tiempo (las unidades obtenidas en determinaciones de laboratorio son mg O_2/l · min, y se tratará con más detalle en el capítulo 5, apartado 6.3.2. La ecuación (4.9) quedaría modificada en:

$$dC/dt = K_L a\ (C_{sr} - C) - \text{VUO} \qquad (4.12)$$

donde C_{sr} es la concentración de saturación de oxígeno del agua residual, y C la concentración real en ese momento, en el agua residual aireada. Los valores de dC/dt se obtienen trazando el gráfico de valores de C (análisis de O.D.) para distintos t y determinando las pendientes en intervalos de tiempo establecidos (fig. 4.5). La ecuación (4.12) puede ordenarse, obteniéndose:

$$dC/dt = [K_L a\ C_{sr} - (\text{VUO})] - K_L a\ C \qquad (4.13)$$

La ecuación (4.13) indica que el gráfico de dC/dt (valores de las pendientes de la fig. 4.5) en función de C, da una línea recta, como se indica por la fig. 4.6. La pendiente de esta línea es $K_L a$, y VUO se determina a partir de la intersección con el eje de ordenadas.

La técnica experimental para esta determinación consiste en parar los aireadores del tanque de reacción, permitiendo que el O.D. descienda a un valor bajo. En ese momento se

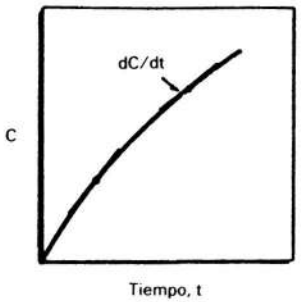


Fig. 4.5. Determinación de dC/dt.

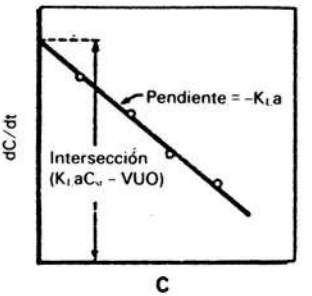


Fig. 4.6 Determinación de K_La (aireación variable en el proceso de lodos activos).

vuelve a comenzar la aireación y se registran los incrementos de O.D. en función del tiempo de aireación, dando gráficos como la fig. 4.5.

Hay que remarcar que el procedimiento descrito es de aplicación al proceso de lodos activos, en los que el agua residual en tratamiento tiene una concentración apreciable de microorganismos, requiriéndose un consumo de oxígeno para su respiración.

Para el caso de aguas residuales que contengan concentraciones despreciables de biomasa, la determinación de K_La es idéntica a la descrita en el apartado 4, utilizando C_{sr} en lugar de C_s.

7. DETERMINACIÓN EN RÉGIMEN ESTACIONARIO DE K_La EN EL PROCESO DE LODOS ACTIVOS

Los métodos descritos anteriormente estaban basados en las técnicas de aireación en régimen transitorio, aumentando la concentración de O.D. en el tiempo durante el trabajo experimental. Para el caso de aireación de las aguas del proceso de lodos activos es posible utilizar técnicas de aireación en régimen estacionario para la determinación del coeficiente global de transferencia de oxígeno K_La. Para conseguir condiciones de régimen estacionario se realiza la aireación a una velocidad que cubra únicamente el oxígeno requerido para la respiración de los microorganismos. Entonces, en la ecuación (4.12), $dC/dt = 0$, y en consecuencia:

$$K_La = \text{VUO}/(C_{sr} - C_L) \tag{4.14}$$

donde $C = C_L$ (concentración de oxígeno en régimen estacionario).

Las técnicas para determinación de la tasa de consumo de oxígeno son objeto del capítulo 5, sección 6.3.2. La ecuación (4.14) nos da K_La.

8. CAPACIDAD DE OXIGENACIÓN EN CONDICIONES DE REFERENCIA Y EN CONDICIONES REALES

En el apartado 4 se ha establecido que los equipos de aireación se evalúan determinando el coeficiente global de transferencia, $K_L a$, utilizando agua corriente como fase líquida. Además, la capacidad de oxigenación utilizada en esta evaluación es la referente a las siguientes condiciones:

Temperatura: 20°C
Presión atmosférica: 760 mm Hg.
Oxígeno disuelto: 0

Debemos señalar que las determinaciones de $K_L a$ en el ejemplo 4.1, aunque se llevan a cabo con agua corriente, no se hicieron en las condiciones definidas anteriormente.

Las correcciones más comunes a aplicar consisten en relacionar el valor de $K_L a$ para agua residual a temperatura T, condiciones de presión distintas de las normales, y un valor de la concentración de oxígeno disuelto $C = C_L$ (donde $C_L > 0$), con los valores de $K_L a$ para agua corriente en las condiciones señaladas. Para este caso se puede escribir la ecuación (4.9) como:

$$(CO)_{real} = (dC/dt)_{real} = (K_L a)_{r,T} (C_{sr} - C_L) \tag{4.15}$$

Por otro lado, puede escribirse la ecuación (4.8) para el agua corriente en las condiciones prefijadas de referencia ($T = 20°C$; $P = 760$ mm Hg, $C = 0$) en la forma:

$$(CO)_{referencia} = (dC/dt)_{referencia} = (K_L a)_{20°C} \cdot C_s \tag{4.16}$$

La relación entre las capacidades de oxigenación definidas, nos viene dada por:

$$\frac{(CO)_{real}}{(CO)_{referencia}} = \frac{(K_L a)_{r,T}}{(K_L a)_{20°C}} \frac{C_{sr} - C}{C_s} \tag{4.17}$$

En la ecuación (4.17) C_s es la concentración de oxígeno disuelto a saturación para agua corriente ($T = 20°C$, $P = 760$ mm Hg). En este caso es 9,2 mg/l (cuadro 4.1). En consecuencia, la ecuación (4.17) se transforma en:

$$\frac{(CO)_{real}}{(CO)_{referencia}} = \frac{(dC/dt)_{real}}{(dC/dt)_{referencia}} = \frac{(K_L a)_{r,T}}{(K_L a)_{20°C}} \frac{C_{sr} - C}{9,2} \tag{4.18}$$

Las correcciones que se estudian a continuación, entran dentro de tres categorías, que se incluyen en los apartados 8.1, 8.2 y 8.3.

8.1. Correcciones por temperatura

En primer lugar, en el numerador de la ecuación (4.18), $K_L a$ para el agua residual a temperatura T puede escribirse en función de $K_L a$ para dicha agua, pero a $T = 20°C$. Se ha observado que $K_L a$ se incrementa con la temperatura. Eckenfelder [3] propuso las siguientes ecuaciones empíricas para tener en cuenta el efecto de la temperatura:

Para aguas residuales:

$$(K_L a)_{r,T} = (K_L a)_{r,20°C} \times \theta^{T-20} \tag{4.19}$$

Para agua corriente:

$$(K_L a)_T = (K_L a)_{20°C} \times \theta^{T-20} \tag{4.20}$$

donde $\theta = 1{,}024$.

Utilizando la ecuación (4.19), la ecuación (4.18) puede expresarse:

$$\frac{(CO)_{real}}{(CO)_{referencia}} = \frac{(dC/dt)_{real}}{(dC/dt)_{referencia}} = \frac{(K_L a)_{r,20°C}}{(K_L a)_{20°C}} \times 1{,}024^{T-20} \times \frac{C_{sr} - C_L}{9.2} \tag{4.21}$$

8.2. Correcciones para tener en cuenta el efecto de sólidos disueltos en el agua residual

Como se ha indicado en el apartado 1, la concentración de O.D. en un agua residual saturada es inferior a la correspondiente en agua corriente. A partir de la ecuación (4.1), se obtiene:

$$C_{sr} = \beta C_s \tag{4.22}$$

Además la relación $(K_L a)_{r,20°C}/(K_L a)_{20°C}$ en la ecuación (4.21) es un valor que puede determinarse experimentalmente, p. ej., por el método de aireación en régimen transitorio (apartado 4), aplicado al agua residual y corriente. Esta relación, que denominaremos α, se tratará en el apartado 10. Normalmente, es inferior a la unidad:

$$\alpha = \frac{K_L a \text{ de agua residual}}{K_L a \text{ de agua corriente}} \tag{4.23}$$

representándose para $T = 20°C$, como en la ecuación (4.21):

$$\alpha_{20°C} = \frac{(K_L a)_{T,20°C}}{(K_L a)_{20°C}} \tag{4.24}$$

Utilizando las ecuaciones (4.22) y (4.24), la ecuación (4.21) se transforma en:

$$\frac{(CO)_{real}}{(CO)_{referencia}} = \frac{(dC/dt)_{real}}{(dC/dt)_{referencia}} = \alpha_{20°C} \times 1{,}024^{(T-20)} \times \frac{\beta C_s - C_L}{9{,}2} \tag{4.25}$$

No hay que olvidar que en la ecuación (4.25) C_s representa la concentración de oxígeno a saturación para agua corriente a temperatura T.

Finalmente, debemos señalar el efecto de la temperatura sobre los productos de $K_L a$ y concentración de oxígeno en denominador y numerador de la ecuación (4.17). Mientras que los términos $K_L a$ aumentan con la temperatura, las concentraciones de oxígeno disuelto disminuyen; siendo los efectos de aproximadamente la misma magnitud, tienden a neutralizarse. En consecuencia, para cálculos aproximados es posible despreciar el efecto de la temperatura en el supuesto de que los $K_L a$ y C utilizados, están referidos a la misma temperatura.

8.3. Correcciones por presión

A este respecto, hay que hacer una distinción entre las correcciones para el caso de aireadores superficiales y de burbujeo. *Para el caso de aireación superficial* la ecuación (4.25) se escribirá haciendo $C_s = C_{s,s}$ para indicar la concentración de saturación para agua corriente, *en la superficie:*

$$\frac{(CO)_{real}}{(CO)_{referencia}} = \frac{(dC/dt)_{real}}{(dC/dt)_{referencia}} = \alpha_{20°C} \times 1{,}024^{T-20} \times \frac{\beta C_{s,s} - C_L}{9{,}2} \tag{4.26}$$

donde $C_{s,s}$ puede estimarse como función del valor de C_s a la presión normal, a partir de la ecuación (4.3), que se expresa:

$$C_{s,s} = (C_{s,s})_{760} \frac{P - P^v}{760 - P^v} \tag{4.27}$$

La sustitución de $C_{s,s}$ de la ecuación (4.27) en (4.26) da:

$$\frac{(CO)_{real}}{(CO)_{referencia}} = \frac{(dC/dt)_{real}}{(dC/dt)_{referencia}} =$$

$$= \alpha_{20°C} \times 1{,}024^{T-20} \times \frac{\beta (C_{s,s})_{760} \dfrac{P - P^v}{760 - P^v} - C_L}{9{,}2} \tag{4.28}$$

Para el caso de aireadores con inyección de aire (burbujeo) es necesario considerar la corrección de presión debida a la columna de líquido por encima del punto de aireación. Oldshue [5] ha propuesto para este caso, utilizar para el término C_s en la ecuación (4.25), la concentración de oxígeno a saturación para agua corriente en un punto a media profundidad del tanque de aireación. Este término le denominaremos $C_{s,m}$. Entonces, la ecuación (4.25) se escribirá:

$$\frac{(CO)_{real}}{(CO)_{referencia}} = \frac{(dC/dt)_{real}}{(dC/dt)_{referencia}} = \alpha_{20\,^{\circ}C} \times 1{,}024^{T-20} \times \frac{\beta C_{s,m} - C_L}{9{,}2} \quad (4.29)$$

donde $C_{s,m}$ representa la concentración de oxígeno a saturación para el agua residual, en el punto de profundidad media del tanque de aireación. Además, Oldshue [5], ha propuesto la siguiente ecuación para $C_{s,m}$:

$$C_{s,m} = C_{s,s}\left[\frac{(P_b/1{,}033) + (O_t/21)}{2}\right] = C_{s,s}[(P_b/2{,}066) + (O_t/42)] \quad (4.30)$$

Para el caso de que la presión sea distinta de 760 mm de Hg puede estimarse el valor de $C_{s,s}$ a partir de la ecuación (4.27), donde $(C_{s,s})_{760}$ es el valor de la concentración de oxígeno a saturación que se encuentra en el cuadro 4.1, para la temperatura de funcionamiento. Los otros términos de la ecuación (4.30) son:

P_b — Presión (kg/cm^2) a la profundidad en que se introduce el aire, incluyendo un factor de seguridad correspondiente a la pérdida de carga en las tuberías del sistema. Teniendo en cuenta que la presión normal del aire (1,033 kg/cm^2) corresponde a una columna de agua de 10,33 m, tendremos:

$$P_b = P_{at} + (d/10{,}33) \times 1{,}033 \text{ kg/cm}^2 + \text{pérdida de carga (kg/cm}^2) \quad (4.31)$$

siendo P_{at} la presión atmosférica local (kg/cm^2) y d la profundidad del punto de inyección en metros.

Nótese que la suma de los dos primeros términos del miembro de la derecha en la ecuación (4.31) es igual a la presión hidrostática en el fondo del tanque. Cuando a este valor se le suman las pérdidas de carga en las tuberías de aire, se nota que P_b es efectivamente igual al valor de la presión, en kg/cm^2, en la descarga del compresor.

O_t — % en mol de oxígeno en el gas que sale por la superficie del tanque. Este valor puede estimarse a partir del análisis de gas realizado a escala de laboratorio, en tanques aireados cubiertos. En el caso de no disponer de estos datos, puede hacerse una estimación basándose en el concepto alternativo de rendimiento de transferencia de oxígeno el cual es formalmente discutido en la sección 12 [véase ecuación (4.38)]. Si ϵ se escribe en forma de fracción y se utilizan horas tenemos:

$$\epsilon = \frac{\frac{\text{kg } O_2}{\text{h}} \text{ transferido}}{\frac{\text{kg } O_2}{\text{h}} \text{ suministrado}} \qquad \text{donde: } 0 \leq \epsilon \leq 1{,}0$$

La composición del aire que entra al sistema en términos de fracciones molares es:

Oxígeno:	0,21
Nitrógeno:	0,79
	1,00

Convirtiéndose a fracciones másicas:

Oxígeno:	0,233
Nitrógeno:	0,767
	1,000

En base a 1 kg de oxígeno en el aire de entrada, tenemos:

$$\text{Nitrógeno suministrado} = \frac{0{,}767}{0{,}233}(1{,}0) = 3{,}292 \text{ kg } N_2$$

$$\text{Oxígeno suministrado} = \frac{1{,}000 \text{ kg } O_2}{4{,}292 \text{ kg aire}}$$

En este caso para los gases a la salida tenemos:

$$\begin{aligned} \text{Oxígeno} &= (1 - \epsilon) \text{ kg } O_2 \\ \text{Nitrógeno} &= 3{,}292 \text{ kg } N_2 \end{aligned}$$

Entonces, la fracción másica de oxígeno en el gas de salida es:

$$\text{Fracción másica de } O_2 = \frac{1 - \epsilon}{(1 - \epsilon) + 3{,}292}$$

O en % másico:

$$\%\text{ másico de } O_2 = \frac{1 - \epsilon}{(1 - \epsilon) + 3{,}292} \times 100$$

La conversión a O_t, esto es, a % en mol de oxígeno en el gas de salida se hace por simples cálculos estequiométricos. El resultado final es:

$$O_t = \frac{B}{1{,}1429 - 0{,}1429\,B} \times 100 \qquad (4.32)$$

donde:

$$B = \frac{1 - \epsilon}{(1 - \epsilon) + 3{,}292} \quad \text{y} \quad 0 \leq \epsilon \leq 1{,}0$$

Los valores típicos para el rendimiento de transferencia ϵ, en la mayoría de los casos están entre 0,05 y 0,15 (esto es de 5 % a 15 %), y son discutidos en la sección 13. Por tanto:

$$0{,}05 \leq \epsilon \leq 0{,}15$$

Como los valores de estos rendimientos de transferencia ϵ son bajos, se puede, como primera aproximación, ignorar el hecho de que cierta cantidad de oxígeno es transferida. En este caso la composición del gas a la salida es esencialmente igual al de la entrada, o sea:

$$O_t = 21\ \% \quad \text{[Valor calculado con la ecuación (4.32), para } \epsilon = 0\text{]}$$

En este caso una versión aproximada de la ecuación (4.30) es:

$$C_{s,m} \approx C_{s,s}\,[P_b/2{,}066 + 0{,}5] \tag{4.33}$$

Exiten modificaciones de los procesos de lodos activos convencionales, tales como el proceso UNOX (Capítulo 6, Sección 4.5), que utiliza oxígeno puro en lugar de aire, lo cual debe ser considerado en la selección del valor de O_t.

Ejemplo 4.2. Para el aireador superficial del ejemplo 4.1 calcular:

1. Valor de $(K_L a)_{20°C}$
2. kg de oxígeno transferidos por hora en condiciones de referencia.

Solución. *Paso 1.* El valor 1,85 h^{-1} (paso 4, ejemplo 4.1) era para $t = 15°C$. A partir de la ecuación (4.20) se obtiene:

$$(K_L a)_{20°C} = (K_L a)_T \times \theta^{20 - T} = (1{,}85)(1{,}024)^{20 - 15} = 2{,}083\ h^{-1}$$

Paso 2. kg O_2/h en condiciones de referencia. A partir de la ecuación (4.16):

$$\text{kg } O_2/h = (K_L a)_{20°C}\, C_s \times V$$

$$C_s = 9{,}2 \text{ mg } O_2/l = 9{,}2 \text{ ppm} = 9{,}2 \times 10^{-6} \text{ kg } O_2/\text{kg agua}$$

Puesto que el tanque tiene un volumen de 570 m^3:

$$\text{kg } O_2/h = 2{,}083 \text{ l/h} \times 9{,}2 \times 10^{-6} \text{ kg } O_2/\text{kg agua} \times 570 \text{ m}^3 \times 1000 \text{ kg agua/m}^3$$
$$= 10{,}92 \text{ kg } O_2/h$$

Ejemplo 4.3. En la balsa de aireación del proceso de lodos activos, se emplea un sistema de difusores. Los difusores se sitúan a una profundidad de 4,2 m por debajo de la superficie. Las pérdidas por fricción del sistema de tuberías se estiman en 0,14 kg/cm². El diseño debe basarse en una presión barométrica media de 740 mm Hg. y una temperatura del sistema de 25°C. Las especificaciones del fabricante señalan que cada unidad de difusores es capaz de transferir 0,77 kg O_2/h, operando con caudales de 20,4 m³/h para aireación de agua corriente a 20°C. 760 mm Hg de presión y concentración nula de O.D. (condiciones de referencia). Estimar los kg O_2/h transferidos por cada unidad en las condiciones reales de funcionamiento. Suponer que el 7% del oxígeno que burbujea se absorbe. Los valores $\alpha_{20°C}$ y β resultan de ensayos, y son 0,9 y 0,92 respectivamente. El diseño debe basarse en un valor C_L correspondiente a funcionamiento en régimen de 2,5 mg/l.

Solución. *Paso 1.* Establecer el valor de $C_{s,s}$ para agua corriente en la superficie del líquido a 25°C y $P = 740$ mm Hg a partir de la ecuación (4.27). $(C_{s,s})_{760} = 8{,}4$ mg/l a partir del cuadro 4.1, y $P_v = 23{,}756$ mm Hg a partir del cuadro 4.2.

$$C_{s,s} = 8{,}4\,\frac{740 - 23{,}756}{760 - 23{,}756} = 8{,}17 \quad \text{mg/l}$$

Paso 2. Establecer el valor de $C_{s,m}$ en la profundidad media, a partir de la ecuación (4.30). El valor requerido de P_b se deduce a partir de la ecuación (4.31):

$$P_b = P_{at} + \frac{d}{10{,}33} \times 1{,}033 \text{ kg/cm}^2 + \text{pérdidas}$$

$$P_b = \frac{740}{760} \times 1{,}033 + \frac{4{,}2}{10{,}33} \times 1{,}033 + 0{,}14 \text{ kg/cm}^2 = 1{,}566 \text{ kg/cm}^2$$

El valor estimado de O_t a partir de la ecuación (4.32):

$$B = \frac{1 - \epsilon}{(1 - \epsilon) + 3{,}292} = \frac{1 - 0{,}07}{(1 - 0{,}07) + 3{,}292} = 0{,}2203$$

y:

$$O_t = \frac{B}{1{,}1429 - 0{,}129\,B} \times 100 = \frac{0{,}2203}{1{,}1429 - (0{,}1429)(0{,}2203)} = 19{,}8\ \%$$

con lo cual según la ecuación (4.30):

$$C_{s,m} = 8{,}17\ \left[\frac{1{,}566}{2{,}066} + \frac{19{,}8}{42}\right] = 10{,}1 \text{ mg/l}$$

Paso 3. La relación entre la transferencia real de oxígeno y la correspondiente a las condiciones de referencia es la dada por la ecuación (4.29):

$$\frac{(\text{kg } O_2/\text{h difusor})_{\text{real}}}{(\text{kg } O_2/\text{h difusor})_{\text{referencia}}} = \alpha_{20^\circ C} \times 1{,}024^{T-20} \times \frac{\beta C_{s,m} - C_L}{9{,}2}$$

$$= (0{,}9)(1{,}024)^{(25-20)}\frac{(0{,}92)(10{,}1) - 2{,}5}{9{,}2}$$

$$= 0{,}746$$

Siendo en consecuencia la transferencia de oxígeno:

$$(\text{kg } O_2/\text{h difusor})_{\text{real}} = 0{,}746 \times 0{,}77 = 0{,}574 \text{ kg } O_2/\text{h}$$

8.4. Observaciones referentes a los ejemplos 4.2 y 4.3

El ejemplo 4.2 es una ilustración del proceso de cálculo que permite obtener el valor de la transferencia de oxígeno en las condiciones de referencia [$t = 20°C$, $P = 760$ mm Hg y OD = 0]. Esto se ha hecho a partir de un test de laboratorio con condiciones experimentales diferentes a las de referencia. La transferencia de oxígeno, así calculada para las condiciones de referencia, $(CO)_{\text{referencia}}$, es el valor especificado en el catálogo del fabricante del aireador en cuestión. El ejemplo 4.2 trata de un aireador superficial.

Por otra parte, el ejemplo 4.3 ilustra el proceso inverso de cálculo para obtener el valor de la transferencia real de oxigeno a partir del valor en las condiciones de referencia contenidas en el catálogo de un aireador específico. Téngase en cuenta que el aireador considerado en el ejemplo 4.3 es una unidad de burbujeo, de tipo sistema de difusores.

Debe considerarse también que, en el caso de un aireador superficial, si las condiciones ambientales coincidieran con las de referencia [$t = 20°C$, $P = 760$ mm Hg y OD = 0], el valor experimental obtenido sería $(CO)_{\text{referencia}}$. Sin embargo, en el caso de un aireador de burbujeo, incluso si la presión atmosférica en las condiciones experimentales fuera *exactamente* 760 mm Hg (así como $t = 20°C$ y OD = 0), el valor de CO determinado en laboratorio *no sería* el de referencia. Esto es debido al efecto hidrostático en el punto de burbujeo, a la profundidad en que se introdujo el aire. Nótese que, según la ecuación (4.30), la presión atmosférica local *sumada* a la presión correspondiente a una columna de agua de altura igual a la mitad de la profundidad del tanque de aireación, debería ser 760 mm de Hg, para equivaler a las condiciones de referencia, en el caso de aireadores de burbujeo. Por esa razón el valor $(CO)_{\text{referencia}}$ especificado en el catálogo para aireadores de burbujeo [0,77 kg O_2/h en el ejemplo 4.3] es siempre un valor calculado indirectamente, según la ecuación (4.29), a partir de un valor experimental $(CO)_{\text{real}}$.

9. RENDIMIENTO EN LA TRANSFERENCIA DE OXÍGENO DE LAS UNIDADES DE AIREACIÓN

El rendimiento de transferencia (RT) se expresa en función de la cantidad de oxígeno que se transfiere realmente por (CV × h) de energía utilizada.

$$RT = \text{kg } O_2 \text{ transferidos/CV} \times \text{h} \tag{4.34}$$

A veces se utilizan los CV nominales del aireador por simplicidad para evaluar RT. Es más razonable utilizar como base la potencia real, medida durante los ensayos por un potenciómetro. Cuando se conoce el factor de potencia, la potencia real, o en la turbina, se puede calcular según la ecuación (4.35) [2]:

$$\text{Potencia real (CV, en turbina)} = \text{Tensión línea (V)} \times \text{Intensidad (A)} \times \times [\cos (\text{FP})(3)^{1/2}] \times (1/746) \times \text{rendimiento motor} \times \text{rendimiento reductor} \tag{4.35}*$$

siendo 1/746 el factor de conversión de watios a CV.

Hay aireadores superficiales que consiguen un RT de hasta 3,2 kg O_2/CV × h, aunque los más normales oscilan entre 1 y 1,5 kg O_2/CV × h.

Puede definirse el rendimiento de transferencia de referencia, $(RT)_{referencia}$, como el O_2 que se transfiere a agua corriente en condiciones de referencia, $T = 20°C$, $P = 760$ mm Hg y concentración 0 de OD. El rendimiento de transferencia real se representará por $(RT)_{real}$. Naturalmente la relación $(RT)_{real}/(RT)_{referencia}$ será idéntica a la de $(CO)_{real}/(CO)_{referencia}$. En consecuencia, para aireadores superficiales, a partir de la ecuación (4.26):

$$\frac{(RT)_{real}}{(RT)_{referencia}} = \alpha_{20°C} \times 1{,}024^{T-20} \times \frac{\beta C_{s,s} - C_L}{9{,}2} \tag{4.36}$$

pudiendo aplicarse también la ecuación (4.28).

Para aireadores por inyección o burbujeo, a partir de la ecuación (4.29):

$$\frac{(RT)_{real}}{(RT)_{referencia}} = \alpha_{20°C} \times 1{,}024^{T-20} \times \frac{\beta C_{s,m} - C_L}{9{,}2} \tag{4.37}$$

donde $C_{s,m}$ se obtiene según las ecuaciones (4.30) y (4.33).

Ejemplo 4.4. Para el aireador del ejemplo 4.1 y del 4.2, definir el rendimiento de referencia en base a las potencias nominal y real. Se dispone de los siguientes datos, además de los incluidos en 4.1 y 4.2:

* Fórmula para motores trifásicos.

Tensión: 225 V (media)
Intensidad: 20 A (media)
cos FP (medido): 0,85
Rendimiento motor (estimado): 90%
Rendimiento reductor (estimado): 90%

Solución. En el ejemplo 4.2 se ha evaluado el oxígeno transferido en condiciones de referencia, (fase 2), en 10,92 kg O_2/h. En consecuencia:

$$(RT)_{referencia} = 10{,}92/8{,}0 = 1{,}365 \text{ kg } O_2/CV \cdot h \qquad \text{(nominal)}$$

A partir de la ecuación (4.35):

$$\text{Potencia en eje (real)} = 225 \times 20 \times (0{,}85 \times 3^{1/2})(1/746)(0{,}9)(0{,}9) = \\ = 7{,}19 \text{ CV}$$

Por lo tanto:

$$(RT)_{referencia} = 10{,}92/7{,}19 = 1{,}5 \text{ kg } O_2/CV \cdot h$$

10. EFECTO DE LAS CARACTERÍSTICAS DE LAS AGUAS RESIDUALES EN LA TRANSFERENCIA DE OXÍGENO

Cuando se suministra oxígeno para los tratamientos biológicos aerobios, hay que definir los factores de corrección que relacionan la transferencia de oxígeno con la naturaleza del residuo tratado.

El factor de corrección, α, que relaciona el coeficiente global de transferencia ($K_L a$) de las aguas residuales con el de las aguas corrientes, viene dado por la ecuación (4.23).

Hay muchas variables que afectan a la magnitud α. Éstas incluyen: 1) temperatura del líquido; 2) naturaleza de los constituyentes inorgánicos y orgánicos disueltos; 3) nivel de agitación o turbulencia de las balsas de aireación, normalmente expresada en CV/m^3 de volumen de balsa; 4) características del equipo de aireación, y 5) profundidad del líquido y forma de la balsa de aireación.

El efecto de la temperatura es atribuible a la dependencia del coeficiente de película de líquido de la misma. La figura 4.9 ilustra los efectos típicos de la temperatura en los valores de α.

Teniendo en cuenta que la naturaleza de los constituyentes inorgánicos y orgánicos disueltos afecta a α, se espera que su valor aumente en el curso del proceso de oxidación, ya que parte de las materias orgánicas disueltas, que afectan a la transferencia, se eliminan en el proceso biológico. La figura 4.7 recoge una situación típica. A medida que el efluente de salida se aproxima a la pureza del agua corriente, el valor de α se aproxima asintóticamente a la unidad.

El efecto de la intensidad de mezcla de la balsa de aireación (en CV/m^3) se refleja en la figura 4.8, curva típica para un agua residual que contiene agentes tensoactivos. Muchas aguas residuales domésticas e industriales, contienen agentes tensoactivos, tales como ácidos grasos y alcoholes. Estos compuestos tienen un grupo polar (carboxilo para los ácidos, e hidroxilo para los alcoholes), y una cadena HC no polar. Los grupos polares son hidrofílicos, mientras que la cadena HC es hidrófoba. Se supone que estos agentes tensoactivos se concentran en la interfase de la película de líquido, con sus grupos hidrofílicos polares dentro de la película de líquido y sus cadenas HC dentro de la fase gas. Esta concentración de moléculas en la película de líquido retrasa el proceso de difusión de oxígeno descrito en el apartado 2 de este capítulo. Como resultado de esta disminución de la transferencia de oxígeno al agua residual, en comparación con la del agua corriente, los valores de α (referidos a la ecuación 4.23) suelen ser $\alpha < 1{,}0$.

En la figura 4.8 se aprecia que la disminución de α es menos acentuada en la zona de baja turbulencia. Esto se explica por el hecho descrito en el apartado 2 (fase 2), según el cual con baja turbulencia la resistencia a la difusión del oxígeno en la masa de la fase líquida es mayor que la resistencia de la película líquida. Con niveles de turbulencia moderados, debido a la disminución de la resistencia a la difusión en la masa del líquido, la resistencia de la película de líquido se convierte en el factor limitante de la transferencia de oxígeno. Es entonces cuando la presencia de los agentes tensoactivos concentrados en la película de líquido, que dificultan el proceso de difusión molecular, se convierte en un factor

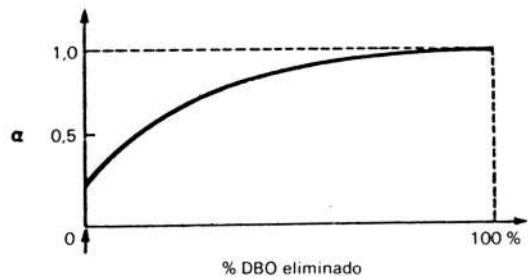


Fig. 4.7. Gráfico de α en función de % DBO separado.

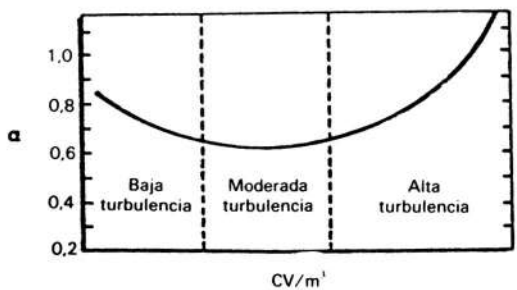


Fig. 4.8. Gráfico de α en función de la intensidad de mezcla.

crítico. Por esta razón, los valores de α son mínimos en la zona de turbulencia moderada, como muestra la figura 4.8. Con altos niveles de turbulencia, como se indica en el apartado 2, la película de líquido se rompe y la velocidad de renovación de la superficie se convierte en el factor que controla la transferencia de oxígeno.

En tales condiciones, los valores de α se aproximan y hasta exceden de la unidad, como se indica en la figura 4.8.

Una experiencia interesante, que ilustra el efecto de las características del equipo de aireación en el valor de α, es la aireación por burbujeo (unidades de difusión de aire o turbinas), en presencia de agentes tensoactivos. Su presencia disminuye el tamaño de las burbujas, incrementándose en consecuencia el área interfacial por unidad de volumen. En estas condiciones, el valor de $K_L a$ aumenta normalmente, ya que el aumento de a supera la disminución de K_L causada por la barrera superficial. Este incremento de $K_L a$ del agua residual significa un incremento de α [ecuación (4.33)].

11. DETERMINACIÓN EN LABORATORIO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE OXÍGENO

Se basa en la definición de α dada por la ecuación (4.23). Los valores de $K_L a$ para el agua residual y corriente se determinan como se indica en el apartado 4. Es interesante hacer determinaciones simultáneas para las dos aguas, con diferentes intensidades de mezcla y distintas temperaturas, para obtener unas curvas como las indicadas en la figura 4.9.

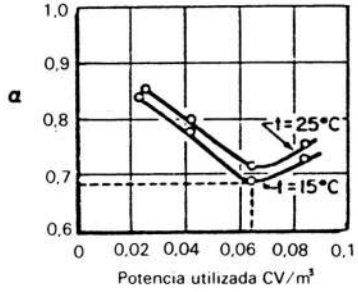


Fig. 4.9. Gráfico de α en función de la potencia de mezcla, a dos temperaturas distintas.

12. CLASIFICACIÓN DE LOS EQUIPOS DE AIREACIÓN. RENDIMIENTO DE LA TRANSFERENCIA DE OXÍGENO

La selección de equipos de aireación es una tarea crítica en el proceso de diseño de una planta de lodos activos o de un lagunaje aireado. En términos de coste es la partida mecánica de mayor incidencia. Los aireadores normalmente utilizados pueden clasificarse en: 1) unidades de difusión de aire; 2) aireadores de turbina, y 3) aireadores superficiales.

Los dos primeros tipos realizan la aireación por borboteo de aire en zonas profundas de la balsa de aireación, y se les reconoce por el término general de «aireadores por burbujeo».

Cuando se comparan los equipos de aireación, es útil considerar otra definición del rendimiento de transferencia de oxígeno, distinta de la considerada en el apartado 9, ecuación (4.34). Esta definición viene dada por la ecuación (4.38).

$$\varepsilon = \frac{\text{masa de } O_2 \text{ transferido/unidad tiempo}}{\text{masa de } O_2 \text{ suministrado/unidad tiempo}} \times 100 \qquad (4.38)$$

Esta definición no es aplicable a los equipos de aireación superficial, ya que el oxígeno suministrado viene del aire exterior que lo rodea, con lo que no es posible determinar la masa de oxígeno suministrado por unidad de tiempo.

En los procesos de aireación biológica, los aireadores llevan a cabo dos funciones básicas: 1) favorecer la transferencia de oxígeno necesario para la oxidación de la materia orgánica del agua residual; 2) mantener un nivel adecuado de turbulencia en el reactor biológico, al objeto de conseguir concentraciones relativamente uniformes de oxígeno disuelto y de microorganismos en toda la masa líquida.

En los procesos de lodos activos, la mayor parte del consumo de energía de los aireadores es para transferencia de oxígeno. Para grandes instalaciones (en particular, lagunaje con aireación), la mayor parte del consumo de potencia es para mantener el nivel adecuado de turbulencia. A continuación se consideran las especificaciones y características para las tres categorías de equipos de aireación.

13. UNIDADES DE DIFUSIÓN DE AIRE

13.1. Tipo 1. Difusores de burbuja fina

Las unidades de difusión de pequeños orificios, tales como soportes porosos, placas o tubos, se construyen de granos de sílice (SiO_2) u óxido de aluminio (Al_2O_3) que se incluyen en una masa porosa con un cemento cerámico. Otras unidades utilizadas consisten en tubos recubiertos de nylon, Dacron, Saran... El aire comprimido pasa a través de estas partes porosas, formándose burbujas de aire que sirven para transferir el oxígeno, consiguiendo también la turbulencia requerida en el tanque de aireación.

Las pequeñas burbujas, que poseen gran superficie por unidad de volumen, permiten un buen contacto oxígeno-líquido, consiguiéndose valores relativamente elevados de rendimiento de transferencia de oxígeno. El diámetro de las burbujas que salen de estos difusores es de 2-2,5 mm, dependiendo el rendimiento del tamaño de burbuja (entre 5-15% son valores normales del rendimiento). Las unidades normalizadas están diseñadas para con-

seguir 7-25 m^3/min estándar de aire por unidad. (Condiciones estándar referidas a P = = 760 mm Hg y $t = 0°C$.)

Una desventaja de las unidades de difusión de pequeños orificios son los altos costes de mantenimiento en algunas aplicaciones, debido al atascamiento u obturación de los orificios. Normalmente, se utilizan filtros de aire para separar las partículas de polvo que pueden obstruir los difusores. Considerando que la caída de presión o pérdida de carga a través de los difusores de burbuja fina es relativamente alta, esto se traduce en un aumento de los costes de operación de los compresores de aire. La figura 4.10 muestra un esquema de un sistema de difusión de aire de burbuja fina. Difusores con microporos de aproximadamente 3 μm (3 micrones) de diámetro son ahora disponibles y sus fabricantes aseguran eficiencias ε [ecuación (4.38)] en el intervalo de 20-25%.

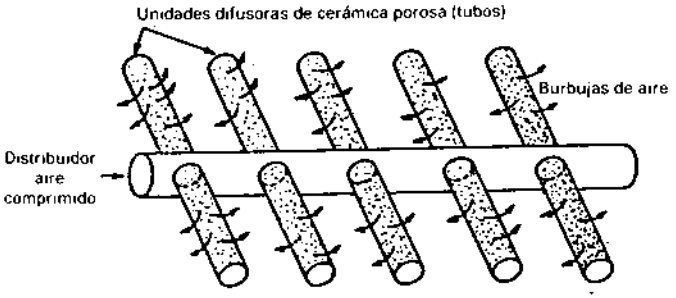


Fig. 4.10. Esquema de un sistema de difusión de burbuja fina, consistente en una serie de difusores cerámicos porosos.

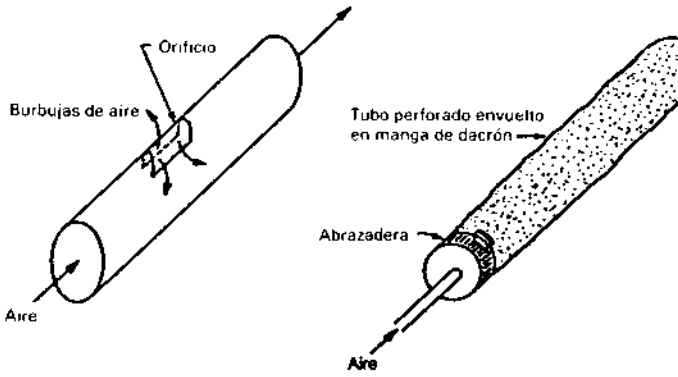


Fig. 4.11. Esquemas de unidades típicas de difusores de aire de burbuja grande.

13.2. Tipo 2. Difusores de burbuja grande

Estas unidades emplean grandes orificios, o bien, equipos de agitación hidráulica (efecto cortante del líquido). Estas unidades tienen rendimientos de transferencia de oxígeno inferiores a las de burbuja fina, ya que el área interfacial para transferencia es considerablemente inferior. El tamaño de las burbujas llega hasta 25 mm de diámetro. Tienen, sin embargo, la ventaja de no requerir filtros de aire, exigiendo menos gastos de mantenimiento y menor potencia de los compresores de aire. La figura 4.11 muestra los esquemas de dos unidades típicas de difusores de aire de burbuja grande. Hay gran número de tipos y diseños comercializados [1].

13.3. Rendimiento de las unidades de difusión

Los datos característicos de las unidades de difusión se suelen presentar en gráficos, que indican los kg O_2/h transferidos por unidad, en función del caudal de aire por unidad. La figura 4.12 representa los datos típicos de un tubo envuelto en Saran (burbuja fina).

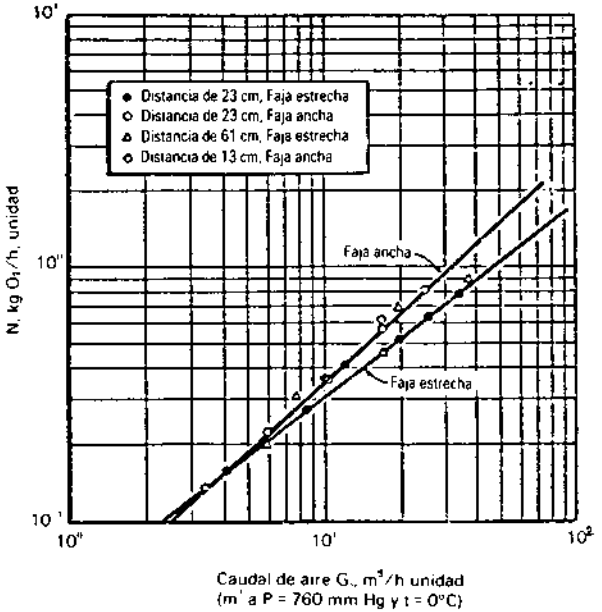


Fig. 4.12. Datos de transferencia de oxígeno para tubos de Saran [2]. (Reproducido con permiso de University of Texas Press.)

Las unidades de difusión no son recomendables cuando la velocidad de utilización de oxígeno (VUO), parámetro definido en el apartado 6 de este capítulo, supera 1 mg/l · min. Para valores de VUO en el intervalo de 1,0 a 1,4 mg/l · min se recomiendan aireadores superficiales. Para mayores valores de VUO es preferible usar aireadores de turbina.

Eckenfelder [1] recomienda la ecuación empírica siguiente para correlacionar los datos

referentes a unidades de difusión de aire, dando en forma de cuadros los valores de las constantes características para distinto tipo de difusores.

$$N = CG_s^{(1-n)}(H^m/W^p)(C_{s,r} - C_L) \times 1{,}024^{T-20} \times \alpha_{20°C} \qquad (4.39)$$

donde:

N = kg de O_2 transferidos/h · unidad.
G_s = caudal de aire (m^3/h · unidad) [m^3 a P = 760 mm Hg y t = 0°C]
H = profundidad de líquido (m).
W = anchura de la balsa de aireación (m).
$C_{s,r}$ = la concentración de O.D. a saturación en aguas residuales (mg/l, en profundidad media de la balsa).
C_L = la concentración de O.D. en funcionamiento en régimen estacionario (mg/l, normalmente entre 0,5 y 1,5 mg/l).
T = temperatura a °C.
α = coeficiente de transferencia de oxígeno del agua residual [definido por la ecuación (4.23)].
C, n, m, p = constantes características del equipo de aireación. (Atención a valores corregidos según unidades empleadas.)

A partir de la ecuación (4.9):

$$N = K_L a V (C_{s,r} - C_L) \qquad (4.40)$$

donde V es el volumen de líquido (volumen de la balsa de aireación). Comparando (4.39) y (4.40) resulta:

$$K_L a V = CG_s^{(1-n)}(H^m/W^p) \times 1{,}024^{T-20} \times \alpha_{20°C} \qquad m^3/h \qquad (4.41)$$

13.4. Procedimiento de diseño para sistemas de aireación que utilizan unidades de difusión

La información básica requerida es:

1. Volumen de la balsa de aireación (V), calculada según requerido por el reactor biológico (capítulo 5, apartado 7.6).
2. Oxígeno requerido (kg O_2/h), calculado como lo anterior.
3. Temperatura de funcionamiento.
4. O.D. en funcionamiento en régimen constante (C_L, mg/l), normalmente 0,5-1,5 mg/l. En caso de unidades de nitrificación se usan valores superiores a 2,0 mg/l.

5. Coeficiente de transferencia de oxígeno.
6. Datos de funcionamiento de las unidades de difusión (disponibles como gráficos, por ejemplo, figura 4.12, o expresados en forma de valores para las constantes C, n, m y p de la ecuación (4.39).

Para el diseño hay que seguir las siguientes fases:

Paso 1. Seleccionar la profundidad de la balsa, normalmente entre 3 y 4,5 m.

Paso 2. Área de la sección. $A = V/H$.

Paso 3. Para balsas de aireación de sección rectangular, tomar una anchura W que sea unas dos veces la profundidad. Esto es necesario para mantener una mezcla adecuada. La longitud sería $L = A/W$. Para balsas de sección circular, el diámetro se obtiene $D = (4A/\pi)^{1/2}$.

Paso 4. Seleccionar el tipo de equipo de aireación, con un caudal de aire G_s por unidad. Los intervalos usados son 7-14 $m^3/(h \cdot unidad)$ para burbuja fina, y 7-28 $m^3/(h \cdot unidad)$ para burbuja grande.

Paso 5. El valor $C_{s,r}$ [utilizado, por ejemplo, en la ecuación (4.39)] es calculado en la profundidad media del tanque, esto es:

$$C_{s,r} = C_{s,m}, \text{ refiérase a la ecuación (4.30)}$$

Para hacerse el cálculo de $C_{s,m}$ con la ecuación (4.30) se supone un valor preliminar de ϵ. Generalmente:

$$0{,}05 \leq \epsilon \leq 0{,}15$$

Se calcula entonces un valor aproximado de O_t con la ecuación (4.32). Este valor es sustituido en la ecuación (4.30) para obtener un valor preliminar de $C_{s,m}$.

El valor preliminar de ϵ, aquí supuesto, será verificado en el *paso 10.*

Paso 6. La capacidad de oxigenación por unidad de aireación [N = kg O_2 transferido/(h)(unidad)] se evalúa a partir de datos del fabricante (p.ej. Fig. 4.12) y corresponde generalmente a las condiciones de referencia [$t = 20°C$, $P = 760$ mm Hg y oxígeno disuelto = = 0]. En consecuencia el valor de la ordenada leído de la Fig. 4.12 es igual a $(CO)_{referencia}$ en kg O_2 transferido/(h)(unidad). Este valor debe ser corregido utilizándose la ecuación (4.29) para obtener $(CO)_{real}$, bajo las condiciones de operación.

Paso 7. A partir del oxígeno requerido (kg O_2/h) calculado en el capítulo 5, apartado 7.2.6, y del valor N calculado en fase 6, determinar el número de unidades de aireación requerido.

$$\text{Número de unidades} = \frac{\text{kg } O_2\text{/h (requerido)}}{N} \qquad (4.42)$$

Paso 8. Preparar un plano de implantación de la balsa de aireación y determinar la distancia entre las unidades de aireación. La distancia mínima es de 0,5 m y la máxima de 0,6 a 0,75 m necesario para mantener los sólidos en suspensión y minimizar la coalescencia de las burbujas de aire.

Si las diferencias caen fuera de estos intervalos, puede hacerse un reajuste del número de unidades (selección de distintos caudales de aire G_s).

Paso 9. Calcular el caudal total de aire:

$$\text{Caudal total de aire} = G_s \times (\text{núm. de unidades}) \tag{4.43}$$

Paso 10. Calcular el rendimiento de la oxigenación en base a la ecuación (4.38), cuyo numerador se calculó en la fase 6, y el denominador se obtiene a partir de valores de G_s fijados en la fase 4 (corresponde aproximadamente al 23,2% de la masa de aire que corresponde a G_s). La masa de aire que corresponde a G_s se calcula a partir de la densidad del aire, que es $\frac{29\ (g/mol)}{22{,}4\ l}$, o sea, 1,29 g/l = 1,29 kg/m³ [a P = 760 mm Hg y t = 0°C].

En consecuencia:

$$\text{kg } O_2/h = 0{,}232 \times 1{,}29\ G_s = 0{,}299\ G_s \tag{4.45}$$

y en consecuencia:

$$\epsilon = \frac{N}{0{,}299\ G_s} = \frac{\text{kg } O_2 \text{ transferido/(h)(unidad)}}{\text{kg } O_2 \text{ suministrado/(h)(unidad)}}$$

donde:

$$0 \leq \epsilon \leq 1{,}0$$

Compárese este valor de ϵ, así calculado, con el valor preliminar supuesto en el *paso 5*. Si estos dos valores no coinciden dentro de los límites de una tolerancia preestablecida (p.ej. de 1 %), entonces se repite la iteración regresando al paso 5, hasta que se obtenga la convergencia deseada en el *paso 10*. Después de obtenerse el valor correcto de ϵ, los valores definitivos de O_t y $C_{s,m}$ se calculan con las ecuaciones (4.32) y (4.30), respectivamente.

Paso 11. Evaluar la potencia requerida del compresor. Esta eliminación puede hacerse calculando la potencia teórica, basándose en el supuesto de compresión adiabática reversible y utilizando los factores de rendimiento apropiados para evaluar la potencia real. Para ver más en detalle estos aspectos, pueden revisarse textos básicos de Termodinámica [8]. Este procedimiento se refleja en el esquema de la figura 4.13. Utilizando el diagrama temperatura-entropía para aire (Perry, R. H. and Chilton, C. C., «Chemical Engineer's Handbook, 5.ª ed. McGraw-Hill Book Co., New York, 1973, pp. 3-153, figura 3.15, y cuadros 3.207-3.208) puede situarse el estado 1, que representa la condición para el aire a la entrada del compresor (P_1, T_1). Siguiendo una línea vertical (entropía constante para la compresión adiabática reversible) hasta alcanzar la presión de descarga requerida P_2, se localiza el estado 2, (P_2, T_2), que señala las condiciones del aire comprimido en la descarga del compresor. A partir de la primera ley de Termodinámica, supuesta para un proceso de flujo continuo y despreciando cambios de energía potencial o cinética entre los estados 1 y 2, y considerando que el compresor se supone adiabático, se obtiene:

$$W_c = -\Delta H = -(H_2 - H_1) \tag{4.46}$$

donde W_c es el trabajo en el eje del compresor por kg de aire comprimido, y ΔH es la diferencia entre las entalpías H_2 y H_1 del aire en estados 2 y 1. Los valores se leen en el diagrama (isoentálpicas que pasan sobre los puntos 1 y 2). Puede leerse también la temperatura final.

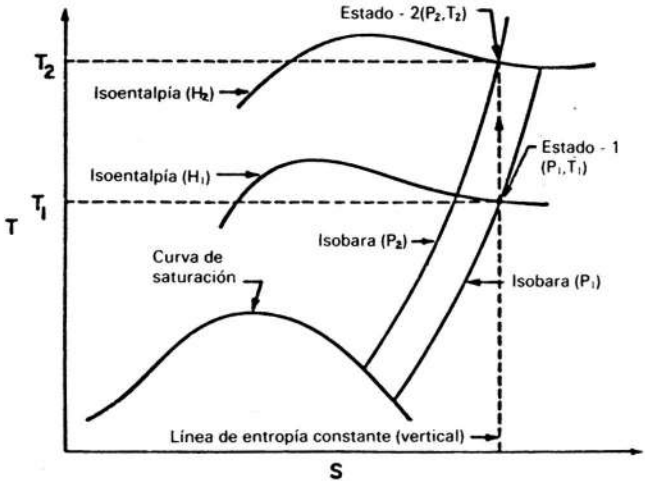


Fig. 4.13. Esquema de compresión adiabática reversible en el diagrama TS.

La ecuación (4.46) da el trabajo en el eje del compresor en kcal/kg. Si m_a son los kg de aire que se comprimen por hora, ecuación (4.44), la potencia teórica será:

$$(\text{CV}) = m_a \text{ kg/h} \times W_e \text{ kcal/kg} \times 1/860 \frac{\text{kw} \cdot \text{h}}{\text{kcal}} \times 1{,}32 \text{ CV/kw}$$

$$(\text{CV}) = 1{,}53 \times 10^{-3}\, m_a W_e \tag{4.47}$$

La potencia real puede evaluarse según:

$$\text{CV} = \frac{1{,}53 \times 10^{-3}\, m_a \times W_e}{R_0} \tag{4.48}$$

Donde R_0 es una estimación del rendimiento del compresor (fracción de la unidad, $0 < R_0 < 1$). Al estimar este rendimiento global, hay que tener en cuenta no sólo que el compresor en realidad no es el ideal, adiabático y reversible, sino que hay pérdidas en el motor y en la transmisión. El rendimiento global es

$$R_0 = R_t \times R_m \tag{4.49}$$

representando R_t el rendimiento termodinámico (desviación del adiabático reversible), y R_m, el rendimiento detrayendo las pérdidas en el motor y en la transmisión.

Un procedimiento alternativo para estimar la potencia consiste en suponer que para las presiones y temperaturas consideradas en la compresión, el comportamiento del aire corresponde a la ley de gases perfectos. En este caso, el trabajo en el eje, W_e, viene dado por la ecuación que representa la compresión adiabática reversible de un gas perfecto [8].

$$W_e = \frac{\gamma}{\gamma - 1}\left(\frac{1}{29}\right) RT_1\left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{(\gamma-1)/\gamma}\right] \quad \text{kcal/kg} \qquad (4.50)$$

siendo R la constante de los gases perfectos (1,987 kcal/kmol°C), γ la constante adiabática (relación entre calores específicos a presión constante y volumen constante $\gamma = C_p/C_v$), y (1/29) el número de kg mol en un kg de aire, ya que el P_m del aire se toma 29. Puede tomarse $\gamma = 1{,}4$ para el aire, utilizándose una vez conocido W_e las ecuaciones (4.47) a (4.49) para el cálculo de la potencia.

El valor de la presión requerida puede estimarse a partir de la ecuación (4.31), donde $P_2 = P_b$. La temperatura T_2 a la salida del compresor puede estimarse de la relación de compresión adiabática de un gas perfecto [8]:

$$T_2 = T_1\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{(\gamma-1)/\gamma} \qquad (4.51)$$

donde T representa temperatura absoluta (K).

Ejemplo 4.5. Para los sistemas de difusión de aire del ejemplo 4.3, los cálculos de diseño para la unidad de lodos activos (que se discutirán en el capítulo 5, apartado 7.2.6) indican que se necesitan 660 kg/h de oxígeno.

Evaluar:

1. Temperatura del aire en la descarga. Suponer que el aire entra a 740 mm de Hg y 16°C.
2. Número de unidades de difusión requeridas.
3. Rendimiento de transferencia de oxígeno (ε).
4. Potencia real requerida, suponiendo un rendimiento global del compresor del 70%.

Solución. *Paso 1.* Evaluar T_2 a partir de la ecuación (4.51), en la cual:

$P_2 = P_b = 1{,}566$ kg/cm² (Ejemplo 4.3. *paso 2)*
$P_1 = 740/760 \times 1{,}033 = 1{,}006$ kg/cm².
$T_1 = 16 + 273 = 298$ K
$\gamma = 1{,}4$

Siendo:

$$T_2 = 289\left(\frac{1{,}566}{1{,}006}\right)^{(1.4-1)/1.4} = 328 \text{ K} \qquad (55°\text{C})$$

Paso 2. Número de unidades. Ecuación (4.42).

kg O_2/h (requerido) = 660 kg/h
$N = 0{,}574$ kg (O_2/h) (Ejemplo 4.3, paso 3)
N.° de unidades = 660/0,574 = 1150

Paso 3. Rendimiento de transferencia de oxígeno, ε, ecuación (4.38), siendo:

$$\text{kg } O_2 \text{ transferencia/h} \cdot \text{unidad} = 0{,}574$$

$$\text{kg } O_2 \text{ suministrado/h} \cdot \text{unidad, de ecuación (4.45):}$$

$$(0{,}299 \times 20{,}4) \text{ kg } O_2\text{/h} \cdot \text{unidad} = 6{,}09 \text{ kg } O_2\text{/h} \cdot \text{unidad}$$

$$\varepsilon = \frac{0{,}574}{6{,}09} \times 100 = 9{,}42\ \%$$

Paso 4. Potencia del compresor:

(a) Calcular W_e de la ecuación (4.50):

$$W_e = \frac{1{,}4}{1{,}4 - 1} \times \frac{1}{29} \times 1{,}987 \times 289 \left[1 - \left(\frac{1{,}566}{1{,}006}\right)^{1.4-1/1.4}\right] = -9{,}335 \text{ kcal/kg}$$

El signo negativo simplemente indica que se hace trabajo sobre el aire (compresión).

b) Calcular m_a (kg aire/h), de la ecuación (4.44).

$$m_a = (1{,}29 \times 20{,}4) \text{ kg aire/h} \cdot \text{unidad} \times 1150 \text{ unidades} = 30\,263 \text{ kg aire/h}$$

c) Potencia real en CV, ecuación (4.48):

$$\text{CV} = \frac{1{,}53 \times 10^{-3} \times 30\,263 \times 9{,}335}{0.7} = 617 \text{ CV}$$

14. UNIDADES DE AIREACIÓN POR TURBINAS

14.1 Descripción

La figura 4.14 representa una unidad típica de aireación por turbina. Con ellas se consigue una entrada de oxígeno atmosférico por aireación superficial y dispersar el aire comprimido por la acción de cizalladura, producida por un agitador o turbina rotativa. Las burbujas de aire que entran por una tubería o tubo perforado, colocado debajo del agitador, se rompen por el efecto de corte de las palas del agitador, que giran a alta velocidad. Para sistemas que requieren poca oxigenación, basta con el oxígeno que es suministrado con el caudal de aire que se atrae a través de la depresión creada por el propio rotor (efecto de succión).

Una característica importante de las turbinas es su flexibilidad, debido al hecho de que el grado de mezcla está controlado por la potencia suministrada a la turbina y es, en consecuencia, independiente del caudal de aire, controlado por la capacidad del compresor. En los casos tanto de unidades de difusión como de aireadores de superficie, el grado de mezcla y el suministro de aire no pueden variarse independientemente.

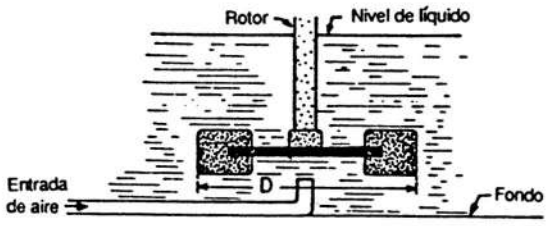


Fig. 4.14. Unidad de aireación por turbina.

14.2. Funcionamiento de las unidades de aireación por turbina

Las variables principales a considerar son el caudal de aire, el diámetro (D) y la velocidad del rotor. Estas variables definen el tamaño de burbuja y el grado de agitación en el tanque, afectando de esta manera el coeficiente global de transferencia de oxígeno, $K_L a$. Los datos de funcionaiento para las unidades de aireación por turbina, se incluyen normalmente en la información de los suministradores. Eckenfelder [1] recomienda la siguiente ecuación empírica para relacionar los datos de funcionamiento de estas unidades:

$$N = CG_s^n S^x D^y (C_{s,r} - C_L)\ 1{,}024^{(T-20)}\alpha_{20°C} \tag{4.52}$$

en la cual N son los kg de O_2 transferidos por hora y unidad de aireación; G_s es el caudal de aire (m^3/h por unidad de aireación) [m^3 a $P = 760$ mm Hg y $t = 0°C$]; S es la velocidad periférica del rotor (m/s); D es el diámetro del rotor (m, véase la figura 4.14); $C_{s,r}$ es la concentración de oxígeno disuelto de saturación en el agua residual (mg/l), en la profunidad media del tanque; C_L es la concentración de oxígeno disuelto de funcionamiento (mg/l); y C, n, x, e y las constantes características del equipo de aireación.*

Comparando las ecuaciones (4.40) y (4.52) se obtiene la siguiente:

$$K_L a V = CG_s^n S^x D^y \times 1{,}024^{(T-20)}\alpha_{20°C} \qquad (m^3/h) \tag{4.53}$$

en la cual el término $K_L a$ tiene las unidades de h^{-1}, y V es el volumen del tanque de aireación en m^3. Si ($C_{s,r} - C_L$) de la ecuación (4.53) viene dado en mg/l, basta dividir su valor por 1.000 para transformarlo en kg/m^3 y obtener N en kg/h.

14.3. Potencia requerida para los aireadores tipo turbina

La potencia se requiere para: 1) accionamiento del rotor (potencia que designaremos por CV_r), y 2) para funcionamiento del compresor o soplante (designada por CV_c). La requerida por el rotor se define por:

$$CV_{r,u} = C' D^m S^p \tag{4.54}$$

* Valores típicos para n, x, e y (dependientes de la geometría del rotor [4]) son: $n = 0{,}4$ a $0{,}9$; $x = 1{,}2$ a $2{,}4$; $y = 0{,}6$ a $1{,}8$.

en la que C', m y p son constantes características del equipo de aireación.

La ecuación (4.54) se desarrolló para mezcla de líquidos sin inyección de aire. En el caso de aireación por turbina, en lugar de un medio líquido tenemos una mezcla de líquido y aire, con una densidad media inferior a la de un medio líquido compacto.

La potencia real disminuye a medida que el caudal de aire que entra por debajo del rotor aumenta, debido a la disminución de densidad de la mezcla aireada. Por esta razón, la potencia calculada con la ecuación (4.54) se conoce como potencia no aireada ($CV_{r.u}$): La ecuación (4.54) puede modificarse:

$$CV_{r.u} = C'' D^{m+p} n^p \tag{4.55}$$

donde n se expresa en revoluciones por segundo. La ecuación (4.55) resulta de la (4.54), ya que

$$n = S/\pi D \text{ (m/s)/(m/rev.)} = \text{rev./s} \tag{4.56}$$

siendo πD el perímetro de la circunferencia descrita por el extremo del rotor. De la ecuación (4.56), $S = \pi Dn$. Sustituyendo por S de ecuación (4.54), se obtiene la ecuación (4.55) siendo $C'' = C'\pi_p$.

Como valores típicos de exponentes m y p se consideran:

$$4{,}8 \leq m \leq 5{,}3$$

$$2{,}0 \leq p \leq 2{,}5$$

La potencia no aireada $CV_{r.u}$ se relaciona con CV_r dando gráficos como el incluido en la figura 4.15. La potencia consumida por el compresor se calcula según se describe en el apartado 13.4, paso 11.

Es importante determinar el reparto óptimo de potencia entre el rotor y el compresor. Se ha establecido una relación entre el rendimiento de la transferencia de oxígeno (expresada en kg de O_2 transferido/CV × h) y un factor P_d, definido como:

$$P_d = CV_r/CV_c \tag{4.57}$$

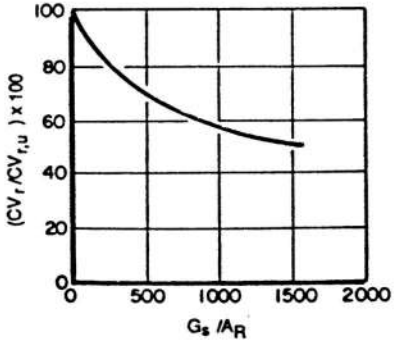


Fig. 4.15. Efecto del caudal específico de aire sobre la potencia de la turbina [4].

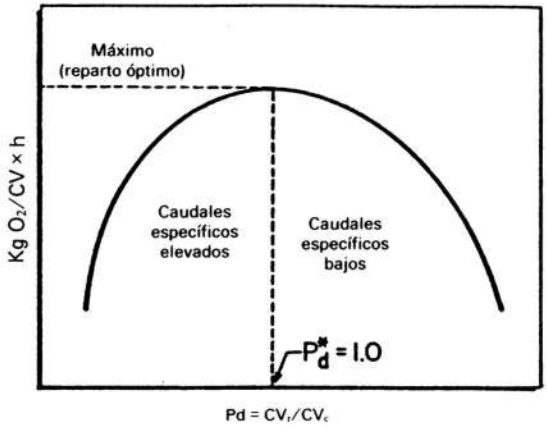


Fig. 4.16. Relación para el reparto de potencia en sistemas de aireación por turbina.

desarrollado por Quirk [7] y su utilización ha sido sistematizada por Eckenfelder [1]. En la ecuación (4.57), CV_r es la potencia del rotor corregida por la presencia de aire, obtenida de la figura 4.15. P_d representa el reparto de potencia entre rotor y compresor. Una curva típica de relación es la representada en la figura 4.16.

El valor indicado en la figura 4.16 como P_d^* es el óptimo correspondiente al rendimiento máximo en la transferencia. En la mayoría de los casos P_d^* es aproximadamente 1, lo que significa igual potencia para turbina y compresor. Con valores altos de caudal específico de aire (valores altos de CV_c), los valores de P_d son menores de 1,0 [$CV_c > CV_r$, o sea $P_d < 1{,}0$]. En estas condiciones, la presencia de grandes burbujas de aire y la inundación del rotor dan lugar a bajos rendimientos de oxigenación. Por otro lado, con bajos caudales de aire, $P_d > 1{,}0$, se emplea demasiada potencia en la mezcla del líquido.

14.4. Procedimiento de diseño para sistemas de aireación por turbina

Revisar la información básica de los puntos 1-5 sobre unidades de difusión (sección 13.4). Obtener datos básicos de funcionamiento de las turbinas, contenidos en información del constructor, o bien, calculados utilizando los valores de las constantes de la ecuación (4.52). Puede utilizarse el procedimiento siguiente:

Paso 1. Seleccionar una profundidad del tanque de aireación H, normalmente entre 4,5 y 6 m. En algunos casos, pueden emplearse profundidades mayores.

Paso 2. El área de la sección será:

$$A = V/H$$

Paso 3. Seleccionar una relación $r = D/T$, donde D es el diámetro de la turbina y T el «diámetro» del tanque. Para tanques de sección circular, esta relación es directa: para tan

ques rectangulares, se define el valor T según la forma del tanque. La definición de un valor T para un tanque rectangular se refleja en la figura 4.17 (T equivale al diámetro de la zona de influencia del equipo de aireación, definida como el círculo en el cual prevalecen condiciones de mezcla total). En la implantación final se prevé una superposición de los círculos correspondientes a las dos zonas de influencia para reducir o eliminar las zonas muertas de la disposición previa (fig. 4.17), en la cual no hay mezcla total. Las relaciones típicas D/T son 0,1 a 0,2.

Paso 4. Para tanques de sección circular, calcular el diámetro del tanque T, $T = (4A/\pi)^{1/2}$, en donde A es el área de la sección, (paso 2). Para tanques rectangulares, tomar una anchura T aproximadamente igual a dos veces la profundidad del tanque. O sea, diámetro de turbina $D = T \times r$.

Paso 5. Seleccionar el modelo de turbina deseado con un caudal específico G_s por unidad ($m^3/h \cdot$ unidad) [m^3 a P = 760 mm Hg y $t = 0°C$]. Valores típicos son 350 a 2 500 m^3N/h.

Paso 6. A partir de la figura 4.16 (datos del constructor), determinar el reparto óptimo P_d^*.

Paso 7. Obtener el valor $C_{c,r}$ (a utilizar en la ecuación 4.52), para la profundidad media. Según apartado 13.4, paso 5. Se supone un valor preliminar de ϵ, que será verificado en el paso 13.

Paso 8. Estimación de la capacidad de oxigenación para cada unidad (N = kg de O_2 transferido/h · unidad) a partir de datos del constructor, o bien, calculado según la ecuación (4.52).

Paso 9. De acuerdo con las necesidades de oxígeno (kg O_2/h) calculadas en el capítulo 5, apartado 7.2.6, y el valor de N calculado en el paso 8, determinar el número de unidades de aireación necesarias para transferir el oxígeno requerido, ecuación (4.42):

$$\text{Núm. de unidades} = \text{kg } O_2 \text{ requerido/h}/N$$

Debe haber una turbina por cada 85-230 m^2. Variando el caudal de aire por unidad, o sea G_s, se ajustan los cálculos de tal forma que su distribución se ajuste a estos datos.

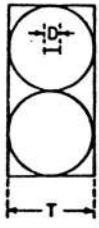


Fig. 4.17. Relación $r = D/T$ para un tanque rectangular con dos turbinas (disposición preliminar).

Paso 10. Calcular el caudal total de aire (ecuación 4.43).

$$\text{Caudal total} = G_s \times \text{Núm. de unidades } (m^3/h) \; [m^3 \text{ a } P = 760 \text{ mm Hg y } t = 0°C]$$

Paso 11. calcular la potencia de funcionamiento del compresor como se ha descrito en apartado 13.4, paso 11.

Paso 12. Calcular la potencia de la turbina a partir del reparto óptimo establecido en el paso 6.

$$CV_r = (P_d^*)(CV_c)$$

Paso 13. Calcular el rendimiento de la oxigenación según la ecuación (4.38), en la cual el numerador se obtiene en el paso 8. Calcular el denominador según la ecuación (4.45). Compárese este valor de ϵ, así calculado, con el valor preliminar supuesto en el paso 7. Si estos dos valores no coinciden dentro de los límites de una tolerancia preestablecida (p. ej., de 1 %), entonces se repite la iteración regresando al paso 7, hasta que se obtenga la convergencia deseada.

15. EQUIPOS DE AIREACIÓN SUPERFICIAL

15.1 Descripción de la unidad

Las unidades de aireación de superficie se basan únicamente en el arrastre del oxígeno del aire atmosférico. A diferencia de los aireadores de turbina o de difusión, no hay un flujo o corriente de aire en estos sistemas.

Las mejoras introducidas en los aireadores superficiales han permitido optimizar la capacidad de transferencia de oxígeno, habiendo aumentado su uso en los últimos años. Se usan bastante en plantas de lodos activos y lagunas aireadas.

En la figura 4.18 se representan las bases de funcionamiento de los aireadores superficiales: se succiona el líquido de la parte inferior de la unidad, siendo luego esparcido hacia el exterior y hacia arriba por un rotor dentro de un tubo vertical.

Gran parte de los aireadores de superficie se fijan sobre vigas que se disponen a través de los tanques de aireación. También pueden instalarse flotantes, estando soportada toda la unidad por un flotador de fibra de vidrio reforzada, relleno con espuma de plástico, que la hace insumergible.

La transferencia de oxígeno en los aireadores de superficie se consigue por dos mecanismos: 1) Mecanismo de turbulencia: transferencia en la superficie turbulenta del líquido, y 2) Mecanismo de dispersión: transferencia a las gotas esparcidas por las palas de la unidad. Debido a la evaporación de las gotas de agua esparcidas, hay una disipación considerable

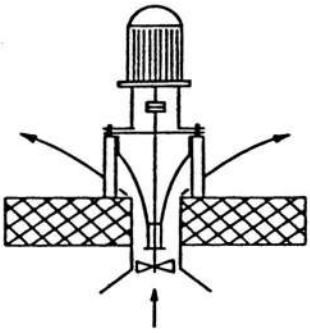


Fig. 4.18. Sección vertical de un aireador superficial.

de calor. El descensó de temperatura resultante puede dar lugar a congelaciones, que pueden dar problemas de funcionamiento de los aireadores, sobre todo en los meses de invierno. Por la razón anterior, en las zonas de climas fríos se prefiere el uso de aireadores de burbuja (con difusores o turbina) al de aireadores de superficie.

15.2. Correlación entre rendimiento de transferencia y nivel de agitación

Se han desarrollado correlaciones (1) entre el rendimiento de transferencia (expresado en kg O_2 transferido/(CV $\times$ hora), y nivel de agitación del tanque (en términos de CV/m^3 de tanque). Hay aproximadamente una relación lineal entre estos dos parámetros tal y como indica la línea recta de la figura 4.19, que es un ejemplo típico de esta correlación para una unidad específica de aireación. La correlación entre el diámetro de influencia y la potencia de la unidad que se representa en la figura 4.19, se discute también en esta sección. En ordenadas, $(RT)_{referencia}$ equivale a los kg de O_2 transferidos al agua corriente, en condiciones de referencia (20°C y 1 atm. con OD cero, al iniciar el experimento), por (CV $\times$ hora).

La corrección para obtener el rendimiento de transferencia de oxígeno $(RT)_{real}$, para un agua residual en condiciones de funcionamiento, puede obtenerse de la ecuación (4.36) como:

$$(RT)_{real} = (RT)_{ref.} \left(\alpha_{20°C} \times 1{,}024^{T-20} \times \frac{\beta C_{s,s} - C_L}{9{,}2} \right) \qquad (4.59)$$

siendo $C_{s,r} = \beta C_{s,s}$, y en la cual $C_{s,s}$ se ha corregido por las diferencias con respecto a la presión normal, utilizando la ecuación (4.27).

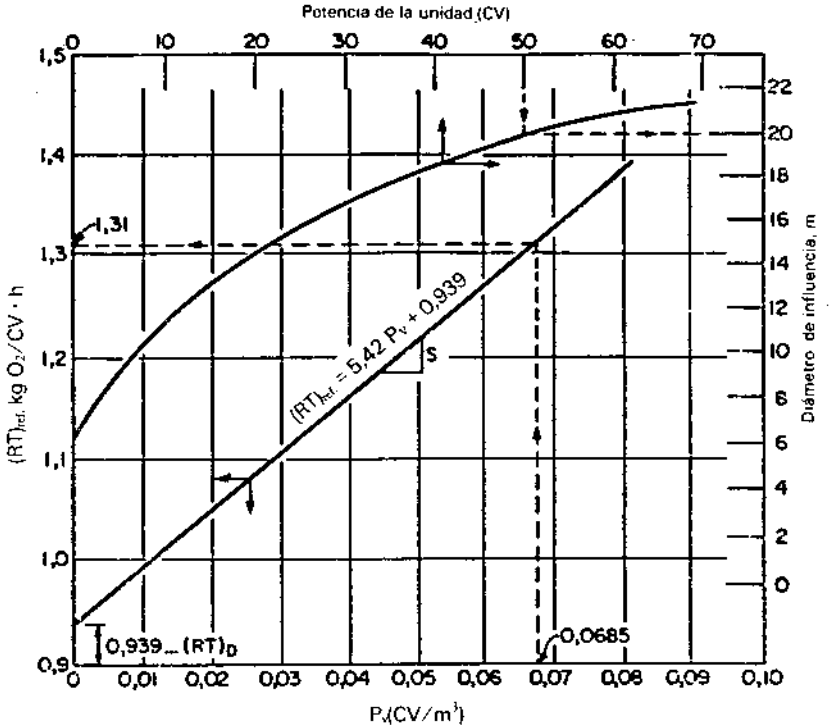


Fig. 4.19. Características de aireadores de superficie.

La correlación lineal de la figura 4.19 viene dada por la relación [1]:

$$(RT)_{ref.} = SP_v + (RT)_D \qquad (4.60)^*$$

en la cual $(RT)_{ref}$ es la transferencia de oxígeno al agua corriente en condiciones de referencia (kg O_2/(CV × hora): P_v es la potencia en CV por m³ de líquido en el tanque: S es una constante característica del equipo de aireación (en la figura 4.19, S corresponde a la pendiente de la línea recta): $(RT)_D$ es el oxígeno transferido al agua corriente en condiciones de referencia por (CV × h) con turbulencia nula. En la figura 4.19 $(RT)_D$ es la ordenada de la línea recta en el origen.

Para un aireador determinado, $(RT)_D$ corresponde al oxígeno transferido por (CV × hora) en condiciones de referencia, en un tanque de volumen infinito. En tal situación, todo el oxígeno transferido lo es a través del mecanismo de dispersión, ya que la turbulencia es despreciable, representando el subíndice D el mecanismo de dispersión.

* Para el aireador de superficie, específico de la figura 4.19, la relación es $(RT)_{ref.} = 5,42\ P_v + 0,939$.

El funcionamiento de los aireadores de superficie depende de los siguientes factores: 1) Inmersión del rotor: 2) Diámetro y velocidad del rotor. Como valores de rendimiento de transferencia $(RT)_{real}$ se pueden tomar $1 - 2$ kg $O_2/(CV \times$ hora) para la mayor parte de los aireadores de superficie, aunque se indican a veces valores tan altos como 3-3,5. El rendimiento de transferencia permanece básicamente constante con un nivel de inmersión óptimo, independientemente del tamaño de la unidad.

Como valores típicos de potencia específica P_v, en CV/m³ de tanque se consideran:

1. Para unidades de lodo activo convencionales: $0{,}05 < P_v < 0{,}08$.
2. Para unidades de aireación prolongada: $0{,}027 < P_v < 0{,}05$;
3. Para lagunaje aireado: $0{,}001 < P_v < 0{,}007$.

15.3. Procedimiento para diseño de sistemas de aireación utilizando unidades de superficie

La información básica es la contenida en los puntos 1-5 para unidades de difusión (13.4). A continuación hay que obtener las características del aireador, lo cual incluye: 1) Correlación entre $(RT)_{ref.}$ y P_v. 2) Correlación entre potencia específica y diámetro de influencia para sólidos en suspensión (m). Para el diseño específico del ejemplo 4.6 estas dos correlaciones son las recogidas en la figura 4.19.

Las profundidades de los tanques de aireación con unidades de superficie suelen ser inferiores a las que se dispone con unidades de aireación de difusión o con turbina, variando entre 2,4 y 3,6 m.

Los pasos para el diseño son:

Paso 1. De acuerdo con la ecuación (4.59) calcular el término entre paréntesis para condiciones de verano e invierno. Darse cuenta que $\beta C_{s,s} = C_{s,r}$, y que $[C_{s,r}]_{verano} < [C_{s,r}]_{invierno}$, de tal forma que $(C_{s,r} - C_L)$ es mayor en condiciones invernales, mientras que $T_{verano} > T_{invierno}$, con lo que el término $1{,}024^{(T-20)}$ es mayor en condiciones de verano. Supongamos que los resultados de este cálculo son:

$$(RT)_{real} = K_{verano} \times (RT)_{referencia} \tag{4.61}$$

$$(RT)_{real} = K_{invierno} \times (RT)_{referencia} \tag{4.62}$$

donde las K son los valores del término entre paréntesis de la ecuación (4.59). El valor menor de K nos dará las condiciones de control (menor transferencia de oxígeno) o límites. En general, la especificación del aireador vendrá controlada por las condiciones críticas de verano, $K_{verano} < K_{invierno}$.

Paso 2. Teniendo en cuenta que no se conoce la potencia (abscisa de la figura 4.19) hay que emplear un cálculo iterativo para determinar el $(RT)_{ref.}$ basado en la correlación de $(RT)_{ref.}$ con la potencia específica (CV/m³), o sea con el nivel de agitación.

1. Suponer una potencia específica P_v, en CV/m³.
2. En la figura 4.19 leer $(RT)_{referencia}$.
3. Calcular $(RT)_{real}$ con la ecuación (4.61) o (4.62), según cuáles sean las condiciones de control [normalmente es la ecuación (4.61)].
4. La potencia requerida se calcula para la potencia específica supuesta

$$\text{Potencia} = \frac{O_2 \text{ requerido (kg/h)}}{(RT)_{real}\ [\text{kg } O_2/(\text{CV} \times \text{h})]} \qquad \text{(en CV)} \qquad (4.63)$$

en la cual el oxígeno requerido se ha calculado previamente según las necesidades del reactor biológico. (Punto 2 de «Información básica requerida», 13.4.)

5. Volver a calcular P_v.

$$P_v = \text{Potencia [CV, paso 2 (4)]/volumen del tanque}$$

siendo el volumen del tanque de aireación el cálculo de acuerdo con las exigencias del proceso. (Punto 1 de 13.4 «Información fundamental requerida».) Si los valores obtenidos se acercan a los previstos, con errores inferiores al 5% se consideran adecuados; si no, se rehace el proceso de cálculo en forma iterativa hasta llegar a valores próximos.

Paso 3. La distancia o separación entre aireadores se determina de acuerdo con la correlación de la figura 4.19. El procedimiento a seguir para definir la implantación o disposición en planta de aireadores es el que se explica en el ejemplo 4.6.

Ejemplo 4.6. Especificar los aireadores de superficie necesarios para la planta de lodos activos diseñada en el capítulo 5 (apartado 7.14, ejemplo 5.2, paso 9). El oxígeno requerido y el volumen de los reactores biológicos se calculan de acuerdo con el procedimiento descrito en el capítulo 5, dando los siguientes resultados:

1. Volumen del reactor: 4320 m³ (ej. 5.2, paso 6).
2. Oxígeno requerido: 251 kg/h (ej. 5.2, paso 7)

Se dispone de la siguiente información complementaria:

3. Temperatura del agua residual: Verano: 25°C (Ejemplo 5.2, paso 3); Invierno: 13°C (ejemplo 5.2, paso 3 b).
4. Concentración de oxígeno en condiciones de equilibrio. C_L = 2,0 mg/l (Base de ejemplo 5.2. IV).
5. Valores para parámetros α y β. (Base de ejemplo 5.2. IV).

$$\alpha_{20°C} = 0{,}87$$
$$\beta = 0{,}97$$

siendo la presión barométrica media P = 755 mm Hg. (Base de ejemplo 5.2. IV).

6. Las características de los aireadores de superficie seleccionados vienen dadas por la figura 4.19. Éstas incluyen correlación entre $(RT)_{ref.}$ y potencia específica (P_v), y entre la potencia de la unidad y el diámetro de influencia (en metros).

Solución. *Paso 1.* Calcular el término entre paréntesis, ecuación (4.59), para condiciones de verano e invierno:

Verano:

$$\left[\alpha_{20°C} \times 1{,}024^{T-20}\frac{\beta C_{s,s} - C_L}{9{,}2}\right] = \left[\alpha_{20\,C} \times 1{,}024^{T-20}\frac{C_{s,r} - C_L}{9{,}2}\right]$$

$$1{,}024^{T-20} = 1{,}024^{25-20} = 1{,}126$$

$C_{s,s}$ [ecuación (4.27)]: $C_{s,s} = (C_{s,s})_{760}\dfrac{P - P^v}{760 - P^v}$

Donde:

$(C_{s,s})_{760} = 8{,}4$ mg/l [Cuadro 4.1, para $T = 25°C$]

$P^v = 23{,}756$ mm Hg [Cuadro 4.2, para $T = 25°C$]

$P = 755$ mm Hg

$$\therefore C_{s,s} = 8{,}4\frac{755 - 23{,}756}{760 - 23{,}756} = 8{,}34 \text{ mg/l}$$

y

$$C_{s,w} = \beta C_{s,s} = (0{,}97)(8{,}34) = 8{,}09 \text{ mg/l}$$

Entonces:

$$K_{verano} = \alpha_{20°C} \times 1{,}024^{T-20} \times \frac{\beta C_{s,s} - C_L}{9{,}2}$$

$$= 0{,}87 \times 1{,}126 \times \frac{8{,}09 - 2{,}0}{9{,}2} = 0{,}648$$

Invierno:

$$1{,}024^{T-20} = 1{,}024^{13-20} = 0{,}847$$

$C_{s,s}$ [ecuación (4.27)]: $C_{s,s} = 10{,}6\dfrac{755 - 11{,}231}{760 - 11{,}231} = 10{,}53$

y

$$C_{s,w} = (0{,}97)(10{,}53) = 10{,}21$$

Entonces:

$$K_{\text{invierno}} = 0{,}87 \times 0{,}847 \times \frac{10{,}21 - 2{,}0}{9{,}2} = 0{,}658$$

Conclusión: Las condiciones de verano controlan la especificación de los aireadores.

Paso 2

(1) Suponer una potencia específica, p. ej., $P_v = 0{,}0685$ CV/m³.

(2) En la figura 4.19 leer:

$$(\text{RT})_{\text{ref.}} = 1{,}31 \text{ kg } O_2/\text{CV} \cdot \text{h}$$

(3) Ecuación (4.61):

$$(\text{RT})_{\text{real}} = (0{,}648)(1{,}31) = 0{,}849 \text{ kg } O_2/\text{CV} \cdot \text{h}$$

(4) Potencia requerida, ecuación (4.63):

$$\frac{251 \dfrac{\text{kg } O_2}{\text{h}}}{0{,}849 \dfrac{\text{kg O}}{\text{CV} \cdot \text{h}}} = 296 \text{ CV}$$

(5) Recalcular P_v:

$$\frac{296 \text{ CV}}{4\,320 \text{ m}^3} = 0{,}0685 \text{ CV/m}^3$$

Este valor está de acuerdo con el supuesto en el paso 2 (1).

(6) Seleccionar aireadores de 50 CV

$$\text{Número de aireadores} = \frac{296}{50} = 5{,}92$$

(es decir 6 aireadores)

Paso 3. Disposición de los aireadores en el tanque de aireación. En la figura 4.19 leer:

Potencia de la unidad: 50 CV
Diámetro de influencia: 20 m

Proporcionar una solapadura tomando un coeficiente de seguridad de un 20%, esto es:

$$d = 20/1{,}2 = 16{,}7 \text{ m}$$

Superficie = longitud × anchura = $(3d)(2d) = 6d^2 = (6)(16,7)^2 = 1673,3$ m².

Volumen del reactor: 4 320 m³.

Entonces:

$$\text{Profundidad} = \frac{4\,320 \text{ m}^3}{1\,673,3 \text{ m}^2} = 2,58 \text{ m}.$$

Esto es una profundidad razonable. Como se ha indicado en la sección 15.3, las profundidades de los tanques de aireación con unidades de superficie varían de 2,4 a 3,6 m.

Deben compararse varias disposiciones de aireadores. Consideraciones económicas y de ingeniería determinarán la selección final de los aireadores y su disposición.

PROBLEMAS

1. En un ensayo de aireación con agua corriente, utilizando una aireador de 5 CV en condiciones de aireación en régimen transitorio, se han obtenido los siguientes resultados. La temperatura del agua es 20° C y la presión atmosférica media es 724 mm Hg. El tanque de aireación tiene una capacidad de 380 m³.

CUADRO A

Tiempo (min)	C(mg/l)
0	0,00
12	2,65
24	4,50
36	5,80
48	6,70
60	7.33

Calcular:

1. Reactivo requerido (kg de Na_2SO_3) para desoxigenación del agua de ensayo con 8 ppm de OD.
2. Valor del coeficiente global de transferencia de oxígeno K_La, en h^{-1}.
3. Oxígeno transferido, en kg/h, en condiciones normales.
4. Rendimiento de transferencia de referencia $(RT)_{ref.}$ en kg O_2/(CV × h), basado en potencia nominal y en el rotor. Se dispone de la siguiente información:

Tensión: 220 V (media)
Intensidad: 13,5 A (media)
cos FP (medido): 0,8
Rendimiento del motor (estimado): 85%
Rendimiento del reductor (estimado): 85%.

II. Se obtienen con aireación en régimen transitorio, para agua corriente a 6°C y agua residual a 0°C, los datos del cuadro que se incluye a continuación. Evaluar el coeficiente α a 20°C. Para el agua residual tomar $\beta = 0{,}92$.

CUADRO B
Agua residual (0°C)

Tiempo (min)	C (mg/l)
0	0,0
5	1,9
10	3,4
15	4,7
20	5,8
25	6,8

Agua corriente (6°C)

Tiempo (min)	C (mg/l)
0	0.0
5	2.3
10	4.2
15	5.7
20	6.9
25	7.9

III. Para las aguas residuales de una planta petroquímica se obtuvieron los datos siguientes (datos ajustados) en ensayos de aireación en régimen transitorio, a 15°C y con distintas potencias específicas.

CUADRO C

(0,013 CV/m³)		(0,040 CV/m³)	
Tiempo (min)	$C_{s,r} - C$ (mg/l)	Tiempo (min)	$C_{s,r} - C$ (mg/l)
0	6,9	0	6,5
5	5,4	5	4,6
10	4,2	10	3,3
14	3,4	14	2,5
18	2,8	16	2,2
22	2,3	20	1,7
24	2,05		

(0,067 CV/m³)		(0,094 CV/m³)	
Tiempo (min)	$C_{s,r} - C$ (mg/l)	Tiempo (min)	$C_{s,r} - C$ (mg/l)
0	6,5	0	6,4
5	4,4	3	4,4
8	3,5	5	3,4
11	2,95	8	2,3
15	2,1	10	1,8
17 1,8	14	1,1	

Los mismos ensayos se repitieron utilizando agua corriente a 15°C. Los datos obtenidos fueron los siguientes:

CUADRO D

(0,013 CV/m³)		(0,040 CV/m³)	
Tiempo (min)	$C_{s,r} - C$ (mg/l)	Tiempo (min)	$C_{s,r} - C$ (mg/l)
0	7,3	0	7,3
5	5,35	5	4,65
10	3,95	10	3,0
14	3,1	14	2,1
18	2,4	16	1,75
22	1,9	20	1,22

(0,067 CV/m³)		(0,094 CV/m³)	
Tiempo (min)	$C_{s,r} - C$ (mg/l)	Tiempo (min)	$C_{s,r} - C$ (mg/l)
0	6,8	0	6,4
5	3,95	3	3,8
10	2,3	5	2,7
14	1,5	8	1,6
16	1,2	10	1,13

Trazar el gráfico de los valores de α a 15°C con respecto a la potencia especifica.

IV. Para la aireación en régimen transitorio de las aguas de un tanque de lodos activos se obtuvieron los datos siguientes:

Tiempo (min)	C, concentración de oxígeno disuelto (mg/l)
0	0,0000
10	0,4870
20	0,8270
30	1,0648
40	1,2300

1. Dibujar la curva C en función de t, y ajustar una ecuación de la forma:

$$C = a\,(1 - 10^{-bt})$$

Determinar los parámetros a (mg/l) y b (min^{-1}), utilizando el método de diferencias logaritmicas (capítulo 2, sección 2.1).

2. Determinar analíticamente las derivadas dC/dt para $t = 0$, 10, 20, 30 y 40 min (mg/l · min).

3. Determinar con el gráfico lineal apropiado el coeficiente de transferencia de oxígeno, $K_L a$, en min^{-1} y h^{-1}.

4. Determinar la velocidad de utilización de oxígeno (VUO), en mg/l · h.

V. Utilizando un tanque provisto de sistema de difusión se realizaron diversos estudios de aireación en régimen transitorio. Las características del sistema son:

Dimensiones del tanque: 15 × 7,5 × 4,8 m (longitud × anchura × profundidad)
Núm. de difusores: 26
Caudal por difusor: 20 m^3/h (a 760 mm y 0°C)

Durante un primer ensayo se llena el tanque con agua corriente a 15°C. La presión atmosférica era de 765 mm Hg. El agua corriente se desoxigenó purgando con nitrógeno, comenzándose entonces la aireación, obteniéndose los siguientes datos:

CUADRO E

Tiempo (min)	*C* (mg/l)
0	0,0
5	2,4
10	4,4
15	5,9
20	7,2
25	8,2

Durante el experimento se cubrió el tanque y se analizaron los gases de escape, con el siguiente resultado:

CO_2	2,3 % (en volumen)
O_2	16,9 % (en volumen)
N_2	80,8 % (en volumen)

La pérdida de carga del aire a través de los conductos puede considerarse 0,07 kg/cm^2.

En una segunda experiencia se llenó el tanque con agua residual. La temperatura era 5°C y la presión atmosférica 770 mm Hg. El agua se desoxigenó también purgando con nitrógeno, comenzando luego la aireación, obteniéndose los siguientes datos:

CUADRO F

Tiempo (min)	*C* (mg/l)
0	0,0
5	1,5
10	2,8
15	4,1
20	5,2
25	6,1

Para el agua residual se determinó el coeficiente β, siendo su valor 0,9. La concentración de biomasa se considera despreciable. El gas de escape en este experimento fue analizado, obteniéndose:

CO_2	2,7 % (en volumen)
O_2	18,8 % (en volumen)
N_2	78,5 % (en volumen)

Tomar asimismo la pérdida de carga 0,07 kg/cm^2.

Calcular:

1. La concentración de saturación del oxígeno en el agua corriente (mg/l), en la profundidad media, a 15°C y 765 mm Hg.
2. La concentración de saturación de oxígeno para el agua residual (mg/l), en la profundidad media, a 5°C y 770 mm Hg.
3. K_La (h^{-1}) para agua corriente a 15°C y 20°C.
4. K_La (h^{-1}) para agua residual a 5°C y 20°C.
5. Valor del coeficiente α a 20°C.
6. kg O_2/h transferidos al agua corriente en condiciones normales.
7. kg O_2/h transferidos al agua residual a 5°C para aireación con una concentración de oxígeno mantenida a 2,0 mg/l.
8. kg O_2/h suministrados al difusor.
9. Rendimiento de transferencia RT (%).

VI. La turbina en un tanque de 9 × 15 × 4,5 m (longitud × anchura × profundidad) transfiere oxígeno a un agua residual industrial de acuerdo con la relación:

$$K_La V = 25\, G_s^{0.45} S^{1.5} D^{1.8} \quad (m^3/h)$$

donde K_La viene expresado en h^{-1}; V es el volumen del tanque en m^3; G_s el caudal del aire en m^3/N/h · unidad; S es la velocidad periférica del rotor en m/s y D es el diámetro del rotor en m.

La potencia absorbida por la turbina viene definida por la relación:

$$CV_{r.u} = 0{,}02\, D^{5.25} n^{2.75}$$

donde D es el diámetro del rotor (m) y n las revoluciones/segundo del mismo.

1. Calcular K_La (h^{-1}). La turbina tiene 1 m de diámetro, girando a una velocidad de 4,5 m/s (velocidad periférica), siendo el caudal de aire de unos 500 m^3/h (medidos a 760 mm Hg y 0°C).
2. Calcular los kg de oxígeno transferidos por hora al agua residual para funcionamien-

to en continuo, con concentración constante de oxígeno de 2,0 mg/l. La temperatura del agua residual es 20°C y $C_{s,r} = 8{,}45$ mg/l.

3. Calcular la potencia de la turbina corregida según la figura 4.15.

4. Calcular la potencia al freno del compresor. Para este cálculo basar las estimaciones de la presión de descarga en una presión atmosférica de 1,029 kg/cm², considerando unas pérdidas de carga en conductos y columna hidrostática necesaria de 0,28 kg/cm². Tomar como temperatura del aire de entrada 15°C, $\gamma = 1{,}4$ y un rendimiento global del compresor de 65% con respecto al compresor adiabático reversible ideal. ¿Cuál es el valor de P_d, relación entre las potencias suministradas al rotor y al compresor?

5. Evaluar el rendimiento de transferencia de oxígeno (ecuación 4.38).

VII. En 15.3 se hizo la sugerencia de un proceso iterativo para determinar la potencia total requerida para el caso de aireación de superficie a partir del conocimiento de la correslación entre el $(RT)_{ref.}$ y la potencia específica P_v, en CV/m³.

Sin embargo, si la correlación es lineal, dada por la ecuación (4.60), por ejemplo, puede obtenerse una expresión analítica para la potencia requerida, evitando el proceso iterativo.

Suponer que las condiciones de verano son las de control o límites, y hacer el término entre paréntesis en la ecuación (4.59) igual a K_{verano}. Si V es el volumen del reactor en m³ y N el oxígeno requerido en kg/h, obtener una expresión para la potencia total.

$$CV = f[N,\ V,\ K_{verano},\ S,\ (RT)_s]$$

Aplicar esta expresión para el cálculo de la potencia en el ejemplo 4.6.

VIII. 1. Escribir una ecuación para la relación $C_s'/(C_s)_{760}$, equivalente a la ecuación (4.3) para aireación de agua corriente con aireación de superficie, para el caso de oxigenación con oxígeno puro (capítulo 6, sección 4.5), siendo:

$(C_s)_{760}$ — Concentración de saturación de OD en agua corriente, con presión atmosférica de 760 mm Hg y siendo aire la fase gaseosa (21% de O_2 en volumen).

C_s' — Concentración de saturación de OD en agua corriente cuando la fase gaseosa es oxígeno puro a una presión de P mm Hg.

Lo mismo que en el caso de la ecuación (4.3) se supone que es de aplicación la ley de Henry.

2. Con la ecuación establecida en la parte 1, calcular la concentración de saturación de OD para agua corriente, oxigenada con oxígeno puro, con un aireador de superficie en un reactor biológico cubierto. La presión de la fase gaseosa es 795 mm Hg y la temperatura del agua es 15°C.

Para el caso de un agua residual que se pretende oxigenar en las condiciones anterio-

res, evaluar la concentración de saturación de oxígeno disuelto, tomando $\beta = 0{,}96$.

3. Para este aireador el valor de $(RT)_{ref.}$ es 1 kg O_2(CV × h). Este valor corresponde a la transferencia de oxígeno a agua corriente, a $P = 760$ mm Hg y $t = 20°C$, y con una concentración de OD de $C = 0$.

Estimar el valor de $(RT)_{real}$ en kg O_2/(CV × h) para el caso de oxigenación del agua residual de la parte 2 con un reactor cubierto ($P = 795$ mm Hg, $t = 15°C$), en un proceso en continuo, cuando la concentración de oxígeno disuelto sea $C_L = 6{,}5$ mg/l. Tomar $\alpha_{20°C} = 0{,}8$.

IX. Para una planta de lodos activos se ha propuesto un sistema de difusores. El volumen del tanque de aireación fue estimado en 12 500 m^3, y la transferencia de oxígeno en 500 kg/h. Se propone un tanque rectangular con una profundidad de 4,5 m y una anchura de 30 m.

La temperatura de diseño es 25°C y la concentración de oxígeno disuelto en régimen estacionario es de 1,5 mg/l.

Tómese: $\alpha_{200°C} = 0{,}8$ y $\beta = 0{,}9$.

La pérdida de carga del aire a través de los conductos puede considerarse como 0,07 kg/cm^2. Los difusores seleccionados transfieren 0,57 kg O_2/h · unidad en condiciones de referencia ($P = 760$ mm Hg, $t = 20°C$ y $C = 0$).

Tómese $G_s = 0{,}28$ m^3/unidad, los m^3 referidos a $P = 760$ mm Hg y $t = 0°C$.

1. Calcular la transferencia real de oxígeno, N, en kg O_2/h · unidad y el valor del rendimiento de transferencia de oxígeno, ϵ, definido según la ecuación (4.38). Sugerencia: para el proceso iterativo requerido, comenzar con un valor de x [ecuación (4.32)] correspondiente a N_0 y mejorarlo en etapas sucesivas, hasta que dos valores consecutivos de ϵ difieran en menos de 1%.

2. Calcular el número de difusores requeridos y la distancia entre ellos, en cm.

3. Calcular la potencia al freno del compresor. Supóngase una temperatura del aire a la entrada del compresor de 25°C, la constante adiabática, $\gamma = 1{,}4$ y el rendimiento global $R_0 = 0{,}7$.

X. Un agua residual, a la temperatura de 15° C, contiene 750 mg/l de sólidos disueltos.

— Estimar la concentración de saturación de oxígeno (mg/l) a la presión atmosférica de 760 mm Hg.

— En un reactor continuo se elabora un test con un aireador superficial, utilizando esta agua residual. La temperatura del agua es 15°C. Durante el test la concentración de oxígeno disuelto, en régimen estacionario, es 2,0 mg/l. El rendimiento de transferencia de oxígeno es 0,9 kg/CV · h.

— El mismo equipo de aireación se utiliza para oxigenación con oxígeno puro (véase proceso UNOX, capítulo 6, sección 4.5), en un reactor cubierto (fig. 6.11), operando en condiciones de régimen estacionario. En estas condiciones, la presión media en un manó-

metro se mantiene a 790 mm Hg. La concentración de oxígeno disuelto en régimen estacionario es 6,0 mg/l. El agua residual es la misma utilizada en el test a 15°C.

— Para el caso de esta operación con oxígeno puro, calcular el rendimiento de transferencia de oxígeno en kg O_2/CV · h.

— Si la transferencia de oxígeno requerida es 6 800 kg/d, calcular la potencia necesaria (en CV).

REFERENCIAS

1. Eckenfelder, W. W., Jr., «Water Quality Engineering for Practicing Engineers». Barnes & Noble, New York, 1970.
2. Eckenfelder, W. W., Jr., and Ford, D. L., *in* «Advances in Water Quality Improvement» (E. F. Gloyna and W. W. Eckenfelder, Jr., eds.), p. 226, Univ. of Texas Press, Austin, 1968.
3. Eckenfelder, W. W., Jr., and Ford, D. L., «Water Pollution Control». Pemberton Press, Austin and New York, 1970.
4. Eckenfelder, W. W., Jr., and O'Connor, D. J., «Biological Waste Treatment». Pergamon, Oxford, 1961.
5. Oldshue, J., «Biological Treatment of Sewage and Industrial Wastes». Van Nostrand-Reinhold, Princeton, New Jersey, 1956.
6. Perry, R. H., and Chilton, C. H., «Chemical Engineer's Handbook», 5th ed. McGraw-Hill, Book Co., New York, 1973.
7. Quirk, T. P., informe no publicado (1962) (mencionado en Eckenfelder [1]).
8. Smith, J. M., and Van Ness, H. C., «Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics», 4.ª ed. McGraw-Hill, Book, Co., New York, 1987.
9. «Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater», 15 th ed. *Am. Public Health Assoc.*, Yearbook Publ., Chicago, Illinois, 1981.

Capítulo 5

Tratamiento secundario: El proceso de lodos activos

1. Introducción 253
2. Modelos matemáticos del proceso de lodos activos 260
3. Relaciones cinéticas 260
4. Balances de materia 269
5. Relación para calcular las condiciones óptimas de decantación del lodo 291
6. Determinación experimental de los parámetros biocinéticos necesarios para el diseño de los reactores biológicos aerobios 299
7. Procedimiento de diseño de las plantas de lodos activos 313
8. Tiempo de residencia medio de los sólidos y edad de los lodos 350
9. Solución alternativa en el procedimiento de diseño de las plantas de lodos activos basada en la selección de un valor para la edad de los lodos 354
10. Agotamiento 361
11. La ecuación de Michaelis-Menten 366
12. Modelos de reactores en continuo: reactor de flujo continuo en tanque agitado (RFCTA), reactor de flujo pistón (FP) y reactor de flujo arbitrario 380
13. Expresión para la fracción de sólidos degradables de los MLVSS 392

Problemas 397

Referencias 409

1. INTRODUCCIÓN

La expresión tratamiento secundario se refiere a todos los procesos de tratamiento biológico de las aguas residuales tanto aerobios como anaerobios. En este capítulo se estudia detalladamente el proceso de lodos activos y los modelos matemáticos desarrollados pueden aplicarse, con pequeños cambios, a todos los procesos aerobios descritos en el capítulo 6.

El proceso de lodos activos ha sido utilizado para el tratamiento de las aguas residuales tanto industriales como urbanas desde hace aproximadamente un siglo. El diseño de las plantas de lodos activos se llevó a cabo fundamentalmente de una forma empírica. Sólo al comienzo de los años sesenta se desarrolla una solución más racional para el diseño del sistema de lodos activos. Este proceso nació de la observación realizada hace mucho

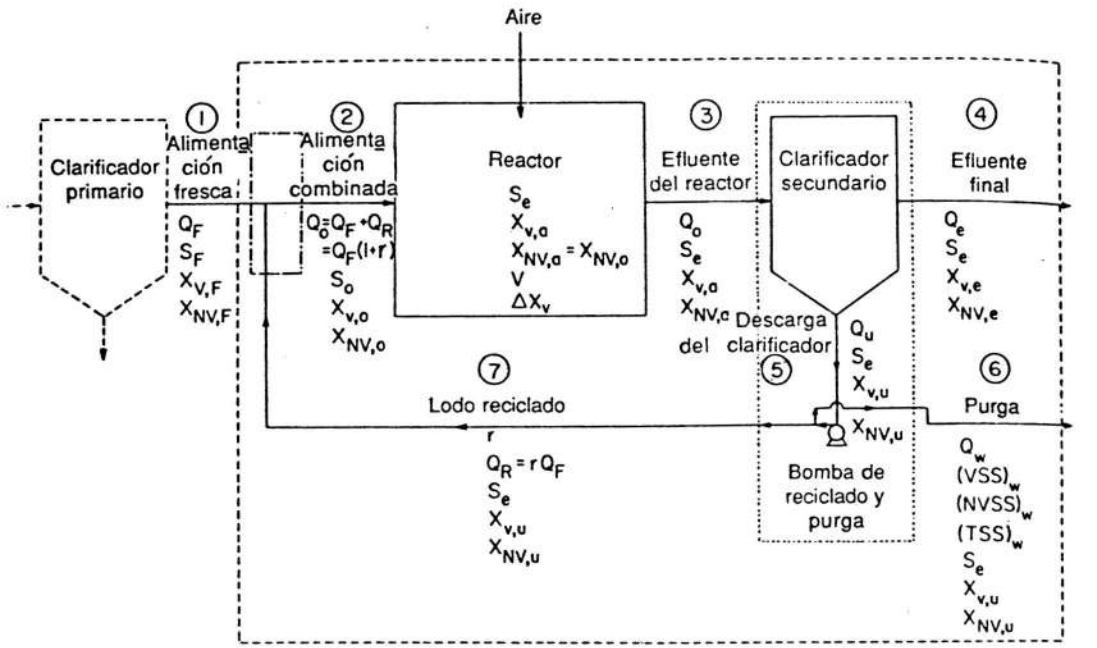


Fig. 5.1. Proceso convencional de lodos activos (Véase el cuadro 5.1, donde se definen los símbolos).

tiempo de que si cualquier agua residual, urbana o industrial, se somete a aireación durante un período de tiempo se reduce su contenido de materia orgánica, formándose a la vez un lodo floculento.

El examen microscópico de este lodo revela que está formado por una población heterogénea de microorganismos, que cambian continuamente en función de las variaciones de la composición de las aguas residuales y de las condiciones ambientales. Los microorganismos presentes son bacterias unicelulares, hongos, algas, protozoos y rotíferos. De éstos, las bacterias son probablemente las más importantes, encontrándose en todos los tipos de procesos de tratamiento biológico.

El objetivo de este capítulo es discutir los principios de diseño del proceso de lodos activos y aplicarlos al proyecto de plantas de tratamiento. Ello supone el desarrollo de la información fundamental de diseño a partir de reactores a escala de laboratorio. La solución utilizada se basa principalmente en el trabajo de Eckenfelder y colaboradores.

El proceso de lodos activos se ha desarrollado como una operación continua mediante el reciclado de lodo biológico. En la figura 5.1 se presenta un diagrama de flujo del proceso. Todas las variables importantes del proceso están indicadas en dicha figura 5.1 y definidas en el cuadro 5.1. Ambos deben examinarse cuidadosamente por el lector.

En la figura 5.1, las composiciones de las diferentes corrientes (numeradas del 1 al 7) están caracterizadas por tres tipos de concentraciones:

1. *Concentración de la DBO soluble.* Se simboliza mediante S_i en la que el subíndice *i* indica la corriente específica de que se trate, como se muestra en el cuadro 5.1. La DBO soluble está formada principalmente por compuestos carbonosos en disolución.

Debe hacerse hincapié en que el diseño de las plantas de lodos activos se basa en el consumo de la DBO soluble. Este consumo es el resultado del proceso de oxidación biológica que se presenta en el reactor. Por otra parte, la DBO insoluble se separa mediante sedimentación en los clarificadores primario y secundario.

CUADRO 5.1

Definición de los símbolos utilizados en la figura 5.1

Clave

Para los sólidos en suspensión se emplean dos subíndices, por ejemplo, $X_{V,i}$, $X_{NV,i}$.
El primer subíndice (V o NV) designa el carácter volátil o no volátil de los sólidos en suspensión, respectivamente.

El segundo subíndice (*i*) se refiere a la corriente específica de que se trate:
F, alimentación inicial [corriente 1]
o, alimentación combinada [corriente 2]
a, efluente del reactor [corriente 3]
e, efluente final [corriente 4]
μ, descarga del clarificador secundario [corriente 5]

Símbolos

1. Caudales
- Q_F, alimentación inicial: m³/s (metros cúbicos por segundo) [corriente 1]
- Q_R, reciclado; m³/s [corriente 7]
- r, relación de reciclado; sin dimensiones ($r = Q_R/Q_F$)
- Q_o, alimentación combinada; m³/s; $Q_o = Q_F + Q_R = Q_F(1 + r)$[corriente 2] (m³/s de la alimentación combinada = m³/s del efluente del reactor, esto es, Q_o [corriente 2] = Q_o[corriente 3])
- Q_e, efluente final: m³/s [corriente 4]
- Q_w, purga: m³/s [corriente 6] (Nótese que $Q_F = Q_e + Q_w$)
- Q_u, descarga del clarificador, m³/s: $Q_u = Q_w + Q_R = Q_w + rQ_F$ [corriente 5]

2. Concentraciones (mg/l) de la DBO soluble
- S_F, DBO soluble de la alimentación inicial
- S_o, DBO soluble de la alimentación combinada
- S_e, DBO soluble del efluente

3. Concentraciones (mg/l) de los sólidos volátiles en suspensión (VSS)
- $X_{V,F}$, VSS en la alimentación inicial
- $X_{V,o}$, VSS en la alimentación combinada
- $X_{V,a}$, VSS en el reactor. Esta concentración es asimismo igual a la de VSS en el efluente del reactor (reactor de mezcla completa en equilibrio)
- $X_{V,u}$, VSS en la descarga del clarificador secundario
- $X_{V,e}$, VSS en el efluente final

CUADRO 5.1

Definición de los símbolos utilizados en la figura 5.1 (continuación)

4. Concentraciones (mg/l) de los sólidos en suspensión no volátiles (NVSS)

- $N_{NV,F}$, NVSS en la alimentación inicial
- $N_{NV,o}$, NVSS en la alimentación combinada
- $X_{NV,a}$, NVSS en el reactor ($X_{NV,a} = X_{NV,o}$). Esta concentración es asimismo igual a la de NVSS en el efluente del reactor (reactor de mezcla completa en equilibrio)
- $X_{NV,u}$, NVSS en la descarga del clarificador secundario
- $X_{NV,e}$, NVSS en el efluente final

5. Purga

- $(VSS)_w$, kg/d de VSS en la purga
- $(NVSS)_w$, kg/d de NVSS en la purga
- $(SST)_w$, kg/d de SST en la purga

6. Volumen del reactor

- V, volumen del reactor, m^3

7. Producción de lodos

- ΔX_v, kg/d

2. *Concentraciones de los sólidos volátiles en suspensión (VSS).** Se denotan mediante el símbolo $X_{V,i}$, en el que el subíndice V se refiere a la característica de volatilidad y el subíndice i a la corriente específica de que se trate (cuadro 5.1). Los sólidos volátiles en suspensión corresponden a los lodos biológicos, constituidos por una población heterogénea de microorganismos. La determinación experimental de los VSS se lleva a cabo midiendo la pérdida de peso de los sólidos totales en suspensión después de incineración en una estufa de laboratorio a 600°C. Esta pérdida de peso corresponde principalmente a la volatilización del lodo biológico. Los sólidos remanentes después de la incineración a 600°C corresponden a los sólidos en suspensión no volátiles. Su naturaleza es distinta de la de los lodos biológicos, estando constituidos por materia inerte tanto orgánica como inorgánica.

3. *Concentraciones de sólidos no volátiles en suspensión (NVSS).* Se indican mediante el símbolo $X_{NV,i}$, en el que NV hace referencia a la no volatilidad de los sólidos, e i indica la corriente específica de que se trate. Por consiguiente:

$$SST = VSS + NVSS$$

Sólidos en suspensión totales = sólidos volátiles en suspensión + + sólidos no volátiles en suspensión

* El estudioso de habla castellana se ha familiarizado de tal manera con las expresiones VSS y MLVSS que se ha preferido mantenerlas en esta versión.

A continuación se describe el diagrama de flujo de la figura 5.1, prestando especial atención a las concentraciones de (1) DBO soluble, (2) sólidos volátiles en suspensión y (3) sólidos no volátiles en suspensión, de las diferentes corrientes.

1. *DBO soluble.* La alimentación inicial, esto es, el agua residual a tratar [corriente 1], penetra en el proceso con un valor de la DBO soluble que se indica por S_F. El objetivo del tratamiento es reducir este valor a S_e (DBO del efluente en la corriente 4) mediante oxidación por degradación biológica aerobia de la materia orgánica del agua residual.

En el proceso convencional de lodos activos se logra normalmente una reducción de la DBO de 5 a 15% de su valor en la alimentación inicial, esto es, S_e = 5-15% de S_F. Esto significa un rendimiento en el consumo de DBO soluble del 85 al 95%.

La alimentación inicial se combina con lodo reciclado [corriente 7] y entra en el reactor (alimentación combinada, corriente 2). El RFCTA (reactor de flujo continuo en tanque agitado) será el utilizado en este capítulo como modelo de reactor biológico a no ser que se indique lo contrario. En la sección 12 se presenta una discusión de los modelos de reactores biológicos. Las dos suposiciones fundamentales de los RFCTA son (1) régimen estacionario y (2) condiciones de mezcla completa. El lodo biológico, ΔX_V, se forma continuamente en el reactor. La concentración de DBO soluble en el líquido del reactor se simboliza por S_e. Bajo condiciones de estado estacionario y mezcla completa la concentración de la DBO soluble en el efluente del reactor [corriente 3] es asimismo igual a S_e.

El efluente del reactor pasa al clarificador secundario tal como se indica en la figura 5.1. La concentración de DBO soluble es la misma en la descarga del clarificador [corriente 5] y en el efluente final [corriente 4], esto es, S_e. La descarga del clarificador se divide en dos corrientes: purga [corriente 6] y lodo reciclado [corriente 7]. Para estas dos corrientes, la concentración de DBO soluble tiene el mismo valor, S_e. La corriente de lodo reciclado se combina con la alimentación inicial para formar la alimentación combinada. La concentración de DBO soluble en la corriente combinada se denota por S_o y se calcula mediante un balance de materia en el punto de conjunción de las corrientes 1, 2 y 7. Este balance se desarrolla en la sección 7.2.2.

2. *Sólidos volátiles en suspensión (VSS).* En régimen estacionario, la concentración de lodo biológico en el reactor se mantiene constante en todo momento. En el proceso convencional de lodos activos esta concentración, simbolizada por $X_{V,a}$, en la que el segundo subíndice a se refiere al reactor aireador, está comprendida normalmente entre 2 000 y 3 000 mg/l. Ya que se trabaja bajo condiciones de mezcla completa en el reactor, los sólidos en suspensión en él corresponden a MLVSS (sólidos volátiles en suspensión en el licor mezclado). Análogamente, los sólidos en suspensión no volátiles en el reactor, estando también completamente mezclados, se indican por MLNVSS (sólidos no volátiles en suspensión en el licor mezclado). Los sólidos totales en suspensión en el reactor se indican mediante MLSS (sólidos en suspensión en el licor mezclado). Por lo tanto

$$\text{MLSS} = \text{MLVSS} + \text{MLNVSS}$$

Sólidos en suspensión del licor mezclado = sólidos en suspensión volátiles del licor mezclado + sólidos en suspensión no volátiles del licor mezclado

La concentración de VSS en la alimentación inicial ($X_{v,F}$) es despreciable en muchos casos, ya que en esta etapa no se ha efectuado una cantidad apreciable de aireación. Los VSS se producen continuamente en el reactor debido a la síntesis de materia biológica y se purgan continuamente en el efluente.

Con objeto de mantener una concentración constante de MLVSS en el reactor, la mayor parte de la descarga del clarificador se recicla a cabeza. La relación de reciclado *r se* calcula mediante un balance de materia (sección 7.4) que tiene en cuenta la necesidad del mantenimiento de la concentración seleccionada $X_{v,a}$ de MLVSS dentro del reactor en todo momento. Debido a la síntesis de materia biológica, hay una producción *neta* de MLVSS en el reactor (ΔX_v, kg/d).

Por lo tanto, para mantener constante la concentración de MLVSS en el reactor en todo momento, es necesario purgar del sistema una masa de MLVSS (kg/d) igual a esta producción neta ΔX_v. Esto se lleva a cabo principalmente mediante la purga intencionada de algo de lodo [corriente 6]. Algo de VSS se pierde también en el efluente final ($Q_e X_{v,e}$). Aunque en la figura 5.1 se indica una purga continua, en la práctica esto se hace de una forma intermitente. Es más sencillo plantear los balances de materia para la operación en equilibrio; de esta forma en lo que resta de capítulo se supone una purga continua. La purga intermitente supone operación en régimen no estacionario. Ya que la corriente de purga es normalmente pequeña al compararla con el reciclado, la suposición de purga continua no introduce un error apreciable en el balance de materia global. En la figura 5.1 el lodo se purga desde la corriente de reciclado (concentración de VSS en la corriente de purga = $X_{v,u}$). En la sección 8.2 se discuten otras suposiciones posibles para la purga de lodos.

La concentración de VSS en el efluente del reactor [corriente 3] es $X_{v,a}$, ya que se suponen condiciones de equilibrio y de mezcla completa.

El efluente del reactor fluye al clarificador secundario. La descarga de este último [corriente 5] es un lodo que contiene una concentración de VSS representada por $X_{v,u}$ ($X_{v,u} > X_{v,a}$). El valor de $X_{v,u}$ se selecciona durante el proyecto, diseñando el clarificador para cumplir con el valor especificado. Normalmente $X_{v,u}$ tiene valores comprendidos entre 10 000 y 15 000 mg/l de VSS. Las concentraciones de VSS en la purga y en el lodo reciclado son asimismo iguales a $X_{v,u}$. En el efluente final del clarificador secundario la concentración de VSS ($X_{v,e}$) es normalmente despreciable, ya que el clarificador se proyecta normalmente para una retención de sólidos aproximadamente del 100%. La concentración de VSS en la alimentación combinada $X_{v,o}$, se calcula mediante un balance de materia en el punto de intersección de las corrientes 1, 2 y 7. Este balance se presenta en la sección 7.2.3.

3. *Sólidos no volátiles en suspensión (NVSS).* La concentración de MLNVSS en el reactor se indica por $X_{NV,a}$ y es igual a la existente en la alimentación combinada y en el

efluente del reactor. Esto es así debido a que se supone mezcla completa y a que no hay producción de NVSS en el reactor (a diferencia de la producción neta de VSS). Por ello

$$X_{NV,a} = X_{NV,o}$$

La concentración de NVSS en la alimentación inicial se designa mediante $X_{NV,F}$ y la del lodo reciclado por $X_{NV,u}$ (la misma que en la descarga del clarificador secundario). En la alimentación combinada esta concentración viene demostrada por $X_{NV,o}$ y se calcula mediante un balance de materia en la intersección de las corrientes 1, 2 y 7 también desarrollado en la sección 7.2.3.

Los NVSS del efluente del reactor se separan asimismo mediante sedimentación en el clarificador secundario. La concentración de NVSS en la descarga del clarificador se indica mediante $X_{NV,u}$ y la del efluente final, normalmente despreciable, se representa por $X_{NV,e}$.

En el lodo purgado, los kilogramos por día de VSS se indican mediante $(VSS)_w$. Este término incluye la producción neta de VSS en el reactor (ΔX_v) más los VSS introducidos con la alimentación inicial ($Q_F X_{v,F}$) menos los VSS perdidos en el efluente final ($Q_e X_{v,e}$). En la corriente de purga hay también NVSS, designados por $(NVSS)_w$. Los balances de materia de $(VSS)_w$ y $(NVSS)_w$ se desarrollarán en la sección 7.3.

Las concentraciones respectivas de DBO soluble, VSS y MVSS son las mismas para la descarga del clarificador, la corriente de purga y el lodo de reciclado, representadas respectivamente por S_e, $X_{v,u}$ y $X_{NV,u}$.

De un balance global de agua residual, ecuación (5.1),

$$Q_F = Q_e + Q_w \tag{5.1}$$

Los caudales de aguas residuales se expresan normalmente en m^3/s (metros cúbicos por segundo).*

La relación de reciclado r viene definida por

$$r = Q_R/Q_F = \text{agua residual reciclada, } m^3/s \,/\, \text{agua residual inicial, } m^3/s \tag{5.2}$$

$$\therefore \; Q_R = rQ_F \tag{5.3}$$

Ya que la alimentación combinada Q_o es igual a la alimentación inicial más el reciclado,

$$Q_o = Q_F + Q_R = Q_F(1 + r) \tag{5.4}$$

* En los Estados Unidos los caudales se expresan en megagalones por día (MGD) y una conversión aproximada a m^3/s es 1 MGD = 0,044 m^3/s.

Por ello, la densidad de todas las corrientes líquidas de la figura 5.1 se supone igual a la del agua a la temperatura ambiente. Esto resulta una aproximación suficiente ya que se trabaja con soluciones acuosas relativamente diluidas.

2. MODELOS MATEMÁTICOS DEL PROCESO DE LODOS ACTIVOS

Es deseable representar este proceso mediante modelos matemáticos y determinar entonces los parámetros utilizados en dichos modelos a partir de datos experimentales empleando una serie de reactores de laboratorio. Las relaciones correspondientes al desarrollo de estos modelos matemáticos caen dentro de tres grupos: (1) relaciones cinéticas: (2) balances de materia para la determinación del consumo de oxígeno y de la producción neta de MLVSS y (3) ecuaciones para calcular las condiciones óptimas de sedimentación del lodo.

3. RELACIONES CINÉTICAS

3.1. Introducción

El estudio de la cinética del tratamiento biológico aerobio conduce a determinar la velocidad a la cual los microorganismos degradan un residuo específico y por lo tanto suministran la información básica necesaria para desarrollar el tamaño de los reactores biológicos aerobios. Este estudio se lleva a cabo convenientemente en un reactor de laboratorio discontinuo. En la figura 5.2 se presenta un diagrama de cuatro unidades operando en paralelo, cada una de ellas con una capacidad de aproximadamente 2.0 l [3]. Los reactores se construyen de plexiglas. El agua residual conteniendo una siembra de microorganismos* se introduce en los reactores y se hace circular aire comprimido dentro del sistema. El lodo biológico (MLVSS) se mantiene en un estado de mezcla completa debido a la agitación proporcionada por el aire soplado en el sistema.

Se determina la concentración de sustrato, S, del agua residual (medida como DBO soluble o DQO, DTO, COT, etc.) a intervalos de tiempo seleccionados mediante extracción de muestras para su análisis. La masa de lodo biológico acumulado (MLVSS) se determina asimismo en esos intervalos midiendo la concentración de MLVSS en las muestras extraídas y leyendo el volumen de líquido en el reactor indicado por la escala volumétrica. En la figura 5.3 se presentan curvas típicas de disminución de la concentración de sustrato soluble S y variación de la cantidad de MLVSS con el tiempo.

* La siembra puede ser una masa de lodo biológico tomado de una planta de lodos activos en operación o aguas negras decantadas.

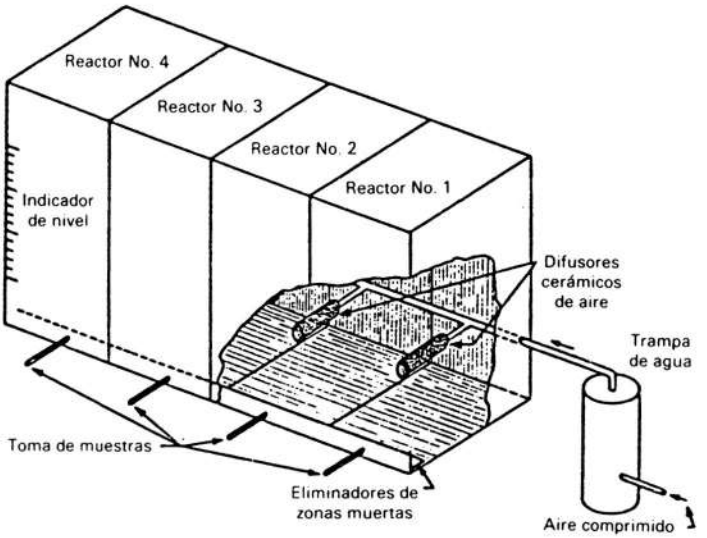


Fig. 5.2. Reactor discontinuo.

La concentración de sustrato soluble, S, del agua residual, que es una medida de la concentración de materia orgánica, decrece con el tiempo conforme dicha materia orgánica se oxida. Se alcanza un plató correspondiente a la cantidad de materia no biodegradable (S_n). Si se utiliza la DBO para medir la concentración de sustrato, $S_n = 0$, ya que a tiempo in-

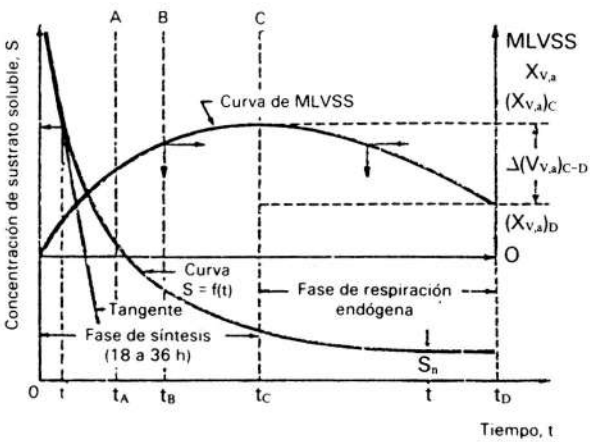


Fig. 5.3. Curvas típicas de la concentración de sustrato soluble y de los MLVSS en un reactor discontinuo.

finito todo el sustrato biodegradable se oxida. Por otra parte, si se utiliza por ejemplo la DQO es posible tener $S_n \geq 0$ correspondiendo a sustrato que no es biológicamente biodegradable pero que puede oxidarse químicamente mediante $K_2Cr_2O_7$.

La concentración de MLVSS aumenta al principio (desde el tiempo 0 al tiempo t_C) durante el período en el que una concentración sustancial del sustrato se encuentra presente para proporcionar alimentación abundante para mantener el crecimiento de microorganismos. Este crecimiento corresponde a síntesis de nuevas células de microorganismos, indicado en la figura 5.3 por «fase de síntesis». Después del tiempo t_C, cuando la concentración de sustrato ha disminuido considerablemente, no hay suficiente alimento para mantener el crecimiento de microorganismos. En este momento, los microorganismos empiezan a consumir sus «microorganismos compañeros» como alimento. Conforme avanza este «festín canibal» la concentración de MLVSS desciende ya que la velocidad de destrucción de células de microorganismos excede la de síntesis de nuevas células. Esto corresponde a la «fase de respiración endógena». El máximo en la curva de MLVSS corresponde al tiempo t_C, cuando estas dos velocidades son exactamente iguales. La distancia $(\Delta X_{V,a})_{C-D}$ corresponde a la reducción neta de concentración de MLVSS desde t_C a t_D.

Existen dos diferencias fundamentales entre la operación continua (fig. 5.1) y los reactores discontinuos (fig. 5.2): (1) en contra de lo que sucede en el reactor discontinuo, la DBO del agua residual en el reactor continuo opera en régimen estacionario permaneciendo constante (S_e). Esto corresponde generalmente a una concentración baja de sustrato ya que el reactor biológico se proyecta normalmente para consumir la mayor parte de la DBO influente. (2) Contrariamente a lo que sucede en el reactor discontinuo, la concentración de MLVSS en el reactor continuo, operando en condiciones estacionarias, se mantiene constante ($X_{V,a}$) a un valor seleccionado. El mantenimiento de esta $X_{V,a}$ constante se obtiene proporcionando la cantidad calculada del lodo de retorno concentrado. El balance de materia de los MLVSS, necesario para alcanzar la relación de reciclado requerida para este objetivo, se presenta en la sección 7.4.

Las líneas verticales *A*, *B* y *C* de la figura 5.3 corresponden a condiciones típicas de operación de reactores continuos en los casos de tres importantes procesos que se describirán más adelante en este libro. Los tiempos t_A, t_B y t_C corresponden a valores típicos para estos procesos en reactores continuos. La línea *B* corresponde al *proceso convencional de lodos activos* (capítulo 5). En este caso, hay una producción neta de MLVSS (pendiente positiva de la curva MLVSS en el punto de su intersección con la línea *B*). Los valores en régimen estacionario, S_e y $X_{V,a}$, para el caso del reactor continuo operando con un tiempo de residencia t_B, corresponden a las intersecciones de la línea *B* con las curvas de la DBO y de los MLVSS, respectivamente, y se encuentran normalmente dentro de los intervalos siguientes:

S_e: correspondiendo a una reducción de la DBO del 85 al 95%.
$X_{V,a}$: 2000-3000 mg/l

La línea *C* corresponde al *proceso de aireación prolongada* (capítulo 6, sección 2). En

este caso la producción neta de MLVSS es teóricamente nula (la tangente a la curva MLVSS es paralela al eje de abscisas). Los valores de equilibrio para $X_{v,a}$, en el caso del reactor continuo que trabaja a un tiempo de residencia t_C, corresponden a la intersección de la línea *C* con la curva MLVSS, y están comprendidos en el intervalo de 3000-6000 mg/l.

La línea *A* corresponde al *proceso de lodos activos a carga elevada* (capítulo 6, sección 4.4). En este caso la velocidad de consumo de sustrato *dS/dt* (pendiente de la tangente a la curva *S* en función de *t*) es apreciablemente más elevada que la del proceso convencional de lodos activos. El intervalo normal para los valores de equilibrio de $X_{v,a}$ es inferior (600 a 1000 mg/l) y las reducciones de la DBO son del orden del 60 al 75% para el caso del reactor continuo que trabaja a un tiempo de residencia t_C. Estos valores corresponden a las intersecciones de la línea *A* con las curvas de MLVSS y *S* en función de *t*, respectivamente.

Los datos cinéticos obtenidos del reactor discontinuo se reflejan en la ecuación de Michaelis-Menten que se estudia en la sección 11. A continuación se postulan dos corolarios importantes de esta ecuación, utilizándose normalmente el segundo para el diseño del reactor biológico en continuo.

1. A concentraciones elevadas de sustrato, el consumo del mismo sigue la cinética de las ecuaciones de orden cero. Esto significa que la velocidad de consumo es esencialmente constante e independiente de la concentración de sustrato. Esta situación se encuentra en las primeras etapas de la operación del reactor en discontinuo cuando la concentración de sustrato es todavía muy alta (DBO elevada). Esto corresponde a la sección de la curva de *S* en función de *t* (figura 5.3) desde tiempo cero hasta aproximadamente *t'*. En esta región, la tangente a la curva *S* en función de *t*, que iguala a la velocidad de consumo de sustrato, *dS/dt*, coincide prácticamente con la curva (pendiente constante).

2. El consumo de sustrato a concentraciones bajas del mismo (correspondiente a valores de la DBO por debajo de los 500 mg/l) sigue una cinética de primer orden. Esto significa que la velocidad de consumo es proporcional a la concentración de sustrato remanente, que corresponde aproximadamente a la sección de la curva *S* en función de *t* comprendida entre los tiempos t_A y t_C. La pendiente de la curva de *S* en función de *t* (que iguala a la velocidad de consumo de sustrato *dS/dt*) decrece con el tiempo conforme se rebaja la concentración de sustrato. La representación de estas pendientes frente a los valores correspondientes de *S* conducen a una relación lineal que se discute en la sección 3.2. Por ello, en esta región, la velocidad de consumo de sustrato es directamente proporcional a su concentración (cinética de primer orden).

La velocidad de consumo de sustrato para la sección de la curva de *S* en función de *t* entre los tiempos *t'* y t_A se describe más adecuadamente mediante una relación cinética de un orden comprendido entre cero y uno. Este asunto se discute detalladamente en la sección 11 de este capítulo.

La mayoría de los procesos aerobios estudiados en este libro se describen apropiadamente mediante una relación cinética de primer orden. A no ser que se especifique lo contrario, la cinética de primer orden será la que se postule para estos procesos.

3.2. Formulación del reactor biológico continuo

Considérese el reactor biológico continuo que opera bajo régimen estacionario y mezcla completa (RFCTA), representado en la figura 5.4.

El balance de materia del sustrato que entra y abandona el reactor puede escribirse como sigue:

$$\begin{bmatrix}\text{Velocidad neta de cambio en el reactor}\end{bmatrix} = \begin{bmatrix}\text{Velocidad a la que el sustrato entra en el reactor (en el afluente)}\end{bmatrix} - \begin{bmatrix}\text{Velocidad a la que el sustrato abandona el reactor (en el efluente)}\end{bmatrix} - \begin{bmatrix}\text{Velocidad a la que el sustrato se oxida en el reactor}\end{bmatrix} \tag{5.5}$$

Bajo régimen estacionario, la concentración de sustrato en el reactor permanece constante y por tanto el primer miembro de la ecuación (5.5) desaparece, esto es:

$$0 = \begin{bmatrix}\text{Velocidad a la que el sustrato entra en el reactor (en el afluente)}\end{bmatrix} - \begin{bmatrix}\text{Velocidad a la que el sustrato abandona el reactor (en el efluente)}\end{bmatrix} - \begin{bmatrix}\text{Velocidad a la que el sustrato se oxida en el reactor}\end{bmatrix} \tag{5.6}$$

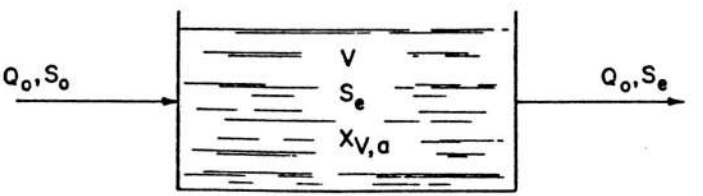


Fig. 5.4. Diagrama simplificado del reactor continuo.

Los dos términos del segundo miembro de la ecuación (5.6) se refieren al consumo neto de sustrato debido a la acción hidráulica solamente y se definen como:

$$\begin{bmatrix}\text{Velocidad a la que}\\ \text{el sustrato entra}\\ \text{en el reactor}\\ \text{(en el afluente)}\end{bmatrix} = Q_0 S_0 \tag{5.7}$$

$$\begin{bmatrix}\text{Velocidad a la que}\\ \text{el sustrato abandona}\\ \text{el reactor (en el}\\ \text{efluente)}\end{bmatrix} = Q_0 S_e \tag{5.8}$$

La velocidad de consumo de sustrato debida a la utilización por los microorganismos (degradación aerobia) está dada por la pendiente, dS/dt de la curva de la DBO de la figura 5.3. Como la derivada dS/dt es intrínsecamente negativa, en lo que sigue se utilizará su valor absoluto, indicado mediante $(dS/dt)_a$, esto es:

$$(dS/dt)_a = -(dS/dt) \tag{5.9}$$

Ya que el sustrato S se expresa en unidades de volumen (esto es, mg DBO_5/l), el valor $(dS/dt)_a$ debe multiplicarse por el volumen del reactor antes de su sustitución en la ecuación (5.6). Por lo tanto:

$$\begin{bmatrix}\text{Velocidad a la}\\ \text{que el sustrato}\\ \text{se oxida en}\\ \text{el reactor}\end{bmatrix} = (dS/dt)_a V \tag{5.10}$$

La sustitución de las ecuaciones (5.7), (5.8) y (5.10) en la ecuación (5.6) conduce a:

$$0 = Q_0 S_0 - Q_0 S_e - (dS/dt)_a V \tag{5.11}$$

de la que:

$$(dS/dt)_a = Q_0(S_0 - S_e)/V \tag{5.12}$$

Normalmente, la velocidad de consumo de sustrato se expresa por la unidad de masa de MLVSS presente en el reactor. Esta cantidad, representada por q, se denomina *velocidad específica de consumo de sustrato*, y se define mediante:

$$q = -\frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right) = \frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right)_a \tag{5.13}$$

Combinando las ecuaciones (5.13) y (5.12):

$$q = \frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right)_a = \frac{Q_o(S_o - S_e)}{VX_{V,a}} \tag{5.14}$$

Sin embargo,

$$t_h = V/Q_o = \frac{m^3}{m^3/d} = d = \text{tiempo de residencia hidráulico en el reactor } (t_h) \tag{5.15}$$

En consecuencia:

$$q = \frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right)_a = \frac{S_o - S_e}{X_{V,a}t_h} \tag{5.16}$$

La *velocidad específica de consumo de sustrato* $(S_o - S_e)/X_{V,a}t_h$ corresponde a la velocidad de consumo de sustrato en el reactor continuo por unidad de masa de MLVSS presente en el reactor. Las unidades son:

$$\begin{aligned}(S_o - S_e)/X_{V,a}t_h &= \frac{\text{mg/l de DBO consumida}}{\text{(mg/l) de MLVSS (d)}} \\ &= \text{mg DBO consumida/(d)(mg MLVSS)} \\ &= \text{kg DBO consumida/(d)(kg MLVSS)}\end{aligned}$$

Para la aplicación de la ecuación (5.16), es necesario decidir qué modelo cinético se va a utilizar para $(dS/dt)_a$. Se supondrá que el consumo de sustrato sigue la cinética de primer orden, esto es:

$$(dS/dt)_a = KS_e \tag{5.17}$$

Tal como se indica en la sección 3.1, esta suposición es válida a bajas concentraciones de sustrato, que es normalmente el caso del reactor biológico continuo en condiciones de mezcla completa. En los casos en que la suposición de cinética de primer orden no sea adecuada, debe utilizarse la expresión general de $(dS/dt)_a$, dada por la ecuación de Michaelis-Menten. Este caso general se discute en la sección 11 de este capítulo.

Bajo la suposición de la cinética de primer orden, la sustitución de $(dS/dt)_a$ dada por la ecuación (5.17) en la ecuación (5.16) conduce a:

$$q = (1/X_{V,a})KS_e = (S_o - S_e)/X_{V,a}t_h \tag{5.18}$$

Ya que la concentración de MLVSS en equilibrio $(X_{V,a})$ viene fijada por una operación es-

pecífica del reactor continuo, la relación $K/X_{V,a}$ es una constante que se denotará mediante k, esto es:

$$k = K/X_{V,a} \tag{5.19}^*$$

En consecuencia, la ecuación (5.18) se transforma en:

$$q = (S_o - S_e)/X_{V,a}t_h = kS_e \tag{5.20}$$

La ecuación (5.20) indica que la velocidad específica de consumo de sustrato es proporcional a la concentración de sustrato (cinética de primer orden). La constante de velocidad de consumo k ($d^{-1} \times$ l/mg) se determina de acuerdo con la ecuación (5.20) mediante una representación de $(S_o - S_e)/X_{V,a}t_h$ en función de S_e. La figura 5.5 muestra una gráfica

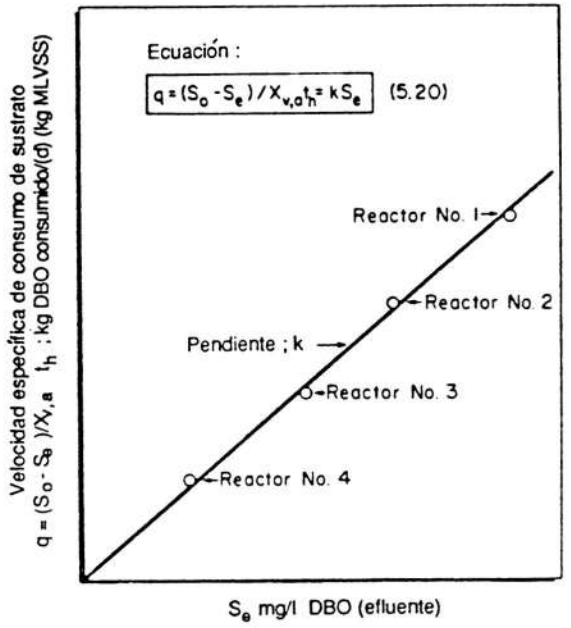


Fig. 5.5. Determinación gráfica de k (cuatro reactores continuos a escala laboratorio).

* Obsérvense las dimensiones de q, k y K. De la ecuación (5.16), ya que $(S_o - S_e)$ y $X_{V,a}$ vienen dadas en mg/l, se concluye que q tiene dimensiones de tiempo^{-1} (esto es, d^{-1}, h^{-1}). Una consideración similar para la ecuación (5.17) demuestra que K tiene también dimensión de tiempo^{-1} (esto es, d^{-1}, h^{-1}). Por otra parte, de la ecuación (5.19) se concluye que k debe venir expresada en $d^{-1} \times$ l/mg o $h^{-1} \times$ l/mg.

de los datos obtenidos en cuatro reactores continuos de laboratorio trabajando en condiciones de equilibrio. En la sección 6.4 (ejemplo 5.1) se presenta una aplicación numérica.

Los datos representados en la figura 5.5 conducen a una línea recta que pasa por el origen, suponiendo la aplicabilidad del modelo matemático de la ecuación (5.20). El primer miembro de la ecuación $(S_o - S_e)/X_{v,a}t_h$ desaparece conforme t_h se acerca al infinito (tiempo de residencia infinito). En consecuencia, el término S_e en el segundo miembro tiende a cero ya que $k \neq 0$. Esto corresponde al consumo completo de sustrato. Si se utiliza la DBO como medida de la concentración de sustrato se obtiene un gráfico del tipo del de la figura 5.5 ya que, a tiempo de residencia infinito, en el reactor biológico se habrá consumido toda la DBO. Si se utiliza cualquier otro parámetro (por ejemplo la DQO) para medir la concentración de sustrato, puede ser que la línea recta no pase por el origen. Esta situación se ilustra en la figura 5.6.

En el caso de la figura 5.6 la abscisa en el origen S_n corresponde a la concentración de materia no biodegradable (DQO residual) que permanecerá incluso después de un tiempo infinito de residencia en el reactor biológico. En este caso, la ecuación (5.20) se transforma en la (5.21).

$$q = (S_o - S_e)/X_{v,a}\, t_h = k\,(S_e - S_n) \qquad (5.21)$$

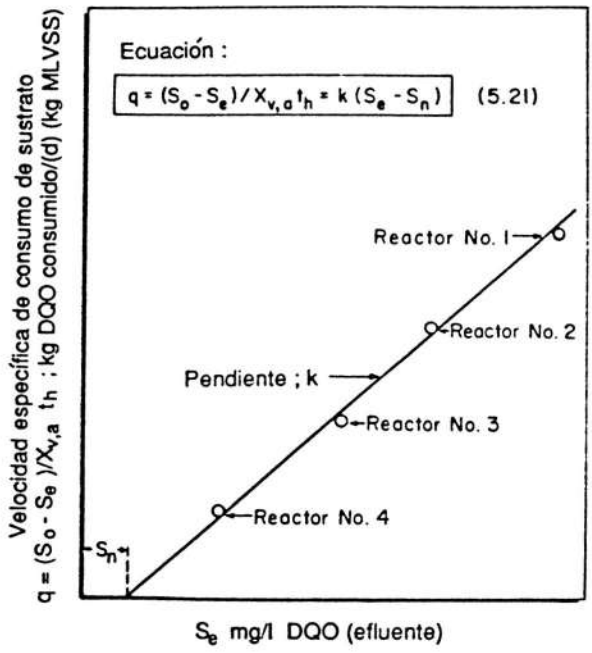


Fig. 5.6 Determinación gráfica de k y S_n.

4. BALANCES DE MATERIA

4.1. Parámetros biocinéticos correspondientes a la producción neta de MLVSS y a la demanda de oxígeno

4.1.1. Introducción: mecanismo del tratamiento aerobio de las aguas residuales

Es imprescindible conocer la producción de MLVSS y el consumo de oxígeno para diseñar los reactores biológicos aerobios.

Para obtener modelos matemáticos que conduzcan a la determinación de estos valores, se definen en esta sección varios parámetros biocinéticos designados mediante los símbolos $\overline{Y}$, Y, k_d, a y b. La solución que sigue es la propuesta por Eckenfelder y colaboradores [1 a 3].

La evaluación de estos parámetros se lleva a cabo usando reactores biológicos continuos a escala semi-piloto. En la discusión que sigue, se utilizan valores numéricos de estos parámetros con objeto de hacer más asequibles algunos conceptos. Estos valores se obtienen mediante las técnicas discutidas en la sección 6.

Para llegar a la definición de estos parámetros, debe comprenderse el mecanismo básico de la degradación aerobia de los sustratos. Considérese que un sustrato (compuesto orgánico) entra en el afluente a un reactor continuo (figura 5.4). Con objeto de hacer más sencilla la comprensión de este concepto, tómese el caso hipotético de que el sustrato esté formado por lactosa pura. Supóngase que la concentración de lactosa en el afluente (S_0) sea igual a 1050 mg/l. Supóngase que esta concentración se reduce en el efluente hasta 50 mg/l. De esta forma el sustrato consumido es $1050 - 50 = 1000$ mg/l. Supóngase que la DTeO (demanda teórica de oxígeno) sea la medida utilizada de la concentración de lactosa.* La ecuación química correspondiente a la DTeO de la lactosa viene dada por la ecuación (5.22).**

$$(CH_2O) + O_2 \rightarrow CO_2 + H_2O \qquad (5.22)$$

Pesos moleculares : 30 32

* Como se discutió en el capítulo 2, la DTeO puede utilizarse únicamente en casos excepcionales como en este caso de la lactosa pura) cuando se cuenta con el análisis completo del agua residual.

** A efectos de simplificar la ecuación (5.22) la lactosa se representa por una unidad de azúcar CH_2O). Multiplicando esta unidad por un factor 12, se obtiene:

$$12(CH_2O) = C_{12}H_{22}O_{11} \cdot H_2O$$

ue es la fórmula molecular de la lactosa.

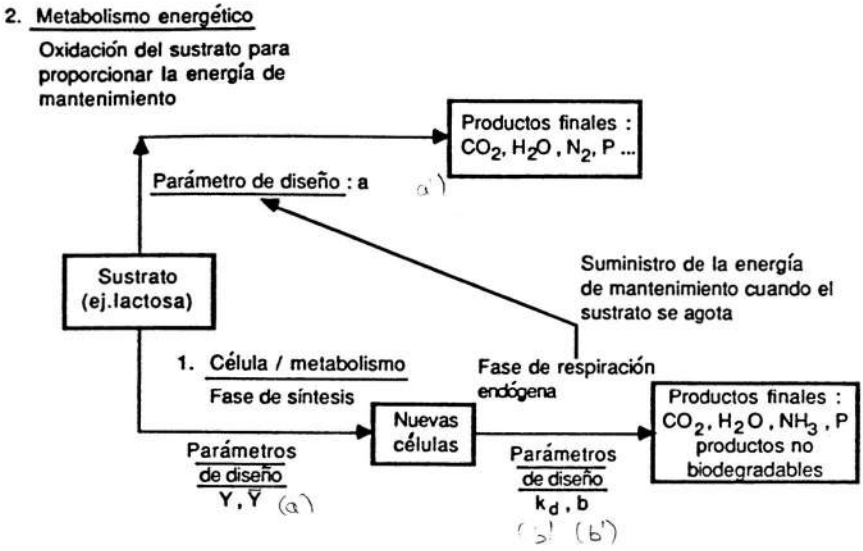


Fig. 5.7. Mecanismo de la degradación biológica aerobia.

Por ello, la DTeO del afluente es (32/30) × 1050 = 1120 mg/l. La DTeO del efluente es (32/30) × 50 = 53,3 mg/l. Por lo tanto la DTeO consumida es:

$$1120 - 53.3 = 1066.7 \text{ mg/l}$$

o:

$$(32/30)(1050 - 50) = 1066.7 \text{ mg/l} \qquad (5.23)$$

Por ello, la DTeO y el sustrato consumido son proporcionales, siendo la constante de proporcionalidad en este caso, 32/30 = 1.07. Ya que la DBO, DQO, COT, etc., pueden correlacionarse a la DTeO, puede también expresarse el consumo de sustrato en función de estos otros parámetros.

En la figura 5.7 se representa esquemáticamente el mecanismo de la degradación aerobia biológica de un sustrato. Los parámetros biocinéticos ($\bar{Y}$, Y, k_d, a, b) indicados en la figura 5.7 se definen en las secciones 4.1.2 a 4.1.9.

La figura 5.7 indica que el sustrato se consume durante el proceso biológico de dos formas:

1. *Metabolismo celular.* Parte de sustrato, después de haber sido consumido como alimento por los microorganismos, se utiliza para sintetizar nuevas células de microorga-

nismos, lo que conduce a un aumento de la biomasa. Esto corresponde a la fase de síntesis. Para el caso de la lactosa, esta síntesis corresponde a:*

$$5(CH_2O) \xrightarrow{\text{síntesis}} C_5H_7NO_2 \qquad (5.24)$$

Peso molecular: $5 \times 30 = 150$ 113 (MLVSS)

Las etapas intermedias de la ecuación (5.24) son complejas y no se discutirán aquí. La fórmula empírica $C_5H_7NO_2$ corresponde a la composición media de las células de MLVSS. Se necesita nitrógeno para la síntesis y debe proporcionarse. De la fórmula empírica aproximada $C_5H_7NO_2$, se concluye que el porcentaje de nitrógeno en las células de MLVSS es $(14/113) \times 100 = 12.4\%$.

2. *Metabolismo energético*. El sustrato restante se oxida, siendo los productos finales fundamentalmente CO_2 y H_2O. En el ejemplo de la lactosa, esta oxidación del sustrato corresponde a la ecuación (5.22). Este proceso de oxidación es esencial para la producción de energía de mantenimiento, utilizada por las células para continuar sus funciones vitales, tales como síntesis de nuevas células y movilidad. Supóngase que el 65% de la lactosa consumida (esto es el 65% de 1000 mg/l = 650 mg/l) se oxida para proporcionar las necesidades energéticas, y que el 35% (esto es 350 mg/l) se utiliza en la síntesis de nueva materia celular.** Ya que hay una constante de proporcionalidad que relaciona los consumos de sustrato y de DTeO [factor (32/30) en la ecuación (5.22) para la lactosa], se concluye que el 65% de la DTeO consumida se utiliza para el metabolismo energético y el 35% para la síntesis de nuevas células. Afirmaciones análogas son válidas cuando se aplica la DBO u otros de los parámetros definidos en el capítulo 2 (secciones 2 y 3).

Ya que se consume continuamente sustrato (materia orgánica) para sustentar el metabolismo celular y el metabolismo energético, la concentración de dicha materia orgánica

* También se utiliza fósforo en la síntesis y constituye parte de la materia celular. El porcentaje de fósforo en las células de MLVSS es aproximadamente 2.24% por lo que la fórmula empírica más exacta de las células de MLVSS es $C_5H_7NO_2P_n$ en la que n viene dada por (peso atómico del fósforo = 31).

$$31n/(113 + 31n) = 2.24/100$$

$$\therefore n = 0{,}0833$$

o $C_5H_7NO_2P_{0{,}0833}$. Esto corresponde aproximadamente a $C_{60}H_{84}N_{12}O_{24}P$, multiplicando los índices por un factor de 12. El nitrógeno y fósforo requeridos pueden suministrarse por la adición de fosfato amónico al agua residual, por ejemplo, si es que ésta no contiene el nitrógeno y fósforo requeridos.

** En general, para la degradación aerobia de los sustratos orgánicos, aproximadamente los 2/3 del sustrato consumido se oxidan para satisfacer las necesidades energéticas mientras que 1/3 se convierte en biomasa.

irá disminuyendo. Una vez que se haya consumido la materia orgánica, los microorganismos entran en la fase de respiración endógena. Bajo estas condiciones, se oxida materia celular para satisfacer las necesidades energéticas y de mantenimiento. En consecuencia, la cantidad de biomasa se reducirá. Suponiendo como fórmula química de los VSS, $C_5H_7NO_2$, la oxidación celular correspondiente a la respiración endógena viene dada por la ecuación (5.25):

$$\begin{array}{lccc} & C_5H_7NO_2 + & 5O_2 & \rightarrow 5CO_2 + NH_3 + 2H_2O \\ \text{Pesos moleculares:} & 113 & 5 \times 32 = 160 & \end{array} \qquad (5.25)$$

4.1.2. Definición del parámetro $\overline{Y}$ (Metabolismo celular)

Sea $\overline{Y}$ la fracción de sustrato consumido que se utiliza para la síntesis celular ($\overline{Y} = 0{,}35$ en el ejemplo de la lactosa). Debido a la proporcionalidad entre consumo de sustrato y la DTeO, DQO, o DBO, $\overline{Y}$ representa también fracciones de DTeO (o DQO, DBO) utilizadas para síntesis de nuevas células. Por lo tanto:

$\overline{Y}$ = kg de sustrato consumido utilizado para la síntesis/kg de sustrato total consumido.
= kg DTeO consumida para la síntesis/kg DTeO total consumida.
= kg DQO consumida para la síntesis/kg DQO total consumida.
= kg DBO consumida para síntesis/kg DBO total consumida.

(5.26)

El valor numérico de $\overline{Y}$ es independiente de los parámetros utilizados para expresar el consumo de sustrato, ya que $\overline{Y}$ representa la fracción de sustrato consumido utilizada en la síntesis, y por tanto es una cantidad adimensional. El mismo factor de conversión para cambiar los parámetros en los que se exprese el consumo de sustrato aparece simultáneamente en el numerador y en el denominador de la ecuación (5.26) y por lo tanto se elimina.

El parámetro $\overline{Y}$ no aparece en la formulación final de los procesos aerobios desarrollados en la sección 6. En su lugar se utiliza el parámetro Y (producción celular), relacionado con $\overline{Y}$.

4.1.3. Definición del parámetro a (Metabolismo energético mediante oxidación de sustrato)

Sea a la fracción de sustrato consumido utilizado para la producción de energía mediante la oxidación del sustrato ($a = 0{,}65$ en el ejemplo de la lactosa). Por lo tanto:

$$\overline{Y} + a = 1{,}0 \qquad (5.27)$$

en la que:

a = kg de sustrato consumido utilizado para el metabolismo energético/kg de sustrato total consumido.
= kg DTeO consumida para metabolismo energético/kg DTeO total consumida.
= kg DQO consumida para metabolismo energético/kg DQO total consumida.
= kg DBO consumida para metabolismo energético/kg DBO total consumida.

(5.28)

El valor numérico de a definido en la ecuación (5.28) es independiente de los parámetros utilizados para expresar el consumo de sustrato. Las mismas observaciones hechas para $\overline{Y}$ son aplicables.

Resumen: Para el ejemplo de la lactosa:

Sustrato total consumido: 1000 mg/l.
DTeO total consumida: $32/30 \times 1000 = 1066{,}7$ mg/l. Estos consumos presentan dos formas:

(1) Metabolismo celular:

$$5(CH_2O) \rightarrow C_5H_7NO_2$$

Sustrato consumido utilizado en el metabolismo celular:

$$(0{,}35)(1000) = 350 \text{ mg/l}$$

DTeO consumida en el metabolismo celular:

$$(0{,}35)(1066{,}7) = 373{,}3 \text{ mg/l}$$

[Relaciones, $350/1000 = 373{,}3/1066{,}7 = 0{,}35 = \overline{Y}$].

