

MANUAL DE AGUA POTABLE, ALCANTARILLADO Y SANEAMIENTO

DISEÑO DE PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES: PROCESOS DE OXIDACIÓN BIOQUÍMICA CON BIOMASA SUSPENDIDA

33



MANUAL DE AGUA POTABLE, ALCANTARILLADO Y SANEAMIENTO

DISEÑO DE PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES: PROCESOS DE OXIDACIÓN BIOQUÍMICA CON BIOMASA SUSPENDIDA

COMISIÓN NACIONAL DEL AGUA

Manual de Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento
Diseño de Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales Municipales:
Procesos de Oxidación Bioquímica con Biomasa Suspendeda

ISBN: 978-607-626-011-1

D.R. © Secretaria de Medio Ambiente y Recursos Naturales
Boulevard Adolfo Ruiz Cortines No. 4209 Col. Jardines en la Montaña
C.P. 14210, Tlalpan, México, D.F.

Comisión Nacional del Agua
Insurgentes Sur No. 2416 Col. Copilco El Bajo
C.P. 04340, Coyoacán, México, D.F.
Tel. (55) 5174•4000

Subdirección General de Agua Potable, Drenaje y Saneamiento

Impreso y hecho en México
Distribución Gratuita. Prohibida su venta.
Queda prohibido su uso para fines distintos al desarrollo social.
Se autoriza la reproducción sin alteraciones del material contenido en esta obra,
sin fines de lucro y citando la fuente

CONTENIDO

Presentación	VII
Objetivo general	IX
Introducción	XI
1. Descripción del proceso	1
1.1. Evolución	1
2. Fundamentos del tratamiento biológico	5
2.1. Introducción al metabolismo microbiano	5
2.1.1 Carbono y fuentes de energía para el crecimiento microbiano	6
2.1.2 Nutrientes y factor de crecimiento	7
2.2. Cinética de crecimiento microbiano	7
2.2.1 Terminología	8
2.2.2 Tasa de utilización de sustrato	8
2.2.3 Tasa de producción de sustrato soluble a partir de materia orgánica particulada biodegradable	10
2.2.4 Tasa de crecimiento de la biomasa con sustrato soluble	11
2.2.5 Coeficientes cinéticos para utilización de sustrato y crecimiento de biomasa	11
2.2.6 Tasa de consumo de oxígeno	11
2.2.7 Efectos de la temperatura	12
2.2.8 Sólidos suspendidos totales volátiles y biomasa activa	12
2.2.9 Producción neta de biomasa y rendimiento observado	13
2.3. Modelo de crecimiento suspendido	15
2.3.1 Descripción de los procesos de tratamiento de biomasa en suspensión	15
2.3.2 Balance de masa	15
2.3.3 Balance de masa de sustrato	18
2.3.4 Concentración de sólidos en el licor mezclado y producción sólidos	19
2.3.5 Rendimiento observado	21
2.3.6 Requisitos de oxígeno	22
2.3.7 Parámetros de diseño y de funcionamiento	23
2.4. Oxidación biológica aerobia	24
2.4.1 Descripción del Proceso	24
2.4.2 Microbiología	24
2.4.3 Estequiometría de la oxidación biológica aerobia	24
2.4.4 Cinética	25
2.4.5 Factores ambientales	26
3. Diseño del proceso de lodos activados	27
3.1. Parámetros biocinéticos	27
3.1.1 Definición del parámetro de metabolismo celular	27
3.1.2 Definición del parámetro α	27

3.1.3	Definición del parámetro Y	29
3.1.4	Una observación referente al factor 1.42	29
3.1.5	Resumen	29
3.1.6	Parámetros de diseño correspondientes a la respiración endógena	31
3.2.	Determinación experimental de los parámetros biocinéticos necesarios para el diseño de los reactores biológicos aerobios	32
3.2.1	Reactor continuo a escala laboratorio	32
3.2.2	Procedimiento experimental	33
3.2.3	Cálculo de los parámetros biocinéticos	34
3.3.	Consideraciones de diseño	40
3.3.1	Ecuaciones de diseño	40
3.4.	Procedimiento de diseño	48
3.4.1	Convencional	48
3.4.2	Aireación extendida	58
3.4.3	Zanjas de oxidación	70
4.	Reactor biológico secuencial	89
4.1.	Criterios de diseño	90
4.2.	Procedimiento de diseño	91
5.	Biorreactores con membranas	101
5.1.	Fundamentos de los biorreactores con membranas	101
5.1.1	Ventajas y limitaciones	104
5.1.2	Conceptos básicos	108
5.1.3	Configuración de las membranas	109
5.1.4	Configuraciones de los módulos de membranas	111
5.1.5	Ensuciamiento de las membranas en BRM	112
5.2.	Aspectos de diseño	119
5.2.1	Selección de tipo de configuración y módulo de membranas	119
5.2.2	Parámetros operativos	121
5.2.3	Consideraciones de diseño	125
5.2.4	Limpieza de las membranas	130
5.3.	Ejemplo de diseño	132
6.	Diseño de sistemas para la transferencia de oxígeno	143
6.1.	Principios	143
6.1.1	Transferencia de oxígeno	143
6.1.2	Ecuación de transferencia de oxígeno	146
6.2.	Aireación por difusión	147
6.2.1	Descripción	147
6.2.2	Desempeño	151
6.2.3	Diseño	154
6.2.4	Ejemplo	158