(2) Metabolismo energético:

$$(CH_2O) + O_2 \rightarrow CO_2 + H_2O$$

Sustrato consumido utilizado en el metabolismo energético:

$$(0{,}65)(1000) = 650 \text{ mg/l}$$

DTeO consumida en el metabolismo energético:

$$(0{,}65)(1066{,}7) = 693{,}4 \text{ mg/l}$$

[Relaciones, $650/1000 = 693{,}4/1066{,}7 = 0{,}65 = a$].

En la ecuación (5.22), la DTeO consumida en el metabolismo energético iguala los kilogramos de oxígeno utilizado en la oxidación del sustrato. Por lo tanto, la definición de a (en función de la DTeO) dada por la ecuación (5.28) se reformula como sigue:

$$a = a_{\text{DTeO}} = \text{kg de } O_2 \text{ utilizado en la oxidación del sustrato/kg de DTeO total consumida} \qquad (5.29)$$

esto es, a es igual a los kilogramos de oxígeno utilizados en el metabolismo energético por kilogramo de DTeO total consumida.

En consecuencia, de la ecuación (5.29):

$$\begin{aligned} &\text{kg } O_2 \text{ (en la oxidación de sustrato)} \\ &= a \text{ (kg de DTeO total consumida)} \\ &= a_{\text{DTeO}} \text{ (kg DTeO total consumida)} \end{aligned} \qquad (5.30)$$

Escribiendo el segundo miembro de la ecuación (5.30) en función de la DQO, DBO, etc., utilizando las relaciones DTeO/DQO, DTeO/DBO, etc., se obtiene:

$$\begin{aligned} &\text{kg } O_2 \text{ (en la oxidación de sustrato)} \\ &= a \text{ (kg DQO total consumida) (DTeO/DQO)} \\ &= a \text{ (kg DBO total consumida) (DTeO/DBO)} \end{aligned} \qquad (5.31)$$

Los subindices de a se definen como sigue:

$$a_{\text{DQO}} = a \text{ (DTeO/DQO)} \qquad (5.32)$$

$$a_{\text{DBO}} = a \text{ (DTeO/DBO)} \qquad (5.33)$$

(en la que a sin subíndice significa $a = a_{\text{DTeO}}$).

Combinando las ecuaciones (5.30) y (5.31) con las ecuaciones (5.32) y (5.33):

$$\begin{aligned} &\text{kg } O_2 \text{ (en la oxidación de sustrato)} \\ &= a_{\text{DTeO}} \text{ (kg DTeO total consumida)} \\ &= a_{\text{DQO}} \text{ (kg DQO total consumida)} \\ &= a_{\text{DBO}} \text{ (kg DBO total consumida)} \end{aligned} \qquad (5.34)$$

Por ello, siempre que el parámetro a se utilice en el cálculo de la demanda de oxígeno, no se emplean subíndices. Se elige un valor adecuado de a que sea compatible con los parámetros que expresen el consumo de sustrato. De la ecuación (5.34) se deduce que a es igual a los kilogramos de oxígeno utilizado en el metabolismo energético por kilogramo de sustrato consumido (consumo expresado por la DTeO, DQO, DBO, etc.).

La utilización de los subíndices DQO y DBO puede parecer inconsistente ya que a es una relación, y por lo tanto su valor numérico debe ser independiente de los parámetros utilizados al expresar el consumo. Sin embargo, esta independencia se aplica sólo a los valores de a definidos en la ecuación (5.28). En la ecuación (5.28) aparece simultáneamente en el numerador y en el denominador el mismo factor de conversión para los parámetros que expresan el consumo, y por lo tanto se anulan entre sí. Sin embargo, de la ecuación (5.34) se deduce que está siendo utilizada una definición modificada de a, esto es:

$$a_{\text{DTO}} = a = \text{kg O}_2 \text{ (en la oxidación de sustrato)/kg DTeO total consumida} \quad (5.35)$$

$$a_{\text{DQO}} = \text{kg O}_2 \text{ (en la oxidación de sustrato)/kg DQO total consumida} \quad (5.36)$$

$$a_{\text{DBO}} = \text{kg O}_2 \text{ (en la oxidación de sustrato)/kg DBO total consumida} \quad (3.37)$$

El valor numérico en las ecuaciones (5.35), (5.36) y (5.37) es el mismo (kg de oxígeno utilizados en la oxidación del sustrato). Sin embargo los valores de los denominadores varían en función de los parámetros elegidos para expresar el consumo de sustratos. En consecuencia, los valores numéricos de a en las ecuaciones (5.35), (5.36) y (5.37) serán diferentes en cada caso. Por lo tanto se justifica la utilización de subíndices.

Más aún, solamente el valor de a dado en la ecuación (5.35) es numéricamente igual a las relaciones definidas por la ecuación (5.28) esto es, $a_{\text{DTeO}} = a$. Los valores de a dados en las ecuaciones (5.36) y (5.37) no son sólo diferentes uno de otro, sino que ninguno de ellos iguala la fracción de sustrato consumido utilizado en el metabolismo energético.

4.1.4. Definición del parámetro Y (Metabolismo celular)

El parámetro Y, en relación con el $\overline{Y}$, se define como:

$$Y = \text{kg de MLVSS producidos/kg de sustrato total consumido} \quad (5.38)$$

En consecuencia, Y representa la producción de lodo biológico por kilogramo de sustrato total consumido.

La relación entre los parámetros $\overline{Y}$ e Y se establece mediante el estudio del ejemplo de la lactosa, ecuación (5.24). Se supone que 350 mg/l (35% del total de 1000 mg/l de lactosa consumida) es la cantidad empleada para la síntesis, según la citada ecuación (5.24). La producción de MLVSS se calcula como sigue:

$$\text{MLVSS producidos por 1000 mg de sustrato total consumido} =$$
$$= |(0{,}35)(1000)|\,(113/150) =$$
$$= 263{,}7 \text{ mg/l} \qquad (5.39)$$

Por lo tanto, de la ecuación (5.39) se obtiene:

$$Y = \text{kg MLVSS producidos/kg de sustrato total consumido} =$$
$$= |(0{,}35)(1000)|\,(113/150)/1000 = 263.7/1000 = 0.2637 \qquad (5.40)$$

esto es, se producen 263.7 mg/l de MLVSS por 1000 mg/l de lactosa consumida: por ello $\bar{Y} = 263{,}7/1000 = 0{,}2637$.

La relación entre Y e $\bar{Y}$ de la ecuación (5.40) para el ejemplo de la lactosa es:

$$Y = \bar{Y}\,(113/150)$$
$$\therefore \bar{Y} = Y\,(150/113)$$

en la que 113/150 es la relación estequiométrica de la ecuación (5.24). La sustitución de este valor de $\bar{Y}$ en la ecuación (5.27) conduce a:

$$(150/113)Y + a = 1.0 \qquad (5.41)$$

El parámetro Y puede escribirse en función de la DTeO total consumida. Y_{DTeO} puede representar el valor numérico de Y de la siguiente forma:

$$Y_{DTeO} = \text{kg MLVSS producidos/kg de DTeO total consumida} \qquad (5.42)$$

La relación Y/Y_{DTeO} de las ecuaciones (5.38) y (5.42) teniendo en cuenta la relación estequiométrica 32/30 en la ecuación (5.22), es:

$$Y/Y_{DTeO} = \text{ecuación (5.38)/ecuación (5.42)}$$
$$= \text{kg DTeO total consumida/kg sustrato total consumido}$$
$$= 32/30 \qquad (5.43)$$

o:

$$Y = Y_{DTeO}\,(32/30) \qquad (5.44)$$

La ecuación (5.41) escrita en función de Y_{DTeO} utilizando la ecuación (5.44) es:

$$\underbrace{(150/113)(32/30)\,Y_{DTeO}}_{\bar{Y}} + a = 1{,}0$$

o:

$$\underbrace{1.42Y_{DTeO}}_{\bar{Y}} + a = 1.0 \tag{5.45}$$

La producción de MLVSS (síntesis) se obtiene de la ecuación (5.42):

$$\text{kg MLVSS producidos} = Y_{DTeO}\ (\text{kg DTeO total consumida}) \tag{5.46}$$

La ecuación (5.46) puede reescribirse expresando el consumo de sustrato en función de la DQO, DBO, etc., utilizando relaciones DTeO/DQO, DTeO/DBO, etc.:

$$\begin{aligned}\text{kg MLVSS producidos} &= Y_{DTeO}\ (\text{kg DQO total consumida})\ (\text{DTeO/DQO}) \\ &= Y_{DTeO}\ (\text{kg DBO total consumida})\ (\text{DTeO/DBO})\end{aligned} \tag{5.47}$$

Se define:

$$Y_{DQO} = Y_{DTeO}\ (\text{DTeO/DQO}) \tag{5.48}$$

$$Y_{DBO} = Y_{DTeO}\ (\text{DTeO/DBO}) \tag{5.49}$$

Por lo tanto:

$$\begin{aligned}\text{kg MLVSS producidos} &= Y_{DQO}\ (\text{kg DQO total consumida}) \\ &= Y_{DBO}\ (\text{kg DBO total consumida})\end{aligned} \tag{5.50}$$

De aquí en adelante no se utilizarán subíndices para el parámetro Y. Se entiende que se elige el valor adecuado del parámetro Y que sea compatible con los empleados al expresar el consumo de sustrato.

4.1.5. Una observación referente al factor 1,42

Aunque el factor 1.42 de la ecuación (5.45) se obtuvo en la sección 4.1.4 al estudiar el ejemplo específico de la lactosa, se va a demostrar a continuación que dicho factor es de aplicación a todos los sustratos, siempre y cuando se tome $C_5H_7NO_2$ como fórmula empírica media de los MLVSS. Considérese el ejemplo específico de la lactosa. Escríbanse las ecuaciones (5.22) y (5.24), multiplicando la primera por 5 esto es:

Ecuación (5.22) × 5:

$$5(CH_2O) + 5O_2 \rightarrow 5CO_2 + 5H_2O \tag{5.51}$$

Pesos moleculares: $5 \times 30 = 150$ $5 \times 32 = 160$

y ecuación (5.24):

$$5(CH_2O) \xrightarrow{\text{síntesis}} C_5H_7NO_2$$

Pesos moleculares: $5 \times 30 = 150$ 113

Recuerdese que el factor 1.42 se producía en la ecuación (5.45):

$$(150/113)(32/30) = 1{,}42$$

o:

$$[5(30)]/113 \times 32/30 = 1{,}42 \qquad (5.52)$$

En el ejemplo de la lactosa la «molécula» de sustrato se definía como una unidad de azúcar (CH_2O) conteniendo un átomo de carbono, que corresponde a un «peso molecular» de 30. Obsérvese que en la ecuación (5.52), el peso molecular del sustrato (30 en este caso) se anula. Para cualquier sustrato de «peso molecular» M (en el que la «molécula» se defina sobre la base de la unidad que contiene un átomo de carbono) la ecuación (5.52) se convierte en:

$$5M/113 \times 32/M = (5 \times 32)/113 = 1{,}42 \qquad (5.53)$$

Por ello, la ecuación (5.45) es válida para todos los sustratos, siendo la única restricción la suposición de que la fórmula empírica media para los MLVSS sea $C_5H_7NO_2$. Estudiando la ecuación (5.25) se desprende que el factor 1,42 (que es igual a 160/113) corresponde a los kilogramos de oxígeno requerido para oxidar 1 kg de MLVSS mediante el proceso de respiración endógena.

4.1.6. Resumen

Nota: Los valores aproximados de la relación entre parámetros para expresar la demanda de oxígeno se han tomado de la tabla 2.1. Las relaciones reales pueden variar significativamente dependiendo de la naturaleza del agua residual. Los valores que se tabulan a continuación sirven solamente como estimaciones aproximadas a faltas de los datos pertinentes.

a. Parámetro a en diferentes unidades

a_{DTeO}	kg O_2 = a_{DTeO} (kg DTeO total consumida) (metabolismo energético) en la que $a_{DTeO} = a$ = fracción de sustrato consumido utilizado en el metabolismo energético

a_{DBO} (prueba estándar de la DQO)	kg $O_2 = a_{DQO}$ (kg DQO total consumida) (metabolismo energético) en la que $a_{DQO} = a(DTeO/DQO) = a(100/83) = 1{,}20a$
a_{DBO} (DBO_5)	kg $O_2 = a_{DBO}$ (kg DBO total consumida) (metabolismo energético) en la que $a_{DBO} = a(DTeO/DBO) = a(100/58) = 1{,}72a$

Las relaciones entre otros parámetros de demanda de oxígeno o basados en el carbono, estudiados en el capítulo 2, se desarrollan fácilmente.

b. Parámetro Y en diferentes unidades

Y_{DTeO}	kg MLVSS producidas = Y_{DTeO} (kg DTeO total consumida) en la que $Y_{DTeO} = \overline{Y}/1{,}42$; $\overline{Y}$ = fracción de sustrato consumido utilizado en la síntesis
Y_{DQO} (ensayo estándar de la DQO)	kg MLVSS producidos = Y_{DQO} (kg DQO total consumida) en la que $Y_{DQO} = Y_{DTeO}(DTeO/DQO) = Y_{DTeO}(100/83) = (\overline{Y}/1{,}42)(100/83) = 0{,}85\overline{Y}$
Y_{DBO} (DBO_5)	kg MLVSS producidos = Y_{DBO} (kg DBO total consumida) en la que $Y_{DBO} = Y_{DTeO}(DTeO/DBO) = Y_{DTeO}(100/58) = (\overline{Y}/1{,}42)(100/58) = 1{,}21\overline{Y}$

Pueden desarrollarse fácilmente otras relaciones de parámetros que definan la demanda de oxígeno y basados en el contenido de carbono, entre los descritos en el capítulo 2.

c. Ecuación (5.27), esto es $\overline{Y} + a = 1{,}0$, escrita con diferentes unidades para los diferentes parámetros

DTeO	$1{,}42Y_{DTeO} + a_{DTeO} = 1{,}0$ o $1{,}42Y_{DTeO} + a = 1{,}0$
DQO (prueba estándar de la DQO)	$Y_{DTeO} = Y_{DQO}(DQO/DTeO) = Y_{DQO}(83/100)$ $a = a_{DTeO} = a_{DQO}(DQO/DTeO) = a_{DQO}(83/100)$ $\therefore\ 1{,}42(83/100Y_{DQO} + (83/100)a_{DQO} = 1{,}0$ $1{,}18\ Y_{DQO} + 0{,}83\ a_{DQO} = 1{,}0$
DBO DBO_5	$Y_{DTeO} = Y_{DBO}(DBO/DTeO) = Y_{DBO}(58/100)$ $a = a_{DTeO} = a_{DBO}(DBO/DTeO) = a_{DBO}(58/100)$ $\therefore\ 1{,}42(58/100)Y_{DBO} + (58/100)a_{DBO} = 1{,}0$ $0{,}82Y_{DBO} + 0{,}58a_{DBO} = 1{,}0$

La ecuación (5.27) se escribe fácilmente en función de otros parámetros de demanda de oxígeno y de contenido de carbono definidos en el capítulo 2.

4.1.7. Parámetros de diseño correspondientes a la respiración endógena: introducción

Se definen dos parámetros de diseño, k_d y b, correspondientes a la fase de respiración endógena. La respiración endógena supone la oxidación de la materia celular con objeto de proporcionar energía para el mantenimiento de los microorganismos cuando la fuente externa de materia orgánica (sustrato) ha sido consumida. Corresponde al «festín caníbal» descrito en la sección 3.1.

Suponiendo que la fórmula química de los MLVSS es $C_5H_7NO_2$, la oxidación de las células correspondiente a la respiración endógena viene dada por la ecuación (5.25).

4.1.8 Definición del parámetro k_d (Respiración endógena)

El parámetro k_d (dimensiones: tiempo^{-1}, esto es, d^{-1}, h^{-1}) se define como la fracción de MLVSS por unidad de tiempo oxidada durante el proceso de respiración endógena. Por ejemplo, un valor de $k_d = 0{,}1\ d^{-1}$ significa que el 10% de la cantidad total de MLVSS presente en el reactor continuo, en cualquier momento, es la cantidad oxidada por día. k_d se denomina *coeficiente de descomposición microbiana*. Por lo tanto:

$$k_d = \text{kg MLVSS oxidados/(d)(kg MLVSS en el reactor)} \qquad (5.54)$$

En consecuencia, los kilogramos de MLVSS oxidados por día son:

$$\text{kg/d de MLVSS oxidados} = k_d(\text{kg MLVSS en el reactor}) \quad \text{(respiración endógena)} \tag{5.55}$$

Los MLVSS presentes en el reactor continuo en cualquier momento, suponiendo la operación en régimen estacionario, es una cantidad constante que viene dada por:

$$\text{kg MLVSS en el reactor} = X_{v,a}V \tag{5.56}$$

en la que $X_{v,a}$ es la concentración de MLVSS, esto es, kg MLVSS por unidad de volumen en el reactor y V el volumen del reactor.

De esta forma las ecuaciones (5.55) y (5.56) se convierten en:

$$\text{kg/d de MLVSS oxidado} = k_d X_{v,a} V \quad \text{(respiración endógena)} \tag{5.57}$$

4.1.9. Definición del parámetro b

El parámetro b (dimensiones: tiempo^{-1}, esto es, d^{-1}, h^{-1}) se define como los kilogramos de oxígeno utilizado por día por kilogramo de MLVSS en el reactor en el proceso de respiración endógena, esto es,

$$b = \text{kg } O_2/(d)(\text{kg MLVSS en el reactor}) \tag{5.58}$$

Por ello, el consumo de oxígeno en la respiración endógena es:

$$\text{kg } O_2/\text{d} = b\ (\text{kg MLVSS en el reactor}) \quad \text{(respiración endógena)} \tag{5.59}$$

o de la ecuación (5.56):

$$\text{kg } O_2/\text{d} = bX_{v,a}V \quad \text{(respiración endógena)} \tag{5.60}$$

La relación aproximada entre k_d y b se desarrolla al suponer que la fórmula empírica de los MLVSS es $C_5H_7NO_2$, y que la respiración endógena corresponde a la ecuación química (5.25). De las ecuaciones (5.58) y (5.54) se obtiene la relación b/k_d

$$b/k_d = \text{kg } O_2/\text{kg MLVSS oxidado} \tag{5.61}$$

De la ecuación (5.25) esta relación es:

$$b/k_d = 160/113 = 1{,}42 \qquad (5.62)$$

En consecuencia, se consumen 1,42 kg de oxígeno para oxidar 1 kg de MLVSS.

Debe hacerse una observación importante al llegar a este punto: mientras que los parámetros a e Y son *relaciones* [ecuaciones (5.28), (5.35), (5.36) y (5.37) para a: y ecuaciones (5.38) y (5.42) para Y], k_d y b son *velocidades*. El tiempo no aparece en las definiciones de Y y a, pero sí en las de k_d y b.

4.2. Balance de materia para determinar el consumo de oxígeno

El conocimiento de las necesidades de oxígeno para efectuar un consumo específico de DBO resulta imprescindible a la hora de diseñar el equipo de aireación. De las discusiones de las secciones 4.1.3 y 4.1.9 se desprende que se requiere oxígeno con dos fines: (1) oxidar el sustrato con objeto de proporcionar energía a las células, ecuación (5.22), y (2) en el proceso de respiración endógena, ecuación (5.25).

1. *Oxígeno requerido para oxidar el sustrato.* Los kilogramos de oxígeno requeridos por día se calculan con la ayuda de la ecuación (5.34). Haciendo referencia a la figura 5.1 y a los símbolos definidos en el cuadro 5.1:

$$\underset{\text{(para oxidación del sustrato)}}{\text{kg } O_2/\text{d}} = a(S_o - S_e)Q_o = aS_rQ_o \qquad (5.63)$$

en la que: $S_r = S_o - S_e$ = sustrato total consumido.

En la ecuación (5.63) se utilizan valores apropiados de a compatibles con los parámetros en los que se expresa el consumo total de sustrato ($S_o - S_e$). Si en la ecuación (5.63):

a = kg O_2/kg DBO consumida*
$S_r = S_o - S_e$ = mg/l de DBO consumida
Q_o = m^3/s

* La determinación experimental del parámetro a se describe en la sección 6.3.2.

se requiere un factor de 86,4, esto es*

$$\underset{\text{(para energía)}}{\text{kg } O_2/\text{d}} = 86.4aS_rQ_o \tag{5.64}$$

2. *Oxígeno requerido en la respiración endógena.* Para este cálculo se utiliza la ecuación (5.60). Como en el caso de la ecuación (5.63) se necesita un factor, ahora de 10^{-3}, para expresar el resultado en kg O_2/d cuando b = kg O_2/(d) (kg MLVSS en el reactor,** $X_{V.a}$ = mg/l de MLVSS en el reactor y V es el volumen del reactor en m^3. Por ello:

$$\underset{\text{(respiración endógena)}}{\text{kg } O_2/\text{d}} = bX_{V.a}V \times 10^{-3} \tag{5.65}$$

Resumen. El consumo total de oxígeno viene dado por las ecuaciones (5.63) y (5.60) como:

$$\text{kg } O_2/\text{d} = \underset{\text{(para la oxidación de sustrato)}}{\text{kg } O_2/\text{d}} + \underset{\text{(respiración endógena)}}{\text{kg } O_2/\text{d}} \tag{5.66}$$

o

$$\boxed{\text{kg } O_2/\text{d} = a(S_o - S_e)Q_o + bX_{V.a}V = aS_rQ_o + bX_{V.a}V} \tag{5.67}$$

Debe tenerse en cuenta que la ecuación (5.67) no incluye el oxígeno empleado en la nitrificación, ya que dicha ecuación ha sido desarrollada únicamente sobre la base de la demanda de oxígeno de la materia carbonosa. Si se produce la nitrificación en una cantidad apreciable debe incluirse un tercer término en el segundo miembro de la ecuación para tener en cuenta la demanda de oxígeno para la nitrificación (DON). Este tema se discute en el capítulo 8, sección 9.4.2.

* Para las aguas residuales típicas se supone que su densidad es la del agua (1 kg/l). En este caso mg/l es equivalente a ppm. Por lo tanto, de la ecuación (5.63):

$$\text{kg } O_2/\text{d} = \frac{\text{kg } O_2}{\text{kg DBO}_r} \times \frac{\text{mg DBO}_r}{\text{kg alimentación}} \times \frac{\text{m}^3 \text{ alimentación}}{\text{s}} \times \frac{10^3 \text{ kg}}{\text{m}^3} \times \frac{10^{-6} \text{ kg}}{\text{mg}}$$

$$\times 86\,400 \frac{\text{s}}{\text{d}} = 86.4aS_rQ_o$$

en la que la notación DBO_r indica la DBO consumida. (r, del inglés «removed».)

** La determinación experimental del parámetro b se describe en la sección 6.3.2.

4.3. Balance de materia para la determinación de la producción neta de biomasa (MLVSS)

De las secciones 4.1.4 y 4.1.8 se desprende que (1) una fracción de sustrato consumido se utiliza en la producción de MLVSS, calculándose los kilogramos de MLVSS producidos mediante la ecuación (5.50), y que (2) parte de lo producido se pierde en respiración endógena, calculándose la biomasa perdida mediante la ecuación (5.57).

1. *Biomasa producida por consumo de sustrato.* Los MLVSS producidos en kg/d se calculan con la ecuación (5.50). Haciendo referencia a la figura 5.1 y a los símbolos definidos en el cuadro 5.1:

$$\text{kg/d de MLVSS producido} = Y(S_o - S_e)Q_o = YS_rQ_o \qquad (5.68)$$

En la ecuación (5.68) se utilizan los valores apropiados de Y compatibles con los parámetros en los que se expresa el sustrato total consumido $(S_o - S_e)$.

Se necesita igualmente el factor 86,4 para el cálculo de los kg/d de MLVSS, si Y = kg de MLVSS producidos/kg de DBO total consumida,*

$$S_r = \text{mg/l de DBO consumida y } Q_o = \text{m}^3/\text{s}$$

Por ello:

$$\text{kg/d de MLVSS producido} = 86{,}4\ YS_rQ_o \qquad (5.69)$$

2. *Biomasa perdida en la respiración endógena.* El lodo perdido por respiración endógena se obtiene mediante la ecuación (5.57). Se requiere el factor 10^{-3} para el cálculo de los kilogramos de biomasa oxidados por día si k_d = kg MLVSS oxidado/(d)(kg MLVSS en el reactor),**

$$X_{v,a} = \text{mg/l de MLVSS en el reactor y } V \text{ es el volumen del reactor en m}^3$$

De esta forma:

$$\text{kg MLVSS oxidado/d} = k_dX_{v,a}V \times 10^{-3} \qquad (5.70)$$
$$\text{(respiración endógena)}$$

* La determinación experimental del parámetro Y se describe en la sección 6.3.3.

** La determinación experimental del parámetro k_d se describe en la sección 6.3.3.

Resumen. La producción neta de MLVSS se obtiene por diferencia entre los MLVSS producidos, ecuación (5.68), y la cantidad perdida por respiración endógena, dada por la ecuación (5.57). Esta producción neta en kg/d se indica mediante ΔX_V.

$$\underset{\text{(producción neta)}}{\text{kg MLVSS/d}} = \text{kg/d de MLVSS producido} - \underset{\text{(respiración endógena)}}{\text{kg de MLVSS oxidado}} \tag{5.71}$$

o

$$\underset{\text{(producción neta)}}{\text{kgMLVSS/d}} = \Delta X_V = Y(S_o - S_e)Q_o - k_d X_{V,a} V = Y S_r Q_o - k_d X_{V,a} V \tag{5.72}$$

4.4. Expresiones alternativas para la determinación de la producción neta de biomasa

Considérese la ecuación (5.72) para la producción neta de biomasa. Dividiéndola por $X_{V,a}V$ y haciendo $V/Q_o = t_h$ (tiempo de residencia hidráulico), se llega a:

$$(\Delta X_V/V)/X_{V,a} = Y[(S_o - S_e)/X_{V,a}t_h] - k_d \tag{5.73}$$

Nótese en la ecuación (5.73) la presencia del término $(S_o - S_e)/X_{V,a}t_h$, *velocidad específica de consumo de sustrato,* que fue definida en la sección 3.2 y designada por q, ecuación (5.16). Las unidades del término $(\Delta X_V/V)/X_{V,a}$ en la ecuación (5.73), a partir de aquí designado por μ, obtenido de determinaciones a escala de laboratorio, son normalmente:

$$\mu = \frac{\Delta X_V/V}{X_{V,a}} = \frac{\text{mg MLVSS producidos/(d)(litro de licor)}}{\text{mg MLVSS/litro de licor}} \tag{5.74}$$

Por ello, en unidades métricas prácticas:

$$\text{mg MLVSS/l de licor: kg MLVSS/Mkg de licor}$$

$$\mu = \frac{\Delta X_V/V}{X_{V,a}} = \frac{\text{kg MLVSS producidos/(d)(Mkg de licor)}}{\text{kg MLVSS/Mkg de licor}}$$

$$= \frac{\text{kg MLVSS producido}}{\text{(d)(kg MLVSS)}} \tag{5.75}$$

En consecuencia, μ corresponde a la producción de biomasa por unidad de tiempo y por unidad de biomasa presente en el reactor. El parámetro μ se denomina *velocidad específi-*

ca de crecimiento de la biomasa. En consecuencia, la ecuación (5.73) puede volver a escribirse de la siguiente forma:

$$\mu = Yq - k_d \tag{5.76}$$

De acuerdo con la ecuación (5.76) la representación de μ en función de q da lugar a una línea recta de la que calculando la pendiente y la ordenada en el origen pueden obtenerse los parámetros Y y k_d de producción de lodo. En la figura 5.8 se representa una gráfica típica. En la sección 6.4 se presenta un ejemplo numérico (ejemplo 5.1).

Nótese que de acuerdo con la ecuación (5.76) la ordenada en el origen k_d debe encontrarse necesariamente debajo de la ordenada cero.

La abscisa en el origen de la figura 5.8 corresponde a un valor cero de la ordenada. Esto sucede para condiciones de producción neta cero de MLVSS, esto es, $\Delta X_v = 0$. Con referencia a la ecuación (5.72), para $\Delta X_v = 0$ se deduce que la producción de MLVSS por síntesis, esto es $Y(S_o - S_e)Q_o$, está esquilibrada exactamente por la pérdida de MLVSS oxidado mediante respiración endógena, o sea $k_d V_{V,a} V$. Por lo tanto, en este caso,

$$Y(S_o - S_e)Q_o = k_d X_{V,a} V \tag{5.77}$$

o

$$\frac{S_o - S_e}{X_{V,a}(V/Q_o)} = \frac{S_o - S_e}{X_{V,a} t_h} = \frac{k_d}{Y} \tag{5.78}$$

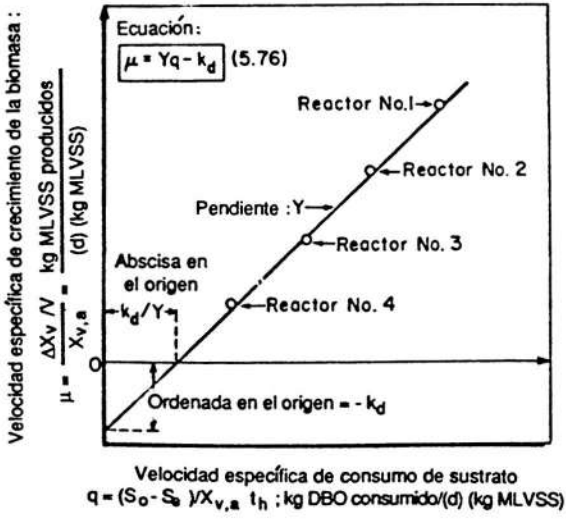


Fig. 5.8. Determinación gráfica de los parámetros de lodo k_d e Y.

Por ello, de la ecuación (5.78) se deduce que la longitud de la abscisa en el origen es $(S_o - S_e)/X_{V,a}t_h = k_d/Y$, tal como se indica en la figura 5.8. Este caso, en el que la producción neta de MLVSS es teóricamente nula, se discutirá con más detalle en el capítulo 6, sección 2, y corresponde a lo que se denomina aireación prolongada (o proceso de oxidación total).

Una definición de la velocidad específica de crecimiento de la biomasa, en forma diferencial, paralela a las definiciones de la velocidad específica de consumo de sustrato, ecuación (5.13), es:

$$\mu = \frac{1}{X_{V,a}} \left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_g \quad \text{kg MLVSS producidos/(d)(kg MLVSS)} \tag{5.79}$$

en la que el subíndice g indica crecimiento (del inglés *growth*).

Combinando las ecuaciones (5.76), (5.79) y (5.13), la ecuación (5.76) escrita en forma diferencial se convierte en:

$$\mu = \frac{1}{X_{V,a}} \left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_g = Y \frac{1}{X_{V,a}} \left(\frac{dS}{dt}\right)_a - k_d \tag{5.80}$$

o

$$\left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_g = Y \left(\frac{dS}{dt}\right)_a - k_d X_{V,a} \tag{5.81}$$

Puede también escribirse una ecuación alternativa para la producción de biomasa en función de un único parámetro Y_n (parámetro de producción neta) en lugar de hacerlo en función del parámetro de producción Y y del coeficiente de descomposición microbiana k_d como en el caso de la ecuación (5.72). De esta forma la ecuación (5.72) se convierte en:

$$\Delta X_V = Y_n(S_o - S_e)Q_o \tag{5.82}$$

La ecuación (5.82) es básicamente idéntica a la ecuación (5.72). La diferencia es que en la ecuación (5.72) se requiere que las necesidades para mantenimiento se resten de la producción teórica, mientras que la ecuación (5.82) describe directamente la producción neta.

Dividiendo la ecuación (5.82) por $X_{V,a}V$ y utilizando la definición de μ, ecuación (5.75), y q, ecuación (5.14), se obtiene:

$$\mu = Y_n q \tag{5.83}$$

La ecuación (5.83) escrita en forma diferencial [combinando la ecuación (5.83) con las ecuaciones (5.79) y (5.13)]

$$\mu = \frac{1}{X_{V,a}} \left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_g = Y_n \frac{1}{X_{V,a}} \left(\frac{dS}{dt}\right)_a \tag{5.84}$$

o

$$\left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_g = Y_n \left(\frac{dS}{dt}\right)_a \tag{5.85}$$

La relación entre el parámetro de producción de lodos Y y el parámetro de producción neta Y_n puede obtenerse de las ecuaciones (5.76) y (5.83). De la ecuación (5.83) resulta que $q = \mu/Y_n$. Sustituyendo este valor en la ecuación (5.76) y despejando Y_n:

$$Y_n = \frac{Y}{1 + (k_d/\mu)} \tag{5.86}$$

4.5. Expresiones alternativas para el consumo de oxígeno

Considérese la ecuación (5.67) para calcular el consumo total de oxígeno, en la cual el primer miembro se vuelva a escribir como VUO $\times$ V:

$$(\text{VUO}) \times V = a(S_0 - S_e)\, Q_0 + bX_{V,a}V \text{ kg/d} \tag{5.87}$$

en la que VUO es la *velocidad de utilización de oxígeno*, esto es oxígeno consumido por día por unidad de volumen de reactor y V es el volumen del reactor. El parámetro VUO fue utilizado por la primera vez, en este libro, en el capítulo 4 [véase sección 6, ecuación (4.12)]. La determinación experimental de VUO se discute en la sección 6.3.2. Dividiendo la ecuación (5.87) por $X_{V,a}V$ y haciendo $V/Q_0 = t_h$ (tiempo de residencia hidráulico) se obtiene:

$$(\text{VUO})/X_{V,a} = a[(S_0 - S_e)/X_{V,a}t_h] + b \tag{5.88}$$

Nótese en la ecuación (5.88) la presencia del término $(S_0 - S_e)/X_{V,a}t_h$, *velocidad específica de consumo de sustrato,* que se definió en la sección 3.2 y se denominó q, ecuación (5.16).

Las unidades de (VUO), obtenida de determinaciones a escala de laboratorio, son normalmente en mg O_2/(d)(l). Por ello en unidades métricas prácticas:

$$\text{mg } O_2\text{/litro de licor} = \text{kg } O_2\text{/Mkg de licor}$$

$$(\text{VUO}) = \text{kg } O_2\text{/(d) (Mkg de licor)}$$

Por lo tanto en la ecuación (5.88):

$$(\text{VUO})/X_{V,a} = \frac{\text{kg } O_2\text{/(d)(Mkg de licor)}}{\text{kg MLVSS/Mkg licor}} = \text{kg } O_2\text{/(d) (kg MLVSS)}$$

Con ello $(VUO)/X_{V,a}$ es una medida del consumo de oxígeno por unidad de tiempo y unidad de masa de lodo biológico presente en el reactor. A partir de este momento esta cantidad se simboliza mediante R_{O_2} esto es, $R_{O_2} = (VUO)/X_{V,a}$, parámetro denominado *velocidad específica de consumo de oxígeno*. La ecuación (5.88) puede por ello volver a escribirse en la siguiente forma:

$$R_{O_2} = aq + b \tag{5.89}$$

De acuerdo con la ecuación (5.89) la representación de R_{O_2} en función de q es una línea recta en la que la pendiente y la ordenada en el origen corresponden a los parámetros de consumo de oxígeno a y b. En la figura 5.9 se presenta una gráfica típica. En la sección 6.4 se incluye una aplicación numérica (ejemplo 5.1).

Una definición de la velocidad específica de consumo de oxígeno en forma diferencial, análoga a las definiciones de la velocidad específica de consumo de sustrato q, ecuación (5.13), y a la velocidad específica de crecimiento de la biomasa, ecuación (5.79), es:

$$R_{O_2} = \frac{1}{X_{V,a}} \frac{dO_2}{dt} \qquad \text{kg } O_2/(\text{d}) \text{ (kg MLVSS)} \tag{5.90}$$

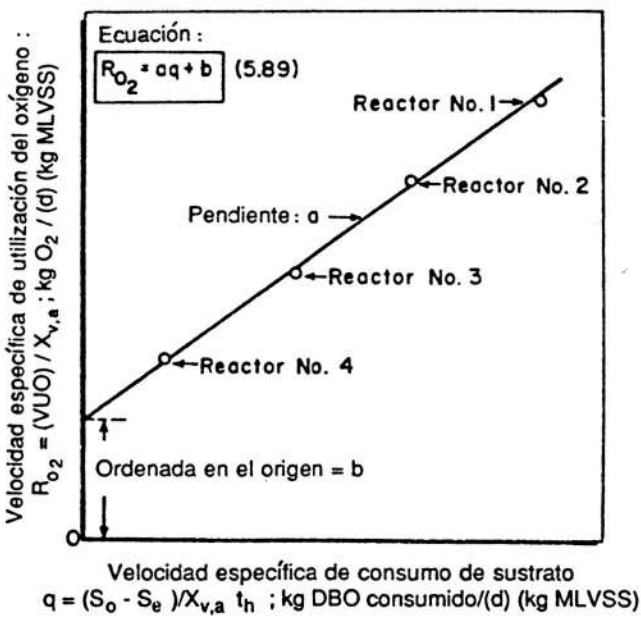


Fig. 5.9. Determinación gráfica de los parámetros a y b de utilización del oxigeno.

y la ecuación (5.89) escrita en forma diferencial [combinando las ecuaciones (5.89), (5.90) y (5.13)]

$$R_{O_2} = \frac{1}{X_{V,a}} \frac{dO_2}{dt} = a \frac{1}{X_{V,a}} \left(\frac{dS}{dt}\right)_a + b \tag{5.91}$$

$$\frac{dO_2}{dt} = a \left(\frac{dS}{dt}\right)_a + bX_{V,a} \tag{5.92}$$

Puede también escribirse una ecuación alternativa del consumo de oxígeno que utilice los parámetros de producción de lodos Y y k_d definidos en las secciones 4.1.4 y 4.1.8, en lugar de los parámetros de consumo de oxígeno a y b. El razonamiento para desarrollar esta ecuación alternativa es como sigue. Si todo el sustrato consumido se oxidara totalmente a efectos energéticos, según la ecuación (5.22), las necesidades totales teóricas de oxígeno serían:

$$\text{kg } O_2/\text{d} = Q_0 \, (\text{DTeO}_0 - \text{DTeO}_e) \tag{5.93}$$

en la que la DTeO para el afluente y el efluente se expresarían como mg DTeO/l. Haciendo referencia al caso de la lactosa del ejemplo de la sección 4.1.1 ($\text{DTeO}_0 - \text{DTeO}_e$) sería $(32/30) \times 1000 = 1066{,}7$ mg DTeO/l. De hecho, la ecuación (5.93) se mantendría bajo la suposición hecha en la sección 4.1.1 de que solamente el 65 % de la lactosa se oxidaría de acuerdo con la ecuación (5.22), *si se hubiera hecho una suposición adicional* de que toda la biomasa (esto es $C_5H_7NO_2$) producida del 35 % de la lactosa restante hubiera sido consumida *completamente* por respiración endógena de acuerdo con la ecuación (5.25). Esto resulta obvio si se examina la secuencia de las ecuaciones químicas correspondientes:

Primera ecuación — 65% de (CH_2O): $\quad CH_2O + O_2 \rightarrow CO_2 + H_2O$

Segunda ecuación — (35(de (CH_2O): $\quad 5(CH_2O) \rightarrow C_5H_7NO_2 \xrightarrow{+\,5O_2} 5CO_2 + NH_3 + 2H_2O$

En la segunda ecuación, la relación molar O_2/C es todavía 1/1 como en el caso de la primera ecuación. Por consiguiente el consumo de oxígeno sería exactamente el mismo bajo las suposiciones anteriores como si el 100% de la lactosa fuera totalmente oxidada de acuerdo con la primera ecuación. De las consideraciones de la sección 4.1.5 esta conclusión se aplicaría igualmente a cualquier sustrato distinto de la lactosa, definiendo una «molécula» de sustrato en forma de grupo unitario que contiene un átomo de carbono.

Sin embargo, la ecuación (5.93) no es correcta, ya que una parte de la biomasa producida se oxida de acuerdo con la ecuación (5.25). *La parte de biomasa que no se oxida* en el sistema corresponde a la producción neta de biomasa ΔX_V. De la ecuación (5.25) se ha de-

ducido (sección 4.1.5) que serían teóricamente necesarios 1,42 kilogramos de oxígeno para oxidar cada kilogramo de esta biomasa ΔX_v. Por lo tanto, la expresión corregida del consumo de oxígeno, puede obtenerse sustrayendo de la ecuación (5.93) la cantidad 1,42 ΔX_v que corresponde a los «ahorros» de demanda de oxígeno debidos al hecho de que una parte de la biomasa producida (concretamente ΔX_v) no se oxida. Esto conduce a la obtención de la ecuación (5.94) para la definición del consumo teórico del oxígeno:

$$\text{kg } O_2/\text{d} = Q_0 (\text{DTeO}_0 - \text{DTeO}_e) - 1.42\ \Delta X_v \qquad (5.94)$$

Si ΔX_v en la ecuación (5.94) se sustituye por el valor dado en la ecuación (5.72), se obtiene la ecuación:

$$\text{kg } O_2/\text{d} = Q_0(\text{DTeO}_0 - \text{DTeO}_e) - 1{,}42[Y(S_0 - S_e)Q_0 - k_d k_{v,a} V] \qquad (5.95)$$

Puede escribirse una ecuación aproximada utilizando la DBO final (esto es DBO_f) en lugar de la DTeO en el segundo miembro de la ecuación (5.95). Si el parámetro de producción de lodo Y se determina también experimentalmente utilizando la DBO_f para medir las concentraciones de sustrato, puede reescribirse la ecuación (5.95) como sigue:

$$\text{kg } O_2/\text{d} = Q_0(S_0 - S_e) - 1{,}42[Y(S_0 - S_e)Q_0 - k_d X_{V,a} V] \qquad (5.96)$$

en la que S_0 y S_e vienen expresadas en mg DBO_f/l. La ecuación (5.96) puede reordenarse como sigue:

$$\text{kg } O_2/\text{D} = Q_0(1 - 1{,}42\,Y)(S_0 - S_e) + 1{,}42 k_d X_{V,a} V \qquad (5.97)$$

en la que $(S_0 - S_e)$ viene expresada en función de la DBO_f e Y en kg MLVSS producidos/kg DBO_f consumida.

5. RELACIÓN PARA CALCULAR LAS CONDICIONES ÓPTIMAS DE DECANTACIÓN DEL LODO

Para que el proceso de lodos activos funcione adecuadamente, los MLVSS del efluente del reactor deben separarse rápidamente en el clarificador secundario. La condición que se presenta a veces por la que el lodo es ligero y disperso (lodo inflado) y por ello difícil de sedimentar se denomina «bulking». El lodo de estas características pasa por encima de los vertederos de separación y se escapa con el efluente del clarificador secundario. Ya que la concentración de sustrato en el efluente es pequeña, no hay bastante alimento para mantener el crecimiento de los microorganismos que constituyen el lodo. Por lo tanto los microorganismos se ven obligados a funcionar en régimen de respiración endógena. Debi-

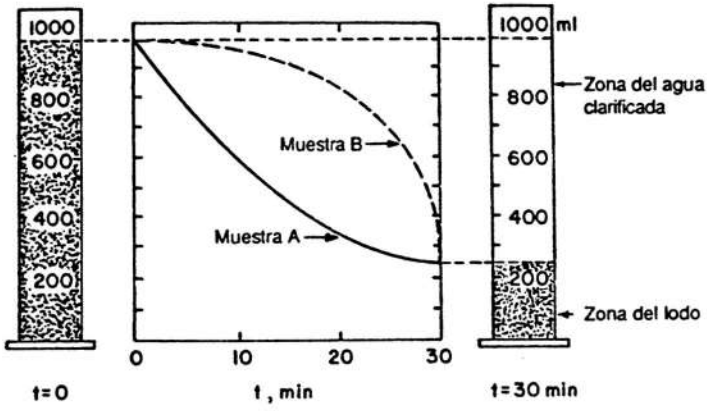


Fig. 5.10. Ensayo del IVL.

do al consumo de oxígeno de la respiración endógena, ese efluente tendría una DBO relativamente elevada, lo que no resulta deseable.

Las características de decantación de los lodos se evaluan mediante ensayos de sedimentación realizados en el laboratorio. Para esta evaluación se utilizan normalmente dos parámetros.

1. *Velocidad de sedimentación por zonas (VSZ).* Este parámetro y su determinación experimental se discute en el capítulo 3, sección 3.7.1. Un lodo fácilmente sedimentable presenta una VSZ elevada, de aproximadamente 6 m/h.

2. *Índice volumétrico de lodo (IVL).* El índice volumétrico del lodo se define como el volumen en mililitros ocupado por 1 g de sólidos en suspensión del licor mezclado (MLSS), expresado en peso seco, después de sedimentar durante 30 minutos en una probeta graduada de 1000 ml. Como ejemplo, considérese el ensayo de IVL de una muestra A de la línea efluente de un reactor biológico, tal como se presenta en la figura 5.10. Supóngase que se ha determinado la concentración inicial (a $t = 0$) de sólidos totales en suspensión en la muestra *A* que ha resultado ser de 2000 mg/l. Después de 30 min. de decantación en la probeta, la altura de la interfase del lodo corresponde a 250 ml.

Ya que hay 2000 mg (= 2g) de lodo en la probeta, el volumen ocupado por 1 g de lodo después de 30 min de sedimentación es:

$$\text{IVL} = 250 \text{ ml}/2 \text{ g} = 125 \text{ ml/g}$$

El IVL puede calcularse a partir de:

$$\text{IVL} = p_v/p_w \tag{5.98}$$

en la que p_v = % del volumen de probeta ocupado por la zona de lodo después de 30 min de

decantación [para la muestra A, $p_v = (250/1000) \times 100 = 25\ \%$] y p_w es el % de sólidos en la muestra [para la muestra A, la concentración de 2000 mg/l corresponde a $p_w = 2000/10\,000 = 0{,}2\ \%$ de sólidos]. Por ello:

$$\text{IVL} = 25/0{,}2 = 125$$

La concentración de sólidos totales en suspensión en la línea de reciclado (descarga del clarificador secundario), a partir de ahora representada por X_u, puede estimarse suponiendo que no hay sólidos en suspensión perdidos en el rebosadero del clarificador y que la concentración de lodos es equivalente a la que se alcanza después de 30 min de decantación en la probeta de laboratorio. De esta forma:

$$X_u \approx 1/\text{IVL} \quad \text{g/ml}$$

o:

$$X_u \approx 10^6/\text{IVL mg/l} \tag{5.99}$$

Para la muestra A:

$$X_u \approx 10^6/125 = 8000 \quad \text{mg/l}$$

Es importante recordar que los valores de X_u estimados a partir de la ecuación (5.99) corresponden a sólidos totales en suspensión. Para estimar la concentración de sólidos volátiles en suspensión para la línea de reciclado ($X_{v,u}$), la ecuación (5.99) se modifica como sigue:

$$X_{v,u} \approx \frac{\text{MLVSS}}{\text{MLSS}} \cdot \frac{10^6}{\text{IVL}} \quad \text{mg/l} \tag{5.100}$$

La relación (MLVSS/MLSS) de sólidos volátiles a sólidos totales en las plantas de lodos activos está comprendida normalmente dentro del intervalo 0,8 a 0,9, esto es, que del 80 al 90% de los sólidos en suspensión son volátiles. La utilización de IVL para medir las características de la decantación de los lodos es cuestionable, ya que como se indica en la figura 5.10, este índice mide solamente un punto de la curva de decantación. En la figura 5.10 la muestra B que corresponde a otro lodo de características de decantación completamente diferentes, pero con la misma concentración de sólidos en suspensión totales de 2000 mg/l a $t = 0$ como la muestra A, tiene el mismo valor del IVL de 125. De hecho, un lodo con una concentración inicial de 8000 mg/l de sólidos totales en suspensión, que podría no decantar en absoluto, podría tener aún un valor del IVL de 125, ya que por la ecuación (5.98):

$$\text{IVL} = p_v/p_w = \frac{(1000/1000) \times 100}{(8000/10\,000)} = 125$$

Los valores típicos del IVL para lodos de buenas características de sedimentación con concentraciones de 800-3500 mg/l están comprendidos dentro del intervalo 150 – 35.

Varios autores han correlacionado las características de decantación del lodo (expresadas por la VSZ o por el IVL) con un parámetro denominado relación alimento a microorganismos (en lo sucesivo indicado por A/M). Este parámetro se define mediante la ecuación*

$$A/M = \text{kg de sustrato en el afluente/(d)(kg MLVSS en el reactor)} \quad (5.101)$$

Los valores de A y M vienen dados por (figura 5.4):

$$A = (Q_o S_o) \times 86{,}4 \quad \text{(kg/d)} \quad (5.102)$$

$$M = (X_{V,a} V) \times 10^{-3} \quad \text{(kg)} \quad (5.103)$$

en la que Q_0 viene dado en m^3/d y (S_0, $X_{V,a}$) en mg/l. Por lo tanto:

$$A/M = Q_o S_o / X_{V,a} V \quad (5.104)$$

Ya que $V/Q_0 = t_h =$ tiempo de residencia hidráulico,

$$A/M = S_o / X_{V,a} t_h \quad (d^{-1}) \quad (5.105)$$

Con objeto de conseguir correlaciones de las características de sedimentación de un lodo, se trabaja con una serie de reactores en continuo a escala semipiloto teniendo en cada uno de ellos una relación diferente de A/M. El lodo obtenido en cada reactor se somete a pruebas de decantación (VSZ e IVL). Si estos dos parámetros, que son una medida de la

* Algunos autores definen la relación A/M como $A/M =$ kg de sustrato utilizado/(d)(kg MLVSS en el reactor). En este caso, A viene dado por:

$$A = Q_0(S_0 - S_e) \times 86{,}4 \text{ kg/d}$$

en lugar de la ecuación (5.102). Por ello la ecuación (5.105) se transforma en:

$$A/M = (S_0 - S_e)/X_{V,a} t_h \quad (5.105\text{ a})$$

Como A/M es simplemente un factor de correlación, su definición exacta es algo arbitraria. Ya que el valor de S_e es pequeño al compararlo con S_0, normalmente de 5 al 15% de S_0, las ecuaciones (5.105) y (5.105 a) son casi equivalentes.

Comparando las ecuaciones (5.16) y (5.105 a) resulta:

$$A/M = q$$

Como consecuencia, de acuerdo con la ecuación (5.76), podremos escribir una relación entre la velocidad específica de crecimiento de la biomasa y el parámetro A/M:

$$\mu = Y(A/M) - k_d \quad (5.76\text{ a})$$

La ecuación (5.76a) suministra una relación importante entre el parámetro A/M y un otro parámetro denominado edad de los lodos. Este tema será estudiado en la sección 9.4 de este capítulo.

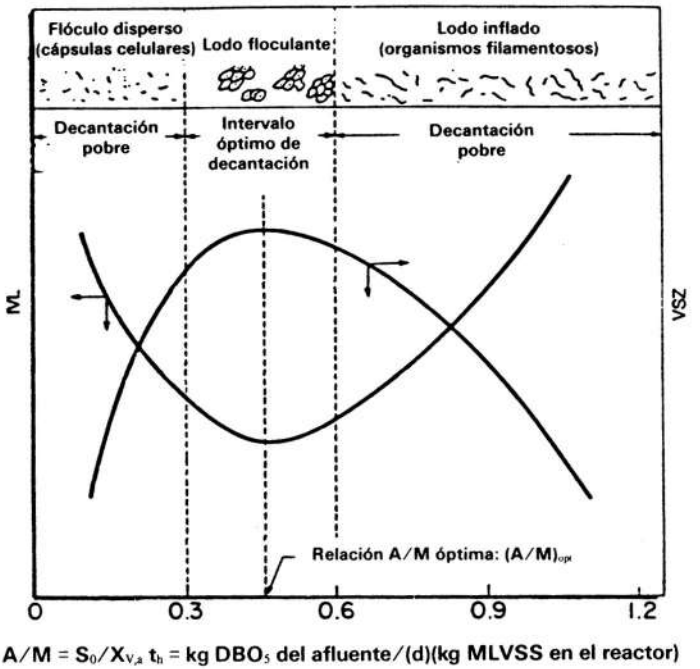


Figura 5.11. Correlación típica entre IVL y VSZ con la relación *A/M*.

capacidad del lodo para decantar, se representan en función de las relaciones *A/M* correspondientes, se obtienen curvas similares a las de la figura 5.11.

Ya que para que un lodo tenga unas condiciones de sedimentación óptimas debe presentar una VSZ elevada y un IVL bajo, la mejor relación *A/M*, tal como se indica en la figura 5.11, corresponde al máximo de la curva VSZ y al mínimo de la curva IVL. En la mayoría de las aguas residuales este valor óptimo de la relación *A/M* se encuentra comprendido dentro de los siguientes límites:

$$0{,}6 > A/M > 0{,}3 \tag{5.106}$$

en la que *A/M* viene expresada en kg DBO_5 afluente/(d)(kg MLVSS). A continuación se desarrolla una explicación de la correlación *A/M* y las características de sedimentación del lodo.

1. Para relaciones *A/M* bajas (por ejemplo, inferior a $0{,}3\ d^{-1}$), la cantidad de alimento (sustrato) presente en el sistema es insuficiente para mantener el crecimiento de microorganismos, por lo que se ven obligados a vivir bajo el sistema de respiración endógena. Una célula de bacteria típica contiene un material citoplasmático rico en proteínas y ácido ribonucleico (ARN) y es la principal porción de la célula que se metaboliza durante el proceso

de respiración endógena. El residuo que queda del metabolismo endógeno está constituido principalmente por cápsulas celulares muy ligeras que resisten la sedimentación. Esta es la razón por la cual a relaciones bajas de A/M el lodo tiene unas características muy pobres para su decantación. El lodo obtenido bajo estas condiciones corresponde a flóculos dispersos y en la figura 5.11 se presenta una vista microscópica del mismo para la región de bajas relaciones A/M.

2. A relaciones de A/M elevadas (por ejemplo, superiores a 0,6 d^{-1}) hay un predominio de un tipo de microorganismo de naturaleza filamentosa (*Sphaerotilus*). Este tipo de colonia no decanta bien permaneciendo en suspensión casi continuamente. El lodo inflado bajo estas condiciones es el que se denomina «bulking».

3. A valores de la relación A/M comprendidos entre estos dos extremos, el lodo tiene buenas características de sedimentación. El lodo bajo estas condiciones se denomina floculante.

De la ecuación (5.105) se calcula el tiempo de residencia hidráulico t_h para obtener un lodo floculante óptimo. La ecuación (5.105) para la relación óptima A/M, determinada en la figura 5.11, se escribe como sigue:

$$(A/M)_{opt} = S_0/X_{V,a}t_h \tag{5.107}$$

Despejando t_h:

$$t_h = S_0/[X_{V,a}(A/M)_{opt}] \tag{5.108}$$

La geometría del sistema y la forma en que el agua residual se aporta al reactor condicionan las características de floculación del lodo. Por ejemplo, si el reactor es un tanque largo rectangular con unas condiciones relativamente pobres de mezcla, los MLVSS se ponen en contacto inicialmente con el agua negra que penetra, y por lo tanto prevalece a la entrada una relación elevada de A/M.

Bajo estas condiciones se desarrollan unas colonias filamentosas que persisten durante el período de aireación, y se obtiene un lodo con características de sedimentación muy pobre (figura 5.12). La misma situación se presenta en un reactor discontinuo, ya que una relación elevada de A/M es la que prevalece al comienzo de la operación. El reactor representado en la figura 5.12 es aproximadamente un modelo de reactor en continuo de flujo pistón, que se describe en la sección 12 de este capítulo.

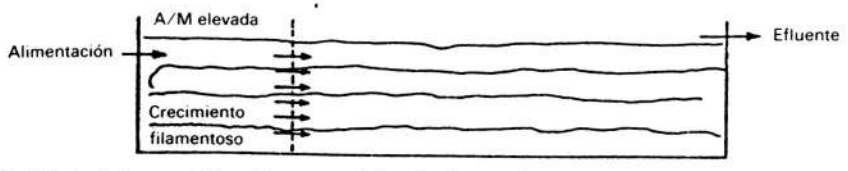


Fig. 5.12. Efecto de la geometría en las características de decantación de los MLVSS (modelo de flujo pistón).

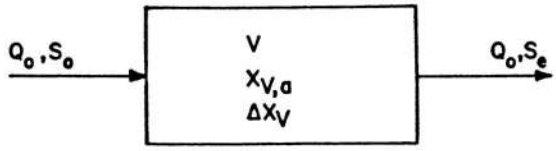


Fig. 5.13. RFCTA (Resumen de las ecuaciones biocinéticas).

CUADRO 5.2

Resumen: reactor RFCTA

1. *Relaciones cinéticas* [sección 3, ecuaciones (5.12) a (5.21)]
   q = velocidad específica de consumo de sustrato

$$q = -\frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right) = \frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right)_a = \frac{Q_o(S_o - S_e)}{X_{V,a}V} = \frac{S_o - S_e}{X_{V,a}t_h}, \qquad t_h = V/Q_o$$

Para *cinética de primer orden:*

$$(dS/dt)_a = KS_e \tag{5.17}$$

$$\therefore\ q = \frac{1}{X_{V,a}}KS_e = kS_e \tag{5.20}$$

$k = K/X_{V,a}$ (Determinación de k: figura 5.5)

Utilizando DQO,

$$q = k(S_e - S_n) \qquad \text{(Determinación de } k \text{ y } S_n\text{: figura 5.6)} \tag{5.21}$$

2. *Producción neta de biomasa* [secciones 4.3 y 4.4]

(a) *En función del parámetro de producción Y y de la constante de descomposición microbiana* k_d

$$\Delta X_V = Y(S_o - S_e)Q_o - k_d X_{V,a}V \tag{5.72}$$

μ = velocidad específica de crecimiento de la biomasa
[kg MLVSS producidos/(d) (kg MLVSS)]

$$\therefore\ \mu = \frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_g = \frac{\Delta X_V/V}{X_{V,a}} = Yq - k_d \quad \text{(Determinación de } Y \text{ y } k_d\text{: figura 5.8)} \tag{5.76}$$

En forma diferencial:

$$\left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_g = Y\left(\frac{dS}{dt}\right)_a - k_d X_{V,a} \tag{5.81}$$

CUADRO 5.2 *(continuación)*

(b) *En función del parámetro de producción neta* Y_n

$$\Delta X_V = Y_n(S_o - S_e)Q_o \tag{5.82}$$

$$\therefore \mu = Y_n q \tag{5.83}$$

En forma diferencial:

$$\left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_g = Y_n\left(\frac{dS}{dt}\right)_a \tag{5.85}$$

Relación entre Y_n e Y:

$$Y_n = \frac{Y}{1 + (k_d/\mu)} \tag{5.86}$$

3. *Consumo de oxígeno* (secciones 4.2 y 4.5)

$$\text{kg } O_2/\text{d} = (\text{VUO}) \times V = a(S_o - S_e)Q_o + bX_{V,a}V \qquad (5.67) \text{ y } (5.87)$$

VUO — velocidad de utilización del oxígeno [mg O_2(d)(l)]

R_{O_2} — velocidad específica de utilización del oxígeno = VUO/$X_{V,a}$(kg O_2/(d)(kg MLVSS)]

$$\therefore R_{O_2} = \frac{1}{X_{V,a}}\frac{dO_2}{dt} = \frac{(\text{VUO})}{X_{V,a}} = aq + b \quad \text{(Determinación de } a \text{ y } b\text{: figura 5.9)} \tag{5.89}$$

En forma diferencial:

$$\frac{dO_2}{dt} = a\left(\frac{dS}{dt}\right)_a + bX_{V,a} \tag{5.92}$$

Expresión alternativa:

$$\text{kg } O_2/\text{d} = Q_o(1 - 1{,}42\ Y)(S_o - S_e) + 1{,}42\ k_d X_{V,a}V \qquad [(S_o - S_e) \text{ como DBO}_f] \tag{5.97}$$

4. *Relación para determinar las condiciones óptimas de decantación del lodo* (sección 5)

$$A/M = \text{kg de sustrato en el afluente/(d)(kg MLVSS en el reactor)} \tag{5.101}$$

$$A/M = S_o/X_{V,a}t_h \tag{5.105}$$

t_h para $(A/M)_{opt}$:

$$t_h = S_o[X_{V,a}(A/M)_{opt}] \tag{5.108}$$

Si se presenta mezcla completa en el sistema, la relación A/M es uniforme en todo él. consiguiéndose que se trabaje en el intervalo óptimo ideal. Por lo tanto es posible que se obtenga un lodo denso. Es importante obtener experimentalmente el gráfico de la figura 5.11 para el sustrato específico en cuestión, porque pueden ocurrir variaciones, dependiendo de las características del sustrato. Sustratos que son fácilmente degradables (p. ej., aguas residuales de industrias azucareras) son inmediatamente disponibles como alimento para los microorganismos, y por lo tanto el resultado es un crecimiento rápido. Sin embargo, sustratos orgánicos complejos (p. ej., aguas residuales de plantas petroquímicas) deben sufrir degradación química antes de estar disponibles como alimento para los microorganismos. En este caso el crecimiento será lento.

Un resumen de las ecuaciones desarrolladas en las secciones 3 a 5 se presenta en el cuadro 5.2.

6. DETERMINACIÓN EXPERIMENTAL DE LOS PARÁMETROS BIOCINÉTICOS NECESARIOS PARA EL DISEÑO DE LOS REACTORES BIOLÓGICOS AEROBIOS

6.1. Reactores continuos a escala de laboratorio.

En esta sección se describe un reactor continuo a escala de laboratorio utilizado para estas determinaciones. Los parámetros a determinar están definidos en las secciones 4.1.2 a 4.1.9, esto es, para las relaciones cinéticas: k: para las ecuaciones de balance de materia Y, a, k_d y b. En la figura 5.14 se muestra un esquema del reactor de flujo continuo. Esta unidad ha sido proyectada y construida por Bio-Development Associates, Austin, Texas. El reactor está hecho de plexiglas y dividido en dos secciones: las cámaras de aireación y decantación. Dichas cámaras simulan el reactor y clarificador secundario de una planta real.

La capacidad de la cámara de oxidación es de aproximadamente 7 l. El aire se suministra tal como se indica en el esquema. Las burbujas de aire mantienen el contenido de la cámara de aireación en una condición de mezcla completa. El agua residual se alimenta continuamente desde un sistema de carga constante mediante una bomba peristáltica (Sigma motor), y fluye continuamente en el frasco de recogida del efluente. Las cámaras de aireación y sedimentación están separadas por una puerta deslizante que puede suprimirse completamente si así se desea. La puesta en marcha se lleva a cabo colocando en la cámara de aireación una siembra de lodo activo recogido en una depuradora en operación y aclimatándole gradualmente al agua residual en estudio. Para aguas residuales de origen industrial que contengan compuestos tóxicos para los microorganismos, se alimentan al reactor mezclas de aguas residuales industriales y aguas negras urbanas con una proporción cada vez mayor del agua residual industrial. A veces, la alimentación es agua residual industrial al 100 % sin efectos perjudiciales sobre los microorganismos.

El caudal se varía mediante el ajuste de la bomba peristáltica y utilizando diámetros internos diferentes del tubo Tygon. La bomba funciona según el principio peristáltico propor

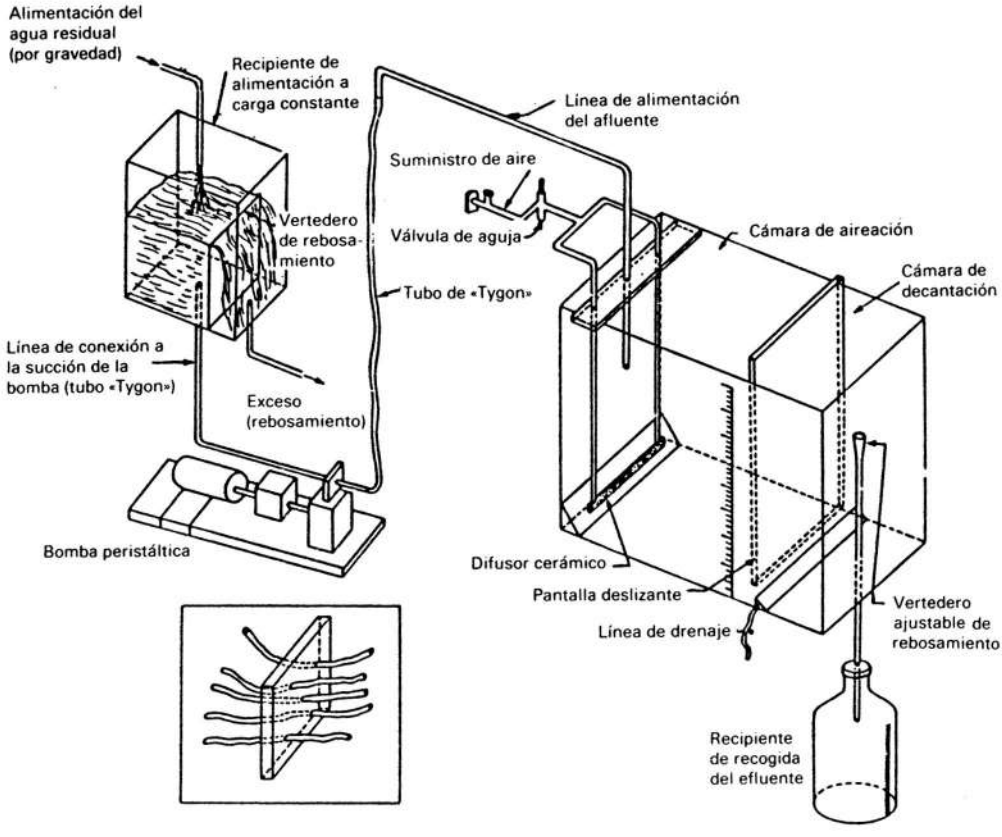


Fig. 5.14. Reactor de flujo continuo, modelo a escala de laboratorio. En el recuadro (a): disposición de la bomba peristáltica para hacer trabajar cinco reactores en paralelo.

cionando un movimiento alternativo de compresión y relajación de la línea de alimentación con tubo Tygon, como se muestra en la figura 5.14 impulsando el agua residual a través del tubo por un mecanismo de «dedos» cuya velocidad puede fijarse a voluntad.

Una única bomba proporciona el flujo de agua residual a varios reactores en paralelo cada uno provisto de su propia línea de alimentación Tygon (recuadro de la figura 5.14). Los «dedos» actúan simultáneamente sobre varios tubos Tygon proporcionando caudales diferentes para cada línea dependiendo del diámetro interno de cada tubo.*

Los caudales se determinan mediante calibración, pesando o midiendo el volumen del efluente obtenido durante un período de tiempo, correspondiente a cada posición de la

* La bomba Sigmamotor modelo T-9 (fabricada por Sigmamotor Inc., Houston, Texas) puede emplearse para manejar cinco unidades en paralelo.

bomba y para cada diámetro interno del tubo. Los caudales pueden reproducirse dentro de una fluctuación menor del 5%.

Los caudales pueden variar considerablemente, desde 350 hasta aproximadamente 1,0 l/d. Para un volumen de cámara de aireación de 7,0 litros estos caudales corresponden a un tiempo de residencia de:

$$Q_0 = 350 \text{ l/d}, \qquad t_h = V/Q_0 = 7/(350/24) = 0{,}48 \text{ h} \approx 30 \text{ min}.$$

$$Q_0 = 1 \text{ l/d}, \qquad t_h = V/Q_0 = 7/1 = 7 \text{ d}$$

Conforme la sección del tubo Tygon sometida a esta acción de empuje continuo se desgasta se ablanda y cambian los caudales. Es aconsejable desplazar el tubo a intervalos periódicos de tiempo de forma tal que nuevas secciones del mismo sean las expuestas a la acción de los «dedos». Se llevan a cabo calibraciones frecuentes para asegurarse de la bondad de los resultados. El tubo se reemplaza cuando está completamente desgastado.

La principal diferencia en el principio de operación entre este reactor a escala semipiloto y el de la escala real (figura 5.1) es que no se prevé reciclado de lodo en la unidad semipiloto. El reciclado de lodo en el caso de la planta a escala real es necesario para mantener una concentración constante de MLVSS en el reactor, una vez que se hayan alcanzado las condiciones de equilibrio. Con objeto de alcanzar este mismo objetivo de una concentración constante de MLVSS en el reactor de laboratorio sin prever el reciclado de lodos, el procedimiento es:

1. Se determina periódicamente la concentración de MLVSS en el licor del reactor en muestras recogidas de la línea de drenaje.
2. Se extraen pesos calculados de MLVSS con objeto de mantener la concentración de este parámetro al valor seleccionado para un experimento específico. Para reactores que operan con MLVSS bajo concentraciones de respiración endógena sería necesario añadir lodo en lugar de extraerlo con objeto de mantener la repetida concentración constante de MLVSS.

Cuando se coloca la pantalla deslizante, el reactor semipiloto se utiliza para simular la unidad de lodos activos tal como se ha descrito. Separando la pantalla deslizante, se consigue la simulación de una laguna aireada (capítulo 6, sección 5).

6.2. Procedimiento experimental

Cada experimento puede requerir de dos a cuatro semanas antes de conseguir las condiciones de equilibrio. Por esta razón es conveniente operar simultáneamente cuatro o cinco reactores en paralelo.

Los pasos del procedimiento experimental son [3]:

1. Cada unidad se llena con lodo de siembra hasta un volumen predeterminado. Se lleva a cabo la dilución con agua residual con objeto de obtener una concentración de MLVSS de 2000 a 3000 mg/l.
2. Se conecta el aire y el contenido de la cámara de aireación se mezcla completamente mediante la turbulencia así producida. Se ajusta la pantalla deslizante para dejar una abertura de 6 a 13 mm en el fondo. Durante la operación del reactor se realizan ajustes posteriores de la pantalla con objeto de conseguir la altura deseada de lodo en la cámara de decantación y el intercambio de lodo entre las dos cámaras (figura 5.15).

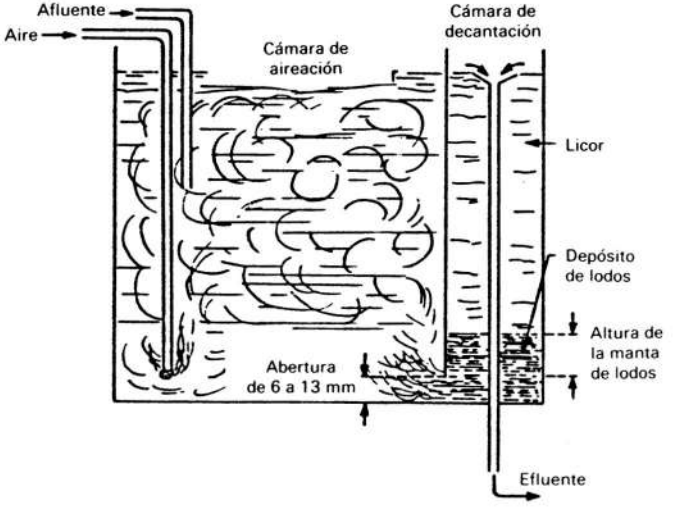


Fig. 5.15. Vista en sección de las cámaras de decantación y aireación.

3. Se pone en marcha la bomba peristáltica a un caudal necesario para obtener el tiempo de residencia deseado en la cámara de aireación. Si fuera requerida la aclimatación del lodo se realiza como se describió anteriormente.
4. Se opera el reactor hasta que se consigan las condiciones de equilibrio. Se supone que se han conseguido las condiciones de equilibrio cuando se satisfacen estos dos criterios (a) la velocidad de utilización de oxígeno (VUO) del contenido del reactor permanece inalterable (la determinación de la velocidad de utilización de oxígeno se describe en la sección 6.3.2) y (b) la DBO del efluente se hace estable.
5. Se mide diariamente, y se ajusta a un valor casi constante durante la duración del experimento, la concentración de MLVSS. Para comprobar el aumento neto de MLVSS, se tapona el vertedero de descarga, se eleva la pantalla y se extrae una muestra del tanque. Si

V_t es el volumen total (cámara de aireación más cámara de sedimentación) y se realizan dos determinaciones de MLVSS cada 24 h, obteniéndose los valores X_1 y X_2, el aumento neto de MLVSS es:

$$\Delta X_V = V_t X_2 - V_t X_1 = V_t(X_2 - X_1) \text{ (24 h de crecimiento)} \quad (5.109)$$

Los valores (X_1, X_2) representan concentraciones «promediadas» de MLVSS para el volumen total del tanque, ya que la pantalla ha sido retirada y el contenido de las dos cámaras se ha mezclado. En esencia, no se presenta crecimiento de lodos en la cámara de sedimentación ya que allí no hay una aireación directa. Por lo tanto, el valor de ΔX_V calculado según la ecuación (5.109) representa el crecimiento neto que se presenta en la cámara de aireación.

Para aplicar la ecuación (5.72) se recomienda tomar $X_{V,a}$ como la concentración de MLVSS determinada después de que la pantalla se ha retirado. Esto puede parecer contradictorio ya que en la ecuación (5.72) $X_{V,a}$ representa la concentración de MLVSS en la cámara de aireación durante la operación (V es el volumen de la cámara de aireación). La concentración de MLVSS en la cámara de sedimentación es probablemente diferente de la del reactor. En el fondo de la cámara de sedimentación hay una manta de lodos a una concentración muy elevada de MLVSS y en la parte superior un líquido sobrenadante con una concentración despreciable de MLVSS. Después que la pantalla se levanta, esta masa he-

CUADRO 5.3

Programa de muestreo [3]

Análisis	Frecuencia	Agua residual inicial [a]	Licor mezclado [b]	Efluente [c]
1. DQO, DBO o COT (mg/l)(muestras compuestas mezcladas y sin mezclar)	3/semana	×	—	×
2. pH	Diariamente	×	×	×
3. SS, MLVSS (mg/l) (se determina también la curva de decantación del lodo y el índice volumétrico del lodo mezclado al final de cada ensayo)	3/semana	—	×	× manténgase baj
4. Oxígeno disuelto (OD)(mg/l)	Diariamente	—	×	—
5. Velocidad de asimilación de oxígeno	3/semana	—	×	—
6. Análisis microscópico	1/semana	—	×	—
7. Color, turbiedad	3/semana	—	—	×
8. Iones y compuestos significativos	3/semana	×	—	×

[a] Muestra extraída de la línea de alimentación de afluente o de los depósitos de agua residual cruda.
[b] Muestra extraída del tanque desprovisto de la pantalla.
[c] Muestra extraída del frasco del efluente.

terogénea de la cámara de sedimentación se mezcla con el contenido del reactor. El volumen completo se mezcla vigorosamente antes de tomar la muestra. Los diseñadores de este reactor de laboratorio indican que no existe prácticamente diferencia entre la concentración de MLVSS en la cámara de aireación durante la operación y la de la mezcla total de las dos cámaras. En cualquier caso, es prácticamente imposible retirar muestras representativas de la cámara de aireación durante la operación para llevar a cabo análisis de $X_{V,a}$. Recuérdese también que el volumen de la cámara de sedimentación es mucho más pequeño que el de la cámara de aeración (relación de aproximadamente 3/7). Por lo tanto la concentración de MLVSS en el contenido mezclado de las dos cámaras no es demasiado diferente del de la cámara de aireación durante la operación.

6. Una vez que se ha conseguido la operación en estado de equilibrio se sigue el programa de muestreo que se presenta en la tabla 5.3.

6.3. Cálculo de los parámetros biocinéticos

El cálculo de los parámetros k, Y, a, k_d, y b se realiza a partir de los datos obtenidos. En las secciones 6.3.1 a 6.3.3 se describen los procedimientos para dicho cálculo.

6.3.1. Determinación de la velocidad de consumo de sustrato (k)

Esta determinación, basada en las ecuaciones (5.20) o (5.21), se describe en la sección 3.2 (véanse las figuras 5.5 y 5.6).

6.3.2. Determinación de los parámetros de utilización de oxígeno a y b

Esta determinación se basa en la ecuación (5.89), véase la figura 5.9, en la que $R_{O_2} = \text{VUO}/X_{V,a}$. Posiblemente el método más sencillo para determinar la velocidad de utilización de oxígeno (VUO) es mediante medidas de oxígeno con célula galvánica. Este es el único método descrito en esta sección. Otros métodos son polarográficos o técnicas Warburg con análisis de los gases de venteo. De todos estos métodos, la medida con célula galvánica es el más sencillo, y su exactitud es normalmente suficiente. El aparato para esta medida es el analizador de oxígeno disuelto (analizador OD) descrito en el capítulo 2 (sección 2.3.1) y mostrado en la figura 2.5.

La técnica experimental para medir la velocidad de utilización de oxígeno (VUO), es [6]:

1. Se llena el frasco de DBO con licor mezclado aireado de la solución ensayo.
2. Se introduce el electrodo en el frasco, haciendo desplazar líquido mediante derrame. Se tiene cuidado de no acumular burbujas de aire dentro del frasco.
3. Se mezcla el contenido mediante agitador magnético.

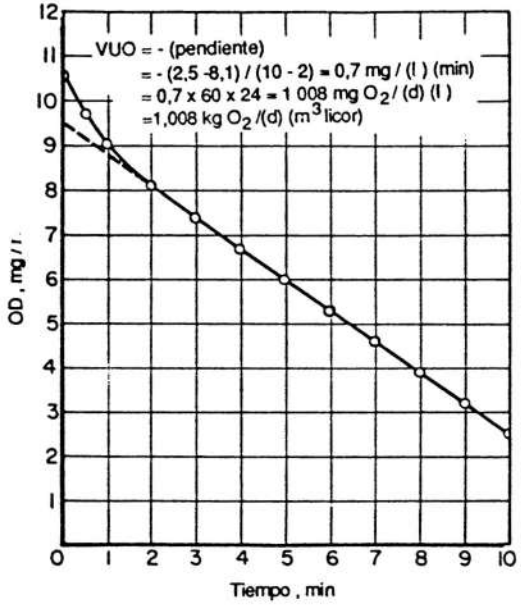


Fig. 5.16. Determinación de la velocidad de utilización del oxígeno.

4. Se registran las lecturas galvanométricas a diferentes intervalos de tiempo, normalmente 30 s.

5. Se corrigen las lecturas basándose en un factor predeterminado de sensibilidad (véase la referencia [6] para mayor detalle), y se representa el nivel de oxígeno disuelto en ordenadas en función del tiempo en abscisas (figura 5.16).

6. En la figura 5.16, la pendiente de la línea es la velocidad de utilización de oxígeno (VUO) en mg/(l)(min). La velocidad específica de utilización de oxígeno (R_{O_2}) se determina dividiendo el valor anterior por la concentración de MLVSS en la muestra de ensayo. En la figura 5.16 los puntos correspondientes a los primeros datos inmediatamente después de $t = 0$ no se toman en cuenta en la evaluación de la pendiente. La mayor pendiente de esta sección de la línea es debida a la pérdida de aire atrapado en el licor. Después de unos pocos minutos la pendiente se estabiliza y se toma como velocidad de utilización de oxígeno.

A las lecturas se aplica una corrección de temperatura, disponible en los nomogramas que suministra el fabricante del equipo de medida. Las lecturas del electrodo son inexactas para concentraciones de OD inferiores a 0,5 mg/l. La transferencia del licor mezclado del reactor al analizador de OD debe ser rápida y el ensayo debe comenzarse lo antes posible a partir de la extracción de la muestra. Si el consumo de oxígeno es demasiado rápido la

muestra se diluye con objeto de reducir la concentración de MLVSS. Es aconsejable calibrar el electrodo en una muestra de agua similar a la que se usa en el analizador de OD con objeto de eliminar errores debidos al efecto salino.

6.3.3. Determinación de los parámetros de producción de la biomasa (Y y k_d)

Esta determinación se basa en la ecuación (5.76), véase la figura 5.8, determinándose la producción de biomasa ΔX_v tal como se describe en la sección 6.2, ecuación (5.109).

En resumen, la información más importante extraída de los estudios a escala de laboratorio es la capacidad de consumo de productos orgánicos de un lodo biológicamente aclimatado que recibe un agua residual determinada. Las plantas a escala real que operan bajo criterios de diseño que usa este reactor producen un efluente que se aproxima a la calidad predicha. Mas aún, las velocidades de utilización de oxígeno se calculan con una exactitud relativa a partir de los reactores a escala de laboratorio hasta las unidades a escala real. Sin embargo hay alguna dificultad al trasladar y aplicar los coeficientes Y y k_d desarrollados en reactores a escala de laboratorio hasta la escala real debido a las limitaciones inherentes a la poca exactitud del ensayo de los VSS y a la dificultad de establecer un balance de sólidos en estudio de simulación a pequeña escala. Empleando reactores mayores a escala semipiloto se aumenta la exactitud en la determinación de estos coeficientes. Afortunadamente, la exactitud de los coeficientes Y y k_d es menos importante para el diseño que la de las constantes de velocidad de consumo k y los coeficientes de demanda de oxígeno (a, b).

6.4. Ejemplo numérico: determinación de los parámetros biocinéticos en los sistemas de lodos activos

Ejemplo 5.1. Se está considerando un sistema de lodos activos para el tratamiento de una cierta agua residual. Se realizaron estudios de tratabilidad a escala laboratorio en reactores continuos (figura 5.14) a 20° C. El volumen de la cámara de aireación en los reactores de laboratorio es de 7 litros. Se pusieron en operación cuatro reactores en paralelo hasta que se consiguieron las condiciones de equilibrio. Los datos tomados se presentan en el cuadro 5.4. A partir de estos datos determínense los parámetros biocinéticos k, a, b, Y y k_d. Unidades: DBO_5, d, mg/l.

Parte 1. Cinética del consumo e IVL en función de *A/M*.

Paso 1. Con los datos del cuadro 5.4 se construye el cuadro 5.5.

Paso 2. Se representa q, columna 9, cuadro 5.5, en función de S_e, columna 3, cuadro 5.5. El gráfico se presenta en la figura 7.17.

Paso 3. Se determina la pendiente de la línea recta de la figura 5.17.

Pendiente $= k = 0{,}00123\ h^{-1} \times l/mg$

o $\quad k = 0{,}00123\ l/h \times 24\ h/d \times l/mg = 0{,}02952\ d^{-1} \times l/mg \qquad$ (a 20°C)

CUADRO 5.4

Datos de laboratorio: Determinación de las constantes biocinéticas ($T = 20°C$)

Reactor N.°	Concentración en DBO_5 media del afluente S_o (mg/l)	Concentración en DBO_5 media del efluente S_e (mg/l)	Concentración media de MLVSS (mg/l)	Caudal Q_o (l/h)	Velocidad de utilización de oxígeno VUO mg/(l)(min)	Producción de lodos g/d	Índice volumétrico de lodos IVL
1	220	24,8	3200	3,50	1,357	6,854	72
2	160	13,3	3000	2,33	0.763	2,848	59,5
3	130	8,8	2800	1,75	0,528	1,364	69
4	110	6,7	2500	1,40	0,395	0,685	75

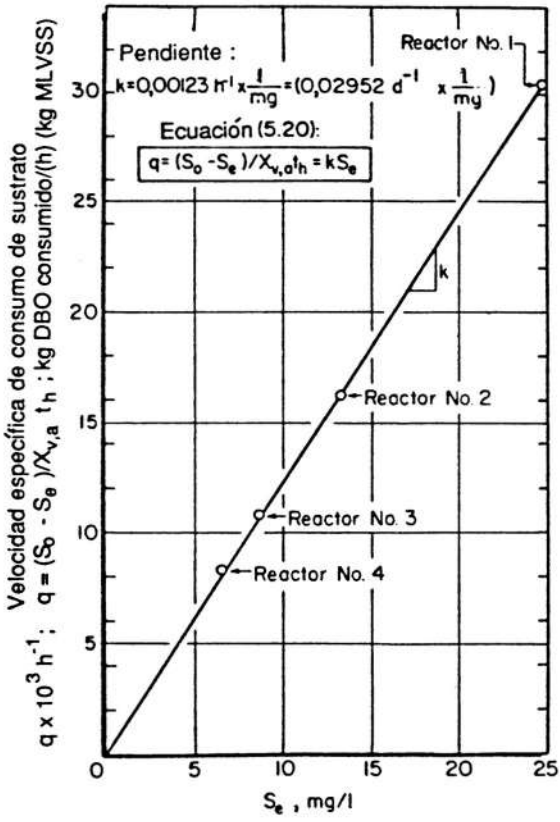


Fig. 5.17. Determinación gráfica de k (Ejemplo 5.1.).

CUADRO 5.5

Cinética del consumo,[a] ($T = 20°C$)

	Datos de laboratorio				Datos calculados					Datos laboratorio
(1) Reactor N.º	(2) S_o (mg/l)	(3) S_e (mg/l)	(4) $X_{V,a}$ (mg/l)	(5) Q_o (l/h)	(6) Tiempo de residencia $t_h = V/Q_o = 7{,}0/Q_o$ (h)	(7) $(7) = (2) - (3)$ $S_o - S_e$ (mg/l)	(8) $(8) = (4) \times (6)$ $X_{V,a} t_h$ $\frac{(mg)(h)}{l}$	(9) $(9) = 7 \div 8$ $(S_o - S_e)/X_{V,a} t_h = q$ (h^{-1})	(10) $(10) = [(2) \div (8)] \times \left(\frac{24\,h}{d}\right)$ $A/M = S_o/X_{V,a} t_h$ mg DBO_5 (mg MLVSS)(d)	(11) IVL
1	220	24.8	3200	3.50	2	195.2	6400	0.0305	0.825	72
2	160	13.3	3000	2.33	3	146.7	9000	0.0163	0.427	59.5
3	130	8.8	2800	1.75	4	121.2	11200	0.0108	0.279	69
4	110	6.7	2500	1.40	5	103.3	12500	0.00826	0.211	75

[a] El volumen del reactor es de 7 litros.

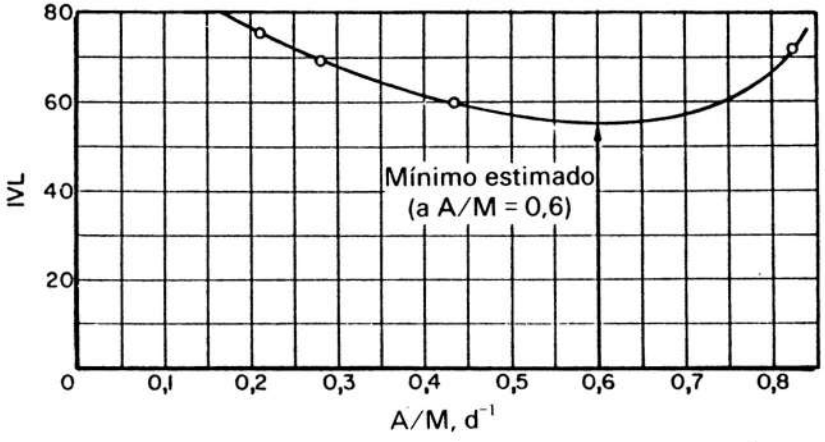


Fig. 5.18. Representación de IVL en función de *A/M* (Ejemplo 5.1.).

CUADRO 5.6

Parámetros de utilización de oxígeno

	Datos de laboratorio (Cuadro 5.4)		Datos calculados		
(1) Reactor N.º	(2) $X_{V,a}$ (mg/l) (cuadro 5.4)	(3) VUO mg/(l)(min) (cuadro 5.4)	(4) VUO mg/(l)(h) (4) = (3) × 60	(5) (5) = (4) ÷ (2) R_{O_2} = VUO/$X_{V,a}$ h^{-1}	(6) $q = (S_o - S_e)/X_{V,a}t_h$ h^{-1} (cuadro 5.5)
1	3200	1,357	81,42	0,0254	0,0305
2	3000	0,763	45,78	0,0153	0,0163
3	2800	0,528	31,68	0,0113	0,0108
4	2500	0,395	23,70	0,0095	0,00826

Paso 4. Se representa IVL, columna 11, cuadro 5.5, en función de *A/M*, columna 10, cuadro 5.5. La gráfica se muestra en la figura 5.18.

Parte 2. Parámetros de utilización de oxígeno a y b.

Paso 1. Con los datos de los cuadros 5.4 y 5.5 se forma el cuadro 5.6.

Paso 2. Se representa R_{O_2}, columna 5, cuadro 5.6, en función de q, columna 6, cuadro 5.6. La gráfica se muestra en la figura 5.19.

Paso 3. Se determina la pendiente y la ordenada en el origen de la figura 5.19.

$$\text{Pendiente} = a = 0{,}718 \text{ mg } O_2/\text{mg DBO}_r$$

$$\text{Ordenada} = b = 3{,}55 \times 10^{-3} \text{ h}^{-1}$$

o

$$b = 3{,}55 \times 10^{-3} \frac{1}{\text{h}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{d}} = 0{,}0852 \quad \text{d}^{-1}$$

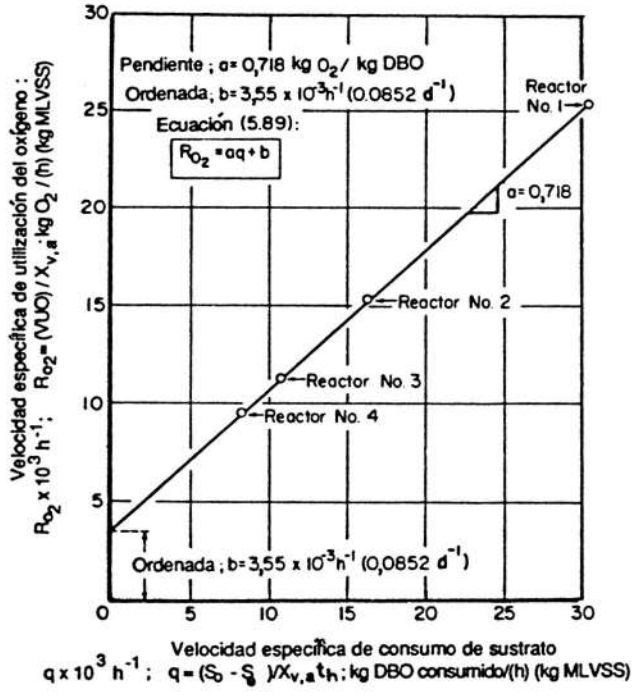


Fig. 5.19. Determinación gráfica de *a* y *b* (Ejemplo 5.1.).

CUADRO 5.7

Parámetros de producción de biomasa

	Datos de laboratorio		Datos calculados				
(1) Reactor N.º	(2) ΔX_V (g/d) (cuadro 5.4)	(3) $X_{V,a}$ mg/L (cuadro 5.4)	(4) ΔX_V (mg/d) (4) = (2) × 1000	(5) ΔX_V (mg/h) (5) = (4) ÷ 24	(6) $\frac{\Delta X_V/V \text{ mg MLVSS}}{\text{(h)(L)}}$ (6) = (5) ÷ 7.0	(7) $\mu = \frac{(\Delta X_V/V)}{X_{V,a}}$ $\frac{\text{mg MLVSS}}{\text{(h) mg MLVSS}}$ (7) = (6) ÷ (3)	(8) $q = (S_o - S_e)/X_{V,a}t_h$ (h^{-1}) (cuadro 5.5)
1	6.854	3200	6854	285.6	40.8	0,01275	0,0305
2	2.848	3000	2848	118.67	16.95	0,00565	0,0163
3	1.364	2800	1364	56,83	8.12	0,0029	0,0108
4	0.685	2500	685	28.54	4.077	0,00163	0,00826

CUADRO 5.8

Parámetros biocinéticos típicos de distintas aguas residuales[a,b]

Agua residual	k	Y	k_d	a
Urbana	0,017-0,03	0,73	0,075	0,52
Refinería	0,074	0,49-0,62	0,10-0,16	0,40-0,77
Químicas y petroquímicas	0,0029-0,018	0,31-0,72	0,05-0,17	0,31-0,76
Cervecera	—	0,56	0,10	0,48
Farmacéuticas	0,018	0,72-0,77	—	0,46
Pastas Kraft y blanqueado	—	0,5	0,08	0,65-0,8

[a] Adaptados de la ref. [2].
[b] Unidades: k, $d^{-1} \times l/mg$; Y, kg MLVSS/kg DBO_5 consumida; k_d, d^{-1}; a, kg O_2/kg DBO_5 consumida.

Parte 3. Parámetros de la producción de biomasa Y y k_d.

Paso 1. Con los datos de los cuadros 5.4 y 5.5 se forma el cuadro 5.7.

Paso 2. Se representa μ, columna 7, cuadro 5.7, en función de q, columna 8, cuadro 5.7. El gráfico se muestra en la figura 5.20.

Paso 3. Determinación de la pendiente y de la ordenada en el origen de la línea recta de la figura 5.20.

$$\text{Pendiente} = Y = 0{,}5 \text{ mg MLVSS producidos/mg } DBO_r$$

$$\text{Ordenada} = -2{,}5 \times 10^{-3} \text{ h}^{-1}$$

$$\therefore k_d = 2{,}5 \times 10^{-3} \text{ h}^{-1}$$

o

$$k_d = 2{,}5 \times 10^{-3} \text{ 1/h} \times 24 \text{ h/d} = 0{,}06 \text{ d}^{-1}$$

Resumen. Parámetros biocinéticos (ejemplo 5.1), $T = 20°C$.

$k = 0{,}00123 \text{ h}^{-1} \times l/mg = 0{,}02952 \text{ d}^{-1} \times l/mg$
$a = 0{,}718 \text{ kg } O_2/\text{kg } DBO_r$
$b = 3{,}55 \times 10^{-3} \text{ h}^{-1} = 0{,}0852 \text{ d}^{-1}$
$Y = 0{,}5 \text{ kg MLVSS/kg } DBO_r$
$k_d = 2{,}5 \times 10^{-3} \text{ h}^{-1} = 0{,}06 \text{ d}^{-1}$

En el cuadro 5.8 se presentan valores típicos de los parámetros biocinéticos k, Y, k_d y a para distintas aguas residuales. Nótese que $b/k_d = 0{,}0852/0{,}06 \approx 1{,}42$.

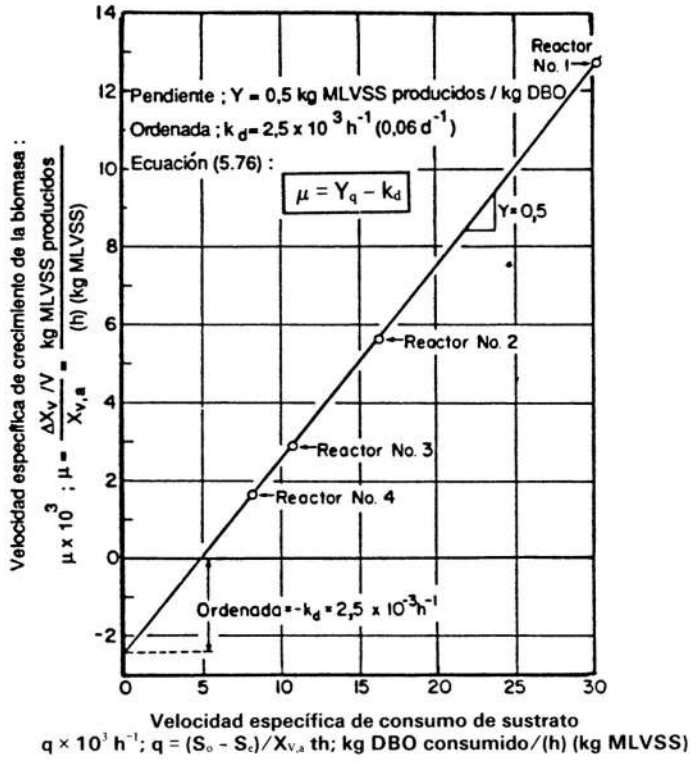


Fig. 5.20. Determinación gráfica de k_d e Y (Ejemplo 5.1).

7. PROCEDIMIENTO DE DISEÑO DE LAS PLANTAS DE LODOS ACTIVOS

7.1. Introducción

El diseño de las plantas de lodos activos se puede llevar a cabo a partir del conocimiento de los parámetros de diseño k, Y, k_d, a y b. En el reactor de laboratorio de la figura 5.14, no hay reciclado de lodos. La producción neta de lodos se extrae intermitentemente para mantener una concentración media constante ($X_{v,a}$) de MLVSS en la cámara de aireación. Para la planta real, el lodo se recicla tal como se presenta en la figura 5.1.

Una variable fundamental seleccionada por el diseñador es la concentración $X_{V,a}$ de MLVSS en el reactor. En la sección 7.4 se calcula el caudal de reciclado de lodo Q_R para proporcionar esa concentración elegida. Normalmente $X_{V,a}$ está comprendida entre 2000 y 3000 mg/l para el caso de una planta convencional de lodos activos. Otra variable fundamental que elige el proyectista es la concentración $X_{V,u}$ de MLVSS en el lodo de reciclado (corriente 7 en la figura 5.1), que es asimismo igual a la concentración de MLVSS en la descarga del clarificador secundario [corriente 5]. La concentración $X_{V,u}$ es asimismo igual a la de la corriente 6 (purga). Se espera una sedimentación adecuada del lodo para alcanzar una concentración de $X_{V,u}$ entre 10 000 y 15 000 mg/l de MLVSS.

En condiciones de equilibrio no existe acumulación de lodo. Por ello la producción neta de lodo en el reactor debe separarse en la purga (corriente 6). A efectos de los cálculos en los balances de materia se supone que la purga es continua. En la práctica esto se lleva a cabo normalmente de una forma intermitente mediante la disposición que se muestra en la figura 5.21, ya que frecuentemente es demasiado pequeña para justificar la extracción continua.

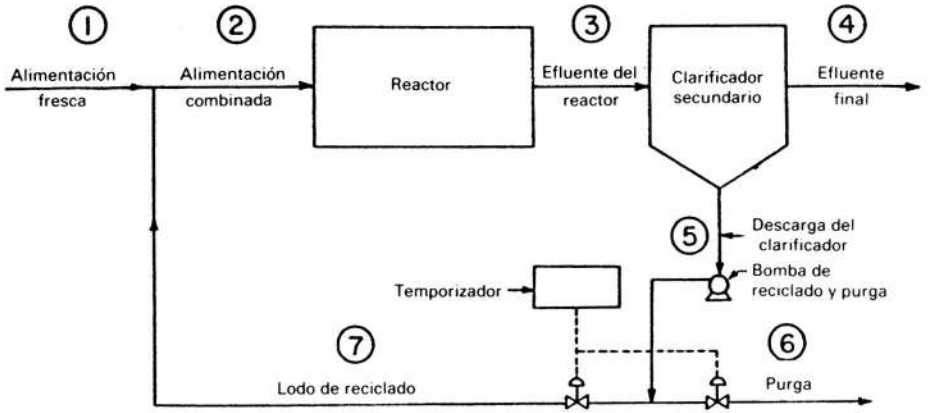


Fig. 5.21. Disposición para la purga de lodo.

Las líneas de purga y retorno están provistas de las válvulas que se indican. Las válvulas actúan por temporizadores para la purga intermitente de lodo (por ejemplo, 5 min cada hora).

7.2. Ecuaciones de diseño en función de las variables de la alimentación inicial

Todas las ecuaciones desarrolladas en las secciones 3 a 5 y resumidas en el cuadro 5.2 se escribieron en función del caudal (Q_0) y de la concentración de sustrato (S_0) de la alimentación combinada, figura 5.13. Para el caso del reactor continuo de laboratorio, ya que no hay corriente de reciclado, Q_0 y S_0 son los datos reales de alimentación, de forma tal que las

ecuaciones se aplicaron exactamente en la forma escrita para la determinación de los parámetros, tal como se muestra en el ejemplo 5.1.

Para diseñar una planta de lodos activos (figura 5.1) es deseable volver a escribir todas las ecuaciones de trabajo en función de las *variables primarias* correspondientes a la alimentación inicial. El primer paso para escribir esta red de ecuaciones de diseño será establecer la relación entre las variables correspondientes a la alimentación inicial, corriente 1 en la figura 5.1, y aquellas pertenecientes a la alimentación combinada, corriente 2 en la figura 5.1. Estas relaciones se obtienen fácilmente escribiendo balances de materia correspondientes al circuito representado por ·-·-·-·- en la figura 5.1, esto es, alrededor de la unión de la corriente de alimentación inicial con la corriente de reciclado, corriente 7 en la figura 5.1, para formar la alimentación combinada. Esto se lleva a cabo en las secciones 7.2.1 a 7.2.3.

7.2.1 Balance de materia para Q_0

La relación entre los caudales de Q_0 y Q_F, ya escrita en la sección 1, es la ecuación (5.4): $Q_0 = Q_F(1 + r)$.

7.2.2 Balance de materia para S_0

La DBO de la alimentación combinada (S_0) se calcula mediante un balance de DBO alrededor de la unión de la alimentación inicial y el lodo de reciclado para formar la alimentación combinada, esto es, el circuito ·-·-·-·- de la figura 5.1.

Este balance de materia es como sigue:

DBO Entrada: $Q_F S_F + Q_R S_e$	[de la ecuación (5.3): $Q_F S_F + rQ_F S_e$]
DBO Salida: $Q_0 S_0$	[de la ecuación (5.4): $Q_F(1 + r)S_0$

Por ello, en condiciones de equilibrio:

$$Q_F S_F + rQ_F S_e = Q_F(1 + r)S_0$$

Por lo tanto:

$$S_0 = (S_F + rS_e)/(1 + r) \tag{5.110}$$

De la ecuación (5.110) el consumo de DBO soluble en el reactor es:

$$S_0 - S_e = [(S_F + rS_e)/(1 + r)] - S_e$$

o:

$$S_0 - S_e = (S_F - S_e)/(1 + r) \tag{5.111}$$

7.2.3 Balances de materia para $X_{v,o}$ y $X_{NV,o}$

La concentración de sólidos volátiles en la alimentación combinada ($X_{V,o}$) se establece también mediante un balance de materia alrededor del circuito -·-·-·-·-·- de la figura 5.1.

$$\text{VSS Entrada} = Q_F X_{V,F} + Q_R X_{V,u}$$

$$\text{VSS Salida} = Q_o X_{V,o}$$

Por ello, en condiciones de equilibrio:

$$Q_F X_{V,F} + Q_R X_{V,u} = Q_o X_{V,o}$$

Utilizando las ecuaciones (5.3) y (5.4) y despejando $X_{V,o}$:

$$X_{V,o} = (X_{V,F} + rX_{V,u})/(1 + r) \tag{5.112}$$

Se plantea un balance de materia similar para la concentración de sólidos en suspensión no volátiles en la alimentación combinada ($X_{NV,o}$). El resultado final es:

$$X_{NV,o} = (X_{NV,F} + rX_{NV,u})/(1 + r) \tag{5.113}$$

En la sección 7.11 se describe el procedimiento para establecer el balance de materia en el caso de los NVSS.

7.2.4. Ecuaciones de diseño de las relaciones cinéticas

Para el caso de reactor continuo de laboratorio (sin corriente de reciclado), se escribió la relación cinética, ecuación (5.16), en la que $t_h = V/Q_o$ es el tiempo de residencia hidráulico. Utilizando la ecuación (5.111) para $(S_o - S_e)$, la ecuación (5.15) para t_h y la ecuación (5.4) para Q_o, la ecuación (5.16) puede volver a escribirse como sigue:

$$q = \frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right)_a = \frac{S_F - S_e}{X_{V,a}(V/Q_F)} \tag{5.114}$$

El término V/Q_F en el denominador de la ecuación (5.114) es un tiempo de residencia ficticio para el reactor basado exclusivamente en la alimentación inicial Q_F, que a partir de aquí se indicará por t, esto es:

$$t = V/Q_F \tag{5.115}$$

Por lo tanto la ecuación de diseño para la relación cinética se convierte en:

$$q = \frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right)_a = \frac{S_F - S_e}{X_{V,a}t} \tag{5.116}$$

En el caso de que el consumo de sustrato siga una cinética de primer orden, $(dS/dt)_a = KS_e$, según la ecuación (5.17). Por ello la ecuación (5.116) se convierte en:

$$q = \frac{S_F - S_e}{X_{V,a}t} = kS_e \tag{5.117}$$

en la que $k = K/X_{V,a}$.

Para los casos en que la suposición de cinética de primer orden no sea aplicable debe usarse la ecuación (5.116) con la expresión general de $(dS/dt)_a$ dada por la ecuación de Michaelis-Menten (sección 11).

7.2.5. Ecuación de diseño para la producción neta de biomasa

Para el caso del reactor continuo de laboratorio (sin corriente de reciclo) se había desarrollado la ecuación (5.72) para la producción neta de biomasa ΔX_V (kg MLVSS/d). Si en la ecuación (5.72), $(S_0 - S_e)$ y Q_0 se sustituyen por los valores dados en las ecuaciones (5.111) y (5.4), respectivamente, debido a la simplificación del término $(1 + r)$, se obtiene una ecuación de diseño:

$$\Delta X_V = Y(S_F - S_e)Q_F - k_d X_{V,a} V \tag{5.118}$$

El significado físico del término de síntesis $Y(S_F - S_e)Q_F$ es claro. La alimentación combinada Q_0 (figura 5.1) debe imaginarse como dos corrientes *hipotéticas* separadas (figura 5.22). Para la corriente Q_F, la DBO soluble se reduce desde S_F a S_e, sintetizándose un lodo biológico como resultado de esta reducción de DBO en la cantidad $Y(S_F - S_e)Q_F$. La otra corriente (Q_R) entra y abandona el reactor con la misma concentración de DBO soluble sin alterarse, esto es, S_e. Por lo tanto no contribuye a la síntesis de lodo biológico.

Análogamente la expresión alternativa de ΔX_V en función del parámetro de producción neta Y_n, esto es, ecuación (5.82), puede volver a escribirse para el reactor real con reciclado en la forma:

$$\Delta X_V = Y_n(S_F - S_e)Q_F \tag{5.119}$$

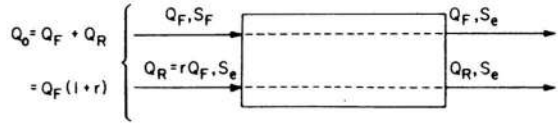


Fig. 5.22. Diagrama correspondiente a la ecuación (5.118).

La relación entre los parámetros de producción Y_n e Y está dada por la ecuación (5.86). El tiempo de residencia t que se define mediante la ecuación (5.115), y que aparece en la ecuación (5.116), se refiere exclusivamente a la corriente hipotética Q_F. De la definición de tiempo de residencia hidráulico (t_h) dada en la ecuación (5.15), de la de t (ecuación 5.115) y de la de Q_0 según la ecuación (5.4) se deduce que:

$$t_h = t/(r + 1) \qquad (5.120)$$

En los procesos típicos convencionales de lodos activos, el tiempo de residencia t se encuentra comprendido en el intervalo de 4 a 8 h. Debido a que el tiempo de residencia hidráulico (t_h) depende de la relación de reciclado, es mucho más adecuado caracterizar un proceso aerobio dado, que se lleva a cabo en un reactor continuo con reciclado, en función del tiempo de residencia t basándose exclusivamente en la alimentación inicial Q_F. Por ello, y a efectos de diseño, puede utilizarse exclusivamente el tiempo t. Para el caso de reactores sin reciclado (por ejemplo la unidad de laboratorios en continuo en la figura 5.14 y reactores a escala real sin reciclado, como las lagunas aireadas que se describirán en el capítulo 6) los tiempos de residencia t_h y t son idénticos. En tales casos, $Q_o = Q_F$, $S_o = S_F$, $X_{V,o} = X_{V,F}$, $X_{NV,o} = X_{NV,F}$, etc., y todas las ecuaciones que se presentan en el cuadro 5.2 pueden aplicarse para el diseño a escala real sin ningún tipo de cambio.

7.2.6. Ecuación de diseño de la utilización de oxígeno

Al sustituir $(S_0 - S_e)$ y Q_0 por los valores dados por las ecuaciones (5.111) y (5.4) respectivamente, la ecuación (5.67) se transforma en:

$$\text{kg } O_2/\text{d} = a(S_F - S_e)Q_F + bX_{V,a}V \qquad (5.121)$$

El significado del término $[a(S_F - S_e]\ Q_F$ es análogo al de la ecuación (5.118). Sólo la corriente Q_F de la figura 5.22 consume oxígeno, ya que la corriente Q_R entra y abandona el reactor sin modificarse.

Análogamente, la ecuación alternativa (5.97) de utilización de oxígeno, puede reescribirse mediante sustitución de $(S_0 - S_e)$ y Q_0 por los valores dados en las ecuaciones (5.111) y (5.4) como sigue:

$$\text{kg } O_2/\text{d} = Q_F(1 - 1{,}42\,Y)(S_F - S_e) + 1{,}42k_dX_{V,a}V \qquad (5.122)$$

en la que $(S_F - S_e)$ está escrita en función de la DBO_F e Y = kg MLVSS/kg DBO_r.

7.2.7. Ecuación de diseño de la relación A/M

Al observar la figura 5.22 se desprende que la cantidad real de sustrato suministrada como alimento a los microorganismos es Q_FS_F, ya que la corriente Q_R entra y abandona el reac-

tor sin modificación ninguna. Por lo tanto la ecuación (5.104) puede reescribirse como sigue:*

$$A/M = Q_F S_F / X_{V,a} V = S_F / X_{V,a} t \tag{5.123}$$

en función del tiempo de residencia t basado exclusivamente en la corriente de alimentación inicial Q_F. En consecuencia, las ecuaciones (5.107) y (5.108) se escribirán como sigue:

$$(A/M)_{opt} = S_F / X_{V,a} t \tag{5.124}$$

y:

$$t = S_F / [X_{V,a} (A/M)_{opt}] \tag{5.125}$$

7.3. Producción total de lodos

La corriente de purga (corriente 6 de la figura 5.1) contiene sólidos en suspensión volátiles y no volátiles. Puede obtenerse una expresión de los lodos totales en la corriente de purga estableciendo un balance global de sólidos en suspensión de toda la planta. Se hace referencia al diagrama simplificado (fig. 5.23) y al circuito global indicado por ---.

Se escriben balances globales separados para los sólidos volátiles y no volátiles.

(*a*) *Balance de materia de los sólidos en suspensión volátiles.* Se suponen las siguientes condiciones para escribir este balance:

1. Se selecciona una concentración en equilibrio de MLVSS en el reactor ($X_{V,a}$). Para el caso de plantas convencionales de lodos activos se supone normalmente un valor de $X_{V,a}$ entre 2000-3000 mg/l.
2. La producción de biomasa por síntesis en el reactor viene dada por $Y(S_F - S_e)Q_F$ (la flecha indica la entrada de VSS en el sistema).

* A diferencia de lo que ocurre con las ecuaciones (5.118) y (5.121) que se obtienen directamente de las ecuaciones (5.72) y (5.67), respectivamente, por sustitución de (S_0 y S_e) y Q_0 por los valores dados en las ecuaciones (5.111) y (5.4), la ecuación (5.123) no se deduce de la sustitución de S y t_h en la ecuación (5.104) por los valores dados en las ecuaciones (5.110) y (5.120). En efecto, si se realizara esa sustitución, el resultado final sería:

$$A/M = (S_F + rS_e)/X_{V,a} t \tag{5.123a}$$

Debido a que el sustrato efectivo suministrado a los microorganismos es $Q_F S_F$, la expresión A/M ha sido escrita directamente como ecuación (5.123). Recuérdese, de la nota a pie de página de la sección 5, que la definición de A/M es algo arbitraria. En cualquier caso, ya que $rS_e \ll S_F$, las ecuaciones (5.123) y (5.123a) son casi equivalentes.

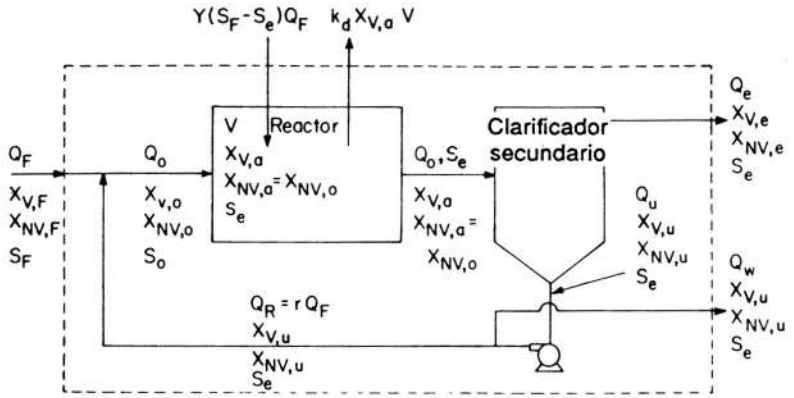


Fig. 5.23. Balance global de sólidos en suspensión en las plantas de lodos activos.

3. La biomasa perdida por respiración endógena viene dada por $k_d X_{V,a} V$ (la flecha indica salida de VSS del sistema).

4. La alimentación inicial contiene una concentración de VSS indicada por $X_{V,F}$. Con frecuencia, esta aportación de VSS al sistema con la alimentación inicial es despreciable, ya que normalmente no hay aireación apreciable aguas arriba del reactor y en consecuencia poca oportunidad para la formación de biomasa.

5. La biomasa purgada viene dada por $Q_w X_{V,u}$.

CUADRO 5.9

Balance global de materia de los VSS

VSS que entran (kg/d)	VSS que salen (kg/d)
1. Síntesis de VSS en el reactor:	1. VSS en la corriente de purga $(VSS)_w$:
$Y(S_F - S_e)Q_F$	$(VSS)_w = Q_w X_{V,u}$
2. VSS en la alimentación inicial:	2. VSS perdidos en el reactor por respiración endógena:
$Q_F X_{V,F}$	$k_d X_{V,a} V$
	3. VSS perdidos en el rebosadero del clarificador:
	$Q_e X_{V,e}$

6. Parte de los VSS se pierden en el rebosadero del clarificador secundario. En los clarificadores diseñados adecuadamente esta cantidad ($Q_e X_{V,e}$) debe ser muy pequeña.

De estas consideraciones, el balance de VSS alrededor del circuito - - - - de la figura 5.23 es el indicado en el cuadro 5.9.

Por todo ello, en condiciones de equilibrio:

$$Y(S_F - S_e)Q_F + Q_F X_{V,F} = (VSS)_w + k_d X_{V,a} V + Q_e X_{V,e}$$

$$\therefore (VSS)_w = Q_w X_{V,u} = \underbrace{Y(S_F - S_e)Q_F - k_d X_{V,a} V}_{\Delta X_V} + Q_F X_{V,F} - Q_e X_{V,e}$$

$$\therefore (VSS)_w = Q_w X_{V,u} = \Delta X_V + Q_F X_{V,F} - Q_e X_{V,e} \qquad (5.126)$$

La ecuación (5.126) establece sencillamente que los VSS en la corriente de purga igualan la producción neta en el reactor más los VSS que entran en la alimentación inicial menos los VSS perdidos en el rebosadero del clarificador secundario.

CUADRO 5.10

Balance global de materia de los NVSS

NVSS que entran (kg/d)	NVSS que salen (kg/d)
1. NVSS en la alimentación inicial:	1. NVSS en la corriente de purga $(NVSS)_w$:
$Q_F X_{NV,F}$	$(NVSS)_w = Q_w X_{NV,u}$
	2. NVSS en el rebosadero del clarificador:
	$Q_e X_{NV,e}$

(b) *Balance de materia de los sólidos en suspensión no volátiles.* Este balance de materia se establece directamente observando la figura 5.23 (cuadro 5.10). Por ello, en condiciones de equilibrio:

$$Q_F X_{NV,F} = (NVSS)_w + Q_e X_{NV,e}$$

o

$$(NVSS)_w = Q_w X_{NV,u} = Q_F X_{NV,F} - Q_e X_{NV,e} \qquad (5.127)$$

Del balance global de agua residual, ecuación (5.1):

$$Q_e = Q_F - Q_w \tag{5.128}$$

La eliminación de Q_e en la ecuación (5.127) utilizando la ecuación (5.128) conduce a

$$(\text{NVSS})_w = Q_w X_{\text{NV},u} = Q_F(X_{\text{NV},F} - X_{\text{NV},e}) + Q_w X_{\text{NV},e} \tag{5.129}$$

Con las ecuaciones (5.126) y (5.129), la producción total de lodos es:

$$\begin{aligned}(\text{TSS})_w &= (\text{VSS})_w + (\text{NVSS})_w \\ &= Y(S_F - S_e)Q_F - k_d X_{V,a} V + Q_F X_{V,F} - Q_e X_{V,e} \\ &\quad + Q_F(X_{\text{NV},F} - X_{\text{NV},e}) + Q_w X_{\text{NV},e}\end{aligned} \tag{5.130}$$

7.4. Balance de materia para la determinación de la relación de reciclado

Puede obtenerse una expresión de la relación de reciclado ($r = Q_R/Q_F$) estableciendo un balance de materia de los VSS alrededor del clarificador secundario en la figura 5.1, circuito · · · (cuadro 5.11):

CUADRO 5.11

Balance de materia de los VSS alrededor del clarificador secundario

VSS que entran (kg/d)	VSS que salen (kg/d)
1. VSS en el efluente del reactor [corriente 3]:	1. VSS en el efluente del clarificador [corriente 4]:
$Q_o X_{V,a}$	$Q_e X_{V,e}$
Ya que, ecuación (5.4),	2. VSS en la corriente de purga [corriente 6] ecuación (5.126):
$Q_o = Q_F(r + 1)$	$(\text{VSS})_w = \Delta X_V + Q_F X_{V,F} - Q_e X_{V,e}$
se obtiene:	3. VSS en el lodo reciclado [corriente 7]:
$Q_F(r + 1)X_{V,a}$	$Q_R X_{V,u} = r Q_F X_{V,u}$

Por ello, en condiciones de equilibrio:

$$Q_F(r+1)X_{V,a} = Q_e X_{V,e} + \Delta X_V + Q_F X_{V,F} - Q_e X_{V,e} + rQ_F X_{V,u}$$

Simplificando y despejando r:

$$r = \frac{Q_F X_{V,a} - \Delta X_V - Q_F X_{V,F}}{Q_F(X_{V,u} - X_{V,a})} \tag{5.131}$$

Normalmente los términos ΔX_V y $Q_F X_{V,F}$ en el numerador de (5.131) son pequeños al compararlos con el término $Q_F Q_{V,a}$. Despreciando estos dos términos se obtiene una ecuación aproximada de la relación de reciclado r:

$$r = X_{V,a}/(X_{V,u} - X_{V,a}) \tag{5.132}$$

Debido a que $X_{V,a}$ y $X_{V,u}$ son variables fundamentales seleccionadas por el diseñador (sección 7.1), la ecuación (5.132) permite una estimación aproximada de la relación de reciclado en las primeras etapas del proceso de diseño. Puede entonces utilizarse la ecuación (5.110) para obtener una aproximación de S_o. Esto resulta útil al planificar los experimentos de laboratorio en el reactor continuo (fig. 5.14). Los valores de la DBO seleccionados para la corriente de alimentación en los experimentos de laboratorio deben situarse con preferencia dentro de un intervalo tal que se incluya el valor de S_o estimado.

7.5. Expresiones que definen el caudal de purga Q_w y el rebosamiento del clarificador Q_e

Sustituyendo Q_e en la ecuación (5.126) por el valor dado en la ecuación (5.128) y despejando Q_w se obtiene:

$$Q_w = \frac{\Delta X_V + Q_F X_{V,F} - Q_F X_{V,e}}{X_{V,u} - X_{V,e}} \tag{5.133}$$

De las ecuaciones (5.128) y (5.133):

$$Q_e = Q_F - \frac{\Delta X_V + Q_F X_{V,F} - Q_F X_{V,e}}{X_{V,u} - X_{V,e}} \tag{5.134}$$

7.6. Cálculo del tiempo de residencia en el reactor

El tiempo de residencia en el reactor se calcula mediante dos criterios con objeto de determinar cuál controla el diseño. Estos dos criterios son:

1. Calidad del efluente, que debe cumplir con las especificaciones impuestas por las

autoridades. La calidad de efluente depende del consumo de DBO soluble dado por la ecuación (5.117), que resuelta para t conduce a:

$$t = (S_F - S_e)/kX_{V,a}S_e \tag{5.135}$$

Para el caso especial de la ecuación (5.21), escrita en función de $(S_F - S_e)$ y t, utilizando las ecuaciones (5.111) y (5.120), y despejando t:

$$t = (S_F - S_e)/kX_{V,a}(S_e - S_n) \tag{5.136}$$

2. Carga orgánica, valorada a partir de la relación A/M de floculación y decantación óptima del lodo. Viene dada por la ecuación (5.125).

Los tiempos de residencia calculados para cumplir estos dos criterios suelen ser diferentes. En el caso de aguas residuales conteniendo sustratos fácilmente biodegradables (por ejemplo, residuos de azucareras, fábricas de productos lácteos, fábricas de cerveza, etc.) es probable que el tiempo de residencia calculado con la ecuación (5.135) sea menor que el requerido para cumplir los requisitos de decantación óptima del lodo según la ecuación (5.125). Por otra parte, en el caso de aguas residuales conteniendo sustratos de difícil biodegradabilidad (aguas residuales de refinerías de petróleo, plantas petroquímicas, etc.) el tiempo de residencia calculado según la ecuación (5.135) probablemente controlará el diseño.

Debe recordarse que el tiempo de residencia calculado en función del consumo de DBO, ecuación (5.135), debe ser el correspondiente a la temperatura crítica invernal de diseño (k inferior), pues ese será el valor que controle el proceso.

La elección final del tiempo de residencia de diseño se hace con el objetivo de conseguir un consumo adecuado de la DBO soluble (o lo que es lo mismo, una calidad de efluente aceptable) y para obtener, al mismo tiempo, un lodo de fácil sedimentación, o sea, que caiga dentro del intervalo de valores de A/M que conducen a ello. Lo probable es que sea o bien el mayor de los dos valores calculados de t, ecuaciones (5.135) y (5.125), o uno de compromiso entre ambos.

Una vez elegido el tiempo de residencia de diseño se calcula el volumen del reactor con la ecuación (5.115) según la cual $V = Q_F t$. Con la ecuación (5.123) se calcula asimismo la relación real de A/M empleando el t seleccionado.

También con el t de diseño se calcula el valor real de S_e.* Despejando S_e de la ecuación (5.135):

* Lógicamente esta afirmación, ecuación (5.137), se aplica solamente en aquellos casos en los que el tiempo de residencia t no sea igual al calculado en función de la calidad del efluente. Si la calidad del efluente es el criterio para calcular t, el valor de S_e que se emplea en las ecuaciones (5.135) o (5.136) es el real.

$$S_e = S_F/(1 + kX_{V,a}t) \qquad (5.137)$$

Con la ecuación (5.137) deben calcularse los valores reales de S_e con las temperaturas críticas de verano e invierno, utilizando los valores adecuados de la constante de velocidad corregidos por temperatura. Como es natural, para las peores condiciones —operación invernal— el valor real de S_e debe seguir cumpliendo con los requisitos mínimos de calidad.

7.7. Neutralización

La actividad óptima de las bacterias se presenta a valores del pH comprendidos entre 6 y 8. Debe comprobarse si se requiere neutralización previa al tratamiento biológico. En las aguas residuales alcalinas se toma como regla general que se consume hasta 0,5 kg de alcalinidad (como $CaCO_3$) por kg de DBO_5 asimilada. Esto ocurre debido a que el CO_2 producido en la degradación bacteriana reacciona con la alcalinidad (OH^-) presente en el agua residual para formar bicarbonato (HCO_3^-) que hace de tampón del sistema a un pH de aproximadamente 8. Por ello, para algunas aguas residuales alcalinas el tratamiento de neutralización previo al biológico puede resultar innecesario.

7.8 Consumo de nutrientes

Para la degradación aerobia biológica de las aguas residuales se necesita una cantidad adecuada de ciertos nutrientes. Los nutrientes necesarios son nitrógeno, fósforo, calcio, magnesio y vitaminas. La mayoría de estos nutrientes, que se requieren sólo en cantidades de trazas, se encuentran normalmente presentes en las aguas residuales. Sin embargo, muchas aguas residuales industriales son deficientes en nitrógeno y fósforo. Las cantidades requeridas de nitrógeno y fósforo se estiman mediante el procedimiento que se describe en esta sección. Si existe deficiencia se corrige añadiendo al reactor aerobio cantidades calculadas de compuestos que contengan nitrógeno y fósforo.

La estimación de las necesidades de nitrógeno y fósforo se basa en el hecho de que los MLVSS purgados (ΔX_V kg/d) contienen aproximadamente el 2% de su peso seco como fósforo y el 12% como nitrógeno. La estimación de los pesos de nitrógeno y fósforo añadido comprende:

1. Pesos de estos nutrientes que se pierden por purga de MLVSS, esto es:

   Nitrógeno: 0,12 ΔX_V kg/d
   Fósforo: 0,02 ΔX_V kg/d

2. Peso de estos nutrientes que se pierden en el efluente (efluente total) = $Q_e + Q_w$ = = Q_F). Las concentraciones de nitrógeno y fósforo solubles presentes en el efluente se esti-

man iguales a 1,0 y 0,5 mg/l respectivamente. Por ello, las cantidades de nitrógeno y fósforo perdidas en el efluente son:

Nitrógeno: 86,4 $Q_F(1,0)$ kg/d
Fósforo: 86,4 $Q_F(0,5)$ kg/d

en la que Q_F viene dado en m^3/s. Por lo tanto, las necesidades totales de nitrógeno y fósforo vienen dadas por las sumas de las estimaciones hechas bajo los párrafos 1 y 2 anteriores, ecuaciones (5.138) y (5.139):

$$\text{Nitrógeno: } 0{,}12\Delta X_v + Q_F \times 1{,}0 \times 86{,}4 \text{ kg/d} \tag{5.138}$$

$$\text{Fósforo: } 0{,}02\Delta X_v + Q_F \times 0{,}5 \times 86{,}4 \text{ kg/d} \tag{5.139}$$

La cantidad total de N y P disponible en la alimentación inicial se calcula como sigue:

$$\text{N disponible: } 86{,}4Q_F(\text{NTK}) \text{ kg/d} \tag{1.540}$$

en la que NTK = nitrógeno total Kjeldahl en la alimentación inicial,* mg/l como N, y

$$\text{P disponible: } 86{,}4Q_F(\text{P}) \text{ kg/d} \tag{5.141}$$

en la que P = fósforo en la alimentación inicial (mg/l como P). Si las cantidades de N y P disponibles son mayores que las requeridas no se necesita adición. Por el contrario, la adición de las cantidades deficitarias debe hacerse bajo la forma de cantidades calculadas de soluciones adecuadas introducidas en el reactor biológico. En las plantas de lodos activos, las necesidades de nitrógeno y fósforo se cubren mediante la adición de NH_3 anhidro o acuoso, PO_4H_3 o PO_4NH_3.

7.9. Estimación de la temperatura de operación en el reactor biológico

La aplicación de la ecuación de Arrhenius (capítulo 2, sección 7.1) lleva a la conclusión de que la constante de velocidad biocinética k se dobla aproximadamente por cada aumento de 10°C de la temperatura. Por ello, la ecuación (2.64) se escribirá a partir de aquí de la forma siguiente:

$$k_{T_w} = k_{20}\theta^{(T_w - 20)} \tag{5.142}$$

* El método Kjeldahl de determinación de nitrógeno total, que incluye el nitrógeno orgánico en el amoníaco pero que no lo hace con respecto al nitrógeno de nitritos y nitratos, se describe en «Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater», 15 th ed., *Am. Public Health Assoc.*, Yearbook Publ., Chicago, Illinois, 1981.

en la que T_w corresponde a la temperatura del agua residual en el reactor en °C. En las estimaciones que siguen se utilizará un valor de $\theta = 1{,}03$. El efecto de la temperatura sobre los otros parámetros biocinéticos es menos crítico y se describirá en la sección 7.10.

Resulta importante, en consecuencia, estimar la temperatura de operación (T_w) del reactor biológico con objeto de corregir la constante de velocidad k obtenida en el laboratorio (probablemente a $t \approx 20$°C) hasta condiciones reales de operación, utilizando la ecuación 5.142. Evidentemente resultaría preferible determinar la constante de velocidad k en el reactor de laboratorio en un intervalo de temperaturas de operación que comprenda las condiciones extremas de diseño de verano e invierno. De esta forma no serían necesarias las correcciones mediante la ecuación (5.142).

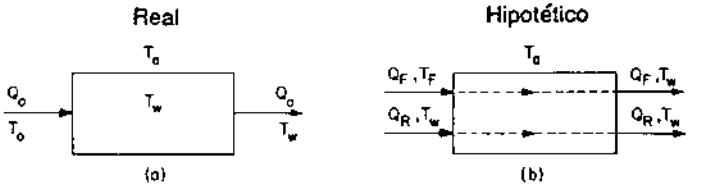


Fig. 5.24. Balance térmico del reactor aerobio.

La estimación de T_w se realiza estableciendo un balance térmico en el reactor (figura 5.24). Como en el caso de la figura 5.22, la alimentación total al reactor puede dividirse en dos corrientes hipotéticas: la alimentación inicial Q_F y la alimentación de reciclado Q_R. La corriente de reciclado entra y abandona el reactor a la temperatura T_w y por lo tanto no contribuye al balance térmico.

Sean:

T_F = temperatura de la alimentación, °C.

T_w = temperatura del licor en el reactor (y en el efluente), °C

T_a = temperatura ambiente, °C

n = coeficiente global de transferencia de calor entre el licor del reactor y el ambiente, kcal/h · m² · °C.

m_F = caudal másico de la alimentación fresca, kg/h

$$= Q_F \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3600 \frac{\text{s}}{\text{h}} = 3{,}6 \times 10^6 Q_F$$

A = superficie de transferencia del licor en la balsa, m²

C = calor específico del licor (se toma igual a 1,0 kcal/kg °C)

El cambio entálpico en el afluente es:

$$m_F \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1{,}0 \frac{\text{kcal}}{\text{kg °C}} \times (T_i - T_w)\text{°C} =$$

$$= m_F(T_F - T_w) = 3{,}6 \times 10^6 Q_F(T_F - T_w) \text{ kcal/h}$$

Las pérdidas de calor en el ambiente vienen dadas por:

$$k \text{ kcal/h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{°C} \times A \text{ m}^2 \times (T_w - T_a)\text{°C} = hA(T_w - T_a) \text{ kcal/h}$$

Por tanto, en condiciones de equilibrio:

$$3{,}6 \times 10^6 Q_F(T_F - T_w) = hA(T_w - T_a) \tag{5.143}$$

Haciendo $h/3{,}6 \times 10^6 = F$,

$$Q_F(T_F - T_w) = FA(T_w - T_a) \tag{5.144}$$

Despejando T_w

$$T_w = (AFT_a + Q_F T_F)/(AF + Q_F) \tag{5.145}$$

El valor del coeficiente global de transferencia de calor, h, depende de muchas variables tales como la potencia de los aireadores, velocidad del viento, radiación solar, humedad relativa del aire y geometría de la balsa de aireación. Entre estas variables la más significativa para el caso de los reactores de lodos activos es la potencia requerida. Una aproximación rápida que suele utilizarse con frecuencia en las balsas de lodos activos consiste en establecer la igualdad

$$hA = 1134 \text{ (HP)} \tag{5.146}$$

siendo 1134 kcal/HP · h · °C la cantidad de calor liberada por 1 HP en una hora para un cambio de 1°C de temperatura. Gracias a esto, la ecuación (5.143) puede reescribirse en la forma

$$3{,}6 \times 10^6 Q_F(T_F - T_w) = 1134(\text{HP})(T_w - T_a) \tag{5.147}$$

Despejando T_w en (5.147) se obtiene:

$$T_w = \frac{3{,}6 \times 10^6 Q_F T_F + 1134(\text{HP})T_a}{3{,}6 \times 10^6 Q_F + 1134(\text{HP})} \tag{5.148}$$

En la aplicación de la ecuación (5.148) de estimación de la temperatura de la balsa T_w, hay una dificultad, que puede fácilmente apreciarse observando el procedimiento de diseño

de las plantas de lodos activos descrito en la sección 7.13. En efecto, la potencia requerida puede calcularse solamente en una etapa posterior del proceso de diseño (paso 8). En consecuencia debe utilizarse un procedimiento iterativo para estimar la temperatura T_w con la ecuación (5.148). El proceso consiste en suponer un valor preliminar de la potencia requerida, calcular T_w con la ecuación (5.148) y posteriormente (paso 8) volver a calcular la potencia requerida. Si la potencia recalculada en el paso 8 concuerda con el valor previamente establecido, se toma como correcta. Si no, se comienza un nuevo proceso iterativo con el nuevo valor de la potencia calculada en el paso 8, se halla un valor de T_w con la ecuación (5.148) y así sucesivamente, hasta que haya concordancia dentro de una desviación previamente permitida entre dos pares consecutivos de valores de potencia y T_w.

La suposición del valor preliminar de la potencia requerida puede hacerse mediante una estimación rápida que se describe a continuación. Lógicamente, cuanto más cerca de la realidad esté el valor de la potencia supuesta, más rápida será la convergencia del proceso iterativo descrito hasta aquí.

La regla de estimación rápida de la potencia requerida establece que en las plantas de lodos activos se consumen diariamente de 20 a 22 kg de DBO_5 por HP, esto es:

$$\frac{\text{kg DBO}_r\text{/d}}{\text{(20 a 22) kg DBO}_r\text{/HP} \times \text{d}} \approx \text{HP} \tag{5.149}$$

Los kg de DBO_5 que se consumen diariamente pueden calcularse fácilmente a partir de:

$$\text{kg DBO}_r\text{/d} = 86{,}4Q_F(S_F - S_e) \tag{5.150}$$

en la que $Q_F = \text{m}^3\text{/s}$ y $(S_F - S_e) = \text{DBO}_r$ en mg/l. Consecuentemente, la estimación inicial de la potencia se obtiene a partir de:

$$\frac{86{,}4Q_F(S_F - S_e)}{20 \text{ a } 22} = \text{HP} \tag{5.151}$$

7.10. Efecto de la temperatura de la balsa de aireación sobre otros parámetros biocinéticos

El efecto de la temperatura T_w sobre la constante de velocidad k ha sido descrito en la sección 7.9. Para el caso del coeficiente de descomposición microbiana k_d, se ha encontrado que dentro de los márgenes normales de temperatura de operación, el efecto de la temperatura puede también describirse aproximadamente mediante una relación de tipo Arrhenius, esto es:

$$k_{d,T_w} = k_{d,20}\theta^{T_w - 20} \tag{5.152}$$

en la que se elige con frecuencia un valor de θ comprendido entre 1,03 y 1,06.

Ya que los parámetros b y k_d están teóricamente relacionados entre sí por la ecuación (5.62), es razonable suponer que la dependencia de b con T_w pueda estimarse asimismo dentro del margen normal de temperaturas de operación a partir de:

$$b_{T_w} = b_{20}\theta^{T_w - 20} \tag{5.153}$$

Se ha destacado en la sección 4.1.9 que los parámetros biocinéticos, k, k_d y b son *velocidades* mientras que Y y a son *relaciones*.

Las relaciones Y y a parecen ser mucho menos sensibles a los cambios de temperatura. Más aún, la cantidad de datos disponibles sobre el efecto de la temperatura en los parámetros Y y a es insuficiente para el desarrollo de modelos matemáticos adecuados. Es probable que no sean aplicables en este caso ecuaciones del tipo Arrhenius. Como estos parámetros son relativamente insensibles a los cambios de temperatura y teniendo en cuenta la dificultad para estimar este efecto, el desarrollo del proceso de diseño de plantas de lodos activos descrito en la sección 7.13 se hará suponiendo que estos parámetros son básicamente independientes de la temperatura. Debe hacerse hincapié nuevamente (sección 7.9) en que es definitivamente preferible obtener todos los parámetros biocinéticos de reactores de laboratorio dentro de un intervalo de temperaturas que incluya los valores extremos de diseño de las condiciones de verano e invierno. De esta forma pueden evitarse las estimaciones aproximadas de los efectos de la temperatura sobre los parámetros biocinéticos y así el proceso de diseño puede hacerse sobre bases más firmes.

7.11. Balance de materia de los sólidos no volátiles en suspensión

Con objeto de completar los balances de materia del diagrama de flujo de la figura 5.1, deben establecerse las concentraciones $X_{NV,F}$, $X_{NV,o} = X_{NV,a}$, $X_{NV,e}$ y $X_{NV,u}$.

El procedimiento normal consiste en la selección de la fracción de sólidos volátiles en los MLSS, o sea la fracción volátil de los sólidos en suspensión en el reactor y en el efluente del mismo. Sea F_v dicha fracción:

$$F_v = X_{V,a}/(X_{V,a} + X_{NV,a}) \tag{5.154}$$

Normalmente se propone un diseño sobre la base de una concentración del 80 al 90% de sólidos volátiles en el reactor, esto es:

$$0{,}8 < F_v < 0{,}9 \tag{5.155}$$

Ya que $X_{V,a}$ es una especificación de diseño (normalmente se selecciona un valor entre 2000-3000 mg/l en plantas de lodos activos convencionales), $X_{NV,a}$ es en cambio un valor calculado. Despejando $X_{NV,a}$ en la (5.154):

$$X_{NV,a} = (1 - F_v)X_{V,a}/F_v = X_{NV,o} \tag{5.156}$$

Nótese en la figura 5.1 que $X_{NV,o} = X_{NV,a}$. El valor de $X_{NV,u}$ se obtiene fácilmente mediante un balance de materia de los sólidos alrededor del clarificador secundario. Para llevar a

cabo este balance el proyectista debe especificar la pérdida de NVSS permisible en el efluente del clarificador. Normalmente el clarificador se diseña para una captura de sólidos próxima al 100% (esto es, $X_{NV,e} \approx 0$). El balance de materia de NVSS alrededor del clarificador secundario es:

$$Q_o X_{NV,a} = Q_e X_{NV,e} + Q_u X_{NV,u} \tag{5.157}$$

a partir del cual, utilizando la ecuación (5.4) y despejando $X_{NV,u}$:

$$X_{NV,u} = [Q_F(r + 1)X_{NV,a} - Q_e X_{NV,e}]/Q_u \tag{5.158}$$

Puesto que $X_{NV,e} \approx 0$, un balance aproximado de materia para $X_{NV,u}$ es:

$$X_{NV,u} \approx Q_F(r + 1)X_{NV,a}/Q_u \tag{5.159}$$

Finalmente, se establece el valor de $X_{NV,F}$ mediante un balance de los NVSS alrededor del punto de unión de la alimentación inicial con la corriente de reciclado para formar la alimentación combinada (circuito ----- de la figura 5.1). Este balance de materia es:

$$Q_F X_{NV,F} + Q_R X_{NV,u} = Q_o X_{NV,o} = Q_o X_{NV,a} \tag{5.160}$$

Utilizando las ecuaciones (5.3) y (5.4) y despejando $X_{NV,F}$:

$$X_{NV,F} = (r + 1)X_{NV,a} - rX_{NV,u} \tag{5.161}$$

Este valor de $X_{NV,F}$ es el que resulta compatible con la selección hecha por el proyectista de la fracción F_v de sólidos volátiles en suspensión en el reactor y de los criterios de diseño del clarificador secundario. Este valor de $X_{NV,F}$ corresponde a la fracción de NVSS en el rebosadero del clarificador primario. En consecuencia, puede ahora dimensionarse el clarificador primario con esta pérdida en el rebosadero como criterio de diseño, y éste será un clarificador primario compatible con los criterios de diseño de la planta de lodos activos.

7.12. DBO total del efluente en las plantas de lodos activos

Hasta el momento sólo se ha considerado la DBO_5 soluble del efluente (S_e). A ésta debe añadirse la contribución a la DBO_5 correspondiente a los sólidos volátiles en suspensión en el efluente final (corriente 4, figura 5.1). En general, la concentración de VSS en este efluente final es muy pequeña, ya que el clarificador secundario ha sido dimensionado para una captura de sólidos prácticamente del 100%. Por lo tanto, la contribución de la DBO_5 insoluble al efluente se desprecia frecuentemente. A pesar de todo, cuando resulta necesario, puede estimarse esta contribución a la DBO_5 correspondiente a los sólidos volátiles en suspensión. En el capítulo 6 (sección 5.9) se describirá una correlación para la estimación de la contribución de los VSS a la DBO_5 total del efluente, para el caso de lagunas aireadas bajo condiciones de mezcla total, cuando la concentración de VSS en el efluente de la laguna sea apreciable (no existe clarificador secundario).

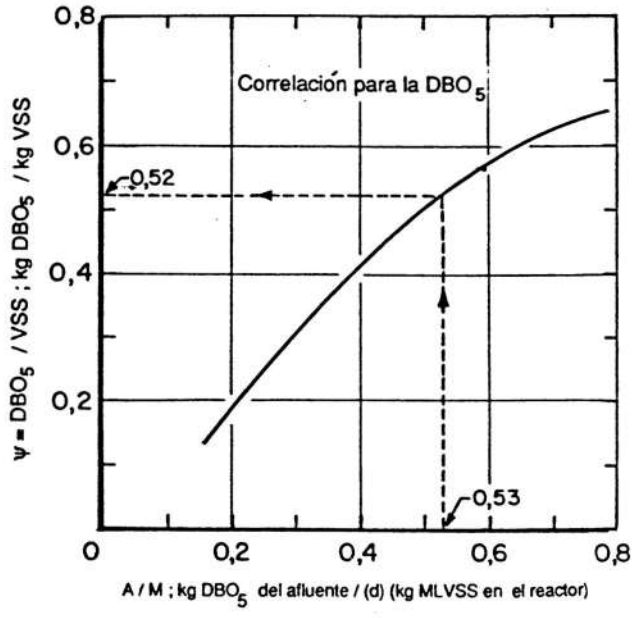


Fig. 5.25. Correlación de ψ en función de A/M obtenida para los VSS del ejemplo 5.2.

Para el caso de las plantas de lodos activos, la contribución de los VSS del efluente a la DBO_5 total del mismo puede correlacionarse, para un lodo específico, a la relación A/M. Nótese en la ecuación (5.123), esto es, $A/M = S_F/X_{v,a}t$, que para valores fijados de S_F y $X_{v,a}$ la relación A/M es inversamente proporcional al tiempo de residencia t. Debe esperarse por tanto que a valores elevados del tiempo de residencia (esto es, a cifras bajas de A/M), el lodo resultante en el efluente del reactor sea de una naturaleza más estabilizada, y por tanto su contribución al valor de la DBO insoluble del efluente del clarificador sea menor. En la figura 5.25 se muestra una correlación típica obtenida de datos de laboratorio para un lodo específico. En este caso:

$$DBO_5 \text{ total del efluente} = S_e + \psi X_{v,e} \text{ (mg/l)} \tag{5.162}$$

en la que ψ se determina gráficamente como función de la relación A/M.

En el cuadro 5.12 se presenta un resumen de las relaciones de diseño de las plantas de lodos activos desarrolladas en las secciones 7.1 a 7.12. Las ecuaciones enumeradas en el cuadro 5.12 no aparecen en el orden en que se desarrollaron en el texto sino más bien en la secuencia en que se utilizan en el procedimiento de diseño por etapas que se describe en la sección 7.13.

7.13. Procedimiento de diseño de las plantas de lodos activos

En esta sección se describe un procedimiento de diseño por etapas de las plantas de lodos activos. Todas las ecuaciones requeridas en los cálculos se presentan en el cuadro 5.12. En la sección 7.14 (ejemplo 5.2) se muestra un ejemplo numérico. Se aconseja al lector que examine cada etapa de la sección 7.13 en paralelo con la correspondiente etapa o paso del ejemplo 5.2. En esta sección se supondrá que no existe nitrificación en cantidades apreciables. Antes de comenzar el procedimiento de cálculo, se muestra una lista de los datos básicos requeridos y de los criterios fundamentales de diseño.

I. Datos de la alimentación inicial

1. Caudal: Q_F, m^3/s.
2. S_F, DBO_5.
3. Sólidos volátiles en la alimentación inicial ($X_{V,F}$).
4. Alcalinidad de la alimentación inicial (normalmente mg/l de $CaCO_3$ equivalente).
5. Nitrógeno total Kjeldahl y fósforo en la alimentación inicial; mg/l de N y P respectivamente.
6. Temperatura de la alimentación inicial T_F (temperaturas críticas de verano e invierno).

II. Datos sobre la calidad del efluente

1. S_e, mg/l de DBO_5.
2. Sólidos en suspensión en el efluente, $X_{V,e}$, $X_{NV,e}$ (criterios de diseño del clarificador secundario).

III. Información para el diseño del reactor biológico

1. Valor de diseño de la concentración de MLVSS, $X_{V,a}$ y valor seleccionado de la concentración de VSS en la corriente de reciclado ($X_{V,u}$).
2. Base de diseño para la fracción de sólidos volátiles en el reactor, F_V.
3. Temperatura del aire ambiente T_a (temperaturas críticas en verano y en invierno).
4. Parámetros biocinéticos a temperatura de laboratorio: k, Y, k_d, a y b. Valores de θ (ecuación de Arrhenius) para las correcciones por temperatura de esos parámetros.
5. Información sobre las características de sedimentación de los VSS (correlación de VSZ o IVL con la relación A/M).
6. Correlación para calcular la contribución de la DBO_5 de los VSS en el rebosadero del clarificador secundario.

CUADRO 5.12

Resumen de las ecuaciones de diseño de las plantas de lodos activos[a]

Paso número		Referencia en el texto
Paso 1.	kg DBO_5 consumida/d	
	kg DBO_r/d = 86.4 $(S_F - S_e)$	Cap. 5, sección 7.9, ecuación (5.150)
Paso 2.	Estimación preliminar de la potencia	
	$HP = \frac{86.4 Q_F (S_F - S_e)}{20 \text{ a } 22}$	Cap. 5, sección 7.9, ecuación (5.151)
Paso 3.	Ecuación básica de T_w	
	$T_w = \frac{AFT_a + Q_F T_F}{AF + Q_F}$	Cap. 5, sección 7.9, ecuación (5.145)
	en la que: $F = h/3.6 \times 10^6$	
	h = kcal/(h)(m²)(°C)	
	Ecuación aproximada rápida	
	$hA = 1134(HP)$	Cap. 5, sección 7.9, ecuación (5.146)
	$T_w = \frac{3.6 \times 10^6 Q_F T_F + 1134\,(HP) T_a}{3.6 \times 10^6 Q_F + 1134\,(HP)}$	Cap. 5, sección 7.9, ecuación (5.148)
Paso 4.	Efecto de la temperatura de la balsa de aireación sobre los parámetros biocinéticos	
	1. k:	
	$k_{T_w} = k_{20}\theta^{T_w - 20}$ $\quad (1.0 < \theta < 1.135)$	Cap. 5, sección 7.9, ecuación (5.142)
	2. k_d:	
	$k_{d,T_w} = k_{d,20}\theta^{T_w - 20}$ $\quad (1.03 < \theta < 1.06)$	Cap. 5, sección 7.10, ecuación (5.152)

3. b:

$b_{T_w} = b_{20}\theta^{T_w - 20} \qquad (1{,}03 < \theta < 1{,}06)$ — Cap. 5, sección 7.10, ecuación (5.153)

Se supone que los parámetros Y y a son independientes de la temperatura

Paso 5. Cálculo del tiempo de residencia t

1. Caso 1: Para consumo de DBO soluble

$t = (S_F - S_e)/kX_{V,a}S_e$ — Cap. 5, sección 7.6, ecuación (5.135)

(condiciones invernales)

Caso 2. Para floculación óptima

$t = S_F/[X_{V,a}(A/M)_{opt}]$ — Cap. 5, sección 7.2.7, ecuación (5.125)

2. Relación A/M real

$A/M = S_F/X_{V,a}t$

$[t$ = tiempo real de residencia seleccionado$]$ — Cap. 5, sección 7.2.7, ecuación (5.123)

3. S_e real (condiciones invernales y veraniegas)

$S_e = S_F/(1 + kX_{V,a}t)$

$[t$ = tiempo real de residencia seleccionado$]$ — Cap. 5, sección 7.6, ecuación (5.137)

Paso 6. Cálculo del volumen del reactor

$V = Q_F t$ — Cap. 5, sección 7.2.4, ecuación (5.115)

Resumen de las ecuaciones cinéticas

— en función de la DBO soluble

$$q = \frac{S_F - S_e}{X_{V,a}t} = kS_e$$ — Cap. 5, Sección 7.2.4, ecuaciones (5.116), (5.117)

siendo $t = V/Q_F$ (tiempo de residencia) — Cap. 5, sección 7.2.4, ecuación (5.115)

— en función de la DQO

$$q = \frac{S_F - S_e}{X_{V,a}t} = k(S_e - S_n)$$ — Cap. 5, sección 3.2, ecuación (5.21), para $S_o = S_F$, $t_h = t$

(*Continúa*)

CUADRO 5.12 (*continuación*)

Paso número	Referencia en el texto
Paso 7. Necesidades de oxigeno	
$\text{kg } O_2/\text{d} = a(S_F - S_e)Q_F + bX_{V,a}V$	Cap. 5, sección 7.2.6, ecuación (5.121)
Paso 8. Potencia requerida	
$\text{HP} = \dfrac{\text{kg } O_2/\text{h}}{(\text{RT})_{\text{real}}: \text{ kg } O_2/(\text{HP} \times \text{h})}$	Cap. 4, sección 15.3, ecuación (4.63)
Paso 9. Selección de aireadores y disposición del tanque de aireación	Cap. 4, sección 15.3, ejemplo 4.6
Paso 10. Producción neta de biomasa	
$\Delta X_V = Y(S_F - S_e)Q_F - k_d X_{V,a}V$	Cap. 5, sección 7.2.5, ecuación (5.118)
Paso 11. Cálculo de la relación de reciclado r	
$r = \dfrac{Q_F X_{V,a} - \Delta X_V - Q_F X_{V,F}}{Q_F(X_{V,u} - X_{V,a})}$	Cap. 5, sección 7.4, ecuación (5.131)
Ecuación aproximada:	
$r = X_{V,a}/(X_{V,u} - X_{V,a})$	Cap. 5, sección 7.4, ecuación (5.132)
Paso 12. Cálculo de caudales	
1. $Q_R = rQ_F$	Cap. 5, sección 1, ecuación (5.3)
2. $Q_o = Q_F(r + 1)$	Cap. 5, sección 1, ecuación (5.4)
3. $Q_w = \dfrac{\Delta X_V + Q_F X_{V,F} - Q_F X_{V,e}}{X_{V,u} - X_{V,e}}$	Cap. 5, sección 7.5, ecuación (5.133)
4. $Q_e = Q_F - Q_w$	Cap. 5, Sección 7.3, ecuación (5.128)
5. $Q_u = Q_o - Q_e$	Figura 5.1
6. $t_h = V/Q_o = t/(r + 1)$	Cap. 5, sección 7.2.5, ecuación (5.120)

Paso 13.	Balance de materia de los sólidos no-volátiles	
	1. $X_{NV,a} = (1 - F_V)X_{V,a}/F_V \simeq X_{NV,o}$	Cap. 5, sección 7.11, ecuación (5.156)
	2. $X_{NV,u} = [Q_F(r + 1)X_{NV,a} - Q_e X_{NV,e}]/Q_u$	Cap. 5, sección 7.11, ecuación (5.158)
	Ecuación aproximada: $X_{NV,e} \simeq 0$	
	$X_{NV,u} \simeq Q_F(r + 1)X_{NV,a}/Q_u$	Cap. 5, sección 7.11, ecuación (5.159)
	3. $X_{NV,F} = (r + 1)X_{NV,a} - rX_{NV,u}$	Cap. 5, sección 7.11, ecuación (5.161)
Paso 14.	Producción total de lodos	
	1. $(VSS)_w = Q_w X_{V,u} = \underbrace{Y(S_F - S_e)Q_F - k_d X_{V,a} V}_{\Delta X_V}$	
	$+ Q_F X_{V,F} - Q_e X_{V,e}$	Cap. 5, sección 7.3, ecuación (5.126)
	2. $(NVSS)_w = Q_w X_{NV,u} = Q_F(X_{NV,F} - X_{NV,e}) + Q_w X_{NV,e}$	Cap. 5, sección 7.3, ecuación (5.129)
	3. $(TSS)_w = (VSS)_w + (NVSS)_w$	Cap. 5, sección 7.3, ecuación (5.130)
Paso 15.	Concentraciones S_o y $X_{V,o}$ de la alimentación combinada	
	1. $S_o = (S_F + rS_e)/(1 + r)$	Cap. 5, sección 7.2.2, ecuación (5.110)
	2. $X_{V,o} = (X_{V,F} + rX_{V,u})/(1 + r)$	Cap. 5, sección 7.2.3, ecuación (5.112)
Paso 16.	Neutralización requerida	
	Véase la regla del cap. 5, sección 7.7	
Paso 17.	Nutrientes requeridos	
	Nitrógeno perdido: $0.12\,\Delta X_V + 86.4Q_F(1.0)$: kg/d	Cap. 5, sección 7.8, ecuación (5.138)
	Nitrógeno disponible: $86.4Q_F$(NTK): kg/d	Cap. 5, sección 7.8, ecuación (5.140)
	Fósforo perdido: $0.02\Delta X_V + 86.4Q_F(0.5)$: kg/d	Cap. 5, sección 7.8, ecuación (5.139)
	Fósforo disponible: $86.4Q_F$(P): kg/d	Cap. 5, sección 7.8, ecuación (5.141)
Paso 18.	DBO total del efluente	
	DBO_5 total $= S_e + \psi X_{V,e}$	Cap. 5, sección 7.12, ecuación (5.162)
	[En la figura 5.25 se presenta una correlación típica entre ψ y A/M]	

[a] *Nota*: Las ecuaciones se presentan siguiendo la secuencia de los pasos del procedimiento de diseño descrito en la sección 7.13. Se indica la sección del texto en que aparece cada ecuación.