6.3.	Aireación mecánica superficial	160
6.3.1	Desempeño	161
6.3.2	Diseño	163
7.	Sedimentadores secundarios	167
7.1.	Teoría básica	167
7.1.1	Sedimentación ideal	168
7.1.2	Sedimentación Clase II	169
7.1.3	Sedimentación Clase III	172
7.1.4	Unidades de flujo horizontal	175
7.1.5	Unidades de flujo vertical con manto de lodos	175
7.1.6	Sedimentadores de placas o tubos	176
7.2.	Formación de lodos	177
7.3.	Desempeño del sedimentador	177
7.4.	Consideraciones de diseño	178
7.5.	Diseño de sedimentadores rectangulares	178
7.6.	Diseño de sedimentadores circulares	180
7.7.	Ejemplo	180
7.7.1	Ejemplo 1	180
	Conclusiones	185
	Bibliografía	187
	Tabla de conversiones de unidades de medida	191
	Tabla abreviaturas	201
	Ilustraciones	209
	Tablas	213



PRESENTACIÓN

Uno de los grandes desafíos hídricos que enfrentamos a nivel global es dotar de los servicios de agua potable, alcantarillado y saneamiento a la población, debido, por un lado, al crecimiento demográfico acelerado y por otro, a las dificultades técnicas, cada vez mayores, que conlleva hacerlo.

Contar con estos servicios en el hogar es un factor determinante en la calidad de vida y desarrollo integral de las familias. En México, la población beneficiada ha venido creciendo los últimos años; sin embargo, mientras más nos acercamos a la cobertura universal, la tarea se vuelve más compleja.