IV. Información para la elección de aireadores y su disposición

1. Características del aireador (Véase el capítulo 4: esto es, correlación entre transferencia de O_2 y nivel de potencia, correlación entre diámetro de influencia y potencia unitaria; por ejemplo, véase la figura 4.19).
2. Nivel de diseño del OD en la balsa de aireación.
3. Parámetros $\alpha'_{20°C}$ y β y presión atmosférica (capítulo 4, secciones 1 y 10).

El procedimiento de diseño por etapas es como sigue (véase el cuadro 5.12 en el que aparecen las ecuaciones pertinentes a cada etapa):

Paso 1. Se calcula la cantidad de sustrato consumido por día en kg.

Paso 2. Se realiza una estimación preliminar de la potencia requerida para la aireación, en HP [ecuación (5.151)]. Esta estimación preliminar se verificará en la etapa 8.1 y si no hubiera acuerdo en los límites preestablecidos se seguiría un procedimiento iterativo hasta alcanzar la convergencia deseada.

Paso 3. Se lleva a cabo una estimación preliminar de la temperatura T_w del licor en la balsa de aireación mediante una regla rápida: $hA = (1134)(\text{HP})$, [ecuación (5.146)]. Esta estimación preliminar se verificará en el paso 8.2. El procedimiento iterativo al que se ha hecho referencia en el paso previo 2 tiene en cuenta la convergencia de los valores de HP y T_w.

Esta estimación de la temperatura T_w debería hacerse para los casos límite de operación durante verano e invierno. Los valores apropiados de la temperatura del aire ambiente (T_a) y de la corriente de alimentación (T_F) deben seleccionarse para las condiciones críticas veraniegas e invernales.

Las condiciones invernales (menor T_w) pueden controlar la velocidad de consumo de la DBO, esto es, el tiempo de residencia t requerido para una reducción dada de la DBO (paso 5.1). Por otra parte, la potencia requerida en la aireación (paso 8.1) vendrá controlada por las condiciones de verano tal como se discutió en el capítulo 4, sección 15.3.

Paso 4. Se estiman los valores de los parámetros biocinéticos k, k_d y b para las temperaturas de verano e invierno. Tal como se sugería en la sección 7.10, se supone que los valores de los parámetros Y y a son básicamente independientes de la temperatura.

Paso 5. Se calcula el tiempo de residencia t.

1. Se calcula el tiempo de residencia t del reactor biológico para dos casos:

Caso 1. Suponiendo que la velocidad de consumo de la DBO soluble controla el diseño [ecuación (5.135)]. Este cálculo se lleva a cabo para condiciones invernales, que controlan el consumo de la DBO.

Caso 2. Suponiendo que las condiciones de floculación óptima de los VSS controlan el diseño, ecuación (5.125).

Tal como se indicaba en la sección 7.6, la selección final del tiempo de residencia de diseño se realiza armonizando el consumo requerido de sustrato con las características más adecuadas de floculación del lodo.

2. Utilizando este tiempo de residencia elegido, t, se calcula la relación real A/M en las condiciones de diseño [ecuación (5.123)].
3. Para este tiempo de residencia elegido t se calcula asimismo la DBO_5 real soluble del efluente S_e para condiciones veraniegas e invernales [ecuación (5.137)].

Paso 6. Se calcula el volumen del reactor V a partir de $V = Q_F t$, en la que t es el tiempo de residencia del diseño seleccionado (paso 5).

Paso 7. Se calcula el consumo de oxígeno en aireación, ecuación (5.121). Ya que la especificación del aireador puede estar controlada por las condiciones de verano, debe utilizarse la ecuación (5.121) con los valores del parámetro biocinético b corregidos en el paso 4 para la temperatura crítica de verano T_w, y suponiendo que el parámetro a es independiente de la temperatura. Asimismo debe utilizarse en la ecuación (5.121) el valor real de S_e para condiciones veraniegas calculado en el paso 5.3.

Debe insistirse en que las ecuaciones de consumo de oxígeno desarrolladas hasta ahora no incluyen la demanda nitrogenada. Si se presentara nitrificación en cantidad apreciable debe incluirse el término DON (demanda de oxígeno para nitrificación) (capítulo 8, sección 9.4.2).

Paso 8. Se calcula la potencia de HP requerida para la aireación y se comprueba con la temperatura T_w.

1. La potencia requerida para aireación se calcula según el capítulo 4 como sigue:

$$\text{HP} = \frac{\text{kg } O_2/\text{h}}{(\text{RT})_{\text{real}};\ \text{kg } O_2/(\text{HP})(\text{h})}$$

en la que $(RT)_{real}$ es el oxígeno transferiod por (HP × h) de energía suministrada a los aireadores. La estimación de $(RT)_{real}$ se describe en el capítulo 4 para diferentes tipos de aireadores (ejemplo de cálculo de aireadores superficiales, capítulo 4, sección 15.3, ejemplo 4.6). El valor de los HP obtenidos en el paso 8 se compara con el estimado preliminarmente (paso 2).

2. Asimismo, se recalcula ahora la temperatura de la balsa de aireación T_W, ecuación (5.148), utilizando el valor revisado de HP obtenido en el paso 8.1. Este valor revisado de T_w se compara también con el preliminar estimado en el paso 3. Se hace iteración de nuevo del paso 8 al paso 2 hasta que la pareja de valores de HP y T_w obtenidos en los pasos 8.1 y 8.2 estén de acuerdo con los límites preestablecidos que se utilizaron en los pasos 2 y 3. Cuando esto ocurre, se acaba el circuito de iteración y se sigue con el paso 9.

Paso 9. Selección de los aireadores y preparación de su disposición en el tanque de aireación.

Este procedimiento de selección de aireadores y preparación de la disposición de los mismos en el tanque de aireación fue discutido en el capítulo 4, para diferentes tipos de aireadores (Véase como cálculo típico de aireadores superficiales el capítulo 4, sección 15.3, ejemplo 4.6).

Paso 10. Cálculo de la producción neta de biomasa ΔX_V (kg/d).

La producción neta de biomasa se calcula [ecuación (5.118)] para condiciones de verano e invierno. En la ecuación (5.118) deben utilizarse los valores adecuados de los parámetros k_d (paso 4) así como de S_e (paso 5.3).

Paso 11. Cálculo de la relación de reciclado r.

La relación de reciclado se calcula [ecuación (5.131)] tanto para condiciones de invierno como de verano utilizando los valores adecuados de ΔX_V (paso 10). Como ha sido indicado en la sección 7.4, el término ΔX_V en el numerador de la ecuación (5.131) puede despreciarse sin mayor problema. Por lo tanto, es probable que la diferencia entre los valores de r calculados para operación de verano e invierno sea pequeña. En efecto, resulta normalmente adecuada para la estimación de reciclado r la ecuación aproximada (5.132) en la que r aparece sólo como función de las concentraciones de biomasa $X_{V,a}$ y $X_{V,u}$, siendo ambas especificaciones primarias de diseño.

Paso 12. Se calculan los caudales remanentes del diagrama (fig. 5.1), esto es: Q_R, Q_o, Q_W, Q_e y Q_u. Se calcula asimismo el tiempo de residencia hidráulico t_h (ecuaciones del cuadro 5.12, paso 12).

Paso 13. Balance de materia de los sólidos no volátiles.

Cálculo de $X_{NV,a}(= X_{NV,o})$, $X_{NV,u}$ y $X_{NV,F}$ (ecuaciones en el cuadro 5.12, paso 13).

Paso 14. Producción total de lodo.

Cálculo de $(VSS)_w$, $(NVSS)_w$ y $(TSS)_w$ (ecuaciones en el cuadro 5.12, paso 14).

Paso 15. Cálculo de las concentraciones S_o y $X_{V,o}$ de la alimentación combinada. Nótese que el valor de $X_{NV,o}$ ya fue establecido en el paso 13.

Paso 16. Se comprueba la necesidad de neutralización. Se verifica si se necesita neutralización antes del tratamiento biológico. Para aguas residuales alcalinas, una regla rápida establece que por cada kg de DBO consumido se gasta 0,5 kg de alcalinidad (como $CaCO_3$) (sección 7.7).

Paso 17. Se estiman las necesidades de nutrientes. Las necesidades de nitrógeno y fósforo se evalúan tal como se describe en la sección 7.8 (véase el cuadro 5.12, paso 17).

Paso 18. Se evalúa la DBO total del efluente (véase en el cuadro 5.12 el paso 18).

7.14. Ejemplo numérico: diseño de una planta de lodos activos

Ejemplo 5.2. Se está considerando la utilización de una planta de lodos activos para el tratamiento de un agua residual cuyos parámetros biocinéticos fueron determinados previamente (ejemplo 5.1). A continuación se enumeran los datos y criterios fundamentales para el diseño de la planta.

I. Datos sobre la alimentación inicial.

1. Caudal: $Q_F = 0{,}4$ m³/s.
2. $S_F = 200$ mg DBO_5/l.
3. Despréciense los sólidos volátiles en la alimentación inicial, esto es, $X_{V,F} \approx 0$.
4. Alcalinidad como $CaCO_3 = 50$ mg/l.
5. Nitrógeno total Kjeldahl (NTK) = 60 mg/l (como N). El agua residual contiene un compuesto que inhibe la nitrificación, aunque sin efectos perjudiciales.
6. Temperatura. Verano = 24°C. Invierno = 16°C.

II. Datos sobre la calidad del efluente.

1. S_e máxima permisible = 20 mg DBO_5/l.
2. Sólidos en suspensión. Básese el diseño del clarificador secundario en una concentración permisible de VSS en el rebosadero, $X_{V,e}$ de 10 mg/l. Despréciese la concentración de NVSS en el rebosadero del clarificador, $X_{NV,e} \approx 0$.

III. Información para el diseño del reactor.

1. Se eligen los siguientes valores: $X_{V,a} = 3000$ mg/l y $X_{V,u} = 12000$ mg/l.
2. El porcentaje de sólidos volátiles en los MLSS es del 80%, o sea, $F_V = 0{,}8$.
3. Temperatura ambiente. Verano, $T_a = 29$°C, invierno, $T_a = -1$°C.
4. Parámetros biocinéticos (determinados en el ejemplo 5.1 a $T = 20$°C).

$k = 0{,}00123\ h^{-1} \times$ l/mg $= 0{,}02952\ d^{-1} \times$ l/mg.
$\theta = 1.03$ (coeficiente de Arrhenius para k).
$Y = 0.5$ kg MLVSS producidos/kg DBO_t (que se supone básicamente independiente de la temperatura).
$k_d = 0{,}0025\ h^{-1} = 0{,}06\ d^{-1}$.
$\theta = 1.05$ (coeficiente de la ecuación de Arrhenius para k_d y b).
$a = 0.718$ kg O_2/kg DBO_t (se supone que prácticamente es independiente de la temperatura).
$b = 0{,}00355\ h^{-1} = 0{,}0852\ d^{-1}$.

5. Información sobre las características de sedimentación de los VSS, figura 5.18.
6. Correlación de la contribución de los VSS a la DBO_5 en el rebosadero del clarificador secundario, figura 5.25.

IV. Información para la selección y disposición de los aireadores.

1. Características de los aireadores, figura 4.19.
2. Diseño del nivel de OD. $C_L = 2$ mg/l.

3. $\alpha_{20°C} = 0{,}87$; $\beta = 0{,}97$. Diséñese sobre la base de una presión barométrica media, $P_{atm} = 755$ mm Hg.

Solución. *Paso 1.* Ecuación (5.150):

$$\text{kg DBO}_r\text{/d} = 86{,}4\, Q_F\, (S_F - S_e) = (86{,}4)(0{,}4)(200 - 20) = \\ = 6221 \text{ kg/d}$$

Paso 2. Estimación preliminar de la potencia.
Para emplear la ecuación (5.151), supóngase un factor 21 ($20 < 21 < 22$).

$$\text{HP} = \frac{86{,}4\, Q_F\, (S_F - S_e)}{21} = 296$$

Paso 3. Estimación de T_w, ecuación (5.148):

(a) Condiciones veraniegas.

$$T_F = 24°\text{C}$$
$$T_a = 29°\text{C}$$
$$T_w = \frac{(3{,}6 \times 10^6 \times 0{,}4 \times 24) + (1134 \times 296 \times 29)}{(3{,}6) \times 10^6 \times 0{,}4) + (1134 \times 296)} = 25°\text{C}$$

(b) Condiciones invernales.

$$T_F = 16°\text{C}$$
$$T_a = -1°\text{C}$$
$$T_w = \frac{(3{,}6 \times 10^6 \times 0{,}4 \times 16) + (1134 \times 296 \times -1)}{(3{,}6 \times 10^6 \times 0{,}4) + (1134 \times 296)} = 13°\text{C}$$

Paso 4. Valores de los parámetros biocinéticos para las temperaturas T_w de invierno y verano.

(a) Verano: $T_w = 25°\text{C}$.

Ecuación (5.142): $k_{25} = (0{,}00123)(1{,}03)^{25-20} = 0{,}001426 \text{ h}^{-1} \times \text{l/mg} = \\ = 0{,}0342 \text{ d}^{-1} \times \text{l/mg}$

Ecuación (5.152): $k_{d,25} = (0{,}0025)(1{,}05)^{25-20} = 0{,}00319 \text{ h}^{-1} = \\ = 0{,}0766 \text{ d}^{-1}$

Ecuación (5.153): $b_{25}\ (0{,}00355)(1{,}05)^{25-20} = 0{,}00453 \text{ h}^{-1} = \\ = 0{,}109 \text{ d}^{-1}$

(b) Invierno; $T_w = 13°C$.

Ecuación (5.142): $k_{13} = (0{,}00123)(1{,}03)^{13-20} = 0{,}001\ h^{-1} \times l/mg = 0{,}024\ d^{-1} \times l/mg$

Ecuación (5.152): $k_{d,13} = (0{,}0025)(1{,}05)^{13-20} = 0{,}001776\ h^{-1} = 0{,}0426\ d^{-1}$

Ecuación (5.153): $b_{13} = (0{,}00355)(1{,}05)^{13-20} = 0{,}00252\ h^{-1} = 0{,}0606\ d^{-1}$

Se supone que los parámetros Y y a son prácticamente independientes de la temperatura, esto es:

$$Y = 0{,}5 \text{ kg MLVSS/kg DBO}_r$$

$$a = 0{,}718 \text{ kg O}_2\text{/kg DBO}_r$$

Paso 5. Tiempo de residencia t.

1. *Caso 1:* A partir del consumo de DBO soluble, ecuación (5.135), para condiciones de invierno

$$t = (S_F - S_e)/k_{13}X_{V,a}S_e = (200 - 20)/(0{,}001)(3000)(20) = 3 \text{ h } (= 0{,}125 \text{ d})$$

Caso 2: Según las condiciones óptimas de floculación de los MLVSS, ecuación (5.125): $(A/M)_{opt} = 0{,}6\ d^{-1}$ (mínimo de la figura 5.18).

$$\therefore t = S_F/(X_{V,a})(A/M)_{opt} = 200/(3000)(0{,}6) = 0{,}111 \text{ d} = 2{,}67 \text{ h}$$

En este caso el tiempo de residencia viene controlado por el consumo de la DBO soluble. Se adopta un tiempo de residencia $t = 3$ h. A continuación se verifica si se obtiene para este tiempo de residencia un lodo con características de sedimentación satisfactorias.

2. Relación actual A/M, ecuación (5.123):

$$A/M = S_F/X_{V,a}t = 200/(3000)(0{,}125) = 0{,}53$$

Observando la figura 5.18, puede concluirse que las características de sedimentación de los VSS son satisfactorias. La curva es relativamente plana en esta zona y el valor $A/M = 0{,}53$ resulta próximo al mínimo estimado de $A/M = 0{,}6$. En consecuencia se utilizará un tiempo de residencia de 3 h para dimensionar el reactor.

3. DBO soluble real en el efluente. Para las condiciones de invierno, el tiempo de residencia $t = 3$ h corresponde a $S_e = 20$ mg/l, ya que esta fue la base de cálculo en el paso 5.1.

Para las condiciones de verano, el valor de S_e será algo menor, ecuación (5.137).

$$S_e = S_F/(1 + k_{25}X_{V,a}t) = 200/(1 + 0{,}001426 \times 3000 \times 3) = 14{,}5 \text{ mg/l}$$

El diseño resulta adecuado ya que bajo las condiciones más adversas (o sea las de invierno), se cumple el requisito de obtener una DBO_5 máxima soluble de 20 mg/l.

Paso 6. Volumen del reactor, ecuación (5.115):

$$V = Q_F t = 0{,}4 \text{ m}^3/\text{s} \times 86400 \text{ s/d} \times 0{,}125 \text{ d} = 4320 \text{ m}^3$$

Paso 7. Demanda de oxígeno, ecuación (5.121) para las condiciones de verano.

$$\begin{aligned} \text{kg } O_2/\text{d} &= a(S_F - S_e)\, Q_F + bX_{V,a}V \\ &= (86{,}4)(0{,}718)(200 - 14{,}5)(0{,}4) + (0{,}109)(3000)(4320)(10^{-3}) \\ &= 6016 \text{ kg/d} \\ &= 251 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

Como información adicional también pueden estimarse las necesidades de oxígeno para las condiciones de invierno:

$$\begin{aligned} \text{kg } O_2/\text{d} &= (86{,}4)(0{,}718)(200 - 20)(0{,}4) + (0{,}0606)(3000)\,(4320)(10^{-3}) \\ &= 5251 \text{ kg/d} = 219 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

Como podía esperarse las condiciones de verano controlan las necesidades de oxígeno.

Paso 8. Potencia requerida en la aireación. Los cálculos de la potencia requerida en el ejemplo 5.2, han sido presentados en el capítulo 4 (véase capítulo 4, sección 15,3, ejemplo 4.6). El valor obtenido de 296 HP concuerda con el supuesto en el paso 2. En consecuencia, las temperaturas T_w (para las condiciones de verano e invierno) calculadas en el paso 3, son correctas. Por ello, se ha obtenido la convergencia de la iteración conduciendo a:

$$\text{HP} = 296$$

$$T_w \text{ — Verano} = 25°\text{C}$$

$$T_w \text{ — Invierno} = 13°\text{C}$$

Paso 9. Elección de los aireadores y disposición de los mismos en el tanque de aireación.

Este paso, para el ejemplo 5.2, se presentó en el ejemplo 4.6 (capítulo 4, sección 15,3, paso 3).

Paso 10. Producción neta de biomasa ΔX_V, ecuación (5.118):

(a) Condiciones de verano:

$$\begin{aligned}\Delta X_V &= Y(S_F - S_e)\,Q_F - k_d X_{V,a} V \\ &= (86{,}4)(0{,}5)(200 - 14{,}5)(0{,}4) - (0{,}0766)(3000)(4320)(10^{-3}) \\ &= 2213 \text{ kg/d}\end{aligned}$$

(b) Condiciones de invierno:

$$\begin{aligned}\Delta X_V &= (86{,}4)(0{,}5)(200 - 20)(0{,}4) - (0{,}0426)(3000)(4320)(10^{-3}) \\ &= 2558 \text{ kg/d}\end{aligned}$$

Paso 11. Cálculo de la relación de reciclado r, ecuación (5.131):

(a) Condiciones de verano:

$$r = \frac{Q_F X_{V,a} - \Delta X_V - Q_F X_{V,F}}{Q_F(X_{V,u} - X_{V,a})} = \frac{(86{,}4)(0{,}4)(3000) - 2213 - (86{,}4)(0{,}4)(0{,}0)}{(86{,}4)(0{,}4)(12000 - 3000)}$$

$$= \frac{103680 - 2213}{311040}$$

$$= 0{,}326\ (32{,}6\%)$$

(b) Condiciones de invierno:

$$r = \frac{103680 - 2558}{311040} = 0{,}325\ (32{,}5\%)$$

Estos dos valores son tan próximos que en todos los balances de materia que siguen se utilizará un valor único $r = 0{,}326$. Podría haberse estimado un valor aproximado de r a partir de las variables fundamentales $X_{V,a}$ y $X_{V,u}$, ecuación (5.132):

$$r = X_{V,a}/(X_{V,u} - X_{V,a}) = 3000/(12000 - 3000) = 0{,}333$$

Paso 12. Cálculo de los caudales restantes: Q_R, Q_o, Q_w, Q_e y Q_u. Cálculo de t_h.

1. $Q_R = rQ_F = (0{,}326)(0{,}4) = 0{,}13 \text{ m}^3/\text{s}$

2. $Q_o = Q_F(r + 1) = 0{,}4\ (0{,}326 + 1) = 0{,}53\ m^3/s$
3. Q_w, ecuación (5.133)

(a) Condiciones de verano:

$$Q_w = \frac{\Delta X_V + Q_F X_{V.F} - Q_F X_{V.e}}{X_{V.u} - X_{V.e}} = \frac{2213 + (86{,}4)(0{,}4)(0{,}0) - (86{,}4)(0{,}4)(10)}{10^{-3}(12000 - 10)}$$
$$= \frac{2213 - 346}{11{,}99} = 155\ m^3/d$$
$$= 0{,}0018\ m^3/s$$

(b) Condiciones de invierno:

$$Q_w = \frac{2558 - 346}{11{,}99} = 184\ m^3/d = 0{,}0021\ m^3/s$$

Estos valores de Q_w son muy pequeños al compararlos con Q_F, 0,4 m^3/s. Esto significa que la mayor parte de la alimentación inicial saldrá con el efluente del clarificador secundario, esto es, $Q_F \approx Q_e$.

Al objeto de completar los caudales restantes en el diagrama de flujo (figura 5.26), se toma un valor único $Q_w \approx 0{,}002\ m^3/s$.

4. $Q_e = Q_F - Q_w = 0{,}4 - 0{,}002 \approx 0{,}398\ m^3/s$
5. $Q_u = Q_0 - Q_e = 0{,}53 - 0{,}398 = 0{,}132\ m^3/s$
   o: $Q_u = Q_R + Q_w = 0{,}13 + 0{,}002 = 0{,}132\ m^3/s$
6. $t_h = t/(r + 1) = 3/(0{,}326 + 1) = 2{,}26\ h$

Paso 13. Balance de materia de los sólidos no volátiles.

1. Cálculo de $X_{NV.a}$, ecuación (5.156):

$$X_{NV.a} = (1 - F_V)X_{V.a}/F_V = (1 - 0{,}8)(3000)/(0{,}8) = 750\ mg/l$$

Por ello:

$$X_{NV.0} = X_{NV.a} = 750\ mg/l$$

2. Cálculo de $X_{NV.u}$ ya que $X_{NV.e} \approx 0$, ecuación (5.159).

$$X_{NV.u} = Q_F(r + 1)X_{NV.a}/Q_u = 0{,}4(0{,}326 + 1)(750)/(0{,}132) = 3014\ mg/l$$

3. Cálculo de $X_{NV,F}$, ecuación (5.161):

$$X_{NV,F} = (r + 1)X_{NV,a} - rX_{NV,u} = (0{,}326 + 1)(750) - (0{,}326)(3014)$$
$$= 11{,}9 \text{ mg/l}$$

Paso 14. Producción total de lodos.

1. Cálculo de $(VSS)_w$, ecuación (5.126).
(a) Condiciones de verano:

$$(VSS)_w = \Delta X_V + Q_F X_{V,F} - Q_e X_{V,e} = 2213 + (86{,}4)(0{,}4)(0{,}0) - (86{,}4)(0{,}398)(10)$$
$$= 2213 - 344 = 1869 \text{ kg/d}$$

o:

$$(VSS)_w = Q_w X_{V,u} = (86{,}4)(0{,}0018)(12000) \approx 1866 \text{ kg/d}$$

(b) Condiciones de invierno:

$$(VSS)_w = 2558 - 344 = 2214 \text{ kg/d}$$

o:

$$(VSS)_w = Q_w X_{V,u} = (86{,}4)(0{,}0021)(12000) \approx 2177 \text{ kg/d}$$

2. Cálculo de $(NVSS)_w$, ecuación (5.127):

$$(NVSS)_w = Q_w X_{NV,u} = Q_F X_{NV,F}$$

ya que $X_{NV,e} = 0$,

$$(NVSS)_w = Q_F X_{NV,F} = (86{,}4)(0{,}4)(11{,}9) = 411 \text{ kg/d}$$

Nota: Si se hubiera utilizado la relación $(NVSS)_w = Q_w X_{NV,u}$ se hubieran obtenido dos valores ligeramente diferentes de $(NVSS)_w$ para las condiciones de verano e invierno, correspondientes a los valores de Q_w calculados en el paso 12.3. Si se utiliza el valor único de Q_w adoptado en el paso 12.3, esto es, $Q_w = 0{,}002$ m³/s:

$$(NVSS)_w = Q_w X_{NV,u} = (86{,}4)(0{,}002)(3014) = 521 \text{ kg/d}$$

3. Cálculo de $(TSS)_w$, ecuación (5.130):

$$(TSS)_w = (VSS)_w + (NVSS)_w$$

(a) Condiciones de verano:

$$(\text{TSS})_u = 1866 + 466^* = 2332 \text{ kg/d}$$

(b) Condiciones de invierno:

$$(\text{TSS})_w = 2214 + 466 = 2680 \text{ kg/d}$$

Paso 15. Cálculo de las concentraciones de la alimentación combinada S_o, ecuación (5.110), y $X_{V,o}$, ecuación (5.112):

1. S_o:

(a) Condiciones de verano:

$$S_o = (S_F + rS_e)/(1 + r) = (200 + 0{,}326 \times 14{,}5)/(1 + 0{,}326) = 154{,}4 \text{ mg/l}$$

(b) Condiciones de invierno:

$$S_o = (200 + 0{,}326 \times 20)/(1 + 0{,}326) = 156 \text{ mg/l}$$

2. $X_{V,o}$:

$$X_{V,o} = (X_{V,F} + rX_{V,u})/(1 + r) = (0{,}0 + 0{,}326 \times 12000)/(1 + 0{,}326)$$
$$= 2950 \text{ mg/l}$$

Paso 16. Neutralización requerida.

kg DBO consumida/d = 6221 (paso 1)
Alcalinidad consumida = (6221)(0,5) = 3111 kg/d
Alcalinidad en la alimentación inicial: 86,4 Q_F (Alc) = (86,4)(0,4)(50)
= 1728 kg/d

Ya que 1728 < 3111 no se requiere neutralización previa al proceso biológico.

Paso 17. Nutrientes requeridos.

Nitrógeno

1. Nitrógeno perdido en el sistema por la purga de lodos:

* Se ha tomado la media entre 411 y 521.

Condiciones de verano: $0{,}12\ \Delta X_v = (0{,}12)(2213) \approx 266$ kg/d
Condiciones de invierno: $= (0{,}12)(2558) \approx 307$ kg/d

2. Nitrógeno perdido en el efluente:

$$86{,}4\ Q_F(1{,}0) = (86{,}4)(0{,}4)(1) = 35 \text{ kg/d}$$

N total perdido:

Verano = 266 + 35 ≈ 301 kg/d
Invierno = 307 + 35 ≈ 342 kg/d
Nitrógeno disponible: $86{,}4\ Q_F(\text{NTK}) = (86{,}4)(0{,}4)(60) = 2074$ kg/d

En consecuencia no se necesita añadir nitrógeno.

Fósforo

1. Fósforo perdido en el sistema a través de la purga de lodos:

Condiciones de verano:

$$0{,}02\ \Delta X_v = (0{,}02)(2213) \approx 44 \text{ kg/d}$$

Condiciones de invierno: $(0{,}02)(2558) \approx 51$ kg/d

2. Fósforo perdido en el efluente:

$$86{,}4\ Q_F(0{,}5) = (86{,}4)(0{,}4)(0{,}5) \approx 17 \text{ kg/d}$$

P total perdido:

Verano = 44 + 17 ≈ 61 kg/d
Invierno = 51 + 17 ≈ 68 kg/d

Fósforo disponible: $86{,}4\ Q_F(\text{P}) = (86{,}4)(0{,}4)(1) = 35$ kg/d

En consecuencia, debe añadirse el fósforo siguiente:

Verano = 61 − 35 ≈ 26 kg/d como P
Invierno = 68 − 35 ≈ 33 kg/d como P

Esto puede conseguirse añadiendo la cantidad calculada de una disolución de ácido fosfórico o de un fosfato al reactor biológico.

Paso 18. Evaluación de la DBO total del efluente, ecuación (5.162):

$$\text{DBO total del efluente} = S_e + \psi X_{v,e}$$

ψ: en la figura 5.25 para $A/M = 0{,}53$, se lee: $\psi = 0{,}52$.

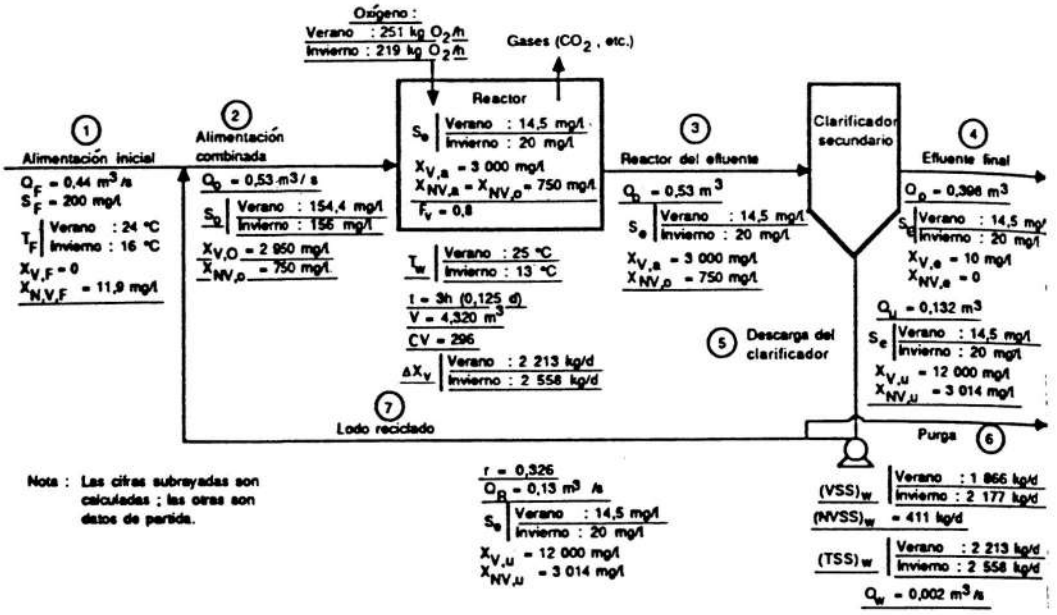


Fig. 5.26. Diagrama de flujo del ejemplo 5.2.

(a) Condiciones de verano:

$$\text{DBO}_5 \text{ total} = S_e + \psi X_{V,e} = 20 + (0{,}52)(10) = 25{,}2 \text{ mg/l}$$

(b) Condiciones de invierno:

$$\text{DBO}_5 \text{ total} = S_e + \psi X_{V,e} = 14{,}5 + (0{,}52)(10) = 19{,}7 \text{ mg/l}$$

En la figura 5.26 se presenta un diagrama de flujo con toda la información requerida para el diseño.

8. TIEMPO DE RESIDENCIA MEDIO DE LOS SÓLIDOS Y EDAD DE LOS LODOS

8.1. Definiciones y relaciones básicas

El tiempo de residencia medio verdadero de los sólidos, θ_m, es la relación entre la masa SS en el sistema y la entrada total de VSS en el mismo por síntesis de biomasa y trans-

porte hidráulico con la alimentación inicial. Haciendo referencia al cuadro 5.9 y a la figura 5.23, y suponiendo que la acumulación de VSS se produce esencialmente en el reactor (esto es, $X_{V,a}V$), se tiene:

$$\theta_m = \frac{\text{kg MLVSS en el reactor}}{\text{entrada total de VSS; kg/d}} = \frac{X_{V,a}V}{Y(S_F - S_e)Q_F + Q_F X_{V,F}} \quad \text{d} \qquad (5.163)$$

En condiciones de equilibrio, el denominador de la ecuación (5.163) se iguala a la producción total de VSS en el sistema. Del cuadro 5.9:

$$\theta_m = \frac{\text{kg MLVSS en el reactor}}{\text{producción total VSS; kg/d}} = \frac{X_{V,a}V}{Q_w X_{V,u} + k_d X_{V,a}V + Q_e X_{V,e}} \quad \text{d} \qquad (5.164)$$

Un concepto más util es el de la edad de los lodos θ_c, que se define como la relación de la masa de VSS en el sistema a la producción neta de biomasa ΔX_V:

$$\theta_c = \frac{X_{V,a}V}{\Delta X_V} \quad \text{d} \qquad (5.165)$$

De la ecuación (5.126):

$$\theta_c = \frac{X_{V,a}V}{Q_w X_{V,u} - Q_F X_{V,F} + Q_e X_{V,e}} \qquad (5.166)$$

La comparación de las ecuaciones (5.164) y (5.166) indica que la edad de los lodos se iguala al tiempo de residencia medio verdadero de los sólidos siempre que la pérdida endógena ($k_d X_{V,a}V$) y los VSS en la alimentación inicial ($Q_F X_{V,F}$) puedan despreciarse, esto es:

$$\theta_c = \theta_m = \frac{X_{V,a}V}{Q_w X_{V,u} + Q_e X_{V,e}} \qquad (X_{V,F} \approx 0, \quad k_d X_{V,a}V \approx 0) \qquad (5.167)$$

La producción neta de biomasa ΔX_V se purga intencionadamente casi en su totalidad ($Q_w X_{V,u}$), perdiéndose una pequeña parte en el rebosadero del clarificador ($Q_e X_{V,e}$). La ecuación (5.165) puede reagruparse en la forma siguiente:

$$\theta_c = X_{V,a}/(\Delta X_V/V) \qquad (5.168)$$

La comparación de la ecuación (5.168) con la definición de velocidad de crecimiento específico de la biomasa, μ, dada en la ecuación (5.75) conduce a:

$$\theta_c = 1/\mu \qquad (5.169)$$

En consecuencia, controlando la edad de los lodos, se hace lo propio con la velocidad específica de crecimiento de la biomasa en el sistema; cuanto menor sea la edad de los

lodos, mayor será la velocidad de crecimiento específico. Combinando las ecuaciones (5.76) y (5.169):

$$1/\theta_c = Yq - k_d \tag{5.170}$$

Esta es una relación fundamental entre edad de los lodos y velocidad específica de consumo de sustrato q. De la definición de q, dada por la ecuación (5.13), la ecuación (5.170), se convierte en:

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \frac{1}{X_{V,a}} \left(\frac{dS}{dt}\right)_a - k_d \tag{5.171}$$

En los casos en que sea válida la suposición de cinética de primer orden para describir el consumo de sustrato, esto es, cuando $(dS/dt)_a = KS_e$, ecuación (5.17), se tiene:

$$1/\theta_c = YkS_e - k_d \quad \text{(Cinética de primer orden)} \tag{5.172}$$

en la que $k = K/X_{V,a}$.

En la sección 11 se escribirá la ecuación (5.171) para los casos en que $(dS/dt)_a$ no pueda adecuarse a un modelo cinético de reacción de primer orden.

Análogamente, la ecuación (5.86), para la relación entre el parámetro de producción de lodos Y y el parámetro de producción neta Y_n, utilizando la definición de la edad de los lodos, esto es, la ecuación (5.169), se convierte en:

$$Y_n = \frac{Y}{1 + k_d\theta_c} \tag{5.173}$$

Ejemplo 5.3. Calcúlese la edad de los lodos θ_c para la planta de lodos activos diseñada en el ejemplo 5.2 (figura 5.26).

Solución. En la ecuación (5.165):

$$\Delta X_V = \begin{cases} \text{Verano: } 2213 \text{ kg/d} \\ \text{Invierno: } 2558 \text{ kg/d} \end{cases}$$

$$X_{V,a} = 3000 \quad \text{mg/l}$$

$$V = 4320 \text{ m}^3$$

Por lo tanto:

(a) Condiciones de verano:

$$\theta_c = \frac{(10^{-3})(3000)(4320)}{2213} = 5{,}86 \text{ d}$$

(b) Condiciones de invierno:

$$\theta_c = \frac{(10^{-3})(3000)(4230)}{2558} = 5{,}07 \text{ d}$$

Obsérvese que en el ejemplo 5.2 el tiempo de residencia hidráulico fue de 2,26 h, esto es:

$$t_h = V/Q_o = 4320/0{,}53 = 8151 \text{ s} \qquad (2{,}26 \text{ h})$$

y el tiempo de residencia basado en el caudal de alimentación inicial fue de 3 h, ya que:

$$t = V/Q_F = 4320/0{,}4 = 10800 \text{ s} \qquad (3{,}0 \text{ h})$$

8.2. Esquemas alternativos para la purga de lodos

Tradicionalmente, la corriente de purga se toma de la línea de reciclado (figura 5.1). En las ecuaciones (5.164), (5.166) y (5.167), se supuso este esquema de purga de lodos, y los kg/d de lodo purgado corresponden a la expresión $Q_w X_{v,u}$ en la que $X_{v,u}$ es la concentración de los VSS del licor en la línea de reciclado.

Sin embargo, la corriente de purga puede tomarse también o directamente del reactor (figura 5.27) o de su efluente (figura 5.28). Para cualquiera de estos dos últimos esquemas, la concentración de los VSS en la corriente de purga es $X_{v,a}$, que es menor que el valor $X_{v,u}$. En el caso típico del ejemplo 5.2, la relación $X_{v,u}/X_{v,a}$ era 12000/3000 = 4. Ya que los kg/d totales de lodos purgados para un diseño dado deben ser idénticos independientemente del esquema de purga adoptado, se tiene:

$$(Q_{w,1})(X_{v,u}) = (Q_{w,2})(X_{v,a})$$

en la que $Q_{w,1}$ es el caudal de la corriente de purga, para el esquema de la figura 5.1: $Q_{w,2}$ es el caudal de la corriente de purga para los dos esquemas de las figuras 5.27 y 5.28. Por lo tanto:

$$Q_{w,2}/Q_{w,1} = X_{v,u}/X_{v,a} \qquad (5.174)$$

En el caso del ejemplo 5.2, la relación de los caudales de las corrientes de purga sería (12000)/(3000) = 4, esto es, 4 veces superior cuando la purga se toma del reactor o del efluente del reactor en lugar de hacerlo de la línea de reciclado. Para el control del proceso, el esquema de purga desde el reactor o desde su efluente es preferible al que se hace desde la línea de reciclado. Esto es así debido a que la estabilidad de las condiciones de operación de la planta está menos afectada por las fluctuaciones en el caudal real Q_w respecto del valor calculado de equilibrio.

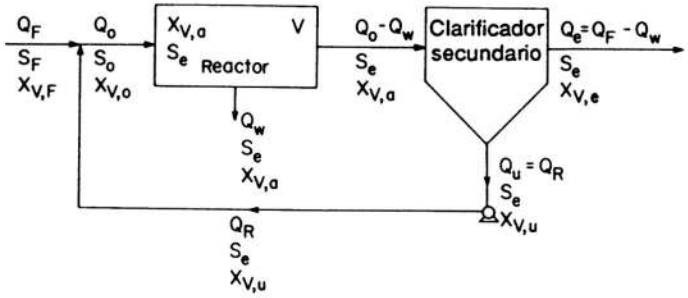


Fig. 5.27. Diagrama del reactor de mezcla completa con reciclado y purga directamente desde el reactor.

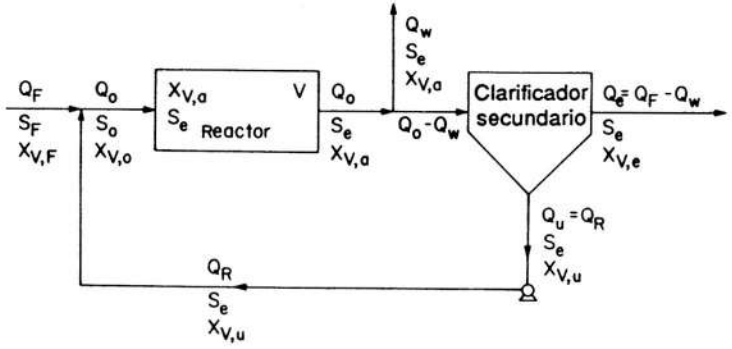


Fig. 5.28. Diagrama del reactor de mezcla completa con reciclado y purga directamente desde el efluente del reactor.

Las ecuaciones (5.164), (5.166) y (5.167) pueden volver a escribirse para estos esquemas alternativos de purga sustituyendo el término $Q_w X_{V,u}$ en los denominadores por $Q_w X_{V,a}$.

9. SOLUCIÓN ALTERNATIVA EN EL PROCEDIMIENTO DE DISEÑO DE LAS PLANTAS DE LODOS ACTIVOS BASADA EN LA SELECCIÓN DE UN VALOR PARA LA EDAD DE LOS LODOS

9.1. Introducción

En el procedimiento de diseño descrito en la sección 7.13 y desarrollado en el ejemplo 5.2, el proyectista selecciona los valores de S_e y $X_{V,a}$ como variables principales (véase el cuadro 5.13, solución 1). Basándose en estos valores seleccionados se calcula el tiempo de

CUADRO 5.13

*Soluciones de diseño de las plantas de lodos activos**

	Variables primarias seleccionadas	Valores calculados	Intervalo normal de valores primarios seleccionados		Intervalo normal de valores de r y q	
			Proceso convencional de lodos activos	Proceso de mezcla completa	Proceso convencional de lodos activos	Proceso de mezcla completa
Solución 1	S_e $X_{V,a}$	$t(V)$ θ_c	$0{,}05\ S_F \le S_e \le 0{,}15\ S_F$ 2000 mg/l $\le X_{V,a}$ $\le$ 3000 mg/l	$0{,}05\ S_F \le S_e \le 0{,}15\ S_F$ 3000 mg/l $\le X_{V,a}$ $\le$ 6000 mg/l	$0{,}25 \le r \le 0{,}5$	$0{,}25 \le r \le 1{,}0$
Solución 2	θ_c $t(V)$	S_e $X_{V,a}$	$5\ \text{d} \le \theta_c \le 15\ \text{d}$ $4\ \text{h} \le t \le 8\ \text{h}$	$5\ \text{d} \le \theta_c \le 15\ \text{d}$ $3\ \text{h} \le t \le 5\ \text{h}$	$0{,}2\ \text{d}^{-1} \le q \le 0{,}4\ \text{d}^{-1}$	$0{,}2\ \text{d}^{-1} \le q \le 0{,}6\ \text{d}^{-1}$

Nota: Información básica de diseño para ambas soluciones (véase la figura 5.26).

(*a*) Parámetros biocinéticos: k, Y, k_d, a y b;

(*b*) Datos básicos de diseño: 1. Q_F, S_F, T_F, $X_{V,F}$, NTK y P en la alimentación inicial, T_a, F_v, especificaciones del clarificador secundario. (Relación $X_{V,u}/X_{V,a}$ y sólidos volátiles permisibles en el rebosadero del clarificador.)

2. Datos de los aireadores y su disposición (capítulo 4): α, β (o $C_{s,w}$), C_L y características de los aireadores.

* Tomada de la referencia [7].

residencia t requerido para alcanzar un efluente S_e cuando la concentración de biomasa es $X_{v,a}$. A partir de este tiempo de residencia, se dimensiona el reactor ($V = Q_F t$) y se llevan a cabo todos los cálculos restantes de diseño incluyendo el de la edad de los lodos, θ_c (ejemplo 5.3).

El lector puede darse cuenta de que la elección de S_e y $X_{v,a}$, como variables principales es algo arbitrario. Podría haberse utilizado un procedimiento inverso, al que se denomina solución 2 (cuadro 5.13). En esta solución el proyectista comienza seleccionando valores para la edad de los lodos θ_c y el tiempo de residencia t. Se calculan a continuación valores de equilibrio S_e y $X_{v,a}$, compatibles con los elegidos para θ_c y t.

En el cuadro 5.13 se indican asimismo intervalos típicos de valores de las variables primarias elegidas en plantas convencionales de lodos activos y para una variación de la planta convencional, concretamente la que corresponde al proceso de lodos activos por mezcla completa. La única diferencia entre los dos procesos es la disposición física de la entrada y la salida del licor en el reactor (véase el capítulo 6 en el que se describe el proceso de lodos activos por mezcla completa). En el proceso de mezcla completa, la disposición garantiza unas condiciones excelentes de mezcla. El procedimiento de diseño desarrollado en la sección 7.13 se basa en la suposición de mezcla completa. En consecuencia no existe diferencia básica en el procedimiento de cálculo para el sistema convencional y el de mezcla completa. En el cuadro 5.13 se indican también los intervalos típicos de valores para la relación de reciclado r y la velocidad específica de consumo de sustrato. Puede observarse que los valores de $X_{v,a}$, S_e, t, θ_c, r y q del ejemplo 5.2 caen dentro del margen de valores típicos de un proceso de mezcla completa.*

9.2. Ecuaciones de los valores de equilibrio de S_e y $X_{v,a}$ en el procedimiento de diseño basado en la selección de la edad de los lodos como variable fundamental

En esta sección se desarrollan las ecuaciones de los valores de equilibrio de S_e y $X_{v,a}$ en función de la edad de los lodos θ_c, para su empleo en la solución 2 de diseño (cuadro 5.13). Como es lógico, en el caso de la solución 1, que se utilizó en el diseño presentado en el ejemplo 5.2, no se requerían ecuaciones para S_e y $X_{v,a}$, ya que los valores de estas cantidades se elegían al comienzo del procedimiento de diseño.

9.2.1 Ecuación del valor de equilibrio de S_e

La obtención de esta ecuación se basa en la ecuación (5.171). Para el caso especial en que el consumo de sustrato sigue una reacción de primer orden, $(dS/dt)_a = KS_e$, la ecua-

* $X_{v,a} = 3000$ mg/l; $S_e = 0{,}1\ S_F = 20$ mg/l; $t = 3$ h; $\theta_c = 5{,}07$ d; $r = 0{,}326$ y $q = kS_e = 0{,}024 \times 20 = 0{,}48\ d^{-1}$.

ción (5.171) conduce a la ecuación (5.172). Despejando S_e en la ecuación (5.172):

$$S_e = (1 + k_d\theta_c)/Yk\theta_c \quad \text{(Cinética de primer orden)} \tag{5.175}$$

En los casos en que la suposición de cinética de primer orden no sea válida, debe partirse de la ecuación (5.171) con la expresión adecuada de $(dS/dt)_a$, y despejar entonces S_e. En la sección 11 se llevará a cabo este ejercicio para diferentes modelos cinéticos. Debe recordarse que la forma de la ecuación final de S_e depende del modelo cinético elegido para explicar el consumo de sustrato.

9.2.2 Ecuación del valor de equilibrio de $X_{v,a}$

El cálculo de este valor se basa en la ecuación (5.170). Sustituyendo en la ecuación (5.170) la definición de velocidad específica de consumo de sustrato, q, dada en la ecuación (5.116) se obtiene:

$$1/\theta_c = Y[(S_F - S_e)/X_{v,a}t] - k_d \tag{5.176}$$

Despejando $X_{v,a}$

$$X_{v,a} = (1/t)[\theta_c Y(S_F - S_e)]/(1 + k_d\theta_c) \quad \text{(independiente del modelo cinético)} \tag{5.177}$$

en la que $t = V/Q_F$.

La forma de la ecuación (5.177) es independiente del modelo cinético elegido para explicar el consumo de sustrato, ya que la ecuación (5.116) es la definición general de velocidad específica de consumo de sustrato q.

En consecuencia, si se sigue la solución 2, se seleccionan los valores de θ_c y t. El volumen del reactor se calcula a partir de $V = Q_F t$. Se calcula a continuación S_e con la ecuación (5.175) suponiendo cinética de primer orden (o con las correspondientes ecuaciones de S_e para otros modelos cinéticos, que se presentan en la sección 11). A continuación, se calcula $X_{v,a}$ con la ecuación (5.177). Esto ha sido realizado para las aguas residuales del ejemplo 5.2, suponiendo primero $S_F = 200$ mg/l y después $S_F = 100$ mg/l. Se mantuvo en todos los cálculos el valor de $t = 0{,}125$ d (= 3 h) y θ_c se varió para estudiar el efecto de la edad de los lodos sobre S_e y $X_{v,e}$. El resultado de estos cálculos se presenta en el cuadro 5.14 y aparecen dibujados en la figura 5.29.

En el ejemplo 5.5, sección 11.8, se desarrolla la solución 2 para el caso en que no se cumpla la relación cinética de primer orden.

9.3. Discusión de las gráficas de S_e (y $X_{v,a}$) en función de θ_c

La observación de la ecuación (5.175) indica que la DBO de la alimentación inicial, S_F, no tiene efecto sobre el valor de la DBO del efluente, S_e. En consecuencia, la curva de S_e

CUADRO 5.14

*S_e en función de θ y $X_{V,a}$ en función de θ_c en el ejemplo 5.2**

		$X_{V,a}$: ecuación (5.177)	
θ_c, d	S_e; ecuación (5.175) (Casos 1 y 2)	Caso 1 $S_F = 200$ mg/l	Caso 2 $S_F = 100$ mg/l
0,424	200	0	—
0,60	142,4	135	—
0,75	114,7	248	—
0,864	100,0	333	0
1,00	87,0	433,5	49,8
2,00	45,2	1141	404
3,00	31,3	1795	731
4,00	24,4	2400	1033
5,07	20,0	3000	1334
7,00	15,4	3982	1824

* Valores supuestos (en todos los casos):

$t = 0{,}125$ d (= 3 h)

$k = 0{,}024$ d^{-1} × l/mg (0,001 h^{-1} × l/mg)

$Y = 0{,}5$

$k_d = 0{,}0426$ d^{-1} (0,00178 h^{-1})

Valores de S_F:

Caso 1. $S_F = 200$ mg/l

Caso 2. $S_F = 100$ mg/l

en función de θ_c es única tal como se presenta en la figura 5.2, independientemente del valor de S_F. Este comportamiento puede resultar inexplicable a primera vista. Podría esperarse que aumentando la DBO del afluente se tendría un valor superior de S_e. De hecho, podría suponerse que la conducta real, en lugar de ser la representada en la figura 5.29, en la que hay una curva única S_e en función de θ_c independientemente del valor de S_F, fuera la que se muestra en la figura 5.30. En la figura 5.30, cuanto mayor sea el valor de S_F mayor será el de S_e para un valor dado de θ_c. En lugar de una curva única de S_e en función de θ_c, la figura 5.30 muestra curvas individuales de S_e en función de θ_c para cada valor de S_F.

La explicación de esta contradicción aparente es la que sigue. A mayores concentraciones de productos orgánicos en el afluente, S_F, se producen concentraciones de sólidos en equilibrio $X_{V,a}$, superiores [véase ecuación (5.177)]. Esto a su vez significa consumos mayores de DBO. Cuando se postula el modelo de reacción de primer orden para explicar el

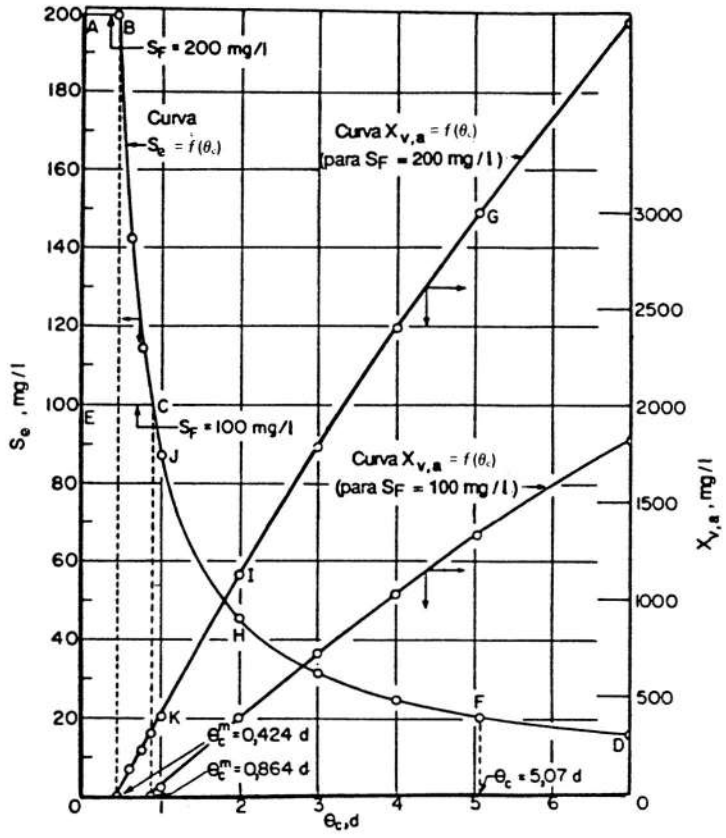


Fig. 5.29. Gráficos de S_e en función de θ_c y $x_{v,a}$ en función de θ_c para las aguas residuales del ejemplo 5.2. (Disminución de la DBO según cinética de primer orden.)

consumo de DBO, esta concentración superior de sólidos en equilibrio proporciona el aumento exigido en el consumo de la DBO para contrarrestar el efecto del aumento de S_F. Por lo tanto, la S_e resultante para un mismo θ_c no varía.

En la sección 11, se describirá otro modelo de consumo de sustrato (el modelo de Grau) con el cual se predicen curvas de S_e en función de θ_c como las de la figura 5.30. Para aquellas

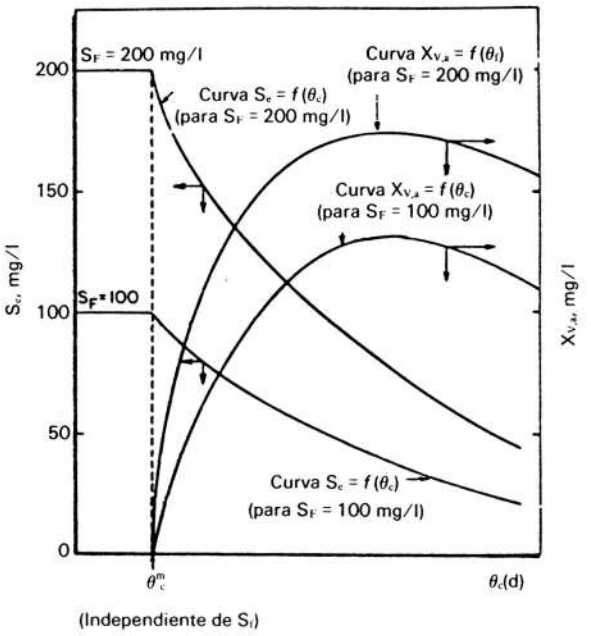


Fig. 5.30. Gráficos típicos de S_e en función de θ_c y $X_{v,a}$ en función de θ_c (Modelo de Grau).

situaciones en las que es aplicable el modelo de reacción de primer orden, la figura 5.29 describe con exactitud el comportamiento real para los datos experimentales. Hay casos sin embargo, en que el modelo de Grau es una mejor representación de la realidad física. En tales casos, las velocidades de consumo de DBO más altas que resultan de una mayor concentración de sólidos en equilibrio no son suficientes para compensar completamente el efecto de mayores S_F, y como resultado se produce algún aumento en la DBO del efluente tal como se indica en la figura 5.30. La ecuación del modelo de Grau para S_e, que se presenta en el cuadro 5.16 [esto es, $S_e = S_F\,(1 + k_d\theta_c)/(Yk_1\theta_c]$, a diferencia de la ecuación (5.175), indica que S_e no solamente es función de θ_c, sino que también depende de S_F.

9.4. Relación entre parámetro A/M y la edad de los lodos

En la nota a pie de página en la sección 5 se demostró que $q \approx A/M$ (ecuación 5.76a). Combinando este resultado con la ecuación (5.170) tenemos:

$$1/\theta_c \approx Y(A/M) - k_d \qquad (5.170a)$$

Esta ecuación muestra que control de la relación A/M implica control de la edad del lodo, y viceversa. En la práctica, el operador selecciona un valor medio de A/M que esté en la vecindad del óptimo (véase figura 5.11). El valor apropiado para la edad de los lodos puede entonces ser calculado con la ecuación (5.170a). La edad de los lodos puede ser mantenida a un valor constante por el operador de la planta, aumentando o disminuyendo el caudal de la corriente de purga. En consecuencia, la edad de los lodos puede ser utilizada como variable de control. Si, por ejemplo, se produce lodo inflado («bulking»), que es asociado a valores altos de A/M (véase la figura 5.11), la medida correctiva consistiría en reducir A/M. Como se indica en la ecuación (5.170a) esto podría ser obtenido aumentando la edad de los lodos, lo que ocurriría disminuyendo el caudal de la corriente de purga.

Procediéndose de esta manera (véase figura 5.29), una condición de régimen estacionario sería eventualmente alcanzada de nuevo, correspondiente a valores específicos de S_e y $X_{v,a}$. Para evitarse choques operacionales, esto es para que las condiciones de operación estén siempre cerca de las descritas por las curvas en régimen estacionario de la figura 5.29, los ajustes de caudal para la corriente de purga deben ser graduales, posiblemente en torno de 10% diario.

10. AGOTAMIENTO

10.1. Conceptos de agotamiento y edad mínima de los lodos

Examinando la figura 5.29, puede llevarse a cabo otra observación interesante. Obsérvese que la curva de S_e en función de θ_c para el caso de $S_F = 200$ mg/l es ABCD y que para el caso de $S_F = 100$ mg/l es ECD. En consecuencia, para cada S_F hay un valor mínimo de θ_c, al que se denomina θ_c^m, por debajo del cual no hay consumo de DBO en absoluto. De la figura 5.29:

$$\text{Para } S_F = 200 \quad \text{mg/l} \qquad \theta_c^m = 0{,}424 \quad \text{d}$$

$$\text{Para } S_F = 100 \quad \text{mg/l} \qquad \theta_c^m = 0{,}864 \quad \text{d}$$

Este valor de θ_c^m se denomina *edad mínima de los lodos.* La explicación de esta situación es como sigue. Considérese la planta de lodos activos trabajando en condiciones de equilibrio, esto es, en régimen estacionario, que se indica en la figura 5.26:

$$S_F = 200 \text{ mg/l}$$

$$t = 0{,}125 \text{ d } (= 3 \text{ h})$$

$$\theta_c = 5{,}07 \text{ d}$$

$$S_e = 20 \text{ mg/l}$$

$$X_{v,a} = 3000 \text{ mg/l}$$

Esto corresponde a los puntos F y G de la figura 5.29. Bajo condiciones de equilibrio, la velocidad a la cual se consume la biomasa en el efluente del reactor está equilibrada exactamente por la velocidad a la cual la biomasa entra en el afluente al reactor y por la producción neta de biomasa dentro del reactor. Por lo tanto, la concentración de biomasa dentro del reactor permanece a un valor de equilibrio de 3000 mg/l (punto G). Redúzcase ahora instantáneamente la edad de los lodos a un valor $\theta_c = 2$ d. Esto puede hacerse mediante un aumento del caudal de purga Q_w. Esta perturbación conducirá momentáneamente a una situación de desequilibrio con valores cambiantes de S_e y $X_{V,a}$.

Eventualmente, se alcanzará de nuevo una situación de equilibrio correspondiente a los puntos H e I en la figura 5.29, esto es:

$$S_F = 200 \text{ mg/l}$$

$$t = 0{,}125 \text{ d } (= 3 \text{ h})$$

$$\theta_c = 2 \text{ d}$$

$$S_e = 45{,}2 \text{ mg/l}$$

$$X_{V,a} = 1141 \text{ mg/l}$$

Después de que se haya alcanzado esta situación de equilibrio, el operador aumenta de nuevo el caudal de purga Q_w de forma tal que la edad de los lodos descienda a un día. De nuevo momentáneamente se presenta una situación de desequilibrio, que vuelve a corregirse, correspondiendo a los puntos J y K de la figura 5.29, esto es:

$$S_F = 200 \text{ mg/l}$$

$$t = 0{,}125 \text{ d } (= 3 \text{ h})$$

$$\theta_c = 1 \text{ d}$$

$$S_e = 87 \text{ mg/l}$$

$$X_{V,a} = 433{,}5 \text{ mg/l}$$

Continuando este proceso de reducciones graduales o escalonadas de θ_c, se alcanza un valor de $\theta_c = \theta_c^m = 0{,}424$ d para el cual la DBO del efluente iguala a la del afluente, esto es, $S_e = S_F = 200$ mg/l y la concentración de equilibrio de biomasa en el reactor $X_{V,a}$, desciende a cero. Obsérvese en la figura 5.26 que el clarificador secundario es un sistema de concentración que opera a una relación $X_{V,u}/X_{V,a} = \gamma$, que para el caso del ejemplo 5.2 era $\gamma = 12000/3000 = 4$. Supóngase que esta relación γ permanece a un valor constante $\gamma = 4$ mientras se llevan a cabo las reducciones graduales de θ_c. Conforme $X_{V,a}$ tiende a cero, así lo hace $X_{V,u}$, ya que $X_{V,u} = \gamma X_{V,a}$. En consecuencia, el reciclado de lodos no evita la

caída del valor de equilibrio de $X_{V,a}$ hasta cero ya que la concentración de sólidos en la corriente de reciclado en el caso límite de $\theta_c = \theta_c^m$ se hace también cero.

Este fenómeno que supone la caída de la concentración de biomasa hasta cero y una condición por la cual no se consume sustrato en absoluto se denomina *agotamiento*. El lodo se agota literalmente del sistema, ya que para $\theta_c < \theta_c^m$, se consume a una velocidad más elevada que la de formación. Por esta razón la edad mínima de los lodos θ_c^m se denomina también *tiempo de agotamiento.*

Puede hacerse otra observación importante. Si en una planta de lodos activos, a diferencia de la del ejemplo 5.2 (figura 5.26) en la que $X_{V,F} = 0$, hubiera VSS que entrara con la alimentación inicial (esto es, $X_{V,F} > 0$), el agotamiento total sería imposible. La presencia de células en la corriente de entrada asegura que también existirán células en el reactor. En tanto en cuanto hay sólidos biológicos en el reactor se presenta un consumo finito de sustrato, $(S_F - S_e)$. Ya que en la ecuación (5.177), $(S_F - S_e)$ es pequeño aunque finito, $X_{V,a}$ no puede nunca hacerse cero.

10.2. Ecuación de la edad mínima de los lodos, θ_c^m

Ya que para $\theta_c = \theta_c^m$, S_e se hace igual a S_F las ecuaciones de θ_c^m pueden obtenerse fácilmente de las relaciones de equilibrio de S_e haciendo $S_e = S_F$ y despejando θ_c. Este valor corresponde a θ_c^m.

Tal como se describió en la sección 9.2, la forma de la expresión de S_e depende del modelo cinético que define el consumo de sustrato. La ecuación (5.175) es válida solamente para el caso de consumo de DBO en reacción de primer orden. En este caso, haciendo $S_e = S_F$ en la ecuación (5.175), $\theta_c = \theta_c^m$ y despejando θ_c^m:

$$\theta_c^m = \frac{1}{YkS_F - k_d} \quad \text{(Cinética de primer orden)} \qquad (5.178)$$

En la sección 11, se desarrollarán ecuaciones de θ_c^m para los casos en que no sea aplicable el modelo de cinética de primer orden.

Cuando se utiliza la solución 1 para el diseño (cuadro 5.13) no se considera el agotamiento. Ya que en esta solución el diseño se basa en un valor de equilibrio finito de $X_{V,a}$ elegido, la θ_c calculada correspondiente será ciertamente mayor que θ_c^m. Sin embargo, siempre que se utilice la solución 2, es útil calcular al comienzo el valor de θ_c^m y elegir un valor de θ_c superior a θ_c^m.

Ejemplo 5.4. Para el caso de las aguas residuales del ejemplo 5.2, calcúlese la edad mínima de los lodos para los casos de $S_F = 200$ mg/l y 100 mg/l.

Solución. 1. Para $S_F = 200$ mg/l, de la ecuación (5.178). (Véase la figura 5.29),

$$\theta_c^m = \frac{1}{(0{,}5)(0{,}024)(200) - 0{,}0426} = 0{,}424 \text{ d}$$

En este caso, S_e calculado con la ecuación (5.175) es:

$$S_e = \frac{1 + (0{,}0426)(0{,}424)}{(0{,}5)(0{,}024)(0{,}424)} = 200 \text{ mg/l}$$

como podría esperarse y $X_{V,a}$ según la ecuación (5.177) es cero, ya que $S_F = S_e$.

2. Para $S_F = 100$ mg/l, de la ecuación (5.178):

$$\theta_c^m = \frac{1}{(0{,}5)(0{,}024)(100) - 0{,}0426} = 0{,}864 \text{ d}$$

(Véase la figura 5.29).

En este caso, S_e y $X_{V,a}$ calculados con las ecuaciones (5.175) y (5.177) son, respectivamente, 100 mg/l y cero.

10.3. Correspondencia entre relación de reciclado *r* y edad de los lodos θ_c

Considérese la figura 5.1 y escríbase un balance de materia de la biomasa alrededor del reactor:

$$\begin{bmatrix}\text{Velocidad neta de cambio de MLVSS en el reactor}\end{bmatrix} = \begin{bmatrix}\text{Velocidad de entrada de VSS en la alimentación inicial}\end{bmatrix} + \begin{bmatrix}\text{Velocidad de entrada de VSS en la corriente de reciclado}\end{bmatrix} + \begin{bmatrix}\text{Velocidad de producción de VSS en el reactor}\end{bmatrix} - \begin{bmatrix}\text{Velocidad de salida de VSS con el efluente del reactor}\end{bmatrix} \quad (5.179)$$

Bajo las condiciones de equilibrio, la concentración de MLVSS en el reactor permanece constante y por tanto desaparece el primer miembro de la ecuación (5.179). Los términos del segundo miembro de la ecuación (5.179) son respectivamente:

$$\begin{bmatrix}\text{Velocidad de entrada de VSS en la alimentación inicial}\end{bmatrix} = Q_F X_{V,F} \quad (5.180)$$

$$\begin{bmatrix}\text{Velocidad de entrada de VSS en el reciclado}\end{bmatrix} = Q_R X_{V,u} = r Q_F X_{V,u} \quad (5.181)$$

$$\left[\begin{array}{c}\text{Velocidad de}\\ \text{producción de VSS en}\\ \text{el reactor}\end{array}\right] = \left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_g V; \text{ y de la ecuación (5.81)}$$

$$= [Y(dS/dt)_a - k_d X_{V,a}]V) \qquad (5.182)$$

$$\left[\begin{array}{c}\text{Velocidad de}\\ \text{salida de VSS en el}\\ \text{efluente del reactor}\end{array}\right] = Q_o X_{V,a} = Q_F(r+1)X_{V,a} \qquad (5.183)$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación (5.179), para el caso de condiciones de equilibrio:

$$0 = Q_F X_{V,F} + rQ_F X_{V,u} + \left[Y\left(\frac{dS}{dt}\right)_a - k_d X_{V,a}\right]V - Q_F(r+1)X_{V,a} \qquad (5.184)$$

Obsérvese en la ecuación (5.184) que el único término que podría depender del modelo elegido para describir el consumo de sustrato es $Y\,(dS/dt)_a$. Si se supone que la cinética de primer orden describe adecuadamente el consumo de sustrato, en ese caso de la ecuación (5.17), $(dS/dt)_a = KS_e$, en la que $K = kX_{V,a}$. Por ello, en este caso:

$$Y(dS/dt)_a = YkX_{V,a}S_e \text{ (Cinética de primer orden)} \qquad (5.185)$$

Para el caso del modelo cinético de primer orden, S_e viene dado por la ecuación (5.175). La sustitución de S_e en la ecuación (5.185) por su valor en la ecuación (5.175) conduce después de simplificación, a:

$$Y(dS/dt)_a = X_{V,a}(1 + k_d\theta_c)/\theta_c \qquad (5.186)$$

Realmente, se presentará en la sección 11.8 que para otros modelos que se describirán en ella (relación hiperbólica rectangular, cinética de orden cero y modelo de Grau) la expresión de $Y(dS/dt)_a$ vendrá todavía dada por la ecuación (5.186). En consecuencia, la ecuación (5.188) que se escribe a continuación por sustitución de $Y(dS/dt)_a$, dado por la ecuación (5.186) en la ecuación (5.184), no está restringida a la cinética de primer orden:

$$0 = Q_F X_{V,F} + rQ_F X_{V,u} + \left[X_{V,a}\frac{1 + k_d\theta_c}{\theta_c} - k_d X_{V,a}\right]V - Q_F(r+1)X_{V,a} \qquad (5.187)$$

Simplificando esta ecuación y despejando $1/\theta_c$:

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{Q_F}{V}\left[1 + r - r\frac{X_{V,u}}{X_{V,a}} - \frac{X_{V,F}}{X_{V,a}}\right] \qquad (5.188)$$

Ya que $V/Q_F = t$, la ecuación (5.188) indica que:

$$\theta_c = f\left(t, \frac{X_{V,u}}{X_{V,a}}, r, X_{V,F}\right) \tag{5.189}$$

Con frecuencia $X_{V,F} \approx 0$. Haciendo $X_{V,u}/X_{V,a} = \gamma$, se tiene:

$$\theta_c = f(t, \gamma, r) \tag{5.190}$$

La relación de concentración γ depende del diseño del clarificador secundario y de las características de sedimentación del lodo.

11. LA ECUACIÓN DE MICHAELIS-MENTEN

11.1 Deducción de la ecuación de Michaelis-Menten

En la sección 3.1 se mencionó que la suposición de cinética de primer orden para explicar el consumo de sustrato era válida solamente para concentraciones bajas del mismo. Ya que este es el caso normal en la operación de los reactores biológicos de las plantas de lodos activos, la red de ecuaciones para el consumo de sustrato obtenidas hasta ahora se basaban en este modelo de reacción de primer orden. La ecuación de Michaelis-Menten proporciona una representación general de la cinética del consumo de sustrato, que se presenta en esta sección. Se demostrará aquí que la ecuación de Michaelis-Menten se reduce al modelo cinético de primer orden cuando se aplica en la zona de concentraciones bajas de sustrato. Asimismo tal como se señaló en la sección 3.1, la ecuación de Michaelis-Menten se reduce a un modelo cinético de orden cero cuando se aplica en la zona de concentraciones elevadas de sustrato. En la región de concentraciones intermedias de sustrato la aplicación de la ecuación de Michaelis-Menten conduce a un modelo cinético de orden comprendido entre cero y uno.

La formulación de la ecuación de Michaelis-Menten se basa en estudios con cultivo puro. Sin embargo, se emplea para determinar la cinética de la degradación de sustratos mediante una población heterogénea de microorganismos, como en el caso de los procesos de lodos activos.

La degradación de los residuos mediante microorganismos se lleva a cabo a través de una serie compleja de reacciones químicas. Estas reacciones están catalizadas por catalizadores orgánicos (enzimas) presentes en los microorganismos. Normalmente, los enzimas son bastante específicos en sus funciones como catalizadores, esto quiere decir que un enzima dado cataliza normalmente una reacción química específica. Las bacterias contienen una gran variedad de enzimas, siendo cada uno de ellos responsable de una pequeña etapa en el complejo proceso del metabolismo biológico.

La acción de los enzimas se representa por la ecuación química siguiente:

$$\text{Sustrato} + \text{Enzima} \rightleftharpoons \text{Compejo enzima-sustrato} \rightleftharpoons \text{Enzima} + \text{Productos}$$

o simbólicamente:

$$[S] + [E] \underset{k_{-1}}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} [E\text{-}S] \underset{k_{-2}}{\overset{k_2}{\rightleftharpoons}} [E] + [P] \tag{5.191}$$

en la que las k representan las constantes de las velocidades de reacción. Tal como se indica en la ecuación (5.191), el sustrato y el enzima se unen para formar un complejo enzima-sustrato. Esto viene seguido por la rotura de este complejo, formándose los productos finales, esto es, biomasa ($C_5H_7NO_2$), CO_2, H_2O y otros. El enzima permanece inalterado y listo para volver a entrar en la reacción actuando por tanto como un catalizador.

La velocidad de consumo de sustrato se obtiene de la ecuación (5.191) haciendo la suposición de que la rotura del complejo enzima-sustrato es irreversible. Por ello, la ecuación (5.191) puede reescribirse como:

$$[S] + [E] \underset{k_{-1}}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} [E\text{-}S] \overset{k_2}{\rightarrow} [E] + [P] \tag{5.192}$$

Esta suposición es esencialmente correcta si se toman medidas inmediatamente después de la introducción del sustrato, lo que significa que se haya permitido muy poca formación de producto. Bajo estas circunstancias, ya que la velocidad de la reacción inversa:

$$[E] + [P] \overset{k_{-2}}{\rightarrow} [E\text{-}S]$$

viene dada por:*

$$k_{-2}[E][P]$$

y ya que $[P] \approx 0$, puede suponerse que la rotura del complejo enzima-sustrato es irreversible. Por lo tanto, la ecuación (5.191) se reescribe como ecuación (5.192). La velocidad de reacción medida bajo estas condiciones es la que se presenta inmediatamente después del contacto del sustrato y los microorganismos y se denomina velocidad inicial de reacción. Para desarrollar los datos cinéticos es necesario medir una serie de velocidades iniciales, correspondientes a diferentes concentraciones de sustrato inmediatamente después de que las muestras de sustrato se hayan puesto en contacto con los microorganismos.

La velocidad de consumo de sustrato, dS/dt, para el caso del reactor discontinuo de la figura 5.2, corresponde a la pendiente de la curva de la DBO de la figura 5.3 a cualquier tiempo especificado t, y a su vez correspondiente a una concentración S de sustrato. En las

* En la formulación que sigue los símbolos [S], [E], [E-S] y [P] se emplean para denotar concentraciones de sustrato, enzima, complejo enzima-sustrato y productos, respectivamente.

ecuaciones (5.13) y (5.16) se definió una velocidad específica de consumo de sustrato para el caso del reactor continuo de laboratorio sin reciclado:

$$q = -\frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right) = \frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right)_a = \frac{S_o - S_e}{X_{V,a}t_h}$$

o mediante la ecuación (5.116) para el reactor de la planta de lodos activos (con reciclado):

$$q = -\frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right) = \frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right)_a = \frac{S_F - S_e}{X_{V,a}t}$$

La velocidad de consumo de sustrato puede igualarse a la velocidad de formación de producto P, y viene dada por la ecuación (5.193):

$$q = k_2[\text{E–S}] \tag{5.193}$$

Análogamente, la velocidad de formación del complejo enzima-sustrato (E-S) es

$$\text{Velocidad de formación de (E-S)} = k_1[\text{S}][\text{E}] \tag{5.194}$$

La velocidad de conversión del complejo enzima-sustrato a E y S, es

$$\text{Velocidad de conversión de (E-S)} = k_{-1}[\text{E-S}] \tag{5.195}$$

Por lo tanto, el cambio neto de concentración de complejo enzima-sustrato es:

$$d[\text{E–S}]/dt = \underbrace{k_1[\text{S}][\text{E}]}_{\text{formación}} - \underbrace{k_{-1}[\text{E–S}]}_{\text{destrucción}} - \underbrace{k_2[\text{E–S}]}_{\text{destrucción}} \tag{5.196}$$

Hágase que E_t denote la concentración total de enzima en el sistema reaccionante. Ésta incluye no sólo el enzima libre (E) sino también el enzima en forma combinada como complejo enzima-sustrato (E-S), esto es, ecuaciones (5.197) y (5.198):

$$[E_t] = [\text{E}] + [\text{E–S}] \tag{5.197}$$

$$\therefore [\text{E}] = [\text{E}_t] - [\text{E–S}] \tag{5.198}$$

Sustituyendo [E] en la ecuación (5.196) por su valor dado en la ecuación (5.198) se llega a:

$$d[\text{E–S}]/dt = k_1([E_t] - [\text{E–S}])[\text{S}] - k_{-1}[\text{E–S}] - k_2[\text{E–S}] \tag{5.199}$$

En condiciones de equilibrio, esto es en régimen estacionario, se supone normalmente que la concentración de los complejos intermedios (complejo enzima-sustrato en este caso)

permanece inalterable. Esta suposición se denomina aproximación de equilibrio. Por lo tanto:

$$d[\text{E–S}]/dt = 0 \tag{5.200}$$

y la ecuación (5.199) se convierte en la ecuación (5.201):

$$k_1([\text{E}_t] - [\text{E–S}])[\text{S}] - k_{-1}[\text{E–S}] - k_2[\text{E–S}] = 0 \tag{5.201}$$

Despejando [E-S]:

$$[\text{E–S}] = \frac{[\text{E}_t][\text{S}]}{(k_{-1} + k_2)/k_1 + [\text{S}]} \tag{5.202}$$

El término $(k_{-1} + k_2)/k_1$ se denomina constante de Michaelis-Menten y se representa por K_s:

$$K_s = (k_{-1} + k_2)/k_1 \tag{5.203}$$

Por ello, la ecuación (5.202) puede reescribirse como ecuación (5.204):

$$[\text{E–S}] = \frac{[\text{E}_t][\text{S}]}{K_s + [\text{S}]} \tag{5.204}$$

Sustituyendo este valor en la ecuación (5.193), se obtiene la siguiente expresión para la velocidad específica de consumo de sustrato q:

$$q = k_2 \frac{[\text{E}_t][\text{S}]}{K_s + [\text{S}]} \quad \begin{matrix}\text{(Ecuación de} \\ \text{Michaelis-Menten)}\end{matrix} \tag{5.205}$$

Para el reactor continuo en las condiciones de equilibrio, $[\text{S}] = S_e$, y la ecuación (5.200) se convierte en:

$$q = k_2[\text{E}_t] \frac{S_e}{K_s + S_e} \tag{5.206}$$

11.2. Corolarios a la ecuación de Michaelis-Menten

Los dos corolarios establecidos en la sección 3.1 se obtienen de la ecuación (5.206).

Corolario 1. Concentraciones elevadas de sustrato.

A concentraciones elevadas de sustrato:

$$S_e \gg K_s \tag{5.207}$$

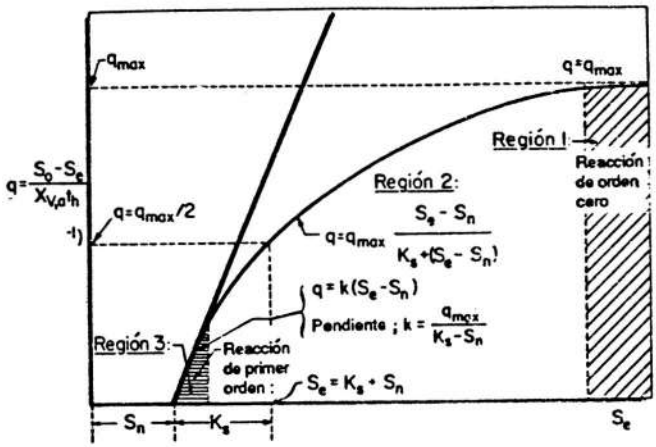


Fig. 5.31. Representación de q en función de S_e.

Despreciando K_s en el denominador de la ecuación (5.206) al compararlo con S_e, y simplificando:

$$q = k_2[E_t] = q_{max} \tag{5.208}$$

La ecuación (5.208) indica que a concentraciones elevadas de sustrato su consumo se lleva a cabo a una velocidad máxima (q_{max}) independiente de la concentración. Se supone que, a estas concentraciones elevadas, todos los puntos activos de los enzimas están saturados con sustratos, y por ello, la reacción transcurre lo más deprisa posible independientemente de la concentración de sustrato (reacción de orden cero). Esto corresponde a la sección de la curva de la DBO de la figura 5.3, obtenida con el reactor discontinuo de laboratorio (sección 3.1) desde el tiempo cero hasta un tiempo t', en la que la tangente de la curva de la DBO coincide esencialmente con la propia curva (pendiente constante).

Con los datos de laboratorio obtenidos con reactores continuos puede prepararse una representación de $q = (S_o - S_e)/X_{v,a}t_h$ frente a S_e, para un intervalo más amplio de concentraciones de S_e que el cubierto en la figura 5.5. En este caso, se obtiene la hipérbola rectangular presentada en la figura 5.31. La región de concentraciones elevadas de sustrato incluye valores desde el extremo derecho de la gráfica hasta la concentración S' (que corresponde al tiempo t' de la figura 5.3). Ésta es la región en la que $q = q_{max}$ = constante, independiente de la concentración de sustrato.

De la ecuación (5.208) puede reescribirse la ecuación (5.206) como sigue:

$$q = q_{max}S_e/(K_s + S_e) \tag{5.209}$$

Corolario 2. A concentraciones bajas de sustrato:

$$S_e \ll K_s \tag{5.210}$$

Despreciando S_e en el denominador de la ecuación (5.209) al compararlo con K_s:

$$q = (q_{max}/K_s)S_e \tag{5.211}$$

Ya que q_{max} y K_s son constantes para un agua residual específica, la ecuación (5.211) puede reescribirse como:

$$q = kS_e \tag{5.212}$$

en la que:

$$k = q_{max}/K_s \tag{5.213}$$

La ecuación (5.212) indica que a concentraciones bajas de sustrato el consumo del mismo sigue una cinética de primer orden. En la figura 5.31 esto corresponde a la sección de la curva desde el valor de abscisas $S_e = 0$, hasta $S_e = S''$. En esta zona, la curva está sustituida esencialmente por una línea recta que pasa por el origen (con pendiente = k). Esta situación corresponde a la encontrada en la figura 5.5 (sección 3.2). En efecto, la figura 5.31

CUADRO 5.15

Resumen de las relaciones cinéticas de la velocidad de consumo de sustrato (véase la figura 5.31)

1. Concentraciones elevadas (región 1, figura 5.31):

$$q = \frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right)_a = \frac{S_o - S_e}{X_{V,a}t_h} = q_{max} \tag{5.208}$$

(Línea recta paralela al eje de abscisas)

Si $S_e \gg K_s$

2. Concentraciones intermedias (región 2, figura 5.31):

$$q = \frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right)_a = \frac{S_o - S_e}{X_{V,a}t_h} = q_{max}\frac{S_e}{K_s + S_e} \tag{5.209}$$

(Hipérbola rectangular)

Si $K_s \gg S_e$

3. Concentraciones bajas (región 3, figura 5.31):

$$q = \frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right)_a = \frac{S_o - S_e}{X_{V,a}t_h} = \frac{q_{max}}{K_s}S_e = kS_e \tag{5.212}$$

(Línea recta que pasa por el origen)

Modelo de Michaelis-Menten

4. Modelo de Grau

$$q = \frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right)_a = \frac{S_o - S_e}{X_{V,a}t_h} = k_1\frac{S_e}{S_o} \tag{5.217}$$

hasta $S_e = S''$ es idéntica a la figura 5.5 que se utilizó para determinar la constante de la velocidad de consumo, k, a partir de una serie de reactores de laboratorio en continuo funcionamiento en paralelo. Si se hubieran ampliado estos experimentos hasta mayores concentraciones de sustrato, la línea recta se habría transformado en una curva semejante a la de la figura 5.31. Ya que la operación de los reactores aerobios en continuo se lleva normalmente a concentraciones bajas de sustrato, la relación de línea recta puede aplicarse sin problemas.

En el cuadro 5.15 se resumen las relaciones cinéticas de las tres regiones indicadas en la figura 5.31. Además, se incluye el modelo de Grau que se discute en la sección 11.7.

11.3. Significado de la constante K_s de Michaelis-Menten

Con la ecuación (5.209) se demuestra que K_s es igual a la concentración de sustrato cuando la velocidad de su consumo q se hace igual a la mitad del máximo, esto es, cuando $q = q_{max}/2$. Esto se demuestra haciendo $q = q_{max}/2$ en la ecuación (5.209) y despejando S_e. El resultado final es:

$$S_e = K_s \quad (\text{para } q = q_{max}/2)$$

Esta situación está indicada en la figura 5.31.

11.4. Determinación de los parámetros K_s y q_{max}: la representación Lineweaver-Burk

Para la región de concentraciones bajas de sustrato, la relación cinética es la ecuación (5.212) que incluye solamente un parámetro, k, que se determina fácilmente con la pendiente de la recta. Esto se presentó numéricamente en el ejemplo 5.1.

En el caso más general, la relación cinética es la descrita por la hipérbola rectangular, ecuación (5.209), que incluye dos parámetros K_s y q_{max}. Estos parámetros pueden estimarse en la figura 5.31 como sigue: (1) se traza una línea asintótica a la curva, paralela al eje de abscisas; la ordenada de esta línea será q_{max}; (2) se marca una ordenada $q_{max}/2$ en la gráfica; la abscisa correspondiente será K_s. Sin embargo, este procedimiento es inexacto ya que se basa en el trazado de una línea asintótica a una curva. En general, como es el caso de todos los procedimientos gráficos utilizados en la sección 6.3, la determinación de los parámetros biocinéticos se lleva a cabo mejor reagrupando la ecuación pertinente hacia una forma lineal, y obteniendo los parámetros deseados de la pendiente o de la ordenada en el origen de estas rectas. A continuación se utiliza este procedimiento para la determinación de los parámetros K_s y q_{max} en la relación general hiperbólica, ecuación (5.209). Se reagrupa primero la ecuación (5.209) en una forma lineal mediante su recíproco. El resultado es:

$$\frac{1}{q} = \frac{1}{q_{max}} \frac{K_s + S_e}{S_e} = \frac{K_s}{q_{max}} \frac{1}{S_e} + \frac{1}{q_{max}} \tag{5.214}$$

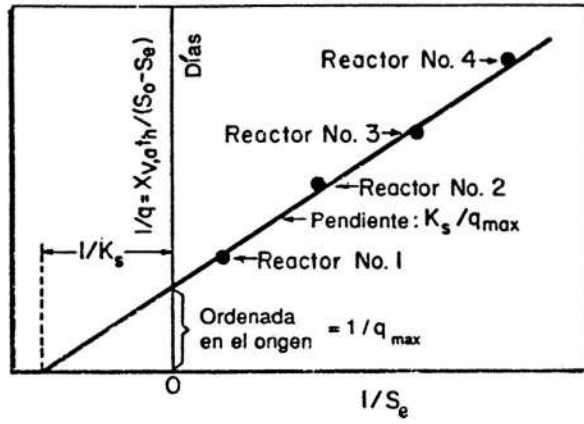


Fig. 5.32. Representación de Lineweaver-Burk.

Basándose en la ecuación (5.214), se construye una representación de $1/q = X_{V,a}t_h/(S_o - S_e)$ en función de $1/S_e$. De acuerdo con la ecuación (5.214), esto conduciría a una línea recta de pendiente igual a K_s/q_{max} y a una ordenada en el origen igual a $1/q_{max}$. De esta forma se determinan fácilmente los valores de K_s y q_{max}. Esta gráfica, que se presenta en la figura 5.32, se conocen como la representación de Lineweaver-Burk [5]. Como puede verse fácilmente en la ecuación (5.214), la intersección en abscisas corresponde a $(-1/K_s)$, ya que para $1/q = 0$ la ecuación conduce a $1/S_e = -(1/K_s)$.

11.5. Ecuación de Michaelis-Menten cuando el sistema contiene materia no biodegradable

Si la concentración de materia no biodegradable se indica por S_n, se contabiliza sustituyendo el valor de S_e por $(S_e - S_n)$ en la ecuación (5.209). Tal como se indicaba en la sección 3.2, esta situación podría producirse si, por ejemplo, se utiliza la DQO como medida de la concentración de sustrato. Una sustitución similar en la sección 3.2 condujo a la ecuación (5.21) a partir de la ecuación (5.20).

Por todo ello, la ecuación (5.209) modificada es:

$$q = q_{max}\frac{S_e - S_n}{K_s + (S_e - S_n)} \tag{5.215}$$

Los dos corolarios estudiados en la sección 11.2 y derivados de la ecuación (5.206) se obtienen también de la ecuación (5.215). Análogamente, se ha representado de nuevo la figura 5.31 cuando hay materia no biodegradable (fig. 5.33). Con la ecuación (5.215) se demuestra que

$$K_s = S_e - S_n$$

cuando $q = q_{max}/2$.

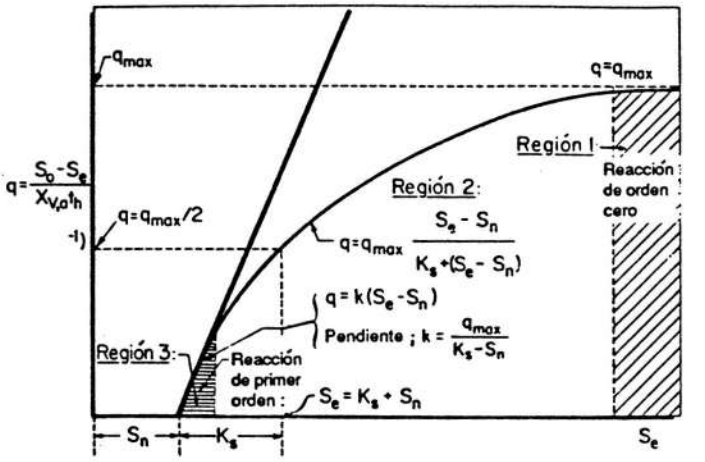


Fig. 5.33. Representación de q en función de S_e cuando hay materia no biodegradable.

La ecuación Lineweaver-Burk, cuando hay materia no biodegradable, se plantea sustituyendo S_e en la ecuación (5.124) por $(S_e - S_n)$. La representación Lineweaver-Burk correspondiente se desarrolla directamente a partir de la ecuación así obtenida.

11.6. La ecuación de Michaelis-Menten en función de la velocidad específica de crecimiento de la biomasa

La ecuación de Michaelis-Menten, ecuación (5.209), está escrita en función de la velocidad específica de consumo de sustrato q. Puede desarrollarse una forma equivalente en función de la velocidad específica de crecimiento de la biomasa μ.

Si en la ecuación (5.76) se sustituye q por su valor dado por la ecuación (5.209) tenemos:

$$\mu = Y[q_{max}S_e/(K_s + S_e)] - k_d$$

El producto Yq_{max} es igual a μ_{max}. En consecuencia:

$$\mu = \mu_{max}S_e/(K_s + S_e) - k_d \qquad (5.216)$$

La ecuación (5.216) se conoce como ecuación de Monod para la velocidad de crecimiento de la biomasa. Cuando el efecto de la respiración endógena puede ser despreciado esta ecuación se simplifica, y tenemos:

$$\mu = \mu_{max}S_e/(K_s + S_e) \quad [K_d \approx 0] \qquad (5.216\ a)$$

Esta ecuación es idéntica a la relación de Michaelis-Menten, ecuación (5.209), excepto por la sustitución de q y q_{max} por μ y μ_{max}. A partir de la ecuación (5.216 a) se demuestra, siguiendo el mismo procedimiento utilizado en la sección 11.3, para la ecuación (5.209), que K_s es igual a la concentración de sustrato cuando la velocidad específica de crecimiento de la biomasa es igual a la mitad de la velocidad específica de crecimiento máximo, esto es, $K_s = S_e$ cuando $\mu = \mu_{max}/2$. Todos los corolarios, conclusiones y construcciones gráficas estudiadas en las secciones 11.2 a 11.5 basados en la velocidad específica de consumo del sustrato, q, son también aplicables a la velocidad específica de crecimiento de la biomasa, μ.*

11.7. Modelo de Grau para la velocidad de consumo de sustrato

Grau [4] propone otro modelo para la velocidad específica de consumo de sustrato descrito mediante la ecuación:

$$q = \frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right)_a = \frac{S_o - S_e}{X_{V,a}t_h} = k_1\frac{S_e}{S_o} \qquad (5.217)$$

La novedad de este modelo, con respecto a los otros enumerados en el cuadro 5.16 es que tiene en cuenta el efecto de la concentración de sustrato en el afluente, S_o, sobre el consumo del mismo. La no dependencia de q con respecto a S_o para el modelo de reacción con cinética de primer orden ha sido discutido en la sección 9.3 en relación con la ecuación (5.175) y la figura 5.29. De acuerdo con la ecuación (5.217), la representación de q en función de (S_e/S_o) daría una línea recta de pendiente k_1. Esta línea se presenta en la figura 5.34. Para algunos sistemas, puede obtenerse un mejor ajuste de los datos experimentales representados en la forma de la figura 5.34, más que intentando la correlación de primer orden de la figura 5.5.

* Recuérdese también, que μ es función de la edad de los lodos θ_c mediante la ecuación (5.164); esto es, $\mu = 1/\theta_c$. Cuando el término K_s es pequeño comparado con la concentración del sustrato en el reactor, S_e, y si el efecto de la respiración endógena puede ser despreciado, la ecuación (5.216a) nos da:

$$\mu \approx \mu_{max} \qquad [k_d \approx 0,\ K_s \approx 0]$$

y en este caso:

$$1/\theta_c^m = \mu_{max}$$

donde θ_c^m es el tiempo de agotamiento. Esta relación será utilizada en el procedimiento de diseño para unidades de nitrificación, basado en el concepto de edad del lodo (en capítulo 8, sección 9.4.5).

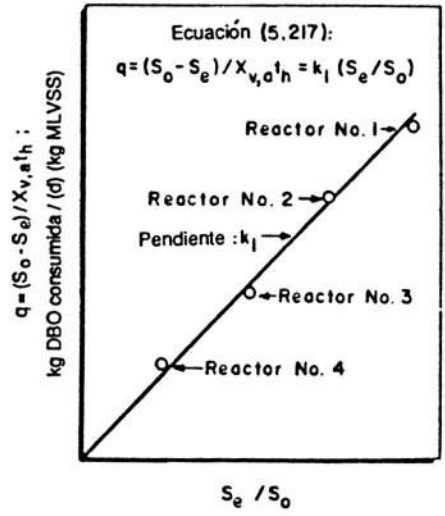


Fig. 5.34. Determinación gráfica de k_1 (Modelo de Grau).

11.8. Resumen de las ecuaciones de diseño correspondientes a los diversos modelos de velocidad de consumo de sustrato

En las últimas secciones de este capítulo, se han escrito en primer lugar muchas de las ecuaciones de diseño en una forma general, como función de la velocidad de consumo de sustrato $(dS/dt)_a$. En consecuencia, ya que el modelo cinético de reacción de primer orden para explicar el consumo de sustrato es el que se emplea con más frecuencia para explicar el comportamiento del reactor biológico en una planta de lodos activos, se sustituyó KS_e por $(dS/dt)_a$, ecuación (5.17), y se obtuvo una serie de ecuaciones de diseño en las que se aplica la restricción de cinética de primer orden. En esta sección y en el cuadro 5.16 se presenta un resumen de todas las ecuaciones de diseño, incluyendo no sólo aquellas que suponen la limitación de cinética de primer orden sino también las que resultan aplicables cuándo se adoptan los otros tres modelos cinéticos resumidos en el cuadro 5.15. El establecimiento de esta serie de ecuaciones es directo, consistiendo simplemente en reemplazar $(dS/dt)_a$ en la ecuación general de diseño de que se trate por lo que resulte apropiado según el modelo seleccionado en la columna 2 del cuadro 5.16. Ya que este cuadro puede utilizarse para diseño, se ha escrito en función de las variables Q_F, S_F y t, que son directamente aplicables al caso del reactor biológico con reciclado. Para el caso de los reactores continuos de laboratorio sin reciclado, se escriben ecuaciones equivalentes en función de Q_o, S_o y t_h.

En lo que se refiere a la relación entre el reciclado, r, y la edad de los lodos, θ_c, puede fácilmente probarse que la ecuación (5.188) es válida independientemente del modelo cinético del cuadro 5.16 que se utilice. Si en la ecuación (5.184), que conduce a la ecuación

(5.188), el término $Y(dS/dt)_a$ se escribe seleccionando el valor apropiado de $(dS/dt)_a$ tomado de la columna 2 del cuadro 5.16, y a continuación el valor de S_e que resulte se sustituye por la expresión pertinente tomada de la columna 6 del cuadro 5.16, en todos los casos resultará el mismo valor final de $Y(dS/dt)_a$, dado por la ecuación (5.186). En consecuencia, la forma de la ecuación (5.188) es independiente del modelo cinético elegido. Evidentemente, los valores de equilibrio de S_e a utilizar en el cálculo de $(S_F - S_e)$, en la ecuación (5.177), dependen del modelo cinético adoptado (columna 6 del cuadro 5.16).

En lo que se refiere a las expresiones del tiempo de agotamiento, θ_c^m, presentadas en la columna 5 del cuadro 5.16 debe acentuarse que mientras que para el modelo cinético de primer orden θ_c^m depende de la concentración del afluente S_F (véase la figura 5.19), para el caso del modelo de Grau se tiene un valor único de θ_c^m independientemente de la concentración del afluente (véase la figura 5.30).

Ejemplo 5.5. Se considera la posibilidad de utilizar un proceso de lodos activos de alta carga como primera etapa del tratamiento de un agua residual con una DBO_5 de 300 mg/l. Los ensayos de laboratorio se realizaron con una serie de reactores continuos con valores en equilibrio del efluente con DBO_5 variando de 50 a 100 mg/l. No se pudo obtener una correlación lineal al representar q en función de S_e (fig. 5.5). Sin embargo, se consiguió una buena correlación lineal con la representación Lineweaver-Burk (fig. 5.32), con la que se determinaron los siguientes parámetros biocinéticos:

$$K_s = 80 \text{ mg/l } (DBO_5) \qquad q_{max} = 0.6 \text{ h}^{-1}$$

Los parámetros de producción de lodos se obtuvieron asimismo con los resultados siguientes:

$$Y = 0.5, \qquad k_d = 0.07 \text{ h}^{-1}$$

Los criterios de diseño del reactor biológico son:

1. Un valor de la edad de los lodos θ_c^m igual al doble del tiempo de agotamiento.
2. Un tiempo de residencia t ($t = V/Q_F$) de 1.2 h.

Calcúlese:

1. Valor de la DBO_5 del efluente en mg/l. ¿Cuál es el rendimiento en la disminución de la DBO, en porcentaje?
2. Concentración de equilibrio en los MLVSS (mg/l).

CUADRO 5.16

Conjunto de ecuaciones de diseño de las plantas de lodos activos

	(1) Velocidad específica de consumo de sustrato, q (cuadro 5.15)		(2) Valor de $(dS/dt)_a$ (de la columna 1)	(3) Velocidad de crecimiento de la biomasa, $(dX_{V,a}/dt)_g$
Ecuaciones generales de diseño (en función de dS/dt)	$q = -\frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right) = \frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right)_a$ $= \frac{Q_F(S_F - S_e)}{X_{V,a}V} = \frac{S_F - S_e}{X_{V,a}t}$ Ref. Sección 3.2, ecs. (5.13) a (5.16) Sección 7.2.4, ecs. (5.114) a (5.116)		$\left(\frac{dS}{dt}\right)_a = qX_{V,a}$	$\left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_g = Y\left(\frac{dS}{dt}\right)_a - k_d X_{V,a}$ (5.81) Se sustituye (dS/dt) en la ecuación (5.81) por los valores de la columna (2) y se escriben las ecuaciones que siguen:
Modelo n.° 1: relación hiperbólica rectangular	$q = \frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right)_a = q_{max}\frac{S_e}{K_s + S_e}$	(5.209)	$\left(\frac{dS}{dt}\right)_a = qX_{V,a}$ $= q_{max}X_{V,a}\frac{S_e}{K_s + S_e}$	$\left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_g = Yq_{max}X_{V,a}\frac{S_e}{K_s + S_e} - k_d X_{V,a}$
Modelo n.° 2: Cinética de primer orden	$q = \frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right)_a = kS_e$ en la que: $k = q_{max}/K_s$ Ref. Sección 3.2, ecs. (5.17) a (5.21) Sección 7.2.4, ec. (5.117)	(5.212)	$\left(\frac{dS}{dt}\right)_a = qX_{V,a} = kX_{V,a}S_e$ $= KS_e$ $(K = kX_{V,a})$	$\left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_g = YkX_{V,a}S_e - k_d X_{V,a}$ $= YKS_e - k_d X_{V,a}$
Modelo n.° 3: Cinética de orden cero	$q = \frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right)_a = q_{max}$	(5.208)	$\left(\frac{dS}{dt}\right)_a = qX_{V,a} = q_{max}X_{V,a}$	$\left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_g = Yq_{max}X_{V,a} - k_d X_{V,a}$
Modelo n.° 4: Modelo de Grau	$q = k_1\frac{S_e}{S_F}$	(5.217)	$\left(\frac{dS}{dt}\right)_a = qX_{V,a} = k_1X_{V,a}\frac{S_e}{S_F}$ $= K_1\frac{S_e}{S_F}$ $(K_1 = k_1X_{V,a})$	$\left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_g = Yk_1X_{V,a}\frac{S_e}{S_F} - k_d X_{V,a}$ $= YK_1\frac{S_e}{S_F} - k_d X_{V,a}$

Observaciones:

1. La ecuación general de la concentración de biomasa en equilibrio $X_{V,a}$ es

$$X_{V,a} = \frac{1}{t}\frac{\theta_c Y(S_F - S_e)}{1 + k_d\theta_c} \qquad (5.177)$$

[Valores de S_e en equilibrio en la columna (6) para los distintos modelos]

2. La relación general entre reciclado r y θ es:

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{1}{t}\left[1 + r - r\frac{X_{V,u}}{X_{V,a}} - \frac{X_{V,F}}{X_{V,a}}\right] \qquad (5.188)$$

(4) Velocidad específica de crecimiento de la biomasa (μ) y edad de los lodos (θ_c)	(5) Tiempo de agotamiento, θ_c^m	(6) Concentración de S_e del efluente en equilibrio en función de la edad de los lodos θ_c
Ecs. (5.79), (5.76), (5.80):	En las ecuaciones de la columna (4) se hace $S_e = S_F$ y se despeja θ_c (ya que $\theta_c = \theta_c^m$ cuando $S_e = S_F$)	$\frac{1}{\theta_c} = Y\frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right)_e - k_d$ (5.171)
$\mu = \frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_g = Yq - k_d$		Se sustituye $(dS/dt)_a$ por los valores de la columna (2) y se despeja S_e: (2)
$= Y\frac{1}{X_{V,a}}\left(\frac{dS}{dt}\right)_a - k_d$ (5.80)		
Nótese que $\mu = \frac{\Delta X_V/V}{X_{V,a}} = \frac{1}{\theta_c}$		
[Ecs. (5.74), (5.169)] Se sustituye $(dS/dt)_a$ en la ecuación (5.80) por los valores de la columna (2) y se escriben las ecuaciones que siguen:		
$\mu = \frac{1}{\theta_c} = Yq_{max}\frac{S_e}{K_s + S_e} - k_d$	$\frac{1}{\theta_c^m} = Yq_{max}\frac{S_F}{K_s + S_F} - k_d$	$S_e = \frac{K_s(1 + k_d\theta_c)}{\theta_c(Yq_{max} - k_d) - 1}$
	$\theta_c^m = \frac{1}{Yq_{max}\frac{S_F}{K_s + S_F} - k_d}$	
$\mu = \frac{1}{\theta_c} = YkS_e - k_d$	$\frac{1}{\theta_c^m} = YkS_F - k_d$ (5.178)	$S_e = \frac{1 + k_d\theta_c}{Yk\theta_c}$ (5.175)
	$\theta_c^m = \frac{1}{YkS_F - k_d}$	
$\mu = \frac{1}{\theta_c} = Yq_{max} - k_d$	$\frac{1}{\theta_c^m} = Yq_{max} - k_d$	S_e es independiente de θ_c
	$\theta_c^m = \frac{1}{Yq_{max} - k_d}$	
	[θ_c^m es independiente de S_F]	
$\mu = \frac{1}{\theta_c} = Yk_1\frac{S_e}{S_F} - k_d$	$\frac{1}{\theta_c^m} = Yk_1 - k_d$	$S_e = \frac{(1 + k_d\theta_c)}{Yk_1\theta_c}S_1$
	$\theta_c^m = \frac{1}{Yk_1 - k_d}$	
	[θ_c^m es independiente de S_F]	

3. $Y_n = \frac{Y}{1 + k_d\theta_c}$ (general) (5.173)

4. $\Delta X_V = Y(S_F - S_e)Q_F - k_dX_{V,a}V$ (general) (5.118)

o bien:

$\Delta X_V = Y_n(S_F - S_e)Q_F$ (general) (5.119)

5. kg O_2/d = $a(S_F - S_e)Q_F + bX_{V,a}V$ (general) (5.121)

Solución. Parte 1. *Valor de* S_e

Paso 1. Evaluación de θ_c^m(tiempo de agotamiento). Del cuadro 5.16 para el modelo número 1:

$$\frac{1}{\theta_c^m} = Yq_{max}\frac{S_F}{K_S + S_F} - k_d = (0.5)(0.6)\frac{300}{80 + 300} - 0.07$$

$$\therefore \theta_c^m = 5.99 \text{ h } (= 0{,}25 \text{ d})$$

Paso 2. θ_c:

$$\theta_c = (2)(5.99) = 11.98 \text{ h } (= 0{,}5 \text{ d})$$

Paso 3. Del cuadro 5.16 para el modelo número 1

$$S_e = \frac{K_s(1 + k_d\theta_c)}{\theta_c(Yq_{max} - k_d) - 1} = \frac{80(1 + 0{,}07 \times 11{,}98)}{11{,}98(0{,}5 \times 0{,}6 - 0{,}07) - 1} = 83{,}8 \text{ mg/l}$$

Paso 4. Rendimiento en el consumo de la DBO:

$$\%\text{ consumo de la DBO} = \frac{S_F - S_e}{S_F} \times 100 = \frac{300 - 83{,}8}{300} \times 100 = 72{,}1\%$$

Solución. Parte 2. $X_{V,a}$ *de equilibrio;* ecuación (5.177):

$$X_{V,a} = \frac{1}{t}\frac{\theta_c Y(S_F - S_e)}{1 + k_d\theta_c} = \frac{1}{1{,}2}\frac{(11{,}98)(0{,}5)(300 - 83{,}8)}{1 + (0{,}07)(11{,}98)} = 587 \text{ mg/l}$$

12. MODELOS DE REACTORES EN CONTINUO: REACTOR DE FLUJO CONTINUO EN TANQUE AGITADO (RFCTA), REACTOR DE FLUJO PISTÓN (FP) Y REACTOR DE FLUJO ARBITRARIO

12.1. Introducción a los modelos de reactores en continuo

En la discusión del proceso de lodos activos, el modelo utilizado para el reactor en continuo fue el de mezcla completa (RFCTA). El modelo de reactor en continuo de flujo pistón (FP) se mencionó sólo brevemente en la sección 5 (fig. 5.12). Mientras que en el caso de los (RFCTA) se supone una mezcla perfecta, la ausencia total de mezcla es el postulado básico del reactor FP. Por lo tanto, estos modelos representan los dos extremos de la aproximación teórica al problema.

En esta sección se llevará a cabo un estudio comparativo de estos dos modelos, y se considerará asimismo un modelo de reactor intermedio entre ambos (el reactor de flujo arbitrario).

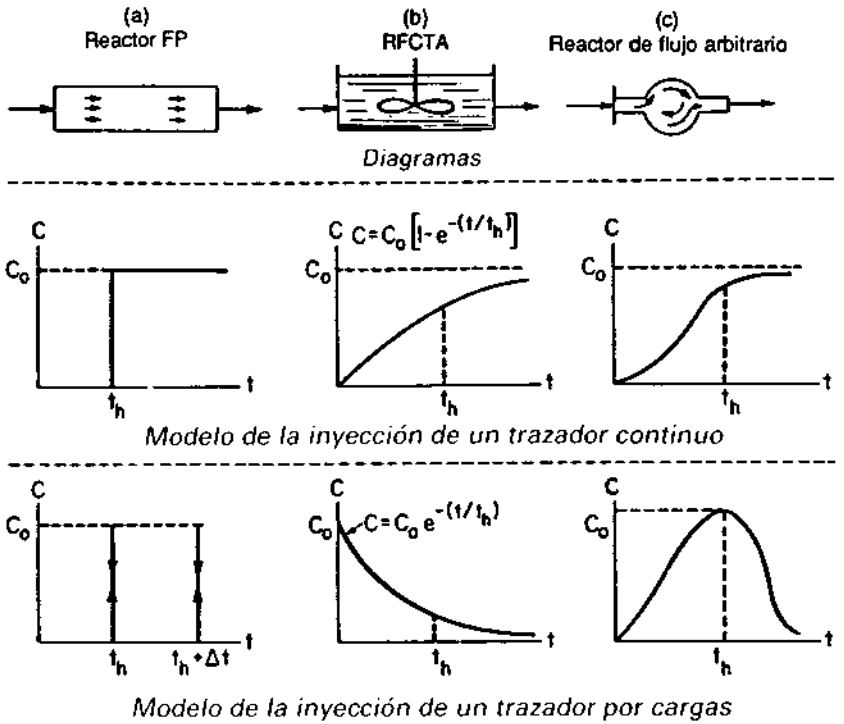


Fig. 5.35. Respuestas de los reactores FP, RFCTA y de flujo arbitrario a la inyección de trazadores de forma continua o por cargas (Adaptado de la ref. [7]).

En primer lugar, se describe la respuesta de cada uno de estos tres modelos a la inyección de un trazador continuo o por cargas. Esta situación se representa en la figura 5.35.

1. *Reactor FP.* En el reactor de flujo pistón, las partículas de fluido atraviesan la vasija sin mezclarse y por ello se descargan en la misma frecuencia en que entran. Si se introduce en continuo un trazador comenzando en el momento $t = 0$ (siendo C_o la concentración del trazador en el afluente), no aparece el trazador en el afluente hasta un tiempo t_h, igual al tiempo de residencia hidráulico del fluido en la vasija. En consecuencia, la concentración del trazador en el efluente salta desde el valor cero al valor C_o y permanece en ése todo el tiempo que se mantenga la inyección del trazador de forma continua.

Si se introduce una primera dosis del trazador por cargas en el momento $t = 0$ no aparecerá en el efluente rastro de él hasta que haya transcurrido un tiempo t_h. Para $t = t_h$, la concentración del trazador en el efluente salta desde cero a C_o. A un tiempo $(t_h + dt)$, vuelve de nuevo a cero. Salta de nuevo a C_o al tiempo $t_h + \Delta t$, siendo Δt el intervalo de tiempo entre las dos primeras inyecciones intermitentes del trazador.

2. *RFCTA.* En este reactor, se produce la dispersión inmediata de las partículas del trazador conforme penetra en la vasija. Para un trazador continuo, su concentración en

el efluente en función del tiempo se determina por el siguiente balance de materia del trazador alrededor del reactor:

$$\begin{bmatrix}\text{Velocidad de cambio en}\\ \text{la cantidad de trazador}\\ \text{en el reactor}\end{bmatrix} = \begin{bmatrix}\text{Velocidad de entrada}\\ \text{de trazador}\\ \text{al reactor}\end{bmatrix} - \begin{bmatrix}\text{Velocidad de salida}\\ \text{de trazador}\\ \text{del reactor}\end{bmatrix}$$

o

$$(dC/dt)V = Q_o C_o - Q_o C \tag{5.218}$$

siendo C la concentración de trazador en el efluente en cualquier momento t, V el volumen del reactor, Q_o el caudal y C_o la concentración del trazador en el afluente. De la ecuación (5.218):

$$dC/dt = (Q_o/V)(C_o - C) \tag{5.219}$$

Ya que $V/Q_o = t_h$ (tiempo de residencia hidráulico que se indica aquí por t_h para distinguirlo de la variable tiempo t) la ecuación (5.219) pasa a ser:

$$dC/dt = (1/t_h)(C_o - C)$$

o

$$dC/(C_o - C) = (1/t_h)\, dt \tag{5.220}$$

Integrando la ecuación (5.220) y despejando C:

$$\int_{C=0}^{C} \frac{dC}{C_o - C} = \frac{1}{t_h}\int_{t=0}^{t} dt$$

$$\therefore C = C_o[1 - e^{-(t/t_h)}] \tag{5.221}$$

La ecuación (5.221) corresponde a la curva de la concentración del trazador en continuo que se presenta en la figura 5.35 (b). Conforme se alcanzan las condiciones de equilibrio (teóricamente para $t = \infty$), la ecuación (5.221) se hace igual a:

$$C = C_o$$

Así, la curva se acerca asintóticamente a la ordenada $C = C_o$. Supóngase ahora que la adición del trazador en continuo se para cuando se alcanzan las condiciones de equilibrio. La concentración de trazador en el efluente desciende gradualmente siguiendo la curva que se muestra en la figura 5.35 (b). La ecuación de esta curva se obtiene fácilmente haciendo $C = 0$ en la ecuación (5.218). Con ello:

$$(dC/dt)V = -Q_o C \tag{5.222}$$

Reagrupando variables e integrando ($V/Q_o = t_h$)

$$\int_{C=C_0}^{C} \frac{dC}{C} = -\frac{Q_0}{V}\int_{t=0}^{t} dt = -\frac{1}{t_h}\int_{t=0}^{t} dt$$

Finalmente:

$$C = C_0 e^{-t/t_h} \tag{5.223}$$

Con la ecuación (5.223) se representa la curva correspondiente a un reactor que está siendo purgado de trazador. Esta es la figura 5.35 (b) para el modelo de una alimentación del trazador por cargas.

3. *Reactor de flujo arbitrario.* Estos reactores corresponden a un tipo intermedio entre el reactor de flujo pistón y el de mezcla completa. En la figura 5.31 (c) se representan las formas típicas de entrada del trazador en continuo y por cargas en los reactores de flujo arbitrario. El análisis matemático de este tipo de reactor es considerablemente más complicado que en el caso de los tipos de pistón o de mezcla completa y por esta razón estos dos modelos son los que se eligen normalmente para describir el funcionamiento del reactor.

12.2. Comparación del rendimiento en el consumo de la DBO en los reactores FP y RFCTA

Es importante comparar el rendimiento en el consumo de la DBO para los reactores de flujo pistón y de flujo continuo en tanque agitado. Esto puede hacerse comparando los tiempos de residencia t_h requeridos para cada uno de estos modelos de reactor con objeto de alcanzar la reducción de la concentración de DBO en el afluente S_0 hasta un valor especificado S_e para el efluente.

Para simplificar y teniendo también en cuenta que la cinética de reacción de primer orden es la que normalmente se utiliza para describir un comportamiento del reactor biológico en continuo, esta comparación se hará basándose en la suposición de que el consumo de la DBO sigue ese mecanismo. A continuación, se deducen las expresiones de $t_h = f(S_0, S_e)$ para el reactor de flujo continuo en tanque agitado y de flujo pistón.

1. *t_h para RFCTA.* El balance de materia de sustrato alrededor del RFCTA fue establecido en la sección 3.2 y condujo a la ecuación (5.16), que resuelta para t_h conduce a:

$$t_h = \frac{S_0 - S_e}{(dS/dt)_a} \tag{5.224}$$

Suponiendo que el consumo de sustrato sigue una cinética de primer orden, de la ecuación (5.17), $(dS/dt)_a = KS_e$, y esto conduce con la ecuación (5.224) a:

$$t_h = \frac{S_0 - S_e}{KS_e} = \frac{1}{K}\left(\frac{S_0}{S_e} - 1\right) \tag{5.225}$$

2. *t_h para el reactor FP.* Considérese el reactor de flujo pistón de la figura 5.36 y escri-

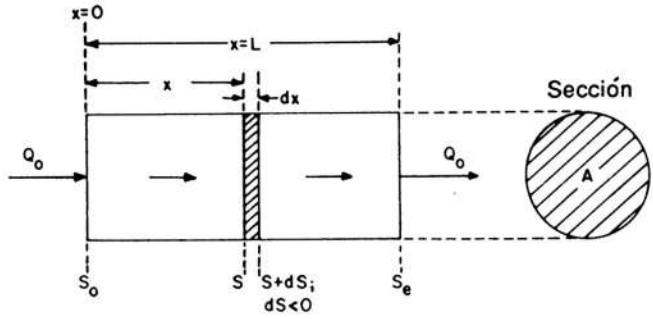


Fig. 5.36. Diagrama del reactor de flujo pistón.

base un balance de materia diferencial de sustrato para un elemento diferencial de longitud dx. Esta longitud dx está atravesada por el fluido en un tiempo diferencial dt, y se alcanza una reducción diferencial dS ($dS < 0$) en la concentración de sustrato.

La velocidad de la reducción de la DBO durante el tiempo dt que se presenta a lo largo de la distancia dx es dS/dt. Suponiendo que la cinética del consumo de la DBO es de primer orden, se tiene:

$$dS/dt = -KS \tag{5.226}$$

de la que:

$$dt = -dS/KS \tag{5.227}$$

Por otra parte, ya que tiempo = (distancia recorrida)/(velocidad), se deduce que:

$$dt = dx/v \tag{5.228}$$

en la que v es la velocidad lineal del fluido. Siendo A el área transversal del reactor,

$$v = Q_o/A \tag{5.229}$$

La sustitución de este valor en la ecuación (5.228), conduce a:

$$dt = A\,dx/Q_o \tag{5.230}$$

en la que $A dx$ es el volumen diferencial del elemento transversal situado a una distancia x de la entrada del fluido.

Igualando los valores de dt de las ecuaciones (5.230) y (5.227):

$$A\,dx/Q_o = -dS/KS \tag{5.231}$$

Integrando desde $x = 0$ (entrada al reactor) hasta $x = L$ (salida del reactor):

$$\int_{x=0}^{x=L} \frac{A\,dx}{Q_o} = -\int_{S_o}^{S_e} \frac{dS}{KS}$$

con lo que:

$$\frac{A}{Q_o} L = \frac{1}{K} \ln \frac{S_o}{S_e}$$

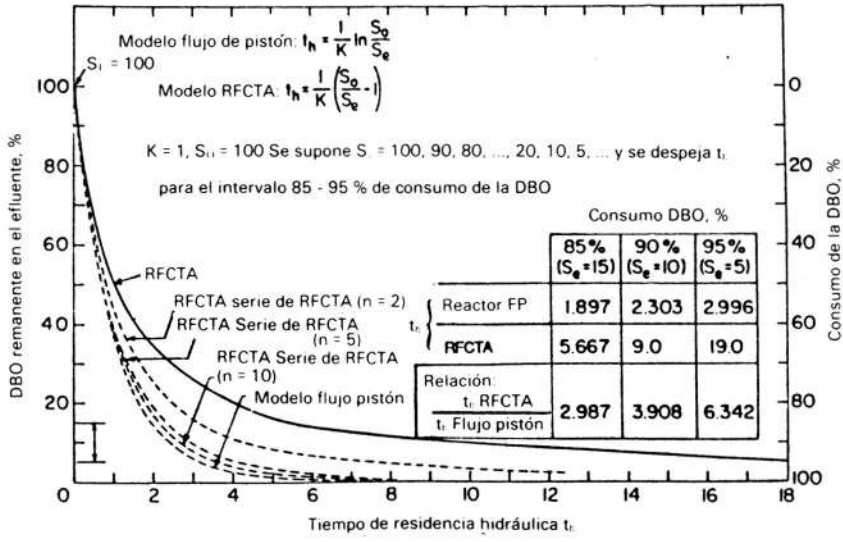
ya que $AL = V$ (volumen del reactor). y $V/Q_o = t_h$:

$$t_h = \frac{1}{K} \ln \frac{S_o}{S_e} \tag{5.232}$$

que es la expresión buscada de t_h.

La comparación entre el rendimiento del consumo de DBO para los reactores de flujo continuo en tanque agitado y de flujo pistón, suponiendo una cinética de primer orden para dicho consumo, se deduce directamente de las ecuaciones (5.225) y (5.232). En la figura 5 37 se presenta una comparación gráfica. A efectos de comparación, se tomó un valor $K = 1$ y S_o se asimiló a 100. Se supusieron valores para S_e de 100, 90, 80, ..., 10, 5 y se calcularon los t_h correspondientes para los dos modelos conduciendo a las curvas mostradas en la figura 5.37. Los valores en ordenadas de la figura 5.37 representan los porcentajes de DBO remanente en el efluente correspondiente a los tiempos de residencia hidráulicos en abscisas.

La observación de la figura 5.37 lleva a la conclusión de que el reactor de flujo pistón es



t_h	85% (S_e=15)	90% (S_e=10)	95% (S_e=5)
Reactor FP	1.897	2.303	2.996
RFCTA	5.667	9.0	19.0
Relación: t_h RFCTA / t_h Flujo pistón	2.987	3.908	6.342

Fig. 5.37. Comparación del rendimiento en el consumo de la DBO para RFCTA, reactor de flujo pistón y reactores RFCTA en serie.

más eficaz que el de flujo continuo en tanque agitado, ya que para cada valor fijado de t_h existirá un porcentaje de DBO remanente inferior en el efluente para ese tipo de reactor. Debido a que para el caso de las plantas típicas de lodos activos la operación se lleva a cabo en un intervalo de rendimiento de la DBO de 85 a 95% (intervalo de porcentaje de DBO remanente: 15 a 5% en la figura 5.37, indicado por ↕), la diferencia entre los valores de t_h para los dos modelos es significativa tal como se indica en la tabla incluida en la figura 5.37. Para un consumo del 85% de la DBO, el reactor de flujo continuo en tanque agitado necesitaría casi tres veces el volumen del reactor flujo pistón (relación = 2,987). Para un rendimiento del 95% de la DBO, esta relación de volumen llegaría hasta 6,342.

El mayor rendimiento en el consumo de la DBO del reactor FP al compararlo con el que se obtiene con el RFCTA no debería sorprender al lector. Para el caso del consumo de la DBO en reacción de primer orden, la velocidad de consumo es proporcional a la concentración de sustrato en el reactor. En el caso de los RFCTA (fig. 5.4), esta concentración es uniforme a lo largo del reactor para un valor bajo de S_e. Para el caso de los reactores FP (fig. 5.36), esta concentración varía desde un valor alto de S_o a la entrada hasta un valor bajo de S_e a la salida del reactor. Si se habla de una concentración media de sustrato en este caso, estaría situada entre S_o y S_e, y en consecuencia debería esperarse una velocidad de consumo de sustrato superior.

12.3. Razones para la elección de los RFCTA como modelo de reactor típico en las plantas de lodos activos

A pesar de la gran ventaja del reactor FP sobre el RFCTA, este último ha sido elegido a lo largo de todas las discusiones en este capítulo como el modelo típico de reactor biológico en las plantas de lodos activos. Existen varias razones para esta elección, como son:

1. En el caso de los reactores de las plantas de lodos activos, debido a la turbulencia generada en la aireación, se produce una dispersión considerable. Por ello, resulta más próximo a la realidad el modelo de mezcla completa que el reactor teórico de flujo pistón, en el que se supone una ausencia total de mezcla.
2. Los sistemas de mezcla completa son capaces de soportar los cambios bruscos en la DBO del afluente (cargas de choque) de una manera mucho más satisfactoria que los sistemas de flujo pistón, o sea, que esas fluctuaciones se amortiguan en el efluente de un sistema de mezcla completa.
3. Existe además la situación desfavorable de las relaciones variables A/M en los reactores de flujo pistón que conducen a un efecto no deseado de empeoramiento de las características de sedimentación de la biomasa producida en el reactor. Este asunto ha sido discutido en la sección 5 de este capítulo (fig. 5.12).
4. Finalmente, se presenta un mejor balance entre el suministro y el consumo de oxígeno en el caso de los RFCTA al compararlo con el de los reactores FP. Este tema se discute en el capítulo 6, sección 4.2 (véanse las figuras 6.9 y 6.10).

12.4. Consumo de DBO en un sistema de varios RFCTA en serie

Un esquema normal de tratamiento biológico de las aguas residuales es el de una serie de reactores de flujo continuo en tanque agitado. En el capítulo 6 se describirá este esquema al hablar de las balsas de estabilización de aguas residuales. En esta sección, se compara el rendimiento de la separación de la DBO con esta disposición a la que se obtiene con un único reactor de flujo continuo y tanque agitado y un solo reactor de flujo pistón.

Como en la sección 12.2, esto se llevará a cabo comparando los tiempos de residencia t_h requeridos para alcanzar la reducción de una concentración de DBO en el afluente S_o hasta un valor especificado S_e para el efluente.

Como en la sección 12.2, se utilizará la cinética de primer orden para describir el consumo de la DBO. Para el caso de un reactor único de flujo continuo en tanque agitado, la ecuación (5.225) conduce al tiempo de residencia t_h. Despejando S_e/S_o en dicha ecuación:

$$S_e/S_o = 1/(1 + Kt_h) \tag{5.233}$$

Considérese ahora un sistema de dos reactores en flujo continuo y tanque agitado en serie, figura 5.38.

La aplicación de la ecuación (5.233) a los reactores de flujo continuo y tanque agitado n.º 1 y n.º 2 de la figura 5.38 lleva a:

N.º 1 $$S'_e/S_o = 1/(1 + K_1 t_{h,1}) \tag{5.234}$$

N.º 2 $$S_e/S'_e = 1/(1 + K_2 t_{h,2}) \tag{5.235}$$

Multiplicando las ecuaciones (5.234) y (5.235) se anulan las concentraciones intermedias S'_e de la DBO con lo que se obtiene:

$$S_e/S_o = 1/(1 + K_1 t_{h,1})(1 + K_2 t_{h,2}) \tag{5.236}$$

Se adopta un valor medio de K para todas las etapas de la cascada, esto es, se toma:*

$$K_1 = K_2 = K$$

con lo que la ecuación (5.236) se convierte en:

$$S_e/S_o = 1/(1 + Kt_{h,1})(1 + Kt_{h,2}) \tag{5.237}$$

Puede demostrarse fácilmente que el esquema óptimo en lo que se refiere al rendimiento del consumo de la DBO corresponde al caso en el que $t_{h,1} = t_{h,2}$ esto es, cuando los

* Ya que los compuestos más fácilmente degradables se consumen en las primeras etapas de la cascada, los más difíciles se acumulan en las etapas sucesivas. Por lo tanto, el valor de K disminuye a lo largo de la cascada.

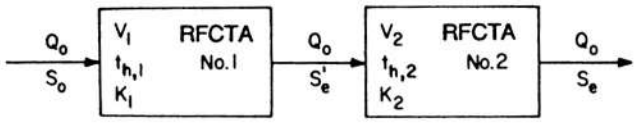


Fig. 5.38. Diagrama de un sistema de dos RFCTA en serie.

volúmenes de los dos reactores en serie son iguales (o sea, $V_1 = V_2 = V$). Que esta es la situación, se deduce directamente de la ecuación (5.237). En efecto, lo que se trata de determinar es el reparto óptimo entre $t_{h,1}$ y $t_{h,2}$ para un tiempo fijado total de residencia $T_h = t_{h,1} - t_{h,2}$ que conduzca a una relación mínima (S_e/S_o) esto es, un consumo máximo de la DBO. Matemáticamente, esto requiere la determinación del reparto entre $t_{h,1}$ y $t_{h,2}$ que conduzca a un valor máximo del denominador del segundo miembro de la ecuación (5.237). Sea D ese denominador:

$$D = (1 + Kt_{h,1})(1 + Kt_{h,2}) \tag{5.238}$$

Eliminando $t_{h,2}$ en la ecuación (5.238), a partir de $T_h = t_{h,1} + t_{h,2}$ esto es, $t_{h,2} = T_h - t_{h,1}$:

$$D = (1 + Kt_{h,1})[1 + K(T_h - t_{h,1})]$$

o simplificando:

$$D = 1 + KT_h + K^2T_ht_{h,1} - K^2t_{h,1}^2 \tag{5.239}$$

Para hallar el máximo de D se deriva la ecuación (5.239) con respecto a $t_{h,1}$ y se iguala la diferencial a cero:

$$\frac{dD}{dt_{h,1}} = K^2T_h - 2K^2t_{h,1} = 0 \tag{5.240}$$

Despejando $t_{h,1}$ en la ecuación (5.240) se obtiene:

$$t_{h,1} = T_h/2$$

y como

$$T_h = t_{h,1} + t_{h,2}$$

entonces tenemos

$$t_{h,1} = t_{h,2} = T_h/2 \tag{5.241}$$

Que en efecto este valor corresponde al máximo de D puede asegurarse observando la segunda derivada. De la ecuación (5.240) se deduce que:

$$d^2D/dt_{h,1}^2 = -2K^2 < 0 \tag{5.242}$$

Ya que esta segunda derivada es necesariamente negativa, la condición establecida por la

ecuación (5.241) corresponde en efecto a un máximo para D o a un mínimo para la relación S_e/S_o.

Si los dos reactores de la figura 5.38 se dimensionan para tiempos iguales de residencia, esto es:

$$t_{h,1} = t_{h,2} = t_h$$
$$\therefore V_1 = V_2 = V$$

La ecuación (5.237) puede escribirse en la forma:

$$S_e/S_o = 1/(1 + Kt_h)^2 \tag{5.243}$$

El tiempo de residencia t_h requerido para alcanzar una reducción de la concentración de la DBO en el afluente S_o hasta un valor especificado S_e en el efluente, se obtiene despejando t_h en la ecuación (5.243). El resultado es:*

$$t_h = \frac{1}{K}\left[\left(\frac{S_o}{S_e}\right)^{1/2} - 1\right] \tag{5.244}$$

cuando $n = 2$ (n = número de RFCTA en serie).

El mismo razonamiento puede repetirse para una serie de $n = 3, 4, 5, \ldots, n$ RFCTA. Para n RFCTA en serie las ecuaciones (5.243) y (5.244) se convierten respectivamente en:

$$\frac{S_e}{S_o} = \frac{1}{(1 + Kt_h)^n} \tag{5.245}$$

y:

$$t_h = \frac{1}{K}\left[\left(\frac{S_o}{S_e}\right)^{1/n} - 1\right] \tag{5.246}$$

El tiempo de residencia total T_h para los n reactores será:

$$T_h = \frac{n}{K}\left[\left(\frac{S_o}{S_e}\right)^{1/n} - 1\right] \tag{5.247}$$

La comparación de los rendimientos en el consumo de DBO se presenta aquí con las mismas bases utilizadas en la sección 12.2 para la comparación de los RFCTA y los reactores FP, esto es, tomando $K = 1$ y $S_o = 100$. Esto lleva a la tabla 5.17 en la cual la columna 3 muestra los valores de t_h para el reactor único de flujo continuo en tanque agitado, la última columna, esto es, la columna 13 presenta los t_h para los reactores FP y las co-

* Para el caso en que $t_{h,1} = t_{h,2} = t_h$ y $K_1 = K_2 = K$, las ecuaciones (5.234) y (5.235) conducen a: $S'_e/S'_o = S_e/S'_e$. Por lo tanto, el valor intermedio de sustrato soluble es: $S'_e = (S_o S_e)^{1/2}$.

CUADRO 5.17

Comparación de los rendimientos en el consumo de DBO de un solo RFCTA, un solo reactor FP y de un sistema de n RFCTA en serie (n = 2, 3, ... 1.000) [a]

(1) S_e (supuesta)	(2) Consumo de DBO (%) (2) = 100 - (1)	(3) t_h RFCTA único	(4) $n = 2$	(5) $n = 3$	(6) $n = 4$	(7) T_h en sistemas de n RFCTA en serie $n = 5$	(8) $n = 10$	(9) $n = 20$	(10) $n = 50$	(11) $n = 100$	(12) $n = 1000$	(13) t_h reactor FP único
90	10	0,111	0,108	0,107	0,107	0,106	0,106	0,106	0,105	0,105	0,105	0,105
80	20	0,25	0,236	0,232	0,229	0,228	0,226	0,224	0,224	0,223	0,223	0,223
70	30	0,428	0,390	0,379	0,373	0,370	0,363	0,360	0,358	0,357	0,357	0,357
60	40	0,666	0,582	0,557	0,545	0,538	0,524	0,517	0,513	0,512	0,510	0,510
50	50	1,000	0,828	0,780	0,757	0,743	0718	0,705	0,698	0,696	0,693	0,693
40	60	1,500	1,162	1,072	1,030	1,006	0,960	0,938	0,925	0,920	0,916	0,916
30	70	2,333	1,651	1,481	1,405	1,361	1,279	1,241	1,219	1,211	1,205	1,204
20	80	4,000	2,472	2,130	1,981	1,899	1,746	1,676	1,636	1,622	1,611	1,609
15	85	5,667	3,164	2,646	2,427	2,307	2,089	1,990	1,934	1,915	1,899	1,897
+) 10	90	9,000	4,325	3,463	3,113	2,924	2,589	2,440	2,356	2,329	2,305	2,303
5	95	19,00	6,944	5,143	4,459	4,103	3,493	3,232	3,087	3,041	3,000	2,996
3	97	32,33	9,547	6,655	5,611	5,082	4,200	3,833	3,632	3,569	3,512	3,507
2	98	49,00	12,142	8,052	6,637	5,934	4,788	4,321	4,069	3,990	3,920	3,912

[a] **Base:** $S_o = 100$, $K = 1$. Valores supuestos de S_e: 90, 80, ..., 10, 5, 3, 2. (+)t, margen normal de consumo de la DBO en los reactores de lodos activos.
Columna (3), RFCTA único, calculado según ecuación (5.225):

$$t_h = \frac{1}{K}\left(\frac{S_o}{S_e} - 1\right), \qquad \therefore\ t_h = \frac{100}{S_e} - 1$$

Columnas (4) a (12), serie de RCFTA, calculado según ecuación (5.247):

$$T_h = \frac{n}{K}\left[\left(\frac{S_o}{S_e}\right)^{1/n} - 1\right], \qquad \therefore\ T_h = n\left[\left(\frac{100}{S_e}\right)^{1/n} - 1\right]$$

Columna (13), reactor FP único, calculado según ecuación (5.232):

$$t_h = \frac{1}{K}\ln\frac{S_o}{S_e}, \qquad \therefore\ t_h = \ln\frac{100}{S_e}$$

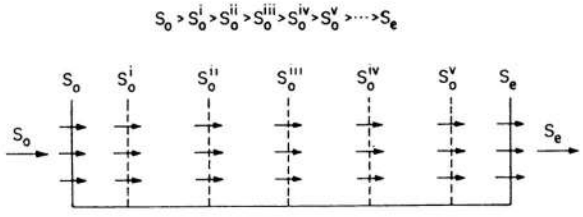


Fig. 5.39. Reducción de la DBO en un reactor de flujo pistón.

lumnas intermedias 4 a 12, presentan los tiempos de residencia total T_h, ecuación (5.247), para secuencias de $n = 2$ a $n = 1000$ RFCTA en serie. En la figura 5.37 se representan asimismo curvas para $n = 2, 5, 10$.

Del examen de la tabla 5.17 y de la figura 5.37 se deduce la conclusión de que los rendimientos en el consumo de la DBO aumentan con el número de reactores de flujo continuo en tanque agitado en serie. Para $n = 1$, la ecuación (5.247) se reduce a la ecuación (5.225) para el reactor único de flujo continuo en tanque agitado. Para $n \to \infty$, la ecuación (5.247), se reduce a la ecuación (5.232) para el reactor de flujo pistón. Esto puede probarse analíticamente demostrando que:

$$\lim_{n\to\infty} \left\{ \frac{n}{K} \left[\left(\frac{S_o}{S_e} \right)^{1/n} - 1 \right] \right\} = \frac{1}{K} \ln \left(\frac{S_o}{S_e} \right) \tag{5.248}$$

Reagrupando el primer miembro de la ecuación (5.248) en la forma:

$$\lim_{n\to\infty} \left\{ \frac{1}{K} \times \frac{[(S_o/S_e)^{1/n} - 1]}{1/n} \right\} = \frac{1}{K} \times \frac{(1-1)}{0} = \frac{0}{0} \quad \text{(indeterminación)} \tag{5.249}$$

Utilizando la regla de l'Hopital para obtener el límite:

$$\lim_{n\to\infty} \left\{ \frac{1}{K} \times \frac{(S_o/S_e)^{1/n} \times \ln(S_o/S_e) \times (-1/n^2)}{-1/n^2} \right\} = \lim_{n\to\infty} \left\{ \frac{1}{K} \times \left(\frac{S_o}{S_e} \right)^{1/n} \times \ln \frac{S_o}{S_e} \right\}$$

$$= \frac{1}{K} \ln \frac{S_o}{S_e}$$

y en consecuencia la ecuación (5.247) se reduce a la ecuación (5.232).

De esta forma, conforme el número de reactores de un sistema formado por una serie de RFCTA se acerca al infinito, el rendimiento en el consumo de la DBO para el sistema se aproxima al de un reactor ideal de flujo continuo.

La figura 5.39 muestra la reducción progresiva de la DBO que se presenta en un reactor de flujo pistón desde un valor S_o en la entrada hasta el valor de salida S_e. Dividiendo el tanque de aireación en una serie de reactores de mezcla completa, puede obtenerse una me-

jora en el funcionamiento sin pérdida mayor de la capacidad del sistema para manejar las cargas de choque. Esta es la idea básica que subyace en el proceso de aireación escalonada (capítulo 6, sección 4.1, figura 6.7).

12.5. El reactor de flujo arbitrario

El modelo matemático del reactor de flujo arbitrario es considerablemente más complejo que el de los casos de mezcla completa (RFCTA) y flujo pistón. El reactor de flujo arbitrario corresponde a un tipo intermedio de dispersión entre estos dos casos extremos de mezcla completa y ausencia total de mezclado. Wehner y Wilhem [8] han desarrollado un modelo matemático en el que aparece un término d, que es el coeficiente de difusibilidad. Cuando $d = 0$ el modelo se acerca a un reactor de flujo pistón y cuando d se acerca a infinito converge hacia el RFCTA.

El modelo de Wehner y Wilhem es:

$$\frac{S_o}{S_e} = \frac{4ae^{(1/2)d}}{(1+a)^2 e^{a/2d} - (1-a)^2 e^{-a/2d}} \tag{5.250}$$

en la que:

$$a = (1 + 4Kt_h d)^{1/2} \tag{5.251}$$

$$d = D/vL = Dt_h/L^2 \tag{5.252}$$

donde d es la constante de difusibilidad (adimensional), con valores que varían desde $d = 0$ a $d = \infty \cdot D$, el coeficiente de dispersión axial, m^2/h; L, la longitud característica de traslado de una partícula típica en el reactor, m; t_h, el tiempo de residencia hidráulico, h, y v es la velocidad del fluido, m/h.

El segundo término del denominador de la ecuación (5.250) es pequeño y puede despreciarse conduciendo a la ecuación (5.253) que es una aproximación para valores de $d < 2$.

$$S_o/S_e = 4ae^{(1/2)(d-\frac{a}{d})}/(1+a)^2 \tag{5.253}$$

El modelo de flujo arbitrario dado por la ecuación (5.250) ha sido utilizado en el diseño de las balsas de estabilización (capítulo 6, sección 6.9). En el capítulo 6, figura 6.22 se presenta un nomograma para la utilización rápida de la ecuación (5.250).

13. EXPRESIÓN PARA LA FRACCIÓN DE SÓLIDOS DEGRADABLES DE LOS MLVSS

El lodo de la corriente de purga (corriente 6, figura 5.1) se combina con frecuencia con otros lodos de las plantas de lodos activos (por ejemplo, con la descarga de los clarifica-

dores primarios) y se somete a distintos tipos de tratamiento antes de su evacuación final. El tratamiento y evacuación de los lodos se estudiará en el capítulo 7. Sin embargo, un tipo importante de tratamiento consiste en la degradación aerobia o anaerobia del lodo. Con objeto de diseñar los digestores de lodo, una información fundamental requerida por el proyectista es la fracción de lodo disponible que es biodegradable. Esta información puede obtenerse mediante un reactor de laboratorio en discontinuo (capítulo 7, sección 2.3). En ausencia de datos de laboratorio, puede hacerse una estimación de la fracción de sólidos biodegradables en los MLVSS mediante el método que se describe en esta sección.*

Puede llevarse a cabo un balance de materia de los VSS que entran y abandonan el proceso de lodos activos con objeto de obtener una expresión para la fracción degradable x de los sólidos en suspensión en el licor de mezcla. Este balance de materia se basa en la observación de que aproximadamente el 77% de las células formadas inicialmente durante la síntesis del lodo es biodegradable dejando un residuo no biodegradable de aproximadamente 23%. Bajo condiciones de equilibrio, el lodo habrá residido en el sistema un tiempo θ_c, correspondiente a la edad de los lodos (sección 8). Conforme aumenta la edad de los lodos en el proceso, se acumulan los no biodegradables y la fracción biodegradable de los sólidos volátiles en suspensión en el licor de mezcla x, disminuye. Por lo tanto, $x \leq 0{,}77$.

Debe notarse también que una fracción de los sólidos en suspensión que entran en el sistema con la corriente de alimentación es degradable. Puede suponerse que el lodo purgado del sistema tiene la misma proporción x de sólidos degradables que el licor de mezcla en el reactor.

El establecimiento de una ecuación para la fracción biodegradable, x, de los VSS es como sigue: se tiene en cuenta la figura 5.1 y se escribe un balance de materia de los sólidos degradables alrededor del circuito (- - - -). Todos los símbolos y unidades son los indicados en la tabla 5.1.

Sólidos degradables que entran:

1. Sólidos degradables que entran con la corriente de alimentación (1):

$$(fQ_F X_{V,F})(86{,}4) \qquad \text{kg/d}$$

donde f es la fracción degradable de VSS en la corriente de alimentación.

2. Sólidos degradables formados por síntesis:

$$[0{,}77\,Y(S_F - S_e)Q_F](86{,}4) \qquad \text{kg/d}$$

* Comunicación personal de W. W. Eckenfelder, Jr. Ecuación final utilizada en «Process Design Techniques for Industrial Waste Treatment», de Adams, C. E. y Eckenfelder, W. W. Jr., Enviro Press, Nashville and Austin, 1974.

Sólidos degradables que salen:

1. Sólidos degradables que abandonan el sistema en la purga [corriente (6)]:

$$x(\Delta X_V + 86{,}4 Q_F X_{V,F} - 86{,}4 Q_e X_{V,e}) \qquad \text{kg/d}$$

donde x es la fracción de sólidos degradables en la purga que se supone igual a la fracción de sólidos degradables en los MLVSS. Obsérvese que los sólidos volátiles en suspensión que abandonan la corriente de purga son iguales a la producción de VSS en el reactor más los VSS que entran en la alimentación inicial menos los VSS perdidos en el efluente del clarificador secundario.

2. Sólidos degradables perdidos por respiración endógena:

$$(k_d X_{V,a} V)(86{,}4) \qquad \text{kg/d}$$

Obsérvese que $X_{V,a}V$ es igual a la cantidad total de MLVSS en el reactor incluyendo tanto los sólidos volátiles degradables como los no degradables. La cantidad de MLVSS degradable en el reactor corresponde a $xX_{V,a}V$. Sin embargo, ya que el coeficiente de descomposición microbiana k_d se define como kg MLVSS consumidos/(d)(kg de MLVSS totales en el reactor), $k_d X_{V,a} V$ (y no $k_d x X_{V,a} V$) corresponde a los kg de MLVSS consumidos/d.

3. Sólidos degradables perdidos por el rebosadero del clarificador secundario:

$$x(Q_e X_{V,e})(86{,}4) \qquad \text{kg/d}$$

Por lo tanto, ya que en condiciones de equilibrio:

Sólidos degradables que entran = Sólidos degradables que salen

$$(fQ_F X_{V,F})(86{,}4) + [0{,}77\, Y(S_F - S_e)Q_F](86{,}4) = x(\Delta X_V + 86{,}4 Q_F X_{V,F} - 86{,}4 Q_e X_{V,e}) + (k_d X_{V,a} V)(86{,}4) + x(Q_e X_{V,e})(86{,}4)$$

Anulando los términos $x(Q_e X_{V,e})(86{,}4)$ y despejando x se obtiene:

$$x = \frac{(fQ_F X_{V,F})(86{,}4) + [0{,}77\, Y(S_F - S_e)Q_F](86{,}4) - (k_d X_{V,a} V)(86{,}4)}{\Delta X_V + 86{,}4 Q_F X_{V,F}} \tag{5.254}$$

Si la concentración de sólidos volátiles en la corriente de alimentación ($X_{V,F}$) es despreciable, la ecuación (5.254) se simplifica a:

$$x = \frac{[0{,}77\, Y(S_F - S_e)Q_F](86{,}4) - (k_d X_{V,a} V)(86{,}4)}{\Delta X_V} \tag{5.255}$$

Puede también obtenerse una expresión equivalente de x de un balance de materia de los sólidos no degradables alrededor del circuito (- - - -) de la figura 5.1 como sigue:

Sólidos no degradables que entran.

1. Sólidos no degradables que entran con la corriente de alimentación [1]:

$$(1 - f)(Q_F X_{V,F})(86{,}4) \qquad \text{kg/d}$$

2. Sólidos no degradables formados por síntesis:

$$[0{,}23\, Y(S_F - S_e)Q_F](86{,}4) \qquad \text{kg/d}$$

Sólidos no degradables que salen.

Aquí se consideran solamente los sólidos no degradables que se pierden con la purga y los que salen por el rebosadero del clarificador secundario, ya que lógicamente no se eliminan sólidos no degradables en el proceso de respiración endógena.

1. Sólidos no degradables con la purga:

$$(1 - x)(\Delta X_V + 86{,}4 Q_F X_{V,F} - 86{,}4 Q_e X_{V,e}) \qquad \text{kg/d}$$

2. Sólidos no degradables perdidos por el rebosadero del clarificador secundario:

$$(1 - x)(Q_e X_{V,e})(86{,}4) \qquad \text{kg/d}$$

Por ello, en condiciones de equilibrio:

Sólidos no degradables que entran = Sólidos no degradables que salen

por lo cual:

$$(1 - f)(Q_F X_{V,F})(86{,}4) + [0{,}23\, Y(S_F - S_e)Q_F](86{,}4)$$
$$= (1 - x)(\Delta X_V + 86{,}4 Q_F X_{V,F} - 86{,}4 Q_e X_{V,e}) + (1 - x)(Q_e X_{V,e})(86{,}4)$$

Eliminando los términos $(1 - x)(Q_e X_{V,e})(86{,}4)$ y despejando x se obtiene:

$$x = \frac{(\Delta X_V + 86{,}4 Q_F X_{V,F}) - (1 - f)(Q_F X_{V,F})(86{,}4) - 0{,}23\, Y(S_F - S_e)Q_F(86{,}4)}{\Delta X_V + 86{,}4 Q_F X_{V,F}} \tag{5.256}$$

Si la concentración de sólidos volátiles en la corriente de alimentación ($X_{V,F}$) es despreciable la ecuación (5 256) se simplifica a:

$$x = \frac{\Delta X_V - 0{,}23 Y(S_F - S_e)Q_F(86{,}4)}{\Delta X_V} \tag{5.257}$$

Ejemplo 5.6. Para la planta de lodos activos del ejemplo 5.2, estímese la fracción biodegradable de los MLVSS en la corriente de purga.

Solución. En este caso, $X_{V,F} = 0$, utilícese por ello o bien la ecuación (5.255) o la ecuación (5.257).

Datos generales (invierno y verano):

$$Y = 0{,}5$$
$$S_F = 200 \text{ mg/l}$$
$$X_{V,a} = 3000 \text{ mg/l}$$
$$Q_F = 0.4 \text{ m}^3/\text{s}$$
$$V = 4320 \text{ m}^3$$

(a) Condiciones de invierno:

$$k_d = 0{,}0426 \text{ d}^{-1}$$
$$S_e = 20 \text{ mg/l}$$
$$\Delta X_V = 2558 \text{ kg/d}$$
$$\therefore Y(S_F - S_e)Q_F = (0{,}5)(200 - 20)(0{,}4) = 36$$
$$k_d X_{V,a} V = (0{,}0426)(3000)(4320) = 552096$$

Con esto, de la ecuación (5.255):

$$x = \frac{(0{,}77)(36)(86{,}4) - (552\,096)(10^{-3})}{2558} = 0{,}72$$

o, de la ecuación (5.257):

$$x = \frac{2552 - (0{,}23)(36)(86{,}4)}{2558} = 0{,}72$$

(b) Condiciones de verano:

$$k_d = 0{,}0766 \text{ d}^{-1}$$
$$S_e = 14{,}5 \text{ mg/l}$$
$$\Delta X_V = 2213 \text{ kg/d}$$
$$\therefore Y(S_F - S_e)Q_F = (0{,}5)(200 - 14{,}5)(0{,}4) = 37{,}1$$
$$k_d X_{V,a} V = (0{,}0766)(3000)(4320) = 992736$$

Con esto, de la ecuación (5.255):

$$x = \frac{(0{,}77)(37{,}1)(86{,}4) - (992\,726)(10^{-3})}{2213} = 0{,}666$$

o, de la ecuación (5.257):

$$x = \frac{2213 - (0{,}23)(37{,}1)(86{,}4)}{2213} = 0{,}666$$

Tal como se indicaba al comienzo de esta sección, el método recomendado para encontrar la fracción de los sólidos degradables en los MLVSS se basa en la determinación experimental de x mediante un reactor discontinuo de laboratorio (capítulo 7, sección 2.3). La estimación que puede realizarse mediante las ecuaciones (5.254), (5.255), (5.256) o (5.257) debe utilizarse solamente a falta de datos experimentales.

Problemas

I. Determinación de los parámetros biocinéticos de un proyecto de lodos activos.

Se ha llevado a cabo un estudio de laboratorio de agua residual utilizando cuatro reactores continuos similares a los de la figura 5.14. Los datos medios obtenidos fueron los siguientes:

Reactor núm.	Concentración media del afluente mg DQO/l	Concentración media del efluente mg DQO/l	Concentración media de MLVSS, mg/l	Caudal, l/d	Velocidad de asimilación de oxígeno, VUO, mg O_2/(l)(d)	Producción de lodos, mg lodos/(l)(d)
1	880	100	3100	40,0	4025	2330
2	870	50	2800	14,9	1800	787.4
3	870	30	3000	8,75	1292	374,5
4	860	20	2900	3,50	780	29

A partir de estos datos determinar los coeficientes biocinéticos k ($h^{-1} \times l/mg$ y $d^{-1} \times l/mg$), S_n (mg/l), Y, k_d (d^{-1}), a y b (d^{-1}).

II. Para el tratamiento de un agua residual industrial, se piensa en el diseño de una planta de lodos activos. El caudal de diseño es 0,175 m^3/s. El DBO_5 de la alimentación fresca es 250 mg/l y se desea un consumo de 90% del DBO_5. En un reactor de laboratorio se han obtenido los siguientes parámetros biocinéticos a 30°C:

$$k = 0{,}03\ d^{-1} \times l/mg$$

$$Y = 0{,}55\ kg\ MLVSS/kg\ DBO_5\ consumido$$

$$k_d = 0{,}10 \text{ kg MLVSS/d} \cdot \text{kg MLVSS}$$

$$a = 0{,}40 \text{ kg } O_2/\text{kg } DBO_5 \text{ consumido}$$

$$b = 0{,}125 \text{ kg } O_2/\text{d} \cdot \text{kg MLVSS}$$

El lodo se sedimenta fácilmente, y por lo tanto el diseño es controlado por la calidad del efluente. Seleccionar concentraciones $X_{V,a} = 2.500$ mg/l y $X_{V,u} = 12.000$ mg/l para el diseño. Tomar $X_{V,F} \approx 0$. Supóngase también que no hay nitrificación.

1. Calcular el tiempo de residencia requerido en el reactor biológico, h.
2. Calcular el volumen del reactor biológico, m^3.
3. Calcular el oxígeno requerido en kg/h y la velocidad media de utilización de oxígeno en mg/(l)(h).
4. Calcular la producción de biomasa, X_V (kg/d).
5. Calcular la relación de reciclado, r.
6. Considerar tres diseños posibles:

(*i*) Aireación con difusores, empleando aireación descendente;
(*ii*) Aireación con turbina;
(*iii*) Aireación superficial.

(*i*) Para el caso de los difusores de aireación descendente utilizar los datos siguientes para el diseño del reactor:

Temperatura: 30°C.
$\alpha_{20°C}$ para la alimentación fresca: 0,6.
$\alpha_{20°C}$ para el efluente: 0,9.

Estimar $\alpha_{20°C}$ para la alimentación total del reactor por una combinación lineal de los valores para la alimentación fresca y la corriente de reciclado. Para esto divídase el reactor en cuatro secciones iguales con la siguiente distribución decreciente de oxígeno.

Cuarto del tanque, núm.	% del O_2 total
1	55
2	18
3	15
4	12

Para estimar el α medio para cada cuarto de tanque, supóngase que $\alpha_{20°C}$ aumenta linealmente el valor en la entrada del reactor (esto es, el valor en la alimentación combinada) hasta el valor 0,9 en el efluente. Tomar para cada cuarto de tanque el valor de $\alpha_{20°C}$ correspondiente al punto medio de cada uno. La profundidad y la anchura del tanque son 4,6 m y 7,6 m respectivamente. ¿Cuál sería la longitud en este caso?