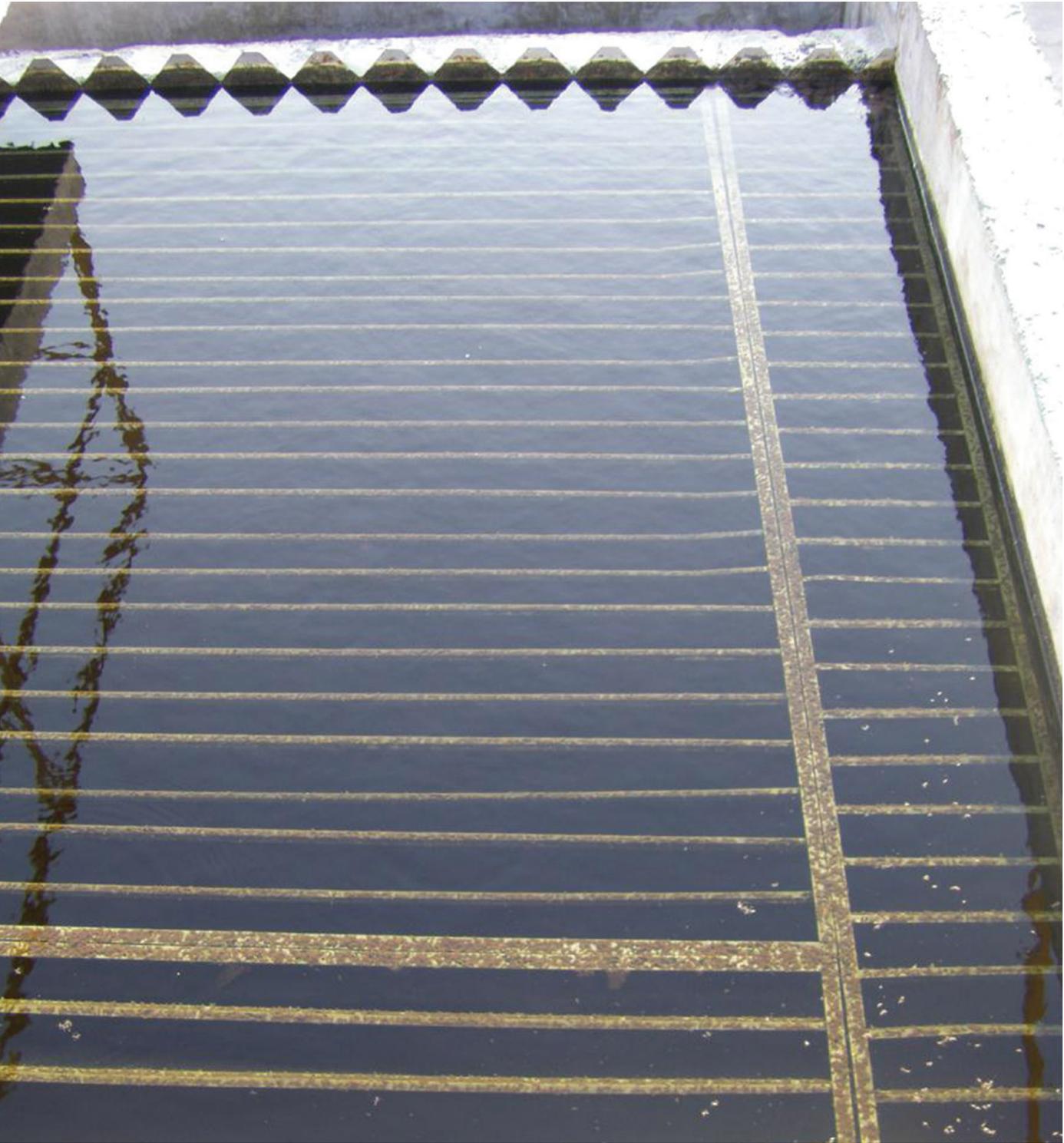
Por ello, para responder a las nuevas necesidades hídricas, la administración del Presidente de la República, Enrique Peña Nieto, está impulsando una transformación integral del sector, y como parte fundamental de esta estrategia, el fortalecimiento de los organismos operadores y prestadores de los servicios de agua potable, drenaje y saneamiento.

En este sentido, publicamos este manual: una guía técnica especializada, que contiene los más recientes avances tecnológicos en obras hidráulicas y normas de calidad, con el fin de desarrollar infraestructura más eficiente, segura y sustentable, así como formar recursos humanos más capacitados y preparados.

Estamos seguros de que será de gran apoyo para orientar el quehacer cotidiano de los técnicos, especialistas y tomadores de decisiones, proporcionándoles criterios para generar ciclos virtuosos de gestión, disminuir los costos de operación, impulsar el intercambio de volúmenes de agua de primer uso por tratada en los procesos que así lo permitan, y realizar en general, un mejor aprovechamiento de las aguas superficiales y subterráneas del país, considerando las necesidades de nueva infraestructura y el cuidado y mantenimiento de la existente.

El Gobierno de la República tiene el firme compromiso de sentar las bases de una cultura de la gestión integral del agua. Nuestros retos son grandes, pero más grande debe ser nuestra capacidad transformadora para contribuir desde el sector hídrico a **Mover a México.**

Director General de la Comisión Nacional del Agua



OBJETIVO GENERAL

El *Manual de Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento* (MAPAS) está dirigido a quienes diseñan, construyen, operan y administran los sistemas de agua potable, alcantarillado y saneamiento del país; busca ser una referencia sobre los criterios, procedimientos, normas, índices, parámetros y casos de éxito que la Comisión Nacional del Agua (CONAGUA), en su carácter de entidad normativa federal en materia de agua, considera recomendable utilizar, a efecto de homologarlos, para que el desarrollo, operación y administración de los sistemas se encaminen a elevar y mantener la eficiencia y la calidad de los servicios a la población.

Este trabajo favorece y orienta la toma de decisiones por parte de autoridades, profesionales, administradores y técnicos de los organismos operadores de agua de la República Mexicana y la labor de los centros de enseñanza.



INTRODUCCIÓN

Los procesos de tratamiento biológicos pueden ser clasificados como crecimiento aerobio y anaerobio suspendido, crecimiento adherido, y diversas combinaciones de los mismos. El propósito del tratamiento biológico de biomasa en suspensión es eliminar los compuestos orgánicos solubles y coloidales que escapan al tratamiento primario y facilitar la eliminación de sólidos en suspensión. Este proceso proporciona reacciones biológicas similares a las que se producen en los cuerpos de agua receptores. Aunque este tratamiento puede eliminar más del 85 por ciento de la demanda bioquímica de oxígeno (*DBO*) y de los sólidos suspendidos, no elimina cantidades significativas de fósforo, metales pesados, compuestos orgánicos no biodegradables, bacterias y virus. Estos contaminantes pueden requerir procesos adicionales para su eliminación donde las aguas receptoras son especialmente sensibles, los avances recientes en la tecnología de tratamiento biológico son capaces de proporcionar una mayor eliminación de nutrientes mediante la modificación del proceso. Estos son los llamados procesos de eliminación biológica de nutrientes (*BNR*).

La calidad requerida para la descarga según la normatividad también se puede lograr mediante sistemas naturales físicos o químicos. Estos son una alternativa a los sistemas de tratamientos biológicos existentes para mejorar la calidad del efluente, o para lograr un tratamiento avanzado de aguas residuales siempre que la disponibilidad del terreno no sea un inconveniente.

Este libro presenta la teoría y el diseño de los procesos de tratamiento de biomasa en suspensión, o lo que es el proceso de lodos activados en sus diferentes modalidades tales como: convencional, aireación extendida, zanjas de oxidación, en lotes y biorreactor con membranas sumergidas, para remover materia orgánica. Este libro introduce el diseño de plantas de tratamiento de aguas residuales, en el cual se describen de manera general el proceso de lodos activados, que para poder entenderlo es necesario comprender el metabolismo

microbiano, la cinética de crecimiento y de oxidación biológica puesto que los microorganismos son la base de funcionamiento del sistema de tratamiento, así mismo se contemplan también ejemplos que emplean los criterios y procedimientos de diseño para lodos activados convencional, aireación extendida, zanjas de oxidación, sistema de reactor biológico secuencial (RBS) biorreactores de membranas sumergidas (BRM).

En este proceso de tratamiento la transferencia de aire en el reactor es fundamental para los microorganismos, por lo que se aborda el tema de transferencia de oxígeno, la eficiencia en los sistemas de aireación así como un ejemplo.

Finalmente se presenta la importancia de contar con sedimentadores secundarios en el proceso de lodos activados su diseño y ejemplos.

1

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Por definición, el proceso básico de tratamiento de lodos activados, como se presenta en la Ilustración 1.1 a y b, consta de los siguientes componentes básicos: un reactor en el que los microorganismos responsables de tratamiento se mantienen en suspensión y se airean; separación de sólidos de líquidos, por lo general en un tanque de sedimentación; y un sistema de recirculación de los sólidos (lodos) de la unidad de sedimentación de vuelta al reactor. Existen varios procesos que modifican la configuración de estos componentes. Una característica importante del proceso es la formación de flóculos capaces de ser removidos por sedimentación. En la mayoría de los casos, el proceso de lodos activados se emplea en conjunto con los procesos físicos y químicos que se utilizan como tratamiento preliminar de las aguas residuales, y después del tratamiento, incluyendo la desinfección y posiblemente filtración.

Históricamente, las plantas de lodos activados han recibido las aguas residuales que fueron pre tratadas por sedimentación, como se muestra en la Ilustración 1.1 a y b. La sedimentación primaria elimina de los sólidos sedimentables, mientras que los procesos biológicos son para la eliminación de partículas solubles y coloidales, sustancias orgánicas, para la nitrificación y desnitrificación y conversión del fósforo. El sedimentador primario se omite frecuentemente

en áreas del mundo que tienen climas calientes, donde los problemas de olores de los tanques y lodos primarios pueden ser significativos. Para estas aplicaciones, se utilizan diversas modificaciones de los procesos de lodos activados convencionales, incluidos los reactores por lotes secuenciales, zanjas de oxidación, lagunas aireadas, o las lagunas de estabilización.

1.1. EVOLUCIÓN

El proceso de lodos activados y sus configuraciones de diseño han evolucionado como resultado de:

- La innovación en ingeniería, en respuesta a la necesidad de un efluente de mejor calidad
- Los avances tecnológicos en equipos, electrónica y control de procesos
- Una mayor comprensión de los procesos y fundamentos microbianos
- La continua necesidad de reducir los costos operativos y de capital para los municipios e industrias

Con mayor frecuencia, los procesos de lodos activados utilizados en la actualidad pueden incorporar la nitrificación, la desnitrificación y la eliminación de fósforo. Estos diseños emplean reactores en serie, que funcionan bajo condiciones aerobias, anóxicas y anaerobias, y pue-

den utilizar bombas de recirculación interno y tuberías. Los tipos generales de procesos de lodos activados utilizados, es decir, flujo de pistón, mezcla completa, y un reactor discontinuo secuencial, se mostraron en la Ilustración 1.1.