El rendimiento de los difusores se estima por la relación:

$$N = 0{,}0841\ G_s^{0.85}\ H^{0.7}\ (C_{sw} - C_L) \times 1{,}024^{(T\ -\ 20)} \times \alpha_{20°C}$$

donde:

N es el kg O_2 transferido/h unidad de difusión;

G_s es el flujo de aire, m³/(min)(unidad) [m³ medidos a $P = 1$ atm y $t = 0°C$]. Las unidades seleccionadas tienen una capacidad de 0,23 m³/(min)(unidad).

H es la profundidad del tanque, m;

C_{sw} es la concentración de saturación de oxígeno en el punto medio de la profundidad. Tómese como 8,6 mg/l;

C_L es la concentración de oxígeno disuelto para la operación en régimen estacionario. Tómese 1,0 mg/l.

T es la temperatura, °C.

A partir de esta ecuación, de la distribución decreciente de oxígeno seleccionada y de las reglas lineales para estimar α:

(a) Calcular, para cada cuarto de tanque, el número de difusores requeridos y la distancia entre ellos (cm). Los difusores son unidades de cerámica porosa (figura 4.10) colocados en el fondo del tanque, en dirección perpendicular al flujo. La longitud de cada difusor es aproximadamente igual a la anchura del tanque.

(b) Hacer un diagrama de la sección horizontal del tanque de aireación, indicando el número de difusores en cada cuarto de tanque.

(c) Calcular el rendimiento de transferencia de oxígeno [definido por la ecuación (4.38)] para los difusores en cada cuarto de tanque.

(*ii*) *Para los aireadores de turbina*

Tómese una temperatura de 30°C. Utilizar una profundidad y una anchura de tanque de 4,6 m y 12,8 m respectivamente. ¿Cuál sería su longitud en este caso?

Suponer una velocidad de utilización de oxígeno uniforme a través de la longitud del tanque (valor medio calculado en la parte 3). Utilizar tres turbinas de aireación igualmente distanciadas. El rendimiento de los aireadores de turbina seleccionados es representado por la ecuación:

$$N = 0{,}075\ G_s^{0.45} S^{1.15} D^{1.8} \times (C_{sw} - C_L) \times 1{,}024^{(T\ -\ 20)} \times \alpha_{20°C}$$

N y G_s: definidos en 6 (*i*);

S: velocidad periférica de la turbina (m/s). Tómese un valor de 3 m/s;

D: diámetro de la turbina, $D = 1{,}2$ m;

α: tómese un valor uniforme de 0,85;

C_L: tómese igual a 1,0 mg/l.

La potencia no aireada de las turbinas seleccionadas es dada por la ecuación:

$$CV = 10{,}08D^{5.25}n^{2.75}$$

donde n está en rev/s.

(a) Calcular el flujo de aire, G_s (m^3/s a $P = 1$ atm y $t = 0°C$), requerido para cada una de las tres turbinas.

(b) Estimar la potencia real (en CV), corregida a causa de la disminución de densidad de la mezcla aireada (figura 4.15) y la potencia total (rotor y compresor), según la figura 4.16, a $P_d^* = 1{,}0$.

(c) Trazar el diagrama de la sección horizontal del tanque de aireación, indicando la posición de las tres turbinas.

(d) Calcular el rendimiento de transferencia de oxígeno [ecuación (4.38)] para las turbinas y los kg O_2 transferidos/CV × h.

(iii) Para los aireadores de superficie.

Tómese la temperatura de 30°C. Las características de los aireadores seleccionados aparecen en la figura 5.40. Seleccione unidades de 12 CV. Suponer un $\alpha_{20°C}$ uniforme de 0,85. Tómese $C_{sr} = 8{,}6$ mg/l y $C_L = 1{,}0$ mg/l. Para el tanque de aireación seleccionar una profundidad de 3,7 m y una anchura igual al diámetro de influencia de cada unidad.

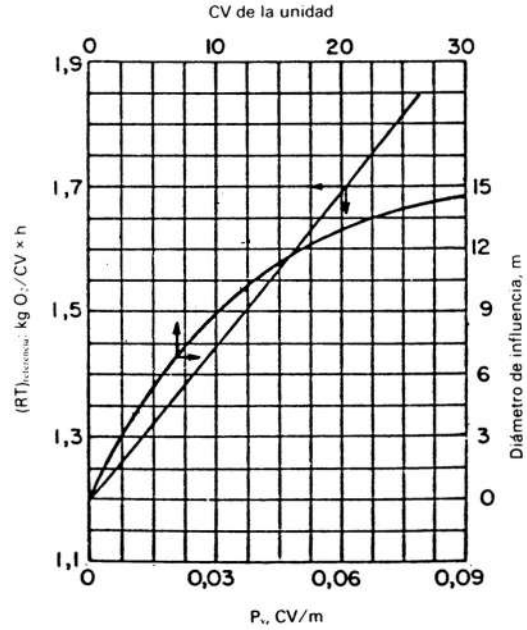


Fig. 5.40. Correlación típica de la fracción de sólidos biodegradables.

(a) Determinar el número de unidades requeridas.
(b) Hacer un diagrama de la sección horizontal del tanque de aireación, indicando la localización de los aireadores.

III. Para el tratamiento de un agua residual municipal se quiere diseñar una planta de lodos activos con mezcla completa. El caudal de diseño es 0,88 m^3/s y el DBO_f de la alimentación fresca es 150 mg/l. Los criterios de diseño son los siguientes:

Concentración de MLVSS en el reactor: 2.000 mg/l
DBO_f del efluente = 5 mg/l.
$k = 0.04\ d^{-1} \times$ l/mg.
$k_d = 0{,}05\ d^{-1}$.
$Y = 0{,}5$ kg MLVSS/kg DBO_u.
NTK de la alimentación fresca = 20 mg/l, (N)
Fósforo en la alimentación fresca = 10 mg/l, (P).

No hay variación apreciable de la temperatura del agua durante el año. Además el agua contiene ciertos contaminantes que impiden la nitrificación. Pídese:

1. Calcular el volumen del reactor, m^3.
2. Preparar una serie de gráficos en función de la edad de los lodos, para valores de θ_c = 5, 8, 10, 12 y 15 días y para las siguientes variables:

— DBO_f del efluente, mg/l.
— Concentración de MLVSS en el reactor, mg/l.
— Coeficiente de producción de lodo, Y.
— Producción de lodo. kg/d.
— kg/d de nitrógeno consumido por síntesis celular.
— kg/d de fósforo consumido por síntesis celular.
— kg/d de oxígeno transferido.

3. Trazar un gráfico de $X_{V,u}/X_{V,a}$ en función de θ_c, para valores de θ_c = 5, 8, 10, 12 y 15 días, mostrando tres curvas correspondientes a relaciones de reciclado, r = 0,3, 0,4 y 0,5. La concentración de VSS en la alimentación fresca es despreciable.

IV. Pirt (Proceedings of the Royal Society, London, *B163*, 224, 1965) ha propuesto una forma alternativa de la ecuación diferencial (5.92) para calcular la asimilación de oxígeno:

$$\frac{dO_2}{dt} = a'\left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_g + b'X_{V,a}$$

Transfórmese la ecuación a su forma lineal y diséñese un procedimiento gráfico para el cálculo de los parámetros de asimilación de oxígeno a' y b'.

Utilizando los datos de la velocidad específica de asimilación de oxígeno y de la velocidad específica de crecimiento de la biomasa del ejemplo 5.1, calcúlense los valores de los parámetros a' y b' para ese agua residual en particular.

V. En las ecuaciones (5.67) y (5.89) se utilizaron dos coeficientes biocinéticos a y b. Escribir estas ecuaciones en una forma modificada utilizando solamente un coeficiente global B, esto es:

$$\text{kg } O_2/\text{d} = B(S_o - S_e)Q_o \qquad (5.67\text{ a})$$

o sea:

$$R_{O_2} = Bq \qquad (5.89\text{ a})$$

Pídese:

1. Desarrollar la relación $B = f(a, b, R_{O_2})$.
2. ¿Cuál será el valor de B para el reactor n.º 1 del ejemplo 5.1 (tabla 5.6)? Recalcular R con la ecuación (5.89 a) y compararlo con el valor obtenido en el ejemplo 5.1.

VI. Para la planta de lodos activos proyectada en el ejemplo 5.2, utilizando los parámetros biocinéticos correspondientes a la temperatura crítica de invierno ($T_w = 13°C$) estúdiese el efecto de variar la edad de los lodos sobre las siguientes variables:

1. DBO del efluente.
2. Concentración de MLVSS en el equilibrio: mg/l.
3. Relación $= X_{v,u}/X_{v,a}$, ecuación (5.188), para valores de $r = 0{,}3$ y $0{,}5$.
4. Coeficiente de producción neta de lodos V_n.
5. Producción de lodos X_v: kg/d.
6. Consumo de oxígeno: kg O_2/d.

Prepárese un gráfico de las variables en función de θ_c para valores de θ_c de 2, 4, 6, 8, 10, 12 y 14 d.

VII. Utilizando seis reactores continuos de laboratorio operando en paralelo se obtuvieron los siguientes datos experimentales:

Reactor núm.	t_h, h	S_o, mg DQO/l	S_e, mg DQO/l	$X_{v,a}$, mg/l
1	10,1	1089	49	454
2	8,1	1061	61	445
3	5,4	1036	84	477
4	3,4	1035	170	369
5	3,1	1092	231	317
6	2,5	1095	318	299

1. Constrúyase un gráfico de $q = (S_o - S_e)/X_{v,a}t_h$ en función de S_e.

2. Si el gráfico construido en la parte 1 no es lineal, constrúyase una representación Lineweaver-Burk. Determínense los valores de los parámetros K_s y q_{max}.

VIII. Se han llevado a cabo ensayos de crecimiento de biomasa con un reactor continuo en condiciones de mezcla completa. Los resultados fueron los siguientes:

Velocidad específica de crecimiento de la biomasa, en h^{-1}	DBO_5 soluble del efluente, mg/l
0,66	20,0
0,50	10,0
0,40	6,6
0,33	5,0
0,28	4,0

Utilizando un gráfico lineal apropiado determínese la velocidad máxima (μ_{max}) de crecimiento específico y la constante K_s de la ecuación de Monod.

IX. Compárense los volúmenes de reactores biológicos (en m^3) necesarios para consumir el DBO_5 de la alimentación fresca, que es 100 mg/l, a un valor de 20 mg/l en el efluente, con los siguientes modelos de reactor:

1. Un solo reactor RFCTA.
2. Dos reactores RFCTA en serie.
3. Cuatro reactores RFCTA en serie.
4. Un solo reactor FP.

Suponer en todos los casos una cinética de primer orden y $K = 0.08\ d^{-1}$. El caudal es 0.044 m^3/s.

X. Una industria está analizando el diseño de una planta de lodos activos para tratamiento de sus aguas residuales. Un estudio en laboratorio suministró los siguientes valores para los coeficientes biocinéticos, a la temperatura de 20°C.

k = 0,022 $d^{-1} \times$ l/mg
Y = 0,85 kg MLVSS/kg DBO_5
k_d = 0,1 d^{-1}
a = 0,45 kg O_2/kg DBO_5
b = estímese a partir de la relación teórica b/k_d.

Las bases de diseño son las siguientes:

1. Alimentación fresca: 0,044 m^3/s.
2. DBO_5 soluble de la alimentación fresca: 720 mg/l.
3. DBO_5 soluble del efluente: máximo 25 mg/l.
4. 80% de sólidos volátiles en el reactor.
5. Concentración de MLVSS en el reactor: 3.000 mg/l.
6. Reciclado de lodo $r = 0{,}25$.
7. Un estudio de laboratorio fue realizado utilizando cilindros estándar para la sedimentación del lodo obtenido en reactor de laboratorio (con 80% de sólidos volátiles). Este estudio permitió trazar una curva de flujo discontinuo. La construcción gráfica (figura 3.25) dio como resultado un flujo total $G_T = 21{,}6$ kg/(m^2)(d) habiéndose supuesto una concentración de 2% en sólidos para la descarga del clarificador secundario.
8. Un estudio de la sedimentación del lodo a diferentes valores de A/M produjo un gráfico del tipo de la figura 5.11, indicando un A/M óptimo de 0,7 (unidades: DBO_5, d). Sin embargo, las condiciones de sedimentación pueden ser consideradas favorables en un intervalo A/M entre 0,5 y 0,8.
9. La concentración de VSS en la alimentación fresca es despreciable. Una concentración máxima de VSS, de 4 mg/l en el efluente del clarificador secundario es considerada como aceptable.

Preparar un diseño preliminar para la planta de lodos activos a $T_w = 20°C$.
Se pide:

1. Determinar si el tiempo de residencia en el reactor biológico es controlado por consideraciones cinéticas (esto es, consumo de DBO_5) o por las condiciones óptimas de sedimentación de los lodos.

Tomar el mayor de estos dos tiempos de residencia como base para cálculo del volumen del reactor biológico. ¿Cuál es el volumen del reactor en m^3? Para el valor adoptado de tiempo de residencia, ¿está el valor A/M dentro del intervalo para producir un lodo con buenas características de sedimentación?

2. Calcular la producción neta de MLVSS en el reactor (kg/d), y los kg/d de VSS eliminados en la purga. Estimar Q_w (m^3/s), si la purga es retirada de la línea de reciclado.
3. Calcular los kg/día de oxígeno transferidos por el sistema de aireación.
4. Calcular la potencia (CV) del sistema de aireación, tomando como base un rendimiento de transferencia de oxígeno de 0,65 kg O_2/CV × h.
5. Calcular la relación entre DBO_5 consumido por día y la potencia en CV. ¿Está este valor cerca del intervalo previsto por la ecuación (5.149)?
6. Estimar la fracción de sólidos biodegradables formados en el reactor biológico.
7. Determinar la sección horizontal del clarificador secundario en m^2.
8. Después de completar este diseño preliminar, estímese, por balance térmico, la temperatura T_w del reactor biológico. Para esto suponga que la temperatura del afluente del reactor es 27°C y la temperatura del aire es 16°C.

9. Utilizando la ecuación de Arrhenius, estimar los coeficientes biocinéticos k, k_d y b a la temperatura T_w establecida en el punto 8. Tómense los coeficientes de temperatura como 1,03 para k y 1,04 para k_d y b.

10. Hágase una segunda estimación del volumen del reactor, de la producción neta de MLVSS, de los kg O_2 transferidos por día y de la potencia (CV) requeridos, con base a estos valores revisados para los parámetros biocinéticos.

11. ¿Sería necesaria una tercera iteración para mejorar este resultado? Tómese como criterio para una convergencia aceptable entre dos iteraciones consecutivas, una diferencia entre los dos últimos valores de T_w inferior a 0,2°C.

XI. Una industria química, ya en operación, está considerando el diseño de una planta de lodos activos para el tratamiento de sus aguas residuales. El caudal de diseño es 0,22 m^3/s.

Cien muestras del agua residual, tomadas a intervalos de 4 h, aparecen en el cuadro 3.15 del capítulo 3, sección 5.5.2. El valor de diseño para el DBO_5 soluble en el afluente fue tomado como el valor de probabilidad 50% (véase la figura 2.23, capítulo 2, sección 13).

Ensayos biocinéticos fueron realizados con el agua residual en escala de planta piloto. Durante estos ensayos la concentración de sólidos volátiles en el reactor fue mantenida a 3.000 mg/l, y los datos siguientes fueron obtenidos a 20°C;

Test núm.	S_F; DBO_5 en mg/l	S_e; DBO_5 en mg/l	t; tiempo de residencia, d
1	700	15	0,681
2	650	20	0,436
3	750	30	0,384
4	690	40	0,239

1. Con base en estos datos, determínese mediante gráficos de q en función de S_e, y q en función de S_s/S_F, qué modelo cinético de primer orden o modelo de Grau, se ajusta mejor según una correlación lineal. Determinar, para el mejor modelo, el parámetro cinético apropiado (k o k_1), a 20°C; unidad d^{-1}.

2. Calcular el volumen del reactor biológico basado en la operación invernal. En estas condiciones, la temperatura del reactor biológico fue estimada en 20°C. Básense los cálculos en un DBO_5 soluble para el efluente de 15 mg/l y en una concentración de MLVSS en el reactor de 3.000 mg/l.

3. Con base en el mejor modelo cinético establecido en el punto 1, obtener una ecuación de S_F en función de S_e, esto es:

$$S_F = f(S_e, k_1 \text{ o } k, X_{V,a} \text{ y } t)$$

4. Como indica el cuadro 3.15, el DBO_5 soluble del afluente fluctúa considerablemente con el tiempo. En este caso debe ser prevista, inmediatamente aguas arriba de la planta de lodos activos, una balsa de homogeneización. Para calcular el volumen de esta balsa tómese como criterio que el DBO_5 soluble del efluente de la planta de lodos activos nunca debe exceder 25 mg/l. Utilizando la ecuación para S_F establecida en el punto 3, calcular el valor máximo de S_F permisible y que respete este criterio de diseño.

5. ¿Si el modelo seleccionado para esta aplicación fuera el convencional de primer orden, podría hacerse el cálculo del punto 4?

6. Calcular el volumen de la balsa de homogeneización, basando el cálculo en una probabilidad de 90% de que el DBO_5 soluble del efluente de la balsa sea igual o inferior al valor para $S_{F,max}$, establecido en el punto 4.

7. Estimar la potencia (CV) requerida para aireación, con base en 0,81 kg O_2 transferidos por CV × h. Los parámetros a y b son respectivamente 0,4 y 0,28 (unidades: DBO_5 y días). Para una estimación conservadora de la potencia, tome como base el valor $S_{F,max}$ obtenido en el punto 4, tomando $S_2 = 25$ mg/l.

8. ¿Cuál es el nivel de agitación del reactor biológico en CV/m³?

9. Es la regla empírica para estimar C_V [ecuación (5.149)] aproximadamente válida para esta aplicación?

XII. Ensayos biocinéticos fueron realizados a escala de planta piloto a 20° C, con un agua residual industrial. Se obtuvieron los resultados siguientes:

Test núm.	S_o; DBO_5 del efluente, mg/l	S_e; DBO_5 del afluente, mg/l	$X_{V,a}$; MLVSS, mg/l	t_h; tiempo de residencia, días
1	730	26.5	2500	0,592
2	670	19,4	3500	0,489
3	700	15,2	3000	0,801
4	660	9,6	2700	1,268

1. Ensáyese una correlación lineal

   i — Con el modelo cinético de primer orden.
   ii — Con el modelo cinético de Grau.

2. ¿Cuál de los dos modelos del punto 1 produce una mejor correlación? Para el modelo seleccionado como el mejor, determinar el valor del parámetro cinético correspondiente (k o k_1).

i — Caudal: 0,22 m³/s. La concentración de VSS en la alimentación es despreciable.

ii — DBO_5 soluble del afluente: 690 mg/l.

iii — DBO_5 soluble del efluente especificado con un máximo de 15 mg/l. Suponer separación de 100% de los sólidos en el clarificador secundario.

iv — La temperatura del afluente es aproximadamente constante todo el año, y estimada en 38,9°C.

v — La planta está localizada en una región de clima templado. Tome la temperatura media del aire de 10,6°C.

El coeficiente de temperatura para los parámetros biocinéticos, dependientes de temperatura (esto es, k o k_1, b y k_d) es estimado de 1,03.

vi — Tome la presión atmosférica a 760 mm Hg.

vii — El diseño debe basarse en el modelo cinético seleccionado que produce la mejor correlación lineal.

viii — La concentración de MLVSS en el reactor de fija a $X_{v,a} = 3.000$ mg/l.

ix — Los coeficientes biocinéticos para utilización de oxígeno y producción neta de MLVSS fueron también determinados en la planta piloto. Sus valores a 20°C fueron:

$$b = 0{,}238 \text{ d}^{-1} \qquad Y = 0{,}55 \text{ kg MLVSS/kg DBO}_5$$
$$k_d = 0{,}1 \text{ d}^{-1} \qquad a = 0{,}4 \text{ kg O}_2\text{/kg DBO}_5$$

x — Se eligieron aireadores de superficie. Para estos aireadores el valor de $(RT)_{referencia}$ se obtuvo según la siguiente correlación lineal:

$$(RT)_{referencia} = 5{,}69\ P_v + 1.256 \text{: kg O}_2 \text{ transferidos/CV} \times \text{h}$$

donde P_v es el nivel de agitación para el reactor biológico en CV/m³.

xi — Para determinar $(RT)_{real}$, tómese:

$$\alpha_{20°C} = 0{,}9$$
$$\beta = 0{,}97$$
$$C_L = 2{,}0 \text{ mg/l.}$$

Calcular:

3. El volumen del reactor biológico (m³). La sedimentación del lodo es bastante favorable, por lo tanto el consumo de sustrato puede suponerse que controla el diseño.
4. Potencia (CV) requerida para operar el sistema de aireación.
5. Producción neta de MLVSS, kg/d.
6. Edad de los lodos, d.

7. Tiempo de agotamiento, d. ¿Cuál es la relación entre la edad del lodo y el tiempo de agotamiento?

8. Estimar la fracción de sólidos degradables en el VSS.

9. Verificar los valores de S_e (15 mg/l) y $X_{v,a}$ (3.000 mg/l), con las ecuaciones apropiadas para S_e y $X_{v,a}$ en función de la edad del lodo.

10. Determinar la relación de reciclo, r, si el clarificador secundario está diseñado para una concentración $X_{v,u} = 12.000$ mg/l.

11. La alimentación fresca contiene 50 mg/l de nitrógeno. Sería necesario adicionar nitrógeno en el reactor? En caso afirmativo, ¿cuántos kg/d?

XIII. Los parámetros operacionales, en régimen estacionario, para una planta de lodos activos de alta carga son los siguientes:

$$
\begin{aligned}
Q_F &= 0{,}088 \text{ mg}^3\text{/S} \\
S_F &= 300 \text{ mg/l} \\
X_{V.F} &= 0.0 \text{ mg/l} \\
X_{V.u} &= 6.000 \text{ mg/l} \\
r &= 0.15 \\
S_e &= 15 \text{ mg/l} \\
X_{V.e} &= 0{,}0 \text{ mg/l}
\end{aligned}
$$

Los parámetros biocinéticos siguientes fueron determinados para el agua residual:

$$
\begin{aligned}
\mu_{max} &= 0.4 \text{ h}^{-1} \\
K_S &= 75 \text{ mg/l} \\
Y &= 0{,}6 \text{ kg biomasa/kg DBO}_5 \\
k_d &= 0{,}01 \text{ h}^{-1}
\end{aligned}
$$

Se pide:

1. Calcular la edad de los lodos, θ_c, en horas.

2. Calcular el coeficiente neto Y_n, y la producción de biomasa, en kg/d.

3. Calcular la concentración de biomasa, $X_{v,a}$, para la operación del reactor biológico en régimen estacionario, en mg/l.

4. Calcular el tiempo de retención t, en horas, para el reactor biológico y su volumen en m³.

5. Calcular el tiempo de agotamiento, θ_c^m, en horas. ¿Cuál es la relación θ_c/θ_c^m para la operación del sistema?

REFERENCIAS

1. Eckenfelder, W. W. Jr., «Industrial Pollution Control.» McGraw-Hill, New York, 1966.
2. Eckenfelder, W. W., Jr., «Water Quality Engineering for Practicing Engineers.» Barnes & Noble, New York, 1970.
3. Eckenfelder, W. W., Jr., y Ford, D. L., «Water Pollution Control.» Pemberton Press, Austin y New York, 1970.
4. Grau, P., Dohanius, M., y Chudoba, J., *Water Research* **9**, 637 (1975).
5. Lineweaver, H., y Burk, D., *J. Am. Chem. Soc.* **56**, 658-666 (1934).
6. «Manual for Biooxidation Unit.» Biodevelopment Associates, P. O. Box 1752, Austin, Texas.
7. Metcalf & Eddy, Inc., «Wasterwater Engineering: Collection, Treatment, Disposal.» McGraw-Hill, New York, 1972.
8. Wehner, J. F., and Wilhem, R. H., *Chem. Eng. Science* **6**, 89 (1958).

Capítulo 6

Tratamiento secundario: otros procesos aerobios y anaerobios

1. Introducción 411
2. Aireación prolongada (o proceso de oxidación total) 412
3. Contacto-estabilización 419
4. Otras modificaciones del proceso convencional de lodos activos: aireación escalonada, proceso de lodos activos por mezcla completa, aireación descendente proceso de lodos activos de alta carga y aireación con oxígeno puro 425
5. Lagunas aireadas 437
6. Balsas de estabilización de aguas residuales 459
7. Filtros percoladores 472
8. Biodiscos (RBC) 493
9. Tratamiento anaerobio de las aguas residuales 503

Problemas 520

Referencias 530

1. INTRODUCCIÓN

En el capítulo 5, sección 4.1.1, se describió el mecanismo básico del tratamiento aerobio de las aguas residuales. El proceso convencional de lodos activos se estudió con detalle en el capítulo 5.

En las secciones 2 a 4 de este capítulo se describen diversas modificaciones del proceso de lodos activos. En las secciones 5 a 8 se discuten otros tipos de tratamiento de aguas residuales (lagunas aireadas, balsas de estabilización, filtros percoladores y biodiscos). La mayoría de ellos son procesos aerobios. En la sección 9 se estudia el tratamiento anaerobio de las aguas residuales.

Tanto para los procesos aerobios como para los anaerobios la solución utilizada para su formulación matemática, así como el procedimiento seguido para obtener los datos de diseño a partir de unidades a escala semi-piloto, son los desarrollados por Eckenfelder y colaboradores.

2. AIREACIÓN PROLONGADA (O PROCESO DE OXIDACIÓN TOTAL)

2.1. Introducción

Este proceso, al que se conoce también por oxidación total, es una modificación del proceso de lodos activos. La idea fundamental de la aireación prolongada, al compararla con el proceso convencional de lodos activos, es disminuir la cantidad de lodo residual. Esto se consigue aumentando el tiempo de residencia; de esta forma el volumen de reactor es comparativamente mayor que el requerido en el proceso convencional de lodos activos. Como consecuencia de todo ello, esencialmente todo el lodo degradable formado se consume mediante respiración endógena. Haciendo referencia a las ecuaciones (5.72) o (5.118), la condición de producción neta cero de lodo es:

$$\Delta X_V \approx 0 \tag{6.1}$$

o:

$$YS_rQ_F = k_dX_{V,a}V \tag{6.2}$$

El tiempo de residencia teórico para alcanzar una producción neta cero de MLVSS se obtiene con la ecuación (6.2), utilizando la ecuación (5.115):

$$t = V/Q_F = YS_r/k_dX_{V,a} \tag{6.3}$$

La ventaja principal del proceso de aireación prolongada es que las instalaciones para la manipulación de lodos son muy pequeñas al compararlas con las que se necesitan en el proceso de lodos activos.

2.2. Comparación de los procesos de aireación prolongada y lodos activos

Existen cuatro características básicas que distinguen la aireación prolongada del proceso convencional de lodos activos:

1. *Mayor tiempo de retención en el reactor.*
2. *Cargas orgánicas menores.* En el proceso de aireación prolongada, la carga orgánica, expresada como relación de sustrato a microorganismos (A/M) (capítulo 5, sección 5), se encuentra normalmente comprendida entre 0,10 y 0,25 d^{-1}, frente a los valores de 0,3 a 0,7 d^{-1} del proceso convencional de lodos activos.
3. *Mayores concentraciones de sólidos biológicos en el reactor.* Estos valores varían entre 3.500 y 5.000 mg/l en la aireación prolongada frente a 2.000-3.000 mg/l del proceso

convencional de lodos activos.* La combinación de las características definidas en los párrafos 2 y 3 anteriores (esto es, menor sustrato para una mayor población de microorganismos) producen condiciones de inanición en los microorganismos. El «canibalismo» resultante (condiciones de respiración endógena) reduce la producción neta de MLVSS, con lo que se consigue una disminución de la acumulación de lodos.

4. *Mayor consumo de oxígeno en el proceso de aireación prolongada.* Para el tratamiento de aguas residuales urbanas, Pasveer [15] indica para el proceso de aireación prolongada un consumo de oxígeno aproximadamente doble del requerido para el proceso de lodos activos convencional, concretamente 18 frente a 9 kWh/cápita y año. Con este pequeño

CUADRO 6.1

Comparación de los procesos de lodos activos convencional y de aireación prolongada

Características	Lodos activos convencional	Aireación prolongada
Sustrato a microorganismos, kg DBO_5/d kg MLVSS	0,3-0,7	0,10-0,25
Concentración de MLVSS en el reactor (mg/l)	2000-3000	3500-5000
Rendimiento global de disminución de la DBO_5 (incluye tanto la DBO_5 soluble como la insoluble, %)	85-95	85-98
Características del efluente		
DBO_5 soluble (mg/l)	10-20	10-20
DBO_5 total (en suspensión + coloidal + soluble) (mg/l)	15-25	20-40
Sólidos en suspensión (mg/l)	<20	<70
Producción de lodos (kg/kg DBO_5 consumida)	≈0,03	≈0,01
Requisitos de O_2 (como % de la DBO_5 consumida)	90-95	120
Tiempo de residencia en el reactor biológico	4-8 h.	15-36 h
Edad de los lodos	5-15 días	20-60 días

coste adicional energético pueden conseguirse ahorros sustanciales de capital. En la tabla 6.1 se presenta una comparación de las principales características de los procesos de lodos activos convencional y de aireación prolongada.

* Debido a que la producción de lodos es teóricamente nula en las plantas de aireación prolongada, para conseguir un valor operativo de $X_{v,a}$ entre 3500 y 5000 mg/l, el procedimiento de puesta en marcha resulta crítico. En la puesta en marcha, la planta se maneja o bien como una convencional o bien como una planta de lodos activos de alta carga cumpliendo los requisitos típicos de tales casos para la aireación y el tiempo de residencia. Después de alcanzar la concentración de biomasa deseada en el reactor, se varían gradualmente las condiciones de operación hacia las características de la aireación prolongada. Puede alcanzarse eventualmente en las condiciones de equilibrio, con valores de $X_{v,a}$ dentro del intervalo deseado de 3500 a 5000 mg/l aunque manteniendo una producción neta de lodos esencialmente nula.

2.3. Aplicación de la aireación prolongada

El proceso de aireación prolongada ha sido aplicado principalmente en el tratamiento de las aguas residuales cuando el volumen diario es menor de 8 m^3/d. Estos caudales corresponden al tratamiento de las aguas negras de pequeñas comunidades, urbanizaciones, áreas de recreo y algunos residuos industriales. Se dispone comercialmente de unidades prefabricadas de aireación prolongada. Si se diseñan y manejan adecuadamente no presentan problemas de olores y de esa forma pueden instalarse dentro de zonas pobladas.

2.4. Unidades de aireación prolongada

En las figuras 6.1 y 6.2 se representan una unidad de aireación prolongada convencional y una variante de la misma conocida por canal de oxidación. En la unidad de aireación convencional (figura 6.1) el afluente pasa primero a través de una reja para separar los só-

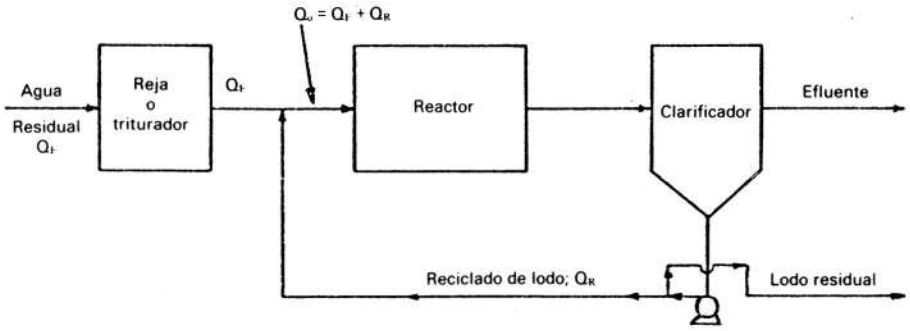


Fig. 6.1. Proceso convencional de aireación prolongada.

lidos en suspensión gruesos con objeto de proteger el reactor de los daños que resultarían de su obstrucción. En algunas unidades se suministra un triturador en lugar de una reja. El diagrama de flujo de la unidad convencional es idéntico esencialmente al del proceso de lodos activos. El efluente del clarificador puede clorarse antes de su descarga en las aguas receptoras.

En la figura 6.2 se muestra un diagrama del canal de oxidación. Parte esencial de este sistema es un canal de aireación provisto de un rotor de aireación. Este rotor tiene dos funciones: aireación y provisión de velocidad al licor de mezcla en el canal. Los dos modelos de rotores utilizados con mayor frecuencia son los de cepillo y los de tipo jaula. La velocidad del líquido es del orden de 0,3 m/s. La mezcla de agua negra pasa repetidamente por el rotor de aireación a intervalos cortos. Los rotores tienen normalmente un diámetro de aproximadamente 75 cm, giran a 75 rpm, con una profundidad de inmersión de 15 cm y capacidad de oxigenación del orden de 3 kg O_2/h.

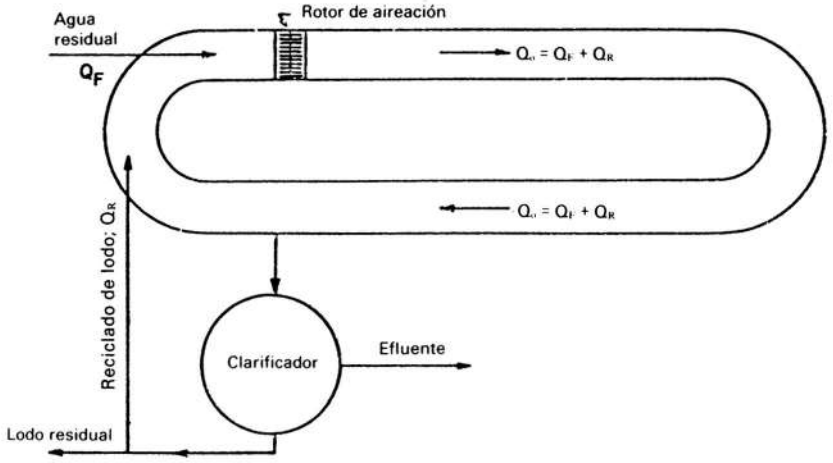


Fig. 6.2. Canal de oxidación.

Ya que el objetivo fundamental del proceso de aireación prolongada es reducir la manipulación de lodos, normalmente no se incluye la clarificación primaria como parte de dicho proceso (figuras 6.1 y 6.2).

2.5. Decantación de lodo en la aireación prolongada

Aunque teóricamente la producción de lodo en el proceso de aireación prolongada es nula, en la práctica esto no sucede así ya que parte del lodo no es biodegradable y en consecuencia se acumula. La producción neta de lodo debe eliminarse.

La figura 5.11 (capítulo 5) muestra que para valores de A/M en el intervalo utilizado para el proceso de aireación prolongada (0,10-0,25 d^{-1}), los microorganismos se ven obligados a la respiración endógena y a metabolizar el material del citoplasma de sus «colegas». Lo que queda de este «festín caníbal» son membranas celulares no degradables relativamente ligeras al compararlas con el material del citoplasma, que decantan con dificultad. En consecuencia, los tanques de decantación en los sistemas de aireación prolongada deben proporcionar tiempos de retención superiores a los requeridos en el proceso convencional de lodos activos. El tiempo de retención es de 4 h aproximadamente frente a las 2 h típicas del proceso convencional de lodos activos.

2.6. Nitrificación en la aireación prolongada

En la aireación prolongada se puede presentar la nitrificación hasta un grado relativamente apreciable con la consiguiente conversión del nitrógeno amoniacal en nitritos y nitra-

tos ya que se cuenta en este proceso con la doble circunstancia de carga orgánica (relación *A/M*) débil y un suministro de aire en exceso. Un problema asociado a la nitrificación es la caída del pH en el sistema debido a la formación de ácido nítrico. El pH puede descender hasta valores de alrededor de 4,5 en cuyo caso el proceso biológico puede verse seriamente afectado. En algunas plantas depuradoras se agrega lechada de cal al reactor biológico para mantener un pH neutro.

2.7. Criterios de diseño en la aireación prolongada

2.7.1. Cálculo del tiempo de residencia en las unidades de aireación prolongada

Debido a que el período de retención requerido para la disminución de la DBO es mucho menor que el necesario para la auto-oxidación del lodo, el volumen del reactor está controlado por la velocidad de oxidación del lodo.

La formulación del procedimiento de diseño de la aireación prolongada se basa en la ecuación (6.2) que debe modificarse ligeramente antes de su aplicación. Las modificaciones son las siguientes: en la ecuación (6.2), el primer miembro presupone que todo el lodo formado (YS_rQ_F) es biodegradable. Los datos experimentales indican que aproximadamente el 77% del lodo producido es biodegradable y que el 23% restante está formado por membranas celulares no biodegradables. En consecuencia, el primer miembro de la ecuación (6.2) vuelve a escribirse conforme se presenta en la ecuación

$$Y_oS_rQ_F = \phi YS_rQ_F \tag{6.4}$$

en la que Y_o corresponde a los kg de MLVSS biodegradables producidos por kg de DBO_5 total consumida o ϕY: ϕ es la cantidad de MLVSS biodegradable producida por kg de MLVSS producido $\approx 0{,}77$; Y es la cantidad total de MLVSS producida por kg de DBO_5 total consumida, y

$$S_r = S_F - S_e$$

En el segundo miembro de la ecuación (6.2), la concentración de MLVSS corresponde solamente al lodo biodegradable, esto es, $X_{V,a}$ que debe sustituirse por $\phi X_{V,a}$ (mg/l de lodo biodegradable). En la forma empleada en las ecuaciones (5.72) o (5.118), el parámetro k_d representa la fracción de MLVSS total oxidada por día, esto es:

$$k_d = \text{kg MLVSS oxidado/d y kg MLVSS total en el reactor}$$

El parámetro $k_{d,o}$ se define referido a la cantidad de lodo biodegradable:

$$k_{do} = \text{kg MLVSS oxidado/d y kg MLVSS biodegradable en el reactor}$$

La relación entre $k_{d,o}$ y k_d es:

$$k_{d,o} = \text{kg MLVSS oxidado}/[(\text{d})(\text{kg MLVSS total en el reactor})] = k_d/\phi$$

Si en el segundo miembro de la ecuación (6.2), k_d y $X_{V,a}$ se sustituyen por $k_{d,o}$ y $\phi X_{V,a}$, respectivamente:

$$k_{d,o}(\phi X_{V,a})V = (k_d/\phi)(\phi X_{V,a})V = k_d X_{V,a} V \tag{6.5}$$

En consecuencia el segundo miembro de la ecuación (6.2) permanece inalterado.

Por todo lo anterior, la ecuación (6.2) modificada se obtiene igualando la ecuación (6.4) a la ecuación (6.5):

$$\phi Y S_r Q_F = Y_o S_r Q_F = k_d X_{V,a} V \tag{6.6}$$

Por tanto el tiempo de residencia es:

$$t = V/Q_F = Y_o S_r/k_d X_{V,a} = \phi Y S_r/k_d X_{V,a} = \phi Y(S_F - S_e)/k_d X_{V,a} \tag{6.7}$$

donde $\phi \approx 0{,}77$.

2.7.2. Relación de reciclado r

Se toma la ecuación (5.131) para la relación de reciclado r (haciendo $X_{V,F} \approx 0$):

$$r = (Q_F X_{V,a} - \Delta X_V)/Q_F(X_{V,u} - X_{V,a}) \tag{6.8}$$

En la aireación prolongada la purga ΔX_V corresponde a células no biodegradables aproximadamente igual al 23 % del lodo formado. Si $X_{V,F} \approx 0$,

$$\Delta X_V = (1 - \phi) Y(S_F - S_e)Q_F - Q_e X_{V,e} \tag{6.9}$$

en la que:

$$1 - \phi \approx 1 - 0{,}77 \approx 0{,}23$$

Despreciando la biomasa perdida en el efluente, esto es $Q_e X_{V,e}$ en la ecuación (6.9),* y sustituyendo ΔX_V en la ecuación (6.8) por su valor en la ecuación (6.9) se llega, después de simplificar, a:

$$r = [X_{V,a} - (1 - \phi) Y(S_F - S_e)]/(X_{V,u} - X_{V,a}) \tag{6.10}$$

* La pérdida de biomasa en el efluente en la aireación prolongada es más importante que en el proceso convencional de lodos activos, ya que como se explica en la sección 2.5, el material no biodegradable es difícil de sedimentar.

2.7.3. Volumen del reactor

Debido a que según la ecuación (5.115) $V = Q_F t$, la sustitución del tiempo de residencia t por el valor dado en la ecuación (6.7) conduce a la ecuación:

$$V = Q_F \phi Y(S_F - S_e)/k_d X_{V,a} \qquad (6.11)$$

El procedimiento de diseño de las unidades de aireación prolongada se ilustra con el ejemplo 6.1.

Ejemplo 6.1. 98,4 m³/d de un agua residual industrial debe tratarse mediante aireación prolongada. La DBO_5 de la alimentación es S_F = 1200 mg/l, y se desea reducirla a un valor inferior a 50 mg/l en el efluente (S_e). Tómese $X_{V,a}$ y $X_{V,u}$ iguales a 4000 y 12 730 mg/l respectivamente. Se supone que los valores de los parámetros de diseño Y, k_d, a y b son respectivamente 0,7, 0,1, 0,5 y 0,142 (unidades: DBO_5, día). Supóngase que el 77% de los MLVSS formados es biodegradable y despréciese $X_{V,F}$. Calcúlese: (1) la relación de reciclado, (2) el tiempo de residencia en horas, (3) la DBO_5 de la eliminación, (4) la alimentación combinada en m³/d, (5) la relación A/M, (6) el volumen del reactor en m³ y (7) el consumo de oxígeno en kg/d.

Solución.

1. Relación de reciclado según la ecuación (6.10):

$$r = [4000 - (1 - 0{,}77)(0{,}7)(1200 - 50)]/(12\,730 - 4000) = 0{,}437$$

2. Tiempo de residencia según la ecuación (6.7):

$$t = (0{,}77)(0{,}7)(1200 - 50)/(0{,}1)(4000) = 1{,}55 \text{ d } (37{,}2 \text{ h})$$

3. DBO_5 de la alimentación combinada, según la ecuación (5.110):

$$S_o = [1200 + (0{,}437)(50)]/(1 + 0{,}437) = 850{,}3 \text{ mg/l}$$

4. Alimentación combinada según la ecuación (5.4):

$$Q_o = 98{,}4\,(1 + 0{,}437) = 141{,}4 \text{ m}^3\text{/d}$$

5. Relación A/M según la ecuación (5.124):

$$A/M = 1200/(4000 \times 1{,}55) = 0{,}194 \text{ d}^{-1}$$

6. Volumen del reactor según la ecuación (5.115):

$$V = 98{,}4 \times 1{,}55 = 152{,}5 \text{ m}^3$$

7. Necesidades de oxígeno según la ecuación (5.121):

$$\text{kg } O_2/\text{d} = (0{,}5)(1200 - 50)(0{,}001)(98{,}4) + (0{,}142)(4000)(0{,}1525)$$

$$\text{kg } O_2/\text{d} = 56{,}6 + 86{,}6 = 143{,}2 \text{ kg/d}$$

3. CONTACTO-ESTABILIZACIÓN

3.1. Introducción

El proceso de contacto-estabilización es otra modificación del de lodos activos. En la figura 6.3 se presenta un diagrama de flujo del sistema.

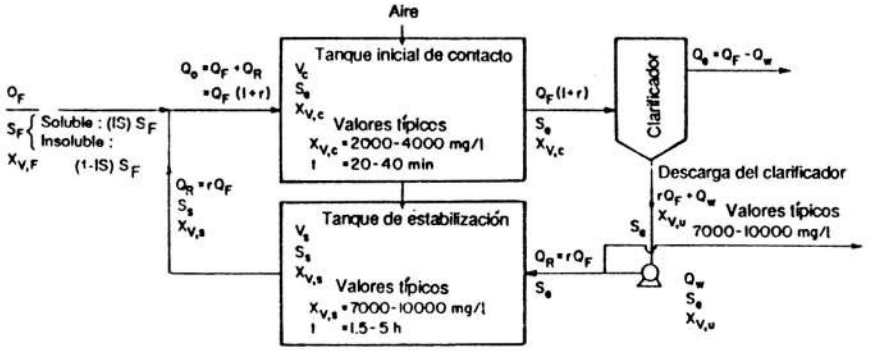


Fig. 6.3. Diagrama de flujo del sistema contacto-estabilización.

El agua residual afluente se mezcla con lodo estabilizado y esta mezcla se somete a aireación en el tanque de contacto inicial para el cual el tiempo de retención es solamente de 20 a 40 min. Durante el contacto inicial se separa una fracción apreciable de demanda biológica de oxígeno, en suspensión y disuelta, mediante bio-absorción después de estar en contacto con el lodo activo suficientemente aireado. El efluente mezcla procedente del tanque de contacto inicial fluye al clarificador. Se separa el efluente clarificado y la descarga del clarificador se lleva a un tanque de estabilización en donde es aireada durante un período de 1,5 a 5 h.



Fig. 6.4. Diagrama de la sección transversal de una planta prefabricada típica de contacto-estabilización.

Durante este período de estabilización los productos orgánicos adsorbidos se rompen mediante degradación aerobia. El lodo estabilizado que abandona el tanque de estabilización lo hace en condiciones de «inanición» y dispuesto por lo tanto a adsorber residuos orgánicos.

Se dispone comercialmente de plantas prefabricadas de contacto-estabilización. Estas unidades se construyen en acero y tienen una sección circular, como se representa en forma diagramática en la figura 6.4. El clarificador se coloca en el centro de unidad y los tanques de contacto inicial y de estabilización son periféricos. Aunque el tiempo de residencia en el tanque de estabilización es mayor que el del tanque de contacto inicial, maneja un volumen mucho menor de líquido y en consecuencia sus dimensiones son menores que las del tanque de contacto inicial. La aireación de los tanques de estabilización y de contacto inicial en las plantas prefabricadas, se lleva a cabo normalmente mediante difusores.

3.2. Ventajas del contacto-estabilización frente al proceso convencional de lodos activos

Debido a que solamente el lodo de reciclado se somete a aireación prolongada, este sistema permite una reducción apreciable del volumen de la balsa de aireación. Esta es la principal ventaja del contacto-estabilización frente al proceso convencional de lodos activos. Para un caudal de agua residual Q_F y un reciclado de lodos 0,3 Q_F, los volúmenes aproximados de tanque para el proceso convencional de lodos activos y para el contacto-estabiliza-

ción son $1\,1Q_F$ y $4Q_F$, respectivamente. Esto corresponde a una reducción en el tamaño del tanque de aproximadamente tres veces. Los rendimientos globales de separación son normalmente menores que en el proceso convencional de lodos activos pero se puede alcanzar fácilmente una separación de la DBO_5 del 85 al 90%.

El proceso de contacto-estabilización es adecuado cuando el agua residual contiene una proporción elevada de DBO en las formas coloidal y en suspensión. Las plantas de contacto-estabilización pueden funcionar sin necesidad de la clarificación primaria.

3.3 Índice de solubilidad (IS) y rendimiento global

El índice de solubilidad (IS) de un agua residual se define por:

$$IS = \text{DBO soluble/DBO total} \tag{6.12}$$

siendo $0 \leq IS \leq 1{,}0$.

Conforme IS se acerca al valor cero, la DBO total tiende a tomar la forma coloidal o en suspensión y el agua residual se hace más adecuada para su tratamiento mediante contacto-estabilización ya que la mayor parte de la DBO puede separarse dentro de un período de contacto inicial corto por bioadsorción mediante la superficie del flóculo de lodo. Conforme IS se aproxima al valor uno, la DBO total tiende a tomar la forma soluble resultando más eficaz el proceso convencional de lodos activos con tiempos de retención dentro del margen normal para dicho proceso.

En la figura 6.5 se presenta la relación de IS, consumo de DBO y tiempo de contacto

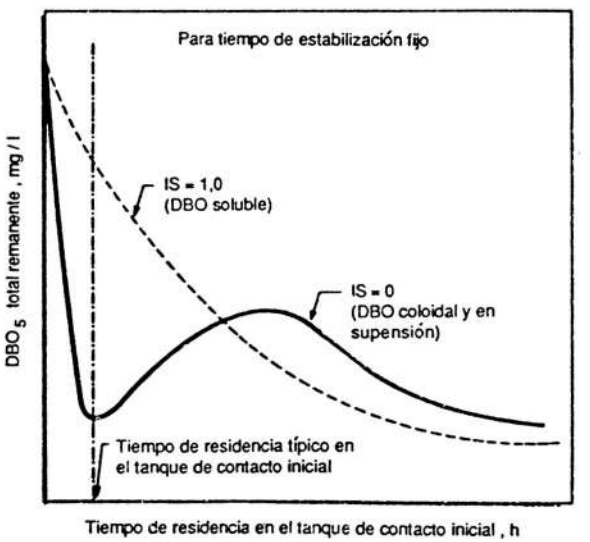


Fig. 6.5. Relación entre IS, separación de DBO y tiempo de contacto inicial.

inicial. Para tiempos de residencia típicos en el tanque de contacto inicial, cuando el valor de IS se aproxima a cero, se consiguen reducciones de DBO en el efluente considerablemente mayores. La forma de la curva para IS = 1 es exactamente la que podría esperarse. La forma atípica de la curva para IS = 0 se explica como sigue: al realizarse el contacto inicial, se presenta una disminución rápida de la DBO resultante de la bioadsorción de la materia coloidal sobre la superficie del flóculo; entonces, una vez transcurrido algún tiempo de retención, éste material insoluble adsorbido se solubiliza con lo que la curva se eleva. Sin embargo, conforme prosigue la aireación el material solubilizado libre se degrada aeróbicamente y la curva desciende de nuevo.

3.4. Diseño de los sistemas de contacto-estabilización

3.4.1. Selección de los tiempos de residencia para el contacto y para la estabilización

El principal objetivo del diseño de los sistemas de contacto-estabilización son los tiempos de residencia para el contacto inicial y la estabilización. Para cada agua residual específica, se llevan a cabo ensayos de laboratorio para determinar el efecto de una combinación de distintos tiempos de residencia para el tanque de contacto inicial y de estabilización sobre el porcentaje de disminución de la DBO. En la figura 6.6 se presenta una serie típica de curvas obtenida para un agua residual específica. Cada curva corresponde a un

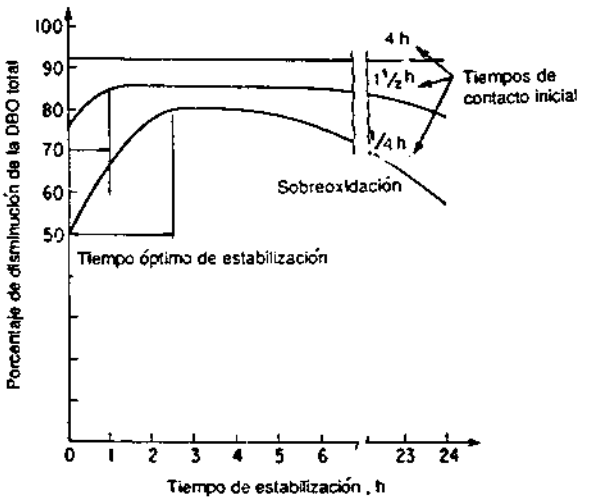


Fig. 6.6. Relación entre tiempo de contacto, tiempo de estabilización y % de disminución en la DBO [5].

tiempo de detención de contacto inicial determinado. En abscisas se representan los tiempos de estabilización y en ordenadas los porcentajes de disminución de la DBO.

Si no puede obtenerse la disminución deseada de DBO en el tanque de contacto inicial (esto es, a tiempo de estabilización = 0) el tiempo de estabilización debe ampliarse hasta alcanzar la disminución deseada. Para cada tiempo de contacto (esto es, para cada curva de la figura 6.6), existe un tiempo óptimo de estabilización según se indica, que corresponde a un porcentaje máximo en la disminución de la DBO. Para tiempos de estabilización más largos que aquellos que corresponden a estos máximos, se produce una degradación del lodo (fase endógena) de tal forma que el lodo efluente del tanque de estabilización no es adecuado para llevar a cabo la bioadsorción en el tanque de contacto inicial. En consecuencia el porcentaje en la reducción de la DBO disminuye. Este fenómeno se conoce por sobreoxidación.

3.4.2. Determinación del volumen del tanque de estabilización [4]

El volumen del tanque de estabilización, V_s, puede obtenerse a partir de un balance de la biomasa en equilibrio alrededor del tanque de estabilización (con referencia a la figura 6.3). En la figura 6.3, los símbolos e índices tienen el significado usual. Además, el índice *c* se refiere al tanque de contacto inicial y el índice *s* al tanque de estabilización. Si S_F es la DBO total de la corriente de alimentación, incluyendo tanto las fracciones soluble como insoluble, e IS es el índice de solubilidad, ecuación (6.12), (IS) S_F y (1 − IS) S_F representan respectivamente los valores de la DBO soluble e insoluble de la alimentación fresca.

El primer miembro de la ecuación de balance de materia será:

$$\left(\frac{dX_{V,s}}{dt}\right) V_s = 0 \qquad \text{(condición de equilibrio)} \tag{6.13}$$

El segundo miembro contendrá cinco términos, a saber:

1. Aumento de la biomasa debido a acción hidráulica:

$$\text{afluente al tanque de estabilización} = rQ_F X_{v,u} \text{ kg/día} \tag{6.14}$$

2. En el tanque de contacto inicial, se supondrá que la DBO insoluble, esto es, $Q_F(1 - IS)S_F$, es bioadsorbida. En ese caso se supondrá, despreciando el material bioadsorbido que se abandona en la corriente de purga, que este material bioadsorbido se solubiliza en el tanque de estabilización produciendo de esta forma $Q_F(1 - IS)S_F$ kg/d de DBO soluble. La mayor parte de esta DBO soluble se oxida a continuación en el tanque de estabilización y, en el efluente se reduce a un valor igual a $Q_F(1 - IS)S_s$ kg/d. En consecuencia, la separación de DBO que se produce en el tanque de estabilización debido a este mecanismo es:

$$Q_F(1 - SI)(S_F - S_s) \quad \text{kg/d}$$

y si Y es el coeficiente de producción, la producción de biomasa en el tanque de estabilización debida a este mecanismo se hace igual a:

$$YQ_F(1 - SI)(S_F - S_s) \quad kg/d$$

Ya que $S_s \ll S_F$, puede volver a escribirse la expresión anterior de una forma aproximada como sigue:

$$YQ_F(1 - SI)S_F \quad kg/d \tag{6.15}$$

3. La DBO soluble que entra al tanque de estabilización es:

$$rQ_FS_e \quad kg/d$$

La mayor parte de esta DBO soluble se oxida en el tanque de estabilización y en el efluente queda reducida a un valor igual a rQ_F/S_s kg/d. En consecuencia, la separación de DBO en el tanque de estabilización debido a este mecanismo es:

$$rQ_F(S_e - S_s) \quad kg/d$$

y suponiendo el mismo coeficiente de producción Y, como para el apartado 2 anterior, la producción de biomasa en el tanque de estabilización debida a este mecanismo se hace igual a:

$$YrQ_F(S_e - S_s) \quad kg/d$$

Suponiendo que $S_s \ll S_e$, se puede volver a escribir esta expresión de una forma aproximada como sigue:

$$YrQ_FS_e \quad kg/d \tag{6.16}$$

4. Destrucción de biomasa debida a respiración endógena que se presenta en el tanque de estabilización. Esto corresponde a un término de la forma:

$$-k_dX_{V,s}V_s \tag{6.17}$$

5. Pérdida de biomasa por acción hidráulica (efluente del tanque de estabilización:

$$-rQ_FX_{V,s} \tag{6.18}$$

Como resultado de estas consideraciones puede escribirse la ecuación de la biomasa en el tanque de estabilización igualando la ecuación (6.13) a la suma de los términos indicados desde (6.14) a (6.18).

$$0 = rQ_FX_{V,u} + YQ_F(1 - IS)S_F + YrQ_FS_e - k_dX_{V,s}V_s - rQ_FX_{V,s} \tag{6.19}$$

Despejando V_s:

$$V_s = \frac{rQ_F(X_{V,u} - X_{V,s} + YS_e) + YQ_F(1 - IS)S_F}{k_dX_{V,s}} \tag{6.20}$$

3.4.3. Determinación de la relación de reciclado [4]

La relación de reciclado puede determinarse estableciendo el balance de la biomasa en el tanque de contacto inicial. En este balance la producción de biomasa por síntesis en el tanque de contacto inicial puede despreciarse. De esta forma, con referencia a la figura 6.3:

$$Q_F X_{V,F} + r Q_F X_{V,s} = Q_F(1 + r) X_{V,c} \tag{6.21}$$

Despejando r:

$$r = \frac{X_{V,c} - X_{V,F}}{X_{V,s} - X_{V,c}} \tag{6.22}$$

Ya que $X_{V,F}$ es prácticamente despreciable:

$$r \approx \frac{X_{V,c}}{X_{V,s} - X_{V,c}} \tag{6.23}$$

3.4.4. Determinación de las necesidades de oxígeno

Las necesidades de oxígeno se calculan con la ecuación (5.121) aplicada a los tanques de contacto inicial y de estabilización considerados separadamente. Deben utilizarse los valores de los parámetros a y b para cada uno de los dos tanques.

4. OTRAS MODIFICACIONES DEL PROCESO CONVENCIONAL DE LODOS ACTIVOS: AIREACIÓN ESCALONADA, PROCESO DE LODOS ACTIVOS POR MEZCLA COMPLETA, AIREACIÓN DESCENDENTE, PROCESO DE LODOS ACTIVOS DE ALTA CARGA Y AIREACIÓN CON OXÍGENO PURO

4.1. Aireación escalonada

4.1.1. Introducción

La aireación escalonada es una modificación del proceso convencional de lodos activos en la cual la alimentación fresca se introduce en diversos puntos a lo largo del tanque de aireación. Esta disposición proporciona un reparto equitativo de las relaciones A/M a lo largo del tanque.

El tanque de aireación se divide mediante pantallas en varios canales paralelos. Cada canal constituye una etapa del proceso y las etapas están unidas entre sí en serie. El lodo

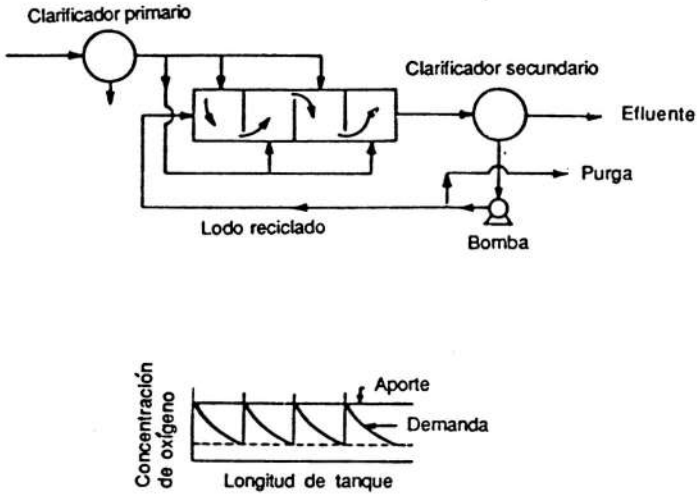


Fig. 6.7. Proceso de aireación escalonada [12].

reciclado se introduce en la cabeza del tanque de aireación. Este proceso, así como el suministro de oxígeno y su demanda a lo largo de la longitud del tanque, quedan representados en la figura 6.7.

4.1.2. Procedimiento de diseño de las unidades de aireación escalonada [4]

El procedimiento de diseño supone que el reactor de aireación escalonada se comporta como una serie de reactores tipo RFCTA. El desarrollo que se presenta a continuación es para una unidad de dos etapas (figura 6.8) pero puede aplicarse a unidades de tres o más etapas.

Las suposiciones hechas en este desarrollo son:

1. La concentración de biomasa en la corriente de alimentación es despreciable, o sea, $X_{V,F} \approx 0$.
2. La corriente de alimentación se divide por igual entre las dos etapas (esto es, alimentación en cada etapa = $Q_F/2$).
3. En todos los cálculos, las concentraciones de biomasa $X_{V,1}$ y $X_{V,2}$ se tomarán como valores medios, o sea:

$$X_{V,a} = (X_{V,1} + X_{V,2})/2, \qquad X_{V,1} \approx X_{V,2} \approx X_{V,a}$$

4. Se toman volúmenes iguales para cada etapa, esto es: $V_1 = V_2 = V$. Recuérdese que en el capítulo 5, sección 12.3, se ha demostrado que la hipótesis de que los tiempos de resi-

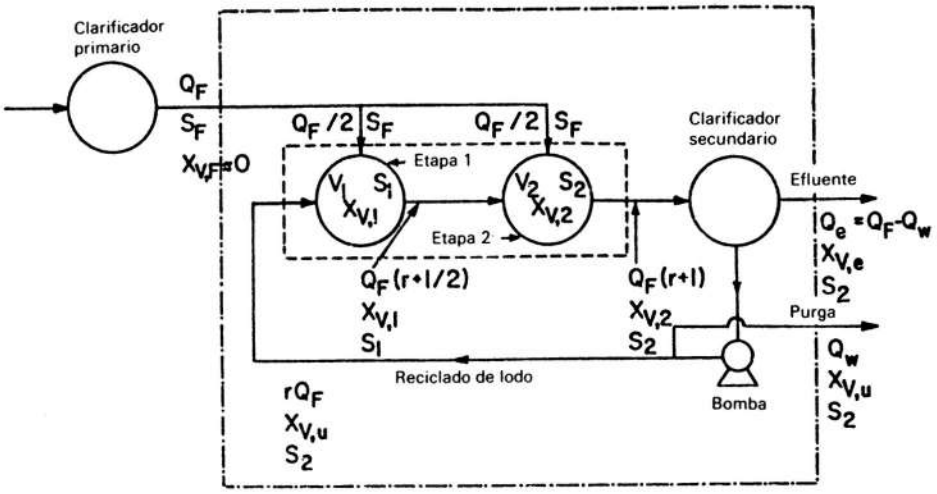


Fig. 6.8. Reactor RFCTA de dos etapas utilizado como aproximación a una unidad de aireación escalonada de dos etapas.

dencia son iguales por etapa conduce a un rendimiento óptimo en el consumo de la DBO. Para el caso del sistema de la figura 5.38 esto significa que los volúmenes son iguales en cada etapa puesto que el caudal es el mismo para todas ellas. Sin embargo, en el caso de la figura 6.8, debido a la introducción de las corrientes de caudal $Q/2$ en cada etapa, hay un aumento progresivo del caudal en las etapas sucesivas. Como consecuencia, si se toman volúmenes iguales para cada etapa, sus respectivos tiempos de residencia disminuyen progresivamente.

Paso 1. Se presentan los balances de materia en equilibrio para el sustrato en las dos etapas.

Recuérdese primero que el efluente de la primera etapa es:

$$(Q_F/2) + rQ_F = Q_F(r + \tfrac{1}{2})$$

y que el efluente de la segunda etapa es:

$$Q_F(r + \tfrac{1}{2}) + Q_F/2 = Q_F(r + 1)$$

Etapa 1:

$$(Q_F/2)S_F + rQ_FS_2 - (dS/dt)_{a,1}V - Q_F(r + \tfrac{1}{2})S_1 = 0 \qquad (6.24)$$

Etapa 2:

$$(Q_F/2)S_F + Q_F(r + \tfrac{1}{2})S_1 - (dS/dt)_{a,2}V - Q_F(r + 1)S_2 = 0 \qquad (6.25)$$

en las que $(dS/dt)_{a.1}$ y $(dS/dt)_{a.2}$, son los valores absolutos de la velocidad de consumo de sustrato para las etapas 1 y 2 respectivamente.

Paso 2. Se plantean los balances de materia de la biomasa en equilibrio para las dos etapas.

Etapa 1:

$$rQ_F X_{V.u} + (dX_{V.a}/dt)_{g.1} V - Q_F(r + \tfrac{1}{2})X_{V.a} = 0 \qquad (6.26)$$

Etapa 2:

$$Q_F(r + \tfrac{1}{2})X_{V.a} + (dX_{V.a}/dt)_{g.2} V - Q_F(r + 1)X_{V.a} = 0 \qquad (6.27)$$

en las que $(dX_{V.a}/dt)_{g.1}$ y $(dX_{V.a}/dt)_{g.2}$ son las velocidades de crecimiento de la biomasa para las etapas 1 y 2 respectivamente.

Paso 3. Se plantea la relación básica entre la velocidad de crecimiento de la biomasa y la velocidad de consumo de sustrato para el caso de la figura 6.8.

Esta relación es la de la ecuación (5.81):

$$\left(\frac{dX_{V.a}}{dt}\right)_g = Y\left(\frac{dS}{dt}\right)_a - k_d X_{V.a}$$

que al multiplicar ambos miembros por V se convierte en:

$$\left(\frac{dX_{V.a}}{dt}\right)_g V = Y\left(\frac{dS}{dt}\right)_a V - k_d X_{V.a} V \qquad (6.28)$$

A partir de la ecuación (6.28), y ya que $X_{V.F} \approx 0$, puede plantearse un balance de materia en la biomasa del sistema completo (circuito -·····) de la figura 6.8 en la forma:

$$(Q_F - Q_w)X_{V.e} + Q_w X_{V.u} = Y\left[\left(\frac{dS}{dt}\right)_{a.1} V + \left(\frac{dS}{dt}\right)_{a.2} V\right] - k_d X_{V.a}(2V) \qquad (6.29)$$

En la ecuación (6.29), los valores de $(dS/dt)_{a.1}V$ y $(dS/dt)_{a.2}V$ pueden sustituirse por las expresiones obtenidas de las ecuaciones (6.24) y (6.25), respectivamente, o sea:

De la ecuación (6.24):

$$(dS/dt)_{a.1} V = (Q_F/2)S_F + rQ_F S_2 - Q_F(r + \tfrac{1}{2})S_1 \qquad (6.30)$$

De la ecuación (6.25):

$$(dS/dt)_{a.2} V = (Q_F/2)S_F + Q_F(r + \tfrac{1}{2})S_1 - Q_F(r + 1)S_2 \qquad (6.31)$$

Combinando las ecuaciones (6.29), (6.30) y (6.31):

$$(Q_F - Q_w)X_{V.e} + Q_w X_{V.u} = YQ_F(S_F - S_2) - k_d X_{V.a}(2V) \qquad (6.32)$$

El primer miembro de la ecuación (6.32) representa la pérdida de biomasa del sistema en las corrientes de purga y en el efluente del clarificador secundario. Recordando el concepto de edad de los lodos [ecuación (5.167)]:

$$\theta_c = \frac{X_{V,a}V}{Q_w X_{V,u} + Q_e X_{V,e}}$$

Para el caso de la figura 6.8 esto se escribe en la forma siguiente:

$$\theta_c = \frac{X_{V,a}(2V)}{(Q_F - Q_w)X_{V,e} + Q_w X_{V,u}} \tag{6.33}$$

De acuerdo con todo ello, a partir de la ecuación (6.33), resulta que el primer miembro de la ecuación (6.32) se iguala a $X_{V,a}(2V)/\theta_c$. Consecuentemente, la ecuación (6.32) puede volver a escribirse como sigue:

$$\frac{X_{V,a}(2V)}{\theta_c} = YQ_F(S_F - S_2) - k_d X_{V,a}(2V) \tag{6.34}$$

La reagrupación de términos de la ecuación (6.34) lleva a:

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{YQ_F(S_F - S_2)}{X_{V,a}(2V)} - k_d \tag{6.35}$$

Paso 4. A continuación se desarrolla una expresión para la relación de reciclado teniendo en cuenta que:

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_{a,total} = \left(\frac{dS}{dt}\right)_{a,1} + \left(\frac{dS}{dt}\right)_{a,2} \tag{6.36}$$

$$\left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_{g,total} = \left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_{g,1} + \left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_{g,2} \tag{6.37}$$

De la ecuación (5.85) se deduce que la relación entre $(dS/dt)_{a,total}$ y $(dX_{V,a}/dt)_{g,total}$ es:

$$\left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_{a,total} = Y_n\left(\frac{dS}{dt}\right)_{g,total} \tag{6.38}$$

Combinando las ecuaciones (6.38), (6,37) y (6.36):

$$\left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_{g,1} + \left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_{g,2} = Y_n\left[\left(\frac{dS}{dt}\right)_{a,1} + \left(\frac{dS}{dt}\right)_{a,2}\right] \tag{6.39}$$

Multiplicando por V:

$$\left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_{g,1} V + \left(\frac{dX_{V,a}}{dt}\right)_{g,2} V = Y_n\left[\left(\frac{dS}{dt}\right)_{a,1} V + \left(\frac{dS}{dt}\right)_{a,2} V\right] \qquad (6.40)$$

De las ecuaciones (6.26) y (6.27) se pueden obtener expresiones para $(dX_{V,a}/dt)_{g,1}V$ y $(dX_{V,a}/dt)_{g,2}V$ respectivamente como sigue:

De la ecuación (6.26):

$$(dX_{V,a}/dt)_{g,1}V = Q_F(r + \tfrac{1}{2})X_{V,a} - rQ_F X_{V,u} \qquad (6.41)$$

De la ecuación (6.27):

$$(dX_{V,a}/dt)_{g,2}V = Q_F(r + 1)X_{V,a} - Q_F(r + \tfrac{1}{2})X_{V,a} \qquad (6.42)$$

Sustituyendo en la ecuación (6.40) los valores de $(dX_{V,a}/dt)_{g,1}V$ y $(dX_{V,a}/dt)_{g,2}V$ por los valores dados en las ecuaciones (6.41) y (6.42) y los valores de $(dS/dt)_{a,1}V$ y $(dS/dt)_{a,2}V$ por los de las ecuaciones (6.30) y (6.31) y, finalmente, despejando r, se obtiene:

$$r = \frac{Y_n(S_F - S_2) - X_{V,a}}{X_{V,a} - X_{V,u}} \qquad (6.43)$$

Paso 5. A continuación se plantean expresiones para valores de la DBO intermedia. En el caso de la figura 6.8, ya que sólo hay dos etapas, se presenta sólo un valor intermedio de la DBO, concretamente S_1. Para un sistema de tres etapas, deberían obtenerse expresiones para S_1 y S_2, etc. El valor de S_1 se obtiene despejando S_1 en la ecuación (6.30).

Debe hacerse especialmente hincapié en este momento en que todo el sistema de ecuaciones desarrollado en los pasos 1 a 4 es independiente de la naturaleza de la relación cinética utilizada para conseguir la disminución de sustrato. Será necesario por tanto suponer una relación cinética para incluir el término $(dS/dt)_{a,1}$ en la ecuación (6.30) antes de despejar S_1. Se supone que la disminución de sustrato sigue la cinética de una reacción de primer orden [ecuaciones (5.17) y (5.19)], con lo que:

$$(dS/dt)_{a,1} = kX_{V,a}S_1 \qquad (6.44)$$

Normalmente, se supone que la constante k de velocidad de reducción del sustrato es la misma para todas las etapas. En la realidad, ya que el sustrato fácilmente degradable se separa más rápidamente, existiría una acumulación de sustrato más difícil de degradación a lo largo de la serie de etapas y por lo tanto los valores de k tenderían a disminuir (esto es, $k_2 < k_1$). Sin embargo este efecto estaría parcialmente enmascarado por el hecho de que se agregan cantidades iguales de alimentación fresca en cada etapa (figura 6.8) y en consecuencia parece razonable la suposición de un valor constante para k.

La sustitución en la ecuación (6.30) de $(dS/dt)_{a,1}$, por el valor dado en la ecuación (6.44) y la resolución de S_1 conduce a:

$$S_1 = \frac{(Q_F/2)S_F + rQ_FS_2}{kX_{V,a}V + Q_F(r + \frac{1}{2})} \tag{6.45}$$

La aplicación del procedimiento descrito en esta sección a sistemas de aireaciones escalonadas con tres y más etapas es inmediata y se confía al lector (problema 1). En el cuadro 6.2 se resume el conjunto de ecuaciones de diseño para las etapas 2, 3, 4 y 5.

El cálculo del volumen V requerido supone un procedimiento iterativo que se presenta en el ejemplo 6.2.

A partir de las consideraciones dadas en el capítulo 5, sección 12.4, se desprende que en las unidades de aireación escalonada, conforme aumenta el número de etapas, el rendimiento en la disminución de la DBO se acerca al de un reactor teórico de flujo pistón. Al mismo tiempo el sistema es capaz de manejar cargas choque adecuadamente, lo cual no sería el caso en un reactor teórico de flujo pistón.

Ejemplo 6.2. Es necesario tratar un agua residual en una unidad de aireación escalonada de dos etapas. El caudal es de 4000 m³/d y se desea reducir la DBO_5 de la alimentación fresca, que es 200 mg/l, a un valor de 10 mg/l en el efluente de la segunda etapa. Los parámetros biocinéticos son:

$$\begin{aligned} Y &= 0{,}5 \\ k_d &= 0{,}06\ \text{d}^{-1} \\ k &= 0{,}03\ \text{d}^{-1} \times \text{l/mg} \end{aligned}$$

Se toma:

$$\begin{aligned} X_{V,a} &= 2000\ \text{mg/l} \\ X_{V,u} &= 8000\ \text{mg/l} \end{aligned}$$

Se suponen volúmenes iguales por etapa. Calcúlese el volumen de la etapa y la relación de reciclado.

Solución. *Paso 1.* Supóngase $\theta_c = 11$ d (esta suposición se verificará en el paso 8). Se calcula el volumen por etapa con la ecuación (6.35), que resuelta para V conduce a:

$$V = \frac{YQ_F(S_F - S_2)}{X_{V,a}(2)\left(\dfrac{1}{\theta_c} + k_d\right)}$$

Por lo tanto:

$$V = \frac{0{,}5 \times 4000(200 - 10)}{(2000)(2)(1/11 + 0{,}06)} = 633\ \text{m}^3$$

CUADRO 6.2

Resumen de las ecuaciones de diseño de las unidades de aireación escalonada

N.º de etapas consideradas	Ecuación de θ_c	Relación de reciclado	Concentraciones intermedias del sustrato	
$n = 2$	$\frac{1}{\theta_c} = \frac{YQ_F(S_F - S_2)}{X_{V,a}(2V)} - k_d$ (6.35)	$r = \frac{Y_n(S_F - S_2) - X_{V,a}}{X_{V,a} - X_{V,u}}$ (6.43)	$S_1 = \frac{(Q_F/2)S_F + rQ_FS_2}{kX_{V,a}V + Q_F(r + \frac{1}{2})}$ (6.45)	
$n = 3$	$\frac{1}{\theta_c} = \frac{YQ_F(S_F - S_3)}{X_{V,a}(3V)} - k_d$	$r = \frac{Y_n(S_F - S_3) - X_{V,a}}{X_{V,a} - X_{V,u}}$	$S_1 = \frac{(Q_F/3)S_F + rQ_FS_3}{kX_{V,a}V + Q_F(r + \frac{1}{3})}$	$S_2 = \frac{(Q_F/3)S_F + Q_F(r + \frac{1}{3})S_1}{kX_{V,a}V + Q_F(r + \frac{2}{3})}$
$n = 4$	$\frac{1}{\theta_c} = \frac{YQ_F(S_F - S_4)}{X_{V,a}(4V)} - k_d$	$r = \frac{Y_n(S_F - S_4) - X_{V,a}}{X_{V,a} - X_{V,u}}$	$S_1 = \frac{(Q_F/4)S_F + rQ_FS_4}{kX_{V,a}V + Q_F(r + \frac{1}{4})}$ $S_3 = \frac{(Q_F/4)S_F + Q_F(r + \frac{1}{2})S_2}{kX_{V,a}V + Q_F(r + \frac{3}{4})}$	$S_2 = \frac{(Q_F/4)S_F + Q_F(r + \frac{1}{4})S_1}{kX_{V,a}V + Q_F(r + \frac{1}{2})}$
$n = 5$	$\frac{1}{\theta_c} = \frac{YQ_F(S_F - S_5)}{X_{V,a}(5V)} - k_d$	$r = \frac{Y_n(S_F - S_5) - X_{V,a}}{X_{V,a} - X_{V,u}}$	$S_1 = \frac{(Q_F/5)S_F + rQ_FS_5}{kX_{V,a}V + Q_F(r + \frac{1}{5})}$ $S_3 = \frac{(Q_F/5)S_F + Q_F(r + \frac{2}{5})S_2}{kX_{V,a}V + Q_F(r + \frac{3}{5})}$ $S_4 = \frac{(Q_F/5)S_F + Q_F(r + \frac{3}{5})S_3}{kX_{V,a} + Q_F(r + \frac{4}{5})}$	$S_2 = \frac{(Q_F/5)S_F + Q_F(r + \frac{1}{5})S_1}{kX_{V,a}V + Q_F(r + \frac{2}{5})}$

Paso 2. Se calcula Y_n para el valor de θ_c supuesto, con la ecuación (5.173):

$$Y_n = \frac{Y}{1 + k_d\theta_c} = \frac{0{,}5}{1 + (0{,}06)(11)} = 0{,}30$$

Paso 3. Se calcula la relación de reciclado, ecuación (6.43):

$$r = \frac{Y_n(S_F - S_2) - X_{V,a}}{X_{V,a} - X_{V,u}} = \frac{0{,}30(2000 - 10) - 2000}{2000 - 8000} = 0{,}324$$

Paso 4. Se calculan las concentraciones intermedias de sustrato. En este caso (2 etapas) el único valor a calcular es S_1, ecuación (6.45).

$$S_1 = \frac{(Q_F/2)S_F + rQ_FS_2}{kX_{V,a}V + Q_F(r + \frac{1}{2})} = \frac{(2000)(200) + (0{,}324)(4000)(10)}{(0{,}03)(2000)(633) + (4000)(0{,}324 + 0{,}5)}$$

$$= 10 \text{ mg/l}$$

Paso 5. Se determina la velocidad de utilización de sustrato para la última etapa, ecuación (5.20).

$$q = kS_e = (0{,}03)(10) = 0{,}3 \text{ d}^{-1}$$

Paso 6. Se calcula la concentración global de sustrato en el afluente para la última etapa por balance de materia. Haciendo referencia a la figura 6.8, puede escribirse:

$$S \text{ global}_{\text{en el afluente}} = \frac{(Q_F/2)S_F + Q_F(r + \frac{1}{2})S_1}{(Q_F/2) + Q_F(r + \frac{1}{2})} = \frac{(2000)(200) + (4000)(0{,}824)(10)}{(2000) + (4000)(0{,}824)}$$

(etapa 2)

$$= 80 \text{ mg/l}$$

Paso 7. Se calcula la velocidad real de utilización de sustrato para la última etapa a partir de su definición, ecuación (5.14). En consecuencia,

$$Q_o \rightarrow Q_F/2 + Q_F(r + \tfrac{1}{2}) = Q_F(r + 1) \quad \text{(alimentación global a la etapa 2)}$$

$$S_o \rightarrow \text{global}_{\text{en el afluente}} \quad \text{(Paso 6)}$$

De esa forma:

$$q = \frac{4000(0{,}324\ 3\ 1)(80 - 10)}{(633)(2000)} = 0{,}292 \text{ d}^{-1}$$

Paso 8. Se comparan los valores de la velocidad específica de utilización de sustrato para la última etapa, obtenidos en los pasos 5 y 7.

$$\text{Paso 5: } q = 0{,}3 \quad d^{-1}$$
$$\text{Paso 7: } q = 0{,}292\ d^{-1}$$

Ya que la diferencia es del orden del 2%, la concordancia se considera excelente. Si no se hubiera obtenido esta concordancia, se hubiera iniciado una nueva iteración (paso 1) seleccionando un θ diferente. El volumen total de las dos etapas es por lo tanto: $2 \times 633 = 1266\ m^3$.

4.2. Proceso de lodos activos con mezcla completa

En esta modificación del proceso de lodos activos la alimentación fresca y el lodo de reciclado se combinan y se introducen en diversos puntos del tanque de aireación desde un canal central. El líquido aireado abandona el reactor por canales de efluente a ambos lados del tanque de aireación (figura 6.9).

El suministro y la demanda de oxígeno son uniformes a lo largo del tanque, tal como se indica en el gráfico que acompaña a la figura 6.9. Otra ventaja de la mezcla completa es que el proceso es muy resistente a los perjuicios que pueden originar los choques de carga. El modelo matemático del proceso convencional de lodos activos desarrollado en el capítulo

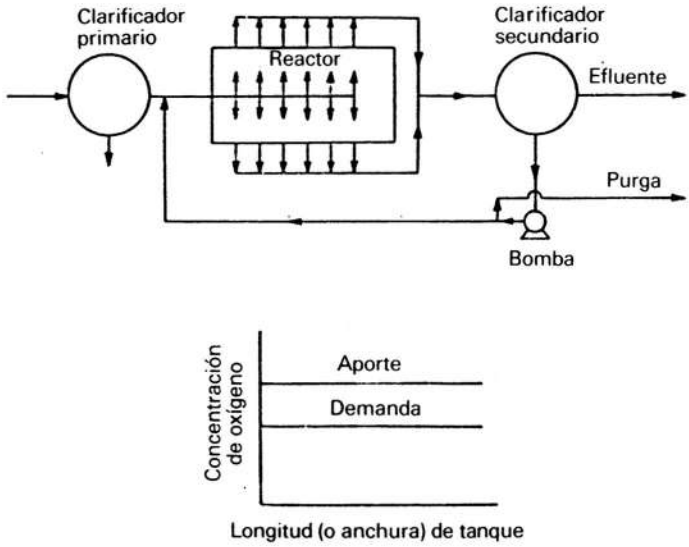


Fig. 6.9. Proceso de lodos activos con mezcla completa [12].

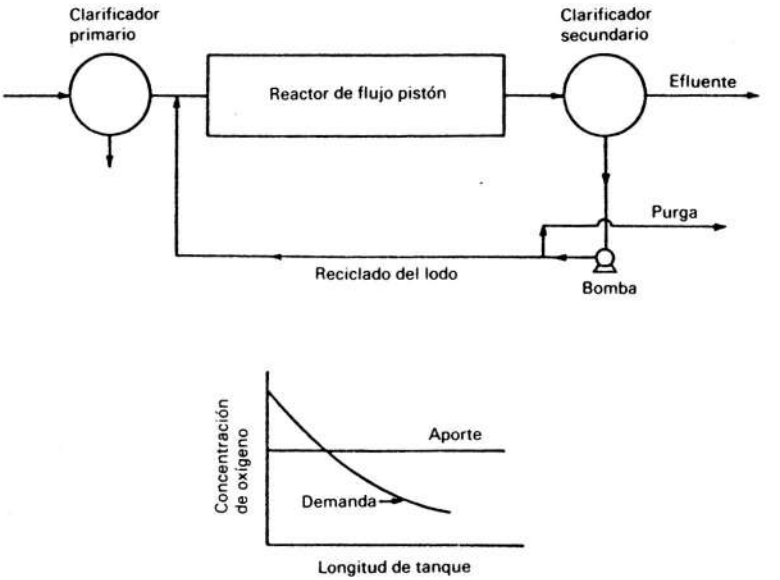


Fig. 6.10. Proceso convencional de lodos activos con reactor de flujo pistón [12].

5. sección 3.2. se hace bajo la suposición de mezcla completa. Si se suponen condiciones de flujo pistón, la demanda de oxígeno disminuye a lo largo del tanque de aireación, mientras que el suministro de oxígeno permanece constante (figura 6.10).

4.3. Aireación descendente

El objetivo de la aireación descendente es armonizar la cantidad de aire suministrado con la demanda de oxígeno a lo largo del tanque de aireación. Ya que a la entrada la demanda de oxígeno es más alta, los aireadores se sitúan más próximos para proporcionar una velocidad más alta de oxigenación. El espacio entre aireadores se aumenta hacia la salida conforme la demanda de oxígeno disminuye.

4.4. Proceso de lodos activos de alta carga

Esta variación de proceso ya se ha mencionado en el capítulo 5, sección 3.1. Corresponde a las condiciones indicadas por la línea vertical *A* en la figura 5.3. La operación se realiza a un valor pequeño de la concentración de MLVSS. Las velocidades de disminución de sustrato y las velocidades de crecimiento de la biomasa son elevadas, aunque la disminución global de sustrato es baja. En el capítulo 8 (sección 9) se presenta una discusión

adicional del proceso de lodos activos de alta carga, en relación con el de nitrificación-desnitrificación.

4.5. Aireación con oxígeno puro

El proceso mejor conocido que utiliza aireación con oxígeno puro ha sido desarrollado por Unión Carbide (proceso Unox). En la figura 6.11 se presenta un diagrama de un tanque de aireación típico cubierto.

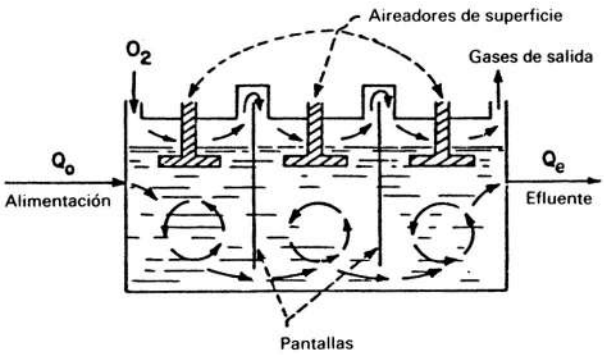


Fig. 6.11. Diagrama de un reactor cubierto para lodos activos, activado con oxígeno puro.

Las características principales del proceso con oxígeno puro son:

1. La producción de biomasa por unidad de reducción de DBO en el sustrato es menor que para el caso de la aireación convencional. Ya que la producción de lodo es también menor, es posible operar el reactor con una concentración de biomasa en equilibrio mayor que la correspondiente a los procesos convencionales de aireación. Se utilizan niveles de MLVSS del orden de 5000 mg/l. Esto significa una reducción en el volumen del tanque de aireación para el mismo grado de tratamiento al compararlo con el caso de la aireación convencional. Sin embargo, para concentraciones de MLVSS superiores a los 5000 mg/l, el ahorro en el volumen del reactor se contrarresta por la mayor inversión requerida para el clarificador secundario. Por otra parte, ya que se produce menos biomasa por kilogramo de sustrato consumido, pueden presentarse economías adicionales significativas en el proceso de manipulación y evacuación del lodo en exceso. Esto significa también un menor requerimiento de nutrientes (nitrógeno y fósforo).
2. El lodo tiene en general mejores características de sedimentación que el que se produce en los reactores aireados convencionales. Sin embargo, puede presentar problemas el desarrollo de microorganismos filamentosos, principalmente durante las puestas en marcha.
3. Una velocidad de utilización de sustrato más elevada que para los sistemas convencionales de aireación.

4. Se transfiere más oxígeno por unidad de potencia que en las unidades aireadas convencionalmente.

5. Una dificultad de operación que presentan los sistemas de oxígeno puro es la disminución de pH debida a la acumulación de dióxido de carbono en el agua residual. Esto puede provocar que no se lleve a cabo la nitrificación, lo que puede evitarse neutralizando mediante cal o álcali.

6. El proceso con oxígeno puro ofrece una resistencia más grande a las cargas de choque, comparado con la aireación convencional.

5. LAGUNAS AIREADAS

5.1. Introducción

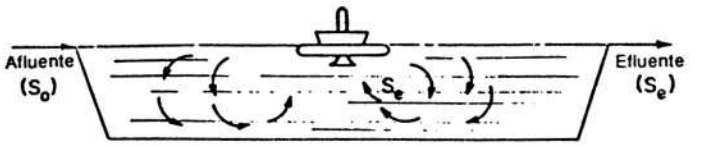
Las lagunas aireadas son balsas con profundidades de 1 a 4 m en las que la oxigenación de las aguas residuales se realiza mediante unidades de aireación bien sean superficiales, turbinas o difusores. La diferencia fundamental entre lagunas aireadas y el sistema de lodos activos es que en éste se lleva a cabo la recirculación del lodo como forma de controlar la cantidad de lodo biológico en el reactor de aireación. Las lagunas aireadas son sistemas sin reciclado de lodos. La concentración de sólidos en las lagunas es función de las características del agua residual y del tiempo de residencia. Dicha concentración está comprendida entre 80 y 200 mg/l, esto es, mucho menor que la que se utiliza en las unidades de lodos activos convencionales (2000 − 3000 mg/l).

5.2. Regímenes de mezcla en las lagunas aireadas

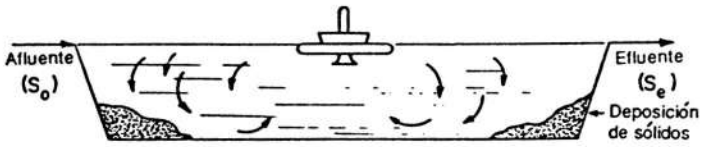
El nivel de turbulencia en las lagunas es la base para su clasificación en dos categorías: de mezcla completa y lagunas facultativas, que se describen a continuación.

5.2.1. Lagunas de mezcla completa

El nivel de turbulencia es suficiente para mantener los sólidos en suspensión y para proporcionar oxígeno disuelto en todo el volumen de líquido. Los tiempos de residencia son normalmente menores de tres días, y los niveles de potencia superiores a 0,007 CV por metro cúbico de balsa. Los niveles de potencia en las unidades de lodos activos se encuentran situados alrededor de 0,07 CV por metro cúbico de balsa, esto es aproximadamente valores diez veces superiores a los requeridos en las lagunas aireadas. La suposición de mezcla completa, que incluso para las unidades de lodos activos es una aproximación idealizada, resulta cuestionable en el caso de las lagunas aireadas. A pesar de todo, esta suposición se hace con frecuencia, lo que conduce a la formulación de un modelo matemático simple para la laguna. Utilizando factores de seguridad adecuados, esta solución ideal puede resultar útil.



a) Laguna de mezcla completa



b) Laguna facultativa

Fig. 6.12. Regímenes de mezcla de las lagunas aireadas.

5.2.2. Lagunas facultativas

El nivel de turbulencia es insuficiente para mantener todos los sólidos en suspensión, contándose exclusivamente con el necesario para suministrar oxígeno disuelto en todo el volumen de líquido. Parte de los sólidos decantan en el fondo de la laguna donde sufren descomposición anaerobia. Los tiempos de retención superan normalmente los seis días y los niveles de potencia están comprendidos entre 0,001 y 0,007 CV por m^3 de balsa. Se presenta una formación gradual de residuo que debe ser evacuado a intervalos de 1 a 10 años.

La elección de un régimen de mezcla resulta del balance económico entre las necesidades de potencia (superiores en los sistemas de mezcla completa) y el coste del terreno (se necesita más terreno para las lagunas facultativas). En la figura 6.12 se representan estos dos sistemas de mezcla. El crecimiento de algas tanto en los sistemas de mezcla completa como en las lagunas facultativas es prácticamente inexistente debido a la turbiedad provocada por los sólidos en suspensión y a la turbulencia presente.

Una diferencia muy importante en la operación de ambos sistemas reside en la concentración de los sólidos en suspensión en el efluente. Ya que en las lagunas de mezcla completa, todos los sólidos se mantienen en suspensión, el efluente contendrá una concentración mucho mayor que la correspondiente a las lagunas facultativas y en consecuencia un valor elevado de DBO insoluble. Si se desea una calidad elevada del efluente, puede ser necesario que el tratamiento continúe en el caso de las lagunas de mezcla completa con una balsa de sedimentación con objeto de separar la mayor parte de esta DBO insoluble. Una disposición que puede resultar muy satisfactoria es la formada por una laguna de mezcla completa en la que se consume la mayor parte de la DBO soluble, seguida por una laguna facultativa, diseñada fundamentalmente para la disminución de la DBO insoluble.

Como en el caso del proceso de lodos activos, el consumo de potencia en las lagunas aireadas se utiliza con dos fines: transferencia de oxígeno al volumen del líquido y mantenimiento de un cierto nivel de agitación para la mezcla de ese líquido. Sin embargo, la distinción del consumo de potencia entre estas dos funciones es bastante diferente en ambos casos. En las unidades de lodos activos el consumo de potencia está controlado por las necesidades de transferencia de oxígeno mientras que para el caso de las lagunas aireadas la mayor parte del consumo de energía corresponde a la mezcla. Solamente para el caso de lagunas de mezcla completa con tiempos de residencia menores de un día el consumo de energía podría estar controlado por la demanda de oxígeno.

5.3. Relación entre edad de los lodos y tiempo de residencia hidráulico en las lagunas aireadas

En el capítulo 5, ejemplo 5.3, para el caso de una planta típica de lodos activos, se comparan los valores de la edad de los lodos, θ_c, el tiempo de residencia hidráulico, t_h y el tiempo de residencia t, basado en alimentación fresca.

Ya que las lagunas aireadas son sistemas sin reciclado, los tiempos de residencia de t_h y t son idénticos. Por tanto la notación t será la única que se utilice para el tiempo de residencia en las lagunas aireadas. La relación entre edad de los lodos, θ_c, y el tiempo de residencia en una laguna aireada se obtiene fácilmente considerando el diagrama de flujo que se presenta en la figura 6.13.

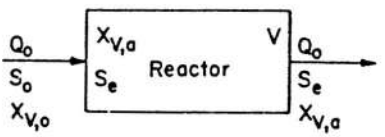


Fig. 6.13. Diagrama de flujo de una laguna aireada.

La edad de los lodos θ_c, definida por la ecuación (5.165), se escribe para el caso de la laguna aireada de mezcla completa de la figura 6.13 de la forma siguiente:

$$\theta_c = \frac{X_{V,a}V}{\Delta X_V} = \frac{\text{cantidad de MLVSS en la laguna, kg}}{\text{producción neta de VSS, kg/d}} = \frac{X_{V,a}V}{Q_o(X_{V,a} - X_{V,o})}$$

$$= \frac{X_{V,a}}{X_{V,a} - X_{V,o}}t \qquad (6.46)$$

Nótese que para el caso de la laguna aireada, ya que no hay reciclado $t_h = t = V/Q_o$. Normalmente la concentración de *VSS* en la alimentación es despreciable, esto es, $X_{V,o} \approx 0$ y

en consecuencia de la ecuación (6.46):

$$\theta_c \approx t \tag{6.47}$$

Por lo tanto, para una laguna aireada, la edad de los lodos, θ_c, es numéricamente igual al tiempo de retención hidráulico si la concentración de biomasa en la alimentación de la laguna es despreciable.

5.4. Cinética del consumo de la DBO

Suponiendo condiciones ambientales adecuadas (pH, presencia de nutrientes, etc.), la velocidad de disminución de la DBO es función del tiempo de residencia, de la temperatura, de la naturaleza de las aguas residuales y de la concentración de los sólidos volátiles en suspensión.

Normalmente la velocidad de disminución de la DBO se supone que sigue una cinética de primer orden y se utiliza la formulación del reactor continuo suponiendo mezcla completa (capítulo 5, sección 3.2). Por lo tanto, se toma la ecuación (5.20) como modelo cinético de la laguna. Para las lagunas aireadas, la ecuación (5.20) se escribe normalmente en función de K [en la que $K = kX_{v,a}$, ecuación (5.19) y $t_h = t$] en la forma:

$$(S_o - S_e)/t = KS_e \tag{6.48}$$

Es conveniente volver a escribir la ecuación (6.48) en función de la relación S_e/S_o, esto es, de la fracción de DBO remanente que queda en el efluente. Reordenando la ecuación (6.48) se obtiene:

$$S_e/S_o = 1/(1 + Kt) \tag{6.49}$$

en la que S_o es la DBO soluble en el afluente, S_e la DBO soluble en el efluente, K la constante de velocidad de consumo y:

$$t \text{ (tiempo de retención)} = V/Q_o = AD/Q_o \tag{6.50}$$

En la ecuación (6.50), V es el volumen de la laguna, Q_o el caudal, A la sección horizontal de la laguna, y D la profundidad de la misma.

Debe hacerse hincapié en que este modelo matemático se basa en dos suposiciones fundamentales, la de cinética de reacción de primer orden y las condiciones de mezcla completa. Sin embargo, aunque ninguna de estas suposiciones sea válida, en ambos casos la formulación es útil a efectos de diseño.

Los valores de K pueden determinarse a partir de ensayos semi-piloto.

Se emplea para simular la laguna aireada un reactor semejante al que se presenta en la figura 5.14 (capítulo 5, sección 6.1). La pantalla deslizante no se utiliza en esta simulación. El valor de K se determina a partir de la pendiente de la representación lineal de $(S_o - S_e)/t$ en función de S_e, que se basa en la ecuación (6.48). Los valores de K deben co-

rregirse de acuerdo con la temperatura de la laguna (condiciones de verano y de invierno) mediante el procedimiento descrito en la sección 5.5. Los valores de K pueden también determinarse a partir de datos de planta piloto o estimados con los obtenidos de lagunas en funcionamiento.

Las ecuaciones (5.171) para el valor de $1/\theta_c$ y (5.175) para S_e pueden aplicarse sin lugar a dudas en el caso de las lagunas aireadas.

5.5. Estimación de la temperatura de la laguna (T_w)

La velocidad de disminución de la DBO se hace el doble para cada aumento de 10°C de la temperatura, aproximadamente (capítulo 2, sección 7.1). De esta forma resulta necesario estimar la temperatura de la laguna bajo condiciones medias de verano y de invierno. Esto se lleva a cabo realizando un balance de calor. Considérese la laguna representada en la figura 6.14. Los valores de la temperatura que se presentan son los de las condiciones de verano del ejemplo 6.4.

Sean:

T_o = temperatura afluente, (°C).
T_w = temperatura de la laguna (y del efluente), °C.
T_a = temperatura ambiente, °C.
h = coeficiente de transferencia de calor, [kcal/h · m² °C], entre el ambiente exterior y la laguna (deben considerarse factores tales como la potencia aplicada, la radiación solar, la humedad relativa del aire y la geometría de la balsa de aireación). A falta de información más exacta puede utilizarse, a efectos estimativos, un valor de 20 kcal/h · m² · °C.
Q_o = caudal, m³/s.
A = superficie de la laguna, m².
C = calor específico del agua residual (se toma igual a 1,0 kcal/kg · °C).

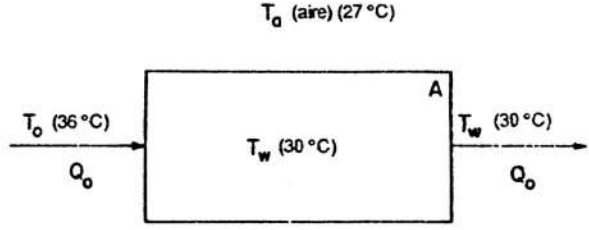


Fig. 6.14. Balance de calor de la laguna aireada.

El balance de calor es idéntico al escrito en el capítulo 5, sección 7.9. Al reescribir la ecuación (5.145) con la notación utilizada en las lagunas aireadas (figura 6.14), esto es, haciendo $Q_F = Q_o$ y $T_F = T_o$ se llega a:

$$T_w = (AFT_a + Q_oT_o)/(AF + Q_o) \tag{6.51}$$

en la que: $F = h/(3{,}6 \times 10^6)$ si h viene dado en kcal/k · m² · °C. Si se hace h igual a 20 kcal/h · m² °C se tiene:

$$F = 5{,}55 \times 10^{-6}$$

La ecuación (6.51) con este valor de F permite una estimación aproximada de la temperatura de la laguna. La fuente principal de incertidumbre en este método de estimación de T_w reside en la suposición del valor de h. Tal como se indica en el capítulo 5 (sección 7.9) en el caso de los reactores de lodos activos, el valor del coeficiente global de transferencia de calor h, depende de muchas variables tales como la potencia suministrada a la balsa, la velocidad del viento, la radiación solar y la humedad relativa del aire y la geometría de la balsa de aireación.

Manani y Barnhart [11] presentan representaciones probabilísticas para diversas regiones de los Estados Unidos que permiten la selección del valor apropiado de F en la ecuación (6.51). Se trata de representaciones lineales, que han sido descritas en su forma general en el capítulo 2, sección 13. Para una región dada de los Estados Unidos, se utiliza la representación lineal correspondiente, seleccionando el valor deseado del porcentaje de probabilidad en abscisas. El valor $F = 5{,}55 \times 10^{-6}$, indicado más arriba, y que en unidades anglosajonas corresponden a 12×10^{-6} para un valor de $h = 100$ BTU/d · ft². °F, es el que puede encontrarse en la representación probabilística para la región oriental de los Estados Unidos con un valor de probabilidad del 95%. Supuesto que se disponga de esa representación probabilística para la región donde va a construirse la laguna, este procedimiento intenta por lo menos tener en cuenta el efecto de las condiciones atmosféricas medias esperadas para dicha región sobre el valor del coeficiente global h. No tiene en cuenta sin embargo factores tales como la potencia suministrada y la geometría de la balsa de aireación.

Se han desarrollado algunos procedimientos de cálculo que intentan considerar no sólo los factores atmosféricos sino también los otros mencionados como la potencia suministrada y la geometría de la balsa de aireación. Se aconseja al lector interesado consultar los procedimientos desarrollados por Manani y Barnhart [11], resumidos por Benefield y Randall [4] así como las ecuaciones para coeficientes de transferencia de calor en lagunas aireadas presentadas por Adams y Eckenfelder [1]. La aplicación de estos métodos implica el uso de procedimientos iterativos. En primer lugar se lleva a cabo un diseño preliminar de la laguna basándose en el citado valor típico de F. En base a este diseño preliminar pueden obtenerse valores aproximados para los factores correspondientes a la potencia suministrada y a la geometría de la balsa. A continuación se establece un diseño mejorado basado en estos métodos más sofisticados y se compara con el diseño preliminar. Se establece un cálculo iterativo hasta que se obtenga concordancia entre los sucesivos diseños de la laguna. Se aconseja al lector resolver el problema VI, que es un ejemplo del procedimiento de cálculo.

El efecto de la temperatura de la laguna (T_w) en la velocidad K de disminución de la DBO está dado por la ecuación empírica:

$$K_{T_w} = K_{20}\theta^{T_w - 20} \qquad (6.52)$$

en la que K_{Tw} es la velocidad de disminución de la DBO a la temperatura T_w, K_{20} la velocidad de disminución de la DBO a 20°C y θ el coeficiente de temperatura: 1,056 (20-30°C) o 1,135 (4-20°C).

Tomando las ecuaciones (6.49), (6.50), (6.51) y (6.52), sustituyendo en las ecuaciones (6.49) los valores de t, K_{T_w} y T_w dados en las ecuaciones (6.50), (6.52) y (6.51) se obtiene:

$$\frac{S_e}{S_o} = \frac{1}{1 + (AD/Q_o)K_{20}(\theta)^{[(AFT_a + Q_oT_o)/(AF + Q_o) - 20]}} \tag{6.53}$$

La ecuación (6.53) permite la evaluación del efecto de la temperatura en la fracción de DBO remanente en el efluente.

5.6. Demanda de oxígeno en las lagunas aireadas

La demanda de oxígeno en los procesos de oxidación aerobia está dada por la ecuación (5.67). Ya que la concentración de MLVSS ($X_{V,a}$), es pequeña en las lagunas aeradas, el término $bX_{V,a}V$ es normalmente mínimo, por lo que la ecuación (5.67) suele escribirse como sigue:

$$\text{kg } O_2/\text{d} \approx AS_rQ_o \approx A \quad \text{(kg DBO consumida/d)} \tag{6.54}$$

Los valores de A en las lagunas aireadas varían de 0,9 a 1,4 (unidades: DBO_5, día) dependiendo de la naturaleza del agua residual, del régimen de mezcla y de la temperatura.

5.7. DBO soluble del efluente en las lagunas aireadas

La DBO soluble del efluente en las lagunas aireadas se calcula mediante la ecuación (6.49). Despejando S_e (lagunas de mezcla completa):

$$S_e = S_o/(1 + Kt) \tag{6.55}$$

Esta ecuación no toma en consideración el aumento de DBO en la laguna debido a la degradación anaerobia de los sólidos depositados que se presenta en el caso de las lagunas facultativas. Por ello, se recomienda exclusivamente para el caso de lagunas de mezcla completa la utilización de la ecuación (6.55) sin modificar. En las lagunas facultativas se introduce un factor de corrección que tiene en cuenta este aumento de la DBO. Ya que el aumento de DBO por vía anaerobia es mayor durante el verano, Eckenfelder y Ford [7] recomiendan dos formas modificadas de la ecuación (6.55).

Condiciones de verano: $$S_e = 1{,}2S_o/(1 + Kt) \tag{6.56}$$

Condiciones de invierno: $$S_e = 1{,}05S_o/(1 + Kt) \tag{6.57}$$

Debe hacerse notar que aunque el aumento de la DBO por esta degradación anaerobia es mayor durante el verano (factor 1,2 frente a 1,05 para el invierno) la DBO soluble, esto es S_e, suele ser menor durante los meses veraniegos. Esto es así debido a que el valor de la constante de velocidad K es mayor durante el verano, y este efecto debe contrarrestar el aumento relativo de la DBO debido al retorno de DBO anaerobia.

En las plantas de lodos activos, el procedimiento normal de diseño (capítulo 5, cuadro 5,13, solución 1) consiste en especificar una calidad deseada para el efluente (S_e) calculando a partir de ahí el tiempo de residencia (t) necesario para alcanzar esa calidad especificada. En las lagunas aireadas el procedimiento de diseño es normalmente el contrario del utilizado en las plantas de lodos activos. Usualmente cuando se considera una laguna aireada se dispone de una determinada superficie de terreno probablemente a bajo coste. En ese caso el procedimiento de diseño comienza por el valor conocido del área superficial y suponiendo una profundidad razonable. Con ello tanto el volumen de la laguna como el tiempo de residencia quedan fijos. A partir de la ecuación (6.55), o ecuaciones (6.56) y (6.57), se calcula la calidad del efluente S_e que podría alcanzarse con este tiempo de residencia. Para las plantas de lodos activos no es importante plantear la ecuación (6.55) ya que S_e es una especificación primaria más que un valor calculado.

5.8. Concentración de MLVSS en las lagunas aireadas

Considérese una laguna aireada con las condiciones de mezcla completa tal como se indica en la figura 6.15. Supóngase que $X_{V,o}$ sea la concentración de VSS en el afluente (mg/l) y $X_{V,a}$ la concentración de MLVSS en la laguna (la misma que en el efluente, mg/l).

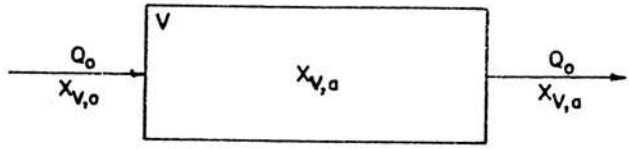


Fig. 6.15. Balance de materia para MLVSS.

El balance de materia para VSS en condiciones de equilibrio lleva a:

(Sólidos que entran) + (síntesis neta en la laguna) = (sólidos que salen)

o:

$$Q_o X_{V,o} + (YS_r Q_o - k_d X_{V,a} V) = Q_o X_{V,a}$$

Diviendo ambos miembros por Q_o, haciendo $V/Q_o = t$ = tiempo de residencia y despejando $X_{V,a}$:

$$X_{V,a} = (X_{V,o} + YS_r)/(1 + k_d t) \qquad (6.58)$$

Para las lagunas facultativas, la concentración de VSS en el efluente es menor que el valor estimado a partir de la ecuación (6.58) debido a la deposición de sólidos en el fondo de la laguna. Este valor de la concentración de VSS en las lagunas facultativas depende de la geometría de la laguna, del espacio entre los aireadores, del nivel de potencia y de la naturaleza de los sólidos en el afluente.

A la ecuación (6.58) pueden aplicarse consideraciones similares a las realizadas en la sección 5.7 con respecto a la diferencia en el procedimiento de diseño entre plantas de lodos activos y lagunas aireadas. En las plantas de lodos activos, la concentración de MLVSS en el reactor (esto es, $X_{V,a}$) queda especificada por el diseñador en el procedimiento normal de diseño (capítulo 5, cuadro 5,13, solución 1). En las lagunas aireadas $X_{V,a}$ es una cantidad calculada (a partir del tiempo de residencia específica t del cual se calcula S_e, con lo que se establece el valor de $S_r = S_o - S_e$). Se utiliza entonces la ecuación (6.58) para calcular $X_{V,a}$. En las plantas de lodos activos no tiene importancia escribir la ecuación (6.58) cuando se utiliza este procedimiento normal de diseño ya que $X_{V,a}$ es una especificación primaria más que una cantidad calculada.

La ecuación (6.58) puede escribirse en forma lineal simplificando, dividiendo por $YX_{V,a}$ y reagrupando términos:

$$\frac{S_r}{X_{V,a}} = \frac{k_d}{Y} t + \frac{1}{Y}\left(1 - \frac{X_{V,o}}{X_{V,a}}\right) \tag{6.59}$$

La ecuación (6.59) es la base de un procedimiento alternativo para la determinación de los parámetros de biomasa Y y k_d. A partir de los datos que se obtengan a escala semi-piloto, la representación de $S/X_{V,a}$ en función de t conduce a una línea recta en la cual la pendiente es igual a k_d/Y y la ordenada en el origen es $(1/Y)(1 - X_{V,o}/X_{V,a})$. Para el caso en que la concentración de sólidos volátiles en el afluente sea despreciable esto es, $X_{V,o} \approx 0$, la ecuación (6.59) se reduce a:

$$\frac{S_r}{X_{V,a}} = \frac{k_d}{Y} t + \frac{1}{Y} \tag{6.60}$$

Por lo tanto en este caso la ordenada en el origen da directamente $(1/Y)$.

En las lagunas aireadas la producción de biomasa ΔX_V es pequeña y por lo tanto difícil de medir con exactitud en unidades semi-piloto. En consecuencia, las ecuaciones (6.59) o (6.60), ofrecen una alternativa interesante para la determinación de los parámetros k_d e Y en lugar de utilizar el procedimiento normal, basado en la representación lineal de μ en función de q, figura 5.8, para lo que se requiere la determinación experimental de la producción de biomasa.

5.9. Periodo de retención necesario para conseguir una DBO soluble específica en el efluente

En la solución de diseño de la sección 5.7, el período de retención es normalmente una variable primaria que se especifica indirectamente por el diseñador. En consecuencia, es

menos importante obtener una ecuación para t en las lagunas aireadas que lo es en el caso de las plantas de lodos activos. A pesar de todo, se puede obtener una ecuación para esa magnitud que puede utilizarse para calcular tiempos de residencia para valores especificados de S_e a diferentes profundidades de la laguna. Tomando la ecuación (5.20) y sustituyendo $X_{v,a}$ por el valor dado en la ecuación (6.58), simplificando y despejando el tiempo de residencia t, se obtiene:

$$t = \frac{S_r}{(X_{v,o} + YS_r)kS_e - k_dS_r} \tag{6.61}$$

en la que $S_r = S_o - S_e$. Si la concentración de VSS en el afluente ($X_{v,o}$) es despreciable, la ecuación (6.61) se simplifica para dar:

$$t = 1/(YkS_e - k_d) \qquad (X_{v,o} \approx 0) \tag{6.62}$$

5.10. Procedimiento alternativo para la determinación de la constante de velocidad k

Despejando S_e en la ecuación (6.62) se obtiene:

$$S_e = (1 + k_dt)/Ykt \qquad (X_{v,o} \approx 0) \tag{6.63}$$

La ecuación (6.63) puede reagruparse en la forma siguiente:

$$S_e = (1/Yk)(1/t) + k_d/Yk \qquad (X_{v,o} \approx 0) \tag{6.64}$$

La ecuación (6.64) indica que la representación de la DBO del efluente S_e en función de $1/t$ conduciría a una línea recta para la cual:

$$\text{Pendiente} = s = 1/Yk \qquad (X_{v,o} \approx 0) \tag{6.65}$$

Por lo tanto:

$$k = 1/Ys \qquad (X_{v,o} \approx 0) \tag{6.66}$$

Si se dispone, a partir de ensayos experimentales semi-piloto del valor de Y, la ecuación (6.66) proporciona una alternativa al procedimiento directo descrito en la sección 5.4 para determinar la constante de velocidad.

Alternativamente, si k se determina a partir de la pendiente de una representación lineal de q en función de S_e (figura 5.5), puede obtenerse los parámetros Y y k_d de la pendiente ($s = 1/Yk$) y de la ordenada en el origen ($i = k/Yk$) de la representación lineal de S_e en función de $1/t$. Ya que para el caso de las lagunas aireadas es difícil determinar con exactitud la producción de biomasa ΔX_v a partir de unidades semi-piloto, esto hace que resulte una alternativa interesante para la determinación de Y y k_d a partir de la representación lineal de μ en función de q (figura 5.8).

Más aún, en la ecuación (6.63) puede verse que para un tiempo de retención fijado, t, la DBO del efluente, S_e, es independiente de la DBO del influente, S_o. En el capítulo 5, sección 9.3, se ha estudiado una situación similar en conexión con los reactores de lodos activos.

Esto se justifica porque a concentraciones de productos orgánicos solubles más elevadas en el afluente se producen mayores cantidades de sólidos biológicos, ecuación (6.59), y en consecuencia velocidades más altas de la DBO. Debe hacerse hincapié sin embargo en que la velocidad específica de consumo de sustrato, tal como indica la ecuación (5.20), permanece proporcional a la concentración de compuestos orgánicos solubles en la laguna esto es:

$$(S_o - S_e)/X_{V,a}t = kS_e \tag{6.67}$$

Ejemplo 6.3. Se llevaron a cabo estudios en plantas semi-piloto a 20°C para el diseño de una laguna aireada. En una serie de experimentos, se determinaron los parámetros Y y k_d para la producción de lodos a partir de una representación lineal de $S_r/X_{V,a}$ en función de t basada en la ecuación (6.60). El valor del parámetro Y fue:

$$Y = 0{,}5 \text{ mg VSS/mg DBO}_5 \text{ consumida}$$

El agua residual de alimentación estaba libre de sólidos en suspensión. Las DBO del efluente para diferentes tiempos de retención fueron:

t (*días*)	S_e, DBO_5 en mg/l
10	40
5	60
3,33	80
2,5	100

Determínese k a 20°C (unidades $d^{-1} \times$ l/mg).

Solución. *Paso 1.* Se dibuja la gráfica de S_e en función de $1/t$.

t, *días*	S_e, mg/l	$1/t$, d^{-1}
10	40	0,1
5	60	0,2
3,33	80	0,3
2,5	100	0,4

En la figura 6.16 se representa el gráfico.

Paso 2. De la figura 6.16:

$$\text{Pendiente} = s = \frac{100 - 20}{0{,}4 - 0} = 200$$

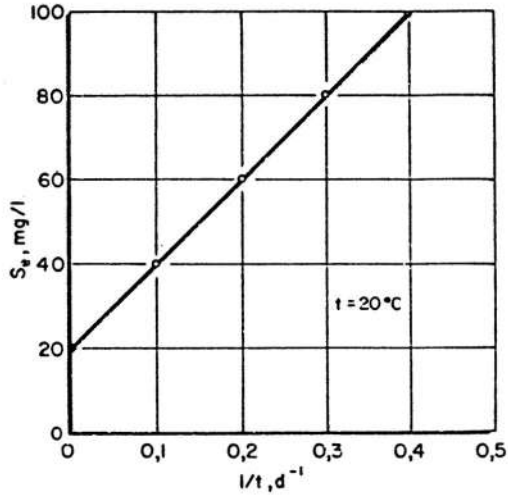


Fig. 6.16. Representación de S_e en función de $1/t$ (ejemplo 6.3).

y de la ecuación (6.66):

$$k = \frac{1}{Ys} = \frac{1}{(0{,}5)(200)} = 0{,}01 \quad \text{l/mg a } 20°\text{C}$$

5.11. DBO total del efluente en las lagunas aireadas

Hasta ahora, solamente se ha considerado la DBO soluble del efluente (S_e). A ésta debe añadirse la contribución a la DBO correspondiente a los sólidos en suspensión volátiles presentes en el efluente.* Suponiendo mezcla completa, la concentración de VSS en el efluente es igual a la de la laguna. La contribución a la DBO debida a la presencia de VSS en el efluente depende de la edad del lodo, que para las lagunas aireadas se calcula a partir de las ecuaciones (6.46) y (6.47). Ya que el lodo se estabiliza con la edad, su contribución a la DBO del efluente disminuye. En la figura 6.17 [7] se presenta una correlación entre la edad del lodo y las contribuciones a la DBO por los VSS. La DBO total del efluente es la que se establece en la ecuación (6.68).

$$\text{DBO total del efluente} = S_e + \psi X_{V,a} \qquad \text{mg/l} \tag{6.68}$$

* En los procesos de lodos activos se supone normalmente la captura total de MLVSS en el clarificador secundario. Por ello sólo se toma en consideración la DBO soluble en el efluente neto (se hace referencia a la figura 5.1, con $X_{V,e} \approx 0$).

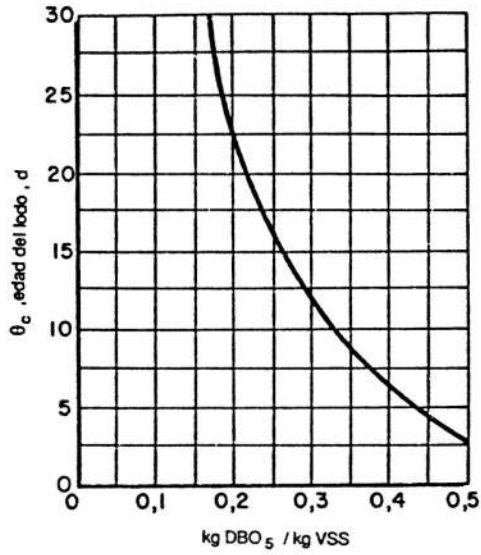


Fig. 6.17. Correlación para la DBO insoluble [7].

en la que S_e (DBO soluble) se calcula con la ecuación (6.55) [ecuaciones (6.56), (6.57)], ψ se determina con la figura 6.17 y $X_{V,a}$ se calcula con la ecuación (6.58). $\psi X_{V,a}$ representa la DBO insoluble del efluente.

En el caso de varias lagunas aireadas en serie, puede hacerse la siguiente disposición para disminuir la DBO total del efluente de la última laguna de la serie. La primera laguna de la cascada se diseña con un nivel de potencia suficientemente elevado (por lo menos 0,007 CV/m^3) de forma tal que prevalezca en condiciones de mezcla completa. Bajo estas circunstancias es posible que la mayor parte de la DBO soluble en el afluente se consuma en esta primera laguna. Sin embargo, si el consumo de DBO soluble no es suficiente, esta primera laguna puede ser seguida por otras lagunas de mezcla completa hasta que se alcance un consumo casi total de la DBO soluble.

A pesar de todo, ya que el efluente de una laguna de mezcla completa contiene una concentración de VSS teóricamente igual a la que prevalece en el interior de la laguna, el efluente de la última laguna de mezcla completa de la serie puede presentar todavía una demanda inaceptablemente elevada de oxígeno, debido a la presencia de estos VSS. Esta DBO insoluble residual puede consumirse en gran parte si el diseñador incluye una laguna facultativa o una serie de lagunas facultativas al final de la cascada. Esta laguna facultativa terminal se diseña a un nivel de potencia bajo para que así puedan decantar parte de los VSS. En otras palabras, esta laguna facultativa actúa principalmente como una balsa de sedimentación para separar la mayor parte de la DBO insoluble. Unos niveles de potencia

inferiores a 0,001 CV/m³ son insuficientes para mantener la disolución de oxígeno, por lo que puede adoptarse ese valor como el nivel de potencia mínimo a efectos prácticos. Con este bajo nivel de potencia puede suponerse que la concentración de VSS mantenida en suspensión será como mucho de 30-40 mg/l. Si se proporcionan unos lodos de edad adecuada, la contribución de estos VSS a la DBO insoluble del efluente final puede mantenerse dentro de los límites permitidos por las reglamentaciones.

El ejemplo 6.5 ilustra los cálculos de diseño para un sistema consistente en una laguna de mezcla completa seguida de una laguna facultativa.

5.12. Diseño de las lagunas aireadas

El procedimiento propuesto por Eckenfelder y asociados se presenta en el ejemplo siguiente.

Ejemplo 6.4. Se piensa instalar una laguna aireada con mezcla completa para tratar un agua residual. Se dispone de un área de 2 ha. La siguiente información se toma como base del diseño:

$Q_o = 0{,}06$ m³/s (caudal medio)
$S_o = 600$ mg/l (DBO_5 del afluente)
$X_{V,o} = 20$ mg/l (VSS en el afluente)
T_a = temperatura media ambiental, 27°C (verano); 2°C (invierno)
$T_o = 38$°C (temperatura del afluente)

Datos obtenidos de los ensayos a escala semi-piloto:

$K = 0{,}06\ h^{-1} = 1{,}44\ d^{-1}$ (a 20°C)*
$Y = 0{,}5$ kg VSS/kg DBO
$k_d = 0{,}06\ d^{-1}$ (a 20°C)*
$A = 1{,}1$ kg O_2/kg DBO

Se toma $h = 20$ kcal/h · m² · °C (480 kcal/d · m² · °C)

Calcúlese:

1. DBO_5 soluble del efluente para condiciones invernales y varaniegas. Los cálculos han de basarse en una profundidad de la laguna de 2,4 m.
2. La concentración de MLVSS en el equilibrio para una laguna de mezcla completa, $X_{V,a}$, para condiciones invernales y veraniegas.
3. La DBO_5 total en el efluente para condiciones invernales y veraniegas.
4. Las necesidades de aireación superficial: kg O_2/d, CV requeridos y nivel de potencia en CV/m³ de volumen de balsa.

* Para K se toman los coeficientes de Arrhenius $\theta = 1{,}135$ (4-20°C) y 1,056 (20-30°C). Para k_d se toma $\theta = 1{,}03$. Se supone que Y y a no dependen de la temperatura.

Solución. *Parte 1.* DBO_5 del efluente.

Paso 1. Se estiman valores de T_w para condiciones de verano e invierno, ecuación (6.51).

Verano:

$$T_w = (20000 \times 6 \times 10^{-6} \times 27 + 0{,}06 \times 38)/(20000 \times 6 \times 10^{-6} + 0{,}06) = 30{,}7°C$$

Invierno:

$$T_w = (20000 \times 6 \times 10^{-6} \times 2 + 0{,}06 \times 38)/(20000 \times 6 \times 10^{-6} + 0{,}06) = 14°C$$

Paso 2. Se estiman los parámetros K y k_d para condiciones veraniegas e invernales, ecuaciones (6.52) y (5.152).

Verano:

$$K_{30,7} = 1{,}44 \times 1{,}056^{(30,7-20)} = 2{,}57\ d^{-1}$$
$$k_{d\,30,7} = 0{,}06 \times 1{,}03^{(30,7-20)} = 0{,}082\ d^{-1}$$

Invierno:

$$K_{14} = 1{,}4 \times 1{,}135^{(14-20)} = 0{,}745\ d^{-1}$$
$$k_{d\,14} = 0{,}06 \times 1{,}03^{(14-20)} = 0{,}051\ d^{-1}$$

Paso 3. Se calcula el tiempo de residencia. ecuación (6.50).

$$t = \frac{20000 m^2 \times 2.4\ m}{0{,}06\ m^3/s \times 3600\ s/h \times 24\ h/d} = 9{,}26\ d$$

Paso 4. Se calcula S_e (DBO_5 soluble del efluente) para las condiciones de verano e invierno por medio de la ecuación (6.55):

Verano:

$$S_e = 600/(1 + 2{,}57 \times [illegible] \times 9{,}26) = 24{,}2\ mg/l$$

% de disminución de la DBO soluble $= [(600 - 24{,}2)/600] \times 100 = 95{,}6\ \%$

Invierno:

$$S_e = 600/(1 + 0.745 \times 9{,}26) = 76{,}0\ mg/l$$
$$\%\ \text{de disminución de la DBO soluble} =$$
$$= (600 - 76{,}0)/600 \times 100 = 87{,}3\%$$

Solución: *Parte 2.* Concentración de MLVSS, ecuación (6.59).

Verano:

$$X_{v,1} = [20 + 0{,}5\ (600 - 24{,}2)]/[1 + (0{,}082)(9.26)] = 175{,}1\ mg/l$$

Invierno:

$$X_{v,2} = [20 + 0{,}5(600 - 76{,}0)]/[1 + (0{,}051)(9.26)] = 191{,}5\ mg/l$$

Solución. *Parte 3.* DBO_5 total del efluente.

Verano: $S_e = 24{,}2$ mg/l

Invierno: $S_e = 76{,}0$ mg/l

Paso 1. Se estima ψ a partir de la figura 6.17. Primero se calcula la edad de los lodos, ecuación (6.46).

Verano: $\theta_c = [175{,}3/(175{,}3 - -20)]\ 9{,}26 = 10{,}5$ d

Invierno: $\theta_c = [191{,}5/(191{,}5 - 20)]\ 9{,}26 = 10{,}3$ d

A partir de la figura 6.17,

Verano: Para $\theta_c = 10{,}5$ d, se obtiene $\psi = 0{,}32$

Invierno: Para $\theta_c = 10{,}3$ d, se obtiene $\psi = 0{,}34$

Paso 2. Se estima la contribución de los VSS a la DBO_5 del efluente.

Verano: $\psi X_{v,a} = 0{,}32 \times 175{,}1 = 56{,}0$ mg/l

Invierno: $\psi X_{v,a} = 0{,}34 \times 191{,}5 = 65{,}1$ mg/l

Paso 3. Se calcula la DBO_5 total en el efluente.

Verano:	DBO_5 soluble	24,2 mg/l
	DBO_5 (VSS)	56,0 mg/l
		80,2 mg/l
Invierno:	DBO_5 soluble	76,0 mg/l
	DBO_5 (VSS)	65,1 mg/l
		141,1 mg/l

Solución. *Parte 4.* Cantidad de aireación superficial requerida.

Paso 1. Se estima la demanda de oxígeno, ecuación (6.54).

Verano:

$$DBO_r = 600 - 24{,}2 = 575{,}8 \text{ mg/l}$$

$$DBO_r/d = 575{,}8 \times 10^{-6} \text{ kg } DBO_r/l \times 0{,}06 \text{ m}^3/\text{s} \times 3600 \text{ s/h} \times 24 \text{ h/d} \times 10^3 \text{ l/m}^3 = 2985 \text{ kg } DBO_r/d$$

$$kgO_2/d = 1{,}1 \text{ kg } O_2/\text{kg } DBO_r \times 2985 \text{ kg } DBO_r/d = 3283 \text{ kg } O_2/d = 137 \text{ kg } O_2/h$$

Invierno:

$$DBO_r = 600 - 76 = 524 \text{ mg/l}$$

$$DBO_r/d = 524 \times 10^{-6} \text{ kg } DBO_r/l \times 0{,}06 \text{ m}^3/\text{s} \times 3600 \text{ s/h} \times 24 \text{ h/d} \times 10^3 \text{ l/m}^3 = 2717 \text{ kg } DBO_r/d$$

$$\text{kg } O_2/d = 1{,}1 \text{ kg } DBO_r \times 2717 \text{ kg } DBO_r/d = 2988 \text{ kg } O_2/d = 125 \text{ kg}O_2/h$$

Paso 2. Estimación de kg O_2(CV × h). La estimación se basa en los siguientes valores:

$(RT)_{estandar} = 1{,}14$ kg $O_2/(CV \times h)$
$\alpha = 0{,}08$
$C_{sw} = 7{,}0$ mg/l (verano); 9,5 mg/l (invierno)
$C_L = 1{,}0$ mg/l

De la ecuación (4.59):

Verano: Para $T_w = 30{,}7°C$ (parte 1, paso 1).

$$(RT)_{real} = 1{,}14 \left[0{,}8 \times 1{,}024^{(30.7-20)} \times \frac{7{,}0 - 1{,}0}{9{,}2}\right] = 0{,}76 \text{ kg } O_2/(CV \times h)$$

Invierno: Para $T_w = 14°C$ (parte 1, paso 1).

$$(RT)_{real} = 1{,}14 \left[0{,}8 \times 1{,}024^{(14-20)} \times \frac{9{,}5 - 1{,}0}{9{,}2}\right] = 0{,}74 \text{ kg } O_2/(CV \times h)$$

Paso 3. Cálculo de la potencia requerida para la aireación. (Necesidades de transferencia de oxígeno). De la ecuación (4.63):

$$CV = \frac{\text{kg } O_2/h}{\text{kg } O_2 \text{ (CV} \times h)}$$

en la que el numerador y el denominador han sido calculados en la parte 4 (pasos 1 y 2, respectivamente).

Verano: $CV = 137/0{,}76 = 180$ CV

Invierno: $CV = 125/0{,}74 = 169$ CV

El diseño debe basarse en los valores del verano.

Paso 4. Estimación del nivel de potencia basado en los 180 CV. La laguna tiene un volumen de 20000 m² × 2,4 = 48000 m³.

$$CV/m^3 = 180/48000 = 0{,}004 \text{ CV/m}^3$$

Tal como se indicó en la sección 5.2.2, el consumo de energía en el caso de las lagunas

aireadas está controlado por el mantenimiento de las condiciones de mezcla más que por las exigencias de transferencia de oxígeno.

Suponiendo que se necesita un mínimo de 0,007 CV/m³ para una laguna en régimen de mezcla completa, la potencia requerida es:

$$0{,}007 \text{ CV/m}^3 \times 48000 \text{ m}^3 = 336 \text{ CV}$$

que, como era de esperar, es un valor superior a los 180 CV exigidos para satisfacer la transferencia de oxígeno. La especificación de los aireadores de la balsa y su disposición deben basarse en estos 336 CV. A partir de la información del fabricante se selecciona la potencia en CV por aireadores y se determina el número de unidades. Se prepara una disposición preliminar con una distribución razonable de las unidades. Con los datos del fabricante se verifica el valor del diámetro de influencia de las unidades seleccionadas con objeto de conseguir las condiciones de mezcla completa. Se trazan círculos con centro en cada aireador y diámetros correspondientes a los de influencia. Estos círculos deben solaparse con objeto de asegurarse de que no hay espacios muertos en la laguna. Se ajusta la disposición preliminar si fuera preciso.

Ejemplo 6.5 1 m³/s de un agua residual industrial conteniendo una concentración despreciable de sólidos en suspensión debe tratarse en un sistema de lagunas aireadas formado por una laguna de mezcla completa seguida de una balsa facultativa.

El diseño se basa en un valor de 450 mg/l para la DBO_5 soluble del afluente, una temperatura de afluente de 38°C y una temperatura ambiente de 16°C.

El coeficiente de velocidad k del agua residual se determinó a escala semipiloto a 20°C (véase el ejemplo 6.3). Se dispone de la siguiente información adicional:

1. $k = 0{,}01\ d^{-1}$ *a 20°C (ejemplo 6.3).* Los cálculos de ambas lagunas deben basarse en este valor con las correcciones correspondientes de temperatura utilizando un coeficiente de Arrhenius $\theta = 1{,}05$.
2. $Y = 0{,}5$. Despréciense los efectos de la temperatura sobre Y.
3. $k_d = 0{,}0825\ d^{-1}$ *a 20°C*. Los cálculos de ambas lagunas deben basarse en este valor con las correcciones correspondientes de temperatura utilizando un coeficiente de Arrhenius $\theta = 1{,}03$.
4. Para la laguna de mezcla completa deben tomarse los parámetros $a = 0{,}52$ y $b = 0{,}102\ d^{-1}$. Deben despreciarse los efectos de temperatura para el caso a. Para b, tómese un coeficiente de Arrhenius $\theta = 1{,}05$.
5. Para el caso de la laguna facultativa las necesidades de oxígeno se calculan a partir de:

$$\text{kg } O_2/\text{d} = 129{,}6\ (S_o - S_e)Q_o$$

en la que S_e y S_o son, respectivamente, los valores de la DBO_5 soluble del efluente y del afluente en la laguna facultativa, y Q_o es el caudal de entrada en m³/s (86400 m³/d).

6. Las especificaciones de los aireadores se basan para ambas lagunas en una estimación conservadora del $(RT)_{real} = 0{,}8$ kg O_2 transferido/(CV × h). Se supone que se utilizan aireadores superficiales de 125 CV.

7. El balance térmico de las lagunas se basará en un valor del coeficiente global $h = 480$ kcal/d · m^2 · °C.

8. La DBO_5 total del efluente de la laguna facultativa debe ser inferior a 25 mg/l incluyendo tanto la DBO_5 como la insoluble.

9. Tómese como profundidad de ambas lagunas un valor de 4,5 m.

10. Para la laguna facultativa, se utiliza un coeficiente de 1,2 para el reciclado de DBO en la estimación de S_e (véase la ecuación 6.56).

Diséñese el sistema de lagunas.

Solución. La solución que sigue se basa en la elección de tiempos de retención de 5 y 10 días para las lagunas de mezcla completa y facultativa, respectivamente. Esta elección se probará para el cálculo de la DBO_5 total del efluente de la laguna facultativa, que debe ser inferior a 25 mg/l. La elección de los tiempos de retención de ambas lagunas puede variar. Teniendo en cuenta los factores coste y la optimización tanto de tiempo como económica, puede alcanzarse un diseño adecuado. Este aspecto se discutirá más adelante al final de la solución del problema.

Parte 1. Diseño de la laguna de mezcla completa.

Paso 1. Cálculo del volumen de la balsa y de la sección transversal:

$$V_1 = Q_o t_1 = 1 \text{ m}^3/\text{s} \times 5 \text{ d} \times 24 \text{ h/d} \times 3600 \text{ s/h} = 432000 \text{ m}^3$$

$$A_1 = V_1/D = \frac{432000 \text{ m}^3}{4{,}5 \text{ m}} = 96000 \text{ m}^2$$

Paso 2. Estimación de la temperatura de la laguna, ecuación (6.51):

$$T_w = \frac{AFT_a + Q_o T_o}{AF + Q_o} = \frac{96000 \times 6 \times 10^{-6} \times 16 + 1 \times 38}{9600 \times 6 \times 10^{-6} + 1} = 30°\text{C}$$

Paso 3. Evaluación de los parámetros biocinéticos k, k_d y b a 30°C.

Ecuación (5.142): $k_{30} = k_{20}\theta^{(T_w - 20)} = (0{,}01)(1{,}05)^{10} = 0{,}0163 \text{ d}^{-1} \times \text{l/mg}$

Ecuación (5.152): $k_{d,30} = k_{d,20}\theta^{(T_w - 20)} = (0{,}0825)(1{,}03)^{10} = 0{,}111 \text{ d}^{-1}$

Ecuación (5.153): $b_{30} = b_{20}\theta^{(T_w - 20)} = (0{,}102)(1{,}05)^{10} = 0{,}166 \text{ d}^{-1}$

Paso 4. Valor de la DBO_5 soluble del efluente de la primera laguna, ecuación (6.63):

$$S_{e1} = \frac{1 + k_d t}{Ykt} = \frac{1 + (0{,}111)(5)}{(0{,}5)(0.163)(5)} = 38{,}2 \text{ mg/l}$$

Paso 5. Valor de $X_{V,a}$, ecuación (6.59): Ya que $X_{V,a} = 0$

$$X_{V,a} = \frac{YS_r}{1 + k_d t} = \frac{0{,}5\ (450 - 38{,}2)}{1 + (0{,}111)(5)} = 132{,}4 \text{ mg/l}$$

Paso 6. Necesidades de oxígeno para la aireación; kg O_2/d, ecuación (5.67):

$$\text{kg } O_2/\text{d} = a(S_o - S_e)Q_o + bX_{V,a}V =$$
$$= 0{,}52(450 - 38{,}2)(86400) \times 10^3 \text{ l/m}^3 \times 10^{-6} \text{ kg/mg} + (0{,}166)(132{,}4)(432000 \text{ m}^3) \times$$
$$\times 10^{-3} = 27996 \text{ kg } O_2/\text{d} = 1166 \text{ kg } O_2/\text{h}$$

Paso 7. Consumo de potencia en la aireación, ecuación (4.63):

$$\text{CV} = \frac{\text{kg } O_2/\text{h}}{(\text{RT})_{\text{real}}} = \frac{1165 \text{ kg } O_2/\text{h}}{0{,}8 \text{ kg } O_2/(\text{CV} \times \text{h})} = 1458 \text{ CV}$$

Paso 8. Nivel de potencia, P_v, y número de aireadores basándose en la necesidad de transferencia de oxígeno:

$$P_v = \frac{1458 \text{ CV}}{432000 \text{ m}^3} = 0{,}0033 \text{ CV/m}^3$$

Ya que la laguna está especificada como de mezcla completa debe adoptarse un valor mínimo para P_V de 0,007 CV/m³. La potencia real adquirida es por tanto:

$$\text{CV} = (0{,}007)(432000) = 3024 \text{ CV}$$

El número requerido de aireadores de 125 CV es:

$$\text{número} = 3024/125 = 24 \text{ aireadores}$$

Paso 9. Valor de la DBO_5 insoluble del afluente en la laguna de mezcla completa. Ya que $X_{V,a} = 0$, $\theta_c = t$, según la ecuación (6.47). Por ello $\theta_c = 5$ d. De la figura 6.17, para $\theta_c = 5$ d se obtiene $\psi = 0{,}435$.

En consecuencia, la DBO_5 insoluble es:

$$\psi X_{V,a} = (0{,}435)(132{,}4) = 57{,}6 \text{ mg/l}$$

$$DBO_5 \text{ total} = S_{e1} + \psi X_{V,a} = 38{,}2 + 57{,}6 = 95{,}8 \text{ mg/l}$$

Parte 2. Diseño de la laguna facultativa.

Paso 1. Cálculo del volumen de la balsa y de la sección transversal. Ya que el tiempo de residencia (10 d) es doble del de la laguna de mezcla completa:

$$V = (2)(432000) = 864000 \text{ m}^3$$

y

$$A_2 = 864000 \text{ m}^3/4{,}5 \text{ m} = 192000 \text{ m}^2$$

Paso 2. Estimación de la temperatura de la laguna, ecuación (6.51). En este caso $T_o =$ $= 30°C$, que es la temperatura del efluente de la laguna de mezcla completa (parte 1, paso 2).

$$T_w = \frac{AFT_a + Q_o T_o}{AF + Q_o} = \frac{192000 \times 6 \times 10^{-6} \times 16 + 1 \times 30}{192000 \times 6 \times 10^{-6} + 1} = 22{,}6°C$$

Paso 3. Evaluación de los parámetros biocinéticos k y k_d a 22,6°C.

Ecuación (5.142): $k_{22.6} = (0{,}01)(1{,}05)^{2.6} = 0{,}0114 \text{ d}^{-1} \times \text{l/mg}$

Ecuación (5.152): $k_{d,226} = (0{,}0825)(1{,}03)^{2.6} = 0{,}089 \text{ d}^{-1}$

Paso 4. DBO_5 soluble del efluente de la laguna facultativa. Nótese que con (6.63) no es posible obtener ese valor en este caso, ya que dicha ecuación se basa en un valor de concentración cero para los VSS del afluente. Ya que el afluente a la laguna facultativa es el efluente de la balsa de mezcla completa, contiene 132,4 mg/l de VSS (parte 1, paso 5).

Se debe utilizar la ecuación (6.56) para estimar la DBO soluble del efluente de la balsa facultativa. Se supone un valor de potencia de 0,001 CV/m³ (que debe comprobarse en el paso 7). Bajo estas circunstancias, tal como se indica en la sección 5.11, puede esperarse una concentración de $X_{v,a}$ de 30 a 40 mg/l de sólidos volátiles en suspensión. Se toma un valor conservador de 40 mg/l.

La ecuación (6.56) lleva a:

$$S_{e,2} = \frac{1{,}2S_{e,1}}{1 + K_{22.6}t_2} = \frac{1{,}2S_{e,1}}{1 + k_{22.6}X_{v,a}t_2} = \frac{(1{,}2)(38{,}2)}{1 + (0{,}0114)(40)(10)}$$

$$= 8{,}2 \text{ mg/l}$$

Paso 5. Consumo de oxígeno para la aireación; kg O_2/d:

$$\text{kg } O_2/\text{d} = 1{,}5\,(S_{e,1} - S_{e,2})\,Q_o =$$

$$= (1{,}5)(38{,}2 - 8{,}2)(86400) \times 10^{-3} = 388 \text{ kg } O_2/\text{d} = 162 \text{ kg } O_2/\text{h}$$

Paso 6. Potencia consumida en la aireación, ecuación (4.63):

$$\text{CV} = \frac{\text{kg O}_2/\text{h}}{(\text{RT})_{\text{real}}} = \frac{162 \text{ kg O}_2/\text{h}}{0{,}8 \text{ kg O}_2 (\text{CV} \times \text{h})} = 202{,}5 \text{ CV}$$

Paso 7. Nivel de potencia, P_V, y número de aireadores.

$$P_V = \frac{202{,}5 \text{ CV}}{864000 \text{ m}^3} = 0{,}00023 \text{ CV/m}^3$$

Este valor es demasiado pequeño, por lo que debe adoptarse un nivel de potencia práctico mínimo de 0,001 CV/m^3. En este caso, la potencia real requerida es:

$$\text{CV} = 0{,}001 \times 864000 = 864 \text{ CV}$$

y el número de aireadores de 125 CV necesarios será:

$$\text{número} = 864/125 = 7 \text{ aireadores}$$

Paso 8. DBO_5 insoluble del efluente de la laguna facultativa. Nótese que no puede utilizarse la ecuación (6.46) para calcular la edad de los lodos, θ_c, en el caso de la laguna facultativa, ya que

$$X_{V,a} = 40 \text{ mg/l}$$

$$X_{V,o} = 132,4 \text{ mg/l} \qquad \text{(parte 1, paso 5)}$$

Por ello,

$$X_{V,a} - X_{V,o} < 0$$

La edad de los lodos en este caso se determina suponiendo que 40 mg/l de VSS se difunden a través de la laguna facultativa, mientras que 132,4 - 40 = 92,4 mg/l sedimentan en el fondo. De esta forma, la edad de los lodos para los 40 mg/l de VSS que salen con el efluente iguala el tiempo de residencia t de 10 d.

De la figura 6.17 para $\theta_c = 10$ d se obtiene:

$$\psi = 0{,}33$$

Por ello la DBO insoluble en el efluente de la laguna facultativa es

$$\psi X_{V,a} = (0{,}33)(40) = 13{,}2 \text{ mg/l}$$

$$DBO_5 \text{ total} = S_{e,2} + \psi X_{V,a} = 8{,}2 + 13{,}2 = 21{,}4 \text{ mg/l}$$

Este valor es inferior al máximo especificado de 25 mg/l por lo que el diseño resulta satisfactorio.

Estos cálculos deben repetirse con otros valores para los tiempos de residencia t_1 y t_2 para lograr una optimización económica. Los costes principales que deben tomarse en cuenta en este balance económico son los de inmovilizado y los de operación para los aireadores y para el valor del terreno. El diseño óptimo será el que conduzca a un coste mínimo total.

6. BALSAS DE ESTABILIZACIÓN DE AGUAS RESIDUALES

6.1 Introducción

La diferencia básica entre el proceso de tratamiento de aguas residuales descrito en esta sección y los estudios anteriores es que en las balsas de estabilización no se utiliza equipo de aireación. El oxígeno necesario en las balsas se obtiene de la superficie natural de aireación y de las algas que producen oxígeno por fotosíntesis. El oxígeno liberado por las algas por la fotosíntesis se utiliza por las bacterias para la degradación aerobia de la materia orgánica. Los productos de esta degradación (CO_2, amoniaco, fosfatos) son utilizados de nuevo por las algas. Esta relación simbiótica cíclica entre algas y bacterias se presenta esquemáticamente en la figura 6.18.

El mecanismo representado en la figura 6.18 explica las variaciones diurnas del nivel de oxígeno disuelto y del pH que se presenta en las balsas de estabilización de aguas residuales. Durante el día, en presencia de la luz solar, se produce la fotosíntesis y la obtención de oxígeno como consecuencia de ello. Aunque parte del oxígeno producido en la fotosíntesis se utiliza en la respiración, durante el día se puede estar en situación de obtener una cantidad adicional importante de oxígeno que haga que los valores del OD excedan a los de saturación. Durante la noche no hay producción de oxígeno aunque algas y bacterias lo utilizan, lo que da lugar a una disminución del OD. Asimismo durante la noche la liberación de dióxido de carbono hace disminuir el pH. Durante el día el amoníaco resultante de la degradación de los compuestos orgánicos nitrogenados contribuye al aumento del pH. En consecuencia las balsas de estabilización de aguas residuales pueden ser ácidas durante la noche y básicas durante el día. Las variaciones extremas en los valores del pH pueden llevar a unas condiciones adversas para las algas y los microorganismos.

Las balsas de estabilización de aguas residuales son factibles cuando se dispone de grandes superficies de terreno a bajo coste y cuando la calidad exigida al efluente no es muy estricta. Si la DBO del afluente es alta, la demanda de oxígeno es superior a la que se puede cubrir mediante fotosíntesis y aireación superficial natural. Bajo estas circunstancias la concentración de OD en el agua residual cae bruscamente hasta un nivel muy bajo prevaleciendo la degradación anaerobia. Los productos finales de la degradación anaerobia de la materia carbonosa son $CH_4 + H_2O$, en contraste con $CO_2 + H_2O$ de la degradación

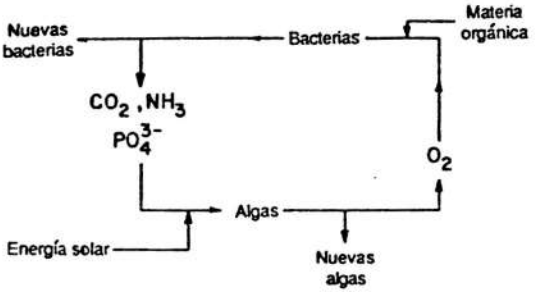


Fig. 6.18. Relación simbiótica cíclica entre algas y bacterias.

aerobia. Las ecuaciones químicas correspondientes a la degradación anaerobia se estudian en la sección 9.1.

Las balsas en las que las capas superiores son aerobia y las inferiores anaerobias se denominan balsas facultativas. La mayoría de las balsas de estabilización corresponden a esta categoría.

Siempre que la carga orgánica sea muy elevada, la demanda de oxígeno puede ser tal que la operación de la balsa resulta anaerobia. Cuando operan varias balsas en serie, la primera, que recibe la descarga bruta de las aguas residuales, es anaerobia y la segunda, que recibe aguas residuales parcialmente estabilizadas en la primera, puede ser una balsa facultativa. La última, que recibe la descarga de la balsa precedente con un valor de la DBO relativamente bajo, puede funcionar como balsa aerobia. La expresión *balsa de afinado* se aplica a la última balsa de la serie, en la que el efluente se acondiciona a un valor deseado de la DBO relativamente bajo.

Debido a los tiempos de retención elevados, normalmente alrededor de dos meses, la disminución de la concentración de compuestos orgánicos refractarios que no puede conseguirse mediante lodos activos o lagunas aireadas puede lograrse en balsas de estabilización. De esta forma, una disposición adecuada podría ser balsas de estabilización a continuación de un proceso de lodos activos (o de una laguna aireada) para completar la degradación.

6.2. Cinética del consumo de DBO en las balsas de estabilización

Normalmente se emplea para estudiar las balsas de estabilización un modelo ideal análogo al utilizado en las lagunas aireadas. En este modelo, se supone que la balsa se comporta como una RFCTA. La concentración de MLVSS no es un parámetro relevante de las balsas de estabilización, y por ello el término $X_{v,a}$ no aparece en el desarrollo matemático. La ecuación (5.20) vuelve a escribirse en la forma que sigue:

$$(S_o - S_e)/t = KS_e \tag{6.69}$$

en la que $K = kX_{v,a}$ y $t = t_h$.

La ecuación (6.69) indica que la representación de $(S_o - S_e)/t$ en función de S_e conduce a una línea recta y a que el valor de K se determine a partir de la pendiente. En las figuras 6.24 y 6.25 se representan gráficas de este tipo.

6.3. Simulación en el laboratorio de las balsas de estabilización

A escala semi-piloto o piloto se han empleado modelos de balsas de estabilización en continuo o discontinuo. En la figura 6.19 se representan dos de estos modelos, recomendados por Eckenfelder y Ford [7].

Con los datos obtenidos en estos modelos, se trazan las gráficas del tipo de las que se presentan en las figuras 6.24 y 6.25 de las cuales pueden deducirse los valores de K.

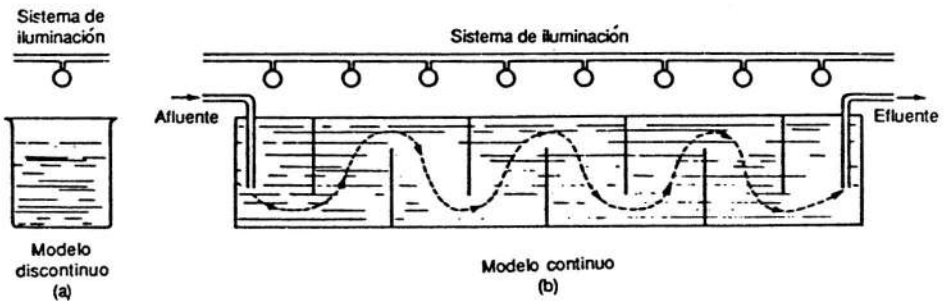


Fig. 6.19. Modelos de laboratorio de balsas de estabilización de aguas residuales.

6.4. Formulación matemática de varias balsas de estabilización en serie

Se comienza por considerar una balsa única que se supone se comporta como un RFCTA. En este caso, la cinética de la disminución de la DBO viene descrita por la ecuación (6.49), de la que despejando t se obtiene:

$$t = \frac{1}{K}\left[\left(\frac{S_o}{S_e}\right) - 1\right] \tag{6.70}$$

Considérese ahora el caso de dos balsas de estabilización en serie que, análogamente, se comportan como reactores RFCTA (fig. 6.20).

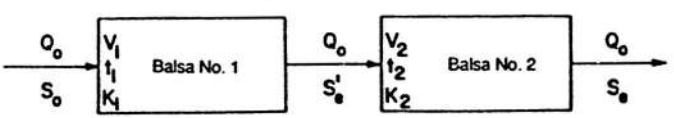


Fig. 6.20. Diagrama de dos balsas de estabilización en serie.

La cinética de la disminución de la DBO en un sistema de varios reactores se discutió en el capítulo 5, sección 12.4 (véase la figura 5.38). La ecuación (5.236) se escribe para el caso de la figura 6.20 en la forma:

$$S_e/S_o = \frac{1}{(1 + K_1 t_1)(1 + K_2 t_2)} \tag{6.71}$$

Se demostró en el capítulo 5, sección 12.4, que el esquema óptimo en lo que a eficacia en la disminución de la DBO se refiere corresponde a volúmenes iguales para las dos balsas de la serie (esto es, $V_1 = V_2 = V$), lo que significa tiempos de residencia iguales (o lo que es lo mismo $t_1 = t_2 = t$). La suposición adicional de un valor medio de K (o sea, $K_1 = K_2 = K$) conduce a la ecuación (5.243) que escrita para el caso de la figura 6.20 queda de la forma:

$$S_e/S_o = 1/(1 + Kt)^2 \tag{6.72}$$

y la ecuación (5.244) para el tiempo de residencia t lleva a:

$$t = \frac{1}{K}\left[\left(\frac{S_o}{S_e}\right)^{1/2} - 1\right] \tag{6.73}$$

Análogamente para n balsas en serie, las ecuaciones (5.245) y (5.246) se escriben para el caso de la figura 6.20 como:

$$S_e/S_o = 1/(1 + Kt)^n \tag{6.74}$$

y

$$t = \frac{1}{K}\left[\left(\frac{S_o}{S_e}\right)^{1/n} - 1\right] \tag{6.75}$$

Recuérdese, del capítulo 5, sección 12.4, que la eficacia en la disminución de la DBO aumenta con el número de reactores RFCTA en serie y que para $n \to \infty$, la disminución de la DBO corresponde a la de un reactor de flujo pistón, esto es, se emplea la fórmula (5.232), que para el caso de la serie de n balsas [cuando $n \to \infty$] se escribe de la forma que sigue:

$$t = \frac{1}{K} \ln \frac{S_o}{S_e} \tag{6.76}$$

Siempre que el producto Kt sea mucho menor que la unidad puede escribirse una forma modificada de la ecuación (6.74). El exponencial e^{Kt} está dado por la serie de potencias de la ecuación (6.77):

$$e^{Kt} = 1 + Kt + (Kt)^2/2! + (Kt)^3/3! + \cdots \tag{6.77}$$

Si $Kt \ll 1$, puede escribirse como aproximación:

$$e^{Kt} = 1 + Kt \tag{6.78}$$

Sustituyendo en el denominador de la ecuación (6.74) $(1 + Kt)$ por el exponencial e^{Kt}, se llega a la ecuación

$$S_e/S_o = 1/e^{nKt} = e^{-nKt} \tag{6.79}$$

de la que:

$$S_o/S_e = e^{nKt} \tag{6.80}$$

o:

$$(S_o/S_e)^{1/n} = e^{Kt} \tag{6.81}$$

6.5. Efecto de la temperatura sobre la constante K de la velocidad de reacción

El efecto de la temperatura sobre la constante de la velocidad de reacción K puede estimarse a partir de la relación que recomiendan Eckenfelder y Ford [7], que es una forma modificada de la ecuación de Arrhenius, capítulo 2, sección 7.1.

$$K_t = K_{25}\theta^{t-25} \tag{6.82}$$

en la que K_t es la velocidad de reacción a t°C: K_{25} la velocidad de reacción a 25°C, t la temperatura (°C), y θ el coeficiente de temperatura (1,06 - 1,09).