Desde los inicios del proceso en la década de 1920 y hasta finales de 1970, el tipo de lodos activados más utilizado fue el de flujo de pistón con relaciones de longitud a anchura 10:1 (Ilustración 1.1 a). Al considerar la evolución del proceso de lodos activados, es importante tener en cuenta que la descarga de desechos industriales a los sistemas de recolección de aguas residuales municipales se incrementó a finales de 1960. El uso de un proceso de flujo de pistón se convirtió en un problema cuando los desechos industriales se introdujeron debido a los efectos tóxicos de algunas de las descargas.

El reactor de mezcla completa fue desarrollado, en parte, porque un volumen más grande permite una mayor dilución y por lo tanto mitigar los efectos de las descargas tóxicas. El tipo más común de proceso de lodos activados en la década de 1970 y principios de 1980 tendió a ser de una sola etapa con mezcla completa (Ilustración 1.1 b).

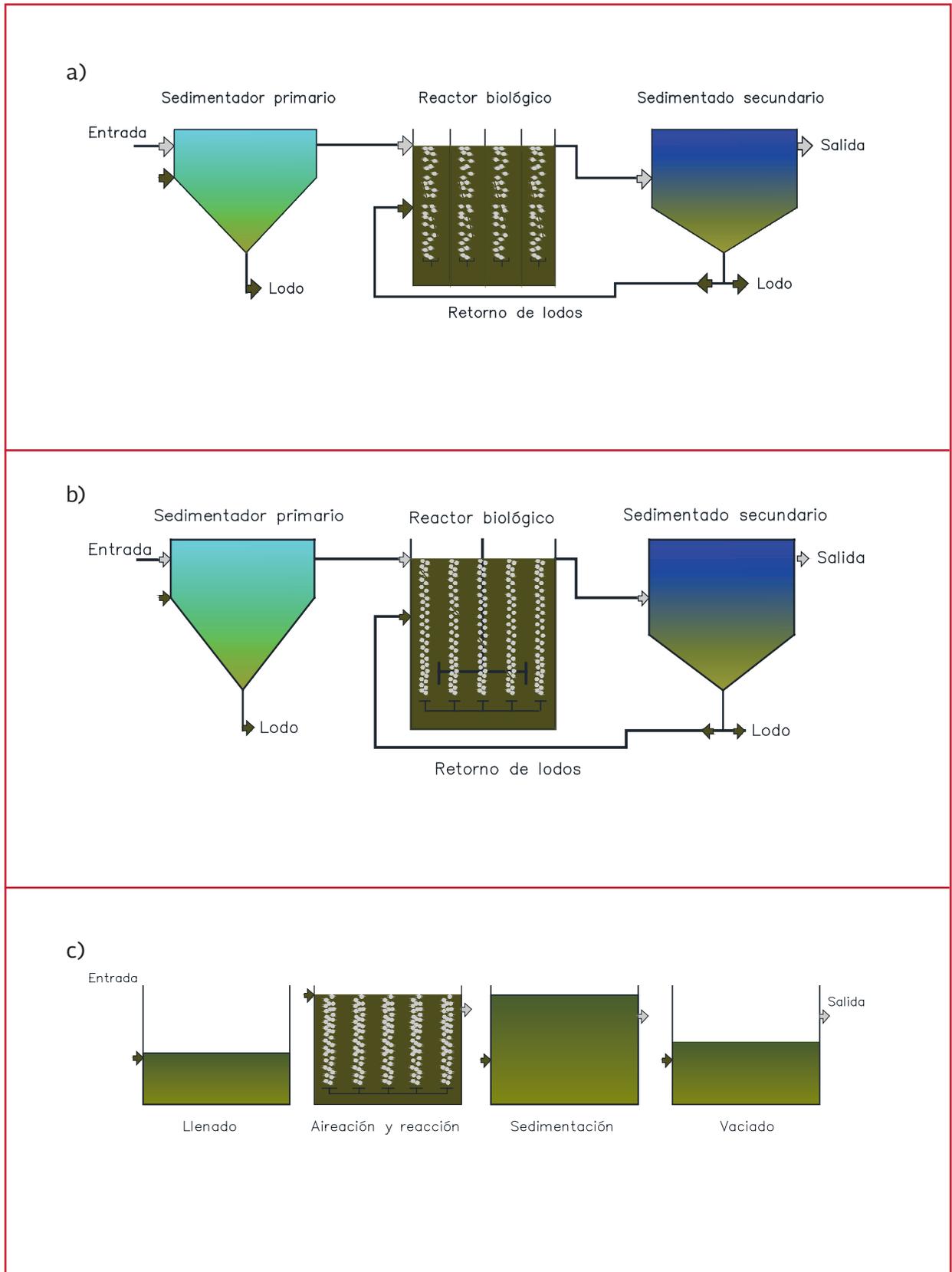
En algunos procesos para lograr la nitrificación, se ha utilizado el sistema de dos etapas, un tanque de aireación y un sedimentador, que se utilizan con la primera etapa para la eliminación de la *DBO*, seguido de una segunda etapa para la nitrificación. Otros procesos de lodos activados que han encontrado aplicación, con sus fechas de mayor interés entre paréntesis, son las zanjas de oxidación (1950), contacto estabilización (1950), el proceso de Krause (1960), oxígeno puro (1970), proceso de Orbal (1970), y el proceso por lotes o secuencial (1980).