6.6. Producción de oxígeno en las balsas aerobias

Las balsas de estabilización aerobia dependen de las algas para obtener el oxígeno necesario que satisfaga la demanda que representa la DBO. Debido a que este oxígeno se produce mediante fotosíntesis se necesita la luz solar. Esto restringe la profundidad de las balsas aerobias al margen comprendido entre 15-45 cm.

La cantidad de oxígeno que se produce por las algas puede estimarse mediante la ecuación de Oswald, [13].

$$\text{OP} = 0{,}25FI_L \tag{6.83}$$

en la que OP es la producción de oxígeno, kg O_2/(ha)(d), F el rendimiento de conversión de la luz (%) e I_L la radiación solar incidente sobre la superficie de la balsa, cal/(cm²)(d).« F se supone normalmente que tiene un valor de 4%. Así si $F = 4$ se tiene:

$$\text{OP} \approx I_L \tag{6.84}$$

* La energía incidente por unidad de superficie en cal/cm² se denomina «langley». Por ello I_L en la ecuación (6.83) viene expresada en langley/d.

I_L varía entre 100 y 300 cal/(cm^2)(d) durante el invierno y verano, respectivamente para una latitud de 30°. Esto significa que la carga máxima de DBO para operación aerobia en las balsas de estabilización varía entre 100 y 300 kg DBO_5/(ha)(d), aproximadamente. Debe recordarse aquí que solamente la zona visible del espectro suministra la energía lumínica utilizada en la fotosíntesis. El valor de I_L, ecuación (6.83), depende de varios factores tales como la localización geográfica (latitud), la estación del año, la elevación y las condiciones meteorológicas medias de la región (por ejemplo el porcentaje de días nublados, etc). En la referencia [4] se resume un procedimiento para la estimación de I_L. Este procedimiento supone la lectura de un valor preliminar de I_L tomado de los cuadros que se desarrollaron en función de la latitud (para el hemisferio septentrional) y el mes del año para cada valor de esa latitud. Este valor preliminar se corrige en función de la elevación, grado de luminosidad y porcentaje medio de tiempo en que el sol está por encima del horizonte, mediante ecuaciones y gráficos empíricos.

6.7. Profundidad de la penetración de oxígeno en las balsas de estabilización

La profundidad de la penetración del oxígeno en relación con la carga superficial ha sido establecida por Oswald [14], expresada como kg DBO_5/(ha)(d) (figura 6.21).* Cuanto mayor sea la carga menor será la profundidad de la penetración de oxígeno ya que la demanda de este elemento es superior. La figura 6.21 puede utilizarse como forma de estimar la profundidad a la cual prevalecen las condiciones aerobias. Esto se ilustra en el ejemplo 6.6. La curva de la figura 6.21 fue realizada para el otoño. Durante el invierno, tal como se indica en la figura, la profundidad aerobia será menor que para el otoño, mientras que para el verano esta profundidad será mayor.

6.8. Balsas facultativas: ecuaciones de Hermann y Gloyna

Las balsas facultativas constituyen el tipo más común de tratamiento de aguas residuales procedentes de comunidades pequeñas. Las profundidades de las balsas facultativas varían de 1 a 2,5 m.

Hermann y Gloyna [8] han desarrollado una ecuación empírica para calcular el tamaño de las balsas facultativas. Esta fórmula se basa en varias suposiciones y se dedujo a partir del análisis de los resultados obtenidos a escala semi-piloto, piloto y real. En el desarrollo de esta ecuación, se supuso que se disponía siempre de energía solar para la fotosíntesis para llegar a concentraciones de oxígeno por encima del nivel de saturación. Esta suposi-

* Dado que el factor de conversión de (lb)/(acre),a (kg)/(ha) es aproximadamente 1,1 se ha preferido, en orden a la simplicidad, mantener los valores de Oswald de la figura 6.21 aunque cambiando a unidades del sistema métrico, ya que el error que pueda cometerse es despreciable frente a la imprecisión del método de cálculo.

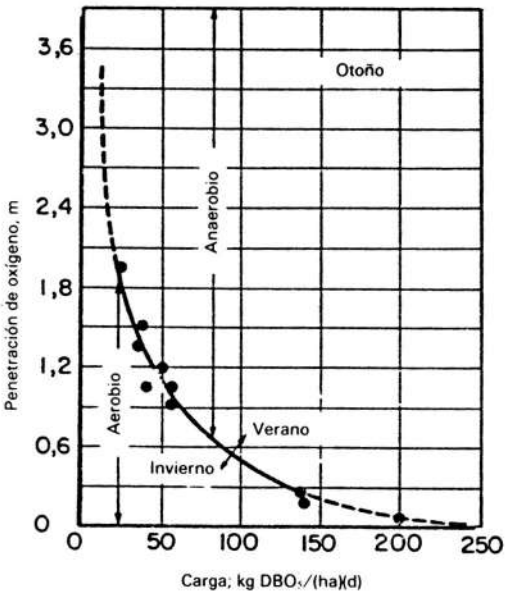


Fig. 6.21. Correlación para la penetración de oxígeno en las balsas de estabilización (adaptada de Oswald [14]). (Reproducida con la autorización de University of Texas Press.)

ción probablemente no es válida durante los meses de invierno en las regiones frías. La ecuación de Hermann y Gloyna es sólo aplicable a las aguas negras, obteniéndose una disminución de la DBO del 80 al 90%. Ha sido señalado que, en este caso, la temperatura óptima basada en un período de residencia mínimo era de 35°C. Para una temperatura de diseño T distinta de los 35°C citados, el tiempo de residencia t puede estimarse a partir de

$$t = (t)_{35\,^\circ C}\theta^{35-T} \tag{6.85}$$

en la que el valor recomendado para el coeficiente de temperatura θ es 1,085. Ya que $t = V/Q_o$, se tiene:

$$V = Q_o t = Q_o(t)_{35\,^\circ C}(1{,}085)^{35-T} \tag{6.86}$$

La ecuación (6,86) es solamente válida para valores de la DBO_5 del afluente de 200 mg/l. Para valores de la DBO_5 del afluente, S_o, diferentes de los 200 mg/l puede aplicarse un coeficiente de corrección, con lo que la ecuación (6.86) se convierte en:

$$V = Q_o(t)_{35\,^\circ C}(1{,}085)^{35-T}(S_o/200) \tag{6.87}$$

Haciendo $C = (t)_{35^\circ C}/200$, la ecuación (6.87) se convierte en:

$$V = CQ_oS_o(1{,}085)^{35-T} \tag{6.88}$$

La ecuación (6.88) es la de Hermann y Gloyna. Las unidades que deben utilizarse son:

V = volumen de la balsa; ha × m
Q_o = caudal del agua residual; m^3/d
S_o = DBO del afluente; mg/l. Para aguas residuales pretratadas se recomienda emplear la DBO_5 (valores bajos de la DBO); mientras que para aguas residuales sin tratar debe utilizarse la DBO_f.
T = temperatura; °C.

Los valores del coeficiente C varían de $6{,}44 \times 10^{-9}$ a $1{,}28 \times 10^{-8}$. Para localidades tropicales, donde las fluctuaciones de temperatura son pequeñas se recomienda el valor menor junto con profundidades de diseño de 1 m. Para localidades en que las fluctuaciones de temperatura sean mayores debe emplearse el valor superior de C junto con profundidades de diseño del orden de 1,8 m.

6.9. Diseño de las balsas facultativas basado en el modelo de reactor de flujo arbitrario

Otra solución al diseño de las balsas facultativas es la sugerida por Thirumurthi [16], quien señala el hecho de que las balsas facultativas están más cerca del flujo pistón que del modelo RFCTA. El empleo del modelo Wehner y Wilhelm, capítulo 5, sección 12,5,

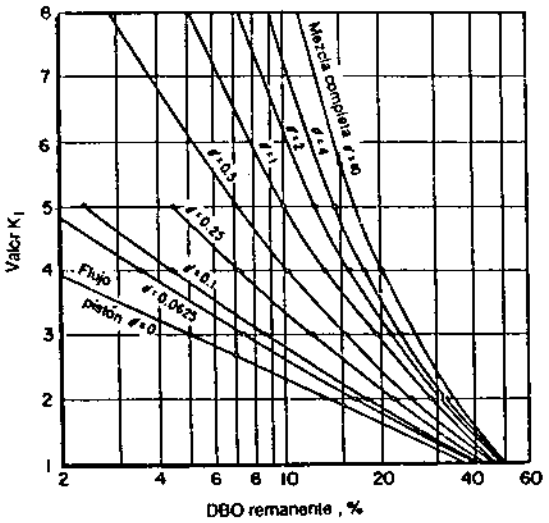


Fig. 6.22. Nomograma correspondiente a la ecuación (5.250).

ecuación (5.250), está recomendado por Thirumurthi. En la figura 6.22 se presenta un nomograma para hacer más simple el empleo de la ecuación (5.250).

La principal dificultad al utilizar el modelo de flujo arbitrario proviene del hecho de que se necesita el conocimiento de la constante de difusión d, así como de la constante cinética de velocidad K.

Los valores de d de las balsas facultativas están comprendidos normalmente en el intervalo de 0,1 a 1,0. De la figura 6.22, para un valor de diseño de la DBO remanente y un valor supuesto de d, puede leerse Kt. Ya que K puede determinarse o estimarse, se calcula el valor del tiempo t y de esta forma el volumen de la balsa, $V = Q_o t$.

6.10. Balsas anaerobias

La carga de las balsas anaerobias es tal que prevalecen estas condiciones en toda la masa del líquido. La carga orgánica varía entre 250 y 4000 kg DBO_5/(ha)(d). Los rendimientos en la disminución de la DBO varían entre 50 y 80%. Ya que este grado de la disminución de la DBO no es suficiente para su descarga en los medios receptores, las balsas anaerobias están normalmente seguidas de balsas facultativas y aerobias. La profundidad normal varía entre 2,5 y 4,5 m, e incluso se recomiendan profundidades mayores para proporcionar la retención de calor máxima, obteniendo además una economía adicional en función del valor del terreno.

6.11. Resumen de los criterios de diseño de las balsas de estabilización de aguas residuales

En el cuadro 6.3 se resumen los criterios de diseño.

CUADRO 6.3

Resumen de los criterios de diseño de las balsas de estabilización de aguas residuales.

Criterio	Balsa		
	Aerobia	Facultativa	Anaerobia
Profundidad, m	0,15-0,45	1,00-2,50	2,50-4,50
Tiempo de residencia, días	2-6	7-50	5-50
Carga			
kg DBO_5/ha-día	100-200	200-500	250-4000
% DBO eliminada	80-95	70-95	50-80
Concentración algas, mg/l	100	10-50	–

[a] Adaptado de Eckenfelder [6].

6.12. Cálculos de diseño de las balsas de estabilización

En el ejemplo 6.6 se presenta el diseño de las balsas de estabilización. El procedimiento de diseño es el recomendado por Eckenfelder y colaboradores, basado en el modelo RFCTA.

Ejemplo 6.6 Se considera la posibilidad de utilizar balsas de estabilización de aguas residuales para el tratamiento de residuos químicos orgánicos. El caudal total de diseño es 0,04 m³/s y se estiman temperaturas de la balsa de 15° y 30°C en invierno y verano respectivamente.

Se desea reducir la DQO del agua residual de 2000 a 400 mg/l empleando dos balsas anaerobias en serie con tiempos de residencia iguales, para, a continuación, disminuir la DQO del efluente de la segunda balsa anaerobia hasta 50 mg/l mediante una balsa aerobia. Se han realizado ensayos semi-piloto con el agua residual tanto para las condiciones de balsa aerobia como anaerobia y los datos de laboratorio obtenidos a 25° C son los que figuran en la siguiente tabla. Diséñese el sistema de tratamiento.

	S_o (mg/l DQO)	S_e(mg/l DQO)	Tiempo de residencia (días)
Balsa anaerobia			
Ensayo 1	2780	1000	40
Ensayo 2	2047	667	40
Ensayo 3	1380	400	40
Balsa aerobia			
Ensayo 4	700	49	40
Ensayo 5	400	28	40
Ensayo 6	300	21	40

Solución. Véanse las figuras 6.23, 6.24(a) y 6.24(b).

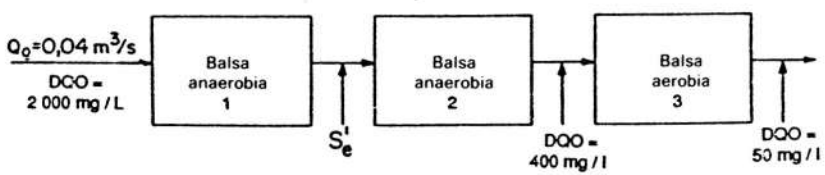


Fig. 6.23. Diagrama de bloques del ejemplo 6.6

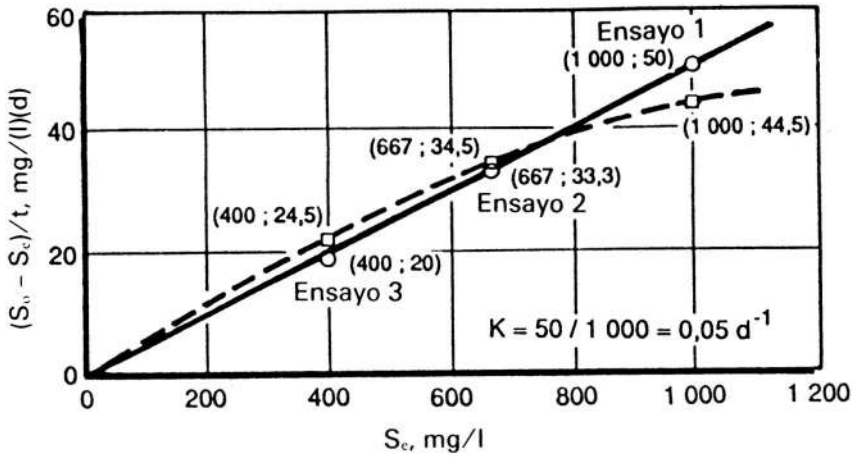


Fig. 6.24 (a). Determinación de K (balsas anaerobias) del ejemplo 6.6.

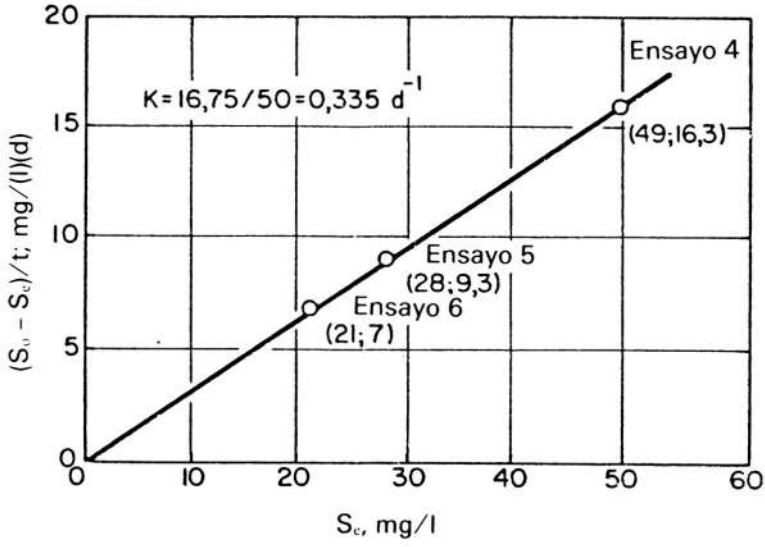


Fig. 6.24 (b). Determinación de K (balsa aerobia) del ejemplo 6.6.

Paso 1. Se obtiene la constante K a 25°C para las balsas anaerobia y aerobia a partir de los datos de laboratorio representando $(S_o - S_e)/t$ en función de S_e según la tabulación que sigue.

	S_o (mg/l DQO)	S_e (mg/l DQO)	Tiempo de residencia (días)	$(S_o - S_e)/t$
Balsa anaerobia				
Ensayo 1	2780	1000	40	44,5
Ensayo 2	2047	667	40	34,5
Ensayo 3	1380	400	40	24,5
Balsa aerobia				
Ensayo 4	700	49	40	16,3
Ensayo 5	400	28	40	9,3
Ensayo 6	300	21	40	7,0

El análisis de la Figura 6.24(a), para las balsas anaerobias, muestra que $(S_o - S_e)/t$ en función de S_e *no es una relación lineal,* es decir que la suposición de una cinética de primer orden no es válida. La curva obtenida es característica del caso de una cinética de orden intermedio, esto es, entre orden cero y primer orden. [Véase cuadro 5.16, modelo n.° 1 y también la figura 5.31]. Esta curva está caracterizada por los dos parámetros q_{max} y K_s, que podrán ser determinados por la gráfica de Lineweaver-Burk (véase fig. 5.32). El cálculo de estos parámetros, se deja al lector como ejercicio, y constituiría la solución rigurosa del problema.

Sin embargo, como los cálculos de diseño de balsas de estabilización son aproximados, se trazó una línea recta para sustituir la curva. Esta línea recta pasa a través de los puntos (400; 20), (667; 33,3) y (1000; 50), y su pendiente es $K = 0{,}05\ d^{-1}$. Esta aproximación permite utilizar la ecuación (6.73), que está basada en la suposición de una cinética de primer orden.

En resumen:

$$K \text{ (balsa anaerobia)} = 0{,}05 \quad d^{-1} \text{ (figura 6.24 (a))}$$
$$K \quad \text{(balsa aerobia)} = 0{,}335\ d^{-1} \text{ (figura 6.24 (b))}$$

Paso 2. Se obtienen los valores de K a 15°C ya que las condiciones de invierno condicionan el diseño, ecuación (6.82).

Para las balsas anaerobias:

$$K_{15} = 0{,}05 \times 1{,}07^{(15\,-\,25)} = 0{,}0254\ d^{-1}$$

(en las condiciones de laboratorio, 25°C, K era igual a $0{,}05\ d^{-1}$).

Para la balsa aerobia:

$$K_{15} = 0{,}335 \times 1{,}07^{(15\,-\,25)} = 0{,}17\ d^{-1}$$

(en las condiciones de laboratorio a 25°C este valor era de $0{,}335\ d^{-1}$).

Paso 3. Cálculo de los tiempos de residencia.

Para las dos balsas anaerobias en serie, ecuación (6.73)

$$t = \frac{1}{K}\left[\left(\frac{S_o}{S_e}\right)^{1/2} - 1\right] = \frac{1}{0{,}0254}\left[\left(\frac{2000}{400}\right)^{1/2} - 1\right] = 48{,}7\ d \qquad \text{(cada balsa)}$$

Ya que para los dos balsas anaerobias del ejemplo 6.6, $K_1 = K_2 = K_{15} = 0{,}0254\ d^{-1}$ y $t_1 = t_2 = t = 48{,}7$ d, se deduce a partir de las ecuaciones (5.234) y (5.235):

$$S'_e/S_o = S_e/S'_e$$

$$\therefore S'_e = (S_o S_e)^{1/2} = (2000 \times 400)^{1/2} = 894 \quad \text{mg/l}$$

(DQO del efluente de la balsa anaerobia 1).

Para la balsa aerobia, ecuación (6.70)

$$t = \frac{1}{0{,}17}\left[\left(\frac{400}{50}\right) - 1\right] = 41{,}2 \text{ d}$$

Paso 4. Cálculo de la superficie de la balsa (hectáreas). Para las dos balsas anaerobias se supone una profundidad de 3,6 m. Ya que $t = V/Q_o = Ah/Q_o$ en la que t es el tiempo de residencia (d), V el volumen de la balsa (m^3), Q_o el caudal (m^3/d), A la superficie de la balsa (m^2) y h la profundidad de la misma (m), se deduce que $A = tQ_o/h$ o $A = 48{,}7$ d $\times$ $\times$ 3456 m^3/d/3,6 m = 4,68 ha por balsa.

En consecuencia, se diseñaron dos balsas de 4,68 ha y 3,6 de profundidad cada una. La carga superficial, kg DBO_5/(ha)(d), para cada una de las balsas anaerobias se calcula a continuación.

Balsa anaerobia 1:

$$\text{kg DQO/d} = 2000 \text{ mg/l} \times 10^{-6} \text{ kg/mg} \times 10^3 \text{ l/m}^3 \times 3456 \text{ m}^3\text{/d} = 6912 \text{ kg DQO/d}$$

Se supone que la relación $DBO_5/DQO \approx 0{,}7$. Por ello kg DBO_5/d = (0,7)(6912) = 4838 y kg DBO_5/(ha)(d) = 4838/(ha)(d) = 4838/4,68 = 1033 (carga superficial de la balsa anaerobia 1).

Balsa anaerobia 2:

$$\text{kg DQO/d} = 894 \times 10^{-3} \times 3456 = 3089$$

$$\text{kg } DBO_5\text{/d} = (0{,}7)(3089) = 2163$$

$$\text{kg } DBO_5\text{/(ha)(d)} = 2163/4{,}68 = 462$$

(carga superficial de la balsa anaerobia 2)

Los valores de la carga superficial de las balsas 1 y 2 están definitivamente en el intervalo de la operación anaerobia. En la figura 6.21 se indica que para estas cargas superficiales se tiene una profundidad cero en la penetración del oxígeno.

Para la balsa aerobia, el procedimiento de diseño es como sigue:

1. Se supone una profundidad de penetración del oxígeno, por ejemplo $h = 0{,}9$ m.
2. Conociendo el tiempo de residencia y el caudal, se calcula en primera aproximación la superficie de la balsa (ha): $A = tQ_o/h$.

3. Se calcula la carga superficial en kg DBO_5(ha)(d) basándose en el valor supuesto de h.

4. A partir de la figura 6.21 se determina la profundidad de penetración del oxígeno y se compara con el valor supuesto anteriormente. Para operación aerobia, la profundidad de penetración del oxígeno debe ser al menos igual a la profundidad supuesta. Si resulta necesario, se supone otro valor de h y se repiten las etapas 1 a 4.

5. Se comprueba la producción de oxígeno mediante las algas para asegurarse que resulta suficiente para satisfacer la carga superficial, ecuación (6.84).

Los cálculos son como siguen:

1. Se supone $h = 0{,}9$ m.
2. Se calcula A en ha.

$$A = 41{,}2 \text{ d} \times 3456 \text{ m}^3/\text{d}/0{,}9 \text{ m} = 15{,}82 \text{ ha}$$

3. Carga superficial. Se calcula primero la carga expresada como kg DQO/(ha)(d).

$$\text{kg DQO/d} = 400 \text{ mg/l} \times 10^{-6} \text{ kg/mg} \times 10^3 \text{ l/m}^3 \times 3456 \text{ m}^3/\text{d}$$
$$= 1382 \text{ kg DQO/d}$$

Por lo tanto:

$$\text{kg DQO/(ha)(d)} = 1382/15{,}82 = 87{,}4 \text{ kg DQO/(ha)(d)}$$

Suponiendo que $DBO_5/DQO \approx 0{,}7$, la carga superficial para la DBO_5 será:

$$\text{kg } DBO_5\text{/(ha)(d)} = 87{,}4 \times 0{,}7 = 61 \text{ kg } DBO_5\text{/(ha)(d)}$$

De la figura 6.21 para esta carga se deduce que $h = 0{,}9$ m. Por lo tanto la profundidad supuesta es adecuada y no resulta necesario hacer otro cálculo.

4. Comprobación de la producción de oxígeno mediante algas. De la ecuación (6.84) se deduce que la producción de oxígeno restringe las cargas máximas de 100 a 300 kg DBO_5/(ha)(d). Ya que la carga real es solamente de 61 kg DBO_5/(ha)(d), se dispone de un exceso de oxígeno sobre las necesidades de DBO_5.

7. FILTROS PERCOLADORES

7.1. Introducción

Todos los reactores biológicos aerobios descritos anteriormente suponen la presencia de un crecimiento biológico que se mantiene en suspensión dentro del reactor. Por esta razón se denominan *reactores de crecimiento biológico en suspensión.* Se ha desarrollado otro tipo de reactor en el que se utiliza algún tipo de soporte del crecimiento biológico, que se mantiene fijo en él. Estos reactores se denominan *reactores de crecimiento biológico asistido.*

Los filtros percoladores pertenecen a este tipo de reactores de crecimiento asistido. El filtro percolador es un relleno cubierto de limo biológico a través del cual se percola el agua residual. Normalmente el agua residual se distribuye en forma de pulverización uniforme sobre el lecho de relleno mediante un distribuidor rotativo del flujo. El agua residual

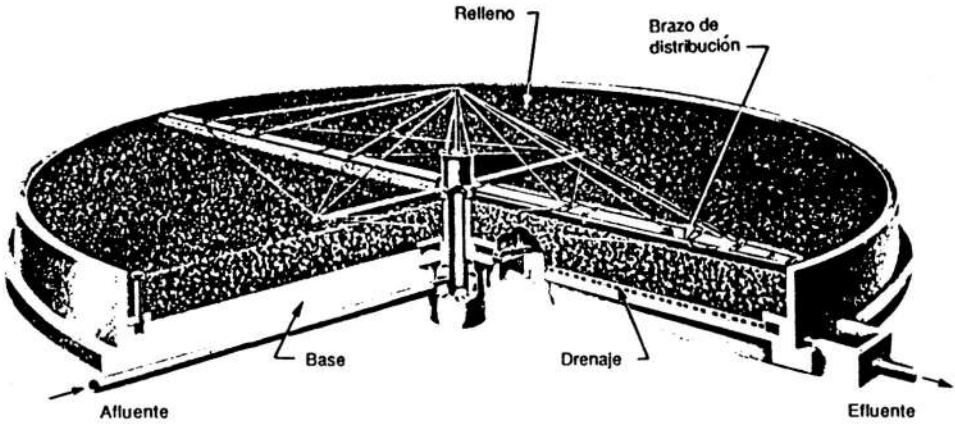


Figura 6.25. Diagrama de un filtro percolador típico. (Por cortesía de Dorr-Oliver Inc.)

percola en forma descendente a través del relleno y el efluente se recoge en el fondo. En la figura 6.25 se presenta un diagrama de la sección típica de un filtro percolador.

La capa del limo que se forma junto al relleno tiene un espesor total comprendido entre 0,1 y 2,0 mm está formado de una subcapa aerobia y de otra anaerobia, tal como se presenta en la figura 6.26.

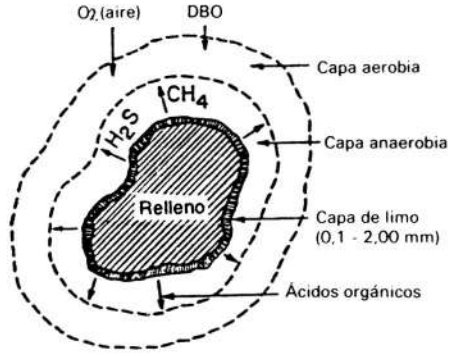


Fig. 6.26. Esquema de las subcapas aerobia y anaerobia de un filtro percolador.

El espesor de la subcapa aerobia es función del caudal de agua residual aplicado y de su DBO. Cuanto mayor sea la DBO del afluente menor será el espesor de la subcapa aerobia, ya que se presenta un consumo más rápido de oxígeno. Por otra parte, los caudales elevados favorecen el mantenimiento de una subcapa aerobia más espesa debido al oxígeno disuelto suministrado con el afluente pulverizado.

Para las cargas hidráulicas normalmente empleadas en los filtros percoladores, el caudal del agua residual a través del lecho del filtro se sitúa en la región laminar.

El proceso biológico aerobio que tiene lugar en la subcapa aerobia es típico (capítulo 5, sección 4.1.1, figura 5.7). El sustrato se oxida parcialmente para proporcionar la energía necesaria al proceso biológico. Otra parte del sustrato se utiliza para sintetizar nuevo material de constitución del limo.

En la subcapa anaerobia, la degradación tiene lugar con formación de ácidos orgánicos, CH_4 y H_2S (sección 9.1). En los filtros percoladores la materia orgánica y coloidal se separa mediante oxidación aerobia, biosorción, coagulación y descomposición anaerobia. En esencia, no existe disminución de la carga orgánica por filtración mecánica. El término «filtro percolador» resulta confuso a este respecto.

7.2. Espesor de la capa de limo

Normalmente, el espesor de la capa de limo está comprendido entre 0,1 y 2,0 mm. Existe un efecto perjudicial en la operación del filtro percolador si dicho espesor es superior a los 2,0 mm. Puede presentarse una obstrucción del relleno, perjudicando el flujo del agua residual y la transferencia de oxígeno a los microorganismos aerobios.

Las cargas hidráulicas de operación normal son bajas, 1 – 10 $m^3/m^2 \cdot h$, y no son suficientes para mantener la capa de limo limpia. De esta forma, la carga hidráulica no puede emplearse para controlar el espesor de la capa de limo. Este control se efectúa principalmente por las larvas y gusanos, que sobreviven en el limo acumulado.

Conforme la capa de limo aumenta de espesor, la materia orgánica del agua residual se metaboliza antes de que pueda alcanzar la capa de microorganismos asociada a la superficie de relleno. Estos microorganismos quedan sin alimentación suficiente y tienden a pasar a la fase de respiración endógena. La capa de limo en la fase endógena pierde su capacidad para unirse a la superficie del relleno y se pierde. Este fenómeno, denominado desprendimiento, es función de la carga orgánica e hidráulica del filtro.

7.3. Comparación entre los filtros percoladores y el proceso de lodos activos

Para rendimientos en la disminución de la DBO de aproximadamente el 60%, se ha encontrado que normalmente los filtros percoladores son más económicos que el proceso de lodos activos, en particular para caudales pequeños de aguas residuales. Para rendimientos superiores en la disminución de la DBO (90% o más) el proceso de lodos activos es más económico debido a que el coste del material del relleno podría resultar demasiado elevado. Estas consideraciones sugieren una posible operación en dos etapas: filtros percoladores seguidos por una planta de lodos activos, combinación que en algunos casos puede resultar ventajosa. Un ejemplo de un sistema de este tipo es el proceso del biofiltro activo, que se presenta en el diagrama de la figura 6.27.

Debido a que los organismos gubernativos están imponiendo normas de calidad del efluente cada vez más restrictivas, el hecho de que sea difícil para los filtros percoladores competir económicamente con las plantas de lodos activos en el intervalo de rendimientos elevados de la disminución de la DBO puede resultar un factor importante contra la utilización de los filtros percoladores en el tratamiento de las aguas residuales.

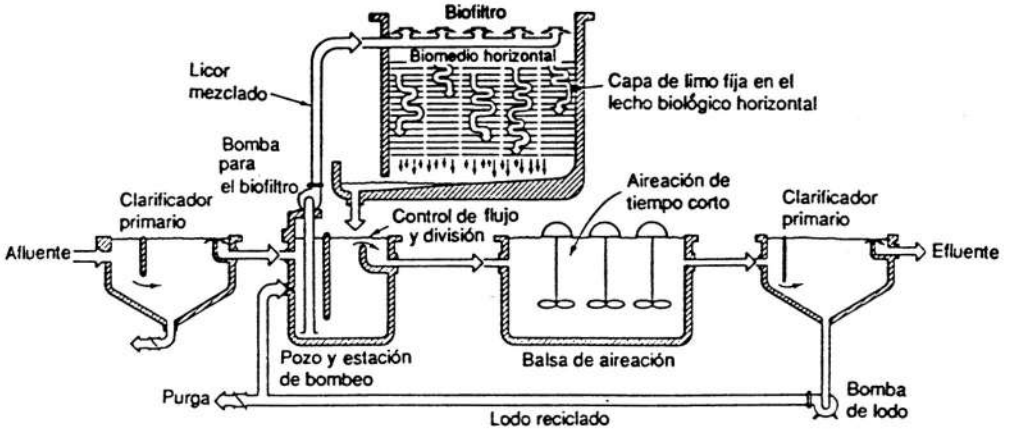


Fig. 6.27. Diagrama para el proceso del biofiltro activo. (Cortesía de Neptune Microfloc.)

Algunas de las ventajas de los filtros percoladores sobre el proceso de lodos activos son (1) no se necesita energía para la aireación, (2) operación sencilla, (3) respuesta lenta y recuperación más rápida de los cambios bruscos de la DBO y (4) son menos sensibles a la presencia de sustancias tóxicas en el afluente.

7.4. Disposición física de los filtros percoladores

Los filtros percoladores son lechos de 1 a 12 m de profundidad rellenos de materiales tales como roca, clinkers o materiales sintéticos (nombres comerciales: Surfpac, Flocor, Actifil). Estos rellenos de material plástico se encuentran en el mercado (Dow Chemical Co., Ethyl Corporation, B. F. Goodrich, Norton Co.) en formas diversas. El agua residual afluente percola a través del relleno poniéndose en contacto con la capa de limo biológico.

Las dos propiedades más importantes de los filtros percoladores son *la superficie específica* y el *porcentaje de huecos*. La superficie específica se define como los m^2 de superficie de relleno por m^3 de volumen total. Cuanto mayor sea la superficie específica mayor será la cantidad de limo biológico por unidad de volumen. Por otra parte, a mayor porcentaje de huecos se consiguen cargas hidráulicas superiores sin peligro de inundación.

Mientras que los lechos rellenos de roca, clinkers u otros materiales similares, no pueden sobrepasar profundidades de 1 a 2,5 m, los lechos de materiales sintéticos pueden soportar profundidades entre 6 y 12 m. El mayor porcentaje de huecos en los rellenos sintéticos facilita el flujo y reduce el peligro de inundación.

Para los rellenos comunes (roca, clinkers, etc.) las características normales son la siguientes: diámetro: 4 – 5 cm; área superficial específica: 80-110 m^2/m^3 de volumen global; % de huecos: 45-55 % y carga hidráulica máxima: $3{,}4 \times 10^{-4}$ $m^3/s \cdot m^2$.

Las ventajas de los rellenos sintéticos son: (1) que permiten profundidades del relleno hasta de 12 m; (2) que se puede llegar a cargas hidráulicas elevadas hasta $2{,}8 \times 10^{-3}$ $m^3/s \cdot m^2$ (3) tienen superficies específicas de hasta 220 m^2/m^3 de volumen total; (4) existe un riesgo menor de quedar obstruidos por las aguas residuales que arrastran cantidades importantes de sólidos en suspensión y (5) debido a su peso ligero requieren una estructura de soporte más barata.

Las desventajas de los rellenos sintéticos son: (1) su precio comparativamente elevado y y (2) que resultan inadecuados para obtener rendimientos en el tratamiento de las aguas residuales relativamente importante al compararlos con los que se consiguen con los rellenos normales.

7.5. Sistemas de filtración por percolación

En la figura 6.28 se presentan las disposiciones más comunes de sistemas de filtración por percolación. (*a*) *Sistema de filtro único*. Puede trabajar con o sin reciclado del efluente. El reciclado del efluente está indicado para obtener una calidad mayor. Si la DBO del afluente es mayor de 500 mg/l el reciclado resulta recomendable. Ya que los sistemas de crecimiento asistido retienen la biomasa dentro de los límites del sistema, se elimina la necesidad de reciclado de la misma, como en el caso de las plantas de lodos activos. (*b*) *Filtración doble alternativa*. El primer filtro es responsable de la mayor parte de la eliminación de la DBO, el segundo sirve para mejorar la calidad del efluente; en consecuencia la mayor parte del crecimiento de limo sucede en el primer filtro. El ciclo se invierte periódi-

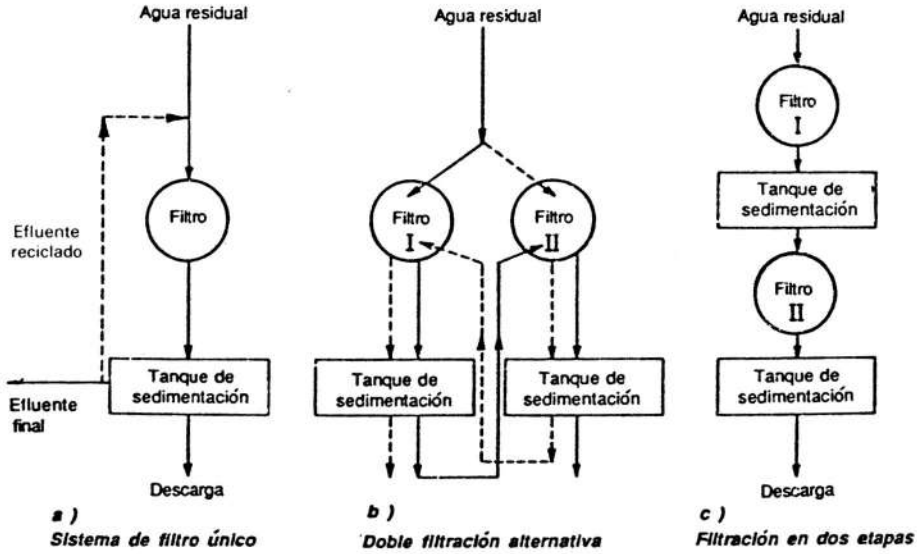
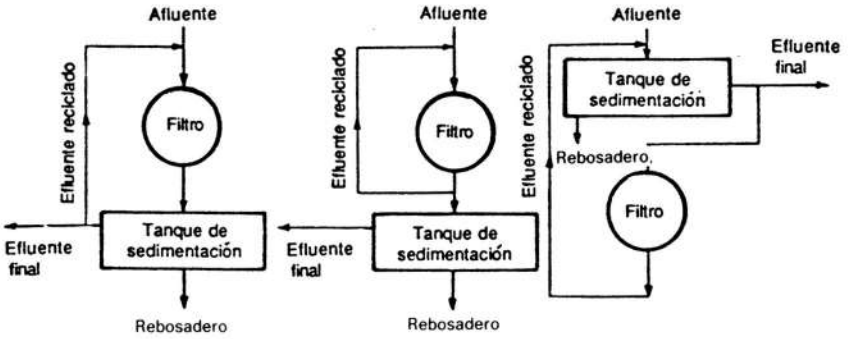
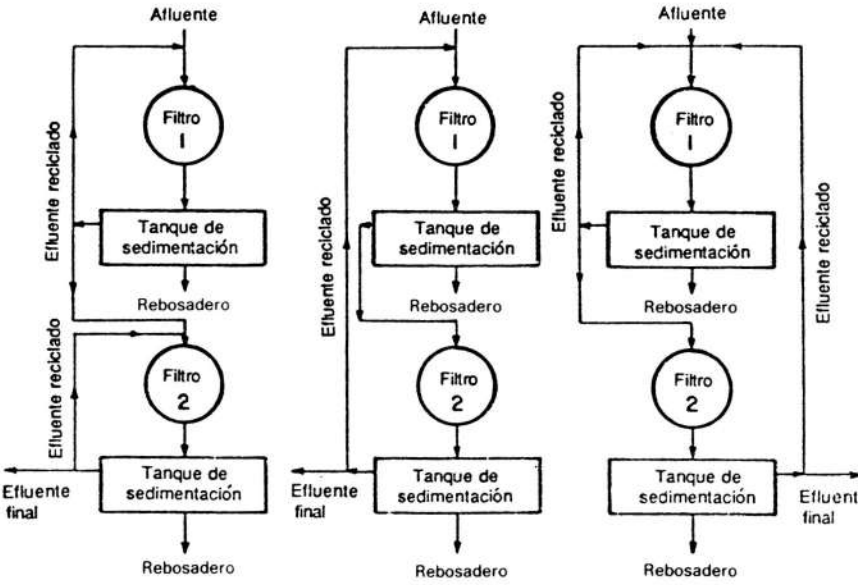


Fig. 6.28. Sistemas de filtración por percolación.



a) Sistema de percolación a través de un filtro único



b) Filtración en dos etapas

Figura 6.29. Algunos modelos de reciclado en filtros percoladores.

camente (diaria o semanalmente) tal como queda mostrado por la línea de puntos de la figura 6.28 (*b*). De esta forma el control del espesor de la capa de limo es fácil de conseguir, manteniendo un espesor uniforme de dicha capa de limo en las dos unidades. Por este sistema se obtiene una calidad del efluente superior con respecto a los filtros únicos. (*c*) *Filtración en dos etapas*. El primer filtro es grueso, relleno normalmente con material sintético que separa el 60-70 % de la DBO. El segundo filtro, en el cual el crecimiento de limo es considerablemente menor, actúa como sistema de mejora del efluente.

Con los sistemas de filtración por percolación con una o varias etapas son posibles muchas formas de reciclado. El reciclado puede enviarse directamente de nuevo al filtro o puede pasar a través de tanques de sedimentación. La figura 6.29 presenta unos cuantos modelos de reciclado utilizados en sistemas de filtración por percolación de una y dos etapas.

7.6. Pretratamiento en la filtración por percolación

En la filtración por percolación puede requerirse un pretratamiento similar al que se efectúa en el proceso de lodos activos. Puede resultar necesario ajustar el pH mediante neutralización hasta un valor óptimo entre 7 y 9, debido a que el exceso de alcalinidad o de acidez perturba el proceso biológico.

7.7. Fórmulas de diseño de los filtros percoladores

El propósito de las fórmulas de diseño es obtener una relación entre la disminución de la DBO, la profundidad del filtro, la carga hidráulica y las características del medio. La formulación que sigue es la desarrollada por Eckenfelder y colaboradores. Las dos suposiciones fundamentales aplicadas para este desarrollo son: (1) el filtro percolador se considera un reactor de flujo pistón y (2) la disminución de la DBO sigue la cinética de las reacciones de primer orden.

Estas suposiciones fueron las que se hicieron en el desarrollo del modelo del reactor de flujo pistón (capítulo 5, sección 12.2), que conducen a la ecuación (5.232).* Resulta conveniente, debido a las transformaciones que se hacen a continuación, que la ecuación (5.232) vuelva a escribirse con los símbolos K' y t en lugar de K y t_h y reagrupada como sigue:

$$S_e/S_o = e^{-K't} \tag{6.89}$$

Hagamos

$$K' = kX_V \tag{6.90}$$

en la que X_V es la biomasa activa en mg/l. La concentración de biomasa activa X_V es proporcional a la superficie específica del medio, esto es:

$$X_V = C'A_V \tag{6.91}$$

en la que C' es una constante de proporcionalidad y A_V es la superficie específica del medio (m^2/m^3). Asimismo, para el filtro percolador, Eckenfelder propuso que el tiempo de residencia venga dado por:

$$t = CD/L^n \tag{6.92}$$

* Para el caso específico de la filtración por percolación, el diagrama del reactor de flujo pistón debe volver a dibujarse verticalmente (figura 5.36) con el afluente entrando por la parte superior y el efluente abandonando el filtro por el fondo. Por otra parte, el desarrollo es enteramente igual al del capítulo 5, sección 12.2.

en la que D es la profundidad del filtro (m); L la carga hidráulica $m^3/(s)(m^2)$; C, n son constantes que son funciones del tipo y de la superficie específica del relleno del filtro. Por último, el parámetro C puede escribirse en la forma:

$$C = C'' A_V^m \tag{6.93}$$

en la que C'' y m son constantes. La sustitución de K' y t en la ecuación (6.89) por los valores dados en las ecuaciones (6.90) y (6.92) y la utilización de las ecuaciones (6.91) y (6.93) para X_V y C conduce a:

$$S_e/S_o = \exp(-kC'A_V C'' A_V^m D/L^n) = \exp(-kC'C''A_V^{m+1} D/L^n) \tag{6.94}$$

haciendo $kC'C''A_V^{m+1} = K$, la ecuación (6.94) se convierte en:

$$S_e/S_o = e^{-KD/L^n} \tag{6.95}$$

La ecuación (6.95) es el modelo de Eckenfelder [6] de los filtros percoladores. Relaciona el % de DBO remanente (S_e/S_o) con la profundidad del filtro (D) y la carga hidráulica (L). El parámetro K, para un relleno específico es función de la constante de velocidad k del sustrato. Esto lleva a la definición de K, esto es $K = kC'C''A_V^{m+1}$ en las ecuaciones (6.94) y (6.95). Por otra parte, el parámetro n depende solamente de las características del relleno.

El efecto de la temperatura puede considerarse en el valor del parámetro K. Eckenfelder propone una corrección de temperatura dada por una relación tipo Arrhenius:

$$K = K_{20}(1{,}035)^{T-20} \tag{6.96}$$

en la que T viene expresada en °C.

7.8. Aplicación del modelo matemático básico a los filtros percoladores con y sin reciclado

En la figura 6.30 se representan las corrientes involucradas en el funcionamiento de los filtros percoladores con y sin reciclado del efluente. El reciclado mejora el rendimiento en la disminución de la DBO y diluye la DBO del afluente hasta valores compatibles con el mantenimiento de las condiciones aerobias. Cuando no hay reciclado se aplica directamente la ecuación (6.95). En los filtros percoladores con reciclado, la DBO del afluente (S_F) se diluye hasta un valor S_o antes de entrar al filtro. La relación entre S_o, S_F, S_e y la relación de reciclado se obtiene mediante un balance de materia para la DBO [circuito (----) de la figura 6.30 (b)].

$$Q_F S_F + Q_R S_e = (Q_F + Q_R) S_o$$

$$\therefore S_o = (Q_F S_F + Q_R S_e)/(Q_F + Q_R)$$

Dividiendo numerador y denominador por Q_F y haciendo $Q_R/Q_F = r$ = relación de reciclado,

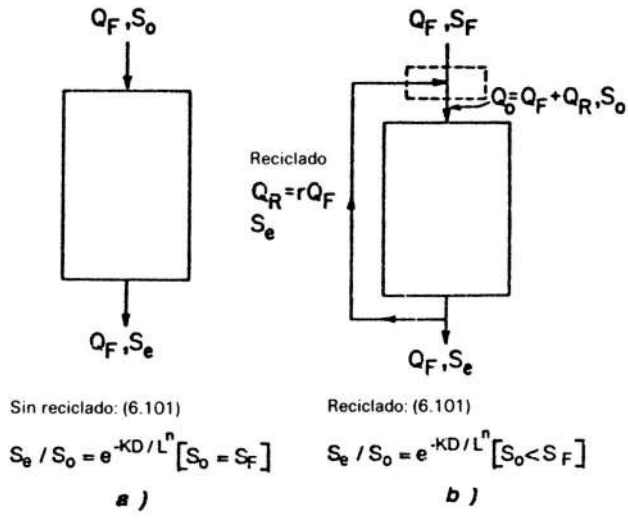


Fig. 6.30. Filtro percolador sin reciclado (a) y con reciclado (b).

$$S_o = (S_F + rS_e)/(1 + r) \tag{6.97}$$

Sustituyendo este valor en la ecuación (6.95):

$$S_e/[(S_F + rS_e)/(1 + r)] = e^{-KD/L^n} \tag{6.98}$$

Para simplificar se hace $KD/L^n = X$. Dividiendo numerador y denominador por S_F y despejando S_e/S_F:

$$S_e/S_F = e^{-X}/(1 + r - re^{-X}) \tag{6.99}$$

Balakrishnan [3], para aguas negras, ha desarrollado una relación empírica basada en la ecuación (6.99):

$$S_e/S_o = \exp(-0{,}003\, A_V^{0,644} S_e^{0,54} D/L^n) \tag{6.100}$$

7.9. Procedimiento de diseño de filtros percoladores cuando se dispone de datos de plantas piloto o semi-piloto

Se discutirán tres aspectos: (1) Un modelo de filtro percolador semi-piloto y el procedimiento para obtener datos de diseño a partir de este modelo, (2) el tratamiento de los datos obtenidos con objeto de determinar las constantes n y k de la ecuación (6.95) y (3) la aplicación de estos resultados para diseñar un filtro percolador a escala real. Se estudian ambos casos, con y sin reciclado. La solución que se da es la propuesta por Eckenfelder y Ford [7]. En el ejemplo 6.7 se presenta un problema numérico.

7.9.1. Modelo de filtro percolador semi-piloto

En la figura 6.31 se presenta un diagrama del modelo semi-piloto del filtro percolador desarrollado por Eckenfelder y colaboradores. El agua residual contenida en el recipiente de alimentación se bombea mediante una bomba peristáltica hasta una placa perforada de distribución del flujo. Allí se mezcla con la corriente de reciclado procedente del tanque de decantación.

Como etapa previa, es necesario generar un limo aclimatado sobre el relleno del filtro. Esta operación puede durar desde varios días hasta algunas semanas, dependiendo del tipo del agua residual. Se toman muestras periódicamente en el relleno y en el líquido y se llevan a cabo determinaciones de la DBO. Se registran los valores de equilibrio de la DBO. Pueden emplearse también unidades piloto.

El procedimiento para obtener los datos básicos es: (1) seleccionar tres o cuatro cargas hidráulicas, $m^3/(s)(m^2)$. Para profundidades de filtro ($D > 3$ m) con relleno plástico, se eligen caudales de $3{,}5 \times 10^{-4}$ a $2{,}8 \times 10^{-3} m^3/(s)(m^2)$. En la unidad piloto (ejemplo 6.7), se utilizan cargas hidráulicas de 7×10^{-4}, $1{,}4 \times 10^{-3}$, $2{,}1 \times 10^{-3}$ y $2{,}8 \times 10^{-3}$ $m^3/(s)(m^2)$ (cuadro 6.4). (2) Para cada caudal se muestrean por lo menos tres profundidades. Para el ejemplo 6.7 se han muestreado cuatro profundidades (1,5, 3, 4,5 y 6 m). Los análisis de las

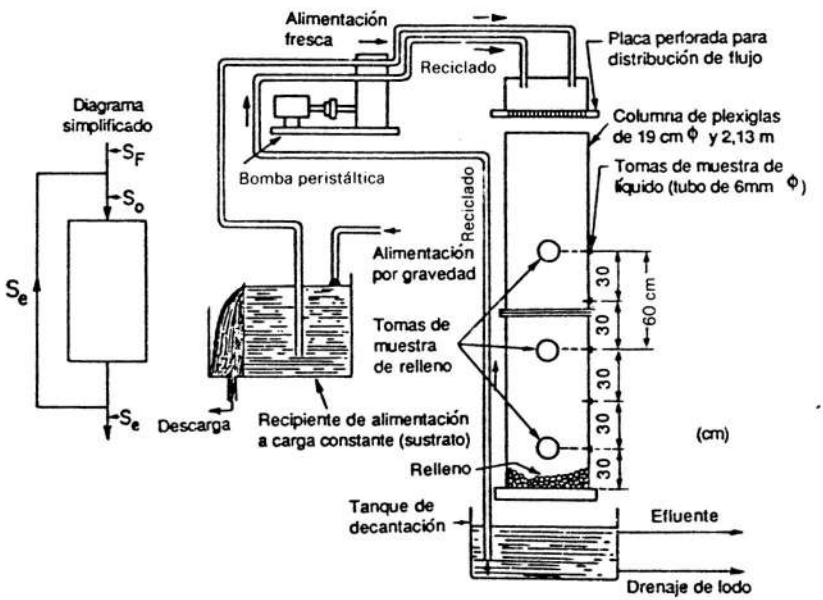


Fig. 6.31. Filtro percolador semipiloto.

CUADRO 6.4.

Datos del ejemplo 6.7[a] (a 20° C)

Profundidad, D (m)	$S_e/S_o \times 100$			
	$L = 1$	$L = 2$	$L = 3$	$L = 4$
1.5	57.5	67.5	73.0	76.0
3,0	33.5	46.0	53.0	57.0
4,5	19.5	31.0	38.7	43.0
6,0	11.3	21.0	28.2	32.8

[a] Valores de L en $m^3/(s)(m^2)$.

muestras se expresan normalmente en forma de % de la DBO remanente, esto es, $S_e/S_o \times 100$. Ya que en el ejemplo 6.7 se han tomado cuatro cargas hidráulicas (L) y cuatro profundidades de muestreo, los valores S_e/S_o forman una matriz 4×4 (cuadro 6.4). Los análisis pueden expresarse también como DQO o COT. Se llevan a cabo también determinaciones del pH, del nitrógeno Kjeldahl y de la temperatura del agua.

7.9.2. Tratamiento de los datos obtenidos con objeto de determinar las constantes n y K

Paso 1. En el papel semilogarítmico se representa el porcentaje de DBO remanente $(S_e/S_o) \times 100$ en función de la profundidad (D) para cada valor de la carga hidráulica (L). De la ecuación (6.95) se deduce que,

$$\ln(S_e/S_o) = -KD/L^n = -(K/L^n)D \tag{6.101}$$

Con ello se obtiene una familia de líneas rectas. El valor absoluto de sus pendientes corresponde a K/L^n. Para el ejemplo 6.7, esta representación se muestra en la figura 6.32, en la que las cuatro líneas corresponden a cuatro ensayos, $L = 7 \times 10^{-4}$, $1{,}4 \times 10^{-3}$, $2{,}1 \times 10^{-3}$ y $2{,}8 \times 10^{-3}$ $m^3/(s)(m^2)$.

Paso 2. En papel doble logarítmico se representan los valores absolutos de las pendientes para cada una de las líneas de paso 1 en función de L (cuadro 6.5 y figura 6.33). Debido a que:

$$|\text{pendiente}| = K/L^n \tag{6.102}$$

tenemos:

$$\log|\text{pendiente}| = \log K - n \log L \tag{6.103}$$

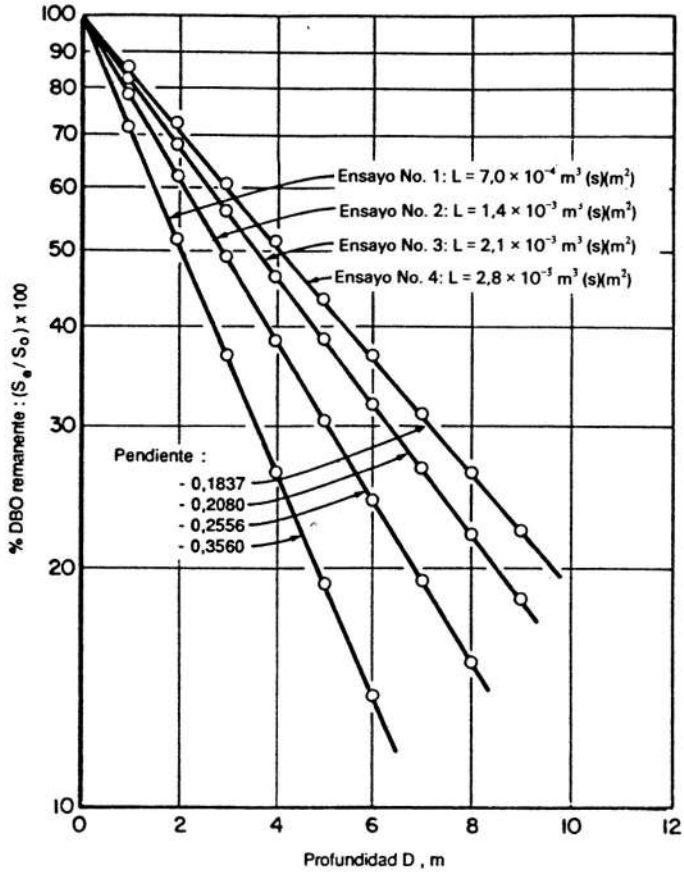


Fig. 6.32. Representación del % de DBO remanente en función de la profundidad.

CUADRO 6.5.

K/L^n en función de L

L $m^3/(s)(m^2)$	Valor absoluto de las pendientes,[a] K/L^n
7×10^{-4}	0,3560
$1,4 \times 10^{-3}$	0,2556
$2,1 \times 10^{-3}$	0,2080
$2,8 \times 10^{-3}$	0,1837

[a]De la Fig. 6.32.

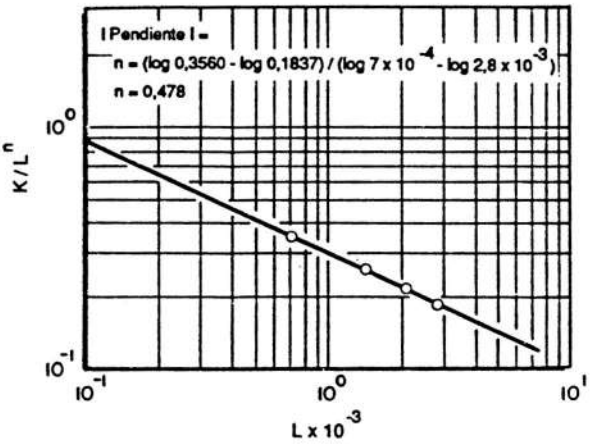


Fig. 6.33. Representación de K/L^n en función de L.

Se obtiene una línea recta en que cada punto corresponde a uno de los ensayos. La pendiente de dicha recta nos permite encontrar el valor de n de acuerdo con la ecuación (6.103). En la figura 6.33 se representa esta situación para el ejemplo 6.7 en la que se han utilizado cuatro puntos para la construcción de la recta.*

Paso 3. Se llevan a cabo los cálculos siguientes:

1. Se determinan los valores de L^n para cada ensayo utilizando el valor de n determinado en el paso 2 (cuadro 6.6).

CUADRO 6.6

Valores de $L^n = L^{0,478}$ en función de L

Ensayo n.º	L $m^3/(s)(m^2)$	$L^n = L^{0,478}$
1	$7 \cdot 10^{-4}$	0,0306
2	$1,4 \times 10^{-3}$	0,0426
3	$2,1 \times 10^{-3}$	0,0517
4	$2,8 \times 10^{-4}$	0,0599

2. Se calculan los valores de D/L^n para cada ensayo a cada profundidad. Para el ejemplo 6.7, esto conduce a una matriz 4×4 (cuadro 6.7).

* El valor de K puede estimarse a partir de la ordenada en el origen para un valor de abscisa $L = 7 \times 10^{-4}$ de la figura 6.33, equivalente a 0,356. Es preferible sin embargo determinarlo de la pendiente de la recta de la figura 6.34, tal como se describe en el paso 4.

CUADRO 6.7

Matriz de los valores de $D/L^n = D/L^{0,478}$

Profundidad, D (m)	$D/L^n = D/L^{0,478}$			
	$L = 7 \times 10^{-4}$	$L = 1,4 \times 10^{-3}$	$L = 2,1 \times 10^{-3}$	$L = 2,8 \times 10^{-3}$
1,5	49,8	35,8	29,5	25,7
3,0	99,6	71,5	58,9	51,4
4,5	149,4	107,3	88,4	77,0
6,0	199,3	143,1	117,9	102,7

CUADRO 6.8

$D/L^n = D/L^{0,478}$ en función de $(S_e/S_o) \times 100$

$D/L^n = D/L^{0,478}$	$(S_e/S_o) \times 100$
49,8	57,5
35,8	67,5
29,5	73,0
25,7	76,0
99,6	33,5
71,5	46,0
58,9	53,0
51,4	57,0
149,4	19,5
107,3	31,0
88,4	38,7
77,0	43,0
199,3	11,3
143,1	21,0
117,9	28,2
102,7	32,8

3. Se construye un cuadro de D/L^n en función de $(S_e/S_o) \times 100$ a la vista de lo presentado en los cuadros 6.4 y 6.7. En el cuadro 6.8 se muestran los valores obtenidos de esta confrontación, correspondientes al ejemplo 6.7. Los valores de D/L^n se leen en el cuadro 5.7 de izquierda a derecha y de arriba abajo y los valores correspondientes a $(S_e/S_o) \times 100$ se toman del cuadro 6.4 de la misma forma. En el cuadro 6.9 aparece un resumen de los valores calculados correspondiente al ejemplo 6.7.

CUADRO 6.9

Resumen de los valores calculados del ejemplo 6.7

D, profundidad (m)	L, $m^3/(s)(m^2)$	$L^{0.478}$	$D/L^{0.478}$	$S_e/S_o \times 100$
1,5	$7,0 \times 10^{-4}$	0,0306	49,8	57,5
3,0	$1,4 \times 10^{-3}$	0,0306	99,6	33,5
4,5	$2,1 \times 10^{-3}$	0,0306	149,4	19,5
6,0	$2,8 \times 10^{-3}$	0,0306	199,3	11,3
1,5	$7,0 \times 10^{-4}$	0,0426	35,8	67,5
3,0	$1,4 \times 10^{-3}$	0,0426	71,5	46,0
4,5	$2,1 \times 10^{-3}$	0,0426	107,3	31,0
6,0	$2,0 \times 10^{-3}$	0,0426	143,1	21,0
1,5	$7,0 \times 10^{-4}$	0,0517	29,5	73,0
3,0	$1,4 \times 10^{-3}$	0,0517	58,9	53,0
4,5	$2,1 \times 10^{-3}$	0,0517	88,4	35,7
6,0	$2,8 \times 10^{-3}$	0,0517	117,9	28,2
1,5	$7,0 \times 10^{-4}$	0,0594	25,7	76,0
3,0	$1,4 \times 10^{-3}$	0,0594	51,4	57,0
4,5	$2,1 \times 10^{-3}$	0,0594	77,0	43,0
6,0	$2,8 \times 10^{-3}$	0,0594	102,7	32,8

Paso 4. En papel semilogarítmico se representan los valores de $(S_e/S_o) \times 100$ en función de D/L^n (cuadro 6.8). De la ecuación (6.101) se obtiene:

$$\ln(S_e/S_o) = -K(D/L^n) \tag{6.104}$$

La pendiente de la recta así obtenida corresponde el valor de K. Para el ejemplo 6.7 esta representación se muestra en la figura 6.34. Ya que en este ejemplo hay una matriz 4×4, se utilizan 16 puntos para la construcción de esta línea. Por lo tanto, los valores de las constantes n y K para el modelo matemático han sido ya obtenidas.

7.9.3. Aplicación de los resultados al diseño de un filtro percolador a escala real

Caso 1. Filtro percolador sin reciclado [figura 6.30(a)].

El diseño se basa en la ecuación (6.95), obteniéndose los valores de K y n en la forma descrita en la sección 7.9.2.

Paso 1. Se calcula la carga hidráulica requerida L para una disminución específica de la

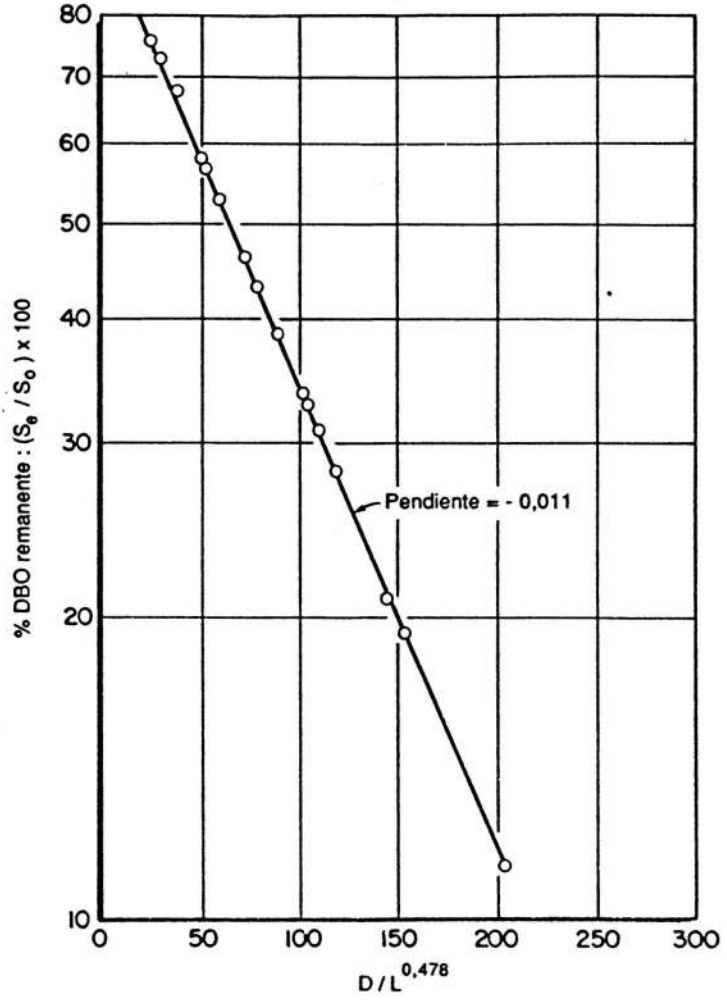


Fig. 6.34. Representación de $(S_e/S_o) \times 100$ en función de $D/L^{0,478}$.

DBO correspondiente a la relación S_e/S_o necesaria. Se supone un valor para la profundidad D y se resuelve la ecuación para hallar la carga hidráulica L, $m^3/(s)(m^2)$. Resolviendo la ecuación (6.95) para L se obtiene:

$$L = [-KD/\ln(S_e/S_o)]^{1/n} \tag{6.105}$$

De la ecuación (6.105) se puede obtener la carga hidráulica L en $m^3/(s)(m^2)$.

Paso 2. El área requerida de filtro A es:

$$A = Q_F/L = \frac{m^3/s}{m^3/(s)(m^2)} = m^2 \tag{6.106}$$

Paso 3. El diámetro del filtro viene dado por la ecuación:

$$d = (4A/\pi)^{1/2} = (A/0{,}785)^{1/2}\ m \tag{6.107}$$

Caso 2. Filtro percolador con reciclado [figura 6.30 (b)].

Paso 1. Se calcula S_o de la ecuación (6.97) para un valor específico de la relación de reciclado r.

Paso 2. Se resuelve la ecuación (6.95) para L, con lo que se obtiene una ecuación similar a la (6.105) a partir de la cual se calcula la carga hidráulica. Los pasos 1 y 2 pueden combinarse para resolver la ecuación (6.99) directamente con objeto de obtener L. El resultado final es:

$$L = \left(- KD \Big/ \ln \frac{(S_e/S_F)(1 + r)}{1 + r(S_e/S_F)} \right)^{1/n} \tag{6.108}$$

Paso 3. En consecuencia, el área requerida de filtro, A, es:

$$A = Q_o/L = Q_F(r + 1)/L \qquad m^2 \tag{6.109}$$

Paso 4. El diámetro del filtro se calcula a partir de la ecuación (6.107).

Ejemplo 6.7. Para un filtro percolador experimental que trata un agua residual industrial se obtienen los datos presentados en el cuadro 6.4 correspondientes al porcentaje de DBO remanente en función de la profundidad, a una temperatura de 20°C.

1. Determínense los valores de los parámetros n y K y escríbase la correlación de la DBO remanente a cada profundidad y carga hidráulica.
2. Calcúlese el diámetro del filtro percolador necesario para obtener una reducción de la DBO del 80% si el caudal del agua residual es de 0,088 m^3/s. Se cuenta con un filtro de 5 m de profundidad y una relación de reciclado de 1,0. Los cálculos se basan en una DBO del afluente de 300 mg/l.
3. Si no se emplea reciclado para el filtro diseñado en la parte 2, calcúlese el caudal máximo de agua permisible en m^3/s para alcanzar la reducción deseada de DBO del 80%.

Solución. *Parte 1.* Se sigue el procedimiento descrito en la sección 7.9.2.

Paso 1. Se hace una representación en papel semilogarítmico de $(S_e/S_o) \times 100$ en función de D para una serie de cuatro valores de L. Este gráfico se presenta en la figura 6.32.

Paso 2. En el cuadro 6.5 se presentan los valores absolutos de las pendientes leídas en la figura 6.32 en función de L. La figura 6.32 es una representación logarítmica de estos valores. De la figura 6.33 se obtiene $n = 0{,}478$.

Paso 3.

1. En el cuadro 6.6 se presentan los valores de $L^n = L^{0{,}478}$ para cada ensayo.
2. En el cuadro 6.7 se presenta una matriz de los valores de $D/L^n = D/L^{0{,}478}$ para cada ensayo a cada profundidad.
3. En el cuadro 6.8 se presentan los valores de $D/L^n = D/L^{0{,}478}$ en función de $(S_e/S_o) \times \times 100$.

En el cuadro 6.9 se da el resumen de los valores calculados.

Paso 4. En la figura 6.34 puede observarse la representación logarítmica de $(S_e/S_o) \times \times 100$ en función de $D/L^{0{,}478}$. De la pendiente de la línea recta de la figura 6.34 se obtiene $K = 0{,}011$. De la ecuación (6.95) para $n = 0{,}478$ y $K = 0{,}011$:

$$S_e/S_o = e^{-0{,}011\, D/L^{0{,}478}}$$

que es la correlación de la DBO remanente a cada profundidad y carga hidráulica.

Solución. *Parte 2.* Diámetro del filtro percolador.

Se sigue el procedimiento descrito en la sección 7.9.3 (caso 2).

Paso 1. Se calcula S_o, ecuación (6.97). De aquí:

$$S_e = (0{,}2)(300) = 60 \text{ mg/l}$$

$$S_o = 300 + (1{,}0)(60)/(1 + 1{,}0) = 180 \text{ mg/l}$$

Paso 2. Se calcula L, ecuación (6.105). De aquí:

$$S_e/S_o = 60/180 = 0{,}333$$

$$\ln 0{,}333 = -1{,}0986$$

y

$$K = 0{,}011 \qquad n = 0{,}478$$

Por lo tanto, ecuación (6.105)

$$L = [(-0{,}011 \times 6)/(-1{,}0986)]^{1/0{,}478} = 0{,}00278 \text{ m}^3/(\text{s})(\text{m}^2)$$

o

$$0{,}0028 \text{ m}^3/(\text{s})(\text{m}^2) \times 3600 \text{ s/h} \times 24 \text{ h/d} = 242 \text{ m}^3/(\text{d})(\text{m}^2)$$

Procedimiento de cálculo alternativo, ecuación (6.108). En este caso: $S_e/S_F = 60/300 = 0{,}2$; $K = 0{,}011$; $n = 0{,}478$; $D = 6$ m y $r = 1{,}0$. Por lo tanto:

$$\therefore L = \left[- \frac{-0{,}011 \times 6}{\ln\{[(0{,}2)(1 + 1{,}0)]/[1 + (1{,}0)(0{,}2)]\}} \right]^{1/0{,}478} = 0{,}02 \text{ m}^3/(\text{s})(\text{m}^2)$$

Paso 3. Se determina el área del filtro, ecuación (6.105). En este caso:

$$\text{Caudal: } 0{,}088 \text{ m}^3/\text{s} \times 86\,400 \text{ s/d} = 7\,603 \text{ m}^3/\text{d}$$

y

$$A = 7603\ (1{,}0 + 1)/242 = 62{,}8 \text{ m}^2$$

Paso 4. Se determina el diámetro del filtro, ecuación (6.107):

$$d = (62{,}8/0{,}785)^{1/2} = 8{,}94 \text{ m}$$

Solución. *Parte 3.* Sin reciclado

$$A = 62{,}8 \text{ m}^2$$
$$S_e/S_o = 0{,}2$$

Paso 1. Se calcula la carga hidráulica permisible, ecuación (6,105). En este caso:

$$S_o = S_F = 300 \text{ mg/l}$$

$$L = (-0{,}011 \times 6/\ln 0{,}2)^{1/0{,}478} = 0{,}00125 \text{ m}^3/(\text{s})(\text{m}^2)$$

o:

$$0{,}00125 \text{ m}^3/(\text{s})(\text{m}^2) \times 3600 \text{ s/h} \times 24 \text{ h/d} = 108 \text{ m}^3/(\text{d})(\text{m}^2)$$

Paso 2. Se determina el caudal máximo de agua residual, ecuación (6,106).

$$Q_x = AL = 62{,}8 \text{ m}^2 \times 108 \text{ m}^3/(\text{d})(\text{m}^2) = 6782 \text{ m}^3/\text{d}$$

o:

$$Q_x \approx 0{,}0785 \text{ m}^3/\text{s}$$

(era 0,088 m^3/s con $r = 1{,}0$).

7.10. Procedimiento de diseño cuando no se dispone de datos experimentales

Los datos experimentales necesarios para determinar los parámetros n y K por el procedimiento descrito en la sección 7.9.2., esto es, una red de datos como los presentados en

el cuadro 6.4, no son fácilmente obtenibles. Puede no resultar factible llevar a cabo el trabajo experimental tedioso necesario para obtener esta red de datos. Si este fuera el caso, el parámetro n se estima a partir de datos disponibles de diferentes tipos de relleno (n depende sólo de las características de relleno). El parámetro K se estima también a partir de datos disponibles de aguas residuales de diferentes fuentes. Eckenfelder [6] presenta una tabulación de valores para el filtro «Surfpac» ($n = 0{,}5$) para diferentes aguas residuales industriales.

7.11 Diseño de unidades de filtro percoladores en varias etapas

Como en el caso de los sistemas de varios RFCTA en serie, descrito en el capítulo 5, sección 12,4, es normal diseñar unidades de filtración por percolación en varias etapas en serie adoptando el mismo volumen V por etapa [$V = Dd$ = profundidad × diámetro]. Esto supone un procedimiento iterativo que se describe a continuación.

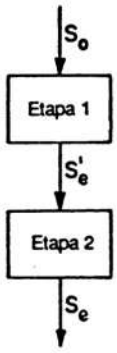


Fig. 6.35. Diagrama de un sistema de dos filtros percoladores en serie.

Supóngase el caso de una filtración en dos etapas tal como se presenta esquemáticamente en la figura 6,35. Sean ε_1, ε_2 y ε_T los rendimientos en la disminución de la DBO de la primera etapa, de la segunda y del sistema en su conjunto, respectivamente, esto es:

$$\varepsilon_1 = \frac{S_o - S'_e}{S_o} \times 100 \tag{6.110}$$

$$\varepsilon_2 = \frac{S'_e - S_e}{S'_e} \times 100 \tag{6.111}$$

$$\varepsilon_T = \frac{S_o - S_e}{S_o} \times 100 \tag{6.112}$$

Ya que los ε representan el porcentaje de disminución de la DBO y los valores $(1 - \varepsilon)$ son los porcentajes de la DBO remanente, puede escribirse el siguiente balance de rendimientos por cada unidad de DBO:

$$(1,0)\varepsilon_1 + (1,0)(1 - \varepsilon_1)\varepsilon_2 = (1,0)\varepsilon_T \tag{6.113}$$

en la que:

$(1,0)\varepsilon_1$ = disminución de la DBO en la primera etapa

$(1,0)(1 - \varepsilon_1)\varepsilon_2$ = disminución de la DBO en la segunda etapa

$(1,0)\varepsilon_T$ = disminución global de la DBO

A partir de la ecuación (6.113) se obtiene:

$$\varepsilon_2 = (\varepsilon_T - \varepsilon_1)/(1 - \varepsilon_1) \tag{6.114}$$

El procedimiento de diseño para un valor específico del rendimiento global ε_T es como sigue:

Paso 1. Se supone un valor de rendimiento ε_1 para la primera etapa, teniendo en cuenta que la mayor parte de la disminución global de la DBO se presenta en dicha primera etapa.

Paso 2. Del valor supuesto de ε_1, se calcula el rendimiento en la disminución de la DBO, ε_2, para la segunda etapa a partir de la ecuación (6.114).

Paso 3. Para estos valores de ε_1 y ε_2, se realiza el diseño de las etapas 1 y 2 mediante el procedimiento descrito en la sección 7.9.3.

Paso 4. Si no se obtienen volúmenes iguales para las dos etapas, se supone un nuevo valor de ε_1 y se repiten las etapas 1 a 4 hasta que se llega a una concordancia para los volúmenes de las dos etapas.

Este procedimiento puede ampliarse para sistemas con cualquier número de filtros en serie, con o sin reciclado. Como en el caso de los RFCTA en serie, aumentando el número de etapas aumenta el rendimiento global para un valor fijo del volumen total (capítulo 5, sección 12.2).

7.12. Proceso Biodrof

El proceso Biodrof es una modificación del sistema de filtros percoladores clásico. El equipo de base consiste en un lecho provisto de un material de relleno granular muy fino. Este material sintético, llamado biolita, está constituido por silico-aluminatos de hierro y óxidos de titanio. El diámetro de los granulos está entre 1,5 y 3 mm, y su superficie específica es de 1.500 m^2/m^3.

Durante la operación para consumo de la DBO soluble, el agua residual desciende a través del lecho, como en el caso de los filtros percoladores ordinarios. Sin embargo, en el

proceso Biodrof una corriente de aire es aspirada a través del lecho paralelamente al flujo de agua residual, por medio de un sistema de aspiración forzada. Un cultivo bacteriano, sujeto por la biolita, se desarrolla a medida que ocurre el consumo de la DBO por bio-oxidación.

En el caso de un filtro percolador clásico, los grandes intersticios en el relleno permiten a la masa biológica liberada periódicamente atravesar el filtro sin obstruirlo. (Véase sección 7.2. etapa de desprendimiento.) En el caso del filtro Biodrof esto no sucede porque los intersticios son muy pequeños. Como resultado ocurre una obstrucción del lecho, generalmente después de unos dos días de operación. Esto puede verificarse registrando la pérdida de carga de la corriente de aire aspirado a través del lecho.

Cuando esto ocurre la operación ordinaria del filtro se suspende, y se cambia a una operación de lavado similar al caso de filtros de arena en tratamiento de agua potable. Se bombea agua de lavado en dirección ascendente a través del lecho, y la biomasa es arrastrada, y separada posteriormente por sedimentación. Una parte del lodo sedimentado puede ser recirculada posteriormente en el lecho, para mantener un nivel suficiente de actividad bacteriana.

Evidentemente, una planta Biodrof debe estar provista de un conjunto de filtros, de tal modo que cuando un cierto número de éstos está en fase de operación consumiendo DBO, algunos otros están en fase de lavado a contracorriente.

El proceso Biodrof fue desarrollado por la Cia. Degrémont en 1980.

8. BIODISCOS (RBC)*

8.1. Introducción

Los biodiscos (RBC) son sistemas que fueron desarrollados para obtener el tratamiento biológico aerobio de las aguas residuales. En el caso de los RBC, la biomasa se presenta simultáneamente en la forma de crecimiento asistido (como en el caso de los filtros percoladores) y de crecimiento en suspensión (como en el caso de las unidades de lodos activos).

En la figura 6.36 se presenta un diagrama de una unidad típica de tres etapas.

Cada etapa está formada por una serie de discos no muy separados, normalmente fabricados de poliestireno o polietileno con diámetros comprendidos entre 3-4 m. Estos discos se mantienen paralelos entre sí y unidos a un eje horizontal que pasa a través de sus centros. Los ejes tienen longitudes de 7,5 m aproximadamente, pudiendo alojar de esta forma un gran número de discos.

* RBC corresponde a las siglas de la expresión inglesa «Rotating Biological Contactors», que traducido literalmente sería algo así como «Contactores biológicos rotativos». Independientemente de la fealdad de la expresión, se ha preferido utilizar «biodiscos» por ser la comúnmente aceptada en esta tecnología en castellano.

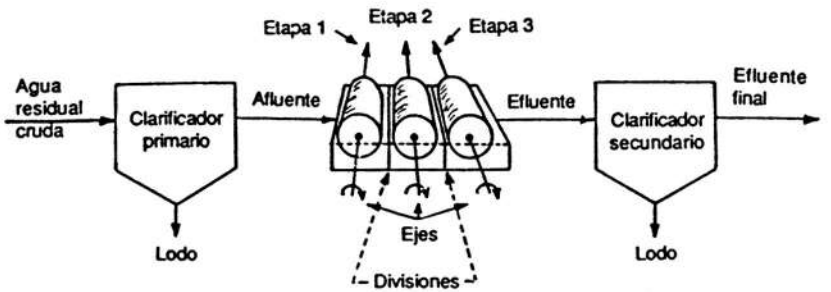


Fig. 6.36. Esquema de una unidad RBC típica.

Estas unidades se disponen en tanques divididos por paredes tal como se presenta en la figura 6.36. La alimentación de agua residual pasa a través de estos tanques en serie de forma tal que los ejes se mantienen ligeramente por encima de la superficie del líquido. Esto significa que la superficie de los discos está aproximadamente el 40% sumergida en todo momento. Los ejes giran continuamente a una velocidad comprendida entre 1 y 2 rpm. Se forma gradualmente un limo biológico de 1 a 3 mm de espesor que comienza a depositarse en las superficies de los discos. En la figura 6.37 se presenta en detalle la zona húmeda de los discos.

Si D_o es el diámetro del disco y D_i es el diámetro del área circular que nunca resulta sumergida, esto significa que la zona húmeda, parte de la cual está sumergida en cualquier momento, y otra parte de la misma está expuesta al aire, está formada por un anillo cuya superficie es igual a:

$$\text{Área del anillo} = \tfrac{1}{4}\pi(D_o^2 - D_i^2) \tag{6.115}$$

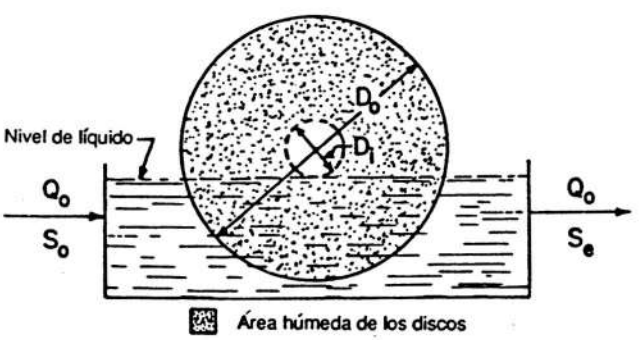


Fig. 6.37. Detalle de la zona húmeda de un biodisco.

Ya que el crecimiento biológico se desarrolla solamente en la zona humedecida, si d es la profundidad (o espesor) del limo formado, el volumen de limo en cada lado de un disco es:

$$\text{Volumen de limo} = \tfrac{1}{4}\pi(D_o^2 - D_i^2)d \quad \text{(por lado de disco)} \qquad (6.116)$$

Considerando que el limo crece a ambos lados de cada disco (el crecimiento es en dirección perpendicular al plano de la página en la figura 6.37) el volúmen de limo por disco será el doble del indicado en la ecuación (6.116). Suponiendo que N es el número de discos por etapa el volumen del limo formado es:

$$V_A = 2[\tfrac{1}{4}\pi(D_o^2 - D_i^2)d]N = \tfrac{1}{2}\pi(D_o^2 - D_i^2)Nd \qquad \text{(por etapa)} \quad (6.117)$$

Parte del crecimiento de limo se separa de los discos además del que se pierde por arrastre de materia sin vida, debido al mecanismo descrito para el caso de los filtros percoladores en la sección 7.2. Debido a que la acción rotativa de los discos provoca cierta turbulencia en el depósito de líquido, existirá en todo momento una concentración limitada de biomasa en suspensión. En consecuencia, la disminución de la DBO en los RBC se presenta simultáneamente mediante un mecanismo similar al del filtro percolador, por la presencia del limo formado junto al disco, así como también mediante un mecanismo análogo al de los lodos activos, por la presencia de la biomasa en suspensión.

Debido a que los tiempos de residencia hidráulicos son bajos, normalmente menos de una hora y con ello la concentración de biomasa en suspensión es relativamente pequeña, la mayoría de la DBO que se separa en los RBC se debe al mecanismo correspondiente al limo formado en los discos. En efecto, al desarrollar el modelo matemático de los RBC en la sección 8.2, la contribución de la biomasa en suspensión para la separación de la DBO será despreciable.

El efluente de la última etapa de los RBC fluye a un clarificador secundario tal como se muestra en la figura 6.36. Normalmente los sistemas de biodiscos se proyectan para un valor total de la DBO, del efluente de la última etapa del orden de 10 - 25 mg/l del cual la 1/3 parte es soluble y aproximadamente las 2/3 partes resultan insolubles.

Con mucha frecuencia los discos están formados de placas alternadas planas y corrugadas de poliestireno o polietileno. Esta disposición suministra un área superficial mayor que para el caso de discos con superficies planas únicamente. Para el caso de un juego de discos de 3,6 m de diámetro montado sobre un eje de 7,5 m puede lograrse un áea superficial total superior a los 9 000 m^2. Ya que esta superficie es muy grande, resultan adecuados períodos de residencia cortos, normalmente de menos de 1 h.

Algunas de las ventajas de los sistemas RBC sobre el proceso convencional de lodos activos son las siguientes:

1. Bajo consumo de energía y mantenimiento más sencillo.
2. Ya que es posible tener en cada etapa un cultivo biológico diferente se cuenta con un grado adicional de flexibilidad en el proceso. Puede conseguirse bastante nitrificación desarrollando cultivos de bacterias nitrificantes selectivas en las últimas etapas.

3. La biomasa presenta en general buenas características de sedimentación con lo que se disminuye el coste de la clarificación secundaria.
4. No se necesita reciclado de la biomasa.

Debe mencionarse una desventaja cual es la presencia de una pequeña película líquida de gran superficie sobre la zona húmeda de los discos expuesta al aire ambiente, lo que lleva al peligro de congelación en el caso de operación en climas fríos. En tales casos las unidades de tratamiento deben alojarse en un edificio cerrado lo que incrementa el coste del inmovilizado.

8.2. Procedimiento de diseño de los sistemas RBC [4]

El proceso de diseño se basa normalmente en curvas empíricas de carga suministradas por los fabricantes de los biodiscos. A partir de estas curvas puede estimarse la carga superficial, L, $m^3/(s)(m^2)$ para reducir una DBO dada en el afluente hasta el valor deseado de la DBO del efluente. El área superficial requerida para un caudal total de Q, m^3/s es por tanto:

$$A = \frac{Q_o}{L} = \frac{m^3/s}{m^3/(s)(m^2)} = m^2 \tag{6.118}$$

Kornegay [9] ha desarrollado un procedimiento de diseño racional que se describe a continuación. Considérese el biodisco presentado en la figura 6.37 y escríbase un balance de materia para el sustrato que entra y abandona el biodisco tal como sigue:

$$\begin{bmatrix}\text{Velocidad neta de cambio de sustrato en el reactor}\end{bmatrix} = \begin{bmatrix}\text{Velocidad a la que el sustrato entra al reactor (en el afluente)}\end{bmatrix} - \begin{bmatrix}\text{Velocidad a la que el sustrato deja el reactor (en el efluente)}\end{bmatrix} - \begin{bmatrix}\text{Velocidad a la que el sustrato es oxidado en el reactor}\end{bmatrix} \tag{6.119}$$

En condiciones de equilibrio la concentración del sustrato en el reactor permanece constante y por lo tanto el primer miembro de la ecuación (6.119) se hace igual a 0, esto es:

$$0 = \begin{bmatrix}\text{Velocidad a la que el sustrato entra al reactor (en el afluente)}\end{bmatrix} - \begin{bmatrix}\text{Velocidad a la que el sustrato deja el reactor (en el efluente)}\end{bmatrix} - \begin{bmatrix}\text{Velocidad a la que el sustrato se oxida en el reactor}\end{bmatrix} \tag{6.120}$$

Los dos primeros términos del segundo miembro de la ecuación (6.120) se refieren a la disminución neta de sustrato debido a la acción hidráulica solamente y se definen como sigue:

$$\begin{bmatrix}\text{Velocidad a la que el sustrato entra en reactor (en el afluente)}\end{bmatrix} = Q_o S_o \tag{6.121}$$

$$\begin{bmatrix}\text{Velocidad a la que el sustrato deja el reactor (en el efluente)}\end{bmatrix} = Q_o S_e \tag{6.122}$$

El miembro correspondiente a la velocidad de disminución del sustrato por oxidación mediante la utilización microbiana puede escribirse considerando tanto la velocidad de utilización de sustrato por unidad de volumen de limo formado en el disco como la de utilización de sustrato por unidad de volumen de limo en suspensión. Si estas velocidades se denominan respectivamente:

$$(dS/dt)_A \qquad \text{y} \qquad (dS/dt)_S$$

Se obtiene:

$$\begin{bmatrix}\text{Velocidad a la que el sustrato se oxida en el reactor}\end{bmatrix} = \left(\frac{dS}{dt}\right)_A V_A + \left(\frac{dS}{dt}\right)_S V_S \tag{6.123}$$

en las que V_A y V_S son el volumen de biomasa activa en el disco y el volumen de líquido en el reactor, respectivamente. Utilizando las ecuaciones (6.121), (6.122) y (6.123) y notando que $V_S = V$ = volumen de líquido en el reactor, la ecuación (6.120) se transforma en:

$$0 = Q_o S_o - Q_o S_e - \left(\frac{dS}{dt}\right)_A V_A - \left(\frac{dS}{dt}\right)_S V \tag{6.124}$$

Las velocidades de consumo de sustrato (dS/dt) pueden relacionarse con la velocidad de crecimiento de la biomasa, (dX/dt), de la ecuación (5.81) con lo cual puede escribirse:

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_g = Y\left(\frac{dS}{dt}\right) - k_d X_V \tag{6.125}$$

Si se desprecia el término endógeno

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_g = Y\left(\frac{dS}{dt}\right) \tag{6.126}$$

La ecuación (6.126) puede escribirse específicamente para las velocidades de crecimiento de la biomasa en el biodisco y en suspensión como sigue:

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{g,A} = Y_A\left(\frac{dS}{dt}\right)_A \tag{6.127}$$

y:

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{g,S} = Y_S\left(\frac{dS}{dt}\right)_S \tag{6.128}$$

en las que Y_A e Y_S son los coeficientes de producción para la biomasa formada en el biodisco y en suspensión, respectivamente. Las ecuaciones (6.127) y (6.128) pueden agruparse de la siguiente forma:

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{g,A}\Big/ Y_A = \left(\frac{dS}{dt}\right)_A \tag{6.129}$$

y:

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{g,S}\Big/ Y_S = \left(\frac{dS}{dt}\right)_S \tag{6.130}$$

Ahora, multiplicando los primeros miembros de las ecuaciones (6.129) y (6.130) por X_A/X_A y X_S/X_S, en la que X_A y X_S significan la biomasa activa por unidad de volumen de limo en el biodisco y de limo en suspensión, respectivamente, recordando la definición de velocidad de crecimiento específico de la biomasa, μ, esto es, recordando la ecuación (5.79) se obtiene:

De la ecuación (6.129):

$$\frac{\left[\left(\frac{dX}{dt}\right)_{g,A}\Big/ X_A\right]X_A}{Y_A} = \frac{\mu_A X_A}{Y_A} = \left(\frac{dS}{dt}\right)_A \tag{6.131}$$

y de la ecuación (6.130):

$$\frac{\left[\left(\frac{dX}{dt}\right)_{g,S}\Big/ X_S\right]X_S}{Y_S} = \frac{\mu_S X_S}{Y_S} = \left(\frac{dS}{dt}\right)_S \tag{6.132}$$

en las que μ_A y μ_S son las velocidades de crecimiento específicas de la biomasa en el biodisco y en suspensión, respectivamente.

Sustituyendo en la ecuación (6.124) los valores de $(dS/dt)_A$ y $(dS/dt)_S$ en las ecuaciones (6.131) y (6.132) se obtiene:

$$0 = Q_o S_o - Q_o S_e - \frac{\mu_A X_A}{Y_A} V_A - \frac{\mu_S X_S}{Y_S} V \tag{6.133}$$

El volumen de biomasa en el biodisco, V_a, está dado por la ecuación (6.117). La sustitución de este valor en la ecuación (6.133) conduce a:

$$0 = Q_o S_o - Q_o S_e - \frac{\mu_A}{Y_A} X_A \tfrac{1}{2}\pi(D_o^2 - D_i^2)Nd - \frac{\mu_S X_S}{Y_S} V \qquad (6.134)$$

La velocidad de crecimiento de la biomasa tanto adherida al biodisco como a la biomasa en suspensión puede suponerse que sigue la ecuación de Monod, ecuación (5.216). Bajo estas condiciones:

$$\mu_A = \mu_{max,A} \frac{S_e}{K_S + S_e} \qquad (6.135)$$

y:

$$\mu_S = \mu_{max,S} \frac{S_e}{K_S + S_e} \qquad (6.136)$$

Utilizando las ecuaciones (6.135) y (6.136), la ecuación (6.134) conduce a:

$$0 = Q_o S_o - Q_o S_e - \frac{\mu_{max,A}}{Y_A} \frac{S_e}{K_S + S_e} X_A \tfrac{1}{2}\pi(D_o^2 - D_i^2)Nd - \frac{\mu_{max,S}}{Y_S} \frac{S_e}{K_S + S_e} X_S V \qquad (6.137)$$

Como ya se señalaba en la sección 8.1, la mayoría de los RBC operan a tiempos de residencia hidráulicos bajos, normalmente de menos de una hora. En consecuencia la concentración de biomasa en suspensión se mantiene baja y la reducción de la DBO se debe a la presencia del crecimiento adherido al disco. Bajo estas circunstancias, el último término del segundo miembro de la ecuación (6.137) puede ser despreciado. En consecuencia, despreciando ese término y reagrupando la ecuación (6.137) se obtiene:

$$Q_o(S_o - S_e) = \frac{1}{2} \frac{\mu_{max,A}}{Y_A} X_A d\pi(D_o^2 - D_i^2)N \frac{S_e}{K_S + S_e} \qquad (6.138)$$

Si el parámetro P se define como:

$$P = \frac{\mu_{max,A}}{Y_A} X_A d \qquad (6.139)$$

puede escribirse la ecuación (6.138) en la forma:

$$Q_o(S_o - S_e) = \tfrac{1}{2} P\pi(D_o^2 - D_i^2)N[S_e/(K_S + S_e)] \quad \text{(Etapa única)} \qquad (6.140)$$

La ecuación (6.140) se aplica a una etapa de un sistema de biodiscos. Considérese ahora un sistema compuesto de una serie de biodiscos tal como se indica en la figura 6.38.

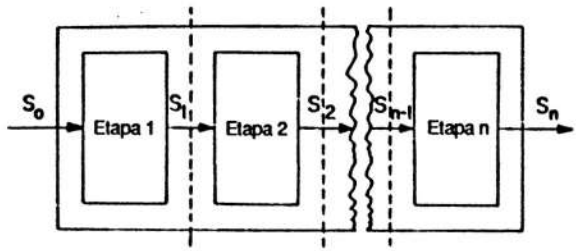


Fig. 6.38. Esquema de un sistema RBC de n etapas.

El segundo miembro de la ecuación (6.140) corresponde a la utilización del sustrato. Para un sistema de n etapas, la ecuación (6.140) se escribe de la siguiente forma:

$$Q_o(S_o - S_e) = \tfrac{1}{2}P\pi(D_o^2 - D_i^2)N \sum_{i=1}^{n} \frac{S_i}{K_S + S_i} \quad (n \text{ etapas}) \quad (6.141)$$

Los parámetros cinéticos P y K_S de las ecuaciones (6.140) y (6.141) pueden evaluarse a partir de unidades piloto o semi-piloto. Con objeto de llevar a cabo esta evaluación, la ecuación (6.140) y la ecuación (6.141) pueden reordenarse en forma lineal. Considérese la ecuación (6.140) y tómese su recíproco:

$$\frac{1}{Q_o(S_o - S_e)} = \frac{K_S + S_e}{\tfrac{1}{2}P\pi(D_o^2 - D_i^2)NS_e} \quad (6.142)$$

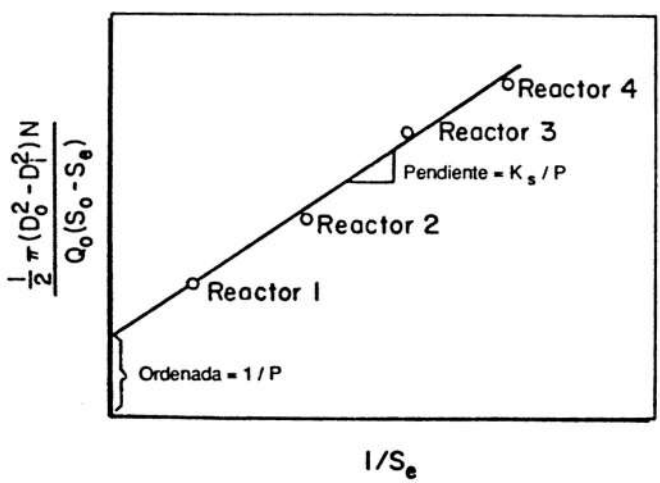


Fig. 6.39. Determinación de los parámetros P y K_s.

Reordenando la ecuación (6.142)

$$\frac{\frac{1}{2}\pi(D_o^2 - D_i^2)N}{Q_o(S_o - S_e)} = \frac{1}{P} + \frac{K_S}{PS_e} \tag{6.143}$$

Las unidades de laboratorio pueden operar hasta que se alcancen las condiciones de equilibrio. La ecuación (6.143) indica que la representación de $^1/_2\pi(D_o^2 - D_i^2)N/Q_o(S_o - S_e)$ en función de $1/S_e$ conduce a una línea recta de la que pueden obtenerse P y K_s a partir de la pendiente y de la ordenada en el origen. En la figura 6.39 se presenta una gráfica típica de esta situación.

En la ecuación (6.140) el término $^1/_2\pi(D_o^2 - D_i^2)N$ corresponde al área total húmeda del disco. Denótese esta zona por A. En ese caso la ecuación (6.140) puede escribirse como sigue:

$$Q_o(S_o - S_e) = PA\frac{S_e}{K_S + S_e} \qquad \text{(etapa única)} \tag{6.144}$$

El área húmeda requerida para alcanzar la reducción deseada de la DBO desde S_o a S_e es:

$$A = \frac{Q_o(S_o - S_e)}{P\left(\frac{S_e}{K_S + S_e}\right)} \qquad \textbf{(etapa única)} \tag{6.145}$$

La ecuación (6.141) puede aplicarse a una serie de etapas de biodiscos como la representada en la fig. 6.38. Para el caso de una unidad de dos etapas, suponiendo igual área humedecida A por etapa puede escribirse:

Para la etapa 1:
$$Q_o(S_o - S_1) = PA\frac{S_1}{K_S + S_1} \tag{6.146}$$

Para la etapa 2:
$$Q_o(S_1 - S_2) = PA\frac{S_2}{K_S + S_2} \tag{6.147}$$

La suma de las ecuaciones (6.146) y (6.147) conduce a:

$$Q_o(S_o - S_2) = PA\frac{S_1}{K_S + S_1} + PA\frac{S_2}{K_S + S_2} \tag{6.148}$$

El área A, para el caso de una unidad de dos etapas, requerida para alcanzar la reducción de DBO deseada de S_o a S_e puede calcularse por un procedimiento iterativo como sigue:

Paso 1. Se supone un valor de A (área por etapa). Para comenzar la iteración puede

suponerse un valor igual a la mitad del área A requerida para una unidad de etapa única con objeto de alcanzar la misma reducción de DBO; véase la ecuación (6.145).

Paso 2. Al resolver la ecuación (6.147) despejando S_1 se obtiene:

$$S_1 = \frac{PA}{Q_o}\left(\frac{S_2}{K_S + S_2}\right) + S_2 \tag{6.149}$$

Paso 3. Se sustituye el valor de S_1 en la ecuación (6.146), para la primera etapa, y se computa su área húmeda, esto es:

$$A = \frac{Q_o(S_o - S_1)}{PS_1/(K_S + S_1)} \tag{6.150}$$

Paso 4. Si esta área coincide con el valor supuesto en el paso 1, la suposición ha sido correcta. Si no es así se intenta de nuevo, comenzando por el paso 1 hasta que se alcance la convergencia.

Siguiendo este procedimiento puede encontrarse que el área total húmeda para una unidad de dos etapas, suponiendo igual volumen húmedo por etapa, es menor que el área de una unidad de etapa única empleada para la misma reducción de la DBO.

Este procedimiento de cálculo puede extenderse fácilmente a series de 3, 4, 5 ..., n biodiscos. Cuanto mayor sea el número de etapas menor será el área total húmeda requerida para una reducción específica de la DBO. Para una unidad de tres etapas, S_1 viene dado por la ecuación (6.149) y puede probarse que S_2 se calcula a partir de:

$$S_2 = \frac{PA}{Q_o}\left(\frac{S_3}{K_S + S_3}\right) + S_3 \tag{6.151}$$

En general, para n etapas:

$$S_{n-1} = \frac{PA}{Q_o}\left(\frac{S_n}{K_S + S_n}\right) + S_n \tag{6.152}$$



Fig. 6.40. Representación típica de la superficie total en función del número de etapas.

En la figura 6.40 se presenta una gráfica típica de la superficie total en función del número de etapas, indicando progresivamente valores menores para la superficie total conforme aumenta el número de etapas. Se recomienda al lector resuelva el problema XIV, que ilustra este procedimiento de cálculo para una etapa única y 2, 3 y 4 etapas.

9. TRATAMIENTO ANAEROBIO DE LAS AGUAS RESIDUALES

9.1. Introducción

El tratamiento anaerobio se utiliza tanto para las aguas residuales como para la digestión de los lodos. En esta sección se describe el tratamiento anaerobio de las aguas residuales. La digestión anaerobia de los lodos se estudió en el capítulo 7 (sección 2.3). Los productos finales de la degradación anaerobia son gases, principalmente metano (CH_4), dióxido de carbono (CO_2) y pequeñas cantidades de sulfuro de hidrógeno (H_2S), mercaptano (RSH) e hidrógeno (H_2). El proceso comprende dos etapas: (1) fermentación ácida y (2) fermentación metánica.

En la *etapa de fermentación ácida*, los compuestos orgánicos complejos del agua residual (proteínas, grasas e hidratos de carbono) se hidrolizan en primer lugar para producir unidades moleculares menores, las cuales a su vez son sometidas a biooxidación, convirtiéndose principalmente en ácidos orgánicos de cadena corta, tales como acético (CH_3—COOH), propiónico (CH_3CH_2COOH) y butílico (CH_3-CH_2-CH_2-COOH). Una población heterogénea de bacterias facultativas y anaerobias es responsable de estas reacciones de hidrólisis y oxidación. En la etapa de fermentación ácida no se produce una reducción importante de la DQO, ya que principalmente lo que ocurre es la conversión de las moléculas orgánicas complejas en ácidos orgánicos de cadena corta que ejercen también una demanda de oxígeno.

En la *etapa de fermentación metánica,* «microorganismos metanogénicos» que son estrictamente anaerobios, convierten los ácidos de cadenas más largas a metano, dióxido de carbono y ácidos orgánicos de cadenas más cortas. Las moléculas ácidas se rompen repetidamente dando lugar finalmente a ácido acético que se convierte en CO_2 y CH_4:

$$CH_3COOH \xrightarrow[\text{metanogénicas}]{\text{Bacterias}} CO_2 + CH_4$$

El grupo de bacterias facultativas y anaerobias responsable de la etapa de fermentación ácida tiene una velocidad de crecimiento más elevada que las bacterias metanogénicas responsables de la etapa de fermentación metánica. Como resultado, la etapa de fermentación ácida es relativamente rápida por lo que la etapa de fermentación metánica es la que controla la velocidad en los procesos anaerobios.

Ya que la fermentación metánica controla la velocidad del proceso, es importante mantener las condiciones de una fermentación metánica eficaz. El tiempo de residencia para

los microorganismos metánicos debe ser el adecuado o si no son eliminados del sistema. Los datos experimentales demuestran que el tiempo de residencia requerido varía desde 2 a 20 días. El nivel óptimo de pH va de 6,8 a 7,4.

Algunas de las ventajas del tratamiento anaerobio sobre el aerobio son las siguientes:

1. Ya que no se emplea equipo de aireación, se produce ahorro de coste de inmovilizado así como de consumo energético en el tratamiento anaerobio.
2. El coeficiente de producción de biomasa Y para los procesos anaerobios es mucho menor que para los sistemas aerobios. Esto significa que se produce menos biomasa por unidad de reducción de sustrato y en consecuencia se presentan ahorros considerables en los procesos de manejo y evacuación del exceso de lodo (purga). Esto significa también un menor requisito de nutrientes (nitrógeno y fósforo).
3. En los procesos anaerobios es posible operar a cargas orgánicas del afluente superiores que para el caso de los procesos aerobios. Este hecho resulta de la limitación de velocidad de la transferencia de oxígeno de los procesos aerobios.
4. La producción de metano en los procesos anaerobios es una ventaja debido a su valor como combustible. Una parte sustancial de la necesidad energética de los procesos anaerobios puede obtenerse de los gases emitidos.

Algunas de las desventajas del tratamiento anaerobio con respecto al aerobio son las siguientes:

1. Se necesitan mayores tiempos de residencia. En consecuencia, los costes de inversión en volumen de vasija son superiores en el tratamiento anaerobio.
2. Los malos olores asociados a los procesos anaerobios, debido principalmente a la producción de H_2S y mercaptanos, fundamentalmente en zonas urbanas.
3. Se necesitan mayores temperaturas para asegurar que los procesos anaerobios se producen a velocidades razonables. Normalmente, la temperatura de los procesos anaerobios está alrededor de los 35°C, lo que significa que puede necesitarse el precalentamiento de la alimentación o el calentamiento del reactor anaerobio. Sin embargo, este requisito energético puede no ser una desventaja seria, si una parte sustancial puede suministrarse a partir del gas metano producido.
4. La sedimentación de la biomasa anaerobia en el clarificador secundario es más difícil que la decantación de la biomasa en el proceso de lodos activos. Esto significa que los costes de inversión para la clarificación son superiores. Sin embargo, si el agua residual a tratar en el proceso anaerobio contiene una concentración elevada de sólidos en suspensión a los que pueda adherirse la biomasa, pueden conseguirse buenas condiciones de sedimentación en el clarificador secundario. Este es el caso de algunas aguas residuales industriales como las de las industrias de conservas de carne, mataderos, cerveza y conservas de pescado, a las que normalmente se aplica el tratamiento anaerobio.
5. La operación de las unidades anaerobias es más difícil que las aerobias, siendo el proceso más sensible a las cargas de choque.

9.2 Estudio cuantitativo de la degradación anaerobia de los residuos orgánicos

Andrews [2] ha llevado a cabo un estudio cuantitativo de la degradación anaerobia de las aguas residuales orgánicas, utilizando un reactor discontinuo. Los resultados se resumen en la fig. 6.41.

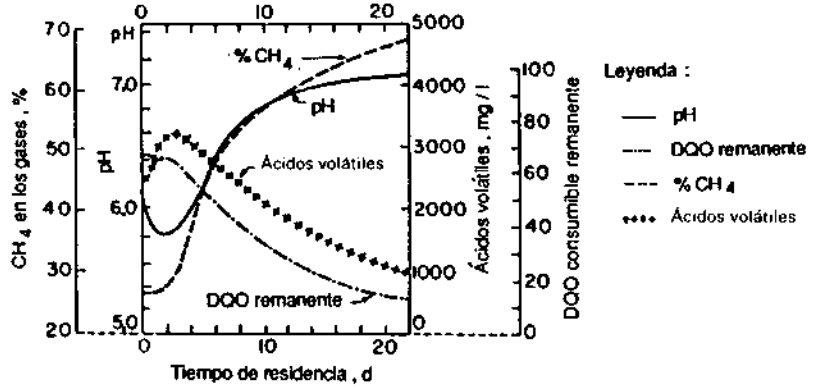


Fig. 6.41. Degradación anaerobia de un residuo orgánico [2]. (Datos obtenidos con un reactor discontinuo.)

Pueden hacerse las siguientes observaciones:

1. *pH.* Al comienzo de la degradación anaerobia (fermentación ácida) el pH desciende debido a la fermentación de ácidos orgánicos. Ya que en la última etapa (fermentación metánica) estos ácidos se rompen, el pH aumenta. El incremento comienza aproximadamente a los dos días, tal como se muestra en la fig. 6.41.
2. *DQO remanente.* Esta curva es relativamente plana durante los dos primeros días de la etapa de fermentación ácida, ya que durante ese periodo los compuestos orgánicos simplemente se convierten a su forma soluble, por ello no hay reducción de la DQO. La DQO cae rápidamente después de su etapa inicial.
3. *Producción de metano y ácidos volátiles.* Se presenta un aumento rápido en la producción de metano con un descenso correlativo en los ácidos volátiles y un aumento del pH después de los dos primeros días.

Para tiempos de residencia largos casi todos los ácidos volátiles se convierten a CH_4 y CO_2. Las fracciones volumétricas son aproximadamente 2/3 y 1/3 para el CH_4 y el CO_2. Debido a que no todos los sólidos volátiles son biodegradables, la curva de la DQO remanente alcanza una ordenada límite para valores elevados de los tiempos de residencia.

9.3. Proceso anaerobio de contacto

El principal proceso de tratamiento anaerobio de las aguas residuales es el llamado *proceso anaerobio de contacto*, que se representa esquemáticamente en la fig. 6.42. Corresponde a un tipo de proceso de *crecimiento en suspensión*. Los límites con *crecimiento «adherido»* para el tratamiento anaerobio de las aguas residuales, conocidos como *filtros anaerobios (o filtros sumergidos)* se describen en la sección 9.7.

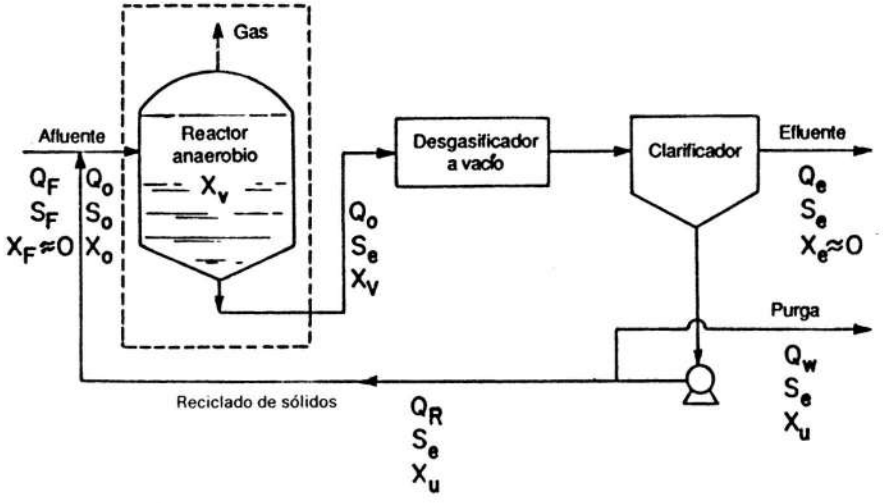


Fig. 6.42. Diagrama de flujo del proceso anaerobio de contacto.

La nomenclatura utilizada en el diagrama de flujo de la fig. 6.42 es básicamente similar a la empleada para las plantas de lodos activos (capítulo 5, fig. 5.10). La única diferencia reside en la notación empleada para las concentraciones de la biomasa anaerobia. Para estas concentraciones (mg/l) se utilizan X_F, X_o, X_v y X_u en la alimentación inicial, alimentación combinada, y descarga del reactor y del clarificador respectivamente.

Las relaciones de reciclado $r = Q_F/Q_R$ se encuentran normalmente comprendidas en el intervalo de 2 a 4. La concentración de MLVSS, X_v, en los reactores anaerobios se controla normalmente hasta un nivel de 3000-4000 mg/l.

Se sitúa frecuentemente un desgasificador a vacío a continuación del digestor anaerobio para eliminar las burbujas de gas que tenderían a hacer flotar los sólidos en suspensión en el clarificador.

9.4. Diseño del proceso anaerobio de contacto — Solución 1

Las dos soluciones descritas en el capítulo 5, cuadro 5.13, para el caso de lodos activos pueden adaptarse al diseño de las plantas anaerobias de contacto. En esta sección se considera la solución 1 que se basa en el cálculo del tiempo de residencia t para permitir la reducción de la concentración de sustrato soluble desde un valor S_F en la alimentación inicial hasta un valor S_e en el efluente final. En la sección 9.5 se describe la solución 2 que se basa en el concepto de la edad del lodo.

En el tratamiento anaerobio las concentraciones de sustrato se expresan normalmente por la DQO. Estos valores son considerablemente más altos que los que resultan típicos en los procesos anaerobios. En los reactores RFCTA operando a estado estacionario, el margen normal de los valores usuales de S_e está más allá del que puede utilizarse adecuadamente considerando un modelo cinético de primer orden. Esto significa que una representación de $(S_o - S_e)/X_V t_h$ en función de S_e, obtenida de un reactor a escala semi-piloto daría lugar a una hipérbola como la representada en la figura 5.31, en lugar de la línea recta indicativa de la cinética de primer orden. Los dos parámetros q_{max} y K_s, requeridos para describir la hipérbola rectangular pueden determinarse de una representación Lineweaver-Burk (fig. 5.32).

La ecuación (5.209) para la hipérbola rectangular, escrita con la notación utilizada en la figura 6.42 para el reactor con reciclado se convierte en:

$$q = \frac{S_F - S_e}{X_V t} = q_{max} \frac{S_e}{K_s + S_e} \tag{6.153}$$

En consecuencia, el tiempo de residencia t requerido para una disminución de la DQO soluble desde un valor S_F en la alimentación inicial hasta un valor S_e en el efluente final se obtiene resolviendo la ecuación (6.153) para t:

$$t = (S_F - S_e) \Big/ \left(X_V q_{max} \frac{S_e}{K_s + S_e} \right) \tag{6.154}$$

El volumen requerido para el reactor anaerobio es:

$$V = Q_F t \tag{6.155}$$

Debe anotarse que ya que la producción de biomasa anaerobia, ΔX_V, es mucho menor que para el caso de un reactor aerobio los valores en la figura 6.42 son en esencia iguales.* De esta forma, si se escribe un balance de materia para la biomasa anaerobia, equivalente al de la ecuación (6.59) del reactor aerobio para el reactor anaerobio de la figura 6.42 (cir-

* Para una comparación similar de $X_{V,o}$ y $X_{V,a}$ en el caso de un reactor aerobio, véase la fig. 5.26.

CUADRO 6.10

Resumen de las ecuaciones de diseño y valores de los parámetros biocinéticos del proceso anaerobio de contacto

1. Ecuaciones de diseño (solución 1)			
Tiempo de residencia; t	$t = \dfrac{S_F - S_e}{X_V q_{max} \dfrac{S_e}{K_s + S_e}}$	(6.154)	Capítulo 6 Sección 9.4
Volumen del reactor; V	$V = Q_F t = Q_F \dfrac{S_F - S_e}{X_V q_{max} \dfrac{S_e}{K_s + S_e}}$	(6.155)	Capítulo 6 Sección 9.4
Edad de los lodos; θ_c	$\theta_c = \dfrac{X_V V}{\Delta X_V}$	(6.159)	Capítulo 5 Ecuación (5.165)
2. Ecuaciones de diseño (solución 2)			
Tiempo de agotamiento; θ_c^m	$\dfrac{1}{\theta_c^m} = Y q_{max} \dfrac{S_F}{K_s + S_F} - k_d$	(6.164)	Capítulo 5 Tabla 5.16, columna (5) Modelo n.º 1
Edad de los lodos; θ_c	$\theta_c = (\text{Factor de seguridad}) \times \theta_c^m$ $\mu = \dfrac{1}{\theta_c} = Y q_{max} \dfrac{S_e}{K_s + S_e} - k_d$	(6.160)	Capítulo 5 Tabla 5.16, columna (4) Modelo n.º 1
DQO soluble del efluente; S_e	$S_e = \dfrac{K_s(1 + k_d\theta_c)}{\theta_c(Y q_{max} - k_d) - 1}$	(6.161)	Capítulo 5 Tabla 5.16, columna (6) Modelo n.º 1
Concentración de MLVSS; X_V	$X_V = \dfrac{1}{t} \dfrac{\theta_c Y(S_F - S_e)}{1 + k_d\theta_c}$	(6.162); $t = V/Q_F$	Capítulo 5 Ecuación (5.177), Tabla 5.16
Volumen del reactor; V	$V = Q_F t = Q_F \dfrac{\theta_c Y(S_F - S_e)}{X_V(1 + k_d\theta_c)}$	(6.171)	Capítulo 6 Sección 9.5
Relación de reciclado en función de θ_c	$\dfrac{1}{\theta_c} = \dfrac{1}{t}\left[1 + r - r\dfrac{X_u}{X_V}\right]$	(6.163); para $X_F \approx 0$ $t = V/Q_F$	Capítulo 5 Ecuación (5.188), Tabla 5.16
3. Ecuaciones generales			
Producción de biomasa; ΔX_V	$\Delta X_V = Y(S_F - S_e)Q_F - k_d X_V V$ $= Y_n(S_F - S_e)Q_F$	(6.165)	Capítulo 5 Ecuaciones (5.118) y (5.119)

CUADRO 6.10 *(continuación)*

Coeficiente neto de producción; Y_n	$Y_n = \dfrac{Y}{1 + k_d\theta_c}$	(6.166)	Capítulo 5 Ecuación (5.173)
Necesidades de nutrientes	Nitrógeno: 0,12 ΔX_V	(6.167)	Capítulo 5 Sección 7.8
	Fósforo: 0,02 ΔX_V	(6.168)	

4. Parámetros biocinéticos

(i) Para aguas residuales de alto contenido en lípidos [4]:

$q_{max,T} = 6{,}67(10)^{-0{,}015(35\ -\ T)}$; d^{-1} (6.169); T en °C

$K_s = 2224(10)^{0{,}046(35\ -\ T)}$; mg DQO/l (6.170); T en °C

$Y = 0{,}04$ kg MLVSS/kg DQO } Se supone que Y es independiente de la temperatura

$k_d = 0{,}015$ $día^{-1}$ }

(ii) Para aguas residuales de bajo contenido en lípidos [4]:

q_{max} y K_s: Valores tabulados en la referencia [4]

$Y = 0{,}044$ kg MLVSS/kg DQO } Se supone que Y es independiente de la temperatura

$k_d = 0{,}019$ d^{-1} }

cuito - - -), el segundo término del segundo miembro, esto es, $(1/Y)(1\text{-}X_o/X_V)$, es esencialmente cero. En consecuencia, en este caso:

$$S_r/X_V \approx (k_d/Y)t$$

Más aún, ya que normalmente existe biomasa anaerobia en la alimentación inicial, esto es $X_F \approx 0$ en el caso de la ecuación de la relación de reciclado r, equivalente a la ecuación (5.132), el segundo y el tercer término del numerador pueden despreciarse. Por ello la relación de reciclado puede estimarse a partir de:

$$r = X_V/(X_u - X_V) \tag{6.156}$$

que es equivalente a la ecuación (5.152) para el caso del proceso de lodos activos. De la ecuación (6.156):

$$X_u = [(r + 1)/r]X_V \tag{6.157}$$

Ya que para el proceso anaerobio de contacto, los valores de r se encuentran comprendidos en el intervalo de 2 a 4, la ecuación (6.157) indica que:

$$\tfrac{3}{2}X_V > X_u > \tfrac{5}{4}X_V$$

en la que los valores de X_v están normalmente controlados hasta un nivel de 3000 a 4000 mg/l.

La ecuación (5.112) para el proceso anaerobio de contacto de la fig. 6.42, tomando $X_F = 0$ se convierte en:

$$X_o = [r/(r + 1)]X_u \qquad (6.158)^\dagger$$

De las ecuaciones (6.157) y (6.158) resulta que $X_o \approx X_v$ tal como se estableció al comienzo de esta discusión.

Las ecuaciones de diseño correspondientes a la solución 1 se resumen en el cuadro 6.10, apartado 1. En el apartado 3 se presenta un resumen de los valores típicos de los parámetros biocinéticos [4]. Los prámetros q_{max} y K_s pueden estimarse como función de la temperatura a partir de las ecuaciones (6.169) y (6.170) para el caso de aguas residuales de contenido elevado en lípidos, cual es la situación de las aguas negras municipales. Para el caso de aguas residuales con bajo contenido en lípidos, en la referencia [4] se presentan valores típicos de estos parámetros. Los valores normales de los parámetros de producción de biomasa Y y k_d para aguas residuales de alto y bajo contenido en lípidos se presentan también en el cuadro 6.10.

Los pasos que deben darse en el diseño de la solución 1 son los siguientes:

Paso 1. Se seleccionan los parámetros biocinéticos q_{max}, K_s, Y y k_d del cuadro 6.10 o se utilizan valores determinados en unidades semipiloto.

Paso 2. Se selecciona el valor de la DQO soluble del efluente que se desee alcanzar, esto es S_e, y el valor operativo de la concentración de biomasa X_v. Los valores de S_e corresponden normalmente a reducciones de la DQO soluble del 80 al 90%, y los valores operativos de X_v están en el intervalo comprendido entre 3000 y 4000 mg/l.

Paso 3. Se calcula el tiempo de residencia requerido t a partir de la ecuación (6.154) y el correspondiente volumen del reactor utilizando la ecuación (6.155).

Paso 4. Se estima la producción anaerobia de biomasa ΔX_v con la ecuación (6.165) utilizando los parámetros Y y k_d. (Véase el apartado 3 del cuadro 6.10).

Paso 5. Las necesidades de nutrientes se estiman con las ecuaciones (6.167) y (6.168). (Véase el apartado 3 del cuadro 6.10.) Este procedimiento de diseño se muestra en el ejemplo 6.8.

Paso 6. Se calcula la edad del lodo, ecuación (6.159).

Ejemplo 6.8. Diséñese un proceso anaerobio de contacto para tratar un agua residual industrial de contenido elevado en lípidos a un caudal de 0,04 m³/s. El agua residual entra en el proceso a 25°C con una DQO soluble de 5000 mg/l.

Se desea reducir la DQO soluble del efluente hasta 430 mg/l. El reactor anaerobio se

* Las ecuaciones (6.159) a (6.171) pueden hallarse en el cuadro 6.10, de las páginas 508 y 509.

mantiene a una temperatura de 30°C y con una concentración de MLVSS anaerobios de 4000 mg/l.

Calcúlese el volumen del reactor, la producción de lodos en kg/d y las necesidades de nutrientes en kg/d. Estímese el calor requerido para aumentar la temperatura del agua residual afluente hasta la requerida en el proceso.

Solución

Paso 1. Selección de los parámetros biocinéticos

$q_{max,35} = 6{,}67$ d^{-1} Ecuación (6.169); $T = 35$°C

$K_s = 2224$ mg DQO/l Ecuación (6.170); $T = 35$°C

$Y = 0{,}04$ kg MLVSS/kg DQO

$k_d = 0{,}015$ d^{-1}

Paso 2. Se selecciona:

$$S_e = 430 \text{ mg/l}$$

Esto corresponde a un consumo de la DQO soluble de:

$$[(5000 - 430)/5000] \times 100 = 91{,}4\%$$

$$X_V = 4000 \text{ mg/l}$$

Paso 3. t:

$$t = \frac{S_F - S_e}{X_V q_{max}[S_e/(K_s + S_e)]} = \frac{5000 - 430}{4000 \times 6{,}67 \times [430/(2224 + 430)]} = 1{,}06 \text{ d}$$

y:

$$V = Q_F t = 0{,}04 \text{ m}^3\text{/s} \times 3600 \text{ s/h} \times 24 \text{ h/d} \times 1{,}06 \text{ d} = 3663 \text{ m}^3$$

Paso 4. ΔX_V:

$$\Delta X_V = Y(S_F - S_e)Q_F - k_d X_V V$$

$$= 10^{-3}\,[0{,}04(5000 - 430) \times 3456 - 0{,}015 \times 4000 \times 3663]$$

$$= 412 \text{ kg/d}$$

Paso 5. Demanda de nutrientes, ecuaciones (6.167) y (6.168):

Nitrógeno: $0{,}12\ \Delta X_V = (0{,}12)(412) = 49{,}4$ kg/d

Fósforo: $0{,}02\ \Delta X_V = (0{,}02)(412) = 8{,}2$ kg/d

Paso 6. Edad del lodo, ecuación (6.159):

$$\theta_c = \frac{X_V V}{\Delta X_V} = \frac{(4000)(3663 \times 10^{-3})}{412} = 35{,}6 \quad \text{d}$$

Paso 7. Calor requerido para elevar la temperatura del agua residual afluente de 25 a 35°C.

$$\text{kcal/d} = 3456 \text{ m}^3\text{/d} \times 1000 \text{ kg/m}^3 \times 1{,}0 \frac{\text{kcal}}{\text{kg °C}} (35 - 25) = 34{,}6 \times 10^6 \text{ kcal/d}$$

Parte de estas necesidades caloríficas pueden satisfacerse por el gas metano producido en el proceso. Este asunto se discute en la sección 9.7.

9.5. Procedimiento alternativo de diseño del proceso anaerobio de contacto — Solución 2 [4]

En esta sección se describe un procedimiento alternativo de diseño basado en la edad de los lodos. En esta solución se supone también que los datos cinéticos del tratamiento anaerobio de las aguas residuales sigue el modelo hiperbólico rectangular. Las ecuaciones básicas listadas en el apartado 2 del cuadro 6.10 se adaptaron de las presentadas en los cuadros 5.15 y 5.16 para los procesos aerobios.

Los pasos en este procedimiento de diseño son los siguientes:

Paso 1. Se seleccionan los parámetros cinéticos apropiados q_{max}, K_s, Y y k_d.

Paso 2. Se estima el tiempo de agotamiento, θ_c^m, de la ecuación (6.164). Los valores de θ_c^m en los procesos anaerobios son mucho mayores que los de los procesos aerobios debido a que la producción de lodos, X_V, es mucho menor. Recuérdese que $\theta_c = X_V V/\Delta X_V$, ecuación (6.159).

Paso 3. Se selecciona un valor para la edad de los lodos, θ_c, normalmente 2 a 10 veces el valor de θ_c^m estimado en el paso 2. Se selecciona también el tiempo de residencia, t, en el reactor. Entonces, el volumen del reactor es: $V = Q_F t$.

Paso 4. Se estima S_e a partir de la ecuación (6.161).

Paso 5. Se calcula la concentración de MLVSS, esto es, X_V, ecuación (6.162).

Paso 6. Se estima la producción de biomasa, ΔX_V, de la ecuación (6.165), en la que Y_n se obtiene de la ecuación (6.166).

Paso 7. Las necesidades de nutrientes se calculan haciendo uso de las ecuaciones (6.167) y (6.168).

Este procedimiento de diseño se desarrolla en el ejemplo 6.9.

Ejemplo 6.9. Repítase el ejemplo 6.8 utilizando la solución de diseño basada en el concepto de la edad de los lodos. Utilícese un factor de seguridad de 6 al calcular el valor de diseño para la edad de los lodos, $\theta_c = 6\theta_c^m$.

Calcúlese la edad de los lodos, la DQO soluble del efluente, o sea S_e, el volumen del reactor, la producción de lodos en kg/d y las necesidades de nutrientes en kg/d.

Solución

Paso 1. Como en el ejemplo 6.8.
Paso 2. θ_c^m, ecuación (6.164):

$$\frac{1}{\theta_c^m} = Yq_{max}\frac{S_F}{K_s + S_F} - k_d = (0{,}04)(6{,}67)\frac{5000}{2224 + 5000} - 0{,}015 = 0{,}170$$

$$\therefore \theta_c^m = 5{,}9 \text{ días}$$

Paso 3. $\theta_c = (6)(5{,}9) = 35{,}4$ d ($\approx$ 35,6 días)

Seleccione $t = 1{,}06$ d. Entonces:

$$V = Q_F t = 0{,}04 \text{ m}^3/\text{s} \times 3600 \text{ s/h} \times 24 \text{ h/d} \times 1{,}06 \text{ d} = 3\,663 \text{ m}^3$$

Paso 4. S_e, ecuación (6.161):

$$S_e = \frac{K_s(1 + k_d\theta_c)}{\theta_c(Yq_{max} - k_d) - 1} = \frac{2224(1 + 0{,}015 \times 35{,}4)}{35{,}4(0{,}04 \times 6{,}67 - 0{,}015) - 1} = 430 \text{ mg/l}$$

Paso 5. X_v, ecuación (6.162):

$$X_v = \frac{1}{t}\frac{\theta_c Y(S_F - S_e)}{(1 + k_d\theta_c)} = \frac{1}{1{,}06}\frac{(35{,}4)(0{,}04)(5000 - 430)}{1 + (0{,}015 \times 35{,}4)} = 4\,000 \text{ mg/l}$$

Paso 6. ΔX_V
Y_n, ecuación (6.166):

$$Y_n = \frac{Y}{1 + k_d\theta_c} = \frac{0{,}04}{1 + (0{,}015)(35{,}4)} = 0{,}0261 \quad \frac{\text{kg MLVSS}}{\text{kg DQO}}$$

ΔX_V, ecuación (6.165):

$$\Delta X_V = Y_n(S_F - S_e)Q_F = (0{,}0261)(5\,000 - 430) \times (3\,456) \times 10^{-3} =$$
$$= 412 \text{ kg/d}$$

Paso 7. Necesidades de nutrientes. Igual al paso 5, ejemplo 6.8.

9.6. Reactores anaerobios a escala de laboratorio

Las figuras 6.43 y 6.44 representan dos modelos de reactores anaerobios de laboratorio. El reactor de la figura 6.43 es discontinuo y el de la figura 6.44 es continuo. La opera-

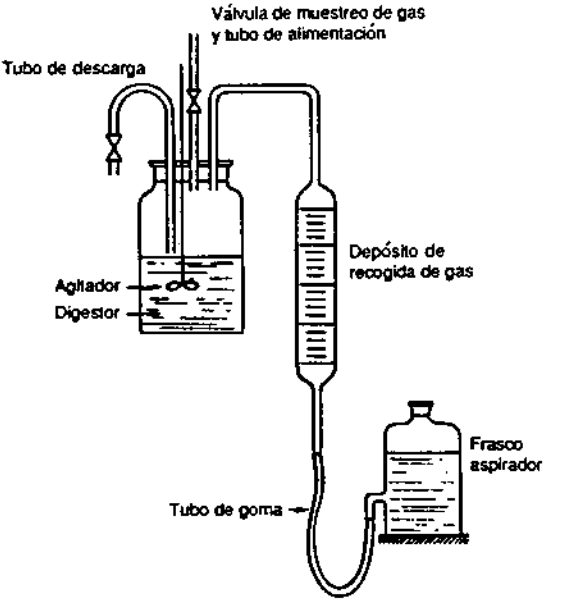


Fig. 6.43. Digestor discontinuo de laboratorio.

ción que se sigue para obtener los datos básicos de diseño es la que se describe a continuación:

1. Para obtener una siembra de microorganismos, se obtiene una muestra de lodo decantado de una planta depuradora de aguas residuales municipales que se coloca en el reactor del laboratorio. Se añade el agua residual a tratar y se mantiene una temperatura de 35°C durante todo el período del ensayo.
2. Si se encuentra que el reactor ha tomado partes importantes de aire se purga el sistema con gas inerte.
3. Se mezcla continuamente, bien mecánicamente (fig. 6.43) bien por recirculación del gas producido mediante una bomba de gas (fig. 6.44). No se comienza la alimentación de agua residual o la descarga de licor mixto hasta que se haya asegurado la producción de gas.
4. Una vez que se nota la producción de gas, se alimentan porciones de agua residual descargando proporciones iguales del licor mixto.

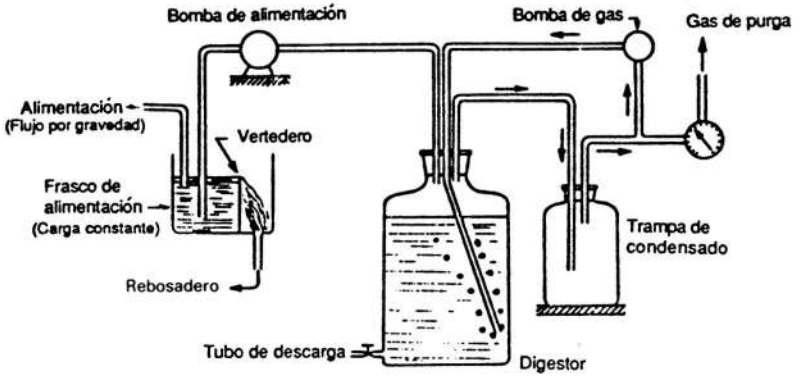


Fig. 6.44. Digestor de alimentación continua.

5. Durante el período completo de puesta en marcha se observa cuidadosamente el pH y si desciende de 6,6 se añade álcali para mantenerlo en el intervalo recomendado de 6,6 a 7,6.

6. Se continúa alimentando y descargando diariamente hasta que se estabiliza la DQO del efluente. Se analizan y se registran los datos: en el agua residual de entrada, pH y DQO; en el efluente, pH, DQO y sólidos volátiles en suspensión.

9.7. Producción de metano en el tratamiento anaerobio

El gas producido en el tratamiento de las aguas residuales contiene aproximadamente los 2/3 de metano, correspondiendo el resto a CO_2 y pequeñas cantidades de H_2S, H_2 y mercaptanos. Lawrence y MacCarthy [10] han propuesto que la producción de metano puede estimarse a partir del equivalente de oxígeno del metano calculado a partir del equilibrio químico siguiente:

$$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O \qquad (6.172)$$

De la ecuación (6.172):

$$1 \text{ gmol } CH_4 \rightarrow 2 \text{ gmol } O_2 \rightarrow 64 \text{ g } O_2 \rightarrow 64 \text{ g de DQO consumida}$$

De esta forma, si todo el sustrato consumido se convirtiera en CH_4 se produciría 1/64 gmol de CH_4 por g de DQO consumida. El volumen de CH_4 en litros, medido en condiciones normales (P = 760 mm Hg, t = 0°C) correspondiente a 1/64 gmol de CH_4 es:

$$\frac{1}{64} \times 22{,}4 = 0{,}35 \text{ litros}$$

Por lo tanto se formarían 0,35 l de CH_4 por gramo de DQO consumida.

Este cálculo sería correcto si todo el sustrato consumido se convirtiera en productos de degradación, fundamentalmente CH_4. Sin embargo, tal como se discutió en el capítulo 5, sección 4.1, para el caso de los procesos aerobios, parte del sustrato se convierte en biomasa. Si la fórmula molecular media de la biomasa se supone que es $C_5H_7NO_2$, el equivalente de oxígeno de la biomasa se calcula a partir del equilibrio químico siguiente:

$$\underset{113}{C_5H_7NO_2} + \underset{5 \times 32 = 160}{5O_2} \rightarrow 5CO_2 + NH_3 + 2H_2O \qquad (6.173)$$

o sea:

$$\frac{160}{113} = 1{,}42 \quad \text{kg } O_2/\text{kg de biomasa producida}$$

Si ΔX_V es la cantidad de biomasá producida diariamente, tal como se calcula con la ecuación (6.165), el volumen de metano en condiciones normales podría estimarse restando del consumo total de DQO la parte que se convierte en biomasa, esto es 1,42 ΔX_V. Por ello, Lawrence y McCarthy propusieron la siguiente ecuación para estimar la producción de metano:*

$$G = 350 \text{ l/kg } [Q_F \text{m}^3/\text{s} \times 10^3 \text{ l/m}^3 \ (S_F - S_e) \text{ mg/l} \times 10^{-6} \text{ kg/mg} \times 3600 \text{ s/h} \times 24 \text{ h/d} - \\ - 1{,}42 \ X_V \text{ kg/d}] = 30240 \ Q_F \ (S_F - S_e) - 497 \ X_V, \text{ l/d de } CH_4 \qquad (6.174)$$

en la que:

G = l de CH_4/d para P = 760 mm Hg, $t = 0°C$

30240 Q_F ($S_F - S_e$) = DQO total consumida, kg/d (Q_F en m^3/s y S_F, S_e en mg/l)

1,42 ΔX_V = kg/d de DQO consumida que se convierte en biomasa, en la que ΔX_V = kg de biomasa producida/d

Ya que el gas producido en el proceso anaerobio contiene solamente 2/3 aproximadamente de metano en volumen, se tiene:

$$\text{l/d total} = G/0{,}67 \text{ en condiciones normales} \qquad (6.175)$$

* La fórmula original de Lawrence y McCarthy está en unidades inglesas. Aquí se transcribe en unidades métricas.

El volumen de gas calculado en las condiciones normales puede convertirse a temperaturas (K) distintas de 0°C (273 K) y a presiones P (mm Hg) distintas de 760 mm Hg utilizando la ley de los gases perfectos. Así:

$$\text{Volumen total de gas} = \frac{G}{0{,}67} \times \frac{760}{P} \times \frac{T}{273} \quad \text{l/d a } T, P \tag{6.176}$$

El poder calorífico del gas producido en el proceso anaerobio puede estimarse a partir de un PCN (poder calorífico neto)* para el CH_4 igual a 8,5 kcal/l en condiciones normales. Esto corresponde a un valor de (0,67)(8,5) = 5,72 kcal/l del gas total en condiciones normales.

Ejemplo 6.10. Para el proceso anaerobio de contacto diseñado en los ejemplos 6.8 y 6.9 estímese:

1. La producción de gas metano en l/d. Tómese una presión de funcionamiento P = = 760 mm Hg.
2. La producción total de gas en l/d.
3. El poder calorífico neto del gas, en kcal/d. ¿Es suficiente este poder calorífico para elevar la temperatura del agua residual afluente de 25°C a la temperatura de proceso de 35°C?

Solución

1. Producción de gas metano. Ecuación (6.174):

$$G = 30240 \times 0{,}04\,(5000 - 430) - 497 \times 412 = 5\,323\,108 \text{ l/d}$$
(condiciones normales)

A la temperatura de operación de 35°C el volumen corregido de CH_4 es, ecuación (6.176):

$$5\,323\,108 \times \frac{760}{760} \times \frac{(35 + 273{,}2)}{273{,}2} = 6\,005\,060 \text{ l/d de } CH_4$$

* El poder calorífico neto, PCN, corresponde al cambio entálpico de la ecuación química que representa la combustión del CH_4 a 25°C y 1 atm de presión, produciéndose vapor de agua, esto es:

$$CH_4\,(g) + 2O_2\,(g) \rightarrow CO_2\,(g) + 2H_2O\,(g)$$

El poder calorífico puede también expresarse en forma de poder calorífico superior (PCS) que correspondería a la ecuación química siguiente, obteniéndose agua en forma líquida:

$$CH_4\,(g) + 2O_2\,(g) \rightarrow CO_2\,(g) + 2H_2O\,(l)$$

Evidentemente este valor es superior al calculado en la reacción química en que el agua se produce en forma de vapor, en una diferencia igual al calor de vaporización del agua a 25°C.

2. Producción total de gas, ecuación (6.175):

$$6\,005\,060/0{,}67 = 8\,962\,777 \text{ l/d } (P = 760 \text{ mm Hg}; t = 35°\text{C})$$

3. PCN:

$$(5\,323\,108)(8{,}5) = 45{,}2 \times 10^6 \text{ kcal/d}$$

El calor requerido para elevar la temperatura del agua residual afluente desde 25 a 35°C fue calculado anteriormente y resultaba $34{,}56 \times 10^6$ kcal/d (ejemplo 6.8, paso 7). Por lo tanto, el PCN del metano es más que suficiente para cubrir esta demanda de calor.

9.8. Filtros anaerobios

Se señaló en la sección 9.1 que para el proceso anaerobio de contacto la sedimentación de la biomasa en suspensión en el clarificador secundario resulta una operación dificultosa a no ser que el agua residual contenga una concentración elevada de sólidos en suspensión. En este caso (por ejemplo las aguas residuales de las plantas envasadoras de carnes, de la industria conservera de pescado, etc.), los microorganismos se adhieren a los sólidos y se separan fácilmente en el clarificador secundario.

Cuando las aguas residuales contienen así toda la DBO en su forma soluble el proceso anaerobio de contacto no resulta adecuado ya que se pierde una concentración importante de biomasa en la descarga del clarificador secundario. En este caso, en lugar de utilizar un sistema en suspensión como en el proceso anaerobio por contacto, puede resultar adecuado emplear un tratamiento anaerobio con crecimiento asistido. Los filtros anaerobios, que se conocen también como filtros sumergidos, son sistemas diseñados para llevar a cabo el tratamiento anaerobio empleando un crecimiento de biomasa por adherencia. En la figura 6.45 se presenta el diagrama de flujo del filtro anaerobio.

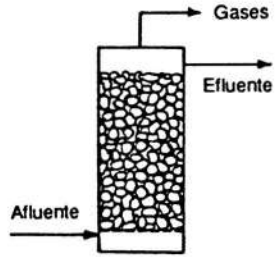


Fig. 6.45. Diagrama de filtro anaerobio.

El filtro anaerobio es similar a un filtro percolador aerobio salvo que la alimentación de agua residual penetra por el fondo de la unidad y la abandona por la parte superior. En consecuencia, el material de relleno está completamente sumergido en el agua residual y por ello no hay aire en absoluto dentro del sistema, por lo que se puede decir que se mantienen las condiciones anaerobias requeridas. Puede emplearse grava o relleno sintético.

El filtro anaerobio constituye un sistema eficaz para el tratamiento anaerobio de las aguas residuales solubles. No se requiere reciclado ya que la biomasa permanece adherida al relleno del filtro y por lo tanto no se pierde con el efluente. Es posible operar los tratamientos anaerobios a temperaturas menores que las requeridas en el proceso de contacto, debido a la concentración elevada de biomasa presente en el filtro.

El filtro anaerobio no resulta indicado para el tratamiento de aguas residuales conteniendo concentraciones elevadas de sólidos en suspensión debido a problemas de obstrucciones.

El diseño de los filtros anaerobios está basado fundamentalmente en consideraciones empíricas [4].

9.9. Reactor anaerobio con flujo ascendente y manta de lodo (UASB)

Otro tipo de reactor anaerobio, hoy muy utilizado en tratamiento de aguas residuales, es el UASB (abreviación del término inglés: «upflow anaerobic sludge blancket reactor»).

Un diagrama típico de un UASB aparece en la figura 6.46.

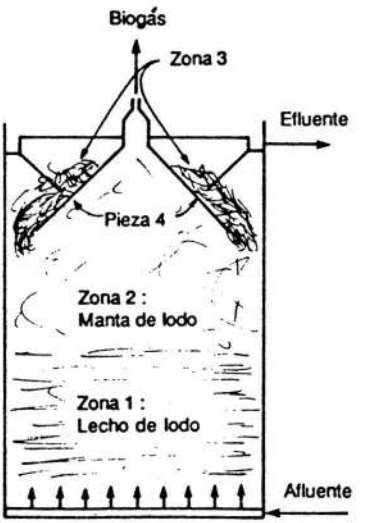


Fig. 6.46. Reactor UASB.

El agua residual entra por debajo del reactor, y el efluente tratado sale por la parte superior. El reactor no contiene ningún relleno para soportar el crecimiento biológico.

El lodo formado en el reactor puede considerarse dividido en dos zonas. La zona 1, se llama «lecho de lodo» y la zona 2 es la «manta de lodo». La diferencia entre las dos zonas es que el lodo en la primera es mucho más compacto que en la segunda.

La pieza 4 del diagrama sirve de sedimentador de lodo y de colector de gas. La pantalla crea una zona de bajo nivel de turbulencia (zona 3) donde un 99% del lodo en suspensión se sedimenta y es retornado al reactor. La pieza 4 sirve también para recuperar el gas anaerobio que sale por el centro. En biomasa en el UASB está formada de gránulos de 3 a 4 mm que tienen altas velocidades de sedimentación, y por consiguiente son casi totalmente retenidos en el reactor. Habrá acumulación de biomasa en el reactor si la producción neta supera las pérdidas por arrastre en el efluente, o sea la purga.

Las ventajas de los reactores UASB con respecto a otros sistemas anaerobios son:

1. El coste de inversión es bajo. Cargas de diseño de 10 kg DQO/$m^3 \cdot d$ o más altas son utilizadas; por lo tanto el volumen del reactor es pequeño.
2. Las fermentaciones ácida y metánica, así como la sedimentación tienen lugar en el mismo tanque. Por lo tanto las plantas son muy compactas, con considerable economía de espacio.
3. Como no hay relleno, se elimina la posibilidad de corto circuitos y obstrucciones.
4. El consumo de potencia es bajo puesto que el sistema no requiere ninguna agitación mecánica.
5. La retención de biomasa es muy buena y por esto no es necesario reciclar el lodo.
6. La concentración de biomasa es alta (p. ej., 8% de sólidos). Por consiguiente el sistema es resistente a la presencia de substancias tóxicas y fluctuaciones de carga.

El UASB fue desarrollado en Holanda por Lettinga y asociados [Lettinga, G. et al., Biotechnology and Bio-engineering, *22*, 4, 1980] y se ha utilizado en industrias de productos alimentarios, plantas azucareras, cervecerías, fábricas de conservas alimenticias, industrias de celulosa y papel, etc.

PROBLEMAS

I. Desarróllense las ecuaciones de θ_c, r, S_1 y S_2 (cuadro 6.2) para una unidad de aireación escalonada de tres etapas. Recalcúlese el ejemplo 6.2 para el caso de una unidad de tres etapas, esto es, $S_3 = 10$ mg/l. Compárese el volumen total de las tres etapas con el correspondiente a dos etapas.

II. Una laguna aireada es utilizada en el tratamiento de agua residual de una refinería de petróleo. Las dimensiones de la laguna son:

Longitud: 152 m
Anchura: 76 m
Profundidad: 3 m

El oxígeno transferido se estima en 0,56 kg/d · m^3. Seleccionáronse aireadores de superficie con las siguientes características:

i — Correlación $(RT)_{\text{referencia}}$ en función de P_V:

$$(RT)_{\text{referencia}} = 3{,}67\ P_V + 1{,}096$$

donde:

$$(RT)_{\text{referencia}} = \frac{\text{kgO}_2}{\text{CV} \times \text{h}} \text{ transferidos en condiciones de referencia}$$

$$P_V = \text{potencia específica en CV/m}^3$$

ii — La concentración de saturación de oxígeno en el licor es 9,4 mg/l. La laguna se ha diseñado para operar con una concentración $C_L = 0{,}8$ mg/l. Tómese $\alpha_{20°C} = 0{,}9$ y una temperatura $T_w = 15°C$.

iii — Se dispone de una curva del diámetro de influencia en función de CV del aireador. Para un aireador de 50 CV, el diámetro de influencia es 35 m.

Determinar:

1. Potencia total, en CV, requerida para la aireación.
2. Número de aireadores, basado en unidades de 50 CV cada uno. Determine este valor por un procedimiento iterativo y compárelo con el calculado utilizándose la ecuación desarrollada en el problema 4.
3. Trace un diagrama de la disposición de los aireadores para la laguna.

III. Para el tratamiento de un caudal de 0,04 m^3/s de agua residual industrial se considera una laguna aireada en régimen de mezcla completa.

Se dispone de los siguientes datos:

DBO_5 soluble del afluente = 200 mg/l

La concentración de sólidos en suspensión en el afluente es despreciable

DBO_5 soluble del afluente = 20 mg/l

Temperatura del agua residual = 15°C

Básese el diseño en una temperatura del aire de 30°C

Tómese $h = 480$ kcal/d · m^2 · °C

Los datos obtenidos en la simulación de laboratorio son $k = 0{,}025\ d^{-1} \times$ l/mg (a 20°C) $Y = 0{,}65$ kg VSS/(kg DBO)$_r$, $K_d = 0{,}07\ d^{-1}$ (a 20°C) y $a = 1{,}2$ kg O_2/kg DBO_5. Supóngase que Y y a son independientes de la temperatura.

Profundidad de la laguna = 3 m

Concentración OD: $C_L = 1{,}5$ mg/l

Determínese:

1. Superficie de la laguna en hectáreas.
2. DBO total del efluente (soluble + insoluble).
3. Demanda de oxígeno, kg O_2/(CV × h), potencia total requerida en CV y nivel de potencia (CV/m³). Tómese $C_{sw} = 8$ mg/l y $\alpha_{20°C} = 0{,}85$. Supóngase que los aireadores trabajan con un rendimiento de 3,0 kg O_2/(CV × h).

IV. Una laguna aireada para tratamiento de aguas residuales de una industria de celulosa y papel debe ser proyectada. La industria está localizada en un país tropical, y debe proyectarse para un consumo de 80% de la DBO_5 soluble, en condiciones de mezcla completa. La temperatura media del aire es 21°C. El caudal de agua residual es 0,132 m³/s. El valor de diseño para la DBO_5 soluble del afluente es 360 mg/l, y su temperatura media es 38°C.

Utilice $K_{20} = 0{,}5\ d^{-1}$. El coeficiente de temperatura para la ecuación de Arrhenius, [ecuación (6.52)], es igual a 1,085.

La profundidad de la laguna es 2,5 m.

1. Determinar la temperatura de la laguna, basada en un coeficiente global de transferencia de calor, $h = 20$ kcal/h · m² · °C. Para el procedimiento iterativo requerido, tome como criterio de convergencia valores calculados de T_w que difieran en menos de 0,1°C.
2. Calcular el tiempo de residencia en días y la superficie de la laguna en m².
3. Calcular los kg de oxígeno transferidos por día. Utilice el coeficiente B en la ecuación (5.64) como 1,3 (unidades: DBO_5 y días).
4. Determinar el rendimiento de transferencia basado en un valor 1,57 kg O_2/(CV × h) para condiciones de referencia.

Suponer la concentración de oxígeno disuelto en la laguna igual a 1,5 mg/l, $\alpha_{20°C} = 0{,}9$ y $C_{sr} = 7{,}4$ mg/l, utilizándose aireadores de superficie.

5. Calcular la potencia total requerida, en CV, y la potencia específica en CV/m³.

V. Se desea en el ejemplo 6.5 llevar a cabo una estimación de la acumulación anual de lodos (m/a) en el fondo de la laguna facultativa. Esto resulta necesario para estimar la frecuencia de la limpieza de lodos. El procedimiento que se recomienda para llevar a cabo esta estimación es:

1. Escríbase un balance de materia de los sólidos en suspensión totales que entran y abandonan la laguna facultativa. Se supone que el 80% de los sólidos totales que entran y abandonan la laguna son sólidos en suspensión volátiles, siendo el resto sólidos en suspensión no volátiles. A partir de este balance se determina la cantidad de sólidos depositados en el fondo de la laguna facultativa (kg/mes).
2. Los sólidos decantados están formados por sólidos en suspensión volátiles y sólidos en suspensión no volátiles. Los sólidos en suspensión no volátiles no son degradables y por lo tanto representan un depósito permanente. Sin embargo, parte de los sólidos en suspensión volátiles están sujetos a degradación anaerobia y esta fracción degradada debe restar-

se al estimar la acumulación real de sólidos. Para estimar la fracción de sólidos degradados se supone que la degradación anaerobia de los sólidos en suspensión volátiles sigue una reacción de primer orden:

$$dW/dt_d = -D_k W \tag{6.177}$$

en la que:

D_k = constante de la velocidad de degradación, mes^{-1}

W = sólidos degradables presentes en el momento t_d

Demuéstrese que al integrar esta ecuación se llega a:

$$W_t/W_o = e^{-D_k t_d} \tag{6.178}$$

en la que W_o = sólidos volátiles iniciales y W_t = sólidos volátiles remanentes después de un tiempo de degradación t_d.

Con la ecuación (6.178) se determina la constante de velocidad D_k, mes^{-1}, suponiendo una degradación del 60% anual.

Obsérvese que la ecuación (6.178) es aplicable a un sistema discontinuo cargado con W_o kg de sólidos volátiles. En el caso de la laguna facultativa se tiene una alimentación continua de sólidos en suspensión volátiles. En éste, demuéstrese que W_t puede calcularse a partir de:

$$W_t = \frac{W_o}{D_k}(1 - e^{-D_k t_d}) \tag{6.179}$$

y utilícese esta ecuación para la estimación de la acumulación de sólidos.

Estímese la acumulación de lodos en m/a suponiendo una compactación del 4% de los sólidos en el fondo de la laguna facultativa.

VI. Recalcular el ejemplo 6.5, sección 5.12, utilizando las ecuaciones para transferencia de calor de la referencia [1]. Estas ecuaciones son: (en unidades inglesas)

$$T_w = \frac{AK(7{,}48 \times 10^{-6})T_e + Q_o T_o}{AK(7{,}48 \times 10^{-6}) + Q_o} \tag{6.180}$$

donde:

T_w = temperatura de la laguna, °F

K = parámetro calculado por la ecuación:

$$K = 0{,}374 + (0{,}60 \times 10^{-4}\ e^{0{,}0335 T_a} + 0{,}0003) \times (646 X^{-0{,}1} V_w + 1440\, Q_A/A) \tag{6.181}$$

donde:

X = dimensión característica de la balsa, en pies, definida por $X = A^{1/2}$, en que A es la superficie en pie^2.

y

V_w = velocidad media del viento en millas/h

T_a = temperatura del aire, °F

Q_A = flujo de aire a través del rocío del aireador, en pie^3/min, calculado por:

$$Q_A = 44NEV_w \tag{6.182}$$

donde:

N = número de aireadores en la balsa

E = área de rocío del aireador en pie^2 (este valor es característico del tipo de aireador elegido).

T_e es la temperatura de equilibrio, en °F, calculada por:

$$\begin{aligned} T_e = T_a &+ (3{,}28/K)[0{,}117\, H_s + 12{,}5\,(\beta - 0{,}874) \\ &- (0{,}55 \times 10^{-3})(e^{0{,}0335\,T_a})(1 - f_a/100)(646\, X^{-0{,}1} V_w \\ &+ 1440\, Q_A/A)] \end{aligned} \tag{6.183}$$

donde

K = parámetro calculado por la ecuación (6.181).

H_s = radiación solar en BTU/(pie^2)(h).

β = parámetro de onda larga de Raphael, adimensional.

f_a = humedad relativa del aire, %.

T_a, Q_A, A = definidos previamente.

Tomar:

$$E = 150 \text{ pie}^2$$

$$V_w = 6 \text{ millas/h}$$

$$H_s = 100 \text{ BTU/(pie}^2\text{)(h)}$$

$$\beta = 0{,}9$$

$$f_a = 70\%$$

VII. Considere la laguna aireada del diagrama (fig. 6.15). Suponga condiciones de mezcla total y régimen estacionario. Suponga también una cinética de primer orden para el consumo de sustrato y su completa biodegradabilidad.

1. Desarrollar una expresión para la concentración, $X_{V,a}$, de MLVSS en la laguna. La concentración de sólidos volátiles en la alimentación $X_{V,o}$, no es despreciable.
2. Desarrollar una expresión para la DBO_5 soluble del efluente, S_e.

Nota: Una ecuación cuadrática aparece en este caso. Discutir el significado de las raíces.

Dos lagunas aireadas en serie son consideradas para el tratamiento de un agua residual industrial. Los datos pertinentes y los criterios de diseño son los siguientes:

i) Las dos lagunas operan en condiciones de mezcla total, régimen estacionario y nitrificación despreciable.

ii) Caudal de diseño: 0,44 m^3/s.

iii) Alimentación a la primera laguna:

S_o = 300 mg/l (basado en DBO_f)
NTK = 20 mg/l
Fósforo = 2 mg/l, como P
pH = 7,6
Concentración de VSS = despreciable

iv) Tiempo de retención:

Tomar t = 1 día para cada laguna. La profundidad es 3 m.

v) Coeficiente global de transferencia de calor, h = 20 kcal/h · m^2 · °C.

vi) Parámetros biocinéticos.

Los siguientes parámetros biocinéticos fueron determinados en laboratorio a 20°C:

$$k = 0{,}3\ d^{-1} \times l/mg$$
$$Y = 0{,}5$$
$$k_d = 0{,}1\ d^{-1}$$

Todos estos parámetros están en la base de DBO_f. Para estimar el efecto de la temperatura sobre k y k_d, suponer los siguientes coeficientes de Arrhenius.

$$\theta = 1{,}07 \text{ (para } k)$$
$$\theta = 1{,}05 \text{ (para } k_d)$$

Despreciar el efecto de la temperatura sobre el parámetro Y.

vii) Temperatura del aire:

Tomar un valor de diseño de 4,5°C.

Calcular:

3. Superficie de cada laguna, m^2 y ha.
4. Temperaturas de la primera y segunda lagunas, °C.
5. DBO_f soluble para el efluente de la primera laguna, en mg/l.
6. Concentración de sólidos volátiles en el efluente de la primera laguna, en mg/l.
7. Concentración de DBO_f soluble en el efluente de la segunda laguna, utilizando la ecuación desarrollada en el apartado (2), en mg/l.
8. Concentración de sólidos volátiles en el efluente de la segunda laguna, en mg/l.
9. Valor del DBO_f total del efluente de la segunda laguna, incluyendo DBO_f soluble e

insoluble. Estimar la DBO_f insoluble con la ecuación empírica propuesta por Balasha, E. y Sperber, H. [Water Research, *9*, 43, 1946]:

$$DBO_f \text{ insoluble} = 0{,}54\, X_{v.s} \text{ mg/l}$$

10. Determinar los kg/d de oxígeno transferidos en la primera y segunda lagunas. Nótese que los parámetros a y b no están disponibles, a diferencia de Y, que si lo está.

11. Aireadores de superficie son utilizados para ambas lagunas. Estímese que por lo menos 0,8 kg O_2/CV × h son transferidos. Calcular la potencia, en CV, requerida para la transferencia de oxígeno, para la primera y segunda lagunas.

12. Para mantenimiento del nivel de agitación requerido para una condición de mezcla completa en las lagunas, un mínimo de 0,007 CV/m^3 es necesario. Determinar si la potencia, en CV depende de la transferencia de oxígeno o del mantenimiento del nivel de agitación.

13. Haga un diagrama de la sección rectangular de ambas lagunas. Tomar la relación longitud/anchura = 3,0. Las unidades de aireación elegidas son de 25 CV cada una y tienen un diámetro de influencia de 40 m. Determinar el número de aireadores requeridos y escoger una disposición adecuada.

14. Determinar si hay necesidad de agregar nitrógeno o fósforo como nutrientes. Calcular los kg/d necesarios.

VIII. Se propone tratar un agua residual industrial (caudal 0,04 m^3/s) utilizando balsas de estabilización. Planéese la operación en tres etapas. La DBO_5 del afluente (2000 mg/l) debe reducirse a un valor inferior de 40 mg/l (efluente de la tercera etapa).

Etapa 1. Balsa anaerobia. Debe diseñarse con el propósito de reducir el DBO_5 del afluente (2000 mg/l) a un valor de 500 mg/l en el efluente. Se toma $K = 0{,}1\ d^{-1}$. Se supone una profundidad de 3 m. Calcúlese el área de la balsa en hectáreas. Calcúlese la carga superficial en kg DBO_5/(ha)(d).

Etapas 2 y 3. Lagunas facultativas. Diséñese las etapas 2 y 3 con el mismo tiempo de residencia en cada una. Tómese $K = 0{,}2\ d^{-1}$ para ambas etapas. Para la etapa 2, el diseño debe basarse en una carga superficial de 560 kg DBO_5/(ha)(d). Calcúlese el área en hectáreas y la profundidad en metros. Estímese la profundidad de penetración del oxígeno en metros. Para la etapa 3 el diseño debe basarse en una carga superficial de 280 kg DBO_5/(ha)(d). Calcúlese el área en hectáreas y la profundidad en metros. Estímese la profundidad en la penetración de oxígeno, en metros.

IX. Una balsa de estabilización es alimentada con 0,07 m^3/s de un agua residual con DBO_5 soluble de 150 mg/l. Tomar $K = 0{,}23\ día^{-1}$. La balsa se ha diseñado para una operación aerobia, con una profundidad de 0,6 m.

1. Calcular la superficie de la balsa, en m^2 y ha.
2. ¿Cuál será la DBO_5 soluble del efluente y el porcentaje de sustrato consumido?

X. Los datos de % de DBO_5 remanente (esto es $S_e/S_o \times 100$) tabulados a continuación, se obtuvieron en un filtro percolador piloto tratando un agua residual industrial.

D, profundidad (m)	L = *	$(S_e/S_o) \times 100$			
		0.7	1,4	2,1	2,8
1,8		62	70	75	80
3,6		36	46	57	63
5,4		24	32	43	48,5
7,2		14	22	32	39

* Los valores de $L \times 10^{-3}$ en $m^3/(s)(m^2)$.

1. Hágase la correlación de los datos y desarróllese una relación entre disminución de la DBO, profundidad y carga hidráulica.
2. Diséñese un filtro para obtener una disminución de la DBO en 0,2 m^3/s de agua residual decantada con una DBO_5 inicial de 250 mg/l empleando una profundidad de 9 m; (a) sin reciclado, (b) con una relación de reciclado de 0,5.

XI. Un filtro percolador está disponible para tratamiento de un agua residual. El filtro tiene una profundidad de 2,5 m y opera con una alimentación de 10,6 m^3/d. Una razón de reciclado de 0,7 es elegida. La concentración de DBO_5 soluble del afluente es 150 mg/l. Con base en datos obtenidos en laboratorio, calcular la DBO_5 soluble del efluente. La unidad de laboratorio tiene una profundidad de 3,04 m con válvulas de muestreo situadas cada 0,76 m, y opera sin reciclado.

Las concentraciones de sustrato fueron medidas para caudales de $L = 7 \times 10^{-5}$, $1,4 \times 10^{-4}$ y $2,1 \times 10^{-4}$ $m^3/(s)(m^2)$ y aparecen en la siguiente tabla, como fracciones de DBO_5 remanante.

Profundidad, m	L; $m^3/(s)(m^2)$		
	$L = 7 \times 10^{-5}$	$L = 1,4 \times 10^{-4}$	$L = 2,1 \times 10^{-4}$
0,76	0,61	0,70	0,74
1,52	0,37	0,49	0,55
2,28	0,23	0,34	0,41
3,04	0,14	0,24	0,30

XII. Un agua residual con caudal de 0,09 m^3/d, con una DBO_5 soluble de 300 mg/l,

es tratada en un filtro percolador para consumo de 90% del sustrato. Los siguientes parámetros fueron obtenidos en un estudio de laboratorio:

$$n = 0{,}5$$
$$K = 0{,}5 \text{ min}^{-1} \text{ a } 20°\text{C}$$

La temperatura crítica de funcionamiento es 10°C.

1. Calcular el diámetro del filtro percolador, sin reciclado de efluente, m.
2. Calcular el diámetro cuando se utiliza reciclado, $r = 1{,}5$. En este caso, ¿cuál es el DBO_5 de la alimentación combinada?

XIII. Baker y Graves [Baker, J. M. y Graves, Q. B. «The design of high rate filters», Handbook of Trickling Filter Design, Public Works Journal Corp., Ridgewood, N. J., 1970] desarrollaron las siguientes ecuaciones para el cálculo de los volúmenes de dos filtros percoladores en serie, con cascajos como relleno:

$$V_1 = 3{,}277 \times 10^{-2}\, Q_F S_F \frac{(1 + 0{,}1\, r)^2}{1 + r} \left(\frac{\epsilon_1}{1 - \epsilon_1}\right)^2$$

$$V_2 = 3{,}277 \times 10^{-2}\, Q_F S_e' \frac{(1 + 0{,}1\, r)^2}{1 + r} \left[\frac{\epsilon_2}{(1 - \epsilon_1)(1 - \epsilon_2)}\right]^2$$

donde:

V_1, V_2: volúmenes globales de los filtros percoladores No. 1 y No. 2, respectivamente, en m^3.

Q_F: alimentación fresca, m^3/s

r: relación de reciclado; $r = Q_R/Q_F$

ϵ_1, ϵ_2: rendimientos en el consumo de DBO_5 para los filtros N.° 1 y N.° 2, respectivamente, ecuaciones (6.110) y (6.111).

S_F, S_e', S_e: DBO_5 soluble, mg/l.

El diagrama del sistema aparece en la figura 6.47.

El sistema (fig. 6.47) fue diseñado para tratar 0,088 m^3/s de un agua residual con un valor de la DBO_5 soluble de 400 mg/l. Cada filtro percolador tiene 2,5 m de profundidad y

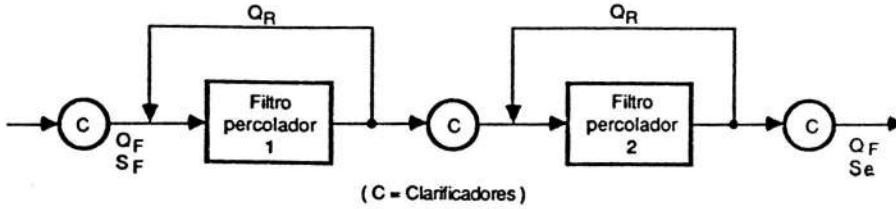


Fig. 6.47. Sistema de filtros percoladores (problema **XIII**).

opera con una relación de reciclado, $r = 4{,}0$. Se especifica un consumo de sustrato del 90%.

Los dos filtros deben ser diseñados con volúmenes iguales.

1. Calcular los diámetros para cada filtro, m.
2. ¿Cuál es el DBO_5 soluble, en mg/l, en el efluente del primer filtro?

XIV. 1. Demuéstrese que en un sistema de n biodiscos en serie la concentración de DBO intermedia S_{n-1} viene dada por la ecuación (6.152).

2. Constrúyase un gráfico similar al de la figura 6.40 para el caso del tratamiento de un agua residual de 0,008 m^3/s y una DBO_5 en el afluente de 300 mg/l que se desea reducir a un valor de 200 mg/l en el efluente final. Los valores de los parámetros P y K_s determinados en una unidad semipiloto son 32258 $mg/(m^2)(d)$ y 130 mg/l respectivamente. Llévense a cabo cálculos detallados de unidades de una sola etapa y 2, 3 y 4 etapas, respectivamente. Dibújense diagramas de flujo de cada caso indicando las concentraciones de la DBO intermedia. Supóngase áreas húmedas iguales por etapa.

XV. De la ecuación (6.153) obténgase una expresión para la DQO soluble del efluente, esto es S_e. Con los datos de los ejemplos 6.8 y 6.9 obténganse los valores de S_e para tiempos de residencia $t = 0{,}2$, 0,5, 1,0, 1,06, 1,2 y 1,4 d.

XVI. Los datos siguientes se obtuvieron en reactores anaerobios a escala semipiloto con un agua residual industrial con un alto contenido en lípidos. La concentración de DQO soluble en el afluente era $S_o = 5000$ mg/l en todos los casos y $X_V = 4000$ mg/l.

Reactor N.º	Tiempo de residencia $t_{h,d}$	S_e DQO mg/l
1	0,2	2292
2	0,5	965
3	1,0	456
4	1,06	430
5	1,2	375
6	1,4	319

A partir de una representación de Lineweaver-Burk determínense los parámetros q_{max} (d^{-1}) y K_s (mg DQO/l).

XVII. Diseñar un sistema anaerobio de contacto para tratar un agua residual con alto contenido en lípidos. El caudal es $8{,}8 \times 10^{-3}$ m^3/s. El agua está a 20°C, con una DQO de 3 000 mg/l.

La temperatura del reactor debe ser de 35°C y la concentración de MLVSS es elegida a 3 500 mg/l. Un factor de seguridad de 5,0, con respecto al tiempo de agotamiento es utilizado para el cálculo de la edad de los lodos.

1. Calcular la DQO del efluente, mg/l.
2. Calcular el volumen del reactor, m^3.
3. Calcular la producción de biomasa, kg/d.
4. Calcular los nutrientes requeridos (nitrógeno y fósforo) en kg/d.
5. Calcular la producción de metano y la producción total de gas, m^3/día a 0°C y presión atmosférica.
6. Estimar el poder calorífico neto del gas en kcal/d.
7. ¿Cuál es la fracción del poder calorífico requerida para calentar el agua residual, a 20°C, hasta la temperatura de operación, a 35°C?

REFERENCIAS

1. Adams, C. E. y Eckenfelder, W. W., Jr., «Process Design Techniques for Industrial Waste Treatment», Enviro Press, Nashville y Austin, 1974.
2. Andrews, J. F., Cole, R. D. y Pearson, E. A. «Kinetics and Characteristics of Multistage Methane Fermentation», SERL Rep. 64-11. University of California, Berkeley, 1962.
3. Balakrishnan, S., Eckenfelder, W. W. y Brown, C., *Water Wastes Eng.* **6**. No. 1, A-22 (1969).
4. Benefield, L. D. y Randall, C. W., «Biological Process Design for Wastewater Treatment», Prentice-Hall Inc., Englewood Cliffs, New Jersey, 1980.
5. Eckenfelder, W. W., Jr., «Industrial Pollution Control». McGraw-Hill, New York, 1966.
6. Eckenfelder, W. W., Jr., «Water Quality Engineering for Practicing Engineers». Barnes & Noble, New York, 1970.
7. Eckenfelder, W. W., Jr., y Ford, D. L., «Water Pollution Control». Pemberton Press, Austin y New York, 1970.
8. Hermann, E. J. y Gloyna, E. F., *Sewage Ind. Wastes* **30**, No. 8, 963 (1958).
9. Kornegay, B. H., «Modeling and Simulation of Fixed Film Biological Reactors», *Mathematical Modeling of Water Pollution Control,* Ann Arbor Science Publications Inc., Ann Arbor, Mich. (1975).
10. Lawrence, A. W., y McCarthy, P. L., «Kinetics of Methane Fermentation Anaerobic Waste Treatment», Rep. No. 75. Department of Civil Engineering, Stanford University, Stanford, California, 1967.
11. Manani, J. L. y Barnhart, E. L., «Industrial Waste Treatment in Aerated Lagoons», en «Advances in Water Quality Improvement», editado por E. F. Gloyna, W. W. Eckenfelder, Jr., University of Texas Press, Austin, Texas, 1968.
12. Metcalf & Eddy, Inc. «Wastewater Engineering: Collection, Treatment, Disposal», McGraw-Hill, New York, 1972.
13. Oswald, W. J., en «Advances in Biological Waste Treatment» (W. W. Eckenfelder, Jr., y O. McCabe, eds.), págs. 357-393. Pergamon, Oxford, 1963.
14. Oswald, W. J., en «Advances in Water Quality Improvement» (W. W. Eckenfelder, Jr. y E. F. Gloyna, eds.), págs. 409-426. Univ. of Texas Press, Austin, 1968.
15. Pasveer, A., «The Oxidation Ditch: Principles, Results and Applications», Proc. Symp. Low Cost Waste Treatment, págs. 163-171. CPHERI, Nagpur, India, 1969.
16. Thirumurthi, D., «Design Principles of Waste Stabilization Ponds», Journal of Sanitary Engineering Division, ASCE, **95**, 311 (1969).

Capítulo 7

Tratamiento y evacuación de lodos

1. Introducción 531
2. Digestión aerobia y anaerobia de lodos 533
3. Espesamiento de lodos 551
4. Secado de lodos por filtración al vacío 552
5. Filtración a presión 568
6. Centrifugación 570
7. Eras o lechos de secado de lodos 570
8. Tratamiento previo de lodos 576
9. Evacuación del lodo 578
Problemas 581
Referencias 584

1. INTRODUCCIÓN

En la mayoría de los procesos de tratamiento primarios (capítulo 3), así como secundarios (capítulo 5 y 6), se producen lodos, de los que hay que deshacerse en forma adecuada. Los lodos que resultan únicamente de los procesos de separación sólido-líquido (decantación, flotación) se conocen como lodos primarios, y los provenientes de procesos biológicos se designan lodos secundarios. Los primarios consisten en partículas sólidas, básicamente de naturaleza orgánica. Los secundarios son fundamentalmente biomasa en exceso producida en los procesos biológicos.

Una fracción importante de las sustancias contaminantes que se separan en los procesos de tratamiento de aguas residuales se encuentran finalmente en estos lodos. Para el caso de lodos primarios, y como se señaló en el capítulo 3, sección 3.6.1., cuadro 3.10, entre un 30 y un 50% de la DBO del afluente se separa en los lodos del clarificador primario como DBO insoluble. En las plantas de lodos activos, alrededor de 2/3 de la DBO soluble separada corresponde a compuestos orgánicos oxidados para producir la energía de mantenimiento, pero el 1/3 restante corresponde a células microbianas que se encuentran en el lodo en exceso de las purgas. Obviamente estos lodos no deben evacuarse sin un tratamiento

adecuado previo, ya que estarían en contradicción con los objetivos de los procesos de tratamiento considerados.

Una posibilidad, en la secuencia de procesos considerados es la reducción de las cantidades de compuestos orgánicos y volátiles contenidos sometiendo los lodos a una digestión. Tanto los procesos de digestión aerobios, como los anaerobios, se tratan en la sección 2. El lodo resultante de la digestión, con un contenido considerablemente inferior de materia orgánica, se conoce como lodo estabilizado. Los objetivos principales de la estabilización son: 1) Reducción o eliminación de olores molestos; 2) Reducción del volumen de líquido o peso de sólidos a tratar en operaciones sucesivas; 3) Reducción de los microorganismos patógenos en los lodos.

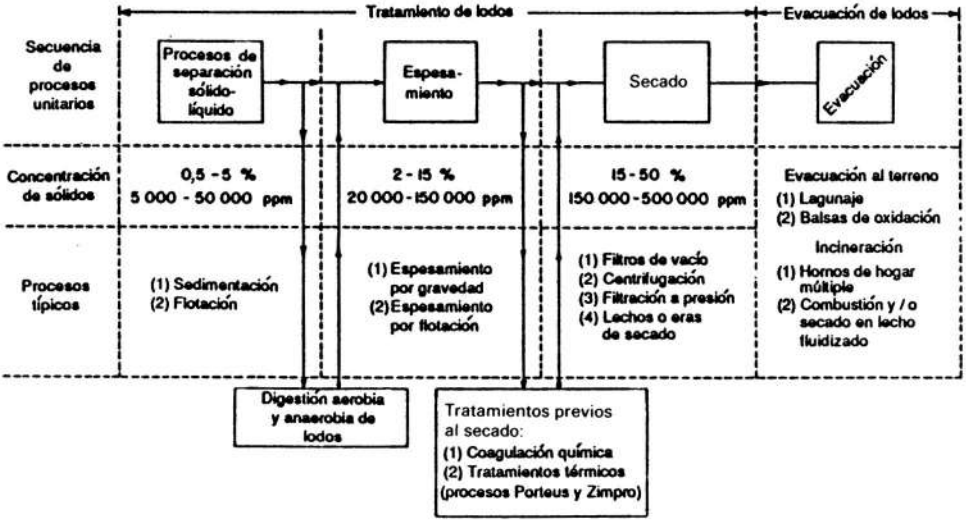


Fig. 7.1. Diagramas de proceso (alternativas) para tratamiento y evacuación de lodos.

Otro planteamiento en el tratamiento de lodos consiste en aumentar el contenido de sólidos del lodo antes de su evacuación final, por medio de una serie de procesos que se incluyen en el grupo de procesos de espesamiento y desecado, que se estudian en la sección 3.7. La figura 7.1 señala los incrementos en porcentaje de sólidos que pueden esperarse en dichos procesos.

Para lodos de difícil secado se hacen necesarios pretratamientos especiales, que incluyen coagulación química y tratamientos térmicos, que se describen en la sección 8.

El final de la línea de tratamientos incluye la evacuación del lodo que queda, aspecto que se trata en la sección 9. Los métodos considerados se resumen en dos grupos que consideran vertido y aplicación al terreno o incineración. Estas alternativas se indican en la figura 7.1 que recoge el esquema de estudio de este capítulo.

2. DIGESTIÓN AEROBIA Y ANAEROBIA DE LODOS

2.1 Introducción a la digestión aerobia de lodos

La digestión aerobia es un proceso en el cual se produce una aireación, por un período significativo de tiempo, de una mezcla de lodo digerible de la clarificación primaria y lodo del tratamiento biológico aerobio, con el resultado de una destrucción de células, y una disminución de sólidos en suspensión volátiles (VSS).

El objetivo principal de la digestión aerobia es reducir el total de lodos que se debe evacuar posteriormente. Esta reducción es el resultado de la conversión, por oxidación, de una parte sustancial del lodo en productos volátiles (CO_2, NH_3, H_2). Si representamos las células bacterianas por la fórmula $C_5H_7NO_2$, la oxidación que tiene lugar cuando el substrato de un sistema aerobio no es suficiente para mantenimiento energético y síntesis viene dada por la ecuación (5.25). Corresponde a la fase de respiración endógena indicada en la figura 5.7 del capítulo 5.

La figura 7.2 muestra un diagrama de proceso de un digestor de lodos en continuo para

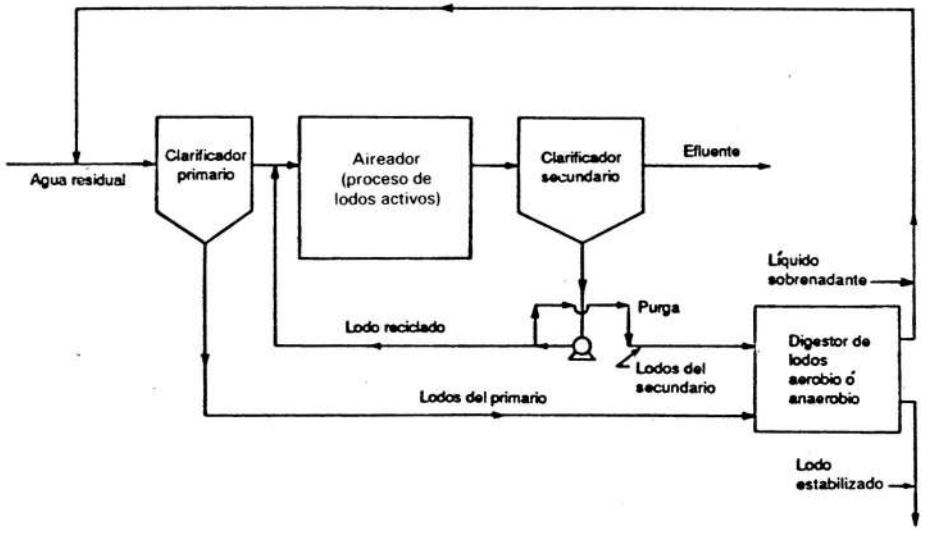


Fig. 7.2. Diagrama de proceso de la digestión aerobia de lodos.

la secuencia de tratamiento que incluye sedimentación primaria y proceso de lodos activos. Cuando la cantidad de lodo a digerir es pequeña se utiliza digestión en discontinuo, seguida de descarga intermitente del lodo digerido. El digestor de la figura 7.2 maneja una mezcla de lodos del primario y del secundario.

La velocidad de destrucción de células disminuye cuando la relación alimentación/microorganismo (A/M) disminuye. En consecuencia, a mayor proporción de lodos del primario en el proceso, más lenta es la digestión, ya que los lodos del primario tienen una DBO relativamente alta (alto A), y bajo VSS (bajo M), significando altos valores de la relación A/M.

La figura 5.3, del capítulo 5 nos muestra dos variables (masa de lodo activo y DBO soluble, que permanece), en función del tiempo de aireación. La curva para la DBO residual se hace casi plana al tiempo que la MLVSS alcanza su máximo. Teniendo en cuenta que la digestión aerobia de lodos tiene lugar en la región de la fase de respiración endógena, no hay disminución prácticamente de la DBO soluble. El objetivo fundamental de la digestión aerobia es la reducción de la masa de lodo a evacuar, más que la reducción de la DBO soluble.

En el caso de digestión aerobia, los tiempos de residencia son menores que en los procesos anaerobios, lo que significa menores inversiones en capacidad o volumen del digestor. Por otro lado, sin embargo, los costes de la energía para aireación pueden ser un factor importante en grandes plantas.

2.2. Procedimiento de diseño de digestores aerobios de lodos

2.2.1. Introducción

En el capítulo 5, figura 5.2, se muestra un reactor de laboratorio, discontinuo, utilizado para obtener la información requerida para diseño. Aún en el caso de diseñar un digestor aerobio, tal como el recogido en la figura 7.2, se utiliza el reactor de laboratorio antes señalado, debido a que los tiempos de residencia típicos considerados son muy altos. Como resultado, los caudales necesarios para funcionamiento en continuo son demasiado bajos para los reactores de pequeño volumen de los laboratorios, no pudiendo medirse con la exactitud requerida. Así pues, no se recomienda la utilización de reactores continuos a escala de laboratorio para obtener los parámetros de diseño de procesos de digestión de lodos.

Suponiendo su funcionamiento al régimen establecido, un digestor en continuo opera con una concentración constante de sólidos en suspensión. Para la unidad de laboratorio, discontinua, la concentración de sólidos en suspensión disminuye con el tiempo, debido a la oxidación gradual de la VSS. En cualquier caso, el coeficiente de velocidad de reacción, k_{dc}, para digestión de lodos, determinado con un reactor discontinuo de laboratorio, puede usarse junto con las ecuaciones de balance de materia del proceso de flujo continuo, para obtener la ecuación de diseño. Esta ecuación se trata en la sección 2.2.2. y su aplicación es

objeto del ejemplo 7.1. El subíndice «dc» indica que la constante se ha obtenido con un reactor discontinuo.

El consumo de oxígeno para el reactor discontinuo, disminuye con el tiempo (fig. 7.6). Para definir el valor de la constante en el caso de un digestor en continuo y en condiciones de equilibrio hay que tomar un valor medio. El procedimiento de cálculo se recoge también en el ejemplo 7.1.

La información básica para diseño que se obtiene del reactor discontinuo a escala de laboratorio es: 1) Sólidos volátiles en suspensión (mg/l) que quedan, en función del período de aireación (días); 2) Velocidad de utilización de oxígeno, VUO, [mg/(l · h)] en función del período de aireación (días).

Se utilizan simultáneamente distintos reactores, con capacidades de unos 2 l, promediándose los resultados obtenidos. Cada uno se llena con lodos con concentraciones iniciales tales que cubran el intervalo de concentraciones que pueden esperarse para la unidad de digestión en continuo propuesta. A intervalos de tiempo establecidos se van retirando muestras, en las que se determina la concentración de VSS y los consumos de oxígeno correspondientes.

Los valores de diseño calculados son: 1) Tiempo de residencia requerido (volumen del digestor); 2) Oxígeno necesario (kg O_2/h), a partir del cual se define la potencia necesaria y se especifican los aireadores.

2.2.2. *Ecuaciones de diseño*

Para un reactor discontinuo, la reducción en sólidos degradables volátiles puede asimilarse a una cinética de primer orden, siendo

$$dX_d/dt = - k_{dc}X_d \tag{7.1}$$

donde X_d son los VSS degradables que quedan después de un tiempo de aireación t, en mg/l, y k_{dc} la constante de velocidad de reacción para la destrucción de la VSS degradable, en dia^{-1}.

Separando variables de la ecuación (7.1):

$$dX_d/X_d = - k_{dc}dt \tag{7.2}$$

Integrando entre $t = 0$, correspondiente a concentración de VSS degradable $(X_d)_o$, y el tiempo t, en que la concentración de VSS es $(X_d)_e$ («o» y «e» representan el valor inicial o del afluente, y el final o del efluente), se obtiene:

$$\ln[(X_d)_e/(X_d)_o] = - k_{dc}t \tag{7.3}$$

ó:

$$(X_d)_e/(X_d)_o = e^{-k_{dc}t} \tag{7.4}$$

Si X_o y X_e son las concentraciones de VSS totales (degradables y no degradables) en afluen-

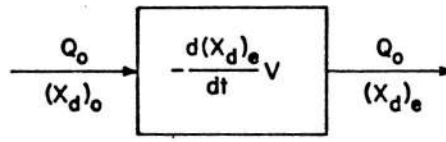


Fig. 7.3. Balance de materia de un digestor continuo en condiciones de mezcla completa y en régimen.

te y efluente, respectivamente, la ecuación (7.4) puede expresarse en términos de VSS totales, teniendo en consideración que:

$$(X_d)_e = X_e - X_n \tag{7.5}$$

$$(X_d)_o = X_o - X_n \tag{7.6}$$

donde X_n (mg/l) representa la fracción no degradable de VSS, supuesta constante en el período de aireación. La determinación experimental de X_n se trata en el ejemplo 7.1. Utilizando la ecuación (7.5) y la (7.6), la ecuación (7.3) se puede expresar como:

$$\ln[(X_e - X_n)/(X_o - X_n)] = -k_{dc}t \tag{7.7}$$

De la ecuación (7.3) (ó 7.7), se deduce que un gráfico semilogarítmico de la fracción degradable de VSS que queda en el momento t, en función del tiempo de aireación, da una línea recta, cuya pendiente es la constante de reacción k_{dc}. En lugar de la fracción de las VSS degradables, pueden utilizarse directamente para la ordenada los mg/l de VSS que quedan en el tiempo t, indicado por la abscisa. Esto significa multiplicar todas las ordenadas de la escala logarítmica por un término constante $(X_d)_o$, que, por supuesto, no modifica el valor de la pendiente. La fig. 7.5 (ejemplo 7.1), muestra un ejemplo típico para la determinación de k_{dc}.

Para el caso de un reactor continuo funcionando en régimen y en condiciones de mezcla completa, puede escribirse el siguiente balance de materia (ver fig. 7.3):

$$\begin{matrix}\text{Sólidos} \\ \text{degradables} \\ \text{entrada}\end{matrix} = \begin{matrix}\text{Sólidos} \\ \text{degradables} \\ \text{salida}\end{matrix} + \begin{matrix}\text{Sólidos} \\ \text{degradables} \\ \text{destruidos}\end{matrix} \tag{7.8}$$

o:

$$Q_o(X_d)_o = Q_o(X_d)_e + (-d(X_d)_e/dt)V \tag{7.9}*$$

* Tener en cuenta que la derivada $[d(X_d)_e/dt]$ es negativa, como se indicó en la ecuación (7.1), por lo cual viene precedida en la ecuación (7.9) por el signo menos.

Utilizando las ecuaciones (7.5) y (7.6):

$$Q_o(X_o - X_n) = Q_o(X_e - X_n) - [d(X_e - X_n)/dt]V \tag{7.10}$$

Simplificando:

$$Q_o(X_o - X_e) = -[d(X_e - X_n)/dt]V \tag{7.11}$$

Teniendo en cuenta que no hay reciclado en el caso del reactor continuo de la figura 7.3.:

$$t = t_h = V/Q_o = \text{tiempo de residencia.}$$

y la ecuación (7.11) nos da:

$$X_o - X_e = [-d(X_e - X_n)/dt]t \tag{7.12}$$

La reducción de VSS viene dada por la ecuación (7.1), haciendo $X_d = X_e - X_n$:

$$d(X_e - X_n)/dt = -k_{dc}(X_e - X_n) \tag{7.13}$$

La sustitución de este valor en la ecuación (7.12) da:

$$\left.\begin{aligned} X_o - X_e &= k_{dc}(X_e - X_n)t \\ \text{o:} \qquad & \\ (X_o - X_e)/t &= k_{dc}(X_e - X_n) \end{aligned}\right\} \tag{7.14}$$

Siendo el tiempo de residencia:

$$t = (X_o - X_e)/k_{dc}(X_e - X_n) \tag{7.15}$$

El ejemplo 7.1 presenta el diseño de un digestor continuo a escala industrial, a partir de datos obtenidos de un reactor discontinuo a escala de laboratorio. El procedimiento de diseño de un reactor discontinuo a escala industrial es directo, ya que en este caso la unidad de laboratorio es esencialmente una réplica a menor escala.

La velocidad de degradación del lodo depende de la temperatura. Los datos de laboratorio deben corregirse para la temperatura real de la operación, por la ecuación:

$$k_{Tw} = k_{20}\theta^{Tw-20} \tag{7.16}$$

en la cual T es la temperatura en °C, y el coeficiente de temperatura θ puede tomarse como 1,05.

2.2.3. Ejemplo 7.1

Para el tratamiento de lodos con un caudal de 190 m³/d, se pretende utilizar un digestor aerobio. Los datos de laboratorio, los VSS restantes y la velocidad de utilización de oxí-

CUADRO 7.1

Datos de laboratorio (t = 20°C)

(1) Tiempo de aireación (días)	(2) VSS restantes (mg/l)	(3) (VUO), Velocidad de utilización de oxigeno, (mg/l h)
0	10 000	42,5
1	7 950	32,5
3	5 550	22,8
5	4 250	18,0
7	3 570	15,0
9	3 230	12,5
11	3 050	11,0
13	2 955	9,50
18	2 850	7,75
22	2 850	7,00

geno, en función del tiempo de aireación, recogidos en el cuadro 7.1 se obtuvieron con un reactor discontinuo a escala de laboratorio, a 20°C.

1. Diseñar un digestor aerobio continuo. Calcular el volumen del digestor (m^3) para una reducción del 80% del contenido de VSS degradable para condiciones de invierno,

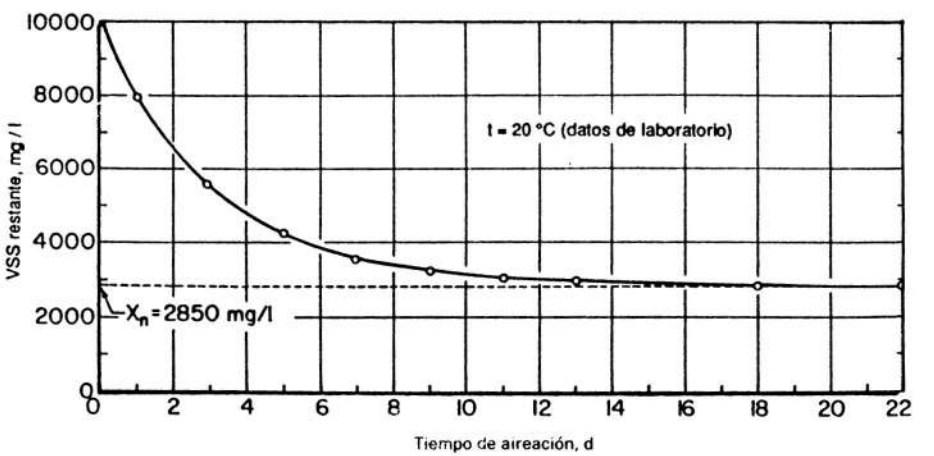


Fig. 7.4. VSS restante en función del tiempo de aireación (ejemplo 7.1).

cuando la temperatura de los lodos se supone es de 16°C. Determinar además la reducción de VSS en condiciones de verano, para este mismo digestor, cuando la temperatura de los lodos es de 30°C.

2. Calcular los kg O_2/h requeridos basados en las condiciones de verano.

Solución. Parte 1: Diseño del digestor aerobio (Base: condiciones de invierno).

Paso 1: Determinación de X_n (VSS no degradable en el lodo). Trazar el gráfico de variación de VSS restantes (mg/l) (columna 2, cuadro 7.1), en función del tiempo de aireación (columna 1, cuadro 7.1), tal y como se recoge en la figura 7.4. La curva es asintótica con respecto a un valor de VSS que se estima en 2 850 mg/l que corresponde a VSS no degradable en el lodo (o sea X_n = 2 850 mg/l). Siendo el porcentaje:

$$2850/10\,000 \times 100 = 28{,}5\%$$

siendo un 71,5% del lodo degradable.

Paso 2. Hacer el cuadro de balance de materia (cuadro 7.2) para el digestor aerobio (condiciones de invierno).

CUADRO 7.2

Cuadro de balance de materia para funcionamiento en invierno. Ejemplo 7.1. Base: 80% de disminución de VSS

	ENTRADA		SALIDA	
VSS	Degradable:	mg/l		mg/l
	$(X_d)_o$ = (0,715)(10 000)	= 7 150	$(X_d)_e$ = (0,2)(7 150)	= 1 430
	No degradable:			
	X_n = (0,285)(10 000)	= 2 850	X_n	= 2 850
	VSS totales (X_o):	10 000	X_e	= 4 280

Paso 3. Calcular la constante de reacción k_{dc}.

1. Hacer el cuadro 7.3 (VSS degradable restante en función del tiempo de aireación).
2. Trazar la curva de VSS degradable restante en función del tiempo de aireación, en papel semilogarítmico. Curva de la figura 7.5. Siendo el valor de k_{dc}, de la ecuación (7.3):

$$k_{dc} = -(\text{pendiente}) = \frac{\log 7\,150 - \log 280}{10 - 0} = 0{,}1407 \text{ día}^{-1} \text{(base 10)}$$

CUADRO 7.3

VSS degradable restante en función del tiempo de aireación

(1) Tiempo de aireación (días)	(2) VSS degradable restante (mg/l) (columna (2) del cuadro 7.1 — 2850)
0	7.150
1	5.100
3	2.700
5	1.400
7	720
9	380
11	200
13	105
18	—
22	—

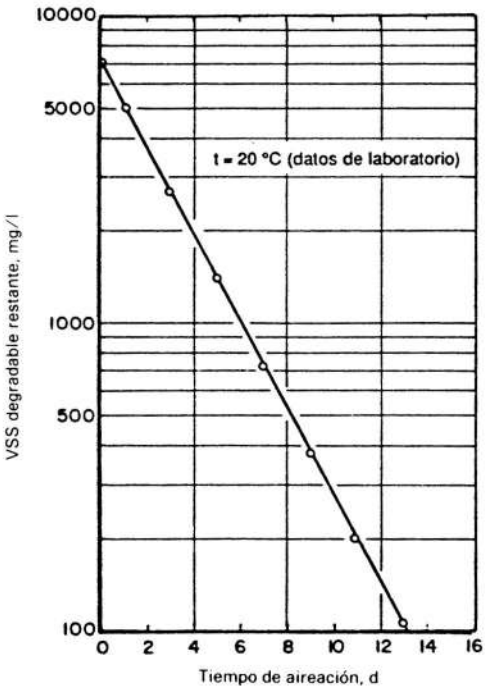


Fig. 7.5. VSS degradable restante en función del tiempo de aireación (ejemplo 7.1).

ó:

$$k_{dc} = (2{,}303)(0{,}1407) = 0{,}3241 \text{ d}^{-1} \qquad \text{(base e)} \quad (20^\circ\text{C})$$

3. Corregir k_{dc} para temperaturas de funcionamiento de invierno y verano.

$$k_{T_w} = k_{20}\theta^{T_w - 20}$$

(a) Condiciones de verano ($T = 30^\circ$C)

$$k_{30} = (0{,}3241)(1{,}05)^{30 - 20} = 0{,}528 \text{ d}^{-1}$$

(b) Condiciones de invierno ($T = 16^\circ$C)

$$k_{16} = (0{,}3241)(1{,}05)^{16 - 20} = 0{,}267 \text{ d}^{-1}$$

Paso 4. Cálculo del tiempo de residencia y volumen del reactor.

1. *Tiempo de residencia.* Base: 80% de reducción del contenido de VSS en condiciones de invierno. (Utilizar el cuadro 7.2 para balance de materia y tomar $k_{dc} = k_{16} = 0{,}267$ d^{-1}.

$$t = \frac{X_o - X_e}{k_{dc}(X_e - X_n)} = \frac{10\,000 - 4280}{0{,}267(4280 - 2850)} = 15 \text{ d} \qquad \text{(reactor continuo)}$$

A efectos de comparación, calcular el tiempo de residencia para el caso de un reactor discontinuo que opere en las mismas condiciones ($k_{dc} = k_{16} = 0{,}267$ d^{-1}) y con reducción del 80% de VSS. Tomar la ecuación (7.7) y resolverla para t:

$$t = \ln\left(\frac{X_e - X_n}{X_o - X_n}\right)\Big/ - k_{dc} = \ln\left(\frac{4280 - 2850}{10\,000 - 2850}\right)\Big/ - 0{,}267$$

$$= 6{,}03 \text{ d} \qquad \text{(reactor discontinuo)}$$

Como cabría esperar, el reactor discontinuo es más efectivo, ya que el continuo, en régimen, opera con una concentración de VSS constante $X_e = 4{,}280$ mg/l. Para el reactor discontinuo, la concentración de VSS total es $X_o = 10\,000$ mg/l al comienzo de la operación, disminuyendo gradualmente hasta el valor $X_e = 4\,280$ mg/l. Debido a que se considera una cinética de primer orden, la degradación será más rápida en el caso de reactores discontinuos para los que el valor medio de VSS es superior al valor constante $X_e = 4\,280$ mg/l para el reactor continuo.

2. *Volumen del reactor.*

$$V = Q_o t$$

siendo $Q_o = 190$ m³/d, con lo cual

$$V = 190 \text{ m}^3/\text{d} \times 15 \text{ d} = 2\,850 \text{ m}^3$$

Paso 5. Estimar la reducción en VSS en condiciones de verano, para el digestor diseñado en el paso 4.

$$\begin{aligned} T_w &= 30\ ^\circ\text{C} \\ k_{30} &= 0{,}528\ \text{d}^{-1} \\ X_o &= 10\,000\ \text{mg/l} \\ X_n &= 2\,850\ \text{mg/l} \\ t &= 15\ \text{d} \end{aligned}$$

Resolver la ecuación (7.15) para X_e:

$$X_e = \frac{X_o + k_{dc}X_n t}{1 + k_{dc}t} = \frac{10\,000 + (0{,}528)(2850)(15)}{1 + (0{,}528)(15)} = 3652 \quad \text{mg/l}$$

Para las condiciones de invierno, X_e era 4 280 mg/l (cuadro 7.2)

El balance de materia para funcionamiento en verano será el reflejado en el cuadro 7.4. Lo que corresponde a una reducción de (7 150 - 802)/7 150 × 100 = 88,8% de los VSS degradables, siendo 80% en invierno.

CUADRO 7.4

Balance de materia para funcionamiento en verano. Ejemplo 7.1

	ENTRADA		SALIDA	
VSS	Degradable:	mg/l		mg/l
	$(X_d)_o = (0{,}715)(10\,000)$	= 7 150	$(X_d)_e = 3\,652 - 2\,850$	= 802
	No degradable:			
	$X_n = (0{,}285)(10\,000)$	= 2 850	X_n	= 2850
	VSS totales (X_o):	10 000	X_e	= 3652

Solución. Parte 2.

Especificación de los aireadores (Base: condiciones de verano).

El procedimiento para especificar los aireadores para un digestor continuo funcionando a una temperatura T_w (ejemplo 7.1, $T_w = 30°C$), a partir de los datos obtenidos en un reactor discontinuo de laboratorio funcionando a una temperatura T_o (ejemplo 7.1, $T_o = 20°C$), se describe a continuación.

Paso 1. Determinar la concentración de VSS en la salida, X_e, para un reactor discontinuo de laboratorio aireado durante un tiempo t (ejemplo 7.1, t = 15 días) a 20°C.

Esto se consigue resolviendo la ecuación (7.7) para X_e:

$$X_e = (X_o - X_n)e^{k_{ae}t} + X_n$$

Para el caso de ejemplo 7.1:

$$X_e = (10\,000 - 2850)e^{(-0,3241)(15,0)} + 2850 = 55 + 2850$$

$$X_e = 2905 \quad \text{mg/l}$$

$$\therefore (X_d)_e = X_e - X_n = 2905 - 2850 = 55 \quad \text{mg/l}$$

Paso 2. Trazar la curva de consumo de oxígeno (ver fig. 7.6, para ejemplo 7.1), que es la representación de la columna (3) en función de la columna (1) del cuadro 7.1.

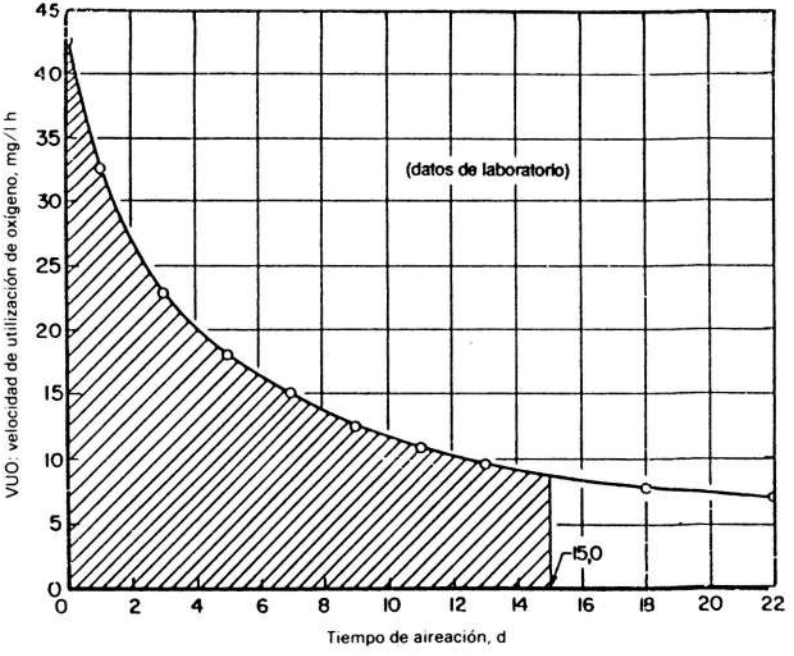


Fig. 7.6. Curva de velocidad de utilización del oxigeno (ejemplo 7.1).

Paso 3. Determinar el área limitada por la curva entre las abscisas $t = 0$ y t (en ejemplo 7.1, $t = 15$ d). Esta área equivale al oxígeno consumido (mg/l) para un reactor discontinuo cargado con una concentración de VSS inicial X_o (en ejemplo 7.1, $X_o = 10\,000$ mg/l), aireado durante un tiempo de «t» días (en ejemplo 7.1, $t = 15$ d) a 20°C o sea:

$$\text{Oxígeno utilizado} = \int_0^t (\text{VUO})dt = \frac{\overset{(\text{VUO})}{\overset{\downarrow}{\text{mg}}}}{(\text{l})(\text{h})} \times \overset{t}{\overset{\downarrow}{\text{d}}} \times \frac{24\ \text{h}}{\text{d}} = \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

Como se indica, el área rayada de la figura 7.6 debe multiplicarse por un factor 24 h/d para que el oxígeno utilizado venga en mg/L. Para el caso del ejemplo 7.1, el área calculada es:

$$255{,}0\ \frac{\text{mg}}{\text{l} \times \text{h}} \times \text{d} \times \frac{24\ \text{h}}{\text{d}} = 6120\ \ \text{mg/l}$$

Paso 4. Obtener el valor medio de la velocidad de utilización de oxígeno, en mg/L · h, para el período de aireación del reactor discontinuo en el intervalo 0 a t. Será el valor medio de la integral:

$$\text{Valor medio de la velocidad de utilización de oxígeno (reactor discontinuo)} = \frac{1}{t - 0}\int_0^t (\text{VUO})dt = \frac{1}{t}\int_0^t (\text{VUO})dt$$

Para el caso del ejemplo 7.1.

$$\text{Valor medio de la velocidad de utilización de oxígeno (reactor discontinuo)} = \frac{1}{15\ \text{d}} \times 6120\ \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 408\ \frac{\text{mg}}{\text{l} \cdot \text{d}}$$

Paso 5. Puede suponerse que la velocidad de utilización de oxígeno es proporcional a la reducción de VSS conseguida en la operación. De este modo, el valor medio $[1/t \int(\text{VUO})dt]$ del funcionamiento en discontinuo puede corregirse para las condiciones del digestor continuo por la relación:

$$\text{Velocidad de utilización de oxígeno (reactor continuo)} = \frac{\int_0^t (\text{VUO})\ dt}{t} \frac{[(X_d)_o - (X_d)_e]_{\text{react. cont., } T_w\ (\text{verano})}}{[(X_d)_o - (X_d)_e]_{\text{react. dicont. } T_w\ (\text{lab})}}$$

En el caso del ejemplo 7.1:

$$\begin{matrix}\text{Velocidad de}\\ \text{utilización de}\\ \text{oxígeno}\\ \text{(reactor continuo)}\end{matrix} = 408\,\frac{7\,150 - 802}{7\,150 - 55} = 365 \quad \frac{\text{mg}}{(\text{l})(\text{d})}$$

Paso 6. A partir de la utilización de oxígeno en el reactor continuo obtenido en el paso 5, y el volumen del reactor calculado en parte 1 (paso 4.2), se calculan los kg O_2/día requeridos. Para el ejemplo 7.1 (mg/l equivalen a g/m^3).

$$\text{kg } O_2/\text{d} = 365 \text{ g/(m}^3\text{)(d)} \times 2\,850 \text{ m}^3 \times 1/1000 \text{ kg/g} = \\ = 1\,040 \text{ kg } O_2/\text{d}$$

o también:

$$1\,040/24 = 43{,}5 \text{ kg } O_2 \text{ transferidos/h}$$

La especificación completa y la disposición en planta de los aireadores puede hacerse de acuerdo con el procedimiento descrito en los capítulos 4 y 5.

2.2.4. *Funcionamiento de digestores aerobios según la temperatura en el tanque de aireación*

En el ejemplo 7.1 se evaluó el funcionamiento del digestor aerobio a dos temperaturas distintas (30 y 16°C). Estos cálculos pueden repetirse para distintas temperaturas obte-

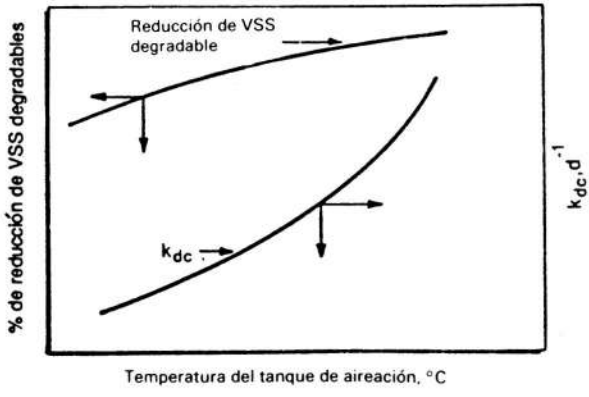


Fig. 7.7. Funcionamiento de digestores aerobios según la temperatura del tanque de aireación.

niéndose una curva de variación del porcentaje en la reducción de VSS degradable en función de la temperatura. Puede además obtenerse un gráfico de k_{dc} en función de T. La figura 7.7 representa curvas típicas al respecto.

2.2.5. Concepto de edad de lodo para digestores de lodos

Este concepto se trató en el capítulo 5, sección 8 y se representa por las ecuaciones (5.165) o (5.166), en las cuales el denominador es la salida neta de VSS del sistema. Para el caso de los reactores biológicos tratados anteriormente (reactores de lodos activos, lagunas aireadas, balsas de estabilización), la concentración en lodos del efluente era superior a la del afluente o entrada. En consecuencia, había una salida neta de VSS del sistema. Para digestores de lodos aerobios, sin embargo, hay menos lodos en la salida que en la entrada, siendo la diferencia la cantidad de lodos biodegradados. Como resultado, el denominador de la ecuación (5.165) o (5.166) es negativo, correspondiendo a una entrada neta de VSS en el sistema. La expresión para edad de lodos en digestores de lodos podría escribirse:

$$\theta_c = \frac{\text{kg MLVSS en el digestor}}{\text{entrada neta de VSS en el sistema (kg/d)}} > 0 \qquad (7.17)$$

Ejemplo 7.2. Para el digestor de lodos del ejemplo 7.1 calcular la edad del lodo en condiciones de invierno y verano.

Solución. El cuadro 7.2 presenta el balance de materia correspondiente. El volumen del digestor calculado fue de 2 850 m³. (Parte 1, paso 4.2.) En consecuencia:

$$\text{kg MLVSS en el digestor} = VX_e = 2\,850 \text{ m}^3 \times 4\,280 \text{ g/m}^3 \times 1/1000 \text{ kg/g} = 12\,198 \text{ kg}$$

Entrada neta de VSS en el sistema:

$$Q_o(X_o - X_e) = 190 \text{ m}^3/\text{d}\ (10\,000 - 4\,280) \text{ g/m}^3 \times 1/1000 \text{ kg/g} = 1\,087 \text{ kg/d}$$

y:

$$\theta_c = 12\,198/1\,087 = 11{,}2 \text{ d}$$

Para las condiciones de verano $X_e = 3\,653$ mg/l, dando los cálculos similares correspondientes $\theta_c = 8{,}63$ d.

2.2.6. Modelo mejorado para reducción de sólidos en suspensión totales en digestión aerobia

El modelo matemático utilizado como base para el diseño del reactor aerobio (ejemplo 7.1) incluye la suposición de que únicamente el contenido de sólidos volátiles disminuye durante la digestión. Sin embargo, se ha observado que hay también una disminución de la fracción no volátil de sólidos en suspensión durante la digestión. Benefield y Randall [1] han desarrollado un modelo matemático mejorado, en el cual los sólidos en suspensión totales se dividen en fracción activa y fracción inactiva, en lugar de volátil y no volátil. La aplicación de este modelo se describe en la referencia [1].

2.3. Digestión anaerobia de lodos

2.3.1. Introducción a la digestión anaerobia de lodos

Desde hace más de cien años se conoce el hecho de que si se dejan los sólidos sedimentados de las aguas residuales en un tanque cerrado por un tiempo suficiente, pasan a tener un aspecto líquido y se genera simultáneamente un gas que contiene metano. En 1904 Imhoff obtuvo ya la patente del diseño de reactores de digestión anaerobia, conocidos como fosas o tanques Imhoff. La gran mayoría de los procesos de digestión de lodos son anaerobios, aunque la digestión aerobia está popularizándose, especialmente para pequeñas unidades.

Los digestores de lodos anaerobios son normalmente de dos tipos: 1) Digestores de una etapa. 2) Digestores de dos etapas. La figura 7.8 representa un digestor de una etapa.

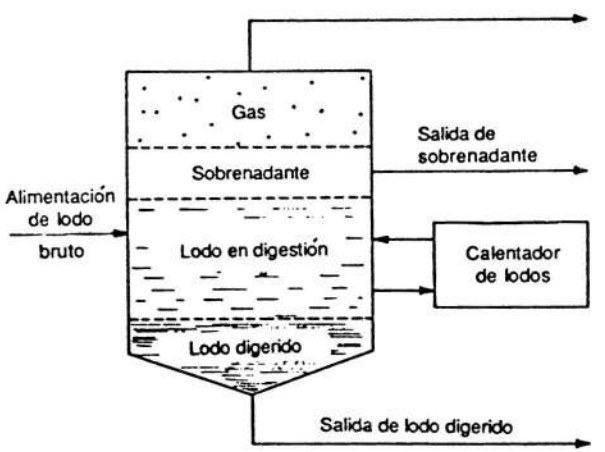


Fig. 7.8. Digestor anaerobio de lodo de una etapa.

El lodo bruto se introduce en la zona donde hay digestión activa y se está produciendo gas. Al elevarse el gas arrastra partículas de lodo y otras materias (grasas, aceites, ...) formando un sobrenadante que se separa del digestor. El lodo digerido se extrae por el fondo del tanque.

El proceso de digestión se favorece por la alta temperatura (normalmente entre 24 y 40°C), lo que exige que el lodo en digestión se caliente mediante serpentines de vapor dentro del reactor, o por medio de un calentador externo de lodos (fig. 7.8). El gas se recoge por la parte superior del digestor, y se utiliza normalmente como combustible debido a su alto contenido en metano.

El tiempo de residencia en los procesos de una etapa es alto, del orden de 30-60 días, aun para digestores calentados. La razón para este tiempo de retención tan largo es el hecho de que, como sugiere la figura 7.8, solamente 1/3 aproximadamente del volumen del tanque se utiliza para digestión activa. Como resultado de este uso tan pobre del volumen, este proceso no se recomienda para plantas de digestión de lodos con capacidad superior a 4 000 m^3/d.

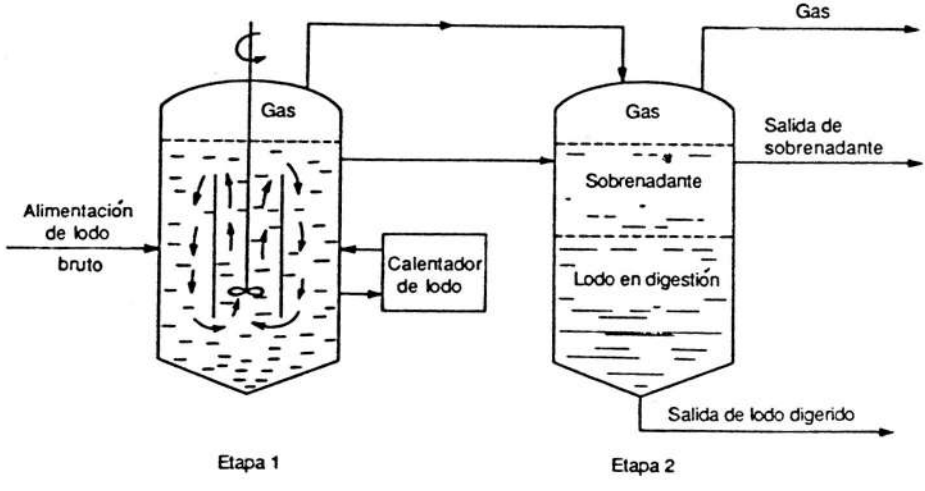


Fig. 7.9. Digestor anaerobio de lodos de doble etapa.

La figura 7.9 muestra una unidad típica en dos etapas. El objetivo fundamental de este proceso es conseguir una mejor utilización volumétrica. La primera etapa se usa únicamente para digestión. La segunda sirve como separador sólido-líquido y permite la recogida de gas. El tiempo de retención para la primera etapa es normalmente 10-15 d. Sólo se calienta la primera etapa. La mezcla se hace en la primera etapa, por medios mecánicos o por recirculación de gas.

2.3.2. Comparación de la digestión de lodos aerobia y anaerobia

Como se ha indicado en la sección 2.1, los digestores anaerobios significarán mayores inversiones que los aerobios, en lo concerniente a volumen del reactor, debido a los mayores tiempos de retención. Por otro lado, hay ahorros en costes de inversión, debido a la ausencia de equipos de aireación, así como en costes por menor consumo energético. La operación de digestores anaerobios es, sin embargo, más difícil, siendo el proceso más sensible a las cargas de choque. También el líquido sobrenadante es en el caso de los anaerobios más rico en nutrientes y compuestos orgánicos. Teniendo en cuenta que este sobrenadante se recicla al proceso, como se ha indicado en la figura 7.2, esto podría ser una desventaja para los procesos anaerobios.

2.3.3. Diseño de digestores anaerobios de lodos

Normalmente, se utilizan métodos empíricos para el dimensionamiento de los digestores. Metcalf y Eddy presentan en la referencia [4] cuatro de tales métodos, recomendándose consultar dicha publicación a los interesados en detalles de los mismos.

Método 1. De tiempo de residencia celular medio. Este procedimiento incluye el uso de valores recomendados de edad del lodo para diseño del digestor.

Para el caso de digestores de lodos anaerobios, suponiendo que el crecimiento anaerobio tiene lugar dentro del digestor, no hay masa anaerobia en la alimentación. En consecuencia a partir de consideraciones similares a las del caso de lagunas aireadas [capítulo 6, sección 5,3, ecuación (6.47)], se obtiene que la edad del lodo es numéricamente igual al tiempo de residencia hidráulico. En consecuencia, el volumen del digestor anaerobio se calculará según:

$$V = Q_o t = Q_o \theta_c \tag{7.18}$$

Los valores recomendados para la edad del lodo, θ_c, así como para su valor mínimo θ_c^m, se resumen en el cuadro 7.5 en función de la temperatura de funcionamiento del digestor.

Del mismo modo, es posible estimar el crecimiento de la masa anaerobia (kg/d) a partir de valores típicos del coeficiente de producción Y, y de la constante de descomposición microbiana, k_d. El cuadro 7.6, presenta valores de estos parámetros para distintos tipos de residuos.

Esta estimación está basada en una relación similar a la ecuación (6.58) que se estableció en el capítulo 6, sección 5,8 para el caso de lagunas aireadas. Para aplicación a digestores anaerobios, suponiendo que el crecimiento de la masa anaerobia tiene lugar dentro del digestor, el término $X_{v,o} \approx 0$. Si se supone un valor razonable para la DBO eliminada, entonces (ya que $t = \theta_c$):

$$X_V = YS_r/(1 + k_d\theta_c) \tag{7.19}$$

CUADRO 7.5

Valores recomendados de edad de lodo para digestores anaerobios de lodo [5]

Temperatura (°C)	θ_c^m (dias)	Edad de lodo sugerida θ_c (dias)
18	11	28
24	8	20
29	6	14
35	4	10
40	4	10

CUADRO 7.6

Parámetros de crecimiento para digestores anaerobios [5]

Substrato	Y (kg/kg)	k_d (d^{-1})
Acidos grasos	0,054	0,038
Hidratos de carbono	0,240	0,033
Proteinas	0,076	0,014

Si S_r está expresada en DBO eliminada por dia, X_v nos dará los kg de sólidos volátiles producidos por dia. El volumen de metano producido diariamente se puede estimar por el procedimiento descrito en el capitulo 6, sección 9.7.

Método 2. De factores de carga. Incluye el uso de valores recomendados para la carga del digestor ($kg/m^3 \cdot d$).

Método 3. De reducción de volumen. Basado en una relación empírica entre el volumen del digestor, los volúmenes de alimentación fresca y digerida de lodos y el tiempo de digestión.

Método 4. Basado en poblaciones. Este método, aplicable a lodos de aguas residuales domésticas, requiere la suposición de volúmenes específicos de digestor por habitante.

3. ESPESAMIENTO DE LODOS

3.1. Introducción

El espesamiento es el primer paso normal en los procesos de evacuación de lodos. Puede conseguirse: 1) por gravedad. 2) por flotación con aire disuelto.

3.2. Ventajas del espesamiento

1. Mejora el funcionamiento del digestor y reduce las inversiones, si se recurre a la digestión posterior.
2. Reduce el volumen de lodos antes de la evacuación al terreno o al mar.
3. Mejora la economía de los sistemas de deshidratación (centrífugas, filtros de vacío, filtros a presión, ...).

3.3. Espesadores de gravedad

Se trata de tanques de sección circular en los que se dispone un mecanismo rotativo de raseado, similar al de los clarificadores considerados en el capítulo 3, sección 3.8.

3.4. Bases de diseño de espesadores de gravedad

El objetivo de los espesadores es conseguir un lodo concentrado a extraer por el fondo. La sedimentación en los espesadores se lleva a cabo en condiciones de sedimentación zonal, para la cual se estudiaron los principios de diseño en el capítulo 3, sección 3.7. Para los espesadores pueden utilizarse los mismos procedimientos de diseño utilizados en la solución del ejemplo 3.5.

3.5. Ecuación de Edde y Eckenfelder [3]

El problema fundamental de diseño del espesador consiste en la determinación del área de la sección, A_t, requerida para que un lodo con una concentración X_o de sólidos sea compactado hasta conseguir una concentración X_u en la purga inferior. En el capítulo 3, sección 3.7, se describió un procedimiento gráfico, para obtener el valor de la carga superficial de sólidos requerida ($kg/m^2 \cdot d$), de la que se puede obtener el área A_t directamente, ecuación (3.51).

Edde y Eckenfelder desarrollaron una correlación para diseño de espesadores:

$$\frac{X_u}{X_o} - 1 = \frac{K}{(G_T)^n} = \frac{K}{(1/UA)^n} \tag{7.20}$$

en la que X_o y X_u, en mg/l, representan la concentración de sólidos en suspensión en el efluente y la purga, respectivamente; G_T es la carga superficial (kg sólidos/m² · d). Los parámetros n y K deben determinarse a partir de ensayos en planta piloto, habiéndose encontrado que «n» sólo es función de las propiedades reológicas del lodo, mientras que K está relacionada no sólo con la concentración de sólidos en suspensión en el afluente, X_o, sino también con la altura de la columna de sedimentación.

El término UA, denominado área unidad, es la inversa de la carga superficial

$$UA = \frac{1}{G_T} = \frac{1}{\text{kg sólidos/m}^2 \cdot \text{d}} = \frac{\text{m}^2}{\text{kg sólidos/d}} \qquad (7.21)$$

En consecuencia, UA se corresponde con el área en m² requerida por kg sólidos/d.

La determinación de los parámetros n y K se hace escribiendo la ecuación (7.20) en forma lineal, tomando logaritmos en ambos miembros:

$$\log\left(\frac{X_u}{X_o} - 1\right) = \log K - n \log G_T = \log K - n \log(1/UA) \qquad (7.22)$$

A partir de la ecuación (7.22), el gráfico en papel doble logarítmico, representando $[X_u/X_o) - 1]$ en función de G_T (ó $1/UA$), nos dará una línea recta de pendiente $= -n$, y que cortará al eje de ordenadas en el punto K. En la referencia [2] de Eckenfelder y Ford se describe el procedimiento de diseño de espesadores de gravedad a partir de datos obtenidos en planta piloto.

Una vez determinados los valores K y n, la ecuación (7.20) puede resolverse para el área unitaria UA. En base al conocimiento de los kg sólidos/d tratados, la ecuación (7.21) permite calcular el área de la sección requerida.

3.6. Espesadores por flotación.

Puede utilizarse para lodos y se recomienda especialmente para aquéllos de naturaleza gelatinosa, tales como los obtenidos en el proceso de lodos activos. En el Capítulo 3. sección 4, se trató el diseño de los equipos de flotación.

4. SECADO DE LODOS POR FILTRACIÓN AL VACÍO

4.1. Introducción

Es el procedimiento más usado para el secado de lodos. El agua se separa aplicando el vacío a través de un medio poroso que retiene los sólidos y permite al líquido pasar. Se

usan distintos tipos de medios filtrantes, tales como tejidos de nylon y dacrón, malla metálica, muelles metálicos densamente entrelazados,...

La unidad central es un cilindro rotativo dentro del tanque de lodos (fig. 7.10).

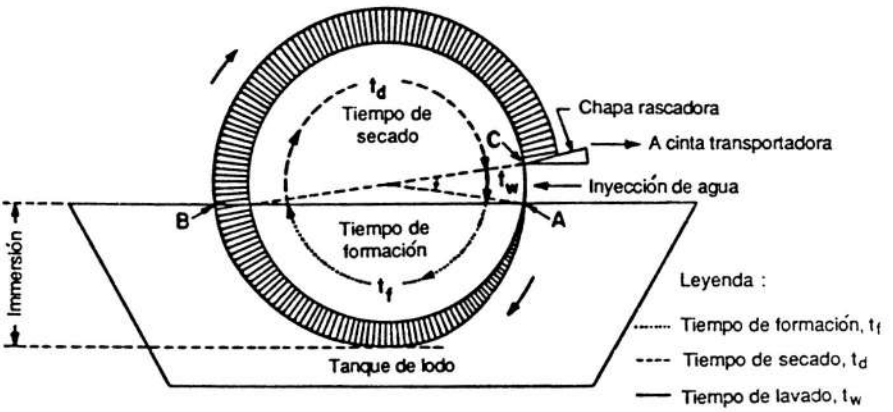


Fig. 7.10. Diagrama de filtro rotativo.

El vacío se aplica en la parte sumergida del cilindro, reteniéndose los sólidos en la superficie de éste. La torta se comienza a formar en el punto *A*, aumentando a medida que el tambor se introduce en el lodo y alcanza el espesor final en el punto B en que emerge. El tiempo transcurrido entre *A* y *B* (tiempo de inmersión) se conoce por «tiempo de formación», (t_f). Entre *B* y *C* se deshidrata la torta, designándose este tiempo por «tiempo de secado» (t_s). Al final del ciclo se separa la torta, llevándose a una cinta transportadora; el medio filtrante se lava con inyección de agua antes de volverse a sumergir en el tanque de lodo. El tiempo requerido para separar la torta y para el lavado se conoce por t_l (tiempo de lavado). El tiempo total del ciclo se conoce como t_c. En la fig. 7.10 se señalan estos períodos.

Obviamente:

$$t_c = t_f + t_s + t_l \tag{7.23}$$

Teniendo en cuenta que el cilindro gira a velocidad constante, se puede establecer:

$$t_f/t_c = (\text{inmersión})/100 \tag{7.24}$$

Normalmente, la inmersión es del orden del 10 al 60%.

$$0{,}6t_c > t_f > 0{,}1t_c$$

En consecuencia, el tiempo de formación es normalmente un 10 a un 60% de la duración del ciclo.

Normalmente, el tiempo de lavado t_l se toma un 20% del ciclo total:

$$t_l \approx 0.2t_c \tag{7.25}$$

En general, si f_l es la fracción del ciclo que se emplea para lavado:

$$t_l = f_l t_c \ (f_l \approx 0{,}2) \tag{7.26}$$

Sustituyendo en la ecuación (7.23), t_f y t_l por sus valores dados por las ecuaciones (7.24) y (7.26), y resolviendo para t_c, se obtiene:

$$t_c = t_s / [(1-f_l) - (\%\text{inmersión})/100] \tag{7.27}$$

4.2. Variables en la filtración al vacío

Las variables a considerar pueden integrarse en dos grupos: las relacionadas con las características del lodo y las que dependen del funcionamiento del filtro.

Las relacionadas con las características del lodo son:

1. Concentración de sólidos en el lodo. Resultado de la naturaleza del lodo (primario o secundario, doméstico o industrial), y de los procesos de espesamiento precedentes. La humedad de la torta puede variar entre el 60 y el 80% (o sea, 40-20% de sólidos en la torta) dependiendo del tipo de lodo bruto y de los productos químicos usados en su acondicionamiento.
2. Viscosidad del lodo y del líquido filtrado; para este último, se toma aproximadamente la del agua a esa temperatura.
3. Compresibilidad del lodo, que depende de la naturaleza de las partículas del lodo.
4. Composición física y química, incluyendo forma y tamaño de partículas y contenido de agua.

Las variables de funcionamiento del filtro son las siguientes:

1. *Vacío de funcionamiento.* Normalmente variable entre 250 y 550 mm. hg. Los vacíos más altos son más efectivos con tortas incompresibles. Para tortas más compresibles, la aplicación de vacíos elevados puede producir atascamientos u obstrucciones del medio filtrante.
2. *Inmersión del tambor o cilindro.* Varía entre 10 y 60%, siendo los lodos de alta porosidad los que permiten mayores inmersiones. Los lodos de baja porosidad deben filtrarse con poca inmersión, si no la torta espesa y compacta resultante no permite una circulación adecuada del filtrado.
3. *Acondicionamiento químico de lodos.* Muchos lodos requieren coagulantes (clo-

ruro férrico, cal, polielectrolitos) para coagular las pequeñas partículas que, en caso contrario, obstruirían el medio filtrante, provocando una disminución de la tasa de filtración.

4. *Tipo y porosidad del medio filtrante*. La alta porosidad lleva consigo mayores tasas de filtración.

4.3. Definición del parámetro c

En las ecuaciones de la filtración de la seccion 4.4, aparece el parámetro c, definido como la cantidad de sólidos (g) depositados en el filtro por unidad de volumen del filtrado (cm^3). Podemos obtener una expresión para c. (Ver figura 7.11). Se toma como base 100g de lodo de llegada, en los cuales c_i representa el porcentaje en peso de agua. Los sólidos que se depositan en el filtro serán $(100\text{-}c_i)$ g. Los gramos de filtrado corresponden a la diferencia entre los gramos de agua en el lodo (c_i) y los retenidos en la torta. Si c_f es la humedad en la torta, o sea, los gramos de agua que se retienen en ésta, deberá haber correspondencia con la diferencia entre la masa total de torta $(100\text{-}c_i)/[(100\text{-}c_f)/100]$ gramos, y los gramos de sólidos en la misma, que son $(100\text{-}c_i)$ gramos.

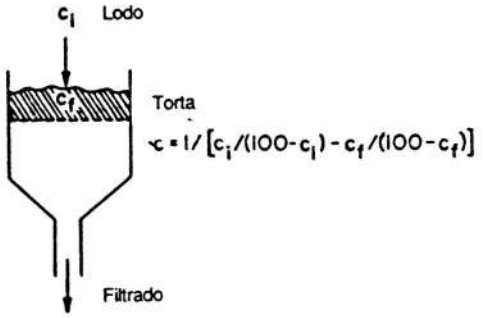


Fig. 7.11. Esquema de referencia para ecuación (7.28).

Además, teniendo en cuenta que los gramos (g) de filtrado (como agua) igualan numéricamente los cm^3 de filtrado, el parámetro c será:

$$c = \frac{100 - c_i}{c_i - \{(100 - c_i)/[(100 - c_f)/100] - (100 - c_i)\}}$$

$$= \frac{1}{c_i/(100 - c_i) - c_f/(100 - c_f)} \qquad (7.28)$$

4.4 Ecuaciones de filtración

La ecuación básica de la filtración, obtenida a partir de la Ley de Poiseuille-D'Arcy, es:

$$dV/dt = \Delta P/(R_{\text{torta}} + R_{\text{medio filtrante}}) \tag{7.29}$$

En la ecuación (7.29):

—V es el volumen de filtrado

—t es el tiempo

—dV/dt es la velocidad de filtración

—Para la presión se utiliza generalmente una escala relativa en la que la presión atmosférica normal es el nivel cero de esta escala. En este caso, P, es decir la diferencia de presión aplicada a través de la torta, es numéricamente igual al vacío producido, ya que:

$$P = P_{\text{atmosf}} - P_{\text{vacio}} = 0 - P_{\text{vacio}} = - P_{\text{vacio}}{}^{*}$$

Por consiguiente ΔP se puede sustituir por P, siendo equivalente al vacío aplicado.

—R_{torta} es la resistencia que presenta la torta al paso del filtrado.

—$R_{\text{medio filtrante}}$ es la resistencia ofrecida por el medio filtrante al paso del filtrado.

La ecuación (7.29) puede expresarse como:

$$dV/dt = PA^2/[\mu(rcV + R_m A)] \tag{7.30}$$

donde V es el volumen de filtrado; t el tiempo de formación; P el vacío aplicado; A el área de filtración: c el parámetro definido en la sección 4.3., o sea, la cantidad de sólidos depositados por unidad de volumen de filtrado. En consecuencia, cV será la cantidad de sólidos en la torta (kg) que corresponden al volumen V de filtrado: r la resistencia específica de la torta al paso del filtrado (resistencia por kg de torta). El significado físico de r y sus unidades se trata en esta misma sección; R_m es la resistencia inicial del medio filtrante. Esta resistencia es normalmente despreciable, en comparación con la de la torta; μ es la viscosidad del filtrado.

El significado físico del parámetro r puede apreciarse si en la ecuación (7.30) se desprecia el término R_m (resistencia del medio filtrante). Resolviendo la ecuación para r:

$$r = PA^2/\mu cV(dV/dt) \tag{7.31}$$

* Por ejemplo, para un vacío de 250 mm Hg: (esto es presión absoluta de 760-250 = 510 mm Hg)

$$P_{\text{vacio}} = -250 \text{ mm Hg}$$

siendo $\Delta P = -(-250 \text{ mm Hg}) = 250 \text{ mm Hg}$

De la ecuación (7.31) se obtiene que r es numéricamente igual a la diferencia de presión (vacío aplicado P) requerida para tener una velocidad de filtración unidad ($dV/dt = 1{,}0$) por unidad de masa de torta ($cV = 1{,}0$) y unidad de superficie del filtro ($A = 1{,}0$), suponiendo la viscosidad $\mu = 1{,}0$ (1 cP); o sea, $r = P$ si $dV/dt = 1{,}0$, $cV = 1{,}0$, $\mu = 1{,}0$ y $A = 1{,}0$. O sea, r representa la mayor o menor facilidad del lodo para ser filtrado; cuanta mayor sea, más difícil es la filtración.

La integración de la ecuación (7.3) se suele hacer suponiendo que la resistencia específica no varía en el tiempo. Si para $t = 0$, $V = 0$ y para $t = t$, $V = V$, la integración de la ecuación (7.30) da:

$$(\mu/A^2P)\int_0^V (rcV + R_mA)\,dV = \int_0^t dt$$

Suponiendo que la resistencia específica de la torta es constante:

$$\frac{\mu}{A^2P}\left(rc\int_0^V V\,dV + R_mA\int_0^V dV\right) = \int_0^t dt$$

o sea:

$$(\mu/A^2P)[rc(V^2/2) + R_mAV] = t$$

Dividiendo ambos miembros por V y ordenando la ecuación se obtiene:

$$t/V = (\mu rc/2PA^2)V + \mu R_m/AP \tag{7.32}$$

De la ecuación (7.32) se deriva que el gráfico de t/V en función de V daría una línea recta. Los valores de resistencia específica de la torta, r, y del medio filtrante, R_m, se evalúan a partir de la pendiente y la intersección de la recta con las ordenadas, respectivamente, siendo:

$$r = (2PA^2/\mu c)S \tag{7.33}$$

$$R_m = iAP/\mu \tag{7.34}$$

en la que p representa la pendiente e i la intersección. La figura 7.14 representa un gráfico de este tipo. La resistencia específica tiene gran utilidad para comparar las características de filtrabilidad de distintos lodos y determinar las necesidades de coagulación para producir una torta que ofrezca resistencia mínima (sección 4.5).

4.5. Determinación en laboratorio de la resistencia específica r y de la dosificación adecuada de coagulante

La determinación en laboratorio de r se basa en la construcción del gráfico de t/V en

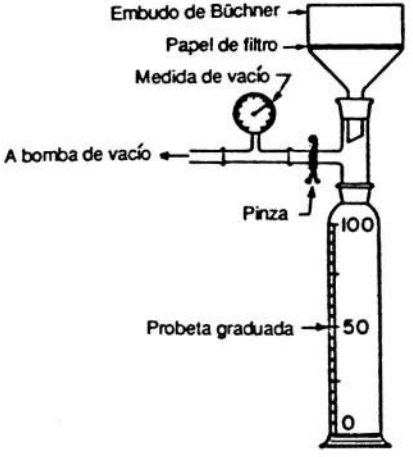


Fig. 7.12. Aparato de embudo de Büchner.

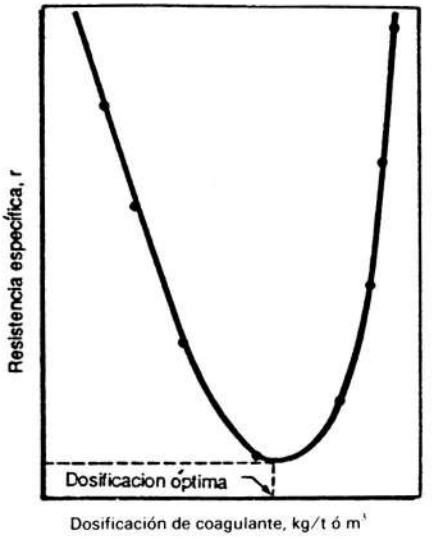


Figura 7.13. Curva típica para evaluar el efecto de la dosificación de coagulante sobre la resistencia específica.

función de V, calculándose r a partir de la ecuación (7.33). El equipo de laboratorio requerido es únicamente un aparato de embudo de Büchner (fig. 7.12).

El procedimiento es el siguiente:

1. Preparar el embudo de Büchner y el papel de filtro.
2. Humedecer el papel de filtro y ajustar el vacío a 374-500 mm de Hg.
3. Listar los volúmenes de filtrado a intervalos de tiempo prefijados hasta la rotura del vacío. El vacío existirá mientras haya líquido sobre la torta. Tan pronto como haya pasado todo el líquido, se aspira aire y se rompe el vacío.
4. Determinar el contenido en sólidos del lodo de llegada y en la torta del filtro, secándolos en un horno y pesándolos. A partir de los c_i y c_f obtenidos, se calcula el parámetro c utilizando la ecuación (7.28).
5. Calcular r a partir del gráfico de t/V en función de V utilizando la ecuación (7.33).
6. Repetir los pasos 1-5 para distintas concentraciones de coagulante. Según la naturaleza del lodo pueden usarse de 2-10%, en peso, de cal o cloruro férrico, y 0,1-1,5% de polielectrolito.
7. Calcular la resistencia específica de las muestras como se ha indicado en el paso 5. Determinar la dosificación óptima de coagulante a partir del gráfico de resistencia específica en función de la dosificación de coagulante. La dosificación óptima corresponde al mínimo de la curva de resistencia específica (fig. 7.13).

4.6. Unidades para la resistencia de la torta (r)

Hay que hacer las siguientes consideraciones:

1. El vacío aplicado (mm Hg) debe convertirse en dinas/cm² antes de utilizar la ecuación (7.33). Siendo el factor de conversión:

$$\text{mm Hg} \times 1333{,}2 = \text{dinas/cm}^2 \tag{7.35}$$

2. La resistencia específica se expresa normalmente en cm/g. Según la figura 7.14, las unidades para la pendiente «p» (t en segundos, V en milímetros).

$$p = (t/V)/v = (\text{s/ml})/\text{ml} = \text{s/cm}^6 \tag{7.36}$$

Las unidades para c serán

$$c = \text{g/ml} = \text{g/cm}^3$$

y las de μ serán

$$\mu = \text{g/(cm)(seg)} = \text{Poise}$$

Si P se expresa en dinas/cm² y el área en cm², entonces las unidades para r serán:

$$r = \frac{(\text{dinas/cm}^2) \times \text{cm}^4}{\text{g/(cm)(s)} \times \text{g/cm}^3} \times \frac{\text{s}}{\text{cm}^6} = \frac{[(\text{g} \times \text{cm/s}^2)/\text{cm}^2] \times \text{cm}^4}{\text{g/(cm)(s)} \times \text{g/cm}^3} \times \frac{\text{s}}{\text{cm}^6}$$

$$r = \frac{\text{cm}}{\text{g}}$$

4.7. Ejemplo numérico: Determinación de la resistencia específica de la torta usando el embudo de Büchner

Ejemplo 7.3. Mediante ensayos de laboratorio utilizando el aparato de Büchner se obtienen los datos siguientes:

Volumen de filtrado (ml)	Tiempo (seg)
25	27,5
50	110,0
75	248,0
100	440,0
125	688,0
150	990,0

El lodo a filtrar tiene 7% de sólidos.

El vacío de funcionamiento es de 508 mm Hg y la temperatura de 20°C. El área del filtro es 73,6 cm^2. Suponer que el filtrado tiene las mismas propiedades que el agua a 20°C ($\mu = 1{,}0$ cP). El % de sólidos en la torta es del 27%. Antes de la filtración se añadieron, como coagulante, 10 mg/l de un polímero.

Determinar la resistencia específica de la torta en cm/g.

Solución

Paso 1. Construir el cuadro siguiente:

V (ml)	t (s)	t/V (s/ml)
25	27,5	1,1
50	110,0	2,2
75	248,0	3,3
100	440,0	4,4
125	688,0	5,5
150	990,0	6,6

Paso 2. Hacer el gráfico de t/V en función de V. Figura 7.14.

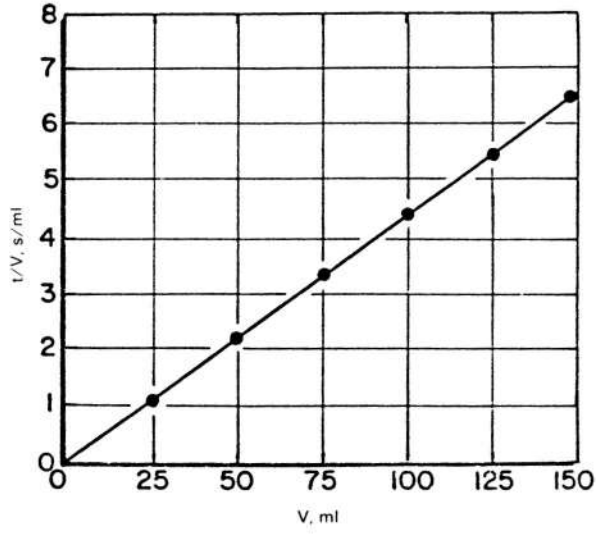


Fig. 7.14. Gráfico de t/V en función de V (Ejemplo, 7.3).

Paso 3. A partir de la figura 7.14:

$$\text{Pendiente} = p = (6{,}6 - 1{,}1)/(150 - 25) = 0{,}044 \text{ s/cm}^6$$

Paso 4. Calcular c [ecuación (7.28)]. Tener en cuenta que $c_i = 100 - 7 = 93$ y que $c_f = 100 - 27 = 73$.

$$c = 1/[c_i/(100 - c_i) - c_f/(100 - c_f)]$$

$$c = 1/[93/(100 - 93) - 73/(100 - 73)] = 0{,}0945 \quad \text{g/cm}^3$$

Paso 5. Calcular r [ecuación (7.33)]:

$$P = 508 \text{ mm Hg} \times 1333{,}2 = 677\,266 \text{ dinas/cm}^2 = 677\,266 \frac{\text{g}}{\text{cm} \cdot \text{s}^2}$$

$$r = (2PA^2/\mu c)\, p = \frac{2 \times 677\,266 \text{ g/cm} \cdot \text{s}^2 \times (73{,}6)^2 \text{ cm}^4}{0{,}01 \text{ g/(cm)(seg)} \times 0{,}0945 \text{ g/cm}^3} \times 0{,}044 \text{ s/cm}^6$$

$$r = 3{,}416 \times 10^{11} \text{ cm/g}$$

Paso 6. Se hacen distintas determinaciones como en los pasos anteriores variando la concentración de coagulante entre 0 y 20 mg/l. Se determinan valores de r para concentraciones de coagulante de 0, 2,5, 5, 10, 15, 20 mg/l. El valor mínimo se obtiene para una concentración de 10 mg/l. El valor de r correspondiente es el calculado en el Paso 5. $r = 3{,}416 \times 10^{11}$ cm/g.

4.8. Resistencia específica para tortas compresibles

La mayoría de los lodos de aguas residuales industriales forman tortas compresibles para las cuales la tasa o velocidad de filtración, y la resistencia específica, son función de la pérdida de carga o diferencia de presión a través de la torta. Este efecto se representa por la ecuación

$$r = r_o P^s \tag{7.37}$$

en la cual s es el coeficiente de compresión para la torta. A mayores valores de s más compresible es la torta. Para $s = 0$, la resistencia específica es independiente de la presión y la torta es incompresible. En este caso, la ecuación (7.37) nos daría:

$$r = r_o = \text{cte.} \tag{7.38}$$

Según la ecuación (7.37), el parámetro r_o corresponde al valor de la resistencia específica, r, para un valor unidad de P.

Los valores de s y r_o se obtienen escribiendo la ecuación (7.37) en forma lineal:

$$\log r = \log r_o + s \log P \tag{7.39}$$

Trazando en papel logarítmico el gráfico de r en función de P, valores obtenidos para un lodo haciendo variar la presión a través de la torta, se obtiene una línea recta cuya pendiente es s. El valor de r_o será el de r para $P = 1$. Los valores de r se determinan de acuerdo con los ensayos con el aparato de Büchner, señalados en el ejemplo 7.3 para cada presión.

Tener en cuenta que s es un número adimensional, independiente de las unidades utilizadas para r o P; un cambio en éstas sólo provoca un desplazamiento en la recta, sin cambiar la pendiente.

Valores típicos de s están entre 0,4 y 0,9, para los lodos que se producen en el tratamiento de aguas residuales. En lo que se refiere a características generales de filtrabilidad de lodos, se pueden hacer las siguientes consideraciones:

1. La facilidad de filtración de lodos disminuye con el grado de tratamiento.

$$\underset{\text{lodos brutos}}{r} < \underset{\text{lodo primario}}{r} < \underset{\text{lodo secundario}}{r}$$

Los lodos del efluente bruto son los más fáciles de filtrar (resistencia específica más baja), mientras que los secundarios son los más difíciles.

2. La filtrabilidad está influenciada por el tamaño de partícula, su forma y densidad, así como por la carga eléctrica. Cuanto mayor tamaño de partícula, mayor tasa o velocidad de filtración (resistencia específica más baja), siendo finalmente inferior la humedad de la torta. La adición de coagulantes facilita la aglomeración de partículas incrementando la tasa de filtración.

4.9. Ecuación para diseño de la filtración

A efectos de diseño, interesa modificar la ecuación (7.32). Despreciando la resistencia del medio filtrante ($R_m \approx 0$) y recordando que t es el tiempo de formación ($t = t_f$):

$$t_f/V = (\mu r c/2PA^2)V \tag{7.40}$$

Es conveniente escribir la ecuación en términos de carga de filtración (C_f), kg de torta depositados/(m² · h). Teniendo en cuenta que cV representa el peso de la torta (sección 4.4), la carga de filtración basada en el tiempo de formación será:

$$C_f = cV/At_f = \text{kg de torta}/(\text{m}^2 \cdot \text{h}) \tag{7.41}$$

La ecuación (7.40) ordenándola puede escribirse como:

$$V^2/A^2 = (2Pt_f)/(\mu rc) \tag{7.42}$$

Sustituyendo en el segundo miembro de la ecuación (7.42) las identidades $t_f = t_f^2/t_f$ y $c = c^2/c$, y ordenando obtenemos:

$$(cV/At_f)^2 = (2Pc)/(\mu rt_f) \tag{7.43}$$

El primer miembro del lado izquierdo de la ecuación (7.43) es el cuadrado de la carga de filtración basada en el tiempo de formación [véase ecuación (7.41)]. En consecuencia:

$$C_f = [(2Pc)/(\mu rt_f)]^{1/2} \tag{7.44}$$

La ecuación (7.44) se conoce como la ecuación de carga basada en el tiempo de formación.

A efectos de diseño es conveniente expresar la carga en $kg/m^2 \cdot h$, y el resto de parámetros en las unidades prácticas indicadas en la columna 1 del cuadro 7.7. En la columna 3 se indican los factores de conversión.

CUADRO 7.7

Unidades para la ecuación de carga

(1) Unidades prácticas	(2) Unidades C.G.S.	(3) Factores de conversión
C_f = kg/(m² · h)	g/(cm² · s)	$C_f \times 2{,}777 \times 10^{-5}$
P = mm · Hg	dinas/cm²	$P \times 1333{,}2$
c = g/ml = g/cm³	g/cm³	—
μ = cP	g/(cm · s) = Poise	(cP) × Poise/10^2 cP = $\mu \times 10^{-2}$
r = (cm/g) × 10^{-7}	cm/s	$r \times 10^7$
t_f = (min)	s	$t_f \times 60$

La aplicación de los factores de conversión en la ecuación (7.44) conduce a la ecuación (7.45), en la que todos los parámetros están en las unidades prácticas de la columna 1.

$$C_f = 759{,}12[(Pc)/(\mu rt_f)]^{1/2} \tag{7.45}$$

4.10. Procedimiento de laboratorio con filtro de hoja para la determinación de los parámetros de la ecuación de carga

Eckenfelder y Ford (2) recomiendan el uso de un aparato con filtro de hoja, mostrado en la figura 7.15, para la determinación de los parámetros de la ecuación de carga. El aparato

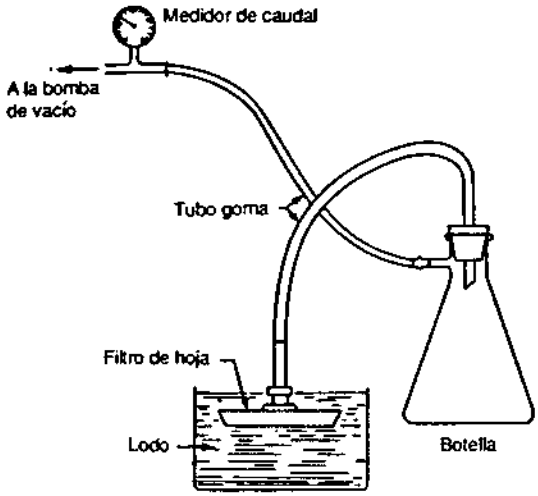


Fig. 7.15. Aparato de filtro de hoja.

funciona sumergiendo el filtro de ensayo en el lodo durante un tiempo que simula el t_f, tiempo de formación, y sacándolo luego para simular el de secado, t_s.

Las experiencias con filtros de hoja se hacen utilizando ya la dosificación óptima de coagulante, según determinaciones descritas en la sección 4.5.

Los ciclos varían entre 1 y 6 minutos [las vueltas por minuto (RPM) del tambor oscilan entre 1/6 RPM y 1 RPM], variando los tiempos de inmersión entre 10 y 60%. De la ecuación (7.24) se deriva que la selección de un % de inmersión equivale a fijar el tiempo de formación, t_f, como fracción del total t_c.

El cuadro 7.8 puede usarse como guía para preparar el conjunto de experimentos con filtros de hoja.

Para los valores fijados de la inmersión (valores entre 10 y 60%), vacío de funcionamiento (250 a 550 mm Hg) y concentraciones de los lodos, se puede obtener un conjunto de gráficos como el mostrado en la figura 7.16, a partir del cual se puede determinar el tiempo de secado (t_s) para obtener una torta de una humedad (en %) determinada. La humedad deseada (%) en la torta depende de la naturaleza del lodo y de las características de las operaciones pretendidas a continuación de la filtración al vacío (eras o lechos de secado, incineración, aplicación al terreno...).

El procedimiento para cada experiencia es el siguiente:

1. Adicionar la dosificación óptima de coagulante, determinada según la sección 4.5.
2. Flocular la mezcla durante 30 segundos. En algunos casos se hacen una serie de ensayos para determinar el periodo óptimo de floculación.

CUADRO 7.8

Valores usuales de t_f y t_c

t_c (min)	% inmersión	Ecuación (7.24) $t_f = t_c$ % inmersión/100 (min)	Ecuación (7.26) $t_l = f_l t_c$ (min) tomar $f_l = 0{,}2$ $t_l = 0{,}2\ t_c$	$t_s = t_c - t_f - t_l$ (min)
6	60	3,6	1,2	1,2
6	10	0,6	1,2	4,2
1	60	0,6	0,2	0,2
1	10	0,1	0,2	0,7

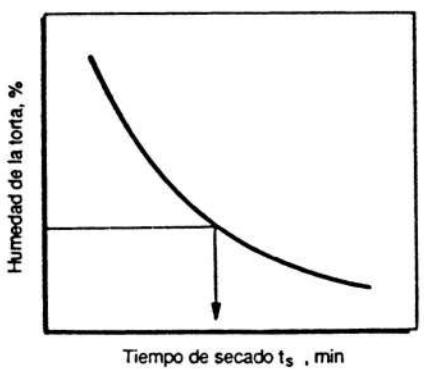


Fig. 7.16. Selección de t_s.

3. Sumergir la hoja del filtro en la mezcla de lodo floculado durante un tiempo de formación (t_f) (Cuadro 7.8). Mantener una cierta agitación para evitar la deposición del lodo.
4. Sacar el filtro del lodo y mantenerlo en posición vertical durante el tiempo de secado correspondiente (t_s), sometido a vacío.
5. Trasladar la torta del filtro de hoja a un platillo tarado. Puede aplicarse aire comprimido para desprender la torta de la hoja.
6. Pesar la torta, secarla a 103°C y volver a pesar; medir y anotar el espesor de torta.
7. La carga en kg/(m² · h) será:

$$C_f = (\text{peso de lodo seco en g}) \times (\text{n.º ciclos/hora})/(1000 \times \text{área del filtro en m}^2)$$

4.11. Procedimiento para diseño de filtros rotativos

Paso 1. Seleccionar:

1. Vacío de funcionamiento.
2. % de inmersión.
3. % de humedad de torta deseado.

A partir de un gráfico como el de la figura 7.16, obtenido a partir de ensayos con filtros de hoja para el lodo que va a filtrarse (concentración en sólidos determinados) y los valores seleccionados para vacío y % de inmersión, determinar para la humedad requerida el valor del tiempo de secado.

Paso 2. Seleccionar la fracción f_1 del ciclo total a tomar como tiempo de lavado. Normalmente $f_1 \approx 0{,}2$ (o sea, 20%). A partir del % de inmersión y del t_s seleccionados en el Paso 1, evaluar el tiempo total del ciclo, t_c [ecuación (7.27)], tiempo de formación, t_f[ecuación (7.24)] y de lavado, t_l [ecuación (7.26)].

Paso 3. La carga C_f (kg/m^2 · h) es obtenida utilizando el procedimiento de la sección 4.10.

Alternativa: Calcular C_f, ecuación (7.45), utilizando el aparato de embudo de Büchner. En este caso, c es calculado, ecuación (7.28), y la resistencia específica de la torta, r, es determinada (véase sección 4.7).

Paso 4. El valor de la carga [kg/(m^2 · h)] calculado en Paso 3 (C_f), estaba basado en t_f. Hay que calcular la llamada carga del ciclo (C_c) basada en el tiempo total del ciclo t_c.

$$C_c = C_f(t_f/t_c) \tag{7.46}$$

Paso 5. Calcular el área filtrante requerida:

$$\text{Area} = \frac{\text{kg/h de sólidos a separar}}{C_c \text{ (kg/m}^2 \cdot \text{h)}}; \text{ m}^2 \tag{7.47}$$

Normalmente, se toma un factor de seguridad de $F = 0{,}7$ a $0{,}9$, o sea:

$$\text{Área de diseño} = \text{Área calculada}/F \tag{7.48}$$

En el ejemplo 7.4 puede apreciarse este procedimiento.

Ejemplo 7.4. Diseñar un filtro rotativo a vacío, para aplicación en el lodo que contiene 7% de sólidos del ejemplo 7.3. Se dispone de la siguiente información adicional:

1. Basar el diseño en un vacío de funcionamiento de 508 mm Hg y un tiempo de inmersión del 50%. Suponer que el filtrado tiene las propiedades del agua a 20°C (μ = 1 cP).

2. Se preparó, a partir de estudios con filtro de hoja, un gráfico similar a la figura 7.16 (p = 508 mm, inmersión 50%). Para una humedad deseada de la torta de un 73% (o sea, 27% de sólidos), este gráfico indicaba un tiempo de secado de 0,7 min.
3. Suponer $f_1 = 0{,}2$ (tiempo de lavado 20% del ciclo total).
4. Tomar un factor de seguridad $F = 0{,}9$.
5. Los parámetros obtenidos en el ejemplo 7.3 son:

$$c = 0{,}0945 \text{ g/cm}^3$$

$$r = 3{,}416 \times 10^{11} \text{ cm/g} = 3{,}416 \times 10^4 \text{ unidades prácticas}$$

$$\mu = 1 \text{ cp}$$

6. Los kg de sólidos secos a recoger en el filtro son 430 kg/h.

Solución

Paso 1.

1. p = 508 mm Hg.
2. Inmersión: 50%.
3. Humedad de la torta: 73%, $t_s = 0{,}7$ min.

Paso 2. Tiempo total del ciclo. Ecuación (7.27):

$$t_c = t_s/[1 - f_1) - (\%\text{ inmersión})/100] = 0{,}7/[(1 - 0{,}2) - (50/100)] = 2{,}33 \text{ min}$$

Tiempo de formación. Ecuación (7.24):

$$t_f = t_c\,(\%\text{ inmersión})/100 = (2{,}33)(50/100) = 1{,}17 \text{ min}$$

Tiempo de lavado, ecuación (7.26):

$$t_l = f_l t_c = 0{,}2 \times 2{,}33 = 0{,}46 \text{ min}$$

Así pues, la programación completa será:

Tiempo de formación: $t_f = 1{,}17$ min
Tiempo de secado: $t_s = 0{,}70$ min

Tiempo de lavado: $t_l = 0{,}46$ min
Tiempo total del ciclo: $t_c = 2{,}33$ min

Paso 3. Carga del filtro, C_f, ecuación (7.45):

$$C_f = 759{,}12 \left[\frac{508 \times 0{,}0945}{1{,}0 \times 3{,}416 \times 10^4 \times 1{,}17}\right]^{1/2} = 26{,}31 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}$$

Paso 4. Carga del ciclo, C_c, ecuación (7.46):

$$C_c = 26{,}31 \times 0{,}5 = 13{,}16 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}$$

Paso 5. Área de diseño:

$$\text{Área de diseño} = \frac{\text{kg/h de sólidos a separar}}{F \times C_c} = \frac{430}{(0{,}9)(13{,}16)} = 36{,}3 \text{ m}^2$$

Producción de torta:

$$\frac{430}{36{,}3} = 11{,}8 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}$$

5. FILTRACIÓN A PRESIÓN

La filtración de lodos en filtros prensa ha sido viable económicamente hasta ahora si los costos de mano de obra no son muy altos, debido a las dificultades de automatización completa de la operación. Recientemente, se dispone ya de equipos completamente automáticos, con apertura, descarga de torta y lavado automáticos. Estos nuevos desarrollos pretenden convertir estos equipos en económicamente aceptables. La ventaja principal sobre los de vacío es que puede obtenerse una torta más seca, lo cual es especialmente interesante si se va a incineración posterior de lodos. El grado de sequedad de la torta es función de la presión de funcionamiento, oscilando ésta entre 3,5 y 16 kg/cm^2.

Una alternativa interesante a los filtros prensa, es la de los filtros de cinta, que se han aplicado de forma creciente en los últimos años. La figura 7.17 presenta el esquema de un sistema típico.

Es de funcionamiento continuo, y utiliza una combinación de gravedad, presión y desplazamiento para eliminar el agua de los lodos.

Este sistema es alimentado con lodo, primeramente a una cinta transportadora con drenaje por gravedad (percolación). Generalmente, un agente floculador (polielectrolito) es necesario para el acondicionamiento del lodo en esta etapa. El lodo es distribuido sobre la cinta de un tejido relativamente abierto, a través del cual, aproximadamente la mitad del agua es eliminada por percolación.

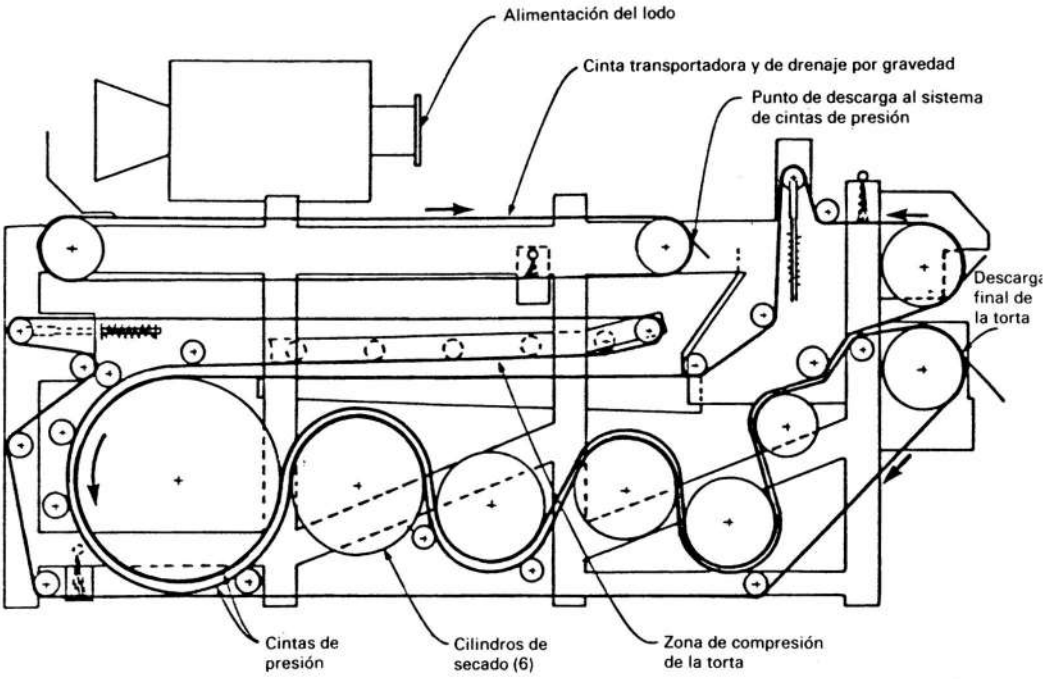


Fig. 7.17. Filtro de cinta

Después de esta etapa de drenaje por gravedad, el lodo ya relativamente concentrado en sólidos, es transferido a un sistema de cintas de presión. Estas cintas son más pesadas que aquélla de la etapa de drenaje por gravedad, y son de un tejido más tupido. Como se indica en el dibujo, la torta es exprimida entre las dos cintas, empezando en la zona de compresión. La presión es aplicada a la torta por dos métodos:

(i) — Por la tensión del tejido de la cinta, que es controlada mediante poleas de presión ajustable, como se indica en el diagrama. (Véase los círculos pequeños de la figura 7.17.)

(ii) — Por enrollamiento alrededor de los cilindros de secado, que son los círculos mayores del diagrama (6 cilindros).

La presión sobre la torta es progresivamente aumentada por la disminución del diámetro de estos cilindros y el aumento de la tensión de la cinta, que se obtiene mediante el ajuste de los rodillos de presión.

La presión puede aumentar hasta cerca de 7 kg/cm^2, con tiempos de residencia en el sistema de hasta 20 minutos.

Cualquier tipo de lodo con buen drenaje o floculable químicamente, puede desecarse en un sistema de filtros de cinta. La torta es descargada al final, como se muestra en la figura 7.17, y puede contener hasta un 95% de sólidos.

6. CENTRIFUGACIÓN

El secado de lodos por centrifugación se ha aplicado de forma creciente en los últimos años. La figura 7.18 representa un esquema de una centrífuga típica en estos usos.

Los componentes de la centrífuga son: 1) Carcasa fija. 2) Cuba rotativa. 3) Transportador interior rotativo. 4) Partes motrices (motor, reductor). 5) Válvula de entrada de lodos. 6) Válvula de salida de sólidos. 7) Válvula de salida de líquidos.

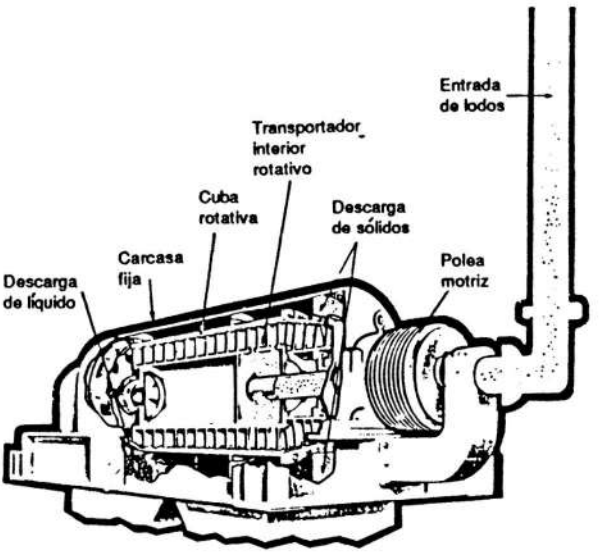


Fig. 7.18. Centrífuga continua Bird. (Cortesía de Bird Machine Company, Inc.)

Los sólidos del lodo se compactan, por fuerza centrífuga, contra la pared interior de la cuba rotativa, siendo luego arrastrados por el transportador hacia la salida. El líquido se descarga por el extremo opuesto. No se dispone de procedimiento de diseño a partir de datos de laboratorio, pero la viabilidad de la centrifugación para un lodo específico puede evaluarse con ensayos utilizando las centrífugas de laboratorio. Las fuerzas centrífugas resultantes utilizadas son del orden de 1.000 a 6.000 veces las de la gravedad.

7. ERAS O LECHOS DE SECADO DE LODOS

7.1. Introducción

El secado al aire de lodos en lechos de arena es uno de los métodos más económicos de

eliminación del agua. Es el método normal en las plantas de tratamiento pequeñas y medianas de efluentes tanto domésticos como industriales.

La viabilidad económica depende en gran manera de: 1) Disponibilidad de terrenos, a precios asequibles. 2) Condiciones climáticas favorables (seco y caluroso) para máxima evaporación. El área necesaria es función de: 1) Precipitación y evaporación previsibles. 2) Características de los lodos (los gelatinosos requieren mayor área).

7.2. Mecanismos de secado de lodos en lechos de arena

Actúan dos mecanismos:

1. Percolación (o infiltración) de agua a través del lecho de arena. La proporción de agua eliminada por este mecanismo es del 20-55%, dependiendo del contenido inicial de sólidos en el lodo y de las características de los sólidos. La percolación suele completarse en 1-3 días, resultando una concentración de sólidos del 15-25%.
2. Evaporación de agua. A través de los mecanismos de radiación y convección. La velocidad de evaporación es más lenta que la percolación y depende de la temperatura, humedad relativa y velocidad del aire. La figura 7.19 representa una curva típica de evaporación, pudiendo distinguirse dos secciones correspondientes a períodos en que se mantiene constante o disminuye.

Durante el período constante, la superficie del lodo está húmeda, siendo la velocidad de evaporación relativamente independiente de la naturaleza del lodo. (Estos valores son infe-

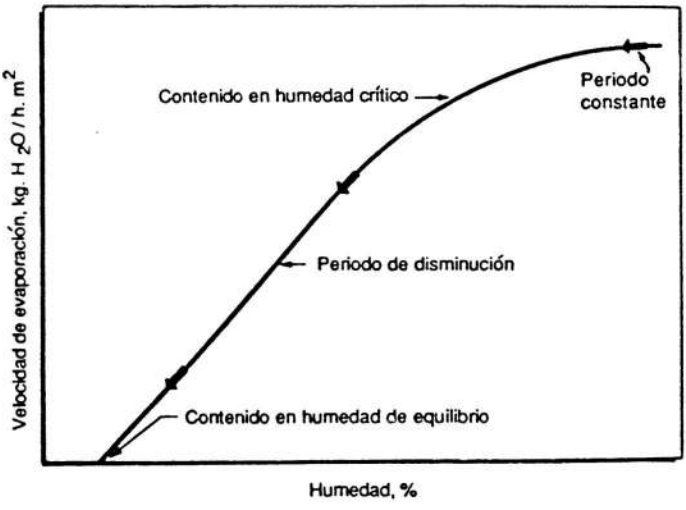


Fig. 7.19. Curva de velocidad de evaporación.

riores a los observados en superficies de aguas libres —evaporación de aguas libres— debido al hecho de que el plano de vaporización está por debajo de la superficie del sólido.) La evaporación continúa a velocidad constante hasta que se alcanza una humedad crítica.

Cuando se alcanza la humedad crítica el agua no emigra a la superficie del lodo con la misma rapidez con que se evapora, con lo que empieza el período de disminución. La velocidad de secado en este período depende del espesor del lodo, propiedades físicas y químicas, condiciones atmosféricas. El secado por debajo de la superficie continúa hasta que se alcanza una humedad de equilibrio.

7.3. Construcción de lechos de secado

La figura 7.20 indica un esquema típico de construcción de lecho de arena. Los tubos para drenaje deben tener un diámetro interior mínimo de 10 cm y con una pendiente mínima de 1%. El filtrado se retorna a la planta de tratamiento.

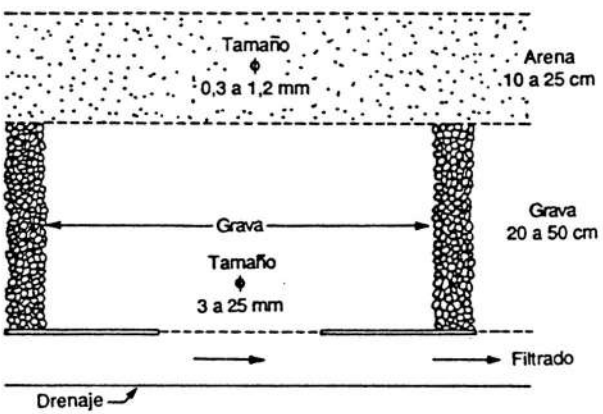


Fig. 7.20. Lecho de secado de arena (Eras).

Los lodos se suelen disponer en los lechos de secado con profundidades (espesores) de 20 a 30 cm, dejándose secar hasta alcanzar un contenido en sólidos entre el 30 y el 50%. Se recogen cuando alcanzan un estado que facilite dicha operación y que varía con la opinión del personal y el medio final de evacuación o tratamiento.

El período de tiempo entre la entrada de los lodos y la recogida de sólidos en estado adecuado, varía entre 20 y 75 días, según la naturaleza del lodo, siendo posible reducirlo si se hacen tratamientos previos con coagulantes químicos, con alúmina y polielectrolitos. Con pretratamientos químicos se puede reducir el tiempo de secado hasta en un 50%, siendo además posible aplicar los lodos con mayores espesores. Se considera que la carga específica del lecho varía linealmente con la dosis de coagulante.

7.4. Diseño de lechos (eras) de secado

Hasta muy recientemente las eras de secado se han diseñado a partir de datos empíricos, m^2 de área de lecho/habitante o kg de sólidos secos/m^2 año. Los valores de estos parámetros utilizados en Estados Unidos pueden encontrarse en la referencia (8).

Recientemente Swanwick (7) ha desarrollado un método de diseño racional, recomendado por Eckenfelder y Ford (2). El procedimiento es el siguiente (objeto del ejemplo 7.5):

Paso 1. Llenar una probeta de vidrio (25-50 mm de diámetro) conteniendo una base de arena con lodo a ensayar hasta un espesor de 200 a 300 mm (prevista para la unidad a diseñar).

Paso 2. Conseguir un drenaje completo del agua del lodo. Esto requiere de 1-3 días dependiendo de las características del lodo y de su humedad inicial. Fase correspondiente a la percolación entre los mecanismos de secado.

Paso 3. Una vez terminado el drenaje, quitar la costra de lodo de la probeta. Utilizar una parte de ésta para conocer su humedad (secado en horno y pesada antes y después).

Paso 4. Colocar la costra de lodo en un platillo abierto que permita la evaporación. Comprobar la muestra periódicamente hasta que se alcanza el secado deseado (cuando la torta se puede levantar).

Paso 5. La diferencia entre los pesos del agua (humedad) al final del Paso 3 y 4 se corresponde con el agua que hay que evaporar (fase de evaporación del mecanismo de secado). El agua a evaporar se expresa en mm evaporados. (Ver detalles en Paso 5, ejemplo 7.5.)

Paso 6. Obtener datos meteorológicos de la zona para lluvia (mm) y evaporación (mm) tabulados por meses.

Paso 7. Preparar una tabla con los datos de precipitación multiplicados por 0,57 para cada mes. Basándonos en datos experimentales según los cuales 43% de la lluvia pasa a través de la torta quedando un 57% a evaporar. Esta fracción varía, de hecho, con la intensidad de las lluvias y variación. En zonas donde las lluvias son intensas y de corta duración, pueden esperarse valores inferiores al 57%. Preparar también en forma de tabla los datos de mm de evaporación multiplicados por 0,75 para cada mes. Basándonos en la evidencia de que la evaporación media del lodo húmedo es un 75% la del agua libre.

Paso 8. Calcular la velocidad de evaporación media (mm/d) para cada mes.

Paso 9. En base a los valores de Paso 8, determinar el tiempo requerido para evaporar los mm de agua calculados en Paso 5 para cada mes.

Paso 10. En base a los valores calculados en Paso 8 y los mm calculados de lluvia, multiplicados por 0,57, calcular el tiempo requerido para evaporar el agua de lluvia (días) para cada mes.

Paso 11. Obtener para cada mes el tiempo total para evaporación del agua, es decir, la del lodo, calculado en Paso 9, más la de lluvia, calculado en Paso 10.

Paso 12. Tomar el tiempo más largo de los obtenidos en Paso 11 como dato de diseño. Calcular los m^2 de lecho requeridos, como se indica en el ejemplo 7.5 (Paso 12).

Ejemplo 7.7. Se quieren diseñar eras de secado para deshidratar 4 000 kg/d (base seca) del lodo producido en un tratamiento de aguas residuales industriales. El lodo se aplica en espesores de 25 cm.

En un estudio de laboratorio se demuestra que la percolación aumentó el contenido de sólidos, desde un valor inicial del 5% a 20% en 25 horas. Se considera recogible el lodo cuando el contenido en sólidos es del 25%. Los datos meteorológicos del área son los indicados en el cuadro 7.9. Determinar el área de las eras de secado.

CUADRO 7.9

Datos de precipitación y evaporación. Ejemplo 7.5

	Ene.	Feb.	Mar.	Abr.	Mayo	Jun.	Jul.	Ago.	Sep.	Oct.	Nov.	Dic.
Precipitación (mm)	100	75	77,5	102,5	100	87,5	52,5	75	82	75	67,5	70
Evaporación (mm)	145	162,5	187,5	217,5	280	275	330	282,5	227,5	162,5	115	77,5

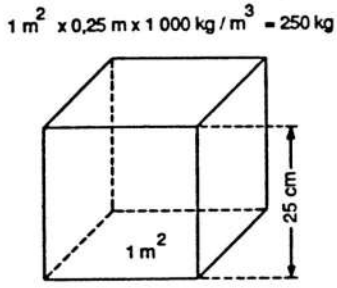


Fig. 7.21. Bases para cálculo en el ejemplo 7.5.

Solución. Tomar como densidad del lodo 1 000 kg/m³. Basar los cálculos en los kg de lodo húmedo que corresponden a cada m² de lecho, como se ha indicado en la figura 7.21.

Pasos 1 y 2. Hacer los ensayos de laboratorio señalados.

Paso 3. El contenido en sólidos al comienzo de la percolación es del 5%. Basándonos en un espersor inicial de lodos de 25 cm, corresponde a $250 \times 0{,}05 = 12{,}5$ kg/m² (materia seca). Después del drenaje, hasta un 20% de sólidos, el peso total de la torta húmeda por m² de área será $12{,}5/0{,}2 = 62{,}5$ kg/m².

Paso 4. La evaporación continúa hasta conseguir una torta con 25% de sólidos. Lo cual corresponde a un peso de la torta húmeda por m² de $12{,}5/0{,}25 = 50$ kg/m².

CUADRO 7.10

Tiempo de evaporación requerido

(1) Mes	(2) Precipitación (mm). Cuadro 7.9	(3) Precip. × 0,57 = = (2) × 0,57	(4) Evaporación (mm). Cuadro 7.9	(5) Evap. × 0,75 = = (4) × 0,75	(6) Días por mes	(7) Evap. media (6)/(5) (d/mm)	(8) Tiempo requerido para evaporar 12,5 mm. (d) = 12,5 × (7)	(9) Tiempo requerido para evaporar la precipitac. (d) = (3) × (7)	(10) Días totales (8) + (9)
Enero	100	57,000	145	108,750	31	0,285	3,562	16,24	19,80
Febrero	75	42,750	162,5	121,875	28	0,230	2,875	9,83	12,70
Marzo	77,5	44,175	187,5	140,625	31	0,220	2,750	9,72	12,47
Abril	102,5	58,425	217,5	163,125	30	0,184	2,300	10,75	13,05
Mayo	100	57,000	280	210,000	31	0,147	1,837	8,38	10,22
Junio	87,5	49,875	275	206,250	30	0,145	1,812	7,23	9,04
Julio	52,5	29,925	330	247,500	31	0,125	1,562	3,74	5,30
Agosto	75	42,750	282,5	211,875	31	0,146	1,825	6,24	8,06
Sep.	82	46,740	227,5	170,625	30	0,176	2,200	8,22	10,42
Octubre	75	42,750	162,5	121,875	31	0,254	3,175	10,86	14,03
Nov.	67,5	38,475	115	86,250	30	0,348	4,350	13,39	17,74
Dic.	70	39,900	77,5	58,125	31	0,533	6,662	21,27	27,93

Paso 5. El agua evaporada por m^2 de área será:

$$62{,}5 \text{ (Paso 3)} - 50 \text{ (Paso 4)} = 12{,}5 \text{ kg agua/m}^2$$

que expresado en mm será 12,5 mm.

Paso 6. Tener en cuenta datos meteorológicos (cuadro 7.9).

Paso 7. Listar los datos de precipitación (mm) multiplicados por 0,57. Ver columnas (2) y (3) del cuadro 7.10. Listar los datos de evaporación (en mm) multiplicados por 0,75. Columnas (4) y (5) del cuadro 7.10.

Paso 8. Tomar la evaporación media de cada mes (días/mm). Columnas (6) y (7) del cuadro 7.10.

Paso 9. Determinar el tiempo requerido para evaporar 12,5 mm de agua (ver Paso 5). Columna (8) del cuadro 7.10.

Paso 10. Calcular el tiempo requerido para evaporar el agua de lluvia (días). Columna (9) del cuadro 7.10.

Paso 11. Estimar el tiempo total requerido para evaporar 12,5 mm de agua más las precipitaciones. Columna (10) del cuadro 7.10.

Paso 12. Tomar diciembre como mes de diseño (mayor tiempo necesario), 28 días. Columna (10) del cuadro 7.10.

El área requerida será:

$$(4\,000 \text{ kg lodo seco/d})/(12{,}5 \text{ kg/m}^2) \times 28 \text{ d} = 8\,960 \text{ m}^2$$

8. TRATAMIENTO PREVIO DE LOS LODOS

Frecuentemente, el secado de lodos es difícil especialmente si tienen consistencia gelatinosa. En estos lodos, la eliminación del agua por filtración al vacío, por ejemplo, es muy difícil, recomendándose un tratamiento previo. En este capítulo se describen dos de estos tratamientos previos.

8.1. Coagulación química

La adición de coagulantes químicos facilita la coalescencia de las partículas de los lodos y mejora su filtración. Puede ir precedida de un lavado del lodo, operación que se conoce como levigación. La levigación consigue reducir la alcalinidad disminuyendo, en consecuencia, la cantidad de coagulante requerido. Para lavado se utiliza agua limpia o residual tratada, pudiendo significar una reducción del 50% o más en la cantidad de productos coagulantes necesarios. La cantidad de agua utilizada para lavado es de unas 2 partes de agua por 1 parte de lodo. Este lavado suele ser en contracorriente y en múltiples etapas. El lodo se bombea de una etapa a otra en contracorriente con el agua de lavado.

Los coagulantes más comunes son cloruro férrico, cal y polielectrolitos.

8.2. Tratamiento térmico de lodos

Vamos a considerar dos tipos de tratamientos, conocidos por sus nombres comerciales: 1) Porteus y 2) Zimpro, que conllevan una oxidación húmeda del lodo, consistente en una oxidación química de los sólidos orgánicos en fase acuosa, por oxígeno disuelto, en reactores que funcionan a elevada temperatura y presión. Las ventajas del tratamiento térmico son que los lodos se esterilizan, desodorizan y pueden filtrarse más fácilmente, tanto en filtros a vacío como de presión. La figura 7.22 representa un esquema combinado de los procesos Porteus y Zimpro.

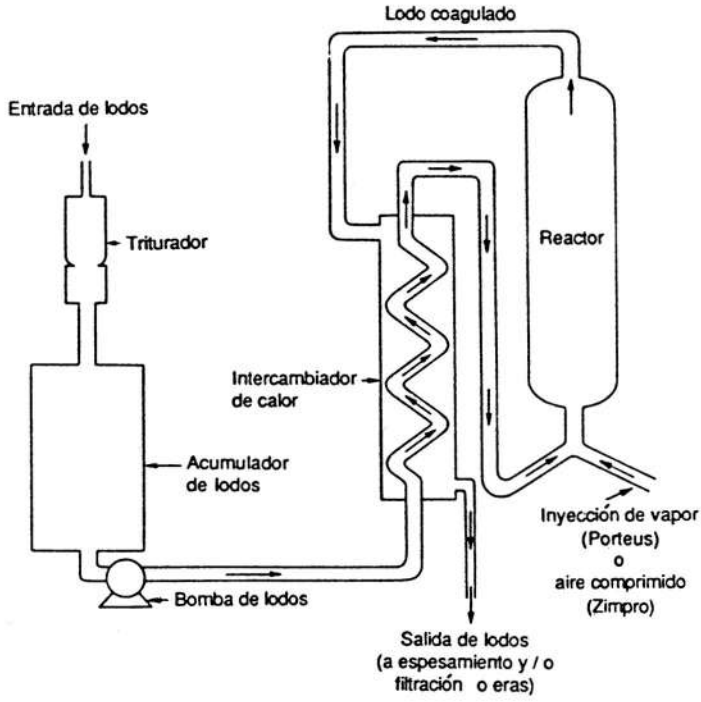


Fig. 7.22. Diagrama de flujo combinado de los procesos Zimpro y Porteus.

El proceso Porteus incluye el funcionamiento en continuo a presiones de 12 a 15 kg/cm^2 y temperaturas aproximadamente de 200°C. Después de pasar por un triturador, el lodo se bombea desde el depósito de acumulación a través de un intercambiador térmico, donde se calienta por medio del lodo caliente de salida del reactor. En el reactor se inyecta vapor a alta presión. El tiempo de residencia en el reactor es de unos 30 min. Con este sistema se

puede conseguir una reducción del 80-90% en la materia orgánica, encontrándose parte de materia orgánica y amonio entre los productos finales.

El proceso Zimpro se diferencia del de Porteus fundamentalmente en el hecho de que se inyecta aire, en lugar de vapor, por medio de un compresor (fig. 7.21). Las temperaturas máximas de funcionamiento son de 150-315° C, siendo las presiones de funcionamiento de diseño de 10-200 kg/cm^2. La combustión es del orden de 660-770 kcal/kg de aire.

9. EVACUACIÓN DEL LODO

Se suelen considerar dos alternativas: aplicación al terreno o incineración.

9.1. Evacuación al terreno

Se describen dos tipos distintos: 1) Lagunaje o vertido en escombreras. 2) Balsas de oxidación. El primero puede ser un método económico si se dispone de terrenos a bajo costo. El líquido sobrenadante se recoge continuamente, hasta que finalmente la fosa queda llena de sólidos. (En un período de 2-3 años, se puede conseguir una humedad del 50-60%, buscándose entonces una nueva localización.)

Las balsas de oxidación son similares a las consideradas en el capítulo 6, sección 6. En la superficie se mantienen condiciones aerobias, debido sobre todo a la presencia de algas. Las condiciones anaerobias dominan en las capas más profundas.

Una alternativa interesante a la evacuación de lodos y aguas residuales al terreno es la conocida con el término de «landfarming». El tratamiento es realizado básicamente por tres mecanismos: degradación de la materia orgánica, fijación de los metales pesados y transformación de los compuestos orgánicos complejos en otros más sencillos. La materia orgánica es atacada por microorganismos aerobios (bacterias, hongos, etc.) que existen en gran cantidad en el suelo. El ataque transforma la materia orgánica en dióxido de carbono, compuestos orgánicos más sencillos y nuevos microorganismos. La aireación es mantenida removiendo constantemente el terreno con tractores u otros implementos agrícolas.

Los metales son fijados al suelo por mecanismos de intercambio iónico: metales pesados tóxicos como cromo, plomo, mercurio, cadmio y otros son cambiados por metales no tóxicos como sodio, potasio, litio, calcio y otros que existen en los suelos.

El metodo de «landfarming» ha sido utilizado en el tratamiento de lodos y aguas residuales de industrias petroleras, petroquímicas y otras.

En el terreno se aplican capas sucesivas, cada una con finalidades específicas. En la capa superficial se produce la degradación aerobia y la fijación de los metales pesados. La capa siguiente por sus características de permeabilidad permite el escurrimiento de las aguas pluviales, y de los líquidos resultantes del tratamiento en la primera capa, a un sistema de canalizaciones. Estas canalizaciones desaguan en un sistema de tratamiento de aguas residuales, constituido por lagunas aireadas.

La próxima capa consiste en arcillas compactadas cuya finalidad es impedir que el material resultante del tratamiento pueda contaminar el manto freático.

El sistema comprende canalizaciones para el flujo de las aguas pluviales y los líquidos antes referidos a las lagunas aireadas, y también pozos testigos para controlar y garantizar la calidad del manto freático.

9.2. Incineración de lodos

Se emplea con frecuencia en países desarrollados. A veces es posible conseguir una combustión automantenida, una vez utilizado un combustible auxiliar para elevar la temperatura del hogar por encima del punto de ignición. Los productos de combustión son fundamentalmente dióxido de carbono, dióxido de azufre y ceniza.

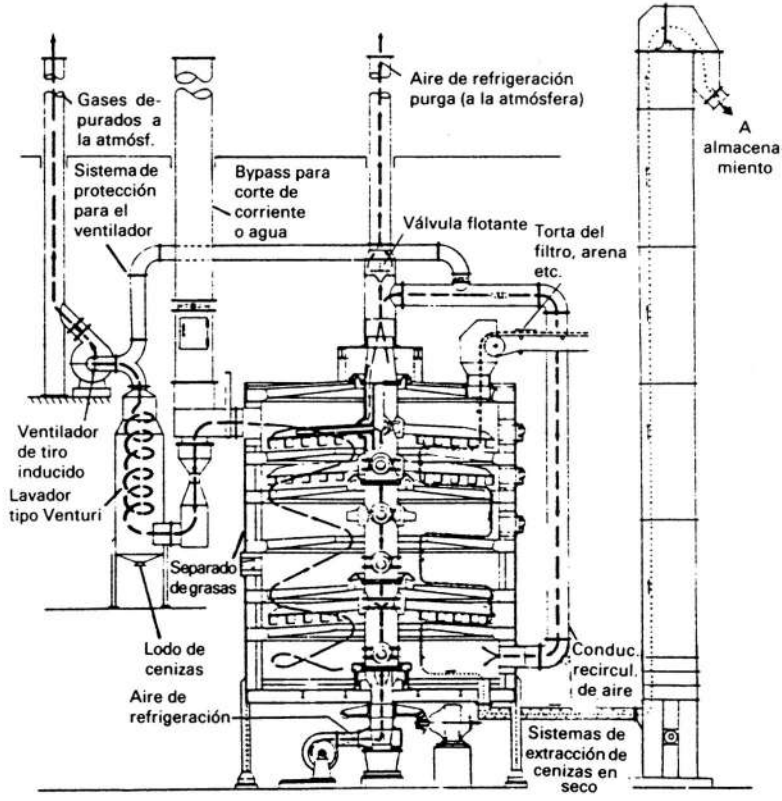


Fig. 7.23. Diagrama de flujo de la combustión de un horno de hogar múltiple para la incineración de lodos. (Cortesía de Nichols Engineering and Research Corporation.)

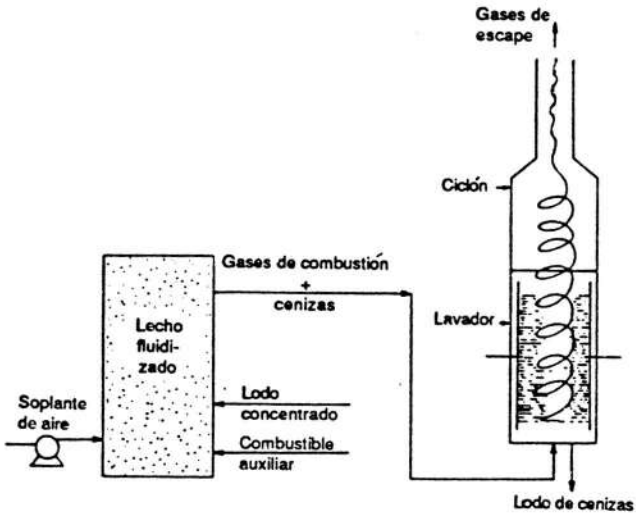


Fig. 7.24. Esquema de un sistema de lecho fluidizado.

Suelen utilizarse dos tipos de equipos: 1) de hogar múltiple, 2) de lecho fluidizado, para secado y combustión. La figura 7.23 representa el esquema de un horno de hogares múltiples (horno Nichols-Herreshoff).

El lodo pasa en flujo descendente a través de una serie de hogares. La vaporización del agua tiene lugar en los superiores, seguida de incineración en los inferiores. Las cenizas del fondo se recogen por un sistema de extracción en seco, pudiendo disponerse de sistemas húmedos.

Los gases de escape que salen por la parte superior pasan a través de un lavador de alta energía tipo Venturi, para separar las cenizas volantes arrastradas. La temperatura del horno es de unos 600-1000°C. El horno está refrigerado por aire, que se hace circular con un ventilador; parte se recircula y otra se emite a la atmósfera controlándose la temperatura a través del ajuste del grado de reciclado o, más bien, del aire purgado, ajuste que se consigue con la apertura adecuada de unas válvulas de los conductos de purga y reciclado.

La figura 7.24 muestra el esquema de un sistema de lecho fluidizado. El lodo entra en un lecho de arena fluidizado con aire, siendo su temperatura de 760-820°C. Se produce un secado y combustión rápida del lodo, siendo la ceniza arrastrada por los gases de combustión, y recogida en su mayor parte por un sistema separado de lavado de gases. Se requiere combustible auxiliar al menos para arranque del proceso.

PROBLEMAS

I. Los datos obtenidos en una experiencia de aireación, a escala piloto, en discontinuo a 20°C, de un lodo para el que hay que diseñar un digestor en continuo, son los siguientes:

Tiempo de aireación (días)	VSS restante (mg/l)	Consumo de oxígeno [mg/(l · h)]
0	6750	50
5	5350	21
10	4520	11
15	4070	7
20	3820	6
25	3680	5,5
30	3600	5,5

El digestor tratará 380 m^3/d de lodo, debiendo diseñarse para conseguir una reducción del 80% de los sólidos en suspensión degradables con una temperatura de funcionamiento de 20°C. Definir el volumen del digestor en m^3 y el oxígeno requerido (kg O_2/h).

II. La purga de lodos retirada de la línea de reciclado, en una planta de lodos activos, es digerida aeróbicamente precediendo la filtración al vacío. Se dispone de los datos siguientes:

1. Caudal de lodos; 3220 kg/d, con una concentración de 1,28% de sólidos.
2. La base de diseño para el digestor aerobio es una reducción del 85% en los sólidos volátiles degradables en condiciones de verano. Se estima que la temperatura del licor en el digestor en verano es de 29,5°C.
3. Ensayos de laboratorio a 20°C fueron realizados en un digestor discontinuo a escala de planta piloto. Un gráfico lineal, similar al de la figura 7.5 fue trazado, y la recta obtenida obedece a la ecuación:

$$\log(X_d)_e = -0{,}139t + 4{,}0103 \qquad \text{[log decimal]}$$

donde: t = tiempo de aireación, días; y $(X_d)_e$ = lodo remanente degradable, mg/l.

Una curva típica de velocidad de utilización de oxígeno (VUO) en función del tiempo de aireación, en días, similar al de la figura 7.6 fue también trazada. En este caso la ecuación de regresión es:

$$\text{VUO} = 42{,}0\, e^{-t/8.359}$$

donde VUO está en mg/l · h y t en días.

4. En invierno la temperatura del licor en el digestor se estima en 4,5°C.

5. Tómese el coeficiente de temperatura

$$\theta = 1{,}05$$

6. Supóngase una profundidad de 3,70 m para el digestor aerobio.
7. Para el cálculo de los aireadores, tómese una transferencia de oxígeno de 0,81 kg O_2/CV × h.
8. Los aireadores elegidos son de 40 CV cada uno.

Calcular:

1. Caudal del lodo afluente en l/s.
2. Porcentaje de lodo degradable en el afluente.
3. Sección horizontal del reactor en m^2.
4. Oxígeno transferido en kg/h.
5. Número requerido de aireadores.
6. ¿Cuál sería el porcentaje de reducción de sólidos volátiles degradables durante el invierno?

III. Se dispone de un tanque fuera de uso con un volumen de 11 350 m^3, pudiendo ser utilizado como digestor aerobio continuo en la aplicación especificada en el problema I.

¿Qué porcentaje de reducción de los sólidos degradables se obtendría en las mismas condiciones del problema **I**, esto es a 20°C?

Si el tanque fuera utilizado como digestor discontinuo con el mismo tiempo de residencia, calcular el porcentaje de reducción de los sólidos degradables.

IV. Un digestor aerobio de lodos, fuera de uso, tiene un volumen de 2830 m^3. Se sugiere utilizarlo para la digestión aerobia del lodo producido por una planta de lodos activos.

Se realizaron ensayos, a escala de laboratorio, para la digestión de estos lodos utilizando un digestor discontinuo. Los resultados de estos ensayos aparecen en la tabla siguiente, siendo $T = 20°C$.

Tiempo de aireación, d	VSS, mg/l	VUO, mg/l · h
0	11.500	50,0
1	9.500	42,5
2	8.000	37,0
4	5.800	29,0
6	4.600	23,3
8	3.900	18,5
10	3.500	15,0
12	3.280	12,5
14	3.155	10,5
18	3.000	7,3
20	3.000	6,5

Un caudal de 227 m^3/d de lodo debe ser digerido, con una concentración inicial de 11 500 mg/l de sólidos volátiles en suspensión.

Base los cálculos en una temperatura de funcionamiento de 20°C.

Se pide:

1. ¿Cuál sería la concentración de VSS en el efluente si se utiliza el referido digestor de 2830 m^3 de volumen?
2. ¿Qué porcentaje de reducción de sólidos volátiles se obtendría?
3. Constrúyase una tabla de balance de materia para los sólidos volátiles.
4. Determínese la potencia requerida, en CV, para los aireadores en base a una transferencia de 1,13 kg O_2/CV × h.

V. Un lodo debe ser filtrado en un filtro rotativo al vacío.

Estudios preliminares fueron hechos con un aparato de embudo de Büchner a vacíos de 254, 381 y 508 mm Hg, con un filtro de 5 cm de diámetro.

Tómese una viscosidad del filtrado de 1,0 cP. El afluente y la torta contienen respectivamente 6% y 30% de sólidos.

Los datos medidos aparecen en la tabla siguiente:

t(min)	V(cm³)		
	P = 254 mm Hg	P = 381 mm Hg	P = 508 mm Hg
5	11,9	12,6	13,1
20	23,7	25,2	26,3
100	53,0	56,3	58,8
400	106,0	112,7	117,7

Determinar los coeficientes r_0 (en cm/g) y s de la ecuación (7.37), estando P en dinas/cm^2.

VI. Un lodo procedente de una planta de tratamiento de aguas residuales es concentrado a 6% de sólidos antes de ser filtrado al vacío en un filtro rotativo. El caudal de lodos es de 11,4 m^3/h.

Un estudio de laboratorio fue realizado obteniéndose los siguientes resultados:

1. Una torta con 28% de sólidos fue obtenida después de 2 minutos de tiempo de secado, con un vacío de 508 mm Hg.
2. La resistencia específica de la torta fue determinada en un aparato de embudo de Büchner a $1,0 \times 10^{11}$ cm/g, siendo el ensayo efectuado en un vacío de 508 mm Hg.

Calcular:

1. El área del filtro rotativo requerida para su funcionamiento con un vacío de 508 mm Hg y una inmersión de 40%. Tómese como tiempo de lavado el 20% del tiempo total del ciclo, y un factor de seguridad $F = 0{,}9$.
2. Determinar la programación completa de la operación.
3. Calcular la producción de torta en $kg/m^2 \cdot h$.

VII. Se considera la posibilidad de secado con aire para eliminar el agua de 700 kg/día (seco) de lodo utilizando lechos de 20 cm. Los ensayos de laboratorio señalan que la percolación incrementa la concentración de sólidos desde su valor inicial del 2% al 20% en 20 horas. Calcular el área de las eras de secado (m^2) requeridas para obtener lodos extraíbles, con 30 y 35% de sólidos. Basar los cálculos en 76 mm de lluvia y 114 mm de evaporación en un período de 30 días.

REFERENCIAS

1. Benefield, L. D., and Randall, C. W., "Biological Process Design in Wastewater Treatment", Prentice-Hall, Englewood Cliffs, New Jersey, 1980.
2. Eckenfelder, W. W., Jr., and Ford, D. L., "Water Pollution Control". Pemberton Press, Austin and New York, 1970.
3. Edde, H. J., and Eckenfelder, W. W., Jr., *J. Water Pollut. Control Fed.* **40**, N.º 8, 1486 (1968).
4. Metcalf & Eddy Inc., "Wastewater Engineering: Collection, Treatment, Disposal". McGraw-Hill, New York, 1972.
5. McCarthy, P. L., *Public Works* **95**, 9-12 (1964).
6. Ruth, B. F., *Ind. Eng. Chem.* **25**, 157 (1933).
7. Swanwick, J. D., Lussignea, F. W., and Baskerville, R. C., *Adv. Water Pollut. Res.* **2**, 387-402 (1963).
8. Water Pollution Control Federation, "Sewage Treatment Plant Design", Manual of Practice 8. Water Pollut. Cont. Fed., Washington, D.C., 1959.

Capítulo 8

Tratamiento terciario de las aguas residuales

1. Introducción 585
2. Eliminación de sólidos en suspención 585
3. Adsorción en carbón activo 586
4. Intercambio iónico 605
5. Osmosis inversa 616
6. Electrodiálisis 635
7. Procesos de oxidación química (cloración y ozonación) 636
8. Eliminación del fósforo 642
9. Eliminación del nitrógeno 646
10. Proceso «Sonozone» de purificación de aguas residuales 683
Problemas 685
Referencias 696

1. INTRODUCCIÓN

El tratamiento terciario (al que se conoce también como «tratamiento avanzado») es la serie de procesos destinados a conseguir una calidad del efluente superior a la del tratamiento secundario convencional descrito en los capítulos 5 y 6. En este capítulo se describen los siguientes tipos de tratamiento terciario: (1) separación de sólidos en suspensión, (2) adsorción en carbón activo (separación de compuestos orgánicos), (3) intercambio iónico, (4) ósmosis inversa, (5) electrodiálisis, (6) oxidación química (cloración y ozonación), (7) métodos de eliminación de nutrientes (eliminación de nitrógeno y fósforo), y (8) proceso «Sonozone» para la purificación de aguas residuales. Muchos de estos procesos, actualmente no se emplean demasiado en el tratamiento de las aguas residuales, pero su empleo a mayor escala está previsto conforme las exigencias de calidad de los efluentes se hagan más estrictas en el futuro.

2. ELIMINACIÓN DE SÓLIDOS EN SUSPENSIÓN

Los sólidos en suspensión que no han sido eliminados en las operaciones convencionales de tratamiento primario y secundario pueden constituir una parte importante de la DBO de los efluentes de las plantas de tratamiento de aguas residuales. Se dispone de los siguientes procesos para la eliminación de estos sólidos en suspensión: (1) microtamizado, (2) filtración, y (3) coagulación.

Los microtamices se construyen sobre tambores rotativos. El agua residual se alimenta de forma continua en la parte interior del tambor, fluyendo hasta una cámara de almacenamiento de agua clara en la parte exterior. La limpieza de la superficie interior del tambor se lleva a cabo mediante pulverizadores de agua clara, necesitándose normalmente del orden del 5% del volumen de alimentación para esta limpieza. Con el microtamizado se consigue eliminaciones del 70-90% de los sólidos en suspensión. Se utiliza normalmente la filtración para conseguir rendimientos en la eliminación de sólidos en suspensión de hasta el 99%. Los materiales de relleno de los filtros más empleados son arena, antracita y tierra de diatomeas. La coagulación se lleva a cabo utilizando sulfato de alúmina, polielectrolitos, cal y otros reactivos químicos.

3. ADSORCIÓN EN CARBÓN ACTIVO

3.1 Introducción

Adsorción es la concentración de un soluto en la superficie de un sólido. Este fenómeno tiene lugar cuando se coloca dicha superficie en contacto con una solución. Una capa de moléculas de soluto se acumula en la superficie del sólido debido al desequilibrio de las fuerzas superficiales (fig. 8.1).

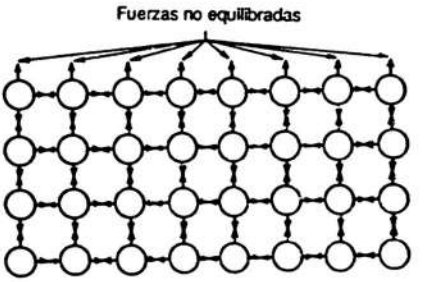


Fig. 8.1. Representación de fuerzas en un sólido.

En el interior del sólido, las moléculas están rodeadas totalmente por molécuals similares y por lo tanto sujetas a fuerzas equilibradas, tal como indican las flechas de la figura 8.1. Las moléculas en la superficie están sometidas a fuerzas no equilibradas. Debido a que estas fuerzas residuales son suficientemente elevadas, pueden atrapar moléculas de un soluto que se halle en contacto con el sólido. Este fenómeno se denomina adsorción física (o de Van der Waals).

El sólido (por ejemplo, carbón activo) se denomina adsorbente y el soluto a adsorber se denomina adsorbato. La capacidad de adsorción es función de la superficie total del adsor-

bente, ya que cuanto mayor sea esta superficie se dispone de mayor número de fuerzas residuales no equilibradas para la adsorción.

3.2 Los carbones activos como adsorbentes

Los carbones activos, bien granulares, bien en forma de polvo,se han empleado profusamente como adsorbentes en las plantas de tratamiento de agua para eliminar los olores y sabores que producen los contaminantes. Se prevé que con la atención que se está prestando a las mayores exigencias de calidad de los efluentes, el uso de los carbones activos en el tratamiento terciario de las aguas residuales aumentará considerablemente en el futuro.

Preparación de los carbones activos. Los carbones activos se preparan a partir de materias primas carbonosas tales como madera, lignito, carbón y cáscaras de nuez mediante procesos térmicos que implican la deshidratación y carbonización, seguidos por la aplicación de vapor caliente. Se obtiene una estructura muy porosa con grandes áreas superficiales (tan elevadas como 1000 m^2/g).

Reactivación de los carbones activos. La gran ventaja del carbón activo como adsorbente descansa en la posibilidad de reactivación (hasta 30 veces o más) sin pérdida apreciable de poder de adsorción. Usualmente la reactivación se lleva a cabo calentando el carbón agotado hasta 930°C aproximadamente en una atmósfera aire-vapor (reactivación térmica). Esta operación puede realizarse en hornos de hogar múltiple o en hornos rotativos. Los productos orgánicos adsorbidos se queman y el carbón activo se restaura básicamente hasta su capacidad inicial de adsorción.

3.3 Isotermas de adsorción

Las relaciones de equilibrio entre adsorbente y adsorbato se describen mediante las isotermas de adsorción. En esta sección, se mencionan las isotermas de Langmuir, Freundlich y BET. Se establece el equilibrio de adsorción cuando la concentración de contaminante remanente en la solución se haya en equilibrio dinámico con la que hay presente en la superficie del sólido. Los datos pueden obtenerse en ensayos continuos de laboratorio, que pueden también emplearse para determinar los efectos del pH, de la temperatura y de otras variables sobre el proceso de adsorción.

3.3.1. Isoterma de Langmuir

En el desarrollo de la isoterma de Langmuir se supone que el soluto se adsorbe como película monomolecular en la superficie del adsorbente. Esta es la isoterma más frecuentemente utilizada, que viene dada por la reacción:

$$X/M = KbC_e/(1 + KC_e) \tag{8.1}$$

en la que X es el peso del soluto adsorbido (adsorbato) (mg); M es el peso de adsorbente (g); K la constante de equilibrio (cm^3 de adsorbente/mg de adsorbato); C_e la concentración de

equilibrio del soluto (mg/l) y b una constante que representa el cubrimiento en monocapa por unidad de peso de adsorbente (mg de adsorbato/g de adsorbente). En la figura 8.2 se representa una curva típica de X/M en función de C_e basada en la ecuación (8.1).

La ecuación (8.1) puede escribirse también en forma lineal tomando los inversos de ambos miembros:

$$1/(X/M) = (1/Kb)(1/C_e) + (1/b) \tag{8.2}$$

La representación de $1/(X/M)$ en función de $1/C_e$ según la ecuación (8.2) conduce a una línea recta, que permite la determinación de los parámetros K y b a partir de la pendiente y de la ordenada en el origen, respectivamente.

3.3.2. Isoterma de Freundlich

La isoterma de Freundlich viene expresada por la ecuación:

$$X/M = kC_e^{1/n} \tag{8.3}$$

X/M y C_e tienen el mismo significado que en la isoterma de Langmuir, y k y n son constantes que dependen de diversos factores ambientales. La ecuación (8.3) puede volver a escribirse en forma lineal tomando logaritmos de ambos miembros:

$$\log(X/M) = (1/n)\log C_e + \log k \tag{8.4}$$

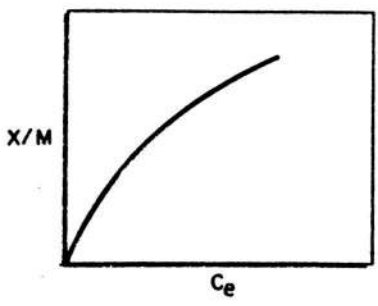


Fig. 8.2. Isoterma de Langmuir.

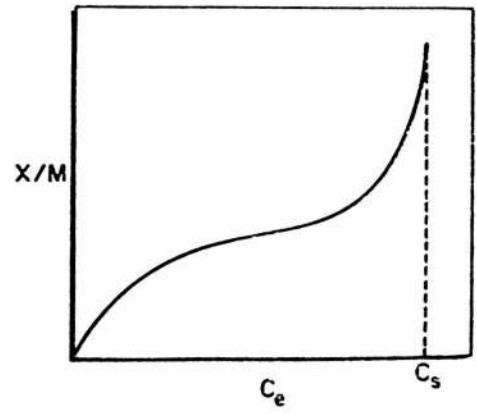


Fig. 8.3. Representación de los datos isotérmicos de adsorción siguiendo el modelo BET.

La ecuación (8.4) indica que una representación logarítmica de X/M en función de C_e conduce a una línea recta que permite la determinación de los parámetros n y k a partir de la pendiente y de la ordenada para $C_e = 1$.

3.3.3. Isoterma de adsorción BET

El modelo BET* supone que las capas de moléculas se adsorben en la parte superior de moléculas previamente adsorbidas. Cada capa se adsorbe de acuerdo con el modelo de Langmuir. La isoterma BET se expresa mediante la ecuación:

$$\frac{X}{M} = \frac{bkC_e}{(C_s - C_e)[1 + (k-1)C_e/C_s]} \tag{8.5}$$

La constante b tiene el mismo significado que en la isoterma de Langmuir y k es una constante que se relaciona con la energía de adsorción. C_s es la concentración de soluto a saturación en todas las capas. La representación de los datos isotérmicos, siguiendo el modelo BET, conduce a una curva en forma de S (fig. 8.3).

A partir de la figura 8.3 puede estimarse el valor de C_s. La ecuación (8.5) puede reagruparse en forma lineal como sigue:

$$\frac{C_e}{(C_s - C_e)(X/M)} = \frac{1}{kb} + \left(\frac{k-1}{kb}\right)\left(\frac{C_e}{C_s}\right) \tag{8.6}$$

La ecuación (8.6) indica que la representación de $C_e/(C_s - C_e)(X/M)$ en función de C_e/C_s llevaría a una línea recta. Pueden estimarse las constantes k y b a partir de la pendiente y de la ordenada en el origen de esta línea. El valor de C_s estimado en la figura 8.3 puede ajustarse de forma tal que se obtenga un ajuste lineal óptimo mediante la ecuación (8.6).

3.4. Funcionamiento de la adsorción y curvas de ruptura

En la práctica, la adsorción en carbón activo se lleva a cabo bien en forma continua o bien en forma discontinua. En la operación discontinua, el carbón activo en polvo se mezcla con el agua residual y se deja decantar. La operación continua se lleva a cabo en columnas conteniendo carbón granulado (de 40 a 80 mallas). Es más económica que la operación discontinua y ha encontrado mayores aplicaciones.

La eliminación de contaminantes en las columnas de carbón activo se lleva a cabo mediante tres mecanismos: (1) adsorción, (2) fijación de partículas grandes, y (3) deposición parcial de materia coloidal. Los porcentajes de eliminación dependen fundamentalmente del tiempo de contacto entre el agua residual y el carbón activo.

* BET corresponde a las iniciales de Brunauer, Emmet y Teller que desarrollaron este modelo.