Con el desarrollo de controladores de lógica simple y de bajo costo (PLC), la disponibilidad de sensores de nivel y válvulas de accionamiento automático, se hizo ampliamente utilizado en la década de 1980 el reactor discontinuo secuencial (RDS) (Ilustración 1.1 c), especialmente para comunidades pequeñas y en la industria con flujos intermitentes.

En los últimos años, sin embargo, los RDS están siendo utilizados para las grandes ciudades en algunas partes del mundo. El RDS consiste en el llenado y vaciado de un solo reactor de mezcla completa, en el que se producen todos los pasos del proceso de lodos activados. El licor mezclado se mantiene en el reactor durante todos los ciclos, eliminando así la necesidad de tanques de sedimentación.

Al comparar los procesos de flujo pistón y mezcla completa, los regímenes de mezcla y geometría de los tanques éstos son bastante diferentes. En el proceso de la mezcla completa las concentraciones en el tanque de los constituyentes, tales como licor mezclado, sustancias solubles (*DQO*, *DBO*, $N-NH_4$), coloides y sólidos suspendidos, idealmente no varían en el tanque de aireación. En el proceso de flujo de pistón se implican, tanques de aireación estrechos relativamente largos, de manera que la concentración de sustancias solubles, coloidal y sólidos en suspensión varía a lo largo de la longitud del reactor. Aunque las configuraciones del proceso pistón emplean tanques largos y estrechos, en realidad, no existe un flujo pistón verdadero. Dependiendo del tipo de sistema de aireación, la mezcla del licor mezclado puede ocurrir y, dependiendo del diseño del reactor y de la cinética de reacción del sistema, el flujo del agua puede ser descrito más apropiadamente como una serie de reactores de mezcla completa.

Ilustración 1.1 Procesos típicos de lodos activados con diferentes tipos de reactores: (a) diagrama de flujo esquemático del proceso de flujo de pistón. (b) Diagrama de flujo esquemático del proceso de mezclado completo (c) Diagrama de flujo esquemático del proceso de un reactor discontinuo secuencial (H.D. Stensel)





2

FUNDAMENTOS DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO

2.1. INTRODUCCIÓN AL METABOLISMO MICROBIANO

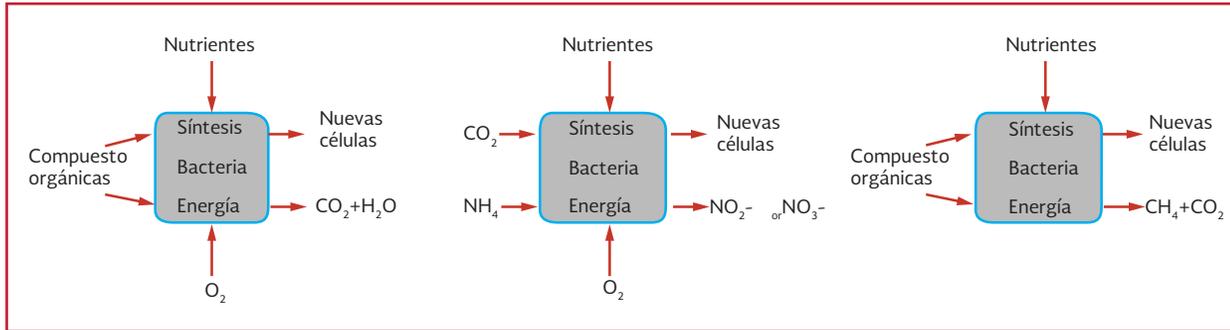
Para el diseño de un proceso de tratamiento biológico, o para la selección del tipo de proceso biológico es básico entender las actividades bioquímicas de los microorganismos. La clasificación de los microorganismos por fuentes de carbono celular, donador de electrones, receptor de electrones, y los productos finales se resumen en la Tabla 2.1. Diferentes microorganismos pueden utilizar una amplia gama de aceptores