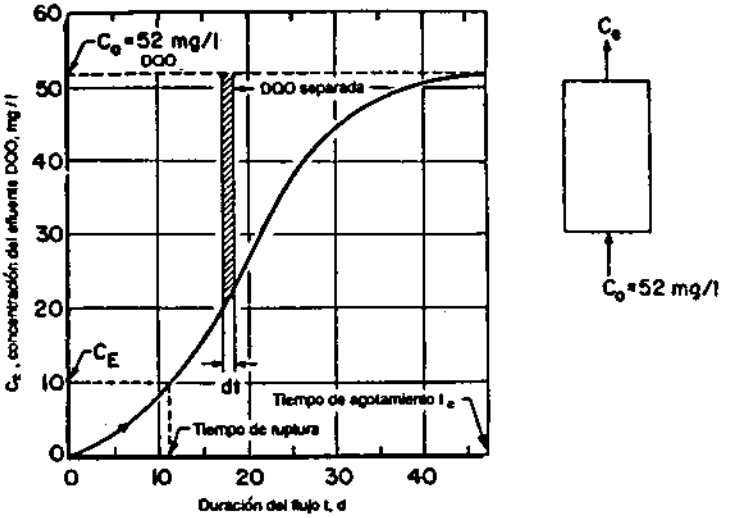


Fig. 8.4. Curva típica de ruptura para adsorción en carbón activo.

Cuando el agua residual fluye a través de una columna de carbón activo, los contaminantes se separan gradualmente, y el agua residual se va purificando progresivamente conforme desciende a través de la columna. No hay demarcación neta entre el agua purificada y la alimentación. En lugar de ello, se forma una zona de transición en la cual la concentración de contaminante varía desde un máximo, al final de la zona, hasta prácticamente cero en la parte inicial de la misma. Esta zona es la porción activa de la columna, y se denomina *zona de adsorción*. El movimiento progresivo de esta zona de adsorción puede verse mediante la representación de las llamadas curvas de ruptura (fig. 8.4). Las ordenadas de una curva de ruptura corresponden a la concentración del efluente, por ejemplo en mg/l de DQO o COT y las abscisas corresponden a la duración del flujo a través de la columna, por ejemplo días de flujo. Con frecuencia las abscisas se expresan también en función de los volúmenes de lecho del flujo total, por ejemplo miles de volúmenes de lecho indicados por 1000 VL.

Normalmente, la operación de una columna de adsorción no se lleva hasta su agotamiento. En el caso de la columna de la figura 8.4, puede decidirse parar la operación cuando la concentración del efluente alcanza un valor C_c igual a 10 mg DQO/l. Esta concentración C_c se denomina *concentración de ruptura*. Lógicamente, en el caso de la figura 8.4, no sería económico enviar el contenido de la columna a regeneración en el momento en que la concentración del efluente alcanzara los 10 mg DQO/l, ya que se estaría aún muy lejos de haber agotado la columna. Esta objeción podría evitarse utilizando varias columnas operadas en serie, de forma que el efluente de una columna fuera la alimentación de la siguiente.

En el caso de un sistema bien diseñado cuando la concentración del efluente de la última columna de la serie alcanza la de ruptura, C_e, la columna inicial de la serie estaría casi agotada. En este momento la columna inicial se enviaría al horno de regeneración y el afluente se aplicaría a la siguiente columna de la serie. Simultáneamente una columna fresca, ya regenerada, se situaría al final de la serie inmediatamente delante de la columna en la cual la concentración de ruptura C_e hubiera sido alcanzada en ese momento. De esta forma, la concentración final del efluente de la serie de columnas nunca supera la concentración de ruptura especificada C_e.

3.5. Procedimiento de diseño de las columnas de adsorción en carbón activo

En la mayoría de las ocasiones, la adsorción en carbón se realiza en columnas sin que nunca se establezcan las condiciones ni de equilibrio ni de estado estacionario. En estas columnas de adsorción se emplea carbón activo granulado. La capacidad de adsorción determinada en ensayos discontinuos en condiciones de equilibrio no puede aplicarse a la operación en columnas. La única forma segura de diseñar un sistema de adsorción en carbón es llevar a cabo ensayos en escala semipiloto en columnas bajo condiciones similares a las de la operación a escala real.

En algunos casos se utilizan cascadas de adsorción en varias etapas con carbón activo en polvo. Esto se lleva a cabo normalmente en un sistema de flujo a contracorriente. De una etapa a la siguiente en la cascada se bombea un lodo de carbón activo. El agua residual a tratar fluye en contracorriente al lodo de carbón activo en polvo como rebose de una etapa a la siguiente. Cada unidad de la cascada puede tratarse como una etapa teórica de equilibrio. El diseño de dichos sistemas se describe en los libros de texto de ingeniería química.

En esta sección se desarrolla el procedimiento de diseño de las columnas de carbón activo [7]. Se basa en la ecuación desarrollada por Bohart y Adams [3]. Se discuten los siguientes aspectos: (1) ecuación de Bohart y Adams sobre funcionamiento de las columnas de adsorción en carbón activo (sección 3.5.1); (2) ensayos de laboratorio con columnas a escala semipiloto para obtener los parámetros necesarios de diseño (sección 3.5.2); (3) diseño de la unidad a escala real a partir de los datos de laboratorio (sección 3.5.3), y (4) desarrollo de la ecuación de Bohart y Adams (sección 3.5.4).

3.5.1. Ecuación de Bohart y Adams

En una columna de adsorción en carbón activo se alimenta agua residual a la columna con una concentración de soluto C_o (mg/l). Se desea reducir la concentración de soluto en el efluente hasta un valor que no supere C_E (mg/l), tal como exigen las normas de calidad del agua.

Al comienzo de la operación, cuando el carbón activo se halla fresco, la concentración del efluente es en realidad *menor* que la concentración permisible C_E. Conforme avanza la operación, la concentración del efluente alcanza el valor C_E. Sea t el tiempo transcurrido hasta alcanzar este punto de ruptura (tiempo de servicio en días).

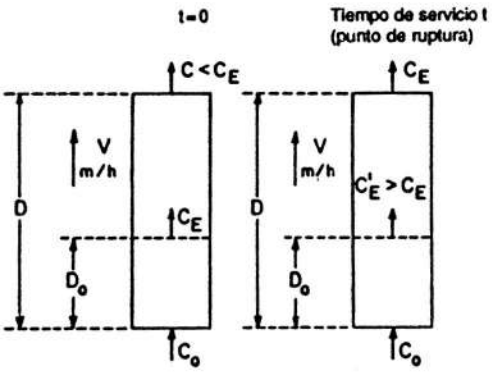


Fig. 8.5. Concepto de profundidad crítica del lecho (D_o).

A tiempo 0 ($t = 0$), la profundidad teórica de carbón suficiente para evitar que la concentración de soluto en el efluente exceda del valor C_E se denomina profundidad crítica del lecho D_o (m). Evidentemente, $D_o < D$, siendo D la profundidad real del lecho (m) (figura 8.5).

En la figura 8.5, la transferencia de masa del adsorbato en la fase líquida hacia el adsorbente tiene lugar en una faja de altura D_o. Por esta razón D_o, la altura crítica del lecho, es también frecuentemente llamada *altura de la zona de transferencia de masa,* siendo designada como HMTZ, del inglés «height of the mass transfer zone». Esta faja se desplaza hacia arriba, y el adsorbente inmediatamente abajo de ella está saturado de adsorbato. La velocidad de desplazamiento de esta zona de transferencia de masa, u_{MTZ}, es entonces:

$$u_{MTZ} = (D - D_o)/t$$

donde t es el tiempo de servicio.

La capacidad de adsorción (N_o) es otra importante variable de diseño. Es la cantidad máxima de contaminante en el soluto que puede ser adsorbida por el carbón (kg de soluto/m³ de carbón) cuando se presenta la saturación. De la figura 8.4:

$$N_o = \frac{86{,}4Q}{v} \int_{t=0}^{t=t_e} (C_o - C_e)dt \qquad \text{kg de soluto/m}^3 \text{ de carbón} \qquad (8.7)$$

en la que v es el volumen total de carbón activo en m³ y Q el caudal en m³/s. Las concentraciones del afluente y del efluente, C_o y C_e, vienen en mg/l y el tiempo, t, en días. La integral de la ecuación (8.7) iguala al área por encima de la curva en la figura 8.4, comprendida entre las abscisas $t = 0$ y $t = t_e$ y limitada por la propia curva y la ordenada $C_e = C_o$. Asimismo, de la figura 8.4 puede escribirse:

$$\begin{bmatrix} \text{DQO total} \\ \text{eliminada} \\ \text{hasta la} \\ \text{ruptura} \end{bmatrix} = 86{,}4Q \int_{t=0}^{t} (C_o - C_e)\, dt \qquad \text{kg DQO} \qquad (8.8)$$

La integral de la ecuación (8.8) es el área por encima de la curva en la figura 8.4, comprendida entre las abscisas $t = 0$ y $t = t$ y delimitada por la propia curva y la ordenada $C_e = C_o$. La DQO total alimentada a la columna hasta la ruptura es:

$$\begin{bmatrix} \text{DQO total} \\ \text{alimentada} \\ \text{hasta la} \\ \text{ruptura} \end{bmatrix} = 86{,}4QC_o t \qquad \text{kg DQO} \qquad (8.9)$$

en la que el producto $C_o t$ es el área del rectángulo en la figura 8.4, en el cual la base descansa sobre las abscisas (distancia desde el origen al tiempo de ruptura t) y la altura es C_o. La DQO total que se pierde en el efluente hasta la ruptura, esto es, la que escapa a la adsorción es:

$$\begin{bmatrix} \text{DQO total} \\ \text{perdida en el} \\ \text{efluente hasta} \\ \text{la ruptura} \end{bmatrix} = 86{,}4Q \int_{t=0}^{t} C_e\, dt \qquad \text{kg DQO} \qquad (8.10)$$

La integral en la ecuación (8.10) es el área por debajo de la curva en la figura 8.4, comprendida entre las abscisas $t = 0$ y $t = t$ y delimitada por la propia curva y el eje de abscisas. Es la diferencia entre las áreas correspondientes a las ecuación (8.9) y (8.8), esto es:

$$\begin{bmatrix} \text{DQO total} \\ \text{perdida en el} \\ \text{efluente hasta} \\ \text{la ruptura} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \text{DQO total} \\ \text{alimentada} \\ \text{hasta la} \\ \text{ruptura} \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} \text{DQO total} \\ \text{eliminada} \\ \text{hasta la} \\ \text{ruptura} \end{bmatrix} \qquad (8.11)$$

Otro parámetro que aparece en la ecuación de Bohart y Adams es la constante de velocidad K. Supone una velocidad de adsorción de primer orden, esto es $r = KC$. Las unidades de K son en consecuencia:

$$\text{mg de soluto/(g de carbón)(h)} = K \text{ mg de soluto/l de solución}$$

$$\therefore K = \text{l de solución/(g de carbón)(h)}$$

El funcionamiento en continuo de las columnas de carbón activo puede evaluarse mediante la ecuación (8.12), que fue desarrollada por Bohart y Adams [3].

$$\ln[(C_o/C_E) - 1] = \ln(e^{KN_o D/V} - 1) - KC_o t \qquad (8.12)$$

en la que C_o es la concentración de soluto en el afluente (mg/l); C_E la concentración permisible de soluto en el efluente (mg/l); K la constante de velocidad (l/(g de carbón)(h)]; N_o la capacidad de adsorción (kg de soluto/m³ de carbón); D la profundidad del lecho de carbón (m); V la velocidad lineal (m/h); y t el tiempo en servicio (h).

A partir de la ecuación (8.12) se desarrolla una ecuación para D_o. D_o (profundidad crítica del lecho de carbón, m) es la profundidad teórica de carbón suficiente para evitar que la concentración de soluto en el efluente exceda el valor $C_{xEeo020}$ a $t = 0$. D_o se obtiene de la ecuación (8.12) haciendo $t = 0$ y despejando D (que es igual a D_o en este caso). Ya que el término exponencial $e^{KN_oD/V}$ es normalmente mucho mayor que la unidad, se desprecia el término unidad entre paréntesis en el primer miembro de la ecuación (8.12). El resultado final es:

$$D_o = (V/KN_o)\ln[(C_o/C_E) - 1] \tag{8.13}$$

Expresión para el tiempo en servicio t. Despejando t en la ecuación (8.12) y despreciando el término unidad entre paréntesis en el primer miembro al compararlo con el término exponencial, se obtiene:

$$t = (N_o/C_oV)D - \ln[(C_o/C_E) - 1]/KC_o \tag{8.14}$$

La ecuación (8.14) es la base para la determinación experimental de los parámetros N_o y K en columnas a escala semipiloto. En la sección 3.5.2 se describe el procedimiento seguido.

3.5.2. Determinación de los parámetros N_o, K y D_o a partir de datos de laboratorio

En la figura 8.6 se presenta el equipo de laboratorio. Los datos requeridos sobre la eliminación de contaminantes se obtienen pasando agua residual que contiene una cantidad conocida de contaminantes (C_o) a través de una serie de columnas (por ejemplo tres columnas en la figura 8.6) y registrando los tiempos t (t_1, t_2 y t_3) a los cuales las concentraciones de los efluentes de las columnas 1, 2 y 3 alcanzan la concentración permisible de soluto en el efluente (C_E). Cada serie de ensayos se lleva a cabo a un caudal constante [l/(min)(m²)], por lo que se mantiene constante la velocidad lineal V (m/s). El efluente de la primera columna es el primero en alcanzar el valor C_E (se registra este tiempo t_1); algún tiempo después, el efluente de la columna 2 alcanza el valor C_E, registrándose también este tiempo (t_2). Finalmente el efluente de la columna 3 alcanza la concentración C_E. Análogamente se registra este tiempo (t_3) y se suspende el ensayo. En consecuencia, el experimento se lleva a cabo hasta que se alcanza el punto de ruptura en la última columna.

En el cuadro 8.1 se presenta una tabulación típica de t en función de D para cuatro caudales diferentes. En el experimento número 1 se utilizaron tres columnas de 0,76 m de profundidad de carbón en cada una, correspondiendo a profundidades totales de 0,76, 1,52 y 2,28 m en los puntos de muestreo. El caudal fue de 81,5 l/(min)(m²).

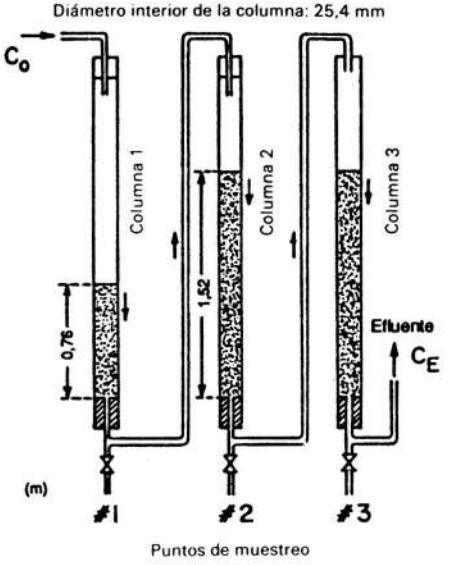


Fig. 8.6. Columnas de carbón activo (escala semipiloto).

En el experimento 2, las primeras dos columnas contenían 0,76 m de carbón cada una y la tercera un lecho de 1,52 m. Las profundidades totales correspondientes a los puntos de muestreo eran 0,76 m, 1,52 m y 3,04 m. El caudal fue de 163 l/(min)(m^2).

En los experimentos 3 y 4, las profundidades de carbón fueron, respectivamente, 1,52, 1,52, 1,52 m y 1,52, 3,04, 3,04 m para las tres columnas, correspondiendo a profundidades totales en los puntos de muestreo de 1,52, 3,04, 4,56 m y 1,52, 4,56, 7,6 m. Los caudales fueron 326 y 652 l/(min)(m^2), respectivamente. La ecuación (8.14) revela que la representación de t en función de D conduce a una línea recta en la cual la pendiente (s) y la ordenada en el origen (i) son:

$$s = N_o/C_oV$$
$$\therefore N_o = C_oVs \tag{8.15}$$

$$i = -\ln[(C_o/C_E) - 1]/KC_o$$
$$\therefore K = -\ln[(C_o/C_E) - 1]/iC_o \tag{8.16}$$

Los valores de los parámetros N_o y K se determinaron de las ecuaciones (8.15) y (8.16) respectivamente. En la figura 8.7 se presentan cuatro líneas rectas correspondientes a los cuatro experimentos cuyos datos aparecen en el cuadro 8.1. La profundidad crítica D_o se calcula con la ecuación (8.10). La figura 8.7 corresponde a un diagrama profundidad del lecho/tiempo de servicio.

CUADRO 8.1

Datos para el ejemplo 8.1

Experimento N.º	(1) Caudal: l/(min)(m²)	(2) Profundidad del lecho (m)	(3) Tiempo t (h)	(4) Caudal acumulado total[a] (l)
1	81,5	$D_1 = 0,76$	740	1833,5
		$D_2 = 1,52$	1780	4410,4
		$D_3 = 1,18$	2780	6888,2
2	163,0	$D_1 = 0,76$	180	892,0
		$D_2 = 1,52$	560	2775,1
		$D_3 = 3,04$	1330	6590,8
3	326	$D_1 = 1,52$	170	1684,9
		$D_2 = 3,04$	500	4955,5
		$D_3 = 4,56$	830	8226,2
4	652	$D_1 = 1,52$	60	1189,3
		$D_2 = 4,56$	390	7730,6
		$D_3 = 7,60$	730	14470,1

[a] Cálculo de la columna (4):
Diámetro: 2,54 cm
Área: $\frac{1}{4}\pi\,(2,54)^2 = 5,067$ cm²
Caudal acumulado total:

$$(4) = (1)\,\frac{\text{l}}{(\text{min})(\text{m}^2)} \times \frac{\text{m}^2}{10^4\ \text{cm}^2} \times 5,067\ \text{cm}^2 \times (3)\ \text{h} \times \frac{60\ \text{min}}{\text{h}}$$

$(4) = (1) \times (3) \times 0,030402$ en litros.

Debe notarse en la figura 8.7 que las intersecciones de las líneas rectas con las abscisas son los valores D_o, esto es, corresponden a las alturas de las zonas de transferencia de masa, HMTZ. Esto ocurre porque para la ordenada $t = 0$ la concentración del adsorbato es C_E, cuando $D = D_o$ = HMTZ (véase la figura 8.5). En efecto, substituyendo $t = 0$ en la ecuación (8.14), y resolviendo para D, se obtiene el mismo valor D_o que aquel dado por la ecuación (8.13).

Ejemplo 8.1. Los datos del cuadro 8.1 se obtuvieron usando columnas de adsorción en carbón activo a escala semipiloto en continuo con un diámetro interior de 25,4 mm. Se llevaron a cabo cuatro series de experimentos. El agua residual industrial contenía 20 mg/l de soluto orgánico eliminable mediante adsorción en carbón. Los experimentos se realizaron registrando el tiempo invertido por los efluentes de la primera, segunda y tercera columna de adsorción en alcanzar una concentración $C_E = 1,0$ mg/l de soluto (columna 3 del

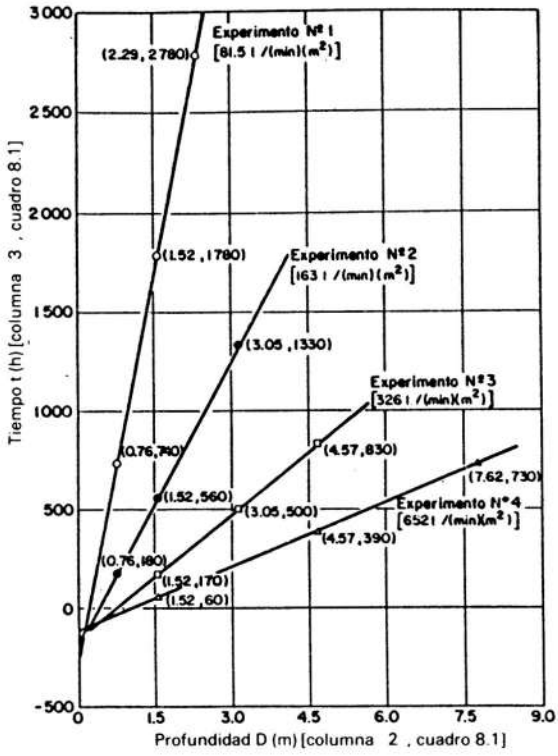


Fig. 8.7. Representación de t en función de D para el ejemplo 8.1.

cuadro 8.1). Prepárese una representación de los parámetros N_o, K y D_o en función del caudal [l/(min)(m^2)].

Solución. En la figura 8.7 se presenta la gráfica de t en función de D (columna 3 en función de columna 2 del cuadro 8.1). La capacidad de adsorción N_o se calcula mediante la ecuación (8.15).

$$C_o = 20 \text{ mg/l} \times 10^{-6} \text{ kg/mg} \times 10^3 \text{ l/m}^3 = 20 \times 10^{-3} \text{ kg soluto/m}^3 \text{ licor}$$

Los valores de V (m/h) son:

$$\text{Exp. n.º 1: } 81{,}5 \text{ l/(min)(m}^2\text{)} \times 10^{-3} \text{ m}^3\text{/l} \times 60 \text{ min/h} = 4{,}89 \text{ m/h}$$
$$\text{Exp. n.º 2: } 163 \text{ l/(min)(m}^2\text{)} \times 10^{-3} \text{ m}^3\text{/l} \times 60 \text{ min/h} = 9{,}78 \text{ m/h}$$
$$\text{Exp. n.º 3: } 326 \text{ l/(min)(m}^2\text{)} \times 10^{-3} \text{ m}^3\text{/l} \times 60 \text{ min/h} = 19{,}56 \text{ m/h}$$
$$\text{Exp. n.º 4: } 652 \text{ l/(min)(m}^2\text{)} \times 10^{-3} \text{ m}^3\text{/l} \times 60 \text{ min/h} = 39{,}12 \text{ m/h}$$

En el cuadro 8.2 se presentan los cálculos de N_o.

CUADRO 8.2

Cálculo de N_o (ejemplo 8.1)

Experimento N.º	Caudal [l/(min)(m²)]	V (m/h)	Pendiente (fig. 8.7) (h/m)	$N_o = C_o V s$ [ecuación (8.15)] $N_o = \frac{kg.m.h}{m^3.h.m} = kg/m^3$ ($C_o = 20 \times 10^{-3}$ kg/m³)
1	81,5	4,89	1339	131
2	163	9,78	502	98
3	326	19,56	217	85
4	652	39,12	108	84,5

CUADRO 8.3

Cálculo de K y D_o (ejemplo 8.1)[a]

Experimento N.º	Caudal [l/(min)(m²)]	V (m/h) (cuadro 8.2)	N_o (kg/m³) (cuadro 8.2)	i (valor absoluo de la ordenada) (fig. 8.7)	K, ecuac.(8.16) [m³/(kg)(h)]	D_o, ecuac. (8.13) (m)
1	81,5	4,89	131	283	0,520	0,211
2	163	9,78	98	203	0,725	0,405
3	326	19,56	85	151	0,975	0,695
4	652	39,12	84,5	112	1,314	1,04

[a] $C_o = 20 \times 10^{-3}$ kg/m³.

Los valores de K se calculan mediante la ecuación (8.13), en la que $\ln[(C_E/C_E) - 1] = \ln[(20/1) - 1] = 2{,}94$. Los valores de D_o se calculan mediante la ecuación (8.10). Los cálculos de K y D_o se presentan en el cuadro 8.3. Los valores de N_o, K y D_o se han representado en función del caudal en la figura 8.8.

El significado físico de las pendientes, s, de las líneas rectas en la figura 8.7 puede explicarse a partir de las siguientes consideraciones. Como las intersecciones con la abscisa corresponden a D_o, esto es HMTZ, y la ordenada, a una profundidad cualquiera D, es el tiempo de servicio, t, entonces las pendientes, s, son:

$$s = (t - 0)/(D - D_o) = t/(D - D_o)$$

Asimismo, la velocidad de desplazamiento de la zona de transferencia de masa, tal como se indica en la sección 3.5.1, es $u_{MTZ} = (D - D_o)/t$. Esto significa que las pendientes, s, son:

$$s = 1/u_{MTZ}$$

Ahora bien, de acuerdo con la ecuación (8.15):

$$u_{MTZ} = 1/s = C_o V/N_o$$

Por ejemplo, considérese el experimento n.° 2. Según el cuadro 8.3, o por lectura directa de la intersección con la abscisa de la línea recta correspondiente al experimento n.° 2 en la figura 8.7, tenemos:

$$D_o = 0{,}405$$

La pendiente, figura 8.7, es:

$$s = 502 \text{ h/m}$$

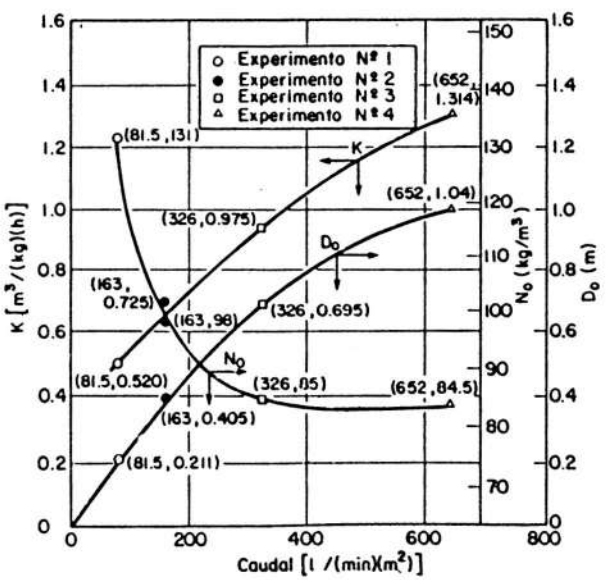


Fig. 8.8. Representación de N_o, K y D_o en función del caudal (ejemplo 8.1).

Entonces:

$$u_{MTZ} = 1/502 = 0{,}00199 \text{ m/h}$$

3.5.3. Aplicación de los datos de laboratorio al diseño de una planta a escala real

El diseño a escala real se presenta en el ejemplo 8.2.

Ejemplo 8.2. El agua residual utilizada en los ensayos de laboratorio (ejemplo 8.1) se trata para separarle el soluto orgánico (concentración = 20 mg/l) hasta un valor residual de 1 mg/l, en un lecho de carbón activo de 0,76 m de diámetro y una profundidad de 1,82 m. El caudal es de 4 m^3/h.

1. Calcúlese el tiempo de servicio (h/ciclo).
2. Calcúlese el número de cambios de carbón requeridos anualmente y el volumen anual de carbón (m^3).
3. Estímese la eliminación de soluto (h/ciclo).
4. Calcúlese el rendimiento de la adsorción basándose en N_o y D_o.
5. Estímese el porcentaje de error al despreciar el factor unidad en el término $(e^{KN_oD/V} - 1)$. Esta aproximación se empleó al desarrollar las ecuaciones (8.13) a (8.16).

Solución Parte 1. Cálculo del tiempo de servicio.

Paso 1. El caudal en l/min es 4000/60 = 66,7 l/min. La sección de la columna es $A = \frac{1}{4}\pi(0{,}76)^2 = 0{,}45$ m^2. El caudal en l/(min)(m^2) es 66,7/0,45 = 148 l/(min)(m^2) o:

$$V = 148 \text{ l/(min)(m}^2\text{)} \times 10^{-3} \text{ m}^3\text{/l} \times 60 \text{ min/h} = 9 \text{ m/h}$$

Paso 2. De la figura 8.8, para un caudal de 148 l/(min)(m^2), se tiene:

$$K = 0{,}66 \text{ m}^3\text{/(kg)(h)}$$

y

$$N_o = 102{,}9 \text{ kg/m}^3$$

Hubiera sido preferible llevar a cabo los ensayos con un caudal operativo de 148 l/(min)(m^2) para evitar esta interpolación de K y N_o.

Paso 3. El tiempo de servicio se calcula mediante la ecuación (8.14):

$$t = [102.9/(20 \times 10^{-3} \times 9)]1{,}82 - 2{,}94/(0{,}66 \times 20 \times 10^{-3}) = 818 \text{ h/ciclo}$$

Solución Parte 2. Número de cambios de carbón por año y volumen anual de carbón:

$$\text{N.º de cambios de carbón/año} = (365 \times 24)/818 = 10{,}7$$

$$\text{Volumen anual de carbón} = (1{,}82 \times 0{,}45)10{,}7 = 8{,}77 \text{ m}^3$$

Solución Parte 3. Estimación de la eliminación de soluto (kg/año).
El soluto eliminado por ciclo se calcula mediante:

kg de soluto separado por ciclo =

kg de soluto en el afluente por ciclo — kg de soluto en el efluente por ciclo

Siendo:

Volumen de agua residual por ciclo:

$$4 \text{ m}^3/\text{h} \times 818 \text{ h/ciclo} = 3272 \text{ m}^3/\text{ciclo}$$

y

$$C_0 = 20 \text{ mg/l} = 20 \times 10^3 \text{ kg/m}^3$$

se tiene:

kg soluto en el afluente por ciclo $= 20 \times 10^{-3}$ kg/m^3 $\times$ 3272 m^3/ciclo $= 65{,}44$ kg/ciclo

Soluto residual que abandona el efluente por ciclo =

$$= 3272 \text{ m}^3/\text{ciclo} \times C_{\text{media}} \text{ kg/m}^3 = 3272\ C_{\text{media}} \text{ kg/ciclo}$$

C_{media} viene dada por:

$$C_{\text{media}} = \frac{1}{818} \int_{t=0}^{t=818 \text{ h}} C_e\, dt \qquad (8.17)$$

C_e corresponde a una serie de concentraciones del efluente en valores crecientes, siendo el más elevado el de $C_E = 1$ mg/l, que se presenta después de 818 h de operación. Si se registran los valores intermedios de las concentraciones del efluente desde el tiempo 0 (comienzo del ciclo) hasta $t = 818$ h (final del ciclo) puede evaluarse la integral por métodos gráficos o numéricos (fig. 8.4). A falta de estos valores puede llevarse a cabo una estimación conservadora del soluto eliminado, basándose en el valor de C_E de 1 mg/l (1×10^{-3} kg/m^3). El error de esta estimación es menor del 5% (ya que en este caso $C_o/C_E = 20$). Por ello, estimación al alza de los kg de soluto en el efluente por ciclo:

$$= 3272 \times 1 \times 10^{-3} \text{ kg/ciclo} = 3{,}272 \text{ kg/ciclo}$$

y

estimación a la baja de los kg de soluto por ciclo:

$$= 65{,}44 - 3{,}272 = 62{,}17 \text{ kg/ciclo}$$

o

$$62{,}17 \times 10{,}7 \text{ ciclos/año} = 665{,}2 \text{ kg/año}$$

Solución Parte 4. Rendimiento de la adsorción:

Basándose en N_o:

Soluto total adsorbido: 665,2 kg/año (solución, parte 3)

Capacidad total de adsorción: (N_o)(volumen anual de carbón)

$$= 102{,}9 \text{ kg/m}^3 \times 8{,}77 \text{ m}^3 = 902{,}4 \text{ kg}$$

Rendimiento: $(665{,}2/902{,}4) \times 100 = 73{,}7\%$

Basándose en D_o obtenido en la figura 8.8 para un caudal de 148 l/(min)(m^2) se obtiene $D_o = 0{,}37$ m.

Rendimiento: $[(D - D_o)/D]100 = [(1{,}82 - 0{,}37)/1{,}82]100 = 79{,}7\%$

Solución Parte 5. Error al despreciar el factor unidad:

$$KN_oD/V = (0{,}66 \times 102{,}9 \times 1{,}82)/9 = 13{,}73$$

$$e^{13.73} = 918\,043$$

$$e^{13.73} - 1 = 918\,042$$

$$\text{Error \%} = (1/918\,042)100 = 1{,}09 \times 10^{-4}\ \%$$

3.5.4. Desarrollo de la ecuación de Bohart y Adams [3]

Considérese una masa de adsorbente. Su capacidad residual (N) disminuye a una velocidad dada por la ecuación (8.18):

$$\partial N/\partial t = -KNC \tag{8.18}$$

en la que N es la capacidad de adsorción residual [a $t = 0$, $N = N_o$ = capacidad de absorción (kg/m^3); C la concentración de soluto (kg/m^3); t el tiempo (h); y K la constante de velocidad [m^3/(kg)(h)].

Considérese ahora la solución de la cual se separa el soluto por adsorción. La concentración de soluto disminuye a una velocidad dada por:

$$\partial C/\partial D = -KNC/V \tag{8.19}$$

en la que D es la profundidad del adsorbente (profundidad total, $D = D_o$) (m); y V la velocidad de flujo de solución después del adsorbente (m/h).

Se aplica la siguiente serie de condiciones: En la condición uno a $t = 0$, $N = N_o$ (capacidad inicial de absorber soluto). Para la condición dos a $D = 0$, $C = C_o$ (concentración de entrada). Se llevan a cabo los siguientes cambios de variable. Sean:

$$N' = N/N_o$$

$$\therefore N = N_o N' \tag{8.20}$$

$$C' = C/C_o$$

$$\therefore C = C_o C' \tag{8.21}$$

$$D' = KN_o D/V$$

$$\therefore D = D'V/KN_o \tag{8.22}$$

$$t' = KC_o t$$

$$\therefore t = t'/KC_o \tag{8.23}$$

Con este cambio de variables se tienen dos condiciones modificadas: Para la condición modificada uno a $t' = 0$ (esto es $t = 0$), ya que $N = N_o$ se tiene $N' = N_o/N_o = 1$. Para la condición modificada dos a $D' = 0$ (esto es, $D = 0$) ya que $C = C_o$ se tiene $C' = C_o/C_o = 1$.

Las ecuaciones (8.18) y (8.19) podemos escribirlas en función de las nuevas variables N', C', D' y t', sustituyendo a N, C, D y t por los valores dados en las ecuaciones (8.20), (8.21), (8.22) y (8.23). El resultado final después de simplificar es:

De la ecuación (8.18):

$$\partial N'/\partial t' = -N'C' \tag{8.24}$$

o

$$\partial \ln N'/\partial t' = -C' \tag{8.25}$$

De la ecuación (8.19):

$$\partial C'/\partial D' = -N'C' \tag{8.26}$$

o

$$\partial \ln C'/\partial D' = -N' \tag{8.27}$$

Diferenciando la ecuación (8.25) con respecto a D' y la ecuación 8.27) con respecto a t' se llega a:

$$\partial^2 \ln N'/\partial D'\,\partial t' = -\partial C'/\partial D' = N'C' \tag{8.28}$$

$$\partial^2 \ln C'/\partial t'\,\partial D' = -\partial N'/\partial t' = N'C' \tag{8.29}$$

Restando la ecuación (8.28) de la (8.29):

$$\partial^2 \ln C'/\partial t' \, \partial D' - \partial^2 \ln N'/\partial D' \, \partial t' = 0$$

o

$$\partial^2 \ln(C'/N')/\partial t' \, \partial D' = 0 \tag{8.30}$$

La integración de la ecuación (8.30) conduce a:

$$\ln(C'/N') = f(D') + f(t') \tag{8.31}$$

en la que $f(D')$ y $f(t')$ son, respectivamente, funciones de D' y t' únicamente.*
Al imponer las condiciones modificadas uno y dos se deduce que:

$$\ln(C'/N') = t' - D' \tag{8.32}$$

o

$$C'/N' = e^{t'-D'} \tag{8.33}$$

La aplicación de las condiciones modificadas uno y dos a la ecuación (8.32) lleva a una identidad:

$$\ln {}^{1}/_{1} = 0 - 0 = 0$$

por lo tanto $f(D')$ y $f(t')$ se satisfacen por:

$$f(D') = -D \quad \text{y} \quad f(t') = t'$$

La ecuación (8.26) vuelve a escribirse en la forma $[\partial C'/(-C')]/\partial D' = N'$. Dividiendo ambos miembros por C' y empleando la ecuación (8.33),

$$-(\partial C'/C'^2)/\partial D' = N'/C' = e^{D'-t'} \tag{8.34}$$

La ecuación (8.34) se integra para dar:

$$1/C' = e^{D'-t'} - \psi(t') \tag{8.35}$$

en la que $\psi(t')$ es una función de t' exclusivamente.

La demostración de que la ecuación (8.35) es una solución para la ecuación (8.34) se logra diferenciando la ecuación (8.35) con respecto a D'. Nótese que $\partial\psi(t')/\partial D' = 0$, y por

* Demostración de que la ecuación (8.31) es una solución de la ecuación diferencial (8.30): diferenciando la ecuación (8.31) con respecto a D' y después con respecto a t' se obtiene la ecuación (8.30), ya que:

$$\partial f(t')/\partial D' = 0$$

y

$$\frac{\partial}{\partial t'} \frac{\partial f(D')}{\partial D'} = 0$$

[ya que $f(D')$ y $f(t')$ son respectivamente funciones de D' y t' exclusivamente].

lo tanto:

$$\partial(1/C')/\partial D' = \partial(e^{D'-t'})/\partial D'$$

o

$$-(\partial C'/\partial D')/C'^2 = e^{D'-t'}$$

y finalmente:

$$-(\partial C'/C'^2)/\partial D' = e^{D'-t'}$$

que es la ecuación (8.34).

La función $\psi(t')$ se evalúa aplicando la condición modificada dos.*

$$\psi(t') = e^{-t'} - 1 \tag{8.36}$$

Por ello la ecuación (8.35) se convierte en:

$$1/C' = e^{D'-t'} - e^{-t'} + 1 \tag{8.37}$$

De la ecuación (8.37):

$$C' = 1/(e^{D'-t'} - e^{-t'} + 1) \tag{8.38}$$

Multiplicando el numerador y el denominador de la ecuación (8.38) por $e^{t'}$:

$$C' = e^{t'}/(e^{D'} - 1 + e^{t'}) \tag{8.39}$$

Sustituyendo en la ecuación (8.39) C', D' y t' por los valores dados en las ecuaciones (8.21), (8.22) y (8.23), el resultado es:

$$C/C_o = e^{KC_o t}/(e^{KN_o D/V} - 1 + e^{KC_o t}) \tag{8.40}$$

Despejando t en la ecuación (8.40) el resultado final es:

$$t = (1/KC_o) \ln \frac{e^{KN_o D/V} - 1}{(C_o/C) - 1} \tag{8.41}$$

La ecuación (8.41) se reordena para dar la ecuación (8.12). (Se toma t como tiempo de servicio y por tanto la concentración C se iguala a C_E.)

4. INTERCAMBIO IÓNICO

4.1. Introducción

El intercambio iónico es un proceso en que los iones que se mantienen unidos a grupos funcionales sobre la superficie de un sólido por fuerzas electrostáticas se intercambian por

* La aplicación de la condición modificada dos a la ecuación (8.37) conduce a una identidad:

$$1/1 = e^{-t'} - e^{-t'} + 1 = 1$$

En consecuencia, $\psi(t')$ se satisface por la ecuación (8.36).

iones de una especie diferente en disolución. Este procedimiento ha llegado a ser notablemente importante en el campo del tratamiento de las aguas residuales.

Ya que la desmineralización completa puede alcanzarse mediante intercambio iónico, es posible utilizar procesos de tratamiento de corriente partida, en los que parte del agua residual afluente se desmineraliza y se combina después con parte del afluente que ha sido desviado del tratamiento para producir un efluente de calidad específica (por ejemplo, de una determinada dureza).

Resinas de intercambio iónico. Hasta los años cuarenta las zeolitas naturales eran los únicos cambiadores de iones disponibles. La capacidad de intercambio era relativamente baja, lo que limitaba la posibilidad económica del proceso en su aplicación al tratamiento de las aguas residuales. A partir de entonces, las zeolitas naturales han sido sustituidas por resinas sintéticas tales como estireno y divinil-benceno (DVB). Estas resinas son polímeros insolubles a los que se añaden grupos básicos o ácidos mediante reacciones químicas. Estos grupos son capaces de intercambio reversible con los iones presentes en una disolución. El número total de grupos funcionales por unidad de peso (o unidad de volumen) de resina determina la capacidad de intercambio, mientras que el tipo de grupo funcional determina la selectividad iónica y la posición del equilibrio de intercambio. Las partículas de resina tienen diámetros de 0,5 mm aproximadamente y se emplean en columnas rellenas utilizando caudales de aguas residuales de 200 a 500 l/(min)(m^2).

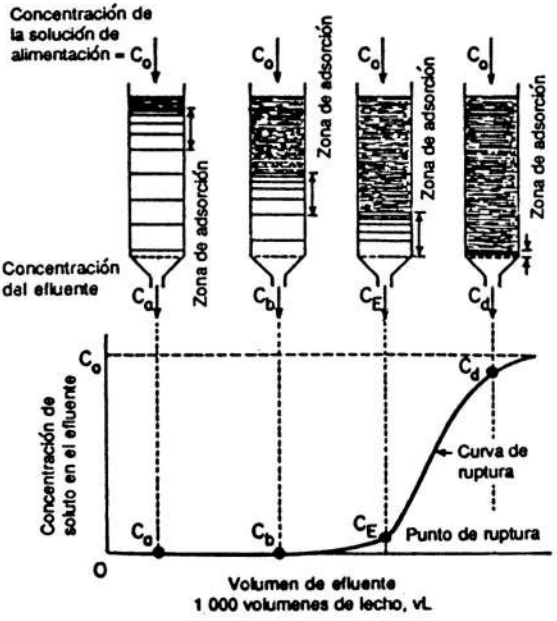


Fig. 8.9. Curva típica de ruptura de una resina de intercambio iónico.

Pueden construirse curvas de ruptura para las resinas intercambiadoras de iones de la misma forma descrita en la sección 3.4 para la adsorción de solutos en carbón activo (fig. 8.9). En la figura 8.9 el punto de ruptura se alcanza a una concentración del efluente C_E. A C_d el lecho está casi exhausto. Las concentraciones C_E y C_d se eligen normalmente para el 5% y el 95%, respectivamente, de la concentración del afluente C_o. La operación de las columnas de intercambio iónico en serie y en programa de regeneración, para el caso de un sistema bien diseñado, sigue los mismos principios descritos en la sección 3.4 para el caso de las columnas de carbón activo.

4.2. Mecanismo básico del intercambio iónico: intercambiadores catiónicos y aniónicos

Existen dos tipos básicos de intercambiadores iónicos: (1) catiónicos y (2) aniónicos.

Intercambiadores catiónicos. Las resinas de intercambio catiónico separan los cationes de una solución, intercambiándolos por iones sodio (ciclo del sodio) o por iones hidrógeno (ciclo del hidrógeno). La separación se representa para la ecuación (8.42). [R indica la resina y M^{2+} el catión (por ejemplo, Cu^{2+}, Zn^{2+}, Ni^{2+}, Ca^{2+}, Mg^{2+})].

Ciclo del sodio:
$$Na_2R + M^{2+} \rightleftharpoons MR + 2Na^+ \qquad (8.42a)$$

o

Ciclo del hidrógeno:
$$H_2R + M^{2+} \rightleftharpoons MR + 2H^+ \qquad (8.42b)$$

Los iones Cu^{2+}, Zn^{2+}, Ni^{2+}, Ca^{2+} y Mg^{2+} quedan retenidos sobre la resina y se produce un efluente ablandado. Este efluente ablandado contiene principalmente sales de sodio (si se emplea el ciclo del sodio) o ácido (si se emplea el ciclo del hidrógeno).

Cuando la capacidad de intercambio de la resina se agota, la resina debe regenerarse. Antes de la regeneración, la columna debe lavarse a contracorriente para eliminar los depósitos de sólidos. La regeneración consiste en el paso a través de la columna de una solución de salmuera (ClNa para el ciclo del sodio) o de una solución ácida, normalmente H_2SO_4 o HCl (para el ciclo del hidrógeno).

Las reacciones de regeneración de los ciclos sodio e hidrógeno son las que se presentan a continuación:

	Resina regenerada		Residuo regenerante	
$MR + 2NaCl \rightleftharpoons$	Na_2R	+	MCl_2	(8.43a)
$MR + 2HCl$ (o H_2SO_4) $\rightleftharpoons$	H_2R	+	MCl_2 (o MSO_4)	(8.43b)

Las concentraciones típicas del regenerante son del 2-5% en peso con caudales de 40-80 l/(min)(m^2). Como se indica en la ecuación (8.43), el residuo regenerante está formado por sales catiónicas. Esta corriente residual supone del 10-15% del volumen de

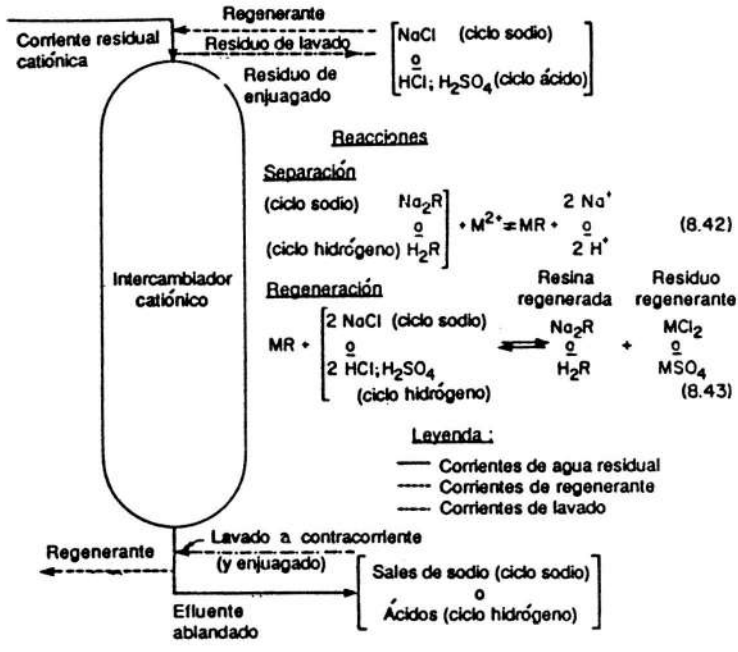


Fig. 8.10. Intercambiador catiónico.

afluente tratado antes de la ruptura. A continuación de la regeneración el lecho del intercambiador se lava con agua para separar el regenerante residual.

Las reacciones en los intercambiadores catiónicos y las direcciones del flujo para las diferentes corrientes involucradas en la operación de un intercambiador catiónico se indican en la figura 8.10. Las resinas de intercambio catiónico en el ciclo hidrógeno son de ácidos débiles o fuertes. La mayoría de las resinas ácidas empleadas en el tratamiento de la contaminación del agua son resinas con ácidos fuertes.

Intercambiadores aniónicos. Las resinas intercambiadoras aniónicas separan aniones de una solución intercambiándolos por iones oxhidrilo. La separación viene representada por la ecuación (8.44) en la que A^{2-} representa un anión.

$$R(OH)_2 + A^{2-} \rightleftharpoons RA + 2OH^- \tag{8.44}$$

De esta forma, aniones tales como SO_4^{2-}, CrO_4^{2-}, etc., se eliminan de la solución.

La regeneración se hace después de la ruptura, normalmente precedida por lavado a contracorriente para eliminar los depósitos de sólido. Los regenerantes normalmente usados son hidróxidos de sodio y amonio. La reacción de regeneración es:

$$\begin{array}{lcccc} & & \text{Resina} & & \text{Corriente} \\ & & \text{regenerada} & & \text{regenerante} \\ \text{RA} + \begin{array}{c}2\text{NaOH} \\ \text{o} \\ 2\text{NH}_4\text{OH}\end{array} & \rightleftharpoons & \text{R(OH)}_2 & + & \text{A}^{2-} \left[\begin{array}{c}\text{Na}_2\text{A} \\ \text{o} \\ (\text{NH}_4)_2\text{A}\end{array}\right] \end{array} \qquad (8.45)$$

Las concentraciones normales de regenerante son del 5-10% en peso.

Normalmente los intercambiadores catiónicos y aniónicos se emplean en serie. Mediante una elección adecuada de los intercambiadores de iones, pueden resolverse todos los problemas de naturaleza inorgánica en las aguas residuales. Los intercambiadores aniónicos son bases fuertes o débiles. Las reacciones de los intercambiadores aniónicos y la dirección de flujo de las diferentes corrientes involucradas en el funcionamiento de un intercambiador aniónico se indican en la figura 8.11.

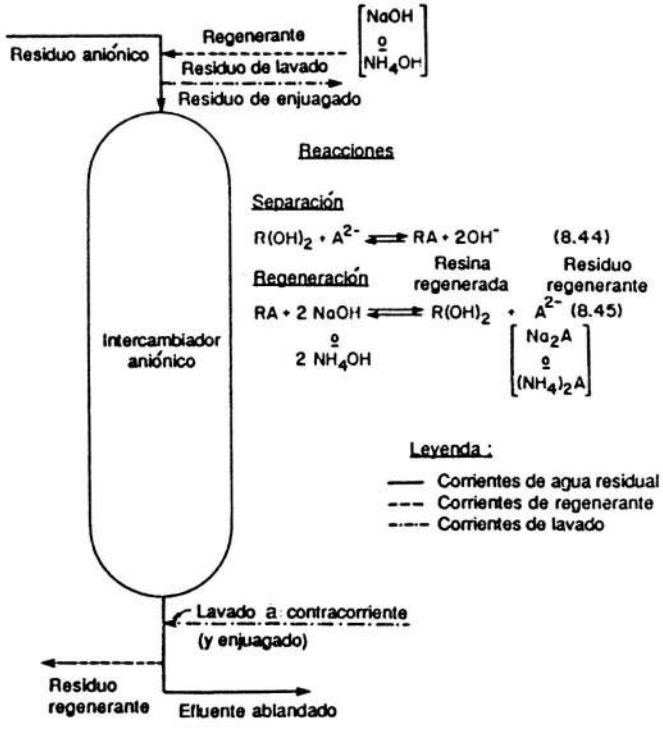


Fig. 8.11. Intercambiador aniónico.

4.3. Diseño de las columnas de intercambio iónico

El primer paso al diseñar un sistema de intercambio iónico para un agua residual específica es llevar a cabo un análisis completo de cationes y aniones del afluente a tratar. Además deben obtenerse los datos sobre los sólidos totales disueltos (STD), CO_2 disuelto, SiO_2 y pH.

Las concentraciones de los iones individuales presentes se expresan de cualquiera de las dos formas siguientes:

1. En meq/l (miliequivalente por litro), por ejemplo, para una solución que contiene 20 mg/l de Cu^{2+} la concentración en meq/l es:

$$20/(63{,}5/2) = 0{,}63 \text{ meq/l}$$

en la que 63,5 es el peso atómico del Cu y 2 es su valencia.

2. En función de los equivalentes de carbonato cálcico; por ejemplo, para una solución que contiene 20 mg/l de Cu^{2+} = 0,63 meq/l de Cu^{2+} : 1 eq $CaCO_3$ = 100/2 = 50 g de $CaCO_3$, en la que 100 es el peso molecular del $CaCO_3$. De esta forma:

$$1 \text{ meq/l } CaCO_3 = 0{,}05 \text{ g/l } CaCO_3 = 50 \text{ mg/l } CaCO_3$$

y

$$0{,}63 \text{ meq/l } CaCO_3 = 0{,}63 \times 50 = 31{,}5 \text{ mg/l } CaCO_3$$

Los parámetros de diseño determinados mediante ensayos de laboratorio, previos al proyecto de una columna de intercambio iónico son:

1. *Capacidad de intercambio de las resinas.* Las capacidades de las resinas catiónicas y aniónicas se expresan normalmente en forma de equivalentes de ion separado por unidad de volumen de lecho (por ejemplo, equivalentes/l de resina o equivalentes/m^3 de resina). Pueden expresarse también por unidad de peso de lecho (por ejemplo, equivalentes/kg de resina). Las capacidades de intercambio se expresan también en función del peso equivalente de $CaCO_3$, bien por unidad de volumen bien por unidad de peso del lecho (por ejemplo, kg $CaCO_3/m^3$ de resina, kg $CaCO_3$/kg de resina).

2. *Consumo de regenerante.* El consumo de regenerante se expresa en unidades de peso por unidad de volumen de lecho (por ejemplo, kg H_2SO_4/m^3). El grado de capacidad teórica alcanzado (con respecto a la resina fresca) depende del peso de regenerante empleado. Se toma en consideración un balance económico entre el grado de capacidad teórica alcanzado y el peso de regenerante (kg regenerante/m^3 de volumen de lecho). Las curvas de funcionamiento de los regenerantes (capacidad de intercambio de la resina regenerada en

función del peso de regenerante), determinadas en estudios de laboratorio, son entregadas a veces por los fabricantes de las resinas. La capacidad de intercambio de la columna aumenta con el peso del regenerante utilizado.

3. *Consumo de agua de lavado.* A continuación de la regeneración, el lecho intercambiador se lava con agua para separar el regenerante residual. El consumo de agua de lavado, determinado también en estudios de laboratorio, es entregado a veces por los fabricantes de la resina. Se expresa en litros de agua por litros de resina (intervalo normal, 10-30 l agua/l resina). Las características de las resinas de intercambio se determinan en unidades semipiloto [7]. Se emplean columnas de plexiglás de 2,54 cm de diámetro con caudales comparables a los de las unidades a escala real. En el cuadro 8.4 se presentan datos típicos obtenidos en unidades semipiloto.

CUADRO 8.4

Características de resinas de intercambio catiónico y aniónico utilizadas en el tratamiento de las aguas residuales de industrias galvanoplásticas

	Catiónica	Aniónica
Capacidad de intercambio	2,5 eq/l de resina	56 g CrO_3/l de resina
Regenerante	H_2SO_4	NaOH
Consumo (g/l de resina)	177 (en g H_2SO_4)	75 (en g NaOH)
Concentración (%)	5,0	10,0
Caudal [l/(min)(m^2)]	41,0	41,0
Consumo de agua de lavado (l/l de resina)	17	13

Algunas consideraciones adicionales respecto al diseño de los sistemas de intercambio iónico son las que siguen:

1. La recuperación de los componentes de valor del agua residual, un factor importante al determinar la posibilidad económica del intercambio iónico, se ilustra en el ejemplo 8.3. Los cromatos (CrO_4^{2-}) procedentes de las aguas residuales de una planta de tratamientos galvánicos quedan atrapados en el intercambiador aniónico y recuperados a continuación como ácido crómico (H_2CrO_4) en un intercambiador catiónico en el ciclo de hidrógeno. Los iones níquel también se pueden recuperar de las aguas de las plantas de tratamientos galvánicos.

2. En el ejemplo 8.3 se muestra el cálculo de la profundidad de lecho. Se deja una altura adicional libre que permita la expansión del lecho en el lavado y enjuagado. Como regla general la tolerancia es del 50%.

4.4. Diseño de los sistemas de intercambio iónico [7]

Ejemplo 8.3. Diséñese un sistema de intercambio iónico para tratar 450 m^3 de agua residual por día procedentes de una industria de tratamientos galvánicos. Los principales iones metálicos presentes en el agua residual son el cromo, 120 mg/l de CrO_3 (presentes como cromato, CrO_4^{2-}); 30 mg/l de Cu^{2+}; 15 mg/l de Zn^{2+} y 20 mg/l de Ni^{2+}.

Se desea separar el Cu^{2+}, Zn^{2+} y Ni^{2+} en un intercambiador catiónico del ciclo de hidrógeno (intercambiador catiónico n.º 1) y el CrO_4^{2+} en un intercambiador aniónico a continuación del cambiador catiónico. El intercambiador catiónico en ciclo de hidrógeno se regenera mediante una solución al 5% de H_2SO_4. El intercambiador aniónico empleado para separar el CrO_4^{2-} se regenera por una solución de NaOH al 10%. El efluente de esta regeneración contiene cromato sódico (Na_2CrO_4). El CrO_4^{2-} se recupera en otro intercambiador catiónico de hidrógeno (intercambiador catiónico n.º 2) como ácido crómico (H_2CrO_4). Este intercambiador catiónico se regenera también mediante una solución al 5% de H_2SO_4. Los efluentes ácidos de la regeneración de los intercambiadores catiónicos n.º 1 y 2 se combinan, neutralizan y se descargan al alcantarillado. En la figura 8.12 se presenta el diagrama de flujo del proceso propuesto.

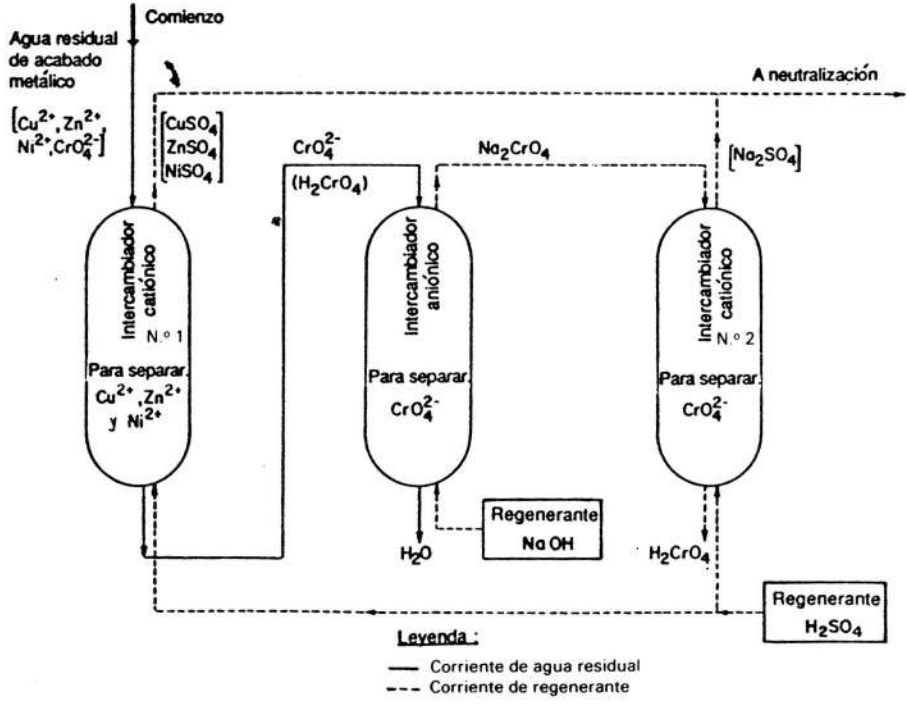


Fig. 8.12. Diagrama del flujo de un intercambiador iónico (ejemplo 8.3).

Las características de los intercambiadores catiónicos y aniónicos a emplear aparecen en el cuadro 8.4. La unidad catiónica y la unidad aniónica trabajan continuamente 6 días antes de someterse a la regeneración. Diséñense los tres intercambiadores iónicos del sistema y estímense los consumos de regenerante y de agua de lavado.

Solución. El diagrama de flujo se presenta en la figura 8.12, y las reacciones químicas que tienen lugar son:

Carga: $$H_2R + M^{2+} \rightleftharpoons MR + 2H^+$$

donde $M^{2+} = Cu^{2+}$, Zn^{2+} y Ni^{2+}.

Regeneración: $$MR + H_2SO_4 \rightarrow H_2R + MSO_4$$

Intercambiador aniónico:

Carga: $$R(OH)_2 + H_2CrO_4 \rightleftharpoons RCrO_4 + 2H_2O$$

Regeneración: $$RCrO_4 + 2NaOH \rightleftharpoons R(OH)_2 + Na_2CrO_4$$

Intercambiador catiónico de hidrógeno n.º 2:

Carga: $$H_2R + Na_2CrO_4 \rightleftharpoons Na_2R + H_2CrO_4$$

Regeneración: $$Na_2R + H_2SO_4 \rightleftharpoons H_2R + Na_2SO_4$$

Diseño del intercambiador catiónico n.º 1 de hidrógeno

Paso 1. Se calculan los equivalentes de los iones metálicos a separar (véase el cuadro siguiente).

Concentración iónica	Peso equivalente	meq/l
30 mg/l Cu^{2+}	63,5/2 = 31,7	30/31,7 = 0,95
15 mg/l Zn^{2+}	65,4/2 = 32,7	15/32,7 = 0,46
20 mg/l Ni^{2+}	58,7/2 = 29,4	20/29,4 = 0,68
		Total = 2,09

Paso 2. Se determina la cantidad total de equivalentes/día a separar.

$$2{,}09 \text{ meq/l} \times 450\,000 \text{ l/d} \times \text{eq}/1000 \text{ meq} = 941 \text{ eq/d}$$

Paso 3. Se calcula la cantidad total de resina requerida sobre la base de 2,5 eq/l de resina (cuadro 8.4) y 6 días de funcionamiento entre regeneraciones.

$$\text{Cantidad de resina} = \frac{941 \text{ eq/d} \times 6 \text{ d/ciclo}}{2{,}5 \text{ eq/l}} = 2258 \text{ l de resina/ciclo}$$

Paso 4. Se elige una columna de 1 m de diámetro y se calcula la profundidad necesaria de lecho de resina.

$$\text{Sección} = (\tfrac{1}{4})\pi 1^2 = 0{,}785 \text{ m}^2$$

$$\text{Profundidad} = 2{,}258 \text{ m}^3/0{,}785 \text{ m}^2 = 2{,}9 \text{ m}$$

Dejando un 50% de espacio libre para la expansión del lecho en el lavado ascendente, la altura de la columna es (1,50)(2,9) = 4,35 m. Se utilizan dos columnas en serie, cada una de 2,18 m de altura, con una profundidad de lecho por columna de 2,9/2 = 1,45 m (espacio libre, 0,73 m en cada columna; relación, 2,18/1,45 = 1,50).

Paso 5. Se calcula el consumo de regenerante. Tal como se indica en el cuadro 8.4 el regenerante es una solución de H_2SO_4 al 5% y se requieren 177 g H_2SO_4/l de resina. La cantidad de H_2SO_4 requerida es:

$$177 \text{ g/l} \times 2258 \text{ l} = 399 \text{ kg de } H_2SO_4 \text{ por ciclo}$$

o

$$399(100/5) = 7980 \text{ kg de solución al 5\%}$$

Paso 6. Cálculo del consumo de agua de lavado. Según el cuadro 8.4 se necesitan 4,61 de agua de lavado por cada litro de resina. Según ello el consumo de agua de lavado es:

$$4{,}6 \text{ l/l} \times 2258 \text{ l/ciclo} = 10{,}4 \text{ m}^3 \text{ por ciclo}$$

Diseño del intercambiador aniónico

El ácido crómico (H_2CrO_4) que pasa a través de la unidad catiónica se separa en la unidad aniónica que se diseña como sigue.

Paso 1. El cromo total separado por día (como CrO_3) es

$$120 \text{ mg/l} \times 450000 \text{ l/d} \times 10^{-6} \text{ kg/mg}$$

Paso 2. Cálculo de la cantidad de resina. Bases: 56 g CrO_3/l de resina (cuadro 8.4) y 6 días de funcionamiento entre regeneraciones.

$$\text{Cantidad de resina} = \frac{54000 \text{ g/d} \times 6 \text{ d/ciclo}}{56 \text{ g/l}} = 5774 \text{ l de resina/ciclo}$$

Paso 3. Se elige una columna de 1 m de diámetro y se calcula la profundidad necesaria para el lecho de resina.

$$\text{Sección} = (\tfrac{1}{4})\pi 1^2 = 0{,}785 \text{ m}^2, \qquad \text{profundidad} = 5{,}774 \text{ m}^3/0{,}785 \text{ m}^2 = 7{,}36 \text{ m}$$

Dejando un 50% de espacio libre para expansión del lecho, la altura de la columna necesaria es (1,50)(7,36) = 11,04 m. Se utilizan cuatro columnas en serie, de tres metros de altura cada una ($3 \times 4 = 12$), y conteniendo cada una $7{,}36/4 \cong 2$ m de resina (espacio libre, 1 m en cada columna; relación, $3/2 = 1{,}5$).

Paso 4. Cálculo del consumo de regenerante. El regenerante es una solución al 10% de NaOH tal como se indica en el cuadro 8.4, y se necesitan 75 g de solución de NaOH por litro de resina. Los kilogramos de NaOH necesarios son:

$$75 \text{ g/l} \times 5774 \text{ l} \times 10^{-3} \text{ kg/g} = 433 \text{ kg de NaOH/ciclo}$$

o

$$433(100/10) = 4330 \text{ kg de solución al 10\%}$$

Paso 5. Cálculo del consumo de agua de lavado. Del cuadro 8.4 se deduce que se necesitan 13,4 l de agua de lavado por cada litro de resina. El agua necesaria de lavado es:

$$13{,}4 \text{ l/l} \times 5774 \text{ l} \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{l} = 77{,}4 \text{ m}^3$$

Diseño del intercambiador catiónico en forma hidrógeno n.º 2

El ácido crómico (H_2CrO_4) se recupera del regenerante agotado que abandona el intercambiador aniónico (que contiene Na_2CrO_4) pasándolo a través del intercambiador catiónico (fig. 8.12). Tal como se calculó en la etapa 4 del diseño del intercambiador aniónico, se necesitan 433 kg de NaOH.

Paso 1. Cálculo de los equivalentes de hidróxido sódico a separar por el intercambiador catiónico.

$$433 \text{ kg} \times 1000 \text{ g/kg} \times \text{eq}/40 \text{ g} = 10825 \text{ eq}$$

ya que el peso equivalente del NaOH es 40 g.

Paso 2. Cálculo de la cantidad de resina sobre la base de 2,5 eq/l de resina (cuadro 8.4).

$$\text{Cantidad de resina} = \frac{10825 \text{ eq}}{2{,}5 \text{ eq/l}} = 4330 \text{ l de resina}$$

Paso 3. Se elige una columna de 1 m de diámetro y se calcula la profundidad del lecho de resina.

$$\text{Sección} = (\tfrac{1}{4})\pi 1^2 = 0{,}785 \text{ m}^2$$

$$\text{Profundidad} = 4{,}33 \text{ m}^3/0{,}785 \text{ m}^2 = 5{,}52 \text{ m}$$

Dejando un 50% libre para expansión del lecho, la altura de la columna referida es (1,50)(5,52) = 8,27 m. Se utilizan tres columnas en serie, cada una de ellas con una profundidad de $8{,}27/3 \cong 2{,}76$ m conteniendo $5{,}52/3 = 1{,}84$ m de resina (espacio libre, 0,92 m en cada columna; relación, $2{,}76/1{,}84 = 1{,}5$).

Paso 4. Cálculo del consumo de regenerante. El regenerante es una solución de H_2SO_4 al 5% tal como se indica en el cuadro 8.4, y se necesitan 176 g de H_2SO_4/l de resina. La cantidad requerida de H_2SO_4 es:

$$176 \text{ g/l} \times 4330 \text{ l} \times 10^{-3} \text{ kg/g} = 764 \text{ kg de } H_2SO_4$$

o

$$764(100/5) = 15273 \text{ kg de solución al 5\%}$$

Paso 5. Cálculo del consumo de agua de lavado. Del cuadro 8.4 se deduce que se necesitan 17,4 l de agua de lavado por cada litro de resina. La cantidad de agua de lavado necesaria es, en consecuencia:

$$17{,}4 \text{ l/l} \times 4330 \text{ l} \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{l} = 75{,}3 \text{ m}^3$$

Observación. Evidentemente, el caudal que se alimenta a la unidad de neutralización (véase la figura 8.12) contiene los mismos contaminantes metálicos del agua residual de la industria de tratamientos galvánicos. Sin embargo, estos contaminantes se encuentran en una forma *muy concentrada*, como se demuestra en los cálculos siguientes:

Caudal de agua residual de acabado metálico:

$$450 \text{ m}^3/\text{d} \times 6 \text{ d/ciclo} = 2700 \text{ m}^3/\text{ciclo} = 2\,700\,000 \text{ l/ciclo}$$

El caudal de entrada a la unidad de neutralización es:

(i) Resultante de la regeneración del intercambiador catiónico N.º 1	7980 kg/ciclo	Soluciones al 5% de H_2SO_4
(ii) Resultante de la regeneración del intercambiador catiónico N.º 2	15 275 kg/ciclo	
Total	23 253 kg/ciclo	

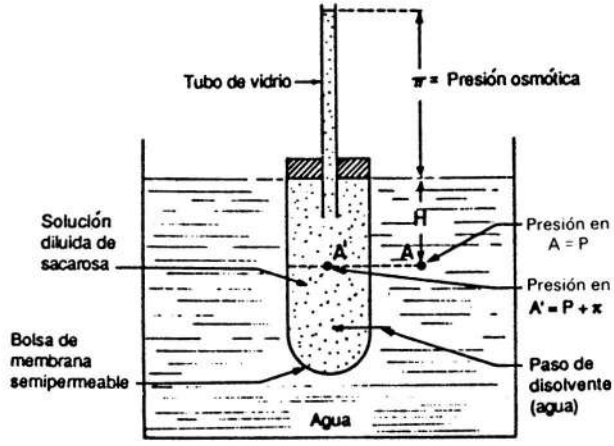


Fig. 8.13. Experimento de la ósmosis.

Esta solución tiene aproximadamente la densidad del agua, y su caudal es entonces de 23 253 l/ciclo.

Consecuentemente, el factor de concentración es:

$$(23\ 253/2\ 700\ 00) \times 100 = 0{,}86\%$$

5. ÓSMOSIS INVERSA

5.1. Ósmosis y presión osmótica

Aunque los fenómenos osmóticos se conocen desde hace más de 200 años, los primeros experimentos relacionando la presión osmótica con la temperatura y la concentración del soluto se llevaron a cabo al final del siglo pasado por Pfeffer. En la figura 8.13 se representa un experimento típico con una solución de sacarosa.

La bolsa mostrada en la figura 8.13 está hecha de una membrana permeable al disolvente (agua en la figura 8.13) pero impermeable al soluto (sacarosa). Estas membranas se conocen como semipermeables. Las primeras membranas semipermeables utilizadas en ósmosis fueron procedentes de tejidos animales (por ejemplo, vejiga de cerdo). Más tarde se desarrollaron membranas sintéticas, siendo actualmente las más empleadas las de acetato de celulosa.

Se coloca una solución diluida de sacarosa (por ejemplo, 0,001 *M*) dentro de la bolsa semipermeable, que se sumerge en un depósito conteniendo agua pura. El agua se difunde espontáneamente desde el depósito al interior de la bolsa semipermeable, tal como se indica por las flechas. En consecuencia, a través del tubo de vidrio conectado a la solución diluida de sacarosa asciende una columna de líquido, alcanzando en el equilibrio una altura π

por encima del nivel de agua en el depósito. En este momento se termina el paso del disolvente. La presión ejercida sobre los puntos A' y A situados al mismo nivel difiere por el aumento correspondiente a la altura π de líquido. Este valor se denomina presión osmótica de la solución de sacarosa. La ósmosis se define como el paso espontáneo de un disolvente desde una solución diluida (agua pura en el caso de la figura 8.13) a otra más concentrada a través de una membrana semipermeable.

Sea P la presión en el punto A (presión atmosférica más presión correspondiente a una columna de agua de altura H). La presión en A' es $(P + \pi)$. La presión osmótica es función de la concentración de la solución de sacarosa y de la temperatura. La relación matemática de π en función de la concentración de soluto (c) y la temperatura absoluta (T) viene dada por la ecuación de van't Hoff.

5.2. Ecuación de van't Hoff de la presión osmótica

El desarrollo de la ecuación de van't Hoff se encuentra en los textos clásicos de Química Física [5]. La ecuación es:

$$\pi = nRT/V = cRT \tag{8.46}$$

en la que π es la presión osmótica (atm); n los moles gramo de soluto (por ejemplo, sacarosa); V el volumen de la solución de sacarosa (l); $N/V = c$ concentración de la solución (moles/l); R la constante ideal de los gases, 0,082 (atm)(l)/(moles g)(K), y T la temperatura absoluta (K).

La ecuación de van't Hoff presenta una similitud enorme con la ley de los gases perfectos, correspondiendo el disolvente al espacio vacío entre las moléculas de gas, y estas últimas a las moléculas de soluto, en el caso de la ósmosis. De esta forma podría considerarse la presión osmótica como el resultado de un bombardeo ejercido por las moléculas de soluto sobre la membrana. A pesar de esta analogía, resulta engañoso considerar la presión osmótica como una cierta presión ejercida por el soluto. Más bien al contrario, la ósmosis es el paso del disolvente a través de la membrana, debido a una desigualdad momentánea del potencial químico sobre los dos lados de la membrana [5]. La presión osmótica es el resultado de este paso de disolvente.

La aplicación de la ecuación (8.46) a una solución 0,001 M de sacarosa (esto es, $n/V = c = 0{,}001$ mol g/l) a 20° C conduce a un valor de la presión osmótica calculada como sigue:

$$\pi = cRT = 0{,}001 \text{ moles/l} \times 0{,}082 \text{ (atm)(l)/(mol)(k)} \times 293{,}2 \text{ K} = 0{,}024 \text{ atm}$$

Suponiendo el peso específico de la solución diluida igual al del agua pura, esta presión corresponde a una altura π (fig. 8.13) igual a:

$$\pi = 0{,}024 \text{ atm} \times 10{,}3632 \text{ m agua/atm} = 0{,}2487 \text{ m}$$

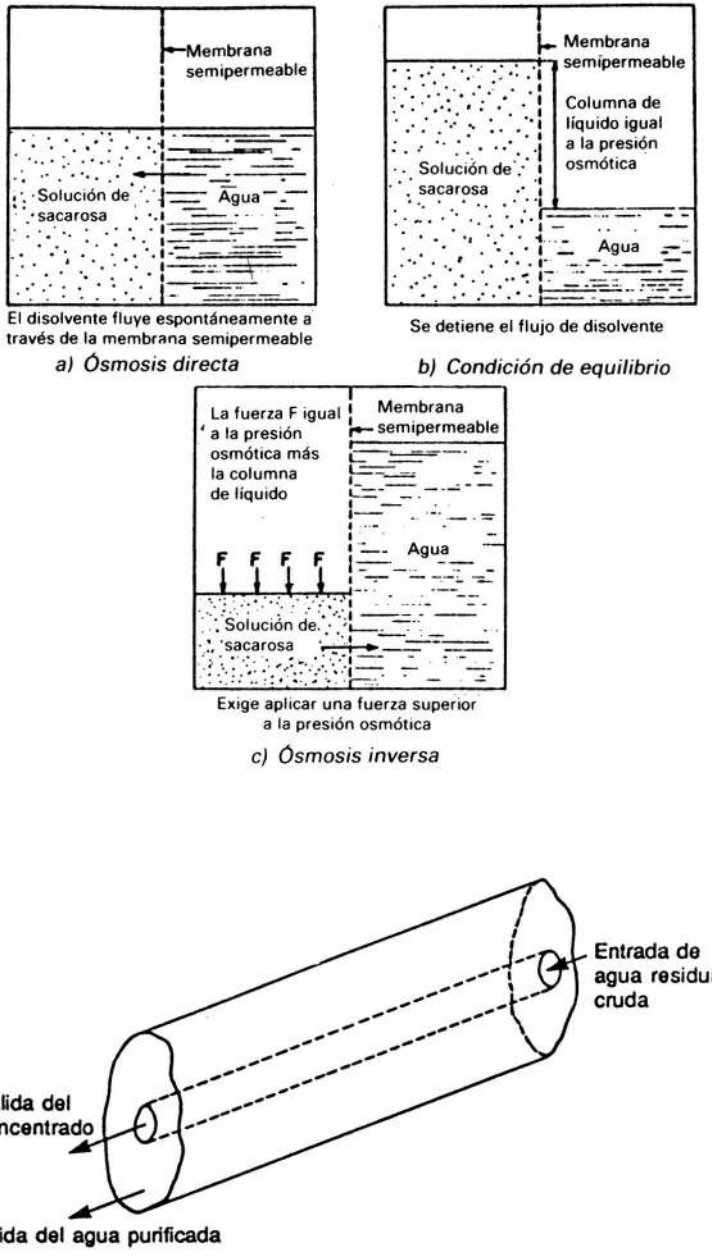


Fig. 8.15. Diagrama de un sistema tubular para el tratamiento de las aguas residuales mediante ósmosis inversa.

Si la ecuación de van't Hoff pudiera aplicarse a soluciones de sacarosa relativamente concentradas (por ejemplo, a soluciones 1,0 *M*), la altura π sería 1000 veces superior a la calculada, esto es, 248 m. Así como la ley de los gases perfectos no describe con exactitud el comportamiento de los gases a temperaturas elevadas, la ecuación de van't Hoff no es un modelo adecuado para definir la presión osmótica a concentraciones elevadas de soluto.

5.3. Principio de la ósmosis inversa

El principio en el que se basa la ósmosis inversa se representa en la figura 8.14. La figura 8.14 (a) representa la ósmosis directa (esto es, las condiciones existentes al comienzo del experimento con la solución de sacarosa de la figura 8.13). El disolvente fluye espontáneamente a través de la membrana semipermeable. En la figura 8.14 (b) se representa la condición de equilibrio. En este momento la altura del líquido que se ha desarrollado como consecuencia del flujo de disolvente a través de la membrana es igual a la presión osmótica. El flujo de disolvente se detiene. En la figura 8.14 (c) se representa lo que sucede cuando se aplica una fuerza *F* superior al valor de la presión osmótica a la solución de sacarosa. El flujo de disolvente se invierte, o sea, desde el compartimento conteniendo la solución de sacarosa al compartimento de agua. Este fenómeno se denomina ósmosis inversa.

En el tratamiento de las aguas residuales mediante ósmosis inversa, el afluente contaminado se pone en contacto con una membrana adecuada a una presión superior a la presión osmótica de la solución [situación análoga a la de la figura 8.14 (c), excepto en lo que se refiere a que el compartimento de la izquierda contiene agua residual en lugar de solución de sacarosa]. Bajo estas circunstancias, el agua con una cantidad muy pequeña de contaminantes pasa a través de la membrana. Los contaminantes disueltos se concentran en el compartimento del agua residual. Este concentrado, que posiblemente sea una pequeña fracción del volumen total de agua residual a tratar, se descarga. Se obtiene agua purificada en el otro compartimento.

Los compartimentos indicados en la figura 8.14 son una representación esquemática del proceso de ósmosis inversa. En la práctica, el proceso de ósmosis inversa se lleva a cabo mediante un sistema de configuración tubular (fig. 8.15). El agua residual fluye bajo presión elevada (superior al valor de su presión osmótica) a través de un tubo interior formado por material semipermeable y proyectado para soportar presiones elevadas. El agua purificada se separa en el tubo exterior, que se encuentra a presión atmosférica y está fabricado de material ordinario. En los apartados siguientes se discuten los valores normales de presiones de funcionamiento, los flujos de agua (rendimiento de agua purificada por unidad de superficie de membrana) y la calidad del producto.

5.4. Preparación de membranas de ósmosis inversa

Las primeras aplicaciones de la ósmosis inversa se hicieron en la desalación del agua del mar. Se ha llevado a cabo un trabajo considerable de investigación y planta piloto para

emplear la ósmosis inversa en la separación de contaminantes de las aguas residuales. Algunos de estos contaminantes (p. ej., compuestos de nitrógeno y fósforo, cromatos y algunos compuestos orgánicos) no se separan por otros procesos. En consecuencia los procesos normales pueden ser complementados por la ósmosis inversa, siempre que la economía del conjunto resulte favorable. La investigación indica que en principio la ósmosis inversa puede usarse para obtener un efluente de cualquier grado de pureza deseado manteniendo caudales razonables.

Muchos materiales naturales tienen características semipermeables. Las membranas animales y vegetales son buenos ejemplos. Se han utilizado como materiales semipermeables el colodión, los celofanes, el vidrio poroso, vidrio finamente molido, y precipitados inorgánicos como ferrocianuro de cobre, y fosfatos de zinc y uranilo. Todos éstos, sin embargo, tienen la desventaja de que se producen grietas por lo que presentan una selectividad de corta duración y una baja uniformidad de producción.

Las membranas de acetato de celulosa (a partir de aquí denominadas membranas AC) son las mejores membranas semipermeables desarrolladas hasta la fecha. Sourirajan y Agraval [11], y Loeb [9] desarrollaron la técnica para la preparación de membranas AC con permeabilidades elevadas y gran rendimiento en la separación de solutos a partir de soluciones acuosas de cloruro sódico. Su técnica es como se describe a continuación.

1. *Etapa de formación.* La disolución de formación de la película contiene acetato de celulosa disuelto en acetona, a la que se añade un aditivo soluble en agua y que no afecte la solubilidad del acetato de celulosa en acetona (p. ej., perclorato magnésico). Con esta solución se forman las membranas sobre superficies planas o tubulares (p. ej., placas de vidrio o superficies tubulares), a temperatura ambiente o a temperaturas inferiores ($\approx$10°C). Uno de los avances más significativos en el campo de la tecnología de las membranas AC es su desarrollo en forma tubular. Las membranas de forma tubular van provistas de un revestimiento de tubo poroso de fibra de vidrio reforzada.

2. *Etapa de evaporación.* Después de la formación, parte del disolvente (acetona) se evapora de la superficie de la membrana a la temperatura de formación.

3. *Etapa de gelatinización.* La membrana se sumerge en agua helada al menos durante una hora. La película forma un gel, del que se desprende el aditivo (p. ej., perclorato magnésico) y el disolvente (acetona) dando lugar a una película porosa rígidamente sólida sobre la superficie plana o tubular.

4. *Etapa de contracción.* Las membranas procedentes de la etapa de gelatinización presentan poros demasiado grandes para permitir una operación eficaz (diámetro $\approx$ 400 Å). Estos grandes poros son el resultado del proceso de lixiviación. Por ello la membrana recibe un tratamiento térmico para disminuir su volumen en un baño de agua caliente durante 10 minutos aproximadamente. Ajustando la temperatura del agua caliente es posible obtener distintas porosidades, con las que se pueden obtener diferentes grados de separación de las aguas residuales. Las temperaturas más altas del agua caliente (el intervalo normal es de 70-98°C) producen poros más pequeños.

5.5. Mecanismo flujo capilar-sorción preferencial en la ósmosis inversa

Se han propuesto varios mecanismos para explicar la ósmosis inversa. De todos ellos, se describe en esta sección el mecanismo de flujo capilar-sorción preferencial. Este mecanismo, propuesto por Sourirajan [11], se resume como sigue: la separación mediante ósmosis inversa es el resultado combinado de un fenómeno interfacial y de transporte de fluído bajo presión a través de poros capilares. La figura 8.16 es un modelo conceptual de este mecanismo para la recuperación de agua dulce a partir de aguas salobres.

La solución está en contacto con una membrana porosa, la superficie de la cual tiene una sorción preferencial hacia el agua y/o una repulsión preferencial hacia el soluto. Por flujo bajo presión se efectúa una separación continua de agua interfacial preferentemente adsorbida a través de los capilares de la membrana. La capa de agua adsorbida preferentemente en la interfase es de naturaleza monomolecular (indicada en la Fig. 8.16 por debajo de la línea única de puntos), y proviene de la interacción entre la tensión superficial interfacial y la adsorción del soluto.

Para obtener una separación y una permeabilidad máximas, este modelo preconiza el concepto de diámetro crítico de poro, que es igual al doble del espesor de la capa de agua interfacial preferentemente adsorbida (fig. 8.17). Desde el punto de vista industrial, la aplicación de la técnica de ósmosis inversa a un problema específico de separación supone la elección de la naturaleza química adecuada de la película superficial y el desarrollo de métodos para preparar películas que contengan el mayor número de poros del tamaño requerido. Esta teoría constituye la base del desarrollo de las membranas porosas AC del tipo Sourirajan-Loeb para la desalación de agua y otras aplicaciones.

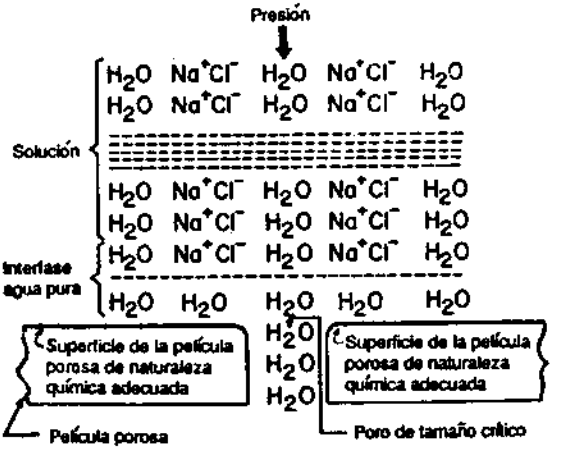


Fig. 8.16. Representación esquemática del mecanismo de adsorción capilar preferencial [11]. (Reproducido con autorización de la American Chemical Society.)

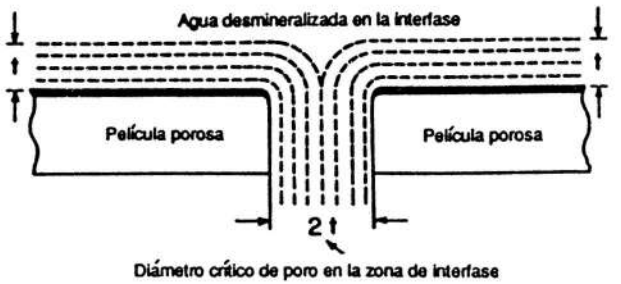


Fig. 8.17. Diámetro crítico de poro para separación y permeabilidad máximas [11]. (Reproducido con autorización de la American Chemical Society.)

5.6 Caracterización del funcionamiento de las membranas

Los dos parámetros básicos para caracterizar los sistemas de ósmosis inversa son (1) producción de agua purificada por unidad de área de membrana (flujo de agua) y (2) calidad del producto, esto es, pureza del agua purificada (factor de rechazo). Estos parámetros se discuten en las secciones 5.7 y 5.8.

5.7 Flujo de agua

La producción de agua purificada se mide por el flujo de agua, definido como la cantidad de producto recuperado por día por unidad de área de membrana. En el trabajo de campo se emplean para el flujo de agua unidades [l/(d)(m^2)], mientras que para los ensayos de laboratorio se emplean unidades [g/(s)(cm^2)].

El flujo a través de la membrana específica se determina por (1) características físicas de la membrana, por ejemplo espesor, composición química y porosidad, y (2) condiciones del sistema, como la temperatura, la presión diferencial a través de la membrana, la concentración salina de las soluciones que tocan la membrana y la velocidad de la alimentación moviéndose a través de la membrana.

En la práctica, las características físicas de la membrana así como la temperatura y las concentraciones de soluto en la alimentación y en el producto vienen fijadas para cada proceso dado. Por lo tanto, el flujo de agua es función de la presión diferencial a través de la membrana viniendo dado aproximadamente por:

$$F_{H_2O} \approx A(\Delta P - \Delta\pi) \tag{8.47}$$

siendo:

$$\Delta P = P_F - P_P \tag{8.48}$$

$$\Delta\pi = \pi_F - \pi_P \tag{8.49}$$

y F_{H_2O} es el flujo de agua [l/(d)(m^2); A el coeficiente de paso por unidad de área de membrana [l/(d)(m^2)(atm)] (este término incluye las variables físicas de la membrana y es relativamente constante); $\Delta P = (P_F - P_P)$ presión ejercida sobre la solución de alimentación (P_F) menos la presión del producto (P_P) (atm): y $\Delta\pi = (\pi_F - \pi_P)$ presión osmótica de la solución de alimentación (π_F) menos presión osmótica del producto (π_P) (atm.)

Para un ensayo de laboratorio con alimentación de agua destilada $\Delta\pi = 0$, la ecuación (8.47) se reduce a la clásica ecuación de flujo:

$$F_{H_2O} = A\,\Delta P \tag{8.50}$$

esto es, flujo = fuerza motriz/resistencia = conductancia × fuerza motriz. Cuando el agua residual alimentada es relativamente concentrada y el producto es una solución muy diluida (casi agua pura), el factor de corrección $\Delta\pi$ debería ser igual a la diferencia de presión osmótica entre las soluciones que tocan la membrana sobre cada lado (esto es, lado alimentación y lado producto). Este valor no es exactamente igual a $\pi_F - \pi_P$ debido a la polarización de concentración, una condición que se discute en la sección 5.15. Es por ello por lo que la ecuación (8.47) resulta aproximada. En la sección 5.15 se desarrolla una versión más exacta.

5.8 Factor de rechazo

La mejora de calidad entre las corrientes de alimentación y de producto se expresa cuantitativamente mediante el factor de rechazo, definido como:

$$f = (C_F - C_P)/C_F \tag{8.51}$$

En la que f es el factor de rechazo (adimencional); C_F la concentración de soluto en la solución y C_P la concentración de soluto en el producto.

De este modo, $f = 0{,}9$ significa que $C_P = 0{,}1\ C_F$, esto es, que el producto contiene la décima parte de concentración de soluto en la alimentación; por lo tanto, el 90% del soluto ha sido rechazado por la membrana. El factor de rechazo es, por lo tanto, una medida de la selectividad de la membrana. Las concentraciones C_F y C_P pueden obtenerse mediante determinación de los sólidos totales disueltos (evaporación a sequedad). Cuando el soluto (por ejemplo, NaCl) es un electrolito, el análisis se lleva a cabo mucho más fácilmente mediante medidas de la conductividad.

La capacidad de una membrana para rechazar solutos es un problema complicado que depende de una continua combinación de características físico-químicas del soluto, de la membrana y del agua. Las propiedades del soluto que tienen mayor influencia en el rechazo de especies de compuestos determinadas son: (1) valencia, el rechazo aumenta con la carga del ion; (2) tamaño molecular, el rechazo aumenta con el tamaño molecular del soluto; y (3) tendencia al enlace de hidrógeno, la permeabilidad aumenta con la intensidad del enlace hidrógeno. La capacidad de una membrana para rechazar sales disminuye con el tiempo de operación. La variación del rechazo con el tiempo queda representada en la figura 8.18.

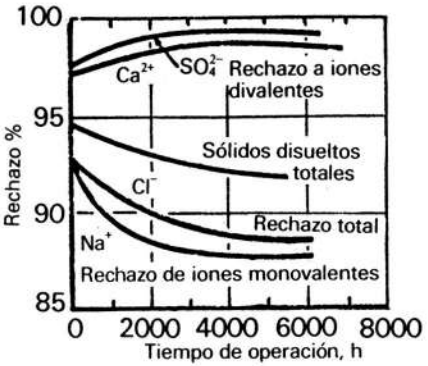


Fig. 8.18. Variación del rechazo de sales con el tiempo de operación [8]. (Reproducción con permiso de McGraw-Hill, Inc.)

Al comienzo, el descenso es más pronunciado para iones pequeños monovalentes como el (Na^+) y los cloruros (Cl^-). Normalmente estos iones se encuentran entre los más permeables, presentando el rechazo inicial menor y teniendo la velocidad más alta de descenso. Los iones divalentes, como el calcio (Ca^{2+}) y magnesio (Mg^{2+}) y los aniones como los sulfatos (SO_4^{2-}) se rechazan inicialmente muy bien y presentan una velocidad muy baja de descenso. El rechazo de tales iones puede aumentarse de hecho aún más (fig. 8.18) permaneciendo casi constante después. El rechazo total de sales tiende a seguir la curva monovalente.

La disminución progresiva del rechazo de sales puede ser debida a la hidrólisis de la membrana con la pérdida subsiguiente de puntos de enlace. Otra causa puede ser el aumento del tamaño de poro debido al hinchamiento de la membrana. Lo más probable es que ambos efectos juegan un papel importante en al resultado total.

5.9. Efecto de la temperatura de contracción en el funcionamiento de las membranas AC

El ajuste de la temperatura del agua caliente en la etapa de reducción de volumen en la preparación de las membranas AC (sección 5.4) permite el control de la porosidad de la membrana, conduciendo a distintos grados de capacidad de separación de contaminantes en las aguas residuales. A mayores temperaturas de la etapa de contracción, los tamaños de poro obtenidos son menores, produciendo mayores rechazos. El flujo de agua, sin embargo, disminuye para temperaturas mayores de la etapa de contracción, tal como podría esperarse. Para aplicaciones específicas de la ósmosis inversa debe buscarse el equilibrio económico entre flujo de agua y rechazo. En la figura 8.19 se presentan los datos de rechazo obtenidos por Kopecek y Sourirajan para tres tipos de membranas AC.

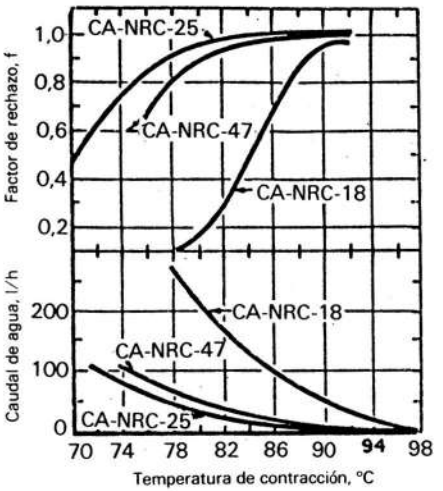


Fig. 8.19. Efecto de la temperatura de contracción sobre el funcionamiento de las diferentes membranas de AC [11]. (Reproducida con autorización de la American Chemical Society.)

5.10. Efecto de la temperatura de la alimentación en el flujo [8]

El flujo también está afectado por la temperatura de la alimentación. La permeabilidad de la membrana al agua aumenta aproximadamente 0,83% por °C. El flujo de una membrana se especifica normalmente a 24-25°C y puede obtenerse un factor de corrección a partir de consideraciones teóricas sobre valores de difusividad y viscosidad, aunque las correcciones determinadas experimentalmente son más seguras.

En la figura 8.20 se presenta un factor de corrección que es un multiplicador de la superficie requerida de membrana. Esta curva fue desarrollada por Gulf Environmental Systems Co. para membranas modificadas de acetato de celulosa. En el ejemplo 8.4 se explica el uso del factor de corrección.

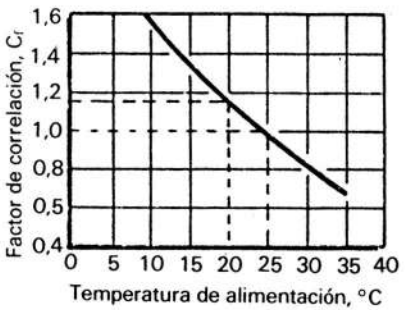


Fig. 8.20. Curva de corrección flujo/temperatura [8]. (Reproducida con autorización de McGraw-Hill Inc.)

Ejemplo 8.4 [8]. Se desea especificar la superficie de membrana para un sistema de ósmosis inversa que trata agua salobre a razón de 378 500 l/d. La estadística muestra que la temperatura del agua más baja que puede esperarse para un periodo prolongado de tiempo es de 20°C. La membrana de acetato de celulosa elegida se espera que tenga un flujo medio de 610 l/(d)(m^2) durante sus dos primeros años de vida, operando a la presión de 43,3 kg/cm^2. Se determinó el flujo medio a una temperatura base de 25°C. Determínese la superficie requerida de membrana para operar a 20°C.

Solución. El área de la membrana se calcula con la ecuación (8.52):

$$\text{Área de la membrana } (m^2) = \frac{\text{producción de agua en l/d}}{\text{flujo de agua en l/(d)}(m^2)} \qquad (8.52)$$

A 25°C, la superficie requerida de membrana es:

$$\text{Área } (25°C) = \frac{378\,500 \text{ l/d}}{610 \text{ l/(d)}(m^2)} = 620{,}5 \text{ m}^2$$

Para operar a 20°C, el factor de corrección, C_F de la figura 8.20 es 1,15: Por lo tanto:

$$\text{Área } (20°C) = 1{,}15 \times 620{,}5 = 713{,}6 \text{ m}^2$$

Si no se necesita producto adicional cuando la temperatura es superior a los 20°C, se reduce la presión de funcionamiento.

5.11. Disminución del flujo [8]

La aplicación de presión a la membrana conduce a su compactación y consecuentemente a la disminución del flujo. La compactación proviene del aumento de densidad de la fina película de membrana y conduce al estrechamiento de los poros a través de los cuales debe pasar el agua. Conforme se estrechan los canales el flujo disminuye.

Otra causa de disminución del flujo es la hidrólisis de los grupos acetilos que tiene lugar durante la vida de la membrana. Por lo tanto, las membranas de ósmosis inversa están sujetas a un margen limitado de pH de trabajo de 3-7, fuera del cual se presenta una hidrólisis rápida y la consecuente degradación de las membranas. Se cree que el intervalo óptimo de pH es 5-6. La hidrólisis de los grupos acetilos conduce a una pérdida de enlaces de hidrógeno lo cual reduce el transporte de agua. Esta hidrólisis es asimismo una fuente de fugas de sal debido a que quedan pocos puentes de agua bloqueando el paso de materias extrañas a través de los poros.

La pérdida de productividad se presenta lentamente en todas las membranas y es permanente. Se ha intentado sin éxito el rejuvenecimiento químico y el trabajo a baja presión para relajar e hinchar la matriz; la membrana simplemente envejece y el flujo desciende hasta que resulta obligado económicamente su reemplazamiento.

5.12. Ensuciamiento: causas y remedios [8]

El ensuciamiento, que produce una reducción temporal del flujo, se debe a las mate-

rias extrañas que van tapizando la superficie de la membrana a medida que sólo las sustancias que tienen enlaces hidrógeno (agua, amoníaco) pasan a través de los poros discriminadores de la membrana. Los materiales sin enlaces se quedan almacenados en la película en reposo conocida como película límite de líquido.

La composición de los depósitos en las películas límite reflejan la composición del agua de alimentación. Tal como podía esperarse, los constituyentes más comunes son carbonato cálcico, sulfatos, hidratos de hierro y óxidos de aluminio, silicatos, partículas diversas y cultivos biológicos.

El ensuciamiento se minimiza tomando las siguientes precauciones: (1) pretratando la alimentación para separar el hierro y para controlar el pH; (2) limitando el proceso a concentraciones de agua residuales que no produzcan incrustaciones; (3) filtrando el agua residual alimentada, y (4) inyectando pequeñas cantidades de biocidas (por ejemplo, cloro). Desgraciadamente, con independencia de cómo se haya llevado una protección completa, el ensuciamiento se presenta siempre y las membranas deben limpiarse periódicamente. El procedimiento normal de limpieza es como sigue:

1. Se lleva la membrana con agua de alimentación a presión reducida con una velocidad de dos o tres veces la normal. La acción turbulenta del fluido afloja los depósitos de porquería y los desplaza. El lavado con agua es la etapa preliminar en cualquier operación de limpieza.
2. Las incrustaciones de dureza (carbonatos y sulfatos de calcio y magnesio) se separan a veces lavando las membranas con agua destilada durante periodos prolongados de tiempo. Debido a que esto es una operación engorrosa en cuanto al tiempo, se emplea con mayor frecuencia una solución templada del 1-2% de ácido cítrico haciéndola circular vigorosamente a través de la unidad, con lo que se disuelven grandes cantidades de iones metálicos que se mantienen en solución por quelación.

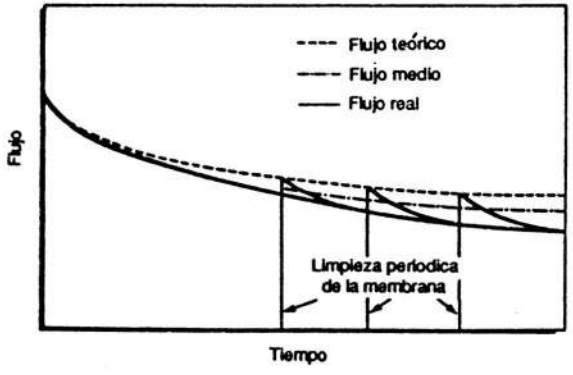


Fig. 8.21. Efecto de la limpieza de la membrana sobre el flujo [8]. (Reproducida con autorización de McGraw-Hill, Inc.)

3. Los cultivos microbiológicos que se presentan en la mayoría de las aguas naturales constituyen un problema particular cuando se tratan efluentes de procesos biológicos. Con frecuencia el método de eliminación empleado es el lavado con detergentes enzimáticos.

La pérdida de flujo por el ensuciamiento supone una pérdida adicional sobre las pérdidas permanentes discutidas en la sección 5.11. Esto se presenta en la figura 8.21 que ilustra el efecto de la limpieza de la membrana sobre el flujo. Tal como se muestra en la figura 8.21 la curva real de flujo presenta una forma declinante en diente de sierra cuando la membrana se limpia periódicamente. Sin limpieza, el flujo seguiría la curva inferior que es una proyección de la tendencia suave inicial a su disminución. El flujo de una membrana hipotética que no se ensuciara nunca (queda mostrada por la línea superior), es la curva teórica de flujo que toca solamente los picos de la curva en dientes de sierra.

5.13. Predicción del flujo [8]

La producción de agua de una membrana empieza a disminuir conforme se aplica la presión, y continúa degradándose lentamente a partir de ese momento. La pérdida es irreversible, y si se necesita más flujo debe aumentarse la alimentación. Esta alternativa es contradictoria, ya que la presión adicional aunque produce más agua, también comprime la membrana más aún e incrementa la disminución de flujo. La práctica normal es diseñar la superficie de la membrana con un ligero exceso y mantener constante la presión de operación el mayor tiempo posible, haciendo uso de la presión adicional al final de la vida de la membrana.

La producción de una membrana es predecible debido a que la disminución por unidad de área de la membrana es bastante uniforme y puede preverse. La representación del flujo frente al tiempo de operación para una presión específica (como la curva inferior de la figura 8.21) conduce a una curva con una etapa inicial descendente seguida por una disminución prolongada y moderada. La representación logarítmica da una línea recta que resulta adecuada para los propósitos de predicción de uno y probablemente dos años. De esta forma, puede predecirse el flujo a partir de esas representaciones una vez que se conoce el flujo inicial y la pendiente.

Los fabricantes indican los valores de flujo inicial y las estimaciones de las pendientes para diversas presiones de funcionamiento. El flujo inicial es la producción para las primeras 24 horas dividido por la superficie de la membrana en la unidad de ensayo. La pendiente de disminución se calcula o se determina gráficamente a partir de valores de flujo tomados a intervalos de tiempo de 10, 100 y 1000 horas. Se seleccionan normalmente a intervalos de tiempo múltiplos de 10 debido a que los cálculos se simplifican. La velocidad de disminución, m, viene dada por la ecuación.

$$m = (\log F_i - \log F_x)/(\log t_i - \log t_x) = \log(F_i/F_x)/\log(t_i/t_x) \qquad (8.53)$$

en la que F_i es el flujo inicial [l/(h)(m^2)]; F_x el flujo en el tiempo x [l/(h)(m^2)]; t_i el tiempo de funcionamiento (h) para el flujo inicial (que se obtiene calculando el flujo inicial y determinando de una representación logarítmica de F_x en función de t, el tiempo t, correspondiente a este valor calculado) y t_x el tiempo de funcionamiento (h).

La determinación del flujo durante la vida de la membrana resulta básica para el diseño de los sistemas de ósmosis inversa, debido a que estos valores se emplean para estimar el área requerida de membrana para una capacidad específica de planta utilizando la ecuación (8.52). Existen tres soluciones posibles:

1. Tomar una medida del flujo inicial y final como un compromiso para obtener un área promedio. Cuando se hace esta elección, se espera que durante la parte final de la vida de la membrana el flujo volverá a su valor inicial aumentando la presión de funcionamiento.
2. Especificar el área de membrana a partir de valores finales o más pequeños del flujo. Aunque los costes fijos son mayores, las menores presiones del sistema disminuyen los costes de funcionamiento.
3. Seleccionar el flujo inicial como base de diseño. Esto disminuye el área de la membrana y los costes de capital, pero aumenta los costes de funcionamiento conforme las presiones aumentan para mantener la producción. Esta resulta una elección lógica para proyectos intermitentes y de corta duración en los cuales deben disminuirse los costes iniciales.

5.14. Pérdidas en las membranas [8]

El rechazo de soluto calculado es siempre superior a los valores experimentales incluso cuando se determinan bajo condiciones muy cuidadosas. Por ejemplo, el rechazo teórico de cloruro sódico en una membrana AC modificada se calcula del 99,7%, pero los resultados experimentales presentan valores que nunca son superiores al 97-99% de rechazo. La diferencia es debida a pequeñas imperfecciones en la membrana a través de las cuales la salmuera presurizada puede fluir y contaminar el agua producto.

Todas las membranas tienen imperfecciones; probablemente no son defectos de fabricación sino una propiedad de la membrana que debe ajustarse u optimizarse para acomodarse a un servicio específico. Por ello, se emplean membranas AC muy porosas para rechazar moléculas grandes (20-500 Å de diámetro) y partículas muy pequeñas en aplicaciones de ultrafiltración. Se eligen membranas menos porosas para flujos mayores de agua y proyectos con rechazos moderados de sales en ablandadores, y membranas tratadas térmicamente hasta porosidades bajas son las que se emplean en aplicaciones que requieren rechazos elevados.

Afortunadamente, la mayoría de las imperfecciones son pequeñas y se taponan fácilmente. La distribución de tamaños varía desde muchos orificios con diámetros de 100 Å y menores, hasta 1 Å de diámetro. La mayor fuente de contaminación de producto viene provocada por el paso de soluto a través de orificios mayores, ya que según la ley de Poiseuille para flujo viscoso la pérdida salina aumenta proporcionalmente con la cuarta potencia del diámetro del poro.

Se han ensayado diversas técnicas para reducir la pérdida a través de la membrana:

1. *Tratamiento térmico.* Este es el único método permanente para reducir las pérdidas. Las membranas para agua de mar deben tratarse térmicamente a temperaturas elevadas para producir una película que pueda rechazar el 99,5% de las sales en la alimentación.
2. *Adición de ciertos productos químicos a la alimentación.* Se añaden productos químicos de tamaño molecular grande a la alimentación para taponar los poros de pérdidas. Loeb [9] descubrió que cantidades traza de sales de aluminio que se presentan en el agua de suministro de Los Angeles taponan los poros de las membranas de ensayo y mejoran el rechazo salino. En la Universidad de California, de Los Ángeles, (UCLA), se empleó «Zefirán» (cloruro de tetra-alquil-aluminio) para obtener un efecto similar y más reproducible. Otros materiales que mejoran el rechazo son el éter de metil polivinilo y el «Dowfax».

Desgraciadamente, los aditivos evitadores de pérdidas tienen serios inconvenientes que limitan su uso: (1) son más efectivos a bajos flujos que a flujos elevados con membranas normales AC, que son las que ahora se emplean casi exclusivamente; (2) se disipan rápidamente y deben reemplazarse con regularidad; (3) la mayoría de ellos reducen el flujo de agua conforme disminuye la pérdida de soluto; (4) son caros y por lo tanto útiles solamente en especiales situaciones cuando el coste no es un factor a considerar.

5.15. Permeabilidad del soluto y concentración de polarización

Teóricamente el flujo de soluto es una función de la permeabilidad de la membrana y de la diferencia entre las concentraciones de soluto en los lados de alta y baja presión de la membrana, esto es:

$$F_{\text{soluto}} = \beta(C_F - C_P) = \beta\,\Delta C \approx \beta C_F \tag{8.54}$$

en la que F_{soluto} es el flujo de soluto [g/(cm^2)(s)]; β el coeficiente de permeabilidad del soluto (cm/s); C_F la concentración de soluto en el lado de presión alta (lado de alimentación) de la membrana, esto es, lado de concentrado (g/cm^3); y C_P la concentración de soluto en el lado de baja presión de la membrana, esto es, en el lado del producto (g/cm^3).

A diferencia del flujo de agua [ecuación (8.47)], el flujo normal de soluto es independiente de la presión [ecuación (8.54)]. Teóricamente, si la presión en un sistema de ósmosis inversa se aumenta, el soluto se difunde a una velocidad constante mientras aumenta el flujo de agua. El resultado es mayor producción de agua pura.

Ya que C_P es normalmente pequeño al compararlo con C_F, la ecuación (8.54) se escribe aproximadamente en la forma indicada. Realmente, el flujo salino está gobernado por la concentración de soluto en la capa límite próxima a la membrana en el lado del concentrado (C_{CL}). La concentración de soluto C_{CL} puede ser sustancialmente mayor que la concentración en la alimentación C_F debido al efecto conocido por «concentración de polarización». En los procesos de membrana, el soluto se acumula en una capa relativamente

estable (capa límite) próxima a la membrana. La concentración de polarización es la relación entre la concentración de soluto en esta capa límite y la del conjunto de la solución. Inicialmente la concentración de soluto en la capa límite es la misma que en el conjunto de la solución. Sin embargo, ya que la membrana es permeable a solvente e impermeable a soluto, en la capa límite se convierte en algo poblado densamente con soluto conforme el disolvente pasa a través de los canales de la membrana. La capa límite se hace cada vez más espesa y más concentrada, debido a que la velocidad de difusión del soluto fuera de la membrana no puede mantener el mismo ritmo que el flujo de disolvente a través de la misma.

El resultado de la concentración de polarización se deduce de la ecuación (8.54). Hágase $C_F = C_{CL}$, en la que C_{CL} indica la concentración progresivamente en aumento del soluto en la capa límite. Por lo tanto:

$$F_{\text{soluto}} \approx \beta C_{CL} \tag{8.55}$$

En consecuencia, la concentración de polarización conduce a un aumento de flujo de soluto o a una disminución de la calidad del producto. Esto no es deseable por lo que resulta obligado reducir el efecto de la concentración de polarización. Esto se logra de dos formas:

1. *Mayor velocidad de alimentación.* Esta mayor velocidad de la alimentación reduce el espesor y la concentración de la capa límite ya que se elimina por la corriente de alimentación a gran velocidad. El flujo extra a través de la unidad conduce a una recuperación global menor de producto, esto es, a una relación menor de producto a alimentación. Esto aumenta el consumo de energía y la cantidad de concentrado producido (residuo).
2. *Adición de promotores de turbulencia.* Este es un método más eficaz para reducir la capa límite. Las membranas tubulares contienen bolas de plástico en el lado de presión alta para romper el flujo lento de la solución de alimentación. Los promotores de turbulencia pueden exigir una prefiltración de la alimentación para que las partículas o precipitados no queden atrapados en los estrechos espacios de paso de flujo y taponen la membrana. La relación normal de concentración de polarización es 1,2-2,0; lo que significa que la concentración de soluto en la capa límite es 1,2 a 2,0 veces la del conjunto de la alimentación.

La ecuación aproximada para el flujo de agua, ecuación (8.47), puede volver a escribirse teniendo en cuenta el efecto de la concentración de polarización, en cuyo caso $\Delta\pi$ es:

$$\Delta\pi = \pi_{CL} - \pi_P \tag{8.56}$$

en la que π_{CL} es la presión osmótica de la solución concentrada en la capa límite ($\pi_{CL} > \pi_F$). Ya que $\Delta\pi$, dada por la ecuación (8.56), es mayor que el valor calculado en la ecuación (8.49), esto implica según dicha ecuación (8.56) un flujo disminuido de agua debido al efecto de la concentración de polarización. La sustitución de las ecuaciones (8.56) y (8.48) en la ecuación (8.47) conduce a:

$$F_{H_2O} = A[(P_F - P_P)] - (\pi_{CL} - \pi_P)] \tag{8.57}$$

No existe una técnica experimental sencilla disponible para determinar la concentración de soluto en la capa límite (y por lo tanto π_{CL}). Una solución indirecta consiste en la determinación experimental del flujo de agua, F_{H_2O}, y del coeficiente de permeabilidad A (sección 5.16). Entonces π_{CL} es la única incógnita de la ecuación (8.57) y por lo tanto:

$$\pi_{CL} = \pi_P + (P_F - P_P) - (F_{H_2O}/A) \tag{8.58}$$

La concentración de soluto en la capa límite se obtiene seguidamente a partir de una representación gráfica previamente preparada de la presión osmótica en función de la concentración de soluto [$\pi = f(c)$].

5.16. Técnica experimental para la predicción en el laboratorio del rendimiento de la membrana

Sourirajan y Agrawal [11] describen un aparato de laboratorio para la predicción del rendimiento de la membrana en ósmosis inversa, y en la figura 8.22 se presenta un diagrama esquemático del flujo del mismo.

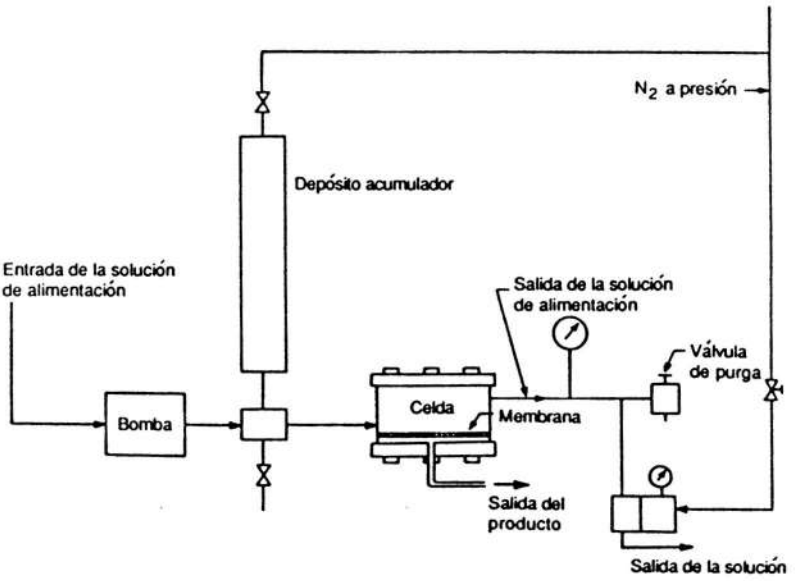


Fig. 8.22. Diagrama esquemático del flujo de la unidad de laboratorio de ósmosis inversa [11]. (Reproducida con autorización de la American Chemical Society.)

La solución de alimentación se bombea a través de un tanque de acumulación a la celda que contiene la membrana. La presión se controla por un regulador de presión que trabaja sobre un sistema de contrapresión de nitrógeno.

Las variables determinadas experimentalmente a una presión especificada son: (1) factor de rechazo [ecuación (8.51)]; (2) recuperación del producto, esto es relación de producto a alimentación, y (3) coeficiente de permeabilidad A. El coeficiente de permeabilidad A, que incluye las variables físicas de la membrana, es relativamente constante (sección 5.7). Por lo tanto, puede determinarse de una vez por todas operando el sistema a una presión específica con agua pura y midiendo la velocidad a la que penetra a través de la membrana. La ecuación (8.56) para operación con agua pura conduce a:

$$\Delta\pi = \pi_{CL} - \pi_P = 0$$

De la ecuación (8.57):

$$A = F_{H_2O}/\Delta P \tag{8.59}$$

en la que:

$$\Delta P = P_F - P_P$$

y F_{H_2O} es el flujo de agua pura [g/(h)(cm^2)]. El flujo de producto (g/h) en este caso se denomina permeabilidad del agua pura (PAP). Por lo tanto, de la ecuación (8.59):

$$A = \text{PAP}/(M \times S \times 3600\ \Delta P) \tag{8.60}$$

en la que A es el coeficiente de permeabilidad [moles de agua/(s)(cm^2)(atm)]; PAP la permeabilidad del agua pura (g/h); M el peso molecular del agua (18); S el área efectiva de la membrana (cm^2)(7,6 cm^2 en el aparato de Sourirajan de la figura 8.22); y ΔP la presión diferencial (atm).

5.17. Observaciones finales sobre la ósmosis inversa

La ósmosis inversa es todavía muy cara para una utilización universal en el tratamiento de las aguas residuales. Está también limitada al tratamiento de residuos solubles ya que los sólidos en suspensión taponan las membranas. En consecuencia, se necesita el tratamiento previo de la alimentación cuando haya sólidos en suspensión, aumentando así los costes.

Las presiones de funcionamiento que se emplean varían de 50 a 100 kg/cm^2. Uno de los objetivos principales de la investigación en curso es desarrollar membranas mejores

que puedan trabajar a presiones menores (alrededor de 20 kg/cm^2) produciendo, sin embargo, altos rendimientos, del orden de 1600 l/(d)(m^2). Una vez que se superen estas dificultades, la ósmosis inversa podría convertirse en un proceso de amplia utilización en el campo del tratamiento de las aguas residuales.

6. ELECTRODIÁLISIS

La electrodiálisis se desarrolló para la desalación del agua del mar. Es un método prometedor de eliminación de nutrientes inorgánicos (fósforo y nitrógeno) de las aguas residuales y, por ello, una posible etapa final en los procesos de tratamiento de aguas residuales.

En la figura 8.23 se presenta un diagrama de una celda de electrodiálisis. Los componentes básicos de la celda son una serie de membranas hechas de resina de intercambio iónico. Estas membranas son permeables sólo a las especies iónicas y son relativamente selectivas de un tipo específico de iones. Existen dos tipos de membranas utilizadas en las celdas de electrodiálisis: (1) membranas catiónicas, que poseen una carga fija negativa, permitiendo a los cationes (iones positivos) pasar a través de ellas pero repeliendo a los aniones (cargas negativas); y (2) membranas aniónicas, que poseen una carga positiva fija, permitiendo el paso de los aniones (iones negativos) a través de ellas pero repeliendo a los cationes (iones positivos).

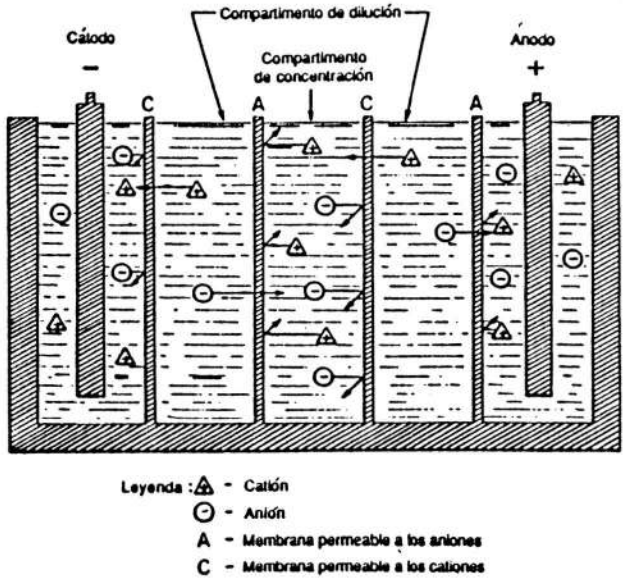


Fig. 8.23. Diagrama de una celda de electrodiálisis.

El paso de los iones a través de las membranas se acelera por la aplicación de una tensión constante a lo largo de una serie de membranas permeables al catión y al anión, tal como se indica en la figura 8.23. El cátodo y el ánodo se colocan en los dos extremos de la celda de forma tal que la membrana más próxima al cátodo sea permeable a los cationes y la más próxima al ánodo sea permeable a los aniones. El agua residual cruda se alimenta continuamente en los compartimentos de concentración y ela gua residual tratada se extrae continuamente de los compartimentos de dilución.

Para un funcionamiento adecuado de la celda de electrodiálisis, la materia en suspensión, los iones orgánicos de gran tamaño y la materia coloidal deben separarse antes del proceso. Si esto no se hace, estos materiales pueden provocar el ensuciamiento de la membrana, lo que conduce a un aumento de la resistencia eléctrica total. Para una tensión constante aplicada, la corriente que pasa a través de la celda disminuye. Por lo tanto, la capacidad desmineralizadora del equipo disminuye también ya que según la ley de Faraday hay migración de un equivalente-gramo de una especie iónica por amperio por segundo aplicado.

El ensuciamiento de las membranas es el mayor problema a superar con objeto de alcanzar el funcionamiento económico de la electrodiálisis en el tratamiento de las aguas residuales. El ensuciamiento se disminuye mediante:

1. El tratamiento del agua residual cruda con objeto de separar la materia en suspensión coloidal y los iones orgánicos de gran tamaño. Esto se realiza mediante la adición de coagulantes, la filtración a través de microfiltros y/o la adsorción en columnas de carbón activo. El coste de este tratamiento puede hacer que el proceso resulte antieconómico.
2. El ensuciamiento se disminuye mediante la parada periódica de la planta para limpieza.
3. La inversión frecuente de la corriente tiende a minimizar los efectos del ensuciamiento.

7. PROCESOS DE OXIDACIÓN QUÍMICA (CLORACIÓN Y OZONACIÓN)

7.1. Cloración de las aguas residuales

7.1.1. Utilización y objetivos de la cloración

La cloración es un proceso muy usado en el tratamiento de aguas residuales industriales y urbanas. Algunos efluentes industriales que normalmente se cloran antes de su descarga a las aguas receptoras son los procedentes de las plantas de azúcar de caña, de azúcar de remolacha, de centrales lecheras, de las fábricas de pasta y papel, de las plantas textiles, de las de curtido, de las petroquímicas, de las farmacéuticas, y de las de acabado superficial de los metales (cromado, electrodeposición, etc.).

Los objetivos de la cloración se resumen como sigue:

1. *Desinfección.* Fundamentalmente el cloro es un desinfectante debido a su fuerte capacidad de oxidación, por lo que destruye o inhibe el crecimiento de bacterias y algas.

2. *Reducción de la DBO.* El cloro produce una reducción de la DBO por oxidación de los compuestos orgánicos presentes en las aguas residuales.

3. *Eliminación o reducción de colores y olores.* Las sustancias que producen olor y color presentes en las aguas residuales se oxidan mediante el cloro. La capacidad oxidante del cloro se emplea para el control del olor y la eliminación del color en muchos tratamientos industriales (azúcar de caña, industrias de conservas, centrales lecheras, pasta y papel, textiles, etc.).

4. *Oxidación de los iones metálicos.* Los iones metálicos que están presentes en forma reducida se oxidan por el cloro (por ejemplo, ferroso a férrico y manganoso a mangánico).

5. *Oxidación de los cianuros a productos inocuos.* Esta aplicación se describe en la sección 7.1.4.

7.1.2. Reacciones del cloro en el agua

Cuando se añade al agua, bien como gas o bien como solución, el cloro reacciona para formar ácido hipocloroso (HOCl), que subsiguientemente se disocia de acuerdo con las siguientes reacciones químicas:

$$Cl_2 + H_2O \rightleftharpoons HOCl + H^+ + Cl^-$$

$$HOCl \rightleftharpoons H^+ + OCl^-$$

Como el HOCl es un ácido débil, una parte importante del cloro residual está formada por HOCl sin disociar. En presencia de amoníaco, el ácido hipocloroso reacciona para formar monocloramina, dicloramina y tricloruro de nitrógeno. Las proporciones relativas de estos compuestos dependen del pH y de la concentración de amoníaco presente. Las ecuaciones químicas correspondiente son:

$$NH_3 + HOCl \rightleftharpoons NH_2Cl + H_2O$$

(monocloramina)

$$NH_2Cl + HOCl \rightleftharpoons NHCl_2 + H_2O$$

(dicloramina)

$$NHCl_2 + HOCl \rightleftharpoons NCl_3 + H_2O$$

(tricloruro de nitrógeno)

Estos compuestos son responsables de olores y sabores desagradables en el agua. Asimismo, la capacidad desinfectante de estos compuestos es menor que la del cloro. Las reacciones del cloro en el agua se ilustran en la figura 8.24, que muestra la relación entre cloro añadido y cloro residual.

La cantidad inicial de cloro añadida se reduce por los compuestos que reaccionan rápidamente con él (por ejemplo, Fe^{2+} y Mn^{2+}). Esto corresponde a la zona 1 en la cual el cloro residual es prácticamente cero. La adición continua de cloro conduce a la presencia de clo-

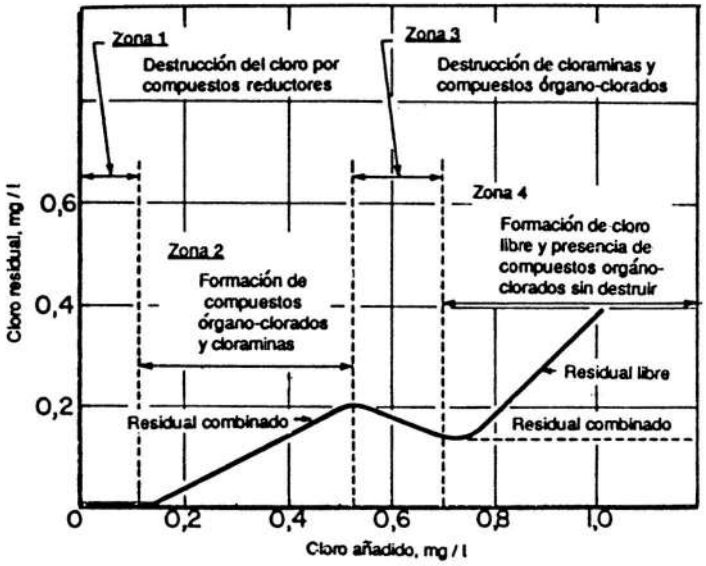


Fig. 8.24. Reacciones del cloro en el agua [10].

ro residual en la forma de compuestos orgánicos clorados o cloraminas (residual combinado). El cloro residual es siempre menor que el cloro añadido. Esto corresponde a la zona 2 de la curva en la figura 8.24. Añadiendo más cloro, los compuestos órgano-clorados se oxidan: la molécula se rompe y se libera cloro. Esto conduce a la *disminución* de cloro residual (zona 3 en la figura 8.24). Finalmente, cuando todos los compuestos reductores han sido oxidados, la cantidad adicional de cloro añadido al agua produce una cantidad equivalente de cloro residual. Esto corresponde a la zona 4 de la figura 8.24, que presenta una línea recta a 45° para el residual libre, y una línea recta paralela a las abscisas para el residual combinado constante.

7.1.3. Cloro como desinfectante

Las dosis típicas de cloro requeridas para desinfección se presentan en el cuadro 8.5. La efectividad del cloro para matar las bacterias viene dada por la ley de Chick [6], que se escribe en forma diferencial:

$$dN/dt = -kN \tag{8.61}$$

en la que N es el recuento de bacterias, t el tiempo, dN/dt la velocidad de eliminación de bacterias, y k una constante de velocidad de eliminación.

Separando variables e integrando desde $t = 0$ a cualquier tiempo t:

$$N/N_o = e^{-kt} \tag{8.62}$$

CUADRO 8.5

Dosis típicas de cloro en desinfección [10]

Efluente de	Intervalo de dosificación (mg/l)
Aguas residuales sin tratar (precloración)	6-25
Sedimentación primaria	5-20
Planta de precipitación química	2-6
Filtro precolador	3-15
Lodo activo	2-8
Filtro múltiple seguido de planta de lodos activos	1-5

en la que N_o es el recuento de bacterias a $t = 0$ y N el recuento de bacterias a tiempo t. La constante de velocidad de eliminación k es una función del pH, de la temperatura y de la concentración aplicada de cloro. Se estima a partir de la pendiente de una representación de $\ln N/N_o$ en función de t, obtenida de un experimento discontinuo basado en la ecuación (8.62), que escrita en forma logarítmica es:

$$\ln(N/N_o) = -kt \tag{8.63}$$

La eficacia del cloro en la destrucción de distintos organismos corresponde a valores de k desde 0,24 a 6,3 (unidades: min^{-1}) para el 99% de eliminación (esto es, $N/N_o = 1/100 = 0{,}01$) a 0-6° C.

En la desinfección se utiliza una cámara de contacto continuo en la que se suponen condiciones de equilibrio y de mezcla completa (fig. 8.25). Normalmente, se colocan pantallas interceptando el camino del flujo.

Sean N_o y N_e los recuentos de bacteria (coliformes por 100 ml) en el afluente y en el efluente respectivamente. Sean Q_o y V el caudal y el volumen de reactor, respectivamente. El balance de bacterias (coliformes) conduce a:

$$\begin{bmatrix}\text{Acumulación de coliformes en el reactor}\end{bmatrix} = \begin{bmatrix}\text{Aumento debido al flujo afluente}\end{bmatrix} - \begin{bmatrix}\text{Disminución debida al flujo efluente}\end{bmatrix} - \begin{bmatrix}\text{Elimina-ción de colifor-mes}\end{bmatrix} \tag{8.64}$$

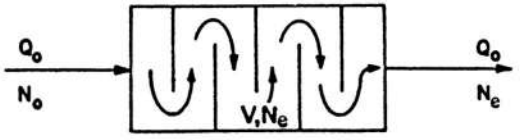


Fig. 8.25. Reactor continuo para desinfección por cloro.

En condiciones de equilibrio, la ecuación (8.64) conduce a:

$$0 = Q_o N_o - Q_o N_e + (dN/dt)(V) \tag{8.65}$$

Suponiendo la aplicabilidad de la ley de Chick, ecuación (8.61), $dN/dt = -kN$, y entoncea la ecuación (8.65) lleva a:

$$N_e = N_o/(1 + kt) \tag{8.66}$$

en la que t es el tiempo de residencia, $t = V/Q_o$.

Ejemplo 8.5. El afluente a una cámara de contacto de cloración contiene 2×10^6 coliformes por 100 ml. Si el coeficiente de la ley de Chick es $k = 2{,}0\ \text{min}^{-1}$, y el tiempo de residencia es 50 min, estímese la población de coliformes en el efluente. ¿Cuál es el porcentaje de eliminación de coliformes?

Solución. De la ecuación (8.66):

$$N_e = (2 \times 10^6)/(1 + 2 \times 50) = 19802 \text{ coliformes/100 ml}$$

El porcentaje de eliminación es:

$$\frac{N_o - N_e}{N_o} \times 100 = \frac{2\,000\,000 - 19\,802}{2\,000\,000} \times 100 = 99\%$$

La ley de Chick es una representación idealizada de la situación. Normalmente las condiciones ideales no existen debido a variaciones en la resistencia de las células, disminución en la concentración de cloro, etc. Las velocidades de eliminación algunas veces aumentan o disminuyen con el tiempo. Suponiendo la validez de la ley de Chick, el cambio de la velocidad de eliminación con el tiempo, tal como se indica por la segunda derivada de la ecuación (8.61), esto es, $d^2 \ln N/dt^2$ es cero. En consecuencia, puede escribirse una forma modificada de la ecuación (8.62) conteniendo una constante adicional m a determinar a partir de los datos experimentales:

$$N/N_o = e^{-kt^m} \tag{8.67}$$

Si m es menor que 1, la velocidad de disminución disminuye con el tiempo, y si m es mayor que 1, aumenta. Esto puede deducirse fácilmente de la ecuación (8.67), mostrando que la segunda derivada es:

$$\frac{d}{dt}\left(\frac{d \ln N}{dt}\right) = \frac{d^2 \ln N}{dt^2} = -m(m-1)kt^{m-2} \tag{8.68}$$

Las constantes de la ecuación (8.67) se determinan mediante la representación de

$\log[-\ln(N/n_o)]$ en función del logaritmo del tiempo de contacto t. La relación lineal es:

$$\log[-\ln(N/N_o)] = \log k + m \log t \tag{8.69}$$

El efecto de la concentración de cloro viene definido por la relación:

$$C^n t_p = \text{constante} = K \tag{8.70}$$

en la que C es la concentración de cloro (mg/l); t_p el tiempo requerido para un porcentaje dado de eliminación, y n es una constante a evaluar a partir de datos experimentales.

Las constantes de la ecuación (8.70) se determinan mediante la representación en papel logarítmico de la concentración de cloro frente al tiempo para un porcentaje de eliminación dado. La forma lineal de la ecuación (8.70) es:

$$\log C = -(1/n) \log t_p + (1/n) \log K \tag{8.71}$$

La pendiente de esta línea corresponde al valor de $-(1/n)$.

7.1.4. Empleo del cloro en la destrucción de cianuros

El cloro se emplea para oxidar los cianuros a productos inocuos. Esto se lleva a cabo en un medio alcalino con valores de pH superiores a 8,5. La oxidación tiene lugar en dos etapas de acuerdo con las ecuaciones (8.72) y (8.73):

Primera etapa: $$CN^- + 2OH^- + Cl_2 \rightarrow CNO^- + 2Cl^- + H_2O \tag{8.72}$$

Segunda etapa: $$2CNO^- + 4OH^- + 3Cl_2 \rightarrow 2CO_2 + N_2 + 6Cl^- + 2H_2O \tag{8.73}$$

De las ecuaciones (8.72) y (8.73) la relación estequiométrica teórica es $5Cl_2/2CN^-$ o $2{,}5Cl_2/1CN^-$. En la práctica, se emplea un gran exceso de cloro, del orden de 7,5 partes de cloro por cada parte de CN^-.

7.1.5. Economía de la cloración de las aguas residuales

Aunque el empleo de la cloración está muy extendido, debe anotarse que el cloro es un producto químico relativamente caro. Si la economía tiene importancia en una aplicación dada, deben evaluarse otros métodos. Se han empleado en la desinfección de las aguas los óxidos de cloro (Cl_2O, Cl_2O_5, Cl_2O_7).

7.2. Ozonación de las aguas residuales

La oxidación química con ozono es un método efectivo para tratar las aguas residuales, basándose en los siguientes factores [7]:

1. El ozono reacciona fácilmente con los productos orgánicos no saturados presentes en las aguas residuales.

2. La tendencia a la formación de espuma de las aguas residuales se reduce después del tratamiento con ozono.
3. La ruptura de los anillos y la oxidación parcial de los productos aromáticos deja a las aguas residuales más susceptibles de tratamiento convencional biológico.
4. El ozono presente en el efluente se convierte rápidamente a oxígeno una vez que ha servido a sus fines. Este oxígeno es beneficioso para las corrientes receptoras y ayuda a mantener la vida acuática. Por el contrario, el cloro (que es el agente más ampliamente usado para eliminar las bacterias) permanece en el efluente y se convierte en contaminante. Eckenfelder y Ford [7] describen un equipo de laboratorio de ozonación para evaluar la factibilidad del proceso en su aplicación a las aguas residuales.

El ozono puede sustituir al cloro en el tratamiento de las aguas residuales que contienen cianuro. La oxidación tiene lugar en dos etapas de acuerdo con las ecuaciones (8.74) y (8.75):

Primera etapa: $$CN^- + O_3 \rightarrow CNO^- + O_2 \quad (8.74)$$

Segunda etapa: $$2CNO^- + 3O_3 + H_2O \rightarrow 2HCO_3^- + N_2 + 3O_2 \quad (8.75)$$

8. ELIMINACIÓN DEL FÓSFORO

8.1. Introducción

La eliminación de nutrientes (compuestos de fósforo y nitrógeno) de las aguas residuales es una operación importante, debido a que estos productos juegan un papel crítico en la eutrofización (capítulo 1, sección 7). Se ha acentuado el interés en la eliminación de fósforo últimamente por dos razones: (1) el fósforo es el nutriente más crítico, y (2) los procesos de eliminación de nitrógeno son menos eficaces y mas caros. La mayoría de los procesos de tratamiento para la eliminación de nutrientes que se encuentran en funcionamiento hoy día están proyectados para la eliminación de fósforo exclusivamente.

8.2. Procesos de eliminación de fósforo

Los procesos para la eliminación de fósforo son, entre otros, (1) precipitación química, (2) proceso de lodos activos (capítulo 5), (3) balsas de estabilización (capítulo 6, sección 6), (4) ósmosis inversa (capítulo 8, sección 5), y (5) electrodiálisis (capítulo 8, sección 6).

El proceso de lodos activos, aunque pensados primariamente para la separación de compuestos orgánicos, puede utilizarse en la eliminación tanto del fósforo como del nitrógeno, ya que las células biológicas contienen aproximadamente el 2 % de fósforo y el 12 % de nitrógeno en peso. En una planta municipal típica de lodos activos, el crecimiento microbiano es responsable de una reducción de 10 a 30% del fósforo en el afluente, dependiendo de la edad de lodos utilizada en la operación. Aproximadamente 1,0 mg/l de

fósforo es eliminado por cada 100 mg/l de la DBO_5 soluble separada. Sin embargo, en algunas plantas de tratamiento biológico, se logran eliminaciones de fósforo superiores a las requeridas para la síntesis de la biomasa. Los términos «asimilación en exceso» (inglés: «luxury uptake») y «separación incrementada de fósforo» (inglés: «enhanced phosphorus removal») son utilizados para describir este fenómeno. La asimilación en exceso es la base de varios procesos comerciales, que son ahora de uso corriente en la tecnología de eliminación del fósforo. Este tema es tratado en la sección 9.8 de este capítulo.

Las balsas de estabilización conducen a eliminaciones relativamente elevadas de nitrógeno, siempre que las condiciones de luz y temperatura sean favorables al crecimiento de las algas. Durante el verano, pueden alcanzarse separaciones de aproximadamente 80%, mientras que en invierno este rendimiento puede descender al 20% o menos. La ósmosis inversa y la electrodiálisis son todavía demasiado costosas para un uso generalizado. La discusión de la eliminación de fósforo en la sección que sigue se dedica exclusivamente a los procesos de precipitación química.

8.3. Procesos de precipitación química para la eliminación del fósforo

Los agentes de precipitación más empleados en la eliminación del fósforo son Fe^{3+} (como $(FeCl_3)$, Ca^{2+} (como cal), Al^{3+} [como alumbre, $Al_2(SO_4)_3 \cdot 16H_2O$ y combinaciones de Fe^{3+} y cal. El mecanismo de eliminación del fósforo es fundamentalmente precipitación en la forma de fosfatos de Ca^{2+}, Fe^{3+} y Al^{3+}.

$$3Ca^{2+} + 2PO_4^{3-} \rightarrow Ca_3(PO_4)_2\downarrow$$

$$Fe^{3+} + PO_4^{3-} \rightarrow FePO_4\downarrow$$

$$Al^{3+} + PO_4^{3-} \rightarrow AlPO_4\downarrow$$

La adsorción juega también un papel importante en la eliminación de algunos fosfatos que se adsorben sobre el flóculo precipitante. Sobre la utilización de los diferentes agentes de precipitación deben tenerse en cuenta las siguientes consideraciones:

1. *Fe^{3+} (como $FeCl_3$).* El cloruro férrico (en dosis de 10 mg/l) es el agente de precipitación más comúnmente empleado en la eliminación del fósforo, conduciendo a rendimientos de aproximadamente el 90%.

2. *Ca^+ (como cal).* La cal es menos eficaz que el cloruro férrico. Se utiliza en dosis de 500-700 mg/l dando lugar a rendimientos de como mucho un 50% a valores del pH de 10,5-11. Otro inconveniente de la utilización de la cal reside en los grandes volúmenes de lodo producidos que causan un problema de evacuación. La recuperación de la cal mediante calcinación de este lodo puede ser una solución para resolver dicho problema. Debido a la presencia de compuestos orgánicos, el lodo debe ser capaz de soportar su propia combustión. La cal es el más barato de los agentes de precipitación.

3. *Al^{3+} [como alumbre, $Al_2(SO_4) \cdot 16H_2O$].* Aunque el alumbre conduce a rendimien-

tos de aproximadamente el 95% de eliminación de fósforo a dosis de 200-250 mg/l, se emplea menos debido a su coste elevado. La separación del 50 al 60% de los compuestos orgánicos (carbonosos y nitrogenados) se logra simultáneamente con la del fósforo.

4. *Combinación de Fe^{3+} y cal.* Las combinaciones de soluciones de cloruro férrico y cal en proporciones respectivas de 100-150 mg/l y 2-5 mg/l conducen a rendimientos en la eliminación del fósforo de aproximadamente el 95%.

La operación de precipitación se lleva normalmente a cabo dentro del proceso de tratamiento. En la figura 8.26 se resumen tres operaciones alternativas de precipitación para la eliminación de fósforo dentro de una planta de lodos activos.

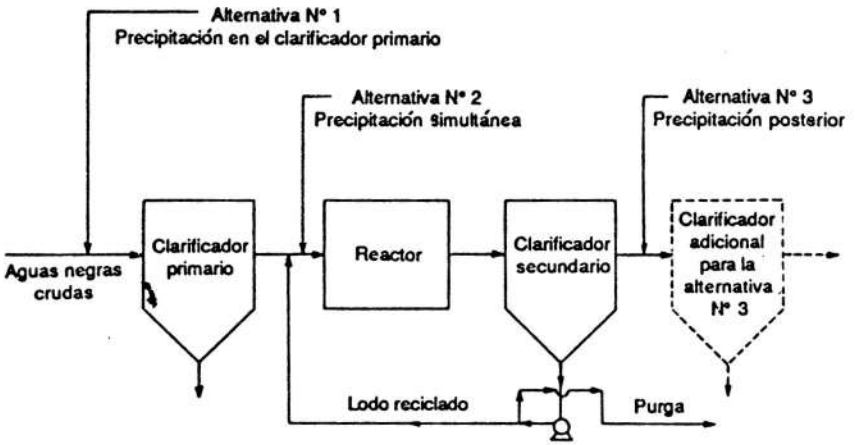


Fig. 8.26. Operaciones alternativas de precipitación en la eliminación del fósforo.

Alternativa 1. Precipitación en el clarificador primario. El agente de precipitación, normalmente una combinación de cloruro férrico y cal con las dosis típicas indicadas anteriormente, se añade al agua residual cruda, precipitándose los fosfatos y separándose en el clarificador primario. La eliminación del fósforo es del 90-95% y se obtiene una cantidad considerable de lodo. La adición de cal en este proceso aumenta el pH del efluente del clarificador primario a cerca de 10,0. Esto no es un obstáculo para el adecuado funcionamiento del proceso biológico en el reactor, que requiere un pH casi neutro. La capacidad natural de tampón del proceso de lodos activos es suficiente para proporcionar la neutralización requerida debido a la producción de dióxido de carbono.

Alternativa 2. Precipitación simultánea. El agente de precipitación se añade directamente al tanque de aireación. El precipitado decanta en el clarificador secundario junto con el lodo activo. Parece ser que los reactivos químicos producen daño a largo plazo a las célu-

las biológicas, y que su rendimiento en la separación de productos orgánicos queda disminuido en alguna extensión. Por otra parte, la adición de los reactivos químicos mejora la decantación y compactación del lodo activo en el clarificador secundario.

Alternativa 3. Precipitación sucesiva. Los reactivos químicos para la precipitación se añaden al efluente del clarificador secundario. Se requiere un clarificador adicional para separar los fosfatos precipitados con lo cual se aumentan los costes del inmovilizado. Por otra parte, los rendimientos obtenidos en la eliminación del fósforo son algo superiores a los de las dos alternativas anteriores.

La estimación del consumo de reactivos para la eliminación del fósforo no puede llevarse a cabo a partir de relaciones estequiométricas sencillas, ya que no se conoce el mecanismo real de esa eliminación. Se han desarrollado relaciones empíricas para estimar el consumo de reactivos químicos; dos de ellas se mencionan a continuación.

1. Para estimar el consumo de Fe^{3+} o Al^{3+}:

$$\varepsilon = C_1 + 0{,}5 \log(m/P_i) \tag{8.76}$$

en la que ε es el rendimiento de eliminación de fósforo [$\varepsilon = (P_i - P_f)/P_i$, siendo P_i la concentración inicial de fósforo en el agua residual (moles de P/l)]; P_f la concentración final de fósforo después de la precipitación (moles de P/l)]; C_1 una constante que tiene un valor de 0,614 para el $FeCl_3$ y 0,662 para el alumbre; y m la molaridad requerida del agente de precipitación (moles de Fe^{3+} o Al^{3+}/l). Despejando m:

$$m = P_i 10^{(\varepsilon - C_1)/0{,}5} \tag{8.77}$$

Las ecuaciones (8.76) y (8.77) se aplican en el intervalo $0{,}45 < \epsilon < 0{,}95$.

2. Para estimar el consumo de cal, una regla rápida es utilizar una cantidad de cal (moles/l de Ca^{2+}) igual a 1,5 veces la dureza debida al carbonato del agua residual.

Puede llevarse a cabo una evaluación en el laboratorio de la eliminación del fósforo. Estos ensayos no sólo permiten representar las curvas de rendimiento en la eliminación de fósforo en función de la dosis de precipitante, sino también la evaluación de los efectos del pH y de la temperatura. Las curvas de rendimiento en la eliminación del fósforo en función de la dosis de precipitante son exponenciales. Alcanzan una parte plana al sobrepasar cierta concentración del agente químico añadido. No resulta económico por lo tanto intentar reducir la concentración de fósforo por debajo de 0,10 mg/l debido a los consumos extremadamente altos de reactivo químico.

9. ELIMINACIÓN DEL NITRÓGENO

9.1. Necesidad de eliminar nitrógeno de las aguas residuales

Existen varias razones importantes que justifican la eliminación de los compuestos de nitrógeno de las aguas residuales antes de su descarga a los cauces receptores. Estas razones son las siguientes:

1. El nitrógeno, junto con el fosforo, juega un papel importante como nutriente en el proceso de eutrofización (capítulo 1, sección 7).

2. Los compuestos nitrogenados exigen una demanda de oxígeno. Como se indicaba en el capítulo 1, sección 6.3, los compuestos orgánicos de nitrógeno en las aguas residuales, bajo condiciones ambientales favorables, se convierten en nitrógeno amoniacal (por ello se indican como $N\text{-}NH_4^+$). A veces el $N\text{-}NH_4^+$, tal como se describe en el capítulo 2, sección 8, se oxida a nitrito ($N\text{-}NO_2^-$) y finalmente a nitrato ($N\text{-}NO_3^-$). Las ecuaciones químicas que se desarrollan en estas oxidaciones biológicas son las siguientes:

$$2NH_4^+ + 3O_2 \xrightarrow{\text{Nitrosomonas}} 2NO_2^- + 2H_2O + 4H^+ \tag{8.78}$$

$$2NO_2^- + O_2 \xrightarrow{\text{Nitrobacter}} 2NO_3^- \tag{8.79}$$

$$2NH_4^+ + 4O_2 \xrightarrow{\text{Nitrificantes}} 2NO_3^- + 4H^+ + 2H_2O \tag{8.80}$$

o, dividiendo la ecuación suma por un factor 2:

$$NH_4^+ + 2O_2 \xrightarrow{\text{Nitrificantes}} NO_3^- + 2H^+ + H_2O \tag{8.81}$$

Estas ecuaciones químicas indican que se produce una demanda de oxígeno. En consecuencia, se consume el oxígeno disuelto presente en las aguas receptoras, causando de esta forma un efecto perjudicial sobre el medio ambiente y la flora y fauna. Los microorganismos *nitrosomonas* y *nitrobacter* se denominan en forma general *bacterias nitrificantes.* Estas bacterias están clasificadas como *microorganismos autótrofos,* debido a que utilizan carbono inorgánico (CO_2 o HCO_3^-) como fuente de carbono. Por otra parte, la población bacteriana asociada con los lodos activos convencionales utilizan como fuente de carbono compuestos orgánicos relativamente complejos y se denominan *microorganismos heterótrofos.* Los términos biomasa autótrofa y biomasa heterótrofa se utilizarán en esta sección haciendo referencia a las formaciones de MLVSS asociadas respectivamente con la degradación aerobia de los compuestos nitrogenados y carbonados de las aguas residuales.

3. Tal como se ha estudiado en la sección 7 de este capítulo, la presencia de $N\text{-}NH_4^+$ en un agua residual conduce a la formación de cloraminas y tricloruro de nitrógeno por reacción con el cloro utilizado como desinfectante. Como estos compuestos tienen un poder desinfectante considerablemente inferior al del propio cloro, esta situación resulta indeseable. Más aún, las cloraminas y el tricloruro de nitrógeno pueden ser responsables de olores y sabores desagradables en las aguas potables.

4. El $N\text{-}NH_4^+$ es tóxico para la vida acuática. Conforme las reglamentaciones ambientales se hacen más estrictas, se hace más necesaria la eliminación de los compuestos nitrogenados de las aguas residuales con objeto de cumplir los estándares de calidad del efluente.

9.2. Proceso de nirificación-desnitrificación

El proceso principal encaminado específicamente a la eliminación del nitrógeno es el de nitrificación-desnitrificación, el cual es una modificación del proceso convencional de lodos activos y tiene lugar en dos fases: nitrificación y desnitrificación.

1. Fase de nitrificación. Esta fase consiste en la aireación, utilizando un tiempo de residencia en el reactor biológico considerablemente superior al que suele emplearse en el caso del proceso convencional de lodos activos. Los compuestos orgánicos de carbono se oxidan (eliminación de la DBO) así como los compuestos nitrogenados que se convierten en nitritos y finalmente en nitratos en presencia de bacterias nitrificantes.

La fase de nitrificación puede diseñarse para que transcurra en una etapa única (proceso combinado de oxidación del carbono y de nitrificación) o en dos etapas (proceso en etapas separadas de oxidación del carbono y de nitrificación).

La figura 8.27 es un diagrama de flujo típico del proceso combinado (etapa 1). La etapa 2 es la desnitrificación que se describirá a continuación. Si el agua residual contiene compuestos que son tóxicos para las bacterias nitrificantes, como metales pesados, cianuros, compuestos halogenados, fenoles, mercaptanos, guanidinas y tiourea, el proceso combinado oxidación del carbono/nitrificación puede resultar inviable, ya que estas sustancias tóxicas impiden el desarrollo de bacterias nitrificantes. Sin embargo, en ausencia de esas condiciones de inhibición de la formación de bacterias, con el proceso combinado oxidación del carbono/nitrificación puede alcanzarse un efluente con niveles de $N\text{-}NH_4^+$ menores de 10 mg/l.

La figura 8.28 es un diagrama de flujo típico del proceso en etapas separadas oxidación de carbono/nitrificación (etapas 1 y 2). La etapa 3 es la desnitrificación.

Si hay presentes en el agua residual inhibidores de la nitrificación, se eliminan en gran cantidad en la etapa 1 que es un proceso de lodos activos de carga elevada (capítulo 4, sección 4.4), en el que se elimina del 75 al 85% de los compuestos de carbono. El tiempo de residencia en el reactor biológico en la etapa 1 es corto (≈ 2 h). La etapa 2 es una nitrificación selectiva en presencia de un cultivo enriquecido en bacterias nitrificantes. El tiempo de residencia en el reactor biológico en la etapa 2 es de 3 h aproximadamente. En general, si se

desea obtener un efluente con niveles de $N\text{-}NH_4^+$ inferiores a 5 mg/l, se recomienda el proceso de etapas separadas incluso aunque la inhibición en la formación de bacterias nitrificantes no constituya un grave problema. Debido a que la eliminación de los compuestos de carbono y nitrógeno se llevan a cabo en etapas independientes, es posible optimizar cada una individualmente. Las condiciones óptimas para la eliminación de los compuestos de carbono y para la nitrificación son diferentes, y en consecuencia el proceso combinado representa necesariamente una situación de compromiso.

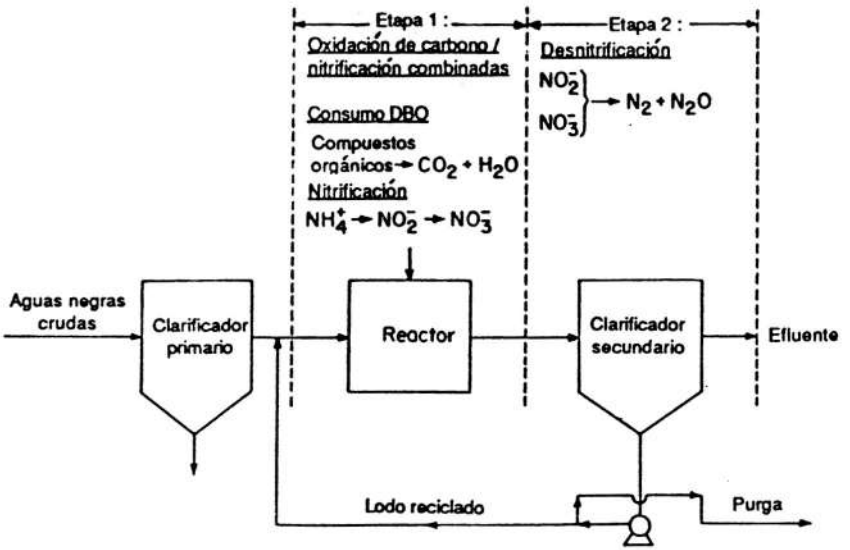


Fig. 8.27. Diagrama de flujo del proceso combinado oxidación de carbono/nitrificación.

Debido a la posibilidad de optimización independiente de la eliminación de materia carbonosa y de nitrogeno, el volumen total de los dos reactores biológicos exigido en el proceso por etapas independientes debe ser menor que el del reactor único en el proceso combinado, si se desea para ambos casos una calidad similar en el efluente.

Por otra parte, además del hecho de que se necesitan dos reactores en lugar de uno se aumenta considerablemente el gasto de inmovilizado con los dos juegos de clarificadores exigidos en el proceso de etapas independientes. Si resulta necesario un proceso de etapas independientes, el primer clarificador se proyecta con un tiempo de residencia relativamente corto, sin prestar demasiada atención a la presencia de sólidos en suspensión en el rebosadero del clarificador, ya que presumiblemente estos sólidos podrán ser separados

en el segundo clarificador. Por ello, este segundo clarificador se proyecta para cumplir especificaciones más estrictas con objeto de conseguir un efluente claro.

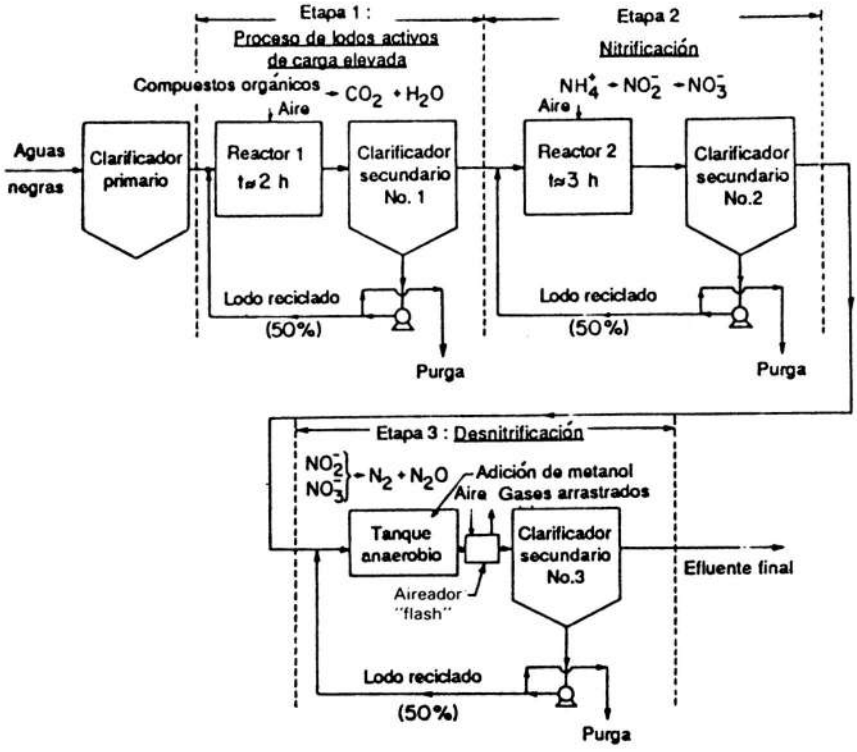


Fig. 8.28. Proceso de nitrificación-desnitrificación en tres etapas.