de electrones, incluyendo oxígeno, nitrito, nitrato de hierro (III), sulfato, compuestos orgánicos, y dióxido de carbono. Los esquemas de algunos tipos metabolismo bacteriano se presentan en la Ilustración 2.1, esta muestra las fuentes de producción de energía y de carbono. Los dos temas más importantes considerados en esta sección son: las necesidades nutricionales generales de los microorganismos comúnmente encontrados en el tratamiento de aguas residuales, y la naturaleza del metabolismo microbiano basado en la necesidad de oxígeno molecular.

Tabla 2.1 Clasificación de microorganismos

Tipo de bacteria	Reacción común	Fuente de carbono	Donador de electrón	Aceptor de electrón	Productos
Aerobias heterotróficas	Oxidación aerobia	Compuestos orgánicos	Compuestos orgánicos	Oxígeno	CO ₂ y H ₂ O
Aerobias autotróficas	Nitrificación	CO ₂	NH ₃ , NO ₂ ⁻	Oxígeno	NO ₂ ⁻ , NO ₃ ⁻
	Oxidación de hierro	CO ₂	Fe (III)	Oxígeno	Fe (III)
	Oxidación de sulfuro	CO ₂	H ₂ S, S ⁰ , S ₂ O ₃ ⁻²	Oxígeno	SO ₄ ⁻²
Facultativas heterotróficas	Desnitrificación	Compuestos orgánicos	Compuestos orgánicos	NO ₂ ⁻ , NO ₃ ⁻	N ₂ , CO ₂ y H ₂ O
Aerobias heterotróficas		Compuestos orgánicos	Compuestos orgánicos	Compuestos orgánicos	Ácidos grasos volátiles
		Compuestos orgánicos	Compuestos orgánicos	Fe (III)	Fe (III), CO ₂ y H ₂ O
		Compuestos orgánicos	Compuestos orgánicos	SO ₄	H ₂ S, CO ₂ y H ₂ O
		Compuestos orgánicos	Ácidos grasos volátiles	CO ₂	Metano

Ilustración 2.1 Ejemplos del metabolismo de las bacterias. (a) aerobio, heterotrófico, (b) aerobio, autotrófico, (c) anaerobio, heterotrófico



2.1.1 CARBONO Y FUENTES DE ENERGÍA PARA EL CRECIMIENTO MICROBIANO

Para una continua reproducción y un funcionamiento correcto, un organismo deberá disponer de fuentes de energía, carbono para la síntesis de nuevo material celular, y elementos inorgánicos (nutrientes) tales como nitrógeno, fósforo, azufre, potasio, calcio y magnesio. Los nutrientes orgánicos (factores de crecimiento) también son necesarios para la síntesis celular.

Fuentes de carbono. Los microorganismos obtienen su carbono para el crecimiento celular de cualquier tipo de materia orgánica o dióxido de carbono. Los organismos que utilizan carbono orgánico para la formación de nuevas biomasa se llaman heterótrofos, mientras que los organismos que se derivan de células de carbono a partir de dióxido de carbono se llaman autótrofos. La conversión de dióxido de carbono para los compuestos de carbono celulares requiere un proceso reductor, lo que requiere una entrada neta de energía. Por lo tanto, los organismos autótrofos deben gastar más energía para la síntesis que los heterótrofos, lo que resulta en rendimientos generalmente más bajos de masa celular y de tasas de crecimiento.

Fuentes de Energía. La energía necesaria para la síntesis celular se puede suministrar por la luz o por una reacción de oxidación química. Las bacterias pueden oxidar compuestos orgánicos o inorgánicos para obtener energía. Aquellos organismos que son capaces de utilizar la luz como fuente de energía se llaman fototrofos. Organismos fototróficos pueden ser tanto heterótrofos (ciertas bacterias reductoras de azufre) o autótrofos (algas y bacterias fotosintéticas). Los organismos que obtienen su energía a partir de reacciones químicas que se conoce como quimiotrofos. Al igual que con los fototrofos, los quimiotrofos pueden ser heterótrofos (protozoarios, hongos y la mayoría de las bacterias) o autótrofa (bacterias nitrificantes). Los quimioautótrofos obtienen energía de la oxidación de compuestos inorgánicos reducidos, tales como amoníaco, nitrito, hierro ferroso y sulfuro. Los quimioheterótrofos generalmente derivan su energía de la oxidación de compuestos orgánicos.

Las reacciones químicas que producen energía son de oxidación-reducción, que involucran la transferencia de electrones de un donante a un aceptor. El donador de electrones se oxida y el aceptor de electrones se reduce. Los donantes y aceptores de electrones pueden ser compuestos orgánicos o inorgánicos, dependiendo del mi-

croorganismo. El aceptor de electrones puede estar disponible dentro de la célula durante el metabolismo (endógena) o puede ser obtenido fuera de la célula (oxígeno disuelto), (exógeno). Los organismos que generan energía por transporte de electrones mediante enzimas, a un aceptor de electrones externo, se dice que tienen un metabolismo respiratorio. El uso de un aceptor de electrones interno se denomina metabolismo fermentativo y es un proceso de rendimiento de energía menos eficiente que la respiración. Organismos heterótrofos que son estrictamente fermentativos se caracterizan por menores tasas de crecimiento.

Cuando se utiliza oxígeno para el aceptor de electrones, la reacción se denomina aerobia, y las reacciones que implican otros aceptores de electrones se consideran anaerobias. El término anóxico se utiliza para distinguir el uso de nitrito o nitrato como aceptores de electrones bajo condiciones anaerobias. En condiciones anóxicas el nitrato se reduce a nitrito, y éste a nitrógeno gaseoso, y esta reacción se conoce como desnitrificación biológica. Los organismos que sólo pueden satisfacer sus necesidades de energía con oxígeno se llaman microorganismos aerobios obligados. Algunas bacterias pueden utilizar el oxígeno o nitrato/nitrito como receptores de electrones cuando el oxígeno no está disponible. Estas bacterias se llaman bacterias aerobias facultativas.

Los organismos que generan energía mediante la fermentación y que sólo puede existir en un ambiente que carece de oxígeno son anaerobios obligados. Los anaerobios facultativos tienen la capacidad de crecer en la presencia o ausencia de oxígeno molecular y se dividen en dos subgrupos, sobre la base de sus capacidades metabólicas. Los verdaderos anaerobios facultativos pueden pasar de fermentativa a metabolismo

respiratorio aerobio, dependiendo de la presencia o ausencia de oxígeno molecular.

2.1.2 NUTRIENTES Y FACTOR DE CRECIMIENTO

Los nutrientes pueden ser a veces el material limitante para la síntesis de células microbianas y de su crecimiento. Los principales nutrientes inorgánicos que necesitan los microorganismos son nitrógeno (N), azufre (S), fósforo (P), potasio (K), magnesio (Mg), calcio (Ca), hierro (Fe) y sodio (Na). Nutrientes de menor importancia incluyen zinc (Zn), manganeso (Mn), molibdeno (Mo), selenio (Se), cobalto (Co), cobre (Cu) y níquel (Ni) (Madigan *et al.* 2000). Los nutrientes orgánicos conocidos como factores de crecimiento, son los precursores o constituyentes de material orgánico celular, que no puede ser sintetizado a partir de otras fuentes de carbono. Aunque los requisitos de factores de crecimiento se diferencian de un organismo a otro, los principales factores de crecimiento caen en las tres clases siguientes: los aminoácidos, bases nitrogenadas (purinas y pirimidinas), y vitaminas.

Para el tratamiento de aguas residuales municipales los nutrientes están presentes generalmente en la misma agua, pero en aguas residuales industriales es probable que hagan falta, por lo que deberán ser añadidos a los procesos de tratamiento biológico.

2.2. CINÉTICA DE CRECIMIENTO MICROBIANO

El rendimiento de los procesos biológicos utilizados para el tratamiento de aguas residuales

depende de la dinámica de utilización del sustrato y del crecimiento microbiano. El diseño efectivo y el funcionamiento de tales sistemas requiere una comprensión de las reacciones biológicas que se producen y una comprensión de los principios básicos que rigen el crecimiento de los microorganismos. Además, la necesidad de comprender todas las condiciones ambientales que afectan la utilización de sustratos y la tasa de crecimiento microbiano no puede ser exagerada, y puede ser necesario para controlar condiciones, tales como, el pH