2. Fase de desnitrificación. La desnitrificación es un proceso anaerobio en el que los nitritos y nitratos resultantes de la fase de nitrificación, se convierten en presencia de bacterias desnitrificantes (microorganismos facultativos heterótrofos) en nitrógeno gas y óxido de nitrógeno que se ventean:

$$\begin{matrix} NO_2^- \\ NO_3^- \end{matrix} \xrightarrow{\text{Desnitrificantes}} N_2 + N_2O \qquad (8.82)$$

Aunque la presencia de nitritos y nitratos en un efluente es menos cuestionable que la del nitrógeno amoniacal, se hace necesario eliminarlos si se aplican reglamentaciones estrictas para permitir la evacuación del efluente. La peligrosidad de los nitratos en los efluentes ha sido descrita en el capítulo 1, sección 8, en relación con la aparición de metehemoglobinemia infantil. En agua potable la concentración de $N\text{-}NO_3^-$ debe mantenerse por debajo de 10 mg/l. Además, el $N\text{-}NO_3^-$ es un nutriente, que por encima de un nivel de concentración específico puede provocar el crecimiento masivo de algas.

Para el diagrama de proceso de la figura 8.27, la desnitrificación se efectúa en el clarificador secundario, en el que la edad de los lodos es como mínimo de 2-3 días, requiriéndose valores superiores a temperaturas menores de funcionamiento. Para el proceso de la figura 8.28, la desnitrificación se produce en un tanque anaerobio seguido por un clarificador secundario. La aireación «flash» tiene por objeto desgasificar los flóculos anaerobios, de forma tal que el nitrógeno y los óxidos de nitrógeno se liberen durante la desnitrificación y puedan escapar produciendo unas condiciones mejoradas de sedimentación en el clarificador secundario. En ausencia de la aireación «flash», las burbujas de gas que ascienden en el clarificador secundario tenderían a hacer flotar los sólidos en suspensión produciendo la presencia indeseable de dichos sólidos en el rebosadero del clarificador.

La desnitrificación se ha aplicado para niveles de nitratos tan elevados como 10000 mg/l. Debido a que se ha producido una disminución considerable de la DBO en la fase de nitrificación, podría ocurrir que hubiera poco carbono orgánico en la fase de desnitrificación (etapa 2 en la figura 8.27 o etapa 3 en la figura 8.28). Ya que las bacterias desnitrificantes son microorganismos heterótrofos, requieren una fuente de carbono orgánico para la síntesis de nuevas células, por lo que puede resultar necesario añadir carbono orgánico intencionadamente. El metanol ha sido la fuente externa de carbono más utilizada en la desnitrificación debido a su bajo coste, y a su contenido elevado en carbono. En la etapa 3 de la figura 8.28 se indica la adición de metanol para la desnitrificación.

La desnitrificación puede llevarse a cabo incluso sin adición de una fuente externa de carbono orgánico para mantener las exigencias de las bacterias desnitrificantes. La respiración endógena puede proporcionar estos requisitos aunque la adición de esa fuente externa de carbono es conveniente. Pueden utilizarse asimismo algunas aguas residuales industriales como fuente externa de carbono en la etapa de desnitrificación. Conviene advertir que el reactor «flash» situado a continuación de las etapas de desnitrificación sirve también para separar aerobicamente el exceso de metanol o de otros productos orgánicos utilizados como fuente externa. Sirve también para aumentar el nivel de oxígeno disuelto con objeto de que no se produzcan desnitrificaciones adicionales en el clarificador final.

9.3. Balance de nitrógeno en la nitrificación

En el cuadro 8.6 se presenta el balance de nitrógeno en la nitrificación, que conviene estudiar cuidadosamente.

El nitrógeno en la alimentación inicial se mide como nitrógeno total Kjeldahl, que incluye el nitrógeno orgánico y el $N\text{-}NH_4^+$, pero no el $N\text{-}NO_2^-$ o el $N\text{-}NO_3^-$.

Como se indica en el cuadro 8.6, si $(NTK)_F$ es la concentración de nitrógeno total Kjeldahl, mg/l como N, en la alimentación inicial, la cantidad diaria de NTK en kilogramos será:

$$\text{kg NTK/d en alimentación inicial} = 86{,}4Q_F(\text{NTK})_F \tag{8.83}$$

en la que Q_F es el caudal de alimentación inicial en m^3/s.

Este nitrógeno total Kjeldahl se utiliza de tres formas durante la nitrificación:

1. Parte del nitrógeno total Kjeldahl se convierte a biomasa heterótrofa. Como la biomasa heterótrofa contiene aproximadamente el 12% de nitrógeno (capítulo 5, sección 7.8), los kg/d de nitrógeno convertidos en biomasa heterótrofa son:

$$\left[\begin{array}{c}\text{kg/d de nitró-}\\ \text{geno convertí-}\\ \text{do en biomasa}\\ \text{heterótrofa}\end{array}\right] = 0{,}12\Delta X_V \tag{8.84}$$

en la que ΔX_V es la producción de biomasa heterótrofa kg/d, dada en la ecuación (5.118).

2. Otra parte del nitrógeno total Kjeldahl se convierte a biomasa autótrofa (bacterias nitrificantes). Puede suponerse también que aproximadamente el 12% de la biomasa autótrofa es nitrógeno. Si ΔX_N es la producción de biomasa autótrofa en kg/d se tiene:

$$\left[\begin{array}{c}\text{kg/d de nitró-}\\ \text{geno convertí-}\\ \text{do en bioma-}\\ \text{sa autótrofa}\end{array}\right] = 0{,}12\Delta X_N \tag{8.85}$$

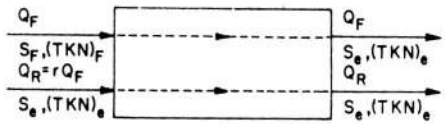
Si Y_N es el coeficiente de producción de biomasa autótrofa, la cantidad de esta biomasa autótrofa (kg/d) vendrá dada por el producto de Y_N por los kg/d de NTK convertidos en biomasa autótrofa. Esta, a su vez, viene dada por la diferencia entre la cantidad de NTK eliminado y la de NTK convertida a biomasa heterótrofa. Si $(NTK)_e$ indica la concentración de NTK en mg/l, como nitrógeno en el efluente del reactor, se tiene:

$$\Delta X_N = Y_N\{86{,}4Q_F[(\text{NTK})_F - (\text{NTK})_e] - 0{,}12\Delta X_V\} \tag{8.86}$$

3. Se supone que la diferencia entre el nitrógeno total Kjeldahl en el afluente y el nitrógeno convertido en biomasa (heterótrofa + autótrofa) se convierte completamente en $N\text{-}NH_4^+$ antes del comienzo de la nitrificación. Por lo tanto:

Cuadro 8.6

Balance de nitrógeno en la nitrificación



Alimentación: $86{,}4\ Q_F(\text{NTK})_F$ kg/d como NTK (8.83)

1. *N* convertido en biomasa heterótrofa (kg/d) (8.84) → $0{,}12\ \Delta X_V$, siendo $\Delta X_V = 86{,}4\ Y(S_F - S_e)Q_F - 10^{-3}\ k_d X_{V,a} V$ (5.118)

2. *N* convertido en biomasa autótrofa (kg/d) (8.85) → $0{,}12\ \Delta X_N$, siendo $\Delta X_N = Y_N\{\overbrace{86{,}4\ Q_F[(\text{NTK})_F - (\text{NTK})_e]}^{\textit{NTK consumido}} - \overbrace{0{,}12\ \Delta X_V}^{\textit{NTK convertido en biomasa heterótrofa}}\}$ (8.86)

3. Se supone que la diferencia entre el *N* total Kjeldahl en el afluente y el nitrógeno convertido en biomasa (heterótrofa o autótrofa) se transforma completamente en $N{-}NH_4^+$. Por ello:

$$\left[\begin{array}{c}\text{}NH_4^+ \text{ disponible} \\ \text{para nitrificación}\end{array}\right] = 86{,}4\ Q_F(\text{NTK})_F - 0{,}12(\Delta X_V + \Delta X_N) = 86{,}4\ Q_F N_F,\ \text{kg/d} \quad (8.87)$$

3(a): NH_4^+-N sin convertir en el efluente (kg/d como *N*) → $86{,}4\ Q_F\ (\text{NTK})_e = 86{,}4\ Q_F N_e$ (8.89)

Ya que se supone que el NTK en el efluente es sólo $N{-}NH_4^+$: $(\text{NTK})_e = N_e$ (8.88)

3(b): $N{-}NH_4^+$ transformado en NO_3 N (kg/d como N) → $[86{,}4\ Q_1\ (\text{NTK})_1 - 0{,}12(\Delta X_V + \Delta X_N)] - 86{,}4\ Q_1\ (\text{NTK})_e =$

$$= \underbrace{86{,}4\ Q_F[(\text{NTK})_F - (\text{NTK})_e] - 0{,}12(\Delta X_V + \Delta X_N)} \quad (8.90)$$

kg O_2/d usado para la nitrificación:

$$\text{DNO} = 4{,}57\ [86{,}4\ Q_1[(\text{NTK})_1 - (\text{NTK})_e] - 0{,}12(\Delta X_V + \Delta X_N)] \quad (8.91)$$

$$\begin{bmatrix}\text{N-NH}_4^+ \text{ disponible} \\ \text{para nitrificación}\end{bmatrix} = 84{,}4Q_F(\text{NTK})_F - 0{,}12(\Delta X_V + \Delta X_N) = 86{,}4Q_I N_I \tag{8.87}$$

en la que N_I es la concentración en mg/l de N-NH_4^+ potencial en la alimentación, disponible para nitrificación.

Este N-NH_4^+ potencial disponible para nitrificación está formado por dos fracciones:

3(a). Parte de él abandona el efluente sin convertirse en nitrato (esto es, lo abandona como N-NH_4^+). Como se supone que el NTK en el efluente está formado completamente por N-NH_4^+, entonces:

$$(\text{TKN})_e = N_e \tag{8.88}$$

en la que N_e es la concentración en mg/l N-NH_4^+ en el efluente. Recuérdese que NTK *no* incluye nitritos y nitratos. Por lo tanto, el N-NH_4^+ sin convertir que se pierde en el efluente es:

$$\begin{bmatrix}\text{kg/d de N-NH}_4^+ \\ \text{en el efluente}\end{bmatrix} = 86{,}4Q_F(\text{NTK})_e = 86{,}4Q_F N_e \tag{8.89}$$

3(b). La otra fracción de N-NH_4^+ se convierte en N-NO_3^-. Esta fracción viene dada por la diferencia entre el N-NH_4^+ disponible para nitrificación, ecuación (8.87), y el N-NH_4^+ sin convertir que se pierde en el efluente, ecuación (8.89). En consecuencia:

$$\begin{bmatrix}\text{N-NH}_4^+ \text{ convertido} \\ \text{en N-NO}_3^-, \\ \text{kg/d}\end{bmatrix}$$

$$= [86{,}4Q_F(\text{NTK})_F - 0{,}12(\Delta X_V - \Delta X_N)] - 86{,}4(\text{NTK})_e$$

$$= 86{,}4Q_F[(\text{NTK})_F - (\text{NTK})_e] - 0{,}12(\Delta X_V - \Delta X_N) \tag{8.90}$$

siendo $(\text{NTK})_e = N_e$.

Los kg O_2/d utilizados en la nitrificación pueden calcularse fácilmente al estudiar la ecuación global de nitrificación, ecuación (8.81):

$$\underset{14}{NH_4^+} + \underset{2 \times 32 = 64}{2O_2} \xrightarrow{\text{Nitrificantes}} NO_3^- + 2H^+ + H_2O$$

Esta ecuación indica una relación O_2/N-NH_4^+ = 64/14 = 4,57. En consecuencia, la cantidad diaria de O_2, en kilogramos, utilizada en la nitrificación, que se representa por DON

(demanda de oxígeno para la nitrificación), se obtiene al tener en cuenta el factor de 4,57 en la ecuación (8.90) de la cantidad de $N\text{-}NH_4^+$ convertida en $N\text{-}NO_3^-$:

$$\begin{aligned} DON &= 4{,}57(N\text{-}NH_4^+/d \text{ convertido a } N\text{-}NO_3^-) = \\ &= 4{,}57\{86{,}4Q_F|(NTK)_F - (NTK)_e| - 0{,}12(\Delta X_V - \Delta X_N)\} \end{aligned} \quad (8.91)$$

9.4. Principios de diseño en la nitrificación

Análogamente a la solución utilizada en el modelo matemático del proceso de lodos activos del capítulo 5, la disminución del nitrógeno amoniacal, la utilización del oxígeno, y la producción de biomasa en la nitrificación se discutirán en las secciones 9.4.1, 9.4.2 y 9.4.3. En la sección 9.4.4 se presenta un ejemplo numérico del diseño de un sistema de nitrificación. En la sección 9.4.5 se resume un procedimiento de diseño de unidades de nitrificación basado en el concepto de la edad de los lodos (capítulo 5, sección 9, cuadro 5.13, solución 2). En la sección 9.4.6 se presenta una breve discusión de la nitrificación en sistemas de crecimiento asistido.

9.4.1. Modelo para la eliminación del nitrógeno amoniacal

Adams y Eckenfelder [1] han correlacionado los resultados de sus investigaciones a escala semi-piloto representando N_e/N_o en función de $X_{v,a}t_h$, siendo:

N_o: Concentración de $N\text{-}NH_4^+$ en el afluente, mg/l* de N
N_e: Concentración de $N\text{-}NH_4^+$ en el efluente, mg/l de N
$X_{V,a}$: MLVSS en el reactor biológico, mg/l
t_h: Tiempo de residencia hidráulico en el reactor, $t_h = V/Q_o$

La concentración de MLVSS, $\Delta X_{V,a}$, incluye tanto la de los organismos heterótrofos, ΔX_V, como la de los autótrofos, ΔX_N. En la figura 8.29 se presenta una correlación típica obtenida con reactores a escala semi-piloto, análogos a los de la figura 5.14.

En general, cuando se tratan en un reactor biológico aerobio aguas residuales conteniendo compuestos tanto carbonosos como nitrogenados, existe un valor límite de $X_{V,a}t_h$, o edad de los lodos, por debajo del cual la velocidad lenta de crecimiento de las bacterias nitrificantes conduce a su eliminación del sistema. Tal como se discutirá más adelante en la sección 9.4.3, el coeficiente de producción de las bacterias nitrificantes, que son responsables de la eliminación del nitrógeno amoniacal, es considerablemente menor que la de los microorganismos heterótrofos, responsables de la disminución de la DBO. En el caso de la figura 8.29, por debajo de un valor límite X_L, en (mg/l) × d, para el producto $X_{V,a}t_h$, se observa que la eliminación del nitrógeno amoniacal se corta bruscamente, haciendose la re-

* Los métodos analíticos para la determinación del $N\text{-}NH_4^+$ se describen en la referencia [12].

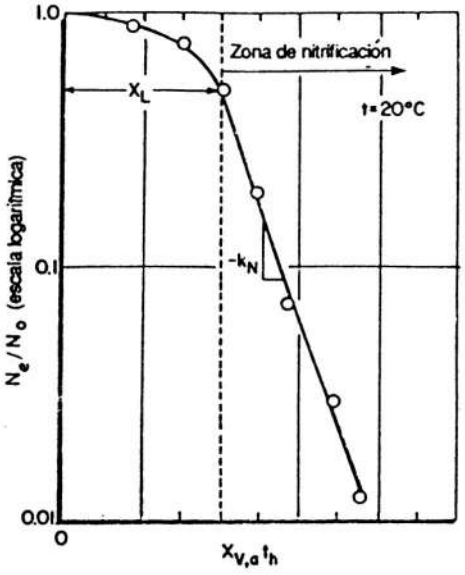


Fig. 8.29. Correlación típica de N_e/N_o en función de $X_{V,a}t_h$.

lación N_e/N_o casi igual a la unidad. La forma de la gráfica en la figura 8.29 sugiere el modelo matemático siguiente para representar la cinética de la eliminación del nitrógeno amoniacal:*

$$N_e/N_o = e^{-k_N(X_{V,a}t_h - X_L)} \tag{8.92}$$

Los parámetros X_L y k_N pueden determinarse como se indica en la figura 8.29. La constante de nitrificación, k_N, se obtiene de la pendiente de la porción recta de la gráfica, y X_L se estima como se indica.

Para un reactor a escala real con reciclado, a partir de consideraciones idénticas a las llevadas a cabo en el capítulo 5, sección 7.2, el modelo de eliminación de nitrógeno amoniacal puede escribirse como sigue:

$$N_e/N_F = e^{-k_N(X_{V,a}t - X_L)} \tag{8.93}$$

* Si se lleva a cabo una traslación del eje de ordenadas de forma tal que el origen del sistema de coordenadas se sitúe en el valor de abscisas, X_L, la ecuación de la recta en la figura 8.29 sería:

$$N_e/N_o = e^{-k_N X_{V,a}t_h'} \quad \text{o} \quad \ln(N_e/N_o) = -k_N X_{V,a}t_h'$$

siendo $X_{V,a}t_h' = X_{V,a}t_h - X_L$. En este caso $X_{V,a}t_h'$ correspondería a los valores de abscisas en este nuevo sistema de coordenadas $\ln(N_e/N_o)$ en función de $X_{V,a}t_h'$. Escrita con referencia al sistema inicial de coordenadas, en la cual el origen está en $X_{V,a}t_h = 0$, haciendo $X_{V,a}t_h' = X_{V,a}t_h - X_L$, esta ecuación se reduce a la ecuación (8.92).

donde N_F es la concentración de $N\text{-}NH_4^+$ disponible en la alimentación inicial, y t es el tiempo de residencia definido como $t = V/Q_F$. Recuérdese que de la ecuación (8.88), $N_e = (NTK)_e$ y que N_F puede obtenerse de la ecuación (8.87):

$$N_F = \frac{86{,}4Q_F(NTK)_F - 0{,}12(\Delta X_V + \Delta X_N)}{86.4Q_F} \tag{8.94}$$

Evidentemente, si se despreciara la eliminación de nitrógeno por síntesis de la biomasa, esto es, se hiciera $0{,}12(\Delta X_V + \Delta X_N) \approx 0$, entonces $N_F = (NTK)_F$. Si se desea obtener una nitrificación apreciable, debe operarse el reactor a un valor de equilibrio de $X_{V,a}t_h$ (o $X_{V,a}t$) más allá del valor límite X_L. Seleccionando el rendimiento en la eliminación de nitrógeno amoniacal deseado (esto es, el valor de N_e/N_F), puede obtenerse el valor de equilibrio $X_{V,a}t_h$ a partir de una gráfica semejante a la de la figura 8.29. Una vez seleccionado un valor de funcionamiento de equilibrio para $X_{V,a}$ (por ejemplo, un valor en el intervalo de 3000-4000 mg/l), se evalúa el tiempo de residencia t_h (o t), y a continuación se puede llevar a cabo el dimensionamiento del reactor. Este sería el procedimiento de diseño para el caso del reactor de la figura 8.27, para un proceso combiando de oxidación de carbono/nitrificación.

Si, por el contrario, se diseña una planta de etapas separadas de oxidación de carbono/nitrificación (como en la figura 8.28), el reactor n.º 1 (etapa 1) se diseñaría para estar dentro de la región de la figura 8.29, en cuyo caso el producto $X_{V,a}t_h$ es menor que el valor límite X_L. Bajo estas condiciones, el desarrollo de bacterias nitrificantes se agota, y sólo se hallaría presente, en las condiciones de equilibrio, una biomasa heterótrofa, responsable de la eliminación de la DBO (fig. 8.28). Por el contrario, el reactor n.º 2 (etapa 2) se proyecta para operar en la región lineal de equilibrio de la figura 8.29, para un valor alto del rendimiento de la nitrificación (esto es, a valor bajo de N_e/N_o). Ya que se ha separado una fracción apreciable de la DBO en el reactor n.º 1 se puede desarrollar en el reactor n.º 2 un cultivo nitrificante enriquecido. Se encontraría para este reactor n.º 2 un valor más alto de la constante de velocidad k_N, al compararla con el valor de k_N del reactor único en el proceso combinado obtenido de la figura 8.29. En este caso, el volumen total requerido de los dos reactores en el proceso de dos etapas sería menor que el volumen del reactor único en el proceso combinado.

El rendimiento en la eliminación de nitrógeno amoniacal se ve fuertemente afectado por la temperatura de funcionamiento. Adams y Eckenfelder [1] recomiendan una ecuación de tipo Arrhenius para corregir el coeficiente k_N por temperatura:

$$k_{N,T_w} = k_{N,20}\theta^{T_w - 20} \tag{8.95}$$

con un valor de $\theta = 1.07$. En la ecuación (8.95), k_{N,T_w} y $k_{N,20}$ son las constantes de velocidad de nitrificación a T_w°C y 20°C respectivamente. La temperatura óptima para la nitrificación se halla comprendida en el intervalo de 28-32° C, desapareciendo la nitrificación por debajo de 5° C. Si esperan encontrarse temperaturas bajas en la balsa de aireación menores de 12-15° C, la nitrificación posiblemente no sea factible [1]. Aunque es posible preca-

lentar el agua residual afluente, esto resulta económicamente impracticable, en particular cuando se trata de caudales elevados.

El efecto del pH en la cinética de la nitrificación es importante. El rendimiento máximo de nitrificación se presenta en el intervalo de pH de 7,8 a 8,3. Los estudios en planta piloto han indicado que los sistemas de nitrificación ineficaces pueden mejorarse ajustando el pH del afluente de forma tal que el contenido del reactor se mantenga en el intervalo óptimo [1]. Para el ajuste de pH se recomienda el empleo de hidróxido sódico ya que la cal puede precipitar el carbonato cálcico y con ello limitar la disponibilidad de carbón inorgánico, que se necesita para el crecimiento y mantenimiento del cultivo de microorganismos nitrificantes autótrofos. Este es normalmente el caso de las aguas residuales con contenidos elevados de nitrógeno amoniacal. La cal puede ser empleada cuando el contenido de nitrógeno amoniacal de las aguas residuales sea bajo.

Debe anotarse en relación con el aspecto del pH prevaleciente en el reactor, que, de acuerdo con la ecuación (8.81), se liberan dos equivalentes de H^+ por mol de $N\text{-}NH_4^+$ nitrificado. Esto produce un descenso en el pH que puede estimarse en el procedimiento descrito en el capítulo 3, sección 5.10, suponiendo un agua residual tamponada al carbonato de alcalinidad conocida. El procedimiento de cálculo es muy similar al presentado en el ejemplo 3.16, excepto que el ion hidrógeno, H^+, aparece como resultado de la reacción de nitrificación dada en la ecuación (8.81), en lugar de hacerlo por la descarga de una corriente de agua ácida. Se aconseja al lector resolver el problema XIV que desarrolla este procedimiento.

Un comentario final sobre la cinética de la nitrificación se refiere a la cuestión de cuál es la etapa que controla la velocidad en dicho proceso. La nitrificación se lleva a cabo en dos etapas [ecuaciones (8.78) y (8.79)]. Bajo condiciones de equilibrio se ha observado experimentalmente que la concentración de nitrito es muy pequeña. Esto sugiere que la etapa controladora de la velocidad es la de oxidación del amonio a nitrito en presencia de bacterias Nitrosomas. Una vez que se ha formado el nitroto se oxida muy rápidamente a nitrato.

9.4.2. Consumo de oxígeno en la nitrificación

Ya se mencionó en el capítulo 5, sección 4.2, que la ecuación (5.67) para el consumo de oxígeno no incluía el empleado en la nitrificación, ya que se había desarrollado exclusivamente sobre la base de la demanda de oxígeno para la materia carbonosa. Debe incluirse en el segundo miembro de la ecuación (5.67) un término adicional, DON (demanda de oxígeno para la nitrificación), si es que la nitrificación ocurre en forma apreciable. La DON puede calcularse a partir de la ecuación (8.91), que también puede escribirse en función de las concentraciones de nitrógeno amoniacal en la alimentación y en el efluente como sigue:

$$\text{DON} = 4{,}57(N_F - N_e)Q_F(86{,}4) = 394{,}8(N_F - N_e)Q_F \qquad (8.96)$$

La ecuación (8.91), que es otra forma de la ecuación (8.96), puede obtenerse mediante sustitución de N_F y N_e en la ecuación (8.96) por los valores dados en las ecuaciones (8.94) y (8.88) respectivamente.

El valor de la DON calculado con la ecuación (8.96) debe añadirse al segundo miembro de la ecuación (5.121) para obtener las necesidades totales de oxigeno, esto es:

$$\text{kg } O_2 \text{ totales/d} = 846{,}4a(S_F - S_e)Q_F + bX_{V,a}V\,10^{-3} + 394{,}8\,(N_F - N_e)Q_F \qquad (8.97)$$

Se supone al escribir la ecuación (8.97) que el oxígeno necesario para la nitrificación se suministra completamente como oxígeno molecular atmosférico, mediante los aireadores. Realmente, parte del oxígeno combinado como CO_2, CO_3^{2-} y HCO_3^- se utiliza también para oxidar el $N\text{-}NH_4^+$. Como las bacterias nitrificantes son autótrofas, obtienen el carbono necesario del CO_2, CO_3^{2-} y HCO_3^- y el oxígeno contenido en estos compuestos inorgánicos puede utilizarse también para el metabolismo. De esta forma, dependiendo de la alcalinidad de las aguas residuales, el oxígeno real que debe suministrarse en los aireadores puede ser menor que el de la relación teórica, 4,57. Adams y Eckenfelder [1] sugieren que si se dispone de alcalinidad en exceso, puede suponerse razonablemente que las necesidades externas de oxígeno podrían ser aproximadamente de 4,3 kg O_2 por kg de $N\text{-}NH_4^+$ eliminado mediante oxidación a nitrato.

La relación de cantidad de O_2 por cantidad total de nitrógeno eliminado tanto por oxidación a nitrato como por síntesis de biomasa es desde luego incluso menor. Descontando el nitrógeno requerido para la síntesis de la biomasa heterótrofa y autótrofa que puede estimarse como 0,7 equivalentes de oxígeno, la relación teórica de 4,57 podría reducirse a un valor de $4{,}3 - 0{,}7 = 3{,}6$, dependiendo de la alcalinidad del agua residual. En la literatura se menciona una relación de 3,9 aproximadamente.

En este punto son convenientes algunas consideraciones relativas al nivel de oxígeno disuelto que debe mantenerse en la balsa de aireación si debe alcanzarse la nitrificación [1]. Se ha establecido que se inhibe la producción de bacterias nitrificantes por debajo de niveles de oxígeno disuelto de 3 mg/l. Sin embargo, probablemente, no son los agentes nitrificantes los que realmente no se forman sino más bien lo que ocurre es que se reduce la capacidad para formar flóculos grandes de biomasa, debido a una penetración menor del oxígeno a niveles bajos de OD. Adams y Eckenfelder [1] señalan que con sistemas bien agitados de laboratorio se alcanzan, a niveles bajos de OD (menos de 1,0 mg/l), resultados comparables a los de sistemas con niveles de OD superiores a 3,0 mg/l, lo que indica la respuesta del tamaño del flóculo al oxígeno disuelto. El rendimiento de la nitrificación disminuye con el nivel de OD, a no ser que se disponga de agitación suficiente para romper los flóculos grandes y obtener mayor área superficial. A su vez, esta rotura de flóculos puede suponer un efecto perjudicial para la decantación del lodo en el clarificador final. En este caso, es posible aún alcanzar la calidad deseada de efluente añadiendo la filtración del efluente nitrificado a través de un lecho mixto. Adams y Eckenfelder [1] sugieren que los sistemas de nitrificación se proyecten a niveles de OD de 2,5 a 3,0 mg/l en condiciones invernales. Para el verano, el menor nivel de OD provocado por la mayor eliminación de DBO y la menor solubilidad del oxígeno, será compensado por la mayor actividad nitrificadora debido a la temperatura más elevada del licor.

Otra forma de aumentar el rendimiento en la nitrificación durante las condiciones invernales es aumentar la concentración de biomasa elevando el grado de reciclado. Una elevación del 40% de MLVSS desde 2500 mg/l a 3500 mg/l aumentan la velocidad de nitrificación en aproximadamente 25-30% [1].

9.4.3. Producción de biomasa en la nitrificación

Como en el caso de la utilización de oxígeno, debe añadirse al segundo miembro de la ecuación (5.72) [o ecuación (5.118)] un término correspondiente a la nitrificación que tenga en cuenta la producción de biomasa autótrofa. En este caso puede despreciarse el término correspondiente a la respiración endógena y la producción autótrofa se evalúa entonces con la ecuación:

$$\Delta X_N = Y_N(N_F - N_e)Q_F(86{,}4) \tag{8.98}$$

en la que Y_N es el coeficiente de producción de nitrificantes.

Alternativamente, ΔX_N puede obtenerse de la ecuación (8.86). Como se indicaba en la sección 9.4.1, la etapa que controla la velocidad en la nitrificación es la oxidación del $N\text{-}NH_4^+$ a $N\text{-}NO_2^-$ en presencia de bacterias Nitrosomonas. En consecuencia, Y_N puede tomarse esencialmente equivalente al coeficiente de producción de las Nitrosomonas. Los valores de Y_N son considerablemente menores que los del coeficiente Y de producción heterótrofa (véase capítulo 5, cuadro 5,8, donde se presentan valores típicos de Y). Los valores de Y_N se encuentran comprendidos en el intervalo de 0,04 a 0,167 según puede verse en la bibliografía.

La fracción F_N de nitrificantes en los MLVSS puede estimarse a partir de:

$$F_N = \Delta X_N/(\Delta X_V + \Delta X_N) \tag{8.99}$$

Sustituyendo ΔX_N y ΔX_V por los valores dados en las ecuaciones (8.98) y (5.118), se obtiene:

$$F_N = \frac{Y_N(N_F - N_e)Q_F}{[Y(S_F - S_e)Q_F - k_d X_{V,a} V] + Y_N(N_F - N_e)Q_F} \tag{8.100}$$

Puede escribirse una expresión equivalente de F_N utilizando la ecuación (8.86) para ΔX_N.

Las estimaciones de F_N llevadas a cabo de esta forma, indican que la fracción de biomasa compuesta de nitrificantes es considerablemente mayor en el reactor n.° 2 del proceso de oxidación de carbono/nitrificación en dos etapas (fig. 8.28, etapa 2) que en el reactor único del proceso combinado oxidación del carbono/nitrificación (fig. 8.27, etapa 1). En el proceso combinado oxidación de carbono/nitrificación, las bacterias nitrificantes representan sólo una fracción muy pequeña de la biomasa total (aproximadamente el 5%).

9.4.4. Ejemplo numérico: Diseño de un proceso combinado oxidación de carbono/nitrificación

Ejemplo 8.6. Diséñese un proceso combinado oxidación de carbono/nitrificación con los siguientes datos:

$$Q_F = 0{,}4 \text{ m}^3/\text{S}$$

$$S_F = 200 \text{ mg/l DBO}_5$$

$$S_e \simeq 20 \text{ mg/l DBO}_5$$

$$(\text{NTK})_F = 60 \text{ mg/l como N}$$

$$(\text{NTK})_e \simeq 20 \text{ mg/l como N}$$

Constantes biocinéticas (a 20°C):

$$k = 0{,}02 \text{ d}^{-1} \times \text{l/mg}$$

$$Y = 0{,}5$$

$$k_d = 0{,}04 \text{ d}^{-1}$$

$$a = 0{,}72$$

$$b = 0{,}1 \text{ d}^{-1}$$

$$k_N = 8{,}6 \times 10^{-4} \text{ d}^{-1} \times \text{l/mg}$$

$$Y_N = 0{,}05$$

$$X_L = 500 \text{ mg/l} \times \text{d}$$

La temperatura de diseño del reactor es 20°C. Tómese:

$$X_{V,a} = 3000 \quad \text{mg/l}$$

Estímese la potencia requerida basándose en un valor conservador del $(\text{RT})_{\text{real}} = 0{,}68$ kg O_2 transferido/(HP × h).

Solución. *Paso 1.* Se calcula el tiempo de residencia para la eliminación de la DBO, ecuación (5.135):

$$t = \frac{S_F - S_e}{kX_{V,a}S_e} = \frac{200 - 20}{(0{,}02)(3000)(20)} = 0{,}15 \text{ d} \qquad (3{,}6 \text{ h})$$

Paso 2. Dimensionamiento preliminar del reactor basándose en la eliminación de la DBO:

$$V = Q_F t = 0{,}4 \text{ m}^3/\text{s} \times 3{,}6 \text{ h} \times 3600 \text{ s/h} = 5184 \text{ m}^3$$

Paso 3. Estimación preliminar de ΔX_v, ecuación (5.118):

$$\begin{aligned}\Delta X_v &= 86{,}4Y(S_F - S_e)Q_F - 10^{-3}k_d X_{v,a}V \\ &= 86{,}4(0{,}5) \times (200 - 20)(0{,}4) - (10^{-3})(0{,}04)(3000)(5184) \\ &= 2488 \text{ kg/d}\end{aligned}$$

Paso 4. Estimación preliminar de X_N, ecuación (8.86):

$$\begin{aligned}\Delta X_N &= Y_N\{86{,}4Q_F[(\text{NTK})_F - (\text{NTK})_e] - 0{,}12\Delta X_v\} \\ &= 0{,}05[(86{,}4)(0{,}4)(60 - 20) - (0{,}12)(2488)] \\ &= 54{,}2 \text{ kg/d}\end{aligned}$$

Paso 5. Estimación preliminar de N_F, ecuación (8.94):

$$\begin{aligned}N_F &= \frac{86{,}4\,Q_F(\text{NTK})_F - 0{,}12(\Delta X_v + \Delta X_N)}{86{,}4Q_F} \\ &= \frac{(86{,}4)(0{,}4)(60) - (0{,}12)(2488 + 54{,}2)}{(86{,}4)(0{,}4)} \\ &= 51{,}2 \text{ mg/l de N(N-NH}_4^+\text{)}\end{aligned}$$

Paso 6. Estimación preliminar del tiempo de residencia basándose en la nitrificación, ecuación (8.93). Despejando t en la ecuación (8.93):

$$\begin{aligned}t &= \frac{[\ln(N_F - N_e)/k_N] + X_L}{X_{v,a}} = \frac{[\ln 51{,}2/20)(8{,}6 \times 10^{-4})] + 500}{3000} \\ &= 0{,}531 \text{ d} \qquad (12{,}7 \text{ h})\end{aligned}$$

Paso 7. Primera revisión del volumen del reactor:

$$V = Q_F t = 0{,}4 \text{ m}^3/\text{s} \times 12{,}7 \text{ h} \times 3600 \text{ s/h} = 18288 \text{ m}^3$$

Paso 8. Comprobación de la relación A/M, ecuación (5.123):

$$\frac{A}{M} = \frac{S_F}{X_{v,a}t} = \frac{200}{(3000)(0{,}531)} = 0{,}126 \text{ d}^{-1}$$

Paso 9. Primera revisión de S_e, ecuación (5.137):

$$S_e = \frac{S_F}{1 + kX_{v,a}t} = \frac{200}{1 + (0{,}02)(3000)(0{,}531)} = 6{,}1 \text{ mg/l}$$

Paso 10. Segunda estimación de ΔX_V, ecuación (5.118):

$$\Delta X_V = 86{,}4Y(S_F - S_e)Q_F - 10^{-3}k_d X_{V,a}V$$
$$= 86{,}4(0{,}5) \times (200 - 6{,}1)(0{,}4) - (10^{-3})(0{,}04(3000)(18288)$$
$$= 1156 \text{ kg/d}$$

Paso 11. Segunda estimación de ΔX_N, ecuación (8.86):

$$\Delta X_N = Y_N\{86{,}4Q_F[(\text{NTK})_F - (\text{NTK})_e] - 0{,}12X_V\}$$
$$= 0{,}05[(86{,}4)(0{,}4)(60 - 20) - (0{,}12)(1156)]$$
$$= 62{,}2 \text{ kg/d}$$

Paso 12. Segunda estimación de N_F, ecuación (8.94):

$$N_F = \frac{86{,}4Q_F(\text{NTK})_F - 0{,}12(\Delta X_V + \Delta X_N)}{86{,}4Q_F}$$
$$= \frac{(86{,}4)(0{,}4)(60) - (0{,}12)(1156 + 62{,}2)}{(86{,}4)(0{,}4)}$$
$$= 55{,}8 \text{ mg/l de N (N-NH}_4^+\text{)}$$

Paso 13. Segunda estimación del tiempo de residencia basándose en la nitrificación:

$$t = \frac{[\ln(N_F/N_e)/k_N] + X_L}{X_{V,a}} = \frac{[\ln(55{,}8/20)/(8{,}6 \times 10^{-4})] + 500}{3000}$$
$$= 0{,}564 \text{ d} \quad (13{,}5 \text{ h})$$

Paso 14. Segunda revisión del volumen del reactor:

$$V = Q_F t = 0{,}4 \text{ m}^3/\text{s} \times 13{,}5 \text{ h} \times 3600 \text{ s/h} = 19440 \text{ m}^3$$

Paso 15. Comprobación de la relación *A/M*, ecuación (5.123):

$$\frac{A}{M} = \frac{S_F}{X_{V,a}t} = \frac{200}{(3000)(0{,}564)} = 0{,}118 \text{ d}^{-1}$$

Paso 16. Segunda revisión de S_e, ecuación (5.137):

$$S_e = \frac{S_F}{1 + kX_{V,a}t} = \frac{200}{1 + (0{,}02)(3000)(0{,}564)} = 5{,}7 \text{ mg/l}$$

Paso 17. Tercera estimación de ΔX_v, ecuación (5.118):

$$\begin{aligned}\Delta X_v &= 86{,}4\ Y(S_F - S_e)Q_F - 10^{-3}k_d X_{v,a} V \\ &= (86{,}4)(0{,}5)(200 - 5{,}7)(0{,}4) - (10^{-3})(0{,}04)(3000)(19440) \\ &= 1024{,}7 \text{ kg/d}\end{aligned}$$

Paso 18. Tercera estimación de ΔX_v, ecuación (8.86):

$$\begin{aligned}\Delta X_N &= Y_N\{86{,}4Q_F[(\text{NTK})_F - (\text{NTK})_e] - 0{,}12\Delta X_v\} \\ &= 0{,}05[(86{,}4)(0{,}4)(60 - 20) - (0{,}12)(1024{,}7)] \\ &= 63 \text{ kg/d}\end{aligned}$$

Paso 19. Tercera estimación de N_F, ecuación (8.94):

$$\begin{aligned}N_F &= \frac{86{,}4Q_F(\text{NTK})_F - 0{,}12(\Delta X_v + \Delta X_N)}{86{,}4Q_F} \\ &= \frac{(86{,}4)(0{,}4)(60) - (0{,}12)(1024{,}7 + 63)}{(86{,}4)(0{,}4)} \\ &= 56{,}2 \text{ mg/l de N}\end{aligned}$$

Paso 20. Tercera estimación del tiempo de residencia basado en la nitrificación.

$$t = \frac{[\ln(N_F/N_e)/k_N] + X_L}{X_{v,a}} = \frac{[\ln(56{,}2/20)/(8{,}6 \times 10^{-4})] + 500}{3000}$$

$$= 0{,}567 \text{ d} \qquad (13{,}6 \text{ h})$$

Paso 21. Tercera revisión del volumen del reactor:

$$V = Q_F t = 0{,}4 \text{ m}^3/\text{s} \times 13{,}6 \text{ h} \times 3600 \text{ s/h} = 19584 \text{ m}^3$$

La diferencia entre la segunda y la tercera revisión del volumen del reactor es:

$$\frac{19584 - 19440}{19584} \times 100 = 0{,}73\%$$

Por tanto pueden adoptarse los siguientes valores:

$t = 0{,}567$ d (13,6 h)	Paso 20
$V = 19584$ m³	Paso 21
$S_e = 5{,}7$ mg/l	Paso 16
$\Delta X_v = 1024{,}7$ kg/d	Paso 17

$$\Delta X_N = 63 \text{ kg/d} \qquad \text{Paso 18}$$

$$N_F = 56{,}2 \text{ mg/l} \qquad \text{Paso 19}$$

Obsérvese que $X_{v,a}t = (3000)(0{,}567) = 1701 \text{ mg/l} \times \text{d} > X_L$.

Paso 22. Consumo de oxígeno para eliminación de la DBO, kg/O_2/d, ecuación (5.121):

$$\begin{aligned} \text{kg } O_2/\text{d} &= 86{,}4a(S_F - S_e)Q_F + 10^{-3}bX_{v,a}V \\ &= (86{,}4)(0{,}72)(200 - 5{,}7)(0{,}4) + (10^{-3})(0{,}1)(3000)(19584) \\ &= 10710 \text{ kg } O_2/\text{d } (446 \text{ kg } O_2/\text{h}) \end{aligned}$$

Paso 23. Consumo de oxígeno en la nitrificación, ecuación (8.96):

$$\text{DNO} = 4{,}57(N_F - N_e)Q_F(86{,}4)$$

como $N_e = (\text{NTK})_e$, ecuación (8.84):

$$\text{DNO} = 4{,}57(56{,}2 - 20)(0{,}4)(86{,}4) = 5717 \text{ kg } O_2/\text{d } (238 \text{ kg } O_2/\text{h})$$

Por lo tanto, la cantidad total diaria de oxígeno a transferir es:

$$\underset{\text{(Paso 22)}}{10710} + \underset{\text{(Paso 23)}}{5717} = 16427 \text{ kg } O_2/\text{d } (684 \text{ kg } O_2/\text{h})$$

Paso 24. Estimación de la potencia requerida:

$$\text{CV} = \frac{684 \text{ kg } O_2/\text{h}}{0{,}86 \text{ kg } O_2/(\text{CV} \times \text{h})} = 1007 \text{ CV}$$

Esto corresponde a un nivel de potencia de:

$$\frac{1007 \text{ CV}}{19584 \text{ m}^3} = 0{,}05 \text{ CV/m}^3$$

Todos los cálculos se han realizado suponiendo $T_w = 20°\text{C}$. En esta etapa, debería realizarse un balance de calor para la balsa de aireación, ecuación (5.148), utilizando el valor calculado de la potencia. Todos los cálculos deberían entonces repetirse hasta conseguir que coincidan dos valores sucesivos de la potencia y de la temperatura así obtenidos. En cada ciclo de iteracción, los valores de las constantes biocinéticas deberían corregirse por temperatura utilizando ecuaciones tipo Arrhenius. Estos cálculos se dejan para el lector en el problema V al final de este capítulo.

Paso 25. Estimación de la fracción F_N de nitrificantes en los MLVSS, ecuación (8.99):

$$F_N = \frac{\Delta X_N}{\Delta X_V + \Delta X_N} = \frac{63}{1024{,}7 + 63} = 0{,}058 \qquad (5{,}8\%)$$

El diseño de un sistema separado oxidación del carbono/nitrificación podría llevarse a cabo siguiendo el procedimiento descrito en la sección 9.4.1. Podría determinarse un valor de la constante de la velocidad de nitrificación a partir de unidades a escala semi-piloto operando bajo condiciones que simularan el reactor de nitrificación (fig. 8.28, reactor n.º 2). Ya que la mayor parte de la DBO se habría eliminado en el reactor n.º 1, prevalecería un cultivo nitrificante enriquecido en el reactor n.º 2. El valor de k_N sería considerablemente superior al utilizado en el ejemplo 8.6. Posiblemente esto conduciría a un volumen total para los reactores n.º 1 y n.º 2, inferior al del reactor simple combinado del ejemplo 8.6.

9.4.5. *Procedimiento de diseño de unidades de nitrificación basado en el concepto de la edad de los lodos*

En esta sección se resume un procedimiento alternativo de diseño de unidades de nitrificación basado en el concepto de la edad de los lodos. Al lector interesado se remite a la referencia [2] para obtener mayor información sobre este tema.

Una relación básica en este procedimiento de diseño es*

$$1/\theta_c^m = (\mu_{max})_{NS} \tag{8.101}$$

donde θ_c^m es la edad mínima de los lodos y $(\mu_{max})_{NS}$ es la velocidad específica máxima de crecimiento de Nitrosomonas. Recuérdese que la etapa controladora de la velocidad en la nitrificación es la oxidación de amoníaco a nitrito en presencia de bacterias Nitrosomonas [ecuación (8.78)].

El valor de $(\mu_{max})_{NS}$ está afectado por la temperatura y el pH. El efecto de la temperatura puede estimarse a partir de [2]:

$$\frac{(\mu_{max})_{NS}}{(\mu_{max})_{NS(20\,C)}} = f_{T_w} = 10^{0,033\,(T_w - 20)} \tag{8.102}$$

donde $(\mu_{max})_{NS(20°C)}$ es la velocidad de crecimiento específico máxima de Nitrosomonas a 20°C, d^{-1}, y T_w es la temperatura del reactor en grados C, correspondiente a la velocidad de crecimiento específico máxima de Nitrosomonas, indicada por $(\mu_{max})_{NS}$.

Puede demostrarse también que el pH óptimo para el crecimiento de Nitrosomonas se encuentra comprendido en el intervalo de 8,0 a 8,4. El efecto del pH puede estimarse a partir de la relación [2]:

$$\frac{(\mu_{max})_{NS}}{(\mu_{max})_{NS} \text{ a pH óptimo}} = f_{pH} = \frac{1}{1 + (0,04)(10^{(pH)_{opt} - pH} - 1,0)} \tag{8.103}$$

en la que $(\mu_{max})_{NS \text{ a pH optimo}}$ es la velocidad específica de crecimiento máxima de Nitrosomonas, a pH óptimo, d^{-1}; $(pH)_{opt}$ es el óptimo pH para el cultivo de Nitrosomonas y «pH» es el

* Véase la nota a pie de página, capítulo 5, sección 11.6, página 375.

pH del proceso, correspondiente a la velocidad máxima de crecimiento específico de Nitrosomonas, indicada por $(\mu_{max})_{NS}$.

Los valores de $(\mu_{max})_{NS}$ a 20° C y pH óptimo están en el intervalo 0,3-0,5 d^{-1}. El valor corregido de $(\mu_{max})_{NS}$ es por lo tanto:

$$(\mu_{max})_{NS} = f_{T_w} \times f_{pH} \times (\mu_{max})_{NS(20°C),\ a\ pH\ optimo} \tag{8.104}$$

Si el valor de la edad de los lodos procesados se elige como $\theta_c \leq \theta_c^m$, no puede presentarse nitrificación ya que se elimina el crecimiento autótrofo. En el caso del diseño de una unidad en etapas separadas para la oxidación del carbono y la nitrificación, el valor de θ_c de operación seleccionado para la oxidación del carbono debe ser igual o menor a θ_c^m para asegurarse que no haya nitrificación. Para la etapa de nitrificación, lógicamente, $\theta_c > \theta_c^m$.

Es importante desarrollar una relación entre el rendimiento de nitrificación y la edad de los lodos, de forma que pueda diseñarse el reactor de nitrificación para un grado especificado de ésta. Suponiendo que puede aplicarse la ecuación de Monod, ecuación (5.126), a las bacterias Nitrosomonas, puede escribirse:

$$(\mu)_{NS} = (\mu_{max})_{NS} N_e/(K_N + N_e) \tag{8.105}$$

siendo N_e la concentración de $N\text{-}NH_4^+$ en el efluente, en mg/l de N y K_N el coeficiente de Monod para las Nitrosomonas.

Debido a que en un sistema de mezcla completa en equilibrio:

$$(\mu)_{NS} = 1/\theta_c \tag{8.106}$$

la ecuación (8.105) puede escribirse como:

$$1/\theta_c = (\mu_{max})_{NS} N_e/(K_N + N_e) \tag{8.107}$$

Despejando N_e:

$$N_e = K_N/[\theta_c(\mu_{max})_{NS} - 1] \tag{8.108}$$

El rendimiento de la nitrificación E_N se define por:

$$E_N = (N_F - N_e)/N_F = 1 - (N_e/N_F) \tag{8.109}$$

La sustitución en la ecuación (8.109) de N_e por su valor en la ecuación (8.108) lleva a:

$$E_N = 1 - \{K_N/N_F[\theta_c(\mu_{max})_{NS} - 1]\} \tag{8.110}$$

y la edad de los lodos, θ_c, para un rendimiento de nitritificación especificado E_N se obtiene despejando θ_c en la ecuación (8.110) lo que conduce a:

$$\theta_c = \frac{1}{(\mu_{max})_{NS}} \left(1 + \frac{K_N}{(1 - E_N)N_F}\right) \tag{8.111}$$

El valor de K_N puede estimarse a partir de [2]:

$$K_N = 10^{0,051\,T_w - 1,158} \tag{8.112}$$

siendo T_w la temperatura de operación en °C y K_N el valor en mg/l de N.

Para determinar el volumen requerido de la unidad de nitrificación cuando se emplean etapas separadas, puede adaptarse la ecuación (5.117) a la nitrificación como sigue:

$$q_{NS} = (N_F - N_e)\, X_{N,a} t = k_N N_e \tag{8.113}$$

siendo q_{NS} la velocidad específica de eliminación del $N\text{-}NH_4^+$ y $X_{N,a}$ la concentración de biomasa nitrificante en la unidad de nitrificación, mg/l.

Si se desprecia el término de respiración endógena, la ecuación (5.76) puede adaptarse al diseño de nitrificación como sigue:

$$\mu_{NS} = Y_N q_{NS} \tag{8.114}$$

De la ecuación (8.114) se deduce que $q_{NS} = \mu_{NS}/Y_N$. Sustituyendo este valor en la ecuación (8.113) y despejando t:

$$t = Y_N(N_F - N_e)/\mu_{NS} X_{N,a} \tag{8.115}$$

Debido a que $t = V/Q_F$, el volumen requerido del reactor es:

$$V = Y_N Q_F (N_F - N_e)/\mu_{NS} X_{N,a} \tag{8.116}$$

Las restantes ecuaciones del procedimiento de diseño basado en el concepto de la edad de los lodos son la (5.175) para S_e, la (5.177) para $X_{V,a}$ y la (5.170) para la relación entre la edad de los lodos, θ_c, y la velocidad específica de consumo de sustrato, q. Véase el conjunto de ecuaciones de diseño del capítulo 5, cuadro 5.16 (modelo n.° 2: cinética de primer orden).

En base a las consideraciones descritas en esta sección, se resumen a continuación los procedimientos por etapas para el diseño de unidades separadas y combinadas de oxidación del carbono/nitrificación [2]. Estos procedimientos se basan en la temperatura supuesta del reactor T_w, normalmente 20°C. Una vez que se termina el diseño preliminar, basado en la temperatura T_w supuesta, puede llevarse a cabo un balance de calor en la balsa de aireación, ecuación (5.148), utilizando la potencia calculada en el diseño preliminar. Todos los cálculos se repiten a continuación hasta que se halle concordancia entre dos valores consecutivos de la potencia y de T_w. En cada ciclo de iteracción, deben corregirse los valores de las constantes biocinéticas por temperatura utilizando relaciones tipo Arrhenius. A efectos de diseño, el tiempo de residencia en el reactor debe basarse en una temperatura crítica de invierno y la especificación de los aireadores en una temperatura crítica de verano (véase el capítulo 5, ejemplo 5.2).

1. Procedimiento de diseño para el proceso combinado.

Paso 1. Se supone una temperatura T_w. Se basan los cálculos en un pH de proceso

que puede tomarse aproximadamente 7,0 para la unidad combinada. Se supone un valor de $(\mu_{max})_{NS}$ a 20°C y un pH óptimo en el intervalo 0,3-0,5 d^{-1}, por ejemplo, 0,4 d^{-1}.

Paso 2. Se estima $(\mu_{max})_{NS}$ a partir de la ecuación (8.104), siendo f_T y f_{pH} los valores estimados con las ecuaciones (8.102) y (8.103). Para la estimación de f_{pH} se supone $(pH)_{opt} = 8,2$.

Paso 3. Con la temperatura supuesta T_w se estima K_N, ecuación (8.112) y todos los parámetros biocinéticos, a partir de ecuaciones tipo Arrhenius, comenzando por los valores (por ejemplo a 20°C) determinados en las unidades a escala semi-piloto.

Paso 4. A partir de la ecuación (5.20), $q = kS_e$, se determina la velocidad específica de utilización de sustrato, q, requerida para alcanzar la DBO exigida al efluente (S_e).

Paso 5. De la ecuación (5.170), $1/\theta_c = Yq - k_d$, se estima la edad de los lodos θ_c asociada con el valor de q calculado en el paso 4.

Paso 6. Se calcula el coeficiente neto de producción, Y_n, para la biomasa heterótrofa, a partir de la ecuación (5.173), $Y_n = Y/(1 + k_d\theta_c)$, con el valor de θ_c del paso 5.

Paso 7. Se calcula la producción de biomasa heterótrofa a partir de la ecuación (5.119), $\Delta X_V = Y_n(S_F - S_e)Q_F$, utilizando el valor Y_n calculado en el paso 6.

Paso 8. Se estima el $N\text{-}NH_4^+$ disponible para la nitrificación, N_F, a partir de la ecuación (8.94) utilizando el valor de ΔX_V del paso 7. Se desprecia en esta estimación el término 0,12 ΔX_N. En la etapa 16 se obtendrá un valor revisado de N_F.

Paso 9. Se calcula el valor de operación de θ_c para producir el rendimiento requerido en la nitrificación, E_N, a partir de la ecuación (8.111). K_N se estimó en el paso 3.

Paso 10. Se determina la velocidad real de utilización específica de sustrato, q, de la ecuación (5.170). $1/\theta_c = Yq - k_d$, utilizando el valor de θ_c de funcionamiento calculado en el paso 9.

Paso 11. Se calcula un valor corregido de S_e a partir de la ecuación (5.20), $q = kS_e$, utilizando el valor real de q, del paso 10.

Paso 12. Se supone un valor razonable de $X_{V,a}$ (por ejemplo, 1000 a 2000 mg/l). Se determina el volumen de reactor a partir de la ecuación (5.117). Ya que $t = V/Q_F$, de la ecuación (5.117):

$$V = Q_F(S_F - S_e)/X_{V,a}q$$

siendo q y S_e los valores obtenidos en los pasos 10 y 11, respectivamente.

Paso 13. Se calcula el coeficiente neto de producción real Y_N para la biomasa heterótrofa a partir de la ecuación (5.173), $Y_n = Y/(1 + k_d\theta_c)$, siendo θ_c la edad de los lodos procesados revisada en el paso 9.

Paso 14. Se calcula un valor revisado de la producción de biomasa heterótrofa, a partir de la ecuación (5.119), $\Delta X_V = Y_n(S_F - S_e)Q_F$, utilizando el valor Y_n revisado en el paso 13 y la S_e revisada del paso 11.

Paso 15. Se calcula el valor de la producción de la biomasa autótrofa, ΔX_N, ecuación (8.86). En la ecuación (8.86), $(NTK)_e = N_e$ se obtiene de la definición de rendimiento de

nitrificación, esto es $E_N = [(N_F - N_e)/N_F] \times 100$ siendo $N_e = N_F (100 - E_N)/100$, donde N_F es el valor calculado en el paso 8.

Paso 16. Se revisa el valor de N_F obtenido en el paso 8 utilizando ΔX_V y ΔX_N de los pasos 14 y 15 [ecuación (8.94)].

Paso 17. Se estima la fracción de la biomasa que está formada por bacterias nitrificantes, F_N, ecuación (8.99), utilizando los valores de ΔX_V y ΔX_N de los pasos 14 y 15, respectivamente.

Paso 18. Se calcula la concentración de nitrificantes $X_{N,a}$ a partir del valor de la fracción F_N y del de $X_{V,a}$ supuesto en el paso 12.

Paso 19. Se recalcula el volumen del tanque de aireación V, basándose en el volumen requerido para la nitrificación, ecuación (8.116). Nótese que en esta ecuación, $\mu_{NS} = 1/\theta_c$, siendo θ_c el valor obtenido en el paso 9. Tómese $(N_F - N_e) = E_N N_F$, siendo N_F el valor revisado en el paso 16 y E_N el rendimiento requerido de nitrificación. Compárese este volumen con el calculado en el paso 12, basado en la eliminación de DBO. PUede ser necesaria una revisión si el volumen calculado en el paso 19 es mayor que el del paso 12. Si se necesita la revisión, todos los cálculos afectados por el volumen revisado deben repetirse. Se calcula con la ecuación (5.137) un valor corregido de S_e correspondiente a este volumen revisado, esto es: $S_e = S_F(1 + kX_{V,a}t)$, siendo $t = V/Q_F$. A continuación se revisan todos los cálculos comenzando en el paso 4. Estas iteraciones deben continuar hasta que todos los valores calculados queden prácticamente sin cambiar después de dos iteraciones consecutivas (por ejemplo, dentro del 1%).

Paso 20. Una vez que se han estabilizado todos los valores calculados, esto es, cuando se ha conseguido la convergencia, pueden calcularse las necesidades de oxígeno para la eliminación de la DBO, ecuación (5.121) y para la nitrificación, ecuación (8.91) [o ecuación (8.96)]. Puede calcularse entonces la potencia en CV y el nivel de potencia, tal como se describe en los capítulos 4 y 5 (véase el capítulo 5, ejemplo 5.2, y el capítulo 4, ejemplo 4.6). Se recomienda al lector resolver el problema XII, al final de este capítulo, que ilustra este procedimiento de cálculo.

2. *Procedimiento de diseño para el proceso de nitrificación en etapas separadas.*

a. Procedimiento para la etapa de oxidación del carbono.

Paso 1. Como en el paso 1 del proceso combinado. El valor del pH debe ser algo superior, de aproximadamente 7,5.

Paso 2. Igual que el paso 2 en el proceso combinado.

Paso 3. Con la temperatura supuesta T_w, se estiman los parámetros biocinéticos, con ecuaciones tipo Arrhenius, comenzando por los valores a 20°C determinados en unidades a escala semi-piloto.

Paso 4. Se determina el valor de la edad de los lodos procesados para la cual no se presente nitrificación, esto es:

$$\theta_c = \theta_c^m$$

estimándose θ_c^m con la ecuación (8.101). $(\mu_{max})_{NS}$ es el valor del paso 2.

Paso 5. Con la ecuación (5.170), $1/\theta_c = Yq - k_d$, se estima la velocidad específica de utilización de sustrato, q, asociada con $\theta_c = \theta_c^m$.

Paso 6. Con la ecuación (5.20), $q = kS_e$, se estima la concentración de sustrato soluble en el efluente, S_e.

Paso 7. Se supone un valor razonable de $X_{V,a}$ (por ejemplo, de 1000 a 2000 mg/l) y se determina el volumen del reactor con la ecuación (5.117). Como $t = V/Q_F$, de la ecuación (5.117)

$$V = Q_F(S_F - S_e)/X_{V,a}q$$

siendo q y S_e los valores obtenidos en los pasos 4 y 5, respectivamente.

Paso 8. Se calcula el coeficiente neto de producción, Y_n, para la biomasa heterótrofa, a partir de la ecuación (5.173), $Y_n = Y/(1 + k_d\theta_c)$, con $\theta_c = \theta_c^m$ (paso 4).

Paso 9. Se calcula la producción de biomasa heterótrofa, de la ecuación (5.119), $\Delta X_V = Y_n(S_F - S_e)Q_F$, utilizando el valor de Y_n calculado en el paso 8.

Paso 10. Se calcula el caudal de Q_w a partir de $Q_w = \Delta X_V/86{,}4X_{V,u}$ o $Q_w = \Delta X_V/86{,}4\,X_{V,a}$, dependiendo de si la purga se toma de la línea de reciclado o del reactor (o del efluente del reactor), respectivamente. En consecuencia, el caudal de alimentación a la unidad de nitrificación es $Q_F - Q_w$.

Paso 11. Se estima la concentración de $N\text{-}NH_4^+$, mg/l, en el efluente de la etapa de oxidación del carbono, N_F, con la ecuación (8.94), utilizando el valor de ΔX_V del paso 9. Debido a que no hay nitrificación en la etapa de oxidación de carbono, $\Delta X_N = 0$. Obsérvese que N_F es igual a $N\text{-}NH_4^+$ en el efluente, ya que todo el NTK en la alimentación o bien se convierte a $N\text{-}NH_4^+$ o se incorpora a la biomasa heterótrofa. Presumiblemente, nada del $N\text{-}NH_4^+$ se oxida a NO_3^- en esta primera etapa.

Paso 12. Se calcula el consumo de oxígeno para la disminución de la DBO, ecuación (5.121), la potencia requerida y el nivel de potencia tal como se describe en los capítulos 4 y 5.

b. Procedimiento para la etapa de nitrificación.

Paso 1. Igual que el paso 1 en el proceso combinado. El pH debe ser aproximadamente 7,0.

Paso 2. Se estima el valor de $(\mu_{max})_{NS}$ como en el paso 2 del proceso combinado.

Paso 3. Se calcula el valor de funcionamiento de θ_c para conseguir el rendimiento requerido de nitrificación, E_N, con la ecuación (8.111). El valor de K_N es el estimado con la ecuación (8.112).

Paso 4. Se calcula el volumen del tanque de aireación requerido para alcanzar la nitrificación deseada, ecuación (8.116). Nótese que en la ecuación (8.116), $\mu_{NSx} = 1/\theta_c$, donde θ_c es la edad de los lodos calculada en el paso 3. N_F es la concentración de $N\text{-}NH_4^+$, en mg/l, en el efluente de la etapa de oxidación del carbono, estimada en el paso 11 del procedimiento de diseño de la etapa de oxidación del carbono. N_e se calcula a partir de: $N_e =$

$= (1 - E_N)N_F$. Q_F en la ecuación (8.116) es el caudal de alimentación a la unidad de nitrificación, calculado en el paso 10 del procedimiento de diseño de la etapa de oxidación de carbono. Debe suponerse un valor de $X_{N,a}$, en la ecuación (8.116), esto es, concentración de nitrificante en mg/l. Puede elegirse un valor de 100 mg/l. La experiencia ha demostrado que la fracción nitrificante raramente excede del 10% de la biomasa total. Esta fracción F_N se calculará en el paso 10. EL valor supuesto de $X_{N,a}$ podría entonces ajustarse de forma tal que F_N no exceda 0,1.

Paso 5. De la ecuación (5.170), $1/\theta_c = Yq - k_d$, se estima la velocidad específica de utilización de sustrato, q, asociada con el valor de la edad de los lodos calculada en el paso paso 3.

Paso 6. De la ecuación (5.20), $q = kS_e$, se estima la concentración de sustrato soluble en el efluente, S_e. Este valor de S_e debe ser igual o menor que el valor especificado por las reglamentaciones para el efluente. Si el valor de S_e deseado hubiera sido excedido, sería necesario calcular un valor revisado de q, para alcanzar el S_e exigido. Este valor de q se utilizaría entonces en la ecuación (5.170) para determinar el valor de procesado de θ_c, y este valor de θ_c se aplicaría en la ecuación (8.110) para encontrar el valor real de E_N. Se recalcularía a continuación el valor revisado del volumen del tanque de aireación obtenida en el paso 4.

Paso 7. Se estima la concentración de biomasa heterótrofa $X_{V,a}$ de la ecuación (5.117). Ya que $t = V/Q_F$, de la ecuación (5.117):

$$X_{V,a} = Q_F(S_F - S_e)/qV$$

Recuérdese que aquí Q_F es el caudal de alimentación a la unidad de nitrificación, estimado en el paso 10 de los cálculos de la etapa de oxidación de carbono. S_F corresponde a la concentración de DBO soluble del efluente de la etapa de oxidación de carbono (paso 6 de los cálculos de la etapa de oxidación de carbono).

Paso 8. Se calcula el coeficiente neto de producción, Y_n, para la biomasa heterótrofa, con la ecuación (5.173), $Y_n = Y/(1 + k_d\theta_c)$, utilizando el valor de θ_c determinado en el paso

Paso 9. Se calcula la producción de biomasa heterótrofa de la ecuación (5.119), $\Delta X_V =$ $= Y_n(S_F - S_e)Q_F$, utilizando Y_n calculado con el paso 8. S_F y Q_F son los valores calculados para el efluente de la etapa de oxidación de carbono.

Paso 10. Se calcula la producción de biomasa autótrofa con la ecuación (8.86). Aquí $(NTK)_F - (NTK)_e = N_F - N_e$ (véase el paso 4).

Paso 11. Se estima la fracción F_N de nitrificantes en la biomasa, ecuación (8.99). Recuerden las observaciones en el paso 4, en caso de que fueran necesarios algunos ajustes.

Paso 12. Se calcula el consumo de oxígeno para la disminución de la DBO, ecuación (5.121) y para la nitrificación, ecuación (8.91). Téngase bien presentes los significados de Q_F y S_F en este caso (véase el paso 7). En la ecuación (8.91), $(NTK)_F$ es el valor de N_F calculado en el paso 11 de los realizados en la etapa de oxidación de carbono y $(NTK)_e =$ $= N_e$ es el valor de N_e calculado en el paso 4 de los realizados en la etapa de nitrificación. Se estima la potencia requerida y el nivel de potencia tal como se describe en los capítulos 4 y 5.

Paso 13. Se calcula el volumen total y las necesidades de potencia de los dos reactores en el proceso de etapas separadas con el volumen y la potencia exigidos al reactor único en el caso del proceso combinado. Pueden esperarse ahorros en el volumen total y en las necesidades de potencia para el caso del proceso en etapas separadas. Se recomienda al lector resolver el problema XIII, al final de este capítulo, que ilustra sobre este procedimiento de cálculo.

9.4.6. Sistemas de nitrificación con crecimiento asistido

Los sistemas de crecimiento asistido retienen la biomasa dentro del confinamiento del reactor, eliminando de esta forma la necesidad de reciclado de los VSS. Debido a que las bacterias nitrificantes en los sistemas de crecimiento en suspensión tienden a ser eliminadas, a no ser que se disponga de un tiempo de residencia de los sólidos considerable, los sistemas de crecimiento asistido son muy prometedores como mecanismos de nitrificación.

En la referencia [2] se presenta un resumen de reactores de nitrificación con crecimiento asistido. Corresponden a nitrificación en filtros percoladores, biodiscos y filtros sumergidos. En el último caso, ya que los filtros sumergidos son fundamentalmente sistemas anaerobios, es necesario airear el agua residual antes de pasar a través del filtro o burbujear oxígeno directamente dentro del filtro.

Los métodos de diseño de la nitrificación en sistemas con crecimiento asistido se basan fundamentalmente en datos de unidades en funcionamiento o en estudios piloto. El modelo matemático se halla aún en estado rudimentario.

9.5. Principios de diseño en la desnitrificación

Se presentan en las secciones 9.5.1, 9.5.2 y 9.5.3 los modelos para la eliminación de nitrógeno mediante desnitrificación, la producción de biomasa y la adición de metanol. En la sección 9.5.4 se tratan brevemente los sistemas de desnitrificación con crecimiento asistido.

9.5.1. Modelo para la eliminación de nitrógeno mediante desnitrificación

Casi todo el nitrógeno amoniacal que se oxida en la fase de nitrificación se encuentra en el efluente como nitrato (NO_3^-), siendo normalmente despreciable la concentración de nitrito (NO_2^-). En consecuencia, la cinética de conversión de nitratos a nitrógeno y óxidos de nitrógeno gobierna el diseño del reactor anaerobio de desnitrificación, esto es:

$$NO_3^- \xrightarrow{\text{bacterias desnitrificantes}} N_2 + N_2O \qquad (8.117)$$

Se llevan a cabo estudios de desnitrificación a escala semi-piloto y se construyen gráficas que presentan la concentración de NO_3^- remanente frente al tiempo de residencia. Una gráfica típica de este tipo es la que puede verse en la figura 8.30.

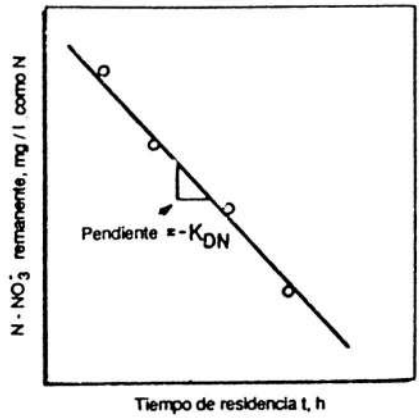


Fig. 8.30. Cinética de la desnitrificación.

Debe hacerse hincapié en que en la planificación de los experimentos que conducen a la construcción de gráficas como las de la figura 8.30 es importante estar seguros de que la concentración de carbono orgánico en el reactor no sea un factor limitante. Esto proviene del hecho de que las bacterias desnitrificantes son microorganismos facultativos heterótrofos, y por lo tanto necesitan una fuente de carbono orgánico para su crecimiento.

La figura 8.30 indica que la eliminación de NO_3^- sigue una cinética de orden cero, ya que la velocidad de eliminación de NO_3^-, dada por la pendiente de la recta, tiene un valor constante independientemente del nivel de concentración de NO_3^-.

Puede hacerse un balance de materia de NO_3^- para el reactor de desnitrificación biológica. Este balance es similar al descrito en el capítulo 5, sección 3.2 a diferencia de que se manejan concentraciones de NO_3^- en lugar de concentraciones de DBO soluble, y de que el término para la velocidad de degradación de los nitratos en el reactor, en lugar de venir dado por un modelo de primer orden [como en la ecuación (5.17)] viene representado por una cinética de orden cero, tal como muestra la figura 8.30, y expresado por:

$$(d\,NO_3^-/dt)_{DN} = -K_{DN} \tag{8.118}$$

siendo K_{DN} la constante de la velocidad de desnitrificación.

Puede volver a escribirse la ecuación (8.118) utilizando los valores absolutos de $(d\,NO_3^-/dt)_{DN}$, que se indican por $(d\,NO_3^-/dt)_{DN,a}$, y dividiendo por la concentración de biomasa desnitrificante, X_{DN}. Haciendo $K_{DN}/X_{DN} = k_{DN}$, se obtiene:

$$\frac{1}{X_{DN}}\left(\frac{d\,NO_3^-}{dt}\right)_{DN,a} = k_{DN} \tag{8.119}$$

o

$$(d\,NO_3^-/dt)_{DN,a} = k_{DN}X_{DN} \tag{8.120}$$

En consecuencia, la velocidad específica de desnitrificación, definida en una forma paralela a la velocidad específica de consumo de sustrato [esto es, ecuación (5.16)] se hace:

$$q_{DN} = \frac{1}{X_{DN}}\left(\frac{d\,NO_3^-}{dt}\right)_{DN,a} = \frac{1}{X_{DN}}\frac{(NO_3^-)_o - (NO_3^-)_e}{t_h} = k_{DN} \tag{8.121}$$

o, teniendo en cuenta que $t_h = V/Q_o$:

$$\frac{1}{X_{DN}}\frac{Q_o[(NO_3^-)_o - (NO_3^-)_e]}{V} = k_{DN} \tag{8.122}$$

y el volumen de desnitrificación del reactor es, por lo tanto:

$$V = \frac{1}{X_{DN}}\frac{Q_o[(NO_3^-)_o - (NO_3^-)_e]}{k_{DN}} \tag{8.123}$$

Para el caso de un reactor con reciclado de biomasa, utilizando el tiempo de residencia t ($t = V/Q_F$) y la concentración de nitrato en la alimentación $(NO_3^-)_F$, por el mismo procedimiento utilizado en el diseño de la planta de lodos activos (capítulo 5, sección 7.2), puede obtenerse la ecuación de diseño:

$$V = \frac{1}{X_{DN}}\frac{Q_F[(NO_3^-)_F - (NO_3^-)_e]}{k_{DN}} \tag{8.124}$$

El intervalo de pH óptimo para la desnitrificación es 6,5-7,5. Fuera de este margen la velocidad de desnitrificación cae bruscamente [2]. El efecto de la temperatura sobre K_{DN} puede estimarse a partir de ecuaciones empíricas [2].

9.5.2. *Modelo para la producción de biomasa en la desnitrificación*

La producción de biomasa puede estimarse mediante la siguiente relación [2]:

$$\Delta X_{DN} = 0{,}53(NO_3^-)_F + 0{,}32(NO_3^-)_e + 0{,}19DO \quad \text{mg/l} \tag{8.125}$$

siendo X_{DN} la producción en mg/l y OD la concentración de oxígeno disuelto en el afluente en mg/l.

9.5.3. Modelo para calcular el consumo de metanol

El consumo de metanol puede estimarse a partir de experimentos a escala semi-piloto, mediante la construcción de una gráfica de mg NO_3^- eliminado/(mg VSS)(h) en función de los mg metanol eliminado/(mg VSS)(h). En la figura 8.31 se representa una gráfica de este tipo [2].

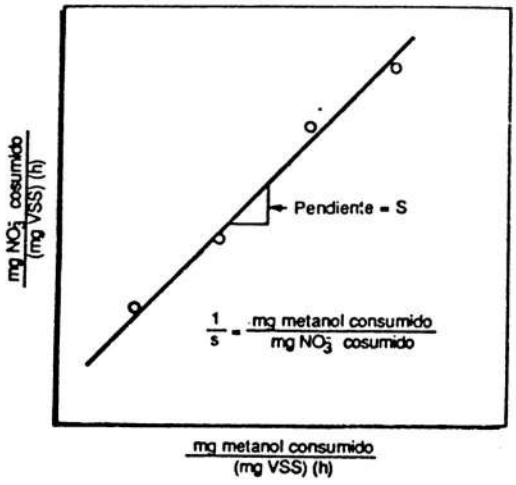


Fig. 8.31. Determinación del consumo de metanol en la desnitrificación.

El consumo de metanol se estima a partir de la pendiente de esta línea.

Ejemplo 8.7. Diséñese una unidad de desnitrificación para tratar el efluente de una unidad combinada oxidación de carbono/nitrificación. El caudal es 0,4 m^3/s. La corriente de alimentación a la unidad de desnitrificación contiene 30 mg/l de $N\text{-}NO_3^-$, sin $N\text{-}NO_2^-$ y 2,0 mg/l de oxígeno disuelto.

1. Calcúlese el volumen requerido para el reactor de desnitrificación, basándose en una eliminación del 90% de nitrógeno. Supóngase una concentración de funcionamiento de MLVSS de 1000 mg/l. El valor de k_{DN} se estimó a partir de estudios a escala semi-piloto a la temperatura de funcionamiento y a partir de una gráfica, semejante a la de la figura 8.30, y resultó ser de 0,04 h^{-1}.

2. Estímese la producción de biomasa en kg/d y el caudal requerido de purga en m^3/s suponiendo que dicha purga se lleva a cabo directamente del efluente al reactor.

3. Estímese el consumo de metanol en kg/d. Se construyó una gráfica semejante a la de la figura 8.31 a partir de trabajos a escala semi-piloto y se determinó la pendiente que resultó ser 0,5 mg N-NO_3^-/mg metanol.

Solución parte 1. En la ecuación (8.124):

$$(NO_3^-)_F = 30 \text{ mg/l como N}$$

$$(NO_3^-)_e = (0{,}10)(30) = 3 \text{ mg/l como N}$$

$$k_{DN} = 0{,}04 \text{ h}^{-1} \times 24 \text{ h/d} = 0{,}96 \text{ d}^{-1}$$

Por tanto:

$$V = \frac{1}{1000} \times \frac{(0{,}4 \times 86400)(30 - 3)}{(0{,}96)} \quad 972 \text{ m}^3$$

El tiempo de residencia t es:

$$t = \frac{V}{Q_F} = \frac{972 \text{ m}^3}{0{,}4 \text{ m}^3/\text{s}} = 2430 \text{ s} = 0{,}675 \text{ h}$$

Solución parte 2. Producción de biomasa, ecuación (8.125):

$$\Delta X_{DN} = (0{,}53)(30) + (0{,}32)(3{,}0) + (0{,}19)(2) = 17{,}2 \text{ mg/l}$$

o

$$0{,}4 \text{ m}^3/\text{s} \times 86{,}400 \text{ s/d} \times 17{,}2 \text{ mg/l} \times 10^3 \text{ l/m}^3 \times 10^{-6} \text{ kg/mg} = 594 \text{ kg/d}$$

El caudal de purga es:

$$Q_w = \frac{\Delta X_{DN}}{X_{DN}} = \frac{594 \text{ kg/d}}{1000 \text{ mg/l} \times 10^{-6} \text{ kg/mg}} = 594\,000 \text{ l/d}$$

Solución parte 3. Consumo de metanol:

$$\frac{1}{S} = \frac{1}{0{,}5} = 2{,}0 \quad \frac{\text{mg metanol}}{\text{mg } NO_3^- \text{ eliminado}}$$

Hay $(30 - 3) = 27$ mg NO_3^- eliminado/l. Por lo tanto:

$$\text{kg metanol/d} = \frac{2{,}0 \text{ mg metanol}}{\text{mg } NO_3^- \text{ eliminado}} \times 27 \text{ mg/l} \times 0{,}4 \text{ m}^3/\text{s} \times$$

$$\times 86400 \text{ s/d} \times 10^3 \text{ l/m}^3 \times 10^{-6} \text{ kg/mg} = 1866 \text{ kg/d}$$

9.5.4. Desnitrificación en sistemas de crecimiento asistido

En la referencia [2] puede encontrarse un buen resumen sobre la desnitrificación en sistemas de crecimiento asistido. En dicho resumen se incluye la desnitrificación en filtros sumergidos (anaerobios), en biodiscos sumergidos y en lechos fluidizados. Los métodos de diseño son muy empíricos, basándose en datos obtenidos de unidades existentes, plantas piloto y estudios a escala semi-piloto.

9.6. Otros procesos de eliminación de nitrógeno

Para la eliminación de nitrógeno se dispone de otros procesos biológicos y no biológicos, como los siguientes:

1. *Eliminación de amoníaco.* Este proceso consiste en el ajuste del pH del agua residual hasta un valor superior a 10 (se utiliza cal con estos fines), para insuflar aire a continuación arrastrando el amoníaco (a pH $\geq$ 10, el nitrógeno está en forma NH_3) en una torre de «stripping». Pueden obtenerse rendimientos en la eliminación de nitrógeno de aproximadamente el 90% a caudales de aire de 2,5 m^3/l y con velocidades de paso del líquido en la columna aproximadamente de 120 $l/min\ m^2$. Los rendimientos se aumentan hasta casi el 98% cuando la relación aire/líquido se multiplica por 3. Sin embargo, los rendimientos bajan considerablemente a temperaturas frías.

El «stripping» de amoníaco se utiliza o bien antes o bien después del tratamiento secundario. Si la operación de «stripping» es seguida por el tratamiento biológico, es necesario disminuir el pH hasta un valor cercano a la neutralidad. Esto se hace normalmente mediante recarbonatación, esto es, burbujeando gases de combustión a través del líquido. Es importante dejar nitrógeno sin eliminar suficiente para satisfacer las necesidades de nutrientes del proceso biológico.

Simultáneamente con la eliminación de nitrógeno, el «stripping» con aire consigue la eliminación de fósforo, la reducción de la DBO y la separación de sólidos en suspensión. Las variables fundamentales del proceso de «stripping» de amoníaco son el pH, la relación aire/líquido, la carga hidráulica, la altura del relleno y las características del material de relleno.

2. *Intercambio iónico.* En el tratamiento de los efluentes de los lodos activos procedentes del clarificador secundario se utiliza una resina de intercambio catiónica (clinoptilolila) selectiva de NH_4^+. Esta resina se regenera con cal y el regenerante puede volver a utilizarse después de haber sido sometido a «stripping», es decir, a la eliminación del amoníaco mediante aire, en una torre. El coste de la operación es elevado, y normalmente este proceso no es factible económicamente. Para la eliminación de nitratos se utilizan resinas de intercambio aniónico. Simultáneamente se eliminan los fosfatos y otros aniones. La resina se regenera con salmuera y se acondiciona mediante tratamiento con ácido y metanol. Puede requerirse el pretratamiento mediante filtración en los procesos de intercambio iónico, con lo cual se incrementan los costes.

3. *Los procesos biológicos* tales como los lodos activos y las balsas de estabilización ya fueron descritos en la sección 8.2.1 en relación con la eliminación del fósforo.

4. *Procesos de precipitación.* Estos procesos se describieron en las secciones 8.2 y 8.3 en relación con la eliminación del fósforo. En lo que se refiere a la eliminación de nitrógeno, los métodos de precipitación son bastante ineficaces, suponiendo menos del 30% de eliminación del nitrógeno total.

9.7. Beneficios adicionales en la eliminación de nutrientes

Aunque los costes iniciales en los procesos estudiados son elevados, existen beneficios adicionales en los procesos de eliminación de nutrientes que en muchos casos justifican esos costes. Entre esos beneficios puede encontrarse: (1) reducción de la DBO, (2) eliminación de sólidos en suspensión, (3) eliminación de virus y bacterias, (4) eliminación de productos orgánicos volátiles.

9.8. Separación incrementada de fósforo

En la sección 8.2 de este capítulo se mencionó que una separación de fósforo mayor de la cantidad requerida para el metabolismo celular normal puede ocurrir en la operación de algunas plantas de lodos activos. En estas plantas se han observado separaciones de hasta 96% del fósforo en el afluente sin ninguna adición de precipitantes químicos. En la sección 8.3 se había considerado la posibilidad de obtener altos porcentajes de separación de fósforo, pero con adición de precipitantes químicos.

Estos altos porcentajes de separación contrastan con las separaciones comunes de 10 a 30% observadas en la operación de plantas de lodos activos convencionales. Aún no se ha esclarecido si este incremento de fósforo, así separado, es almacenado o adsorbido en el interior de las células de biomasa, o posiblemente una combinación de estos dos efectos. De cualquier forma, se ha hecho un esfuerzo considerable para determinar las condiciones operacionales que favorecen tal separación incrementada de fósforo. Algunas de estas condiciones se identifican a continuación.

Condición 1. Presencia alternada de ambientes anaerobios y aerobios. Se ha establecido que, bajo condiciones anóxicas, es decir a niveles cero o muy bajos de oxígeno disuelto, la biomasa *libera* fósforo en el licor en forma de ortofosfatos solubles. Por otro lado, bajo condiciones aerobias favorables, es decir con altas tasas de aireación, esta biomasa, previamente despojada de fósforo en condiciones anóxicas, separa fósforo en una escala más alta. Este fósforo así separado corresponde no solamente al que había sido liberado en solución bajo las condiciones anóxicas, sino también a un incremento que representa una fracción considerable del fósforo que entra en el afluente.

En todos los procesos diseñados para separación incrementada de fósforo una de las características fundamentales es la alternancia entre la liberación de fósforo en condiciones anóxicas y la subsecuente separación en condiciones aerobias.

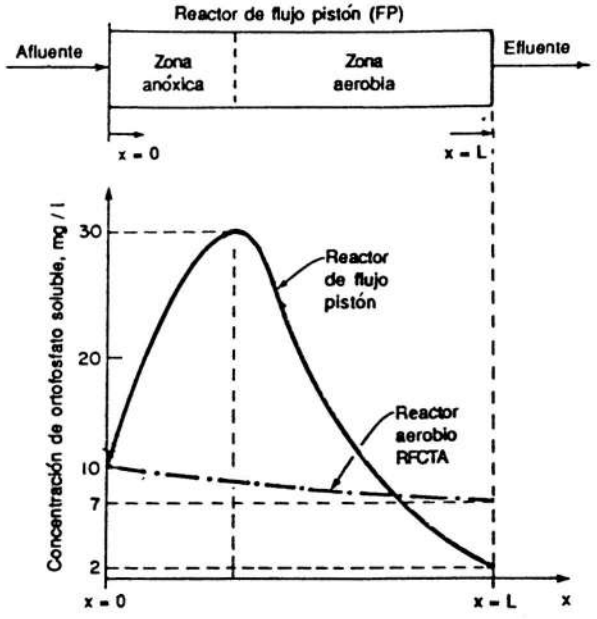


Fig. 8.32. Modelo para la liberación y la separación de fósforo.

La figura 8.32 ilustra este fenómeno; en ella los valores típicos de la concentración de ortofosfatos solubles en el licor aparecen en función de la distancia, x, medida a partir de la entrada al reactor. Esto en el caso de un reactor compuesto de una zona anóxica seguida de una zona aerobia, y en el cual las condiciones de flujo pistón son aproximadamente aplicables. (Véase curva en la figura 8.32.)

Si, por ejemplo, la concentración de ortofosfatos solubles en forma de fósforo (P) en el afluente (a $x = 0$) es 10 mg/l, su valor en el extremo derecho de la zona anóxica, una vez efectuada la liberación de fósforo por la biomasa podría ser de 30 mg/l. Sin embargo, a causa de la separación incrementada de fósforo ocurrida en la zona aerobia, esta concentración de ortofosfato soluble en el afluente (a $x = L$), podría bajar a 1,0 mg/l. Por el contrario, en el caso de un reactor convencional del proceso de lodos activos, es decir un reactor de flujo continuo en tanque agitado (RFCTA), el comportamiento es indicado por la curva (----) de la figura 8.32. En este caso, para la misma concentración de fósforo en el afluente, o sea 10 mg/l, suponiéndose una separación normal de un 30%, la concentración de fósforo en el efluente sería aproximadamente de 7,0 mg/l, o sea, siete veces superior a la observada en el caso del reactor de flujo pistón con una zona anóxica seguida de una zona aerobia.

En efecto, esta condición para separación incrementada de fósforo fue observada por

primera vez en una planta convencional de lodos activos (planta Riling, en San Antonio, Texas, EE.UU.), cuando por accidente la primera mitad del reactor operó con un nivel de oxígeno disuelto muy bajo a causa de la obstrucción de los poros en los difusores. En este caso se observaron porcentajes de separación de fósforo del orden del 96%.

Condición 2. Operación de la balsa de aireación en configuración aproximada de tipo pistón.

Condición 3. Tasas de aireación en la sección aerobia más altas que las comunes. Esto significa la existencia de condiciones favorables para la nitrificación. Con ello se asegura que la demanda de oxígeno de las substancias orgánicas carbónicas ha sido completamente satisfecha.

Condición 4. La zona anóxica, con la cual la biomasa entra primeramente en contacto (fig. 8.32) debe estar relativamente libre de nitratos. Como resultado de la condición 3, la zona aerobia es rica en nitratos, lo cual significa que los lodos en suspensión en el efluente del reactor deben ser sometidos a una desnitrificación antes de reciclarse hacia la zona de entrada del reactor. Esto es un elemento importante del proceso Bardenpho que será descrito después en esta sección.

Condición 5. Las condiciones aerobias deben mantenerse en el clarificador secundario para evitar una liberación de fósforo en el efluente.

Condición 6. La concentración de MLVSS debe mantenerse superior a 1200 mg/l.

Condición 7. La purga debe realizarse de forma continua en vez de intermitente.

Estas siete condiciones representan los criterios de base para elegir la secuencia de los procesos para la separación incrementada de fósforo.

A continuación se describen tres de estos procesos:

1. Proceso PhoStrip.
2. Proceso Bardenpho.
3. Proceso Phoredox.

1. *Proceso PhoStrip:* El diagrama de flujo de este proceso se muestra en la figura 8.33, donde también se indican los caudales típicos de algunas de las corrientes, en múltiplos de caudal del afluente Q_F.

Una parte del reciclado de lodos correspondiente a (0,1 a 0,3) Q_F, está sometida a condiciones anaerobias en un tanque designado como «eliminador de fosfatos», localizado en una línea paralela al reciclado convencional directo de lodos. En este tanque el fósforo es liberado del lodo en la capa superficial. El lodo despojado de fósforo (0,5 a 0,25) Q_F, es entonces retornado al reactor aerobio donde separa el fósforo que entra a la planta en el afluente. Por consiguiente, en el proceso PhoStrip los microorganismos entran en contacto alternativamente con ambientes anaerobio y aerobio. La capa superficial del eliminador, enriquecida en fósforo, es entonces tratada con cal en un tanque con agitador, en el

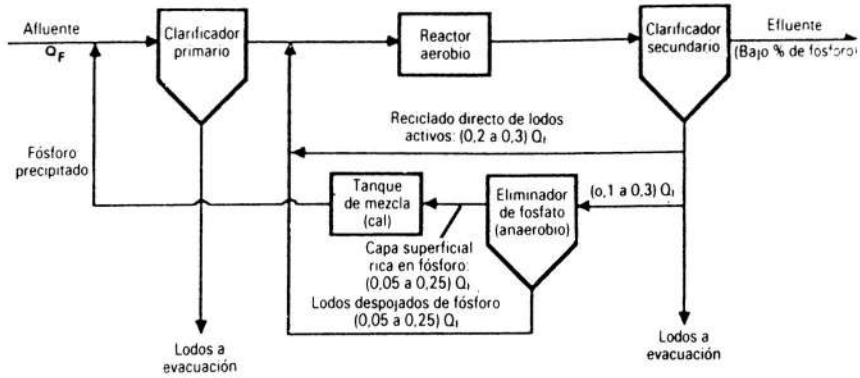


Fig. 8.33. Diagrama de flujo del proceso PhoStrip.

cual el fósforo es precipitado en forma de fosfato de calcio. Este precipitado se descarga en el clarificador primario. El tiempo de retención en el reactor aerobio es normalmente de 8 a 12 horas.

2. *Proceso Bardenpho:* La palabra «Bardenpho» se deriva de *Bar*nard, el primero que propuso el proceso, *desni*trificación y separación de fósforo (*pho*sphorus, en inglés).

Los microorganismos son primeramente expuestos a un medio ambiente libre de oxígeno disuelto y de nitratos (véase las condiciones 1 y 4 mencionadas previamente). En tales condiciones ocurre una liberación de fósforo. En una etapa posterior, la biomasa es sometida a un medio ambiental aerobio en el cual el fósforo, que había sido previamente liberado en la solución, y aquél que entra en el afluente, pueden ser separados por los microorganismos, o precipitados en la solución. Los niveles de separación son superiores a las exigencias metabólicas normales. Esta precipitación es el resultado del cambio de potencial redox causado por la exposición a diferentes medios ambientes. El diagrama de flujo del proceso Bardenpho comporta algunas variaciones, una de las cuales se muestra en la figura 8.34.

El primer reactor en la figura 8.34 es anaerobio. En este reactor tanto el oxígeno disuelto como los nitratos deben estar ausentes. El afluente aporta sustrato degradable. Nótese que el licor que contiene el reciclado de los lodos ha sido desnitrificado en el segundo reactor anóxico.

La reducción de la DBO y la nitrificación ocurren en el reactor aerobio. El licor mixto nitrificado se recicla por una línea externa del reactor aerobio de retorno al reactor anóxico primario, donde en ausencia de oxígeno disuelto libre, la desnitrificación ocurre utilizando el carbono del afluente como fuente carbónica. El licor mixto que no es reciclado hacia el reactor anóxico primario, pasa al reactor anóxico secundario, donde se produce una desnitrificación adicional a baja tasa, en condiciones de respiración endógena. Antes de

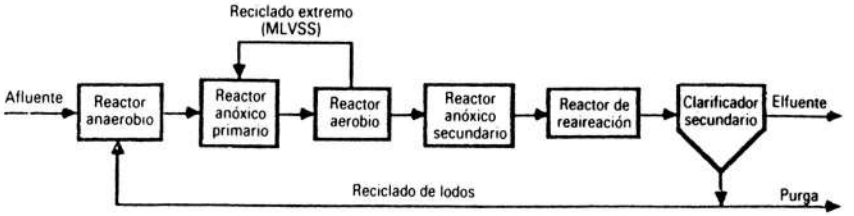


Fig. 8.34. Proceso Bardenpho modificado.

entrar en el clarificador secundario, el licor mixto pasa a través de un pequeño reactor de reaireación, por las siguientes razones:

i) Para hacerse la nitrificación de cualquier amoníaco liberado durante la respiración endógena en el reactor anóxico secundario [véase ecuación (5.25)].
ii) Para garantizar la existencia de condiciones aerobias en el clarificador secundario, que impidan la desnitrificación y la consecuente producción de gas nitrógeno, lo que causaría una flotación del lodo, y por consiguiente una gran dificultad para la sedimentación.
iii) Para garantizar que existan condiciones aerobias en el clarificador secundario, de modo que cualquier fósforo que pudiera encontrarse en el lodo no sea liberado en el efluente.

En una versión simplificada del proceso Bardenpho, el reactor anaerobio en el extremo izquierdo del diagrama de la figura 8.34 es omitido, y el afluente así como el lodo reciclado entran directamente en el reactor anóxico primario. Esta versión simplificada se conoce generalmente como «proceso Bardenpho», mientras que aquélla de la figura 8.34 es conocida como «proceso Bardenpho modificado».

3. *Proceso Phoredox:* En el proceso Phoredox se obtiene una separación incrementada de fósforo en una planta convencional de lodos activos *no* diseñada para nitrificación. Esto se hace colocando simplemente una balsa anaerobia a la entrada de la planta, como indica la figura 8.35.



Fig. 8.35. Proceso Phoredox.

Con este esquema, la nitrificación en la balsa aerobia debe ser minimizada para evitar que se descarguen nitratos en la balsa anaerobia vía el reciclado de los lodos (referencia: condición 4).

Otra versión del proceso Phoredox, conocida como «proceso Phoredox modificado» es similar al proceso Bardenpho modificado (fig. 8.34), excepto que se omiten los dos últimos reactores: el anóxico secundario y el reaireador. Hoy en día hay en funcionamiento muchas variaciones y combinaciones de estos tres procesos básicos para la separación incrementada de fósforo.

10. PROCESO «SONOZONE» DE PURIFICACIÓN DE AGUAS RESIDUALES

Este proceso de tratamiento ha sido desarrollado en la Universidad de Notre Dame (Lobund Laboratory), y la Ecology Division de Telecommunications Industries, Inc. (Lindenhurst, New York) puede construir plantas comerciales basadas en este proceso. En la Universidad de Notre Dame se está utilizando una planta piloto con una capacidad de 3,15 m^3/h como modelo de investigación, tratando las aguas residuales del campus de la Universidad. En Indiantown, Florida, [4], se halla en funcionamiento una planta a escala real con una capacidad de 0,02 m^3/s.

Telecommunications Industries, Inc. indica que el proceso «Sonozone» proporciona tratamiento terciario a costes comparables a los del secundario. El proceso «Sonozone» combina los ultrasonidos y el tratamiento con ozono. En la figura 8.36 se muestra un diagrama de flujo simplificado del proceso. El tratamiento incluye tres etapas de las cuales las dos iniciales son unidades de pretratamiento.

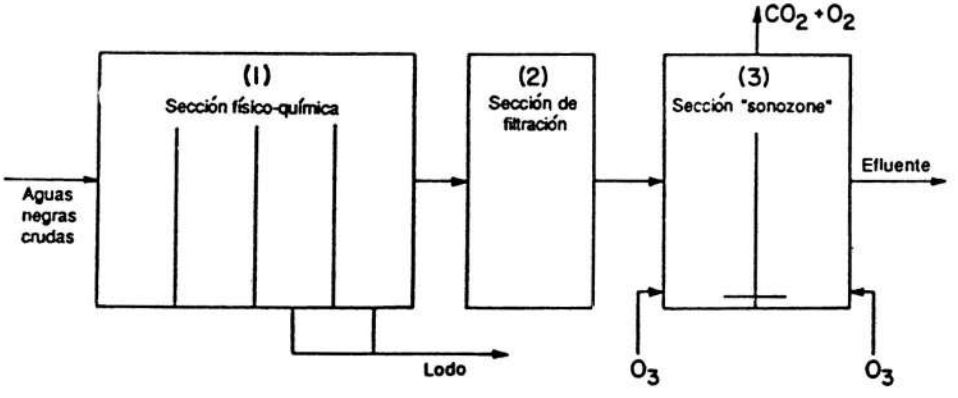


Fig. 8.36. Diagrama del flujo del proceso «Sonozone» [13]. (Cortesía de Telecommunications Industries, Inc.)

1. *Sección físico-química.* El lodo se separa mediante una serie de unidades de tratamiento primario utilizando la coagulación seguida de clarificación.

2. *Sección de filtración.* El sistema de filtración está proyectado para eliminar los sólidos de tamaño microscópico y los productos orgánicos procedentes del agua residual clarificada.

3. *Sección «Sonozone».* La unidad central es la que comprende el ozono y los ultrasonidos. Consiste de un pequeño disco metálico vibratorio en el fondo de un tanque a través del cual fluye el agua residual. Se envía una corriente estable de ondas ultrasónicas mediante el disco vibratorio y simultáneamente se hace burbujear ozono dentro del tanque, siendo este ozono producido en un generador cercano a la unidad mediante arcos de corriente eléctrica a través del aire.

El mecanismo exacto de los fenómenos que tienen lugar cuando el agua residual se somete a una combinación de ozono y ondas de ultrasonido está todavía bajo investigación. Las ondas de alta frecuencia rompen las bacterias y las partículas en disolución en otras de tamaño submicrónico. De esta forma se hacen muy susceptibles al fuerte efecto oxidante del ozono, con lo cual el consumo de este producto es menor que el requerido en otras circunstancias. Los compuestos de carbono se oxidan dando lugar a CO_2 y O_2. Esto corresponde a la ecuación simplificada siguiente:

$$2O_3 + C \rightarrow CO_2 + 2O_2 \qquad (8.126)$$

En los ensayos que se llevan a cabo en la unidad piloto de la Universidad de Notre Dame, en menos de 60 segundos de tratamiento «Sonozone» se destruyen el 100% de las bacterias y virus fecales, el 93% de los fosfatos y el 72% de los compuestos nitrogenados. La calidad del efluente es casi exclusivamente la misma a la que podría conseguirse mediante destilación.

En el efluente, el ozono se descompone rápidamente en oxígeno. Este oxígeno disuelto es beneficioso a la corriente receptora y ayuda a mantener la vida acuática. Por el contrario, el cloro, que es el desinfectante más ampliamente usado, permanece en el efluente y se convierte en contaminante.

El lodo de la sección físico-química del sistema «Sonozone» se trata por cualquiera de los métodos convencionales tales como eras de secado, filtración al vacío, centrífugas o incineración. La planta de Indiantown utiliza eras de secado sobre arena, devolviéndose el líquido procedente de las eras al sistema «Sonozone». El lodo se recoge y se transporta periódicamente a una zona de evacuación de lodos.

Una característica importante del proceso es su compactibilidad. Se estima que el sistema «Sonozone» requiere aproximadamente un 20% de la superficie de los sistemas convencionales, con lo que el dinero invertido en la adquisición del terreno se reduce considerablemente. Además, el pequeño tamaño que requiere la planta resulta mucho más atractivo que las grandes superficies requeridas por las balsas de sedimentación y aireación de los sistemas convencionales.

PROBLEMAS

I. Verifíquese si los datos de adsorción en carbón activo de la tabla que viene a continuación se ajustan a un isoterma de Langmuir. Si es así, determínese las constantes K y b.

C (mg/l)	X/M (g/g)
10	0,20
20	0,28
30	0,33

II. Se lleva a cabo en el laboratorio un estudio de adsorción de aguas residuales en carbón activo. El aparato está formado por tres columnas en serie, cada una de las cuales con un diámetro de 10 cm y una profundidad de lecho de 1,0 m. El afluente de agua residual tiene una concentración de 10 mg/l DBO_5 y el caudal de 0,8 l/min. Los tiempos de ruptura para alcanzar una concentración en el efluente de 10 mg/l DBO_5 en cada columna, fueron, respectivamente, 50, 150 y 250 h.

1. Con los datos de laboratorio determínese el valor de los parámetros N_o (en kg/m^3) y K [en (kg/m^3)$^{-1}$(h)$^{-1}$].
2. Calcúlese la profundidad en metros y el diámetro también en metros de una columna a escala real para un caudal de 250 l/min de la misma agua residual. El caudal unitario de la columna a escala real es de 1,8 l/(m^2)(s) y el tiempo de servicio 1 mes. Adóptese la misma concentración de ruptura de 10 mg/l.

¿Cómo podrían llevarse a cabo mejores experiencias de laboratorio para un diseño más exacto de la columna a escala industrial?

III. Se ha llevado a cabo un estudio de laboratorio para la adsorción de ABS (alkylbenzeno sulfonato) en solución acuosa, utilizando columnas de carbón activo. Los resultados de este estudio se muestran en la figura 8.37 y en la tabla siguiente:

Caudales, l/(min)(m^2)	Pendientes, h/m	Ordenada en el origen, h
101,9	1467	−630
203,8	567	−370
407,6	243	−250

Los datos fueron obtenidos para un afluente con concentración de ABS de 10 mg/l. El punto de ruptura fue elegido a una concentración de ABS de 0,5 mg/l.

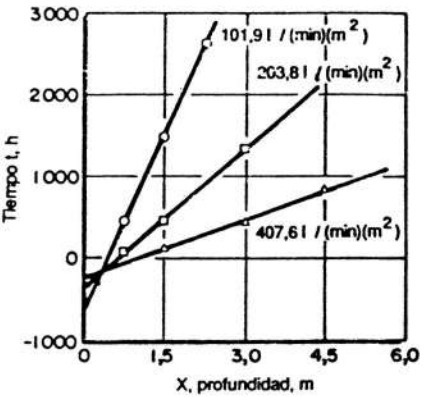


Fig. 8.37. Gráfico: tiempo en función de la profundidad de lecho (problema III).

Se pide:

1. Determinar los parámetros K, D_o y N de la ecuación de Bohart-Adams a 101,9, 203,8 y 407,6 l/(min)(m^2) y trazar un gráfico para estos parámetros en función de los caudales.

Unidades: K, m^3/(kg)(h); D_o, m; N_o, kg/m^3.

2. Calcular el tiempo de servicio para llegar al punto de ruptura, con una columna de 1,2 m de profundidad, que opera con un caudal de 203,8 l/(min)(m^2).

IV. Se han llevado a cabo experimentos de adsorción en carbón activo en una unidad de laboratorio con tres columnas en serie, con diámetros de 5,08 cm y una profundidad de carbón activo de 0,914 m. El agua residual entra con una concentración de 90 mg DBO_5/l y un caudal de 0,19 l/min. Los tiempos de operación para llegar a una concentración de ruptura de 10 mg DBO_5/l, para cada columna, son, respectivamente, 60, 160 y 280 h.

Calcular la profundidad y el diámetro en m para una columna comercial, de 260 l/min de caudal y para la misma agua residual entrando con una concentración de 80 mg/l de DBO_5. El caudal unitario es de 2,04 l/(m^2)(s) y el tiempo de operación es de un mes. La concentración de ruptura es de 10 mg/l de DBO_5. Utilice los valores de los parámetros N_o y K, obtenidos en el laboratorio, para el diseño de la columna comercial.

¿Cómo podrían llevarse a cabo mejores experiencias de laboratorio para un diseño más exacto de la columna comercial?

V. Un agua residual industrial contiene substancias orgánicas que no se pueden eliminar por tratamiento secundario. El efluente de una planta de tratamiento secundario tiene

una DQO de 52,5 mg/l. Se propone seguir el tratamiento secundario por un proceso de adsorción de carbón activo. La concentración de ruptura especificada es de 10,5 mg/l de DQO.

Ensayos preliminares fueron efectuados a escala de laboratorio con tres columnas de carbón activo en serie. Cada columna contiene una profundidad de 3 m de carbón activo. El caudal unitario es de 163 l/(min)(m^2). El tiempo requerido para alcanzar una concentración C_E = 10,5 mg/l de DQO, con un afluente con C_o = mg/l DQO fue determinado analizándose continuamente las concentraciones del efluente de la tercera columna. Los datos siguientes son los que se obtuvieron:

D, profundidad m	*t*, *h*
3,0	435
6,0	1147,5
9,0	1860,0

1. Trace un gráfico de profundidad de lecho en función del tiempo de servicio, y determine los parámetros N_o (kg/m^3), K [m^3/(kg)(h)] y D_o (m).

2. Calcular la velocidad de desplazamiento de la zona de transferencia de masa, μ_{MTZ}, en m/h.

3. El diseño de una columna para la planta de tratamiento es basado en un tiempo de servicio de 10 días para alcanzar una concentración C_E = 10 mg/l de DQO, con una alimentación C_o = 52,5 mg/l DQO. El caudal es de 163 l/(min)(m^2).

Calcular la profundidad del lecho de carbón activo requerido, en m.

4. Trazar la curva de ruptura para la columna con la profundidad D calculada en el punto 2, si la columna es operada en las mismas condiciones, es decir, los mismos valores de C_o, C_E y caudal. Para trazar esta curva, calcular las ordenadas C_E (en mg/l DQO) a t = 0, 10, 20, 30, 40, 60 y 65 días. ¿Cuáles son los porcentajes de saturación para la columna en estos tiempos t?

5. A partir de la curva de ruptura trazada en el punto 4, recalcular el parámetro N_o (kg/m^3) por integración gráfica. Compare este valor con el obtenido en el punto 1.

6. Si es necesario tratar 113 560 l/d de agua residual, calcular el diámetro, en m, de las columnas requeridas.

7. Describir en detalle el programa de operación del sistema de columnas en serie que ha de ser utilizado en la planta de tratamiento. Cada columna tendrá la profundidad de carbón activo calculada en el punto 3. La columna deberá ser enviada a la regeneración cuando alcance aproximadamente el 90% de saturación. ¿Cuántas columnas en series serán necesarias?

Enumerar las etapas de operación para un ciclo completo (número de días por ciclo), y

especificar las concentraciones del efluente para cada columna de la serie después de 10, 20, 30 ... N días de operación, en que N es el número de días por ciclo.

8. Si se considera una pérdida de 10% del carbón activo enviado a la unidad de regeneración, calcule el reemplazo de carbón activo en m^3/año.

9. ¿Cuál es la cantidad de soluto retenido en kg/año, para el sistema correspondiente al diagrama trazado en el punto 7? ¿Cuál es la cantidad de soluto perdido en el efluente, en kg/año?

VI. Una corriente de aguas residuales procedentes de una industria de tratamientos galvánicos tiene las siguientes características: caudal, 200 l/min durante 12 h al día; composición química: cobre, 30 mg/l como Cu^{2+}; zinc, 12 mg/l como Zn^{2+}; níquel, 20 mg/l como Ni^{2+} y cromato, 125 mg/l como CrO_3. Las características de las resinas aniónica y catiónica son las dadas en la tabla siguiente:

	Catiónica	Aniónica
Regenerante	H_2SO_4	NaOH
Dosis (g/l de resina)	177	75
Concentración (%)	5	10,0
Caudal, l/(min)(m^2)	20,4	20,4
Capacidad de intercambio	1,5 eq/l	61 g CrO_3/l
Agua de lavado (l/l de resina)	17	13

1. Diséñese un sistema de intercambio aniónico para separar los cromatos. Estímese el volumen de resina requerido, la sosa necesaria en la regeneración diaria y el consumo de agua de lavado.

2. Diséñese un intercambiador catiónico para separar Cu^{2+}, Zn^{2+}, y Ni^{2+}. Calcúlese el volumen de resina requerido, la cantidad de H_2SO_4 para la regeneración diaria y el consumo de agua de lavado.

VII. Una planta de tratamiento basada en ósmosis inversa debe ser diseñada. Módulos tubulares de membrana, con la configuración que se muestra en la figura 8.38 son utilizados.

Las especificaciones de diseño son las siguientes:

1. Capacidad: 0,44 m^3/s de producción de agua purificada (Q_F).
2. Factor de recuperación, $R = 75\%$. Este factor corresponde a la relación entre el caudal del agua purificada (Q_P) y el caudal de la alimentación (Q_F), es decir, $R = (Q_P/Q_F) \times 100$.
3. Factor de rechazo: $f = 0{,}95$; definido por la ecuación (8.51).
4. Presión de funcionamiento: 43 kg/cm_2 (es decir, $\Delta P = 43$ kg/cm^2).
5. Temperatura del agua, $t = 30°C$.
6. Sólidos totales disueltos en la alimentación: 600 mg/l.

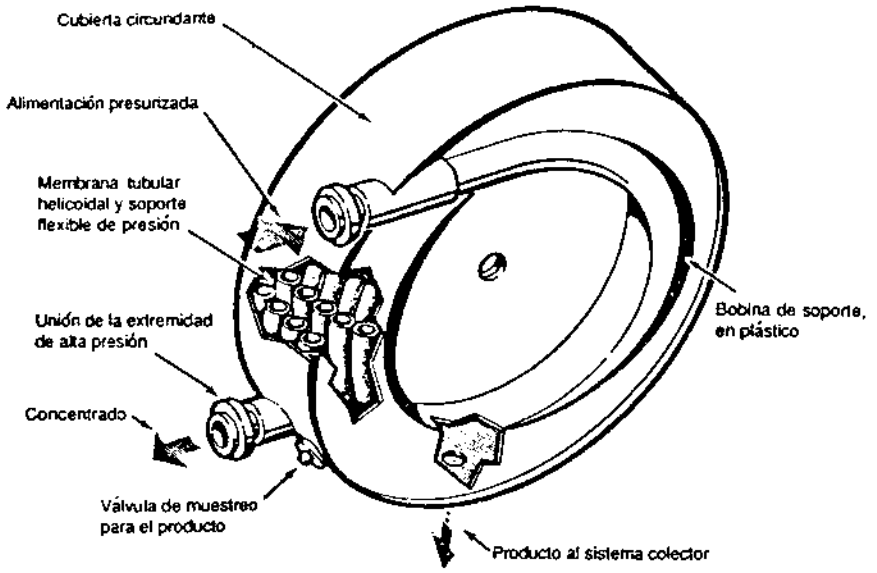


Fig. 8.38. Configuración del módulo tubular helicoidal (problema VII).

7. El área de la membrana debe ser establecida basándose en un caudal unitario de 1630 l/d.m^2 a 25°C.

8. La densidad del relleno del módulo es de 250 m^2/m^3. Este parámetro está definido como el área de la superficie de la membrana por unidad de volumen global de módulo.

9. El volumen global de cada módulo es de 0,0283 m^3.

10. Suponer que la relación entre la potencia teórica y la potencia al freno, para la bomba de alimentación, es de 0,9.

11. El terreno necesario puede ser estimado por la relación:

$$\text{Area, ha} = 0{,}2834 + 3{,}036\ Q_p, \text{ donde } Q_p \text{ es la capacidad en m}^3\text{/s}$$

12. El concentrado obtenido pasa a un lecho de secado, en el cual la evaporación neta es estimada en 127 cm/año.

Calcular:

1. El caudal total de agua residual, en m^3/s, que podría ser tratado.
2. El caudal de concentrado, Q_c, en m^3/s.
3. El área total de la membrana en m^2. Utilice la figura 8.20 para la corrección necesaria.
4. El volumen global de los módulos y el número de módulos necesario.

5. Los sólidos totales disueltos, en mg/l, en el agua purificada.
6. La potencia teórica, en CV, y la potencia al freno requerida para la bomba de alimentación.
7. El área del terreno, en ha.
8. La concentración de sólidos totales disueltos, en mg/l, y el peso seco de sólidos (kg/d) en el concentrado.
9. La superficie del lecho de secado, en ha.

VIII. La ecuación (8.67) es una forma modificada de la ley de Chick.

1. Demuéstrese que si en la ecuación (8.67), $m < 1$ la velocidad de eliminación disminuye con el tiempo, mientras que si $m > 1$ la velocidad de eliminación aumenta con el tiempo. Dibújense gráficas típicas del número de bacterias supervivientes, N, en función del tiempo para estos dos casos.
2. Una representación de $\log[-\ln(N/N_0)]$ en función de $\log t$ preparada a partir de experimentos discontinuos con *E. coli* a concentración constante de cloro conduce a una línea recta de pendiente 2,0.

(*a*) Derivese la ecuación de velocidad, esto es, dN/dt para este caso.

(*b*) Escríbanse las ecuaciones de funcionamiento, esto es, relación N_e/N_0, para los casos de cloración en un reactor de flujo pistón y para la cloración en un RFCTA.

IX. El sistema para desinfección de agua potable de una pequeña comunidad se muestra en el siguiente diagrama:

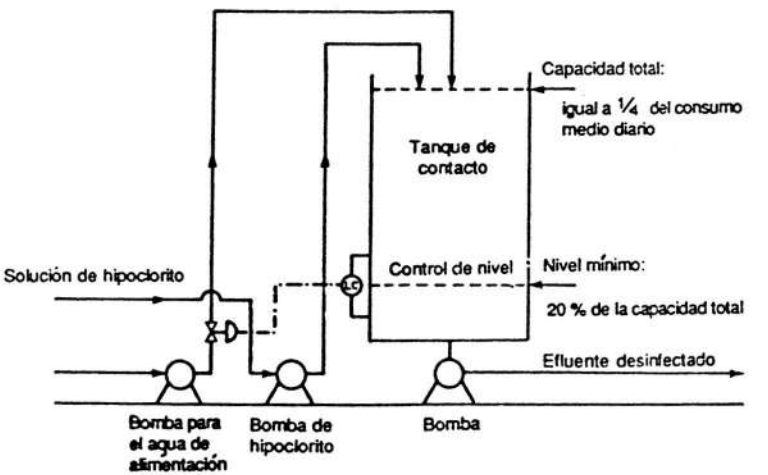


Fig. 8.39. Sistema de desinfección (problema IX).

El tanque de contacto se ha diseñado para una población de 200 personas con una consumición media de 265 litros/(persona)(día).

El tanque, completamente lleno, almacena 25% del consumo diario de agua. Un sistema automático de control de nivel inicia la operación de la bomba de alimentación de agua, cuando el nivel en el tanque baja al 20% de su capacidad. Durante las horas de mayor consumo, la demanda alcanza un nivel 4,5 veces superior a la media.

En consecuencia, el tiempo mínimo de contacto del desinfectante con el agua que se podría producir corresponde al caso en que el nivel del tanque de contacto estuviera en su mínimo y el consumo fuera 4,5 veces el consumo medio. La desinfección debe ser planificada en base a este tiempo de contacto mínimo. La relación entre el tiempo de contato y la concentración de cloro residual es definida por la ecuación (8.70), con $n = 1$, $K = 12$, t_p en minutos y C en mg/l. Este estándar corresponde a una mortalidad de 100% del virus Coxsackie A-2, que había sido establecida por ensayos de laboratorio a la temperatura normal de operación y al pH del sistema de desinfección.

Si la concentración de cloro residual es superior a 2,5 mg/l se produce la formación de dicloramina y tricloruro de nitrógeno, que dan un sabor desagradable del agua. Si la concentración de cloro residual es mantenida por debajo de los 1,5 mg/l esta situación es evitada.

Se pide:

1. Calcular el tiempo mínimo de contacto, tomando en cuenta las condiciones de la operación así descritas.
2. ¿Podría este estándar de desinfección ser satisfecho para el caso del tiempo de contacto mínimo, si la concentración de cloro residual utilizada fuera de 0,5 mg/l?
3. Si la respuesta a la pregunta (2) es negativa, ¿sería una concentración de cloro residual de 1,5 mg/l adecuada para satisfacer este estándar bacteriológico?
4. ¿Cuál sería la concentración mínima de cloro residual requerida para satisfacer el estándar bacteriológico en el caso del tiempo de contacto mínimo?

X. Tres balsas de estabilización en serie son utilizadas para mejorar las características bacteriológicas del efluente de una planta de lodos activos.

Dado:

N_o = la población de coliformes por 100 ml del afluente a la primera balsa.
N_e = la población de coliformes por 100 ml del efluente de la primera balsa.
$N_{e,1}$ y $N_{e,2}$ = las poblaciones de coliformes por 100 ml para los efluentes de la primera y segunda balsas, respectivamente.

La cinética de reducción de coliformes puede ser considerada como de primer orden. Los tiempos de detención para cada balsa fueron elegidos para la condición óptima, que corresponde a tiempos de detención iguales para cada balsa [Referencia: capítulo 5, sección 12.4]. La constante cinética para reducción de coliformes puede ser calculada por una ecuación propuesta por Marais [Marais, G. V. R., «Faecal Bacterial Kinetics in Stabili-

zation Ponds», *Journal of the Environmental Engineering Division, ASCE,* **100,** 119 (1974)]:

$$K_b = 2{,}6(1{,}19)^{T-20}$$

donde: K_b = constante cinética, día^{-1}. El índice b se refiere a bacterias. T = temperatura, °C.

1. Si los tiempos de retención son de 10 días para cada balsa, calcular el porcentaje de reducción de coliformes durante los meses de verano, cuando la temperatura de las balsas es aproximadamente de 20°C.

Tómese: $N_0 = 4 \times 10'$ CF/100 ml (CF: coliformes fecales).

2. Calcular el número de coliformes ($N_{e,1}$ y $N_{e,2}$) en CF/100 ml para los efluentes de la primera y segunda balsas.

XI. Resuélvase de nuevo el ejemplo 8.6 para incluir el efecto de la temperatura del reactor T_w. Además de los datos básicos presentados en el enunciado del ejemplo 8.6, supóngase que pueden tomarse los siguientes datos como base para llevar a cabo el balance térmico del reactor y la evaluación del efecto de la temperatura en los coeficientes biocinéticos:

Temperatura del aire: 15,6°C
Temperatura de alimentación del agua residual: 15,6°C
Coeficientes de Arrhenius = 1,03 para k, ecuación (5.142)
= 1,07 para k_N, ecuación (8.91)
= 1,04 para k_d, ecuación (5.152)
= 1,04 para b, ecuación (5.153)

Despréciense los efectos de la temperatura sobre los parámetros Y, Y_N, a y X_L. Básense los cálculos de temperatura en la ecuación (5.148), en la que se utiliza la potencia total (para la eliminación de la DBO y la nitrificación).

XII. Diséñese una unidad combinada separación de carbono/nitrificación utilizando la solución de diseño resumida en la sección 9.4.5, basada en el concepto de la edad de los los lodos. La siguiente información debe emplearse como base del diseño.

1. Caudal $Q_F = 0{,}4$ m^3/s
2. $S_F = 200$ mg DBO_5/l.
3. $(NTK)_F = 20$ mg/l como N.
4. $S_e \leq 20$ mg/l como DBO_5.
5. $k = 0{,}04$ d$^{-1} \times$ l/mg a 20°C.
6. $Y = 0{,}5$ a 20°C.
7. $Y_N = 0{,}05$ a 20°C.
8. $k_d = 0{,}05$ d^{-1} a 20°C.
9. $a = 0{,}7$ a 20°C.

10. $b = 0{,}1\ d^{-1}$ a 20°C.
11. pH de funcionamiento = 7,0.
12. Temperatura de diseño T_w para el reactor, 15°C.
13. Supóngase que el pH óptimo para el crecimiento de Nitrosomonas es 8,2. Estímese el efecto del pH con la ecuación (8.103).
14. Estímese el efecto de la temperatura en la velocidad de crecimiento de Nitrosomonas con la ecuación (8.104).
15. Supóngase que $(\mu_{m,x})_{NS}$ a 20°C y pH óptimo es $0{,}4\ d^{-1}$.
16. Supóngase que el efecto de la temperatura sobre el parámetro K_N viene dado por la ecuación (8.112).
17. La base de diseño para el rendimiento de la nitrificación E_N es 95%.
18. Supóngase un valor $X_{v,a} = 2000$ mg/l.
19. Supónganse los siguientes coeficientes de Arrhenius:

$$\theta = 1{,}03 \text{ para } k, \text{ ecuación (5.142)}$$

$$\theta = 1{,}04 \text{ para } k_d, \text{ ecuación (5.152)}$$

$$\theta = 1{,}04 \text{ para } b, \text{ ecuación (5.153)}$$

Despréciese el efecto de la temperatura sobre los parámetros Y, Y_N y a. Despréciese la respiración endógena para el caso de la biomasa autótrofa.

Calcúlese:

1. El valor de θ_c^m para las Nitrosomonas, bajo las condiciones de funcionamiento y el valor real θ_c.
2. El volumen del reactor en m^3 para un rendimiento E_N del 95% en la nitrificación.
3. El valor de S_e cuando el reactor se diseña para un rendimiento del 95% en nitrificación.
4. La producción de biomasa heterótrofa, kg/d.
5. La producción de biomasa autótrofa, kg/d.
6. La fracción F_N de biomasa autótrofa.
7. El consumo de oxígeno total, kg O_2/d y la potencia requerida en HP, basándose en un valor conservador del $(RT)_{real} = 0{,}68$ kg O_2/(HP × h).

XIII. Repítase el problema XII para el caso de un proceso en etapas separadas oxidación de carbono/nitrificación. Son de aplicación las siguientes observaciones:

1. pH: Tómese pH = 7,5 para la etapa de oxidación de carbono y pH = 7,0 para la etapa de nitrificación.
2. Para la etapa de oxidación de carbono supóngase una concentración de MLVSS, $X_{v,a} = 2000$ mg/l.
3. Supóngase que para la etapa de oxidación del carbono, la corriente de purga se toma del efluente del reactor (esto es, $X_{v,a} = 2000$ mg/l).

4. Para la etapa de nitrificación selecciónese un valor inicial arbitrario de concentración de nitrificantes $X_{N,a} = 100$ mg/l.

Los otros datos requeridos son los mismos que en el problema XII. En este caso:

1. Compárese el volumen total del reactor y la potencia en HP requerida para el proceso en etapas separadas con los valores del proceso combinado del problema XII. Utilícese un valor conservador de $(RT)_{real} = 0{,}68$ kg O_2/(HP)(h).
2. Estímese la fracción de nitrificantes en la etapa de nitrificación.

XIV. El pH de la corriente de alimentación a la planta combinada oxidación de carbono/nitrificación, del problema XII es 7,6 y su alcalinidad es de 350 mg/l como $CaCO_3$. Estímese la caída de pH que se produciría como resultado de la nitrificación. Si se desea que el pH se mantenga por lo menos igual a 7,0, ¿es necesario añadir hidróxido sódico? En caso afirmativo, estímese la cantidad de hidróxido sódico que debe añadirse en kg/d.

XV. Una agua residual, después de sedimentación primaria, tiene la siguientes características:

Caudal: 8817 m^3/d
DBO_f: 98 mg/l
NTK: 39 mg/l
VSS: Despreciable

Diseñar una planta combinada para reducción de DBO y nitrificación, seguida de una unidad de desnitrificación.

El diseño debe ser basado en las siguientes condiciones y especificaciones:

1. Temperatura del licor en el reactor biológico: 4,5°C.
2. pH del licor en el reactor biológico: 7,4.
3. pH óptimo para la nitrificación: $(pH)_{opt} = 8{,}0$.
4. $(\mu_{max})_{NS} = 0{,}4\ d^{-1}$; a 20°C y pH = 8,0.
5. Concentración de biomasa heterótrofa en el reactor biológico:

$$X_{V,a} = 2000 \text{ mg/l}$$

6. Concentración de biomasa anaerobia en el reactor de desnitrificación:

$$X_{DN} = 1500 \text{ mg/l}$$

7. Las concentraciones de biomasa en la alimentación ($X_{X,F}$) y en el efluente del clarificador secundario ($X_{V,e}$) son despreciables.
8. Los parámetros biocinéticos fueron determinados a 20°C, con reactores a escala de laboratorio, y son:

$k = 0{,}03\ d^{-1} \times$ l/mg $[\theta = 1{,}03]$
$k_d = 0{,}07\ d^{-1}\ [\theta = 1{,}05]$

$Y = 0{,}5$ kg MLVSS/kg DBO_f
$Y_N = 0{,}05$ kg nitrificantes/kg NH_4^+-N.

Suponer que los coeficientes de producción de biomasa (Y y Y_N) son esencialmente independientes de la temperatura. Utilice la ecuación de Arrhenius con los coeficientes θ indicados, para las correcciones de los coeficientes respectivos con la temperatura.

9. La desnitrificación sigue una cinética de orden cero. Tómese el coeficiente k_{DN} a la temperatura de funcionamiento como 1,0 d^{-1}.

10. La DBO_f del efluente final para la unidad combinada no debe exceder de 10 mg/l.

11. La unidad combianda debe ser diseñada para alcanzar por lo menos una nitrificación de 95%.

12. El diseño de la unidad de desnitrificación estará basado en la eliminación del 90% del nitrógeno presente como NO_3^--N contenido en la alimentación fresca al reactor.

En el proceso de diseño debe responderse a las siguientes interrogantes:

1. Valor de $(\mu_{max})_{NS}$ para las condiciones de funcionamiento.
2. Valores de los parámetros biocinéticos a la temperatura de diseño.
3. ¿Está el diseño del reactor combinado controlado por la eliminación de DBO_f o por la nitrificación?
4. Valor de la edad de los lodos, θ_c, en días.
5. Valor de la velocidad especifica de consumo de sustrato, q; d^{-1}.
6. NH_4^+-N disponible para la nitrificación; mg/l.
7. Producción de biomasa heterótrofa y autótrofa (en kg/d). También calcular el valor del coeficiente Y_n para la producción de biomasa heterótrofa.
8. Valor de S_e (DBO_f soluble para el efluente del reactor) y el rendimiento de la nitrificación, E_N.
9. Volumen del reactor combinado (m^3) y tiempo de retención t en horas.
10. Fracción de la biomasa autótrofa en el reactor combinado, así como su concentración en mg/l.
1. Oxígeno transferido, en kg/d para:

i) Reducción de DBO_f
ii) DON
iii) El total.

12. Potencia requerida para la aireación, en CV. Este cálculo debe estar basado en una temperatura de 4,5°C para el licor y la suposición de un valor conservativamente bajo para los kg de oxígeno transferidos por CV × h. Tómese: 0,81 kg O_2/CV × h.

13. El caudal (m^3/s) alimentado a la planta de desnitrificación. Para esta esta estimación tómese la concentración de la biomasa en la descarga del clarificador secundario como 8000 mg/l. La purga de lodos es retirada de la línea de reciclaje.

14. El volumen, en m^3, del reactor de desnitrificación y su tiempo de detención.

Trace un diagrama detallado para la planta entera, indicando para cada corriente los caudales en m^3/s, las concentraciones DBO_t en mg/l, las concentraciones de nitrógeno en mg/l, las concentraciones de biomasa en mg/l, las producciones de lodos en kg/d, las transferencias de oxigeno en kg/h y las potencias requeridas en CV.

REFERENCIAS

1. Adams, C. E., Jr., y Eckenfelder, W. W., Jr., «Process Design Techniques for Industrial Waste Treatment». Enviro Press, Nashville y Austin, 1974.
2. Benefield, L. D., y Randall, C. W., «Biological Process Design for Wastewater Treatment». Prentice Hall Inc., Englewood Cliffs, 1980.
3. Bohart, G. S., y Adams, E. Q., *J. Am. Chem. Soc.* **42**, 523 (1920).
4. Business Week, «Is Ozone the Way to Treat Sewage?». McGraw-Hill, New York, 1973.
5. Castellan, G. W., «Physical Chemistry», pág. 263. Addison-Wesley, Reading, Massachusetts, 1964.
6. Chick, H., *J. Hyg.* **8**, 92 (1908).
7. Eckenfelder, W. W., Jr., y Ford, D. L., «Water Pollution Control». Pemberton Press, Austin y New York, 1970.
8. Kaup, E. C., *Chem. Eng. (N. Y.)* **80**, N.º 8, 46 (1973).
9. Loeb, S., «Sea Water Demineralization by Means of a Semipermeable Membrane», Rep. 63-32. Department of Engineering, University of California, Los Angeles, 1963.
10. Metcalf & Eddy, Inc., «Wastewater Engineering: Collection, Treatment, Disposal». McGraw-Hill, New York, 1972.
11. Sourirajan, S., y Agrawal, J. P., *Ind. Eng. Chem.* **61**, N.º 11, 62 (1969).
12. «Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater», 15.ª ed. *Am. Public Health Assoc.* Yearbook Publ., Chicago, Illinois, 1981.
13. Telecommunications Industries, Inc., «An Introduction to Sonozone Waste Water Treatment Systems», Tech. Bull. Telecommun. Ind., Inc., Lindenhurst, New York, 1974.

Índice alfabético

Adsorbato, 586.
Adsorbente, 586.
Adsorción en carbón activo, 586, 587.
  capacidad de adsorción, 591.
  columnas 589, 590.
    escala de laboratorio, 595.
    profundidad crítica, 591.
  concentración de ruptura, 590.
  curvas de ruptura, 589.
  determinación de parámetros, 594.
  diseño de columnas, 591.
  ecuaciones de Bohart y Adams, 591.
  funcionamiento, 589.
  isoterma, 587.
    BET, 589.
    Freundlich, 588.
    Langmuir, 587.
  preparación carbón activo, 587.
  reactivación carbón activo, 587.
Agotamiento, 361, 363.
Agua
  normas de calidad, 8.
  reducción de contaminantes
    aproximación multidisciplinar, 2.
    contribución ingeniería, 2.
    efecto coste inversión, 7.
    función del técnico, 2.
    modificación del proceso básico, 5.
  tipo de abastecimiento, 24.
Agua contaminada
  clasificación contaminantes, 24.
  efectos sobre
    biota, 15.
    medio ambiente, 15.
Agua destilada, concentración oxígeno disuelto, 200.
Agua residual
  actuación en planta, ahorros, 7.
  aireación, 199.
  caracterización, 27.
  carga contaminante, 5.
  caudal, 5.
  cloración, 636.
  corrección en origen, 6.
  efecto tampón, 180.
  eliminación de
    sólidos en suspensión, 585.
    fósforo, 469.
    nitrógeno, 646.
  factores de selección del tratamiento, 91.
  fuentes, 10.
  índice de solubilidad (IS), 421.
  muestreo, 78.
  neutralización, 154, 155.
  nivel de tratamiento, 8.
  oxígeno disuelto, 200.
  ozonación, 641.
  proceso Sonozone, 683.
  neutralización, 10.
  tratamiento
    aerobio, 269.
    anaerobio, 503.
    aspectos económicos, 10.
    ingeniería química, 4.
    primario, 8, 91.
    secundario, 8, 253.
    terciario, 8, 585.
    tipos, 8, 9.
Agua residual ácida, control directo del pH, 171.
Agua residual alcalina, neutralización, 179.
Agua residual industrial
  campaña, 77.
  tratamiento, caso histórico, 3.
  viabilidad tratamiento biológico, 66.
Agua residual municipal, características, 76.
Aireación, 199.
  clasificación equipos, 223.
  difusores, 223, 224.
  diseño unidades de difusión, 227.
  lodos activos, 210.
  oxígeno puro, 436.
  número de difusores, 228.
Aireación descendente, 435.
Aireación escalonada, 425.

diseño, 426.
ecuaciones de diseño, 432.
Aireación por turbina, 232.
diseño, 235.
funcionamiento, 233.
potencia requerida, 233.
reparto de potencia, 234, 235.
Aireación prolongada
aplicación, 414.
comparación con lodos activos, 412, 413.
criterios de diseño, 416.
decantación de lodos, 415.
nitrificación, 415.
proceso, 412.
relación de reciclado, 417.
tiempo de residencia, 416.
unidades, 414.
volumen del reactor, 418.
Aireación superficial
diseño, 240.
equipos, 237.
Aireador
elección, 338.
evaluación, 205.
tipos, 223.
Aireador por burbujeo, 224.
Aireador superficial, 237, 238.
correlación entre rendimiento de transferencia y nivel de agitación, 238.
potencia requerida, 240, 241.
Algas
producción de oxígeno, 463.
relación simbiótica con bacterias, 460.
Amoníaco
eliminación, 677.
stripping, 677.
AquaRator, 32, 33.
diagrama de flujo, 33.
Autocorrelación, coeficiente, 170.

Bacterias
población en cursos de agua, 17, 21.
relación simbiótica con algas, 460.
Bacterias coliformes, ensayo para determinación, 71.
Bacterias nitrificantes, 646.
Balance de materia, 269.
determinación de
consumo de oxígeno, 282.
producción de biomasa, 284.
Balsas de estabilización, 459.
cálculos de diseño, 468.
consumo de DBO, cinética, 460.
criterios de diseño, 467.
penetración del oxígeno, 464.
simulación en laboratorio, 461.
Balsas de estabilización aerobias, producción de oxígeno, 463.
Balsas de estabilización anaerobias, 467.
Balsas de estabilización en serie, formulación matemática, 461.
Balsas de estabilización facultativas
diseño basado en el reactor de flujo arbitrario, 466.
ecuaciones de Hermann y Gloyna, 464.
Bardenpho, proceso, 681.
Biodiscos, 493.
diseño, 496.
Biodrof, proceso, 492.
Biofiltro activo, 475.
Biolita, 492.
Biomasa
determinación, 284, 285.
por balance de materia, 284.
parámetros de producción, determinación, 306.
producción, ecuación de diseño, 317.
velocidad específica de crecimiento, 285, 286.
Biota, efecto agua residual, 15.
Burbuja fina, difusor, 224.
Burbuja grande, difusor, 226.

Cal, tratamiento, 176, 177.
Caliza, lecho, 171-175.
Capacidad de oxigenación (CO), 204, 212.
corrección por
presión, 214.
temperatura, 213.
efecto sólidos disueltos, 213.
Carbón activo
adsorción, 586, 587.
preparación, 587.
reactivación, 587.
ver Adsorción en carbón activo.
Carbono orgánico teórico (COTe), 28.
Carbono orgánico total (COT), 28, 47.
determinación
analizadores de carbono, 48.
método oxidación húmeda, 48.
relación con demanda de oxígeno, 49.
Caudal, medición, 77.
Caudal constante, mantenimiento, 157.
Celda de electrodiálisis, 635.
Centrífuga continua Bird, 570.
Centrifugación de lodos, 570.
Ciliados, población curso de agua, 17, 21.
Clarificador, 92.
tipos, 146.
área mínima, 130, 131.

Clarificador circular, 146.
Clarificador primario
  balance de materia, 124.
  diseño, 126.
Clarificador rectangular, 146.
Clarificador secundario, diseño, 135, 141.
Cloración, 636.
  como desinfección, 638.
  dosis para desinfección, 639.
  objetivos, 636.
  reacciones del cloro en el agua, 637.
Coagulación química de lodos, 576.
Coeficiente
  de fricción, partícula, 94, 95.
  de transferencia de oxígeno (K_L), determinación, 205.
  global de transferencia de oxígeno (K_La), determinación, 205, 208, 211.
Constante de biodegradación, 51.
  determinación, 52.
  relación con la razón DBO_5/DOB_f, 62.
Constantes de Michaelis-Menten, 369.
Consumo de oxígeno
  balance de materia, 282.
  expresiones alternativas, 288.
Contacto-estabilización
  determinación de
    necesidades de oxígeno, 425.
    volumen tanque de estabilización, 423.
  diagrama de flujo, 419.
  proceso, 419.
    diseño, 422.
  relación de reciclado, 425.
  tiempo de residencia, 422.
  ventajas frente a lodos activos, 420.
Contactores biológicos rotativos, 493.
Contaminantes
  clasificación, 24.
  medida concentración, 27.
Contaminantes orgánicos, métodos analíticos, 28.
Correlación estadística de datos, 80.
Cribado, 92.
  fino, 92.
  grueso, 92.

Datos, correlación estadística, 80.
Decantación de lodos, 292.
  velocidad de sedimentación por zonas, 292.
Déficit de oxígeno, 204.
Degradación aerobia
  mecanismo 270.
  metabolismo
    celular, 270.
    energético, 271.
Degradación anaerobia
  DQO remanente, 505.
  pH, 505.
  producción de metano y ácidos volátiles, 505.
Demanda biológica de oxígeno
  cálculo desviación tipo, 164, 167.
  determinación, efecto medio ambiente, 63.
  efecto pH, 64.
  efecto temperatura, 63.
  modelo matemático curva, 50.
Demanda biológica de oxígeno soluble, concentración, 255, 257.
Demanda bioquímica de oxígeno (DBO), 5, 28, 34.
  curva, 16.
  determinación, métodos manométricos, 42.
  dificultades en la determinación, 38-41.
  ensayo de dilución, 35.
  homogeneización, 161.
Demanda de oxígeno, parámetros biocinéticos, 269.
Demanda química de oxígeno (DQO), 28, 29.
  AquaRator, 32, 33, 34.
  determinación
    métodos instrumentales, 32.
    oxidación al dicromato, 30.
    oxidación al permanganato, 30.
  ensayo evaluación rápida, 32.
Demanda teórica de oxígeno (DTeO), 28.
Demanda total de oxígeno (DTO), 28, 43.
Desarenador, 92, 110.
  diseño, 106.
Desbrozo, 92.
Descomposición microbiana, coeficiente, 280.
Desnitrificación
  eliminación de nitrógeno, 672.
  principios de diseño, 672.
  producción de biomasa, 674.
Desviación tipo, 84.
  cálculo, 164, 165, 169.
    método de probabilidades, 167.
  determinación gráfica, 166.
Difusión de aire
  rendimiento, 226.
  unidades, 224.
Difusor
  de burbuja
    fina, 224.
    grande, 226.
  número de unidades, 228.
  potencia requerida, 229.
Digestión aerobia de lodos, 533.
Digestión anaerobia de lodos, 547.
Digestor anaerobio
  continuo, 515.
  de laboratorio, 514.

de lodos
de doble etapa, 548.
de una etapa, 547.
diseño, 549.
Diseño
de procesos, diagrama de flujo del futuro, 8.
integrado (*Implant*), 4.
separado (*End-of-pipe*), 4.
Distribución normal acumulada, 168.
Doble película, teoría, 200.

Edad mínima de lodos, 361.
Edde y Eckenfelder, ecuación diseño de espesadores, 551.
Efecto tampón aguas residuales, 180.
Electrodiálisis, 635.
Ensayos biológicos, 71.
Eras de secado de lodos, 570.
construcción, 572.
diseño, 573.
Esfericidad, partícula, 94.
Especies animales curso de agua, 22.
Espesadores
de gravedad, 551.
ecuación de Edde y Eckenfelder, 551.
por flotación, 552.
Espesamiento de lodos, 131, 551.
ventajas, 551.
Estadística, correlación de datos, 80.
Evacuación de lodos, 531, 578.
Eutrofización, 23.

Fermentación
ácida, 503.
metánica, 503.
Fhoredox, proceso, 682.
FhoStrip, proceso, 680.
Fick, ecuación de difusión, 203.
Filtración
diseño, ecuación, 562.
dosificación de coagulantes, 557.
ecuación de carga, 562, 563.
determinación en laboratorio, 563.
resistencia específica
para tortas compresibles, 561.
determinación en laboratorio, 557, 559.
unidades, 559.
Filtración a presión, 568.
Filtración al vacío de lodos, 552.
definición del parámetro *c*, 555.
ecuaciones, 556.
variables, 554.
Filtración por percolación
pretratamiento, 478.
sistemas, 476.
filtro único, 476.
doble alternativa, 476.
en dos etapas, 477.
Filtros
anaerobios, 518.
de cinta, 568, 569.
rotativos, diseño, 566.
Filtros percoladores, 472.
comparación con lodos activos, 474.
con reciclado, aplicación modelo matemático, 479.
diagrama, 473.
diseño, 486.
con datos de planta piloto y semi-piloto, 480, 486.
fórmulas, 478.
sin datos experimentales, 490.
disposición física, 475.
en varias etapas, diseño, 491.
espesor capa de limo, 474.
porcentaje de huecos, 475.
semipiloto, 481.
sin reciclado, aplicación modelo matemático, 479.
superficie específica, 475.
Flotación, 146.
comparación con sedimentación, 154.
con recirculación, 149.
diseño, 152, 153.
evaluación variables de diseño, 148.
parámetro A/S, 148, 149.
expresiones alternativas, 150.
sin recirculación, 149.
diseño, 152.
Fósforo
eliminación, 642.
por precipitación química, 643.
separación incrementada, 678.
Freundlich, isoterma de adsorción, 588.

Gloyna-Hermann, ecuación, 464.
modelo de velocidad de consumo de sustrato, 375.

Henry, ley de, 201.
línea de, 80, 81.
Hermann y Gloyna, ecuaciones, 464.
Hidrociclón, 110, 111.
Homogeneización, 154, 155.
cálculo del tiempo de retención para una balsa, 169.
de la DBO, 161.
del caudal, 157.

estanque de
nivel constante, 155.
nivel variable, 156.
retención, 156.

Incineración de lodos, 579.
Índice de diversidad de especies (IDE), 23.
Ingeniería química, 4.
Intensidad tampón, 181.
Intercambiador
aniónico, 608, 609.
catiónico, 607, 608.
Intercambio iónico, 605.
columnas, diseño, 610.
eliminación de nitrógeno, 677.
mecanismo, 607.
sistemas, diseño, 612.

Lago, eutrofización, 23.
Lagunas aireadas, 437.
concentración sólidos solubles, 444.
consumo DBO, cinética, 440.
DBO
soluble del efluente, 443.
total del efluente, 448.
de mezcla completa, 437.
demanda de oxígeno, 443.
determinación de la constante de velocidad, 446.
diseño, 450.
edad de lodos, 439.
estimación de la temperatura, 441.
facultativas, 438.
regímenes de mezcla, 437, 438.
tiempo de
residencia hidráulico, 439.
retención, 445.
Landfarming, 578.
Langley, unidad, 463.
Langmuir, isoterma de adsorción, 587.
Lechos de caliza
diseño, 172.
objetivo, 174.
equipos, 171.
neutralización, 171.
Lechos de secado de lodos, 570.
construcción, 572.
diseño, 573.
Ley de Newton, sedimentación, 94.
Lineweaver-Burk, representación, 372.
Lodos
área mínima para espesamiento, 131.
balsas de oxidación, 578.
centrifugación, 570.
coagulación química, 576.
curva de sedimentación, 129.
decantación, 291, 292.
digestión
aerobia, 533, 549.
anaerobia, 547, 549.
digestor
aerobio, diseño, 534, 535.
anaerobio, diseño, 549.
edad, 350.
edad mínima, 361.
ecuación, 363.
eras de secado, 570.
espesadores de gravedad, 551.
ecuación de Edde y Eckenfelder, 551.
espesadores por flotación, 552.
espesamiento, 551.
ventajas, 551.
estabilización, 532.
evacuación, 531, 578.
al terreno, 578.
landfarming, 578.
filtración
al vacío, 555.
ecuaciones, 556.
incineración, 579.
índice volumétrico, 292.
lagunaje, 578.
lechos de secado, 570.
diseño, 575.
mecanismo, 571.
procesos
Porteus, 577.
Zimpro, 577.
producción total, 319.
secado
filtro rotativo, 553.
por filtración al vacío, 552.
variables, 554.
sedimentación curso de agua, 17, 21.
tratamiento, 531.
previo, 576.
térmico, 577.
velocidad de evaporación, 571.
Lodos activos
aireación en régimen
estacionario, 211.
transitorio, 210.
planta
ecuaciones de diseño en función de la alimentación, 314.
procedimiento de diseño, 313.
proceso, 253.
agotamiento, 361, 363.
aireación prolongada, 262.

balance de materia, 269.
cálculo de S_o, 315.
balance térmico del reactor biológico, 327.
balsas de aireación, efecto temperatura, 329.
caudal de purga, 323.
consumo de
nutrientes, 325.
oxígeno, 282, 288.
convencional, 262.
DBO
soluble, concentración, 255, 257.
total del efluente, 331.
decantación, 291.
óptima, 291.
definición del parámetro *b*, 281.
degradación biológica, 270.
diagrama de flujo, 254, 257.
diseño basado en la edad de los lodos, 354, 356.
ecuaciones de diseño, 334-337, 378, 379.
edad de lodos, 350.
edad mínima de lodos, 361.
esquema alternativo para la purga, 353.
índice volumétrico, 292.
modelos matemáticos, 260.
muestreo, 303.
neutralización, 325.
parámetro
a, 272, 278, 279.
$\underline{Y}$, determinación gráfica, 286.
$\overline{Y}$, 272, 275, 279.
parámetros biocinéticos, 269.
cálculo, 304, 306.
determinación experimental, 299.
procedimiento
de diseño, 333.
experimental, 301.
producción
de biomasa, ecuaciones de diseño, 317.
total de lodos, 319.
reactor
a escala de laboratorio, 299.
biológico continuo, 264.
de flujo continuo en tanque agitado, 257
discontinuo, 261.
rebosamiento del clarificador, 323.
relación A/M, ecuación de diseño, 318.
relación de reciclado, 259.
determinación, 322.
relaciones cinéticas, 260.
ecuaciones de diseño, 316.
respiración endógena, 280.
determinación gráfica, 286.
sólidos no volátiles en suspensión, concentración, 256, 258.
temperatura de operación, 326.
tiempo de agotamiento, 363.
tiempo de residencia
en el reactor, 323.
medio de los sólidos, 350.
utilización de oxígeno, ecuación de diseño, 318.
velocidad de sedimentación por zonas, 292.
Lodos activos con mezcla completa, proceso, 434.
Lodos activos de alta carga, proceso, 435.
Lodos estabilizados, 532.
Lodos primarios, 531.
Lodos secundarios, 531.

Materia, balance, 269.
Materia carbónica, descomposición, 20.
Materia orgánica
concentración, 51, 52.
determinación contenido, 47.
nitrogenada, descomposición aerobia, 16, 20.
Medio ambiente, efecto agua residual, 15.
Mercurio, contaminación, 25.
Metabolismo celular, 270
definición, 272, 275.
Metabolismo energético, definición, 272.
Microorganismos
autótrofos, 646.
heterótrofos, 646.
metanogénicos, 503.
patógenos, determinación, 71.
Michaelis-Menten
constante K_s, 369.
significado, 372.
ecuación, 366, 373, 374.
corolarios, 369.

Neutralización, 154.
con caliza, 171, 172, 173.
de agua residual
ácida, 171.
alcalina, 179.
lecho de caliza, 171.
métodos, 155.
Newton, ley, sedimentación, 94.
Nitrificación, 64.
balance de nitrógeno, 650, 652.
con crecimiento asistido, 672.
consumo de oxígeno, 657.
diseño basado en edad de lodos, 665.
principios de diseño, 654.
producción de biomasa, 659.
Nitrificación-desnitrificación, proceso, 647.
Nitrobacter, 65, 646.
Nitrógeno

eliminación, 646.
mediante desnitrificación, 672.
Nitrosomonas, 64, 65, 646.
Nivel de confianza, 167.
Nutrientes, eliminación, beneficios adicionales, 678.

Ósmosis, 617.
Ósmosis inversa, 617.
concentración de polarización, 631.
disminución del flujo, 627.
efecto de la temperatura
de la alimentación, 626.
sobre la membrana AC, 625.
ensuciamiento, 627.
factor de rechazo, 624.
flujo de agua, 623.
mecanismo flujo capilar-sorción preferencial, 622.
membranas
caracterización, 523.
de acetato de celulosa, 621.
pérdidas, 630.
predicción del rendimiento, 633.
preparación, 620.
permeabilidad del soluto, 631.
predicción del flujo, 629.
principios, 620.
Oxidación
química, procesos, 636.
total, proceso, 412.
Oxigenación, capacidad de, 204, 212.
Oxígeno
balance de materia para determinar el consumo, 282.
coeficiente de transferencia, determinación, 205.
consumo, expresiones alternativas, 288.
déficit, 204.
determinación de
coeficiente de transferencia, 223.
demanda, 28.
ecuación de transferencia, 203.
presión parcial, 201.
proceso de transferencia, 202.
saturación agua destilada, 200.
transferencia
efecto características agua residual, 221.
integración ecuación diferencial, 210.
rendimiento (RT), 220, 223.
utilización, ecuación de diseño, 318.
velocidad de
consumo, determinación, 304.
utilización, 210, 288.
velocidad específica de consumo, 289.
Oxígeno disuelto (OD), 15, 205.
analizador, 41.
concentración, 200.
curva, 15, 16.
determinación, 40, 41.
método Winkler, 41.
efecto de la luz, 19.
en agua residual, 200.
Ozonación, 641.

Partícula
coeficiente de fricción, 94, 95.
esfericidad, 94.
peso efectivo, 93.
Papel probabilístico, 80.
Peso efectivo de una partícula, 93.
pH, control directo, 171.
Plantas acuáticas, sedimentación curso de agua, 17, 21.
Presión osmótica, 617.
ecuación de van't Hoff, 618.
Pretratamiento, 91.
Probabilidades, gráfico, 80.
Proceso anaerobio de contacto, 506.
diseño
solución 1, 507.
solución 2, 507.
ecuaciones
de diseño, 508.
generales, 508.
parámetros biocinéticos, 509.

Reactor anaerobio
con flujo ascendente y manta de lodo (UASB), 519.
escala laboratorio, 514.
Reactor biológico
balance térmico, 327.
diseño, 333.
temperatura de operación, 326.
Reactor biológico aerobio, parámetros biocinéticos, determinación experimental, 299.
Reactor biológico continuo, 264.
balance de materia, 264.
Reactor continuo
escala laboratorio, 299.
modelos, 380.
Reactor de crecimiento biológico
asistido, 472.
en suspensión, 472.
Reactor de flujo
arbitrario, 380, 383, 392.
continuo, escala de laboratorio, 300.
pistón (FP), 380, 381.
reducción DBO, 391.

Reactor de flujo continuo en tanque agitado (RFCTA), 257, 297, 380, 381, 386.
consumo de DBO, 387.
Reactores, comparación consumo DBO, 383, 390.
Reciclado, relación, 322.
Relación de reciclado y edad de los lodos, 364.
Residuos orgánicos, degradación anaerobia, 505.
Resina
capacidad de intercambio, 610.
consumo de
agua de lavado, 611.
regenerante, 610.
Resina de intercambio, características, 611.
Resina de intercambio iónico, 606.
curva de ruptura, 606.
Respiración endógena, 280.
oxígeno requerido, 283.
Respirómetro de Warburg, 67.
Reynolds, número, 94.

Secado de lodos, 552.
Sedimentación, 92.
coeficiente de fricción, 94, 95.
columna de laboratorio, 112.
datos de laboratorio, 113, 114.
factor de carga, 103.
flujo específico, 103.
fuerza de resistencia, 93.
ley de
Newton, 94.
Stokes, 96.
número de Reynolds, 94.
rendimiento, 102.
tipos, 93.
velocidad, 94, 100, 104, 119.
final, 93.
de arrastre, 104.
zona de
Newton, 95, 96.
Stokes, 95.
transición, 95, 96.
Sedimentación con floculación, 93, 112.
criterios de diseño, 112, 113.
diseño a partir de datos de laboratorio, 123.
Sedimentación discreta, 93.
Sedimentación ideal
concepto, 98.
postulados fundamentales, 103.
Sedimentación por zonas, 93, 128.
diseño, 129.
medidas de laboratorio, 130.
velocidad, 130.
Sedimentador
arrastre, 102, 103.
profundidad, 102.
sección circular, 104, 105.
velocidad de paso, 100.
zona de
entrada, 98, 99.
lodos, 99.
salida, 98, 99.
sedimentación, 98, 99.
Sedimentador primario, 92.
Sedimentador secundario, 92.
Sólidos en suspensión (SS), 113.
eliminación, 585.
Sólidos no volátiles, balance de materia, 316, 321, 330.
Sólido no volátiles en suspensión (NVSS), 256.
concentración, 256, 258.
Sólidos volátiles
balance de materia, 316, 320.
parámetros biocinéticos, 269.
Sólidos volátiles en suspensión (VSS), 256.
concentración, 256, 257.
Sólidos volátiles en suspensión en licor mezclado (MLNVSS), 257.
fracción degradable, 393.
Solubilidad, índice, 421.
Sonozone, proceso de purificación de aguas residuales, 683.
Stokes, ley, sedimentación, 96.
Sustrato
oxígeno requerido para oxidación, 282
velocidad de consumo
determinación, 304.
ecuaciones de diseño, 376.
modelo de Grau, 375.
velocidad específica de consumo, 265, 266.

Tanque de sedimentación
ideal, concepto, 98.
zonas, 98, 99.
Toxicidad, ensayo, 74.
Transferencia de oxígeno
determinación coeficiente, 223.
ecuación, 203.
efecto características agua residual, 221.
integración de la ecuación diferencial, 210.
proceso, 202.
rendimiento (RT), 220, 223.
Tratamiento aerobio, mecanismo, 269.
Tratamiento anaerobio, 503.
fermentación, 503.
ácida, 503.
metanogénica, 503.
producción de metano, 515.
ventajas y desventajas, 504.

Tratamiento con cal, diseño, 177.
equipo, 176.
Tratamiento previo de lodos, 576.
Tratamiento primario, 8, 91.
Tratamiento secundario, 8, 253.
procesos aerobios y anaerobios, 411.
Tratamiento terciario, 8, 585.
Tratamiento térmico de lodos, 577.
Tratamientos
factores de selección, 91.
de agua residual, aspectos económicos, 10.
de lodos, 531.
Turbina de aireación, 232, 233.

Valor medio estadístico, 81.
Valor normal acumulado, 167.
Vapor de agua, presión, 202.
Varianza, 161.
cálculo, 164, 169.
Velocidad de reacción, efecto temperatura, 463.
Velocidad de utilización de oxígeno (VUO), 210.

Warburg, respirómetro, 67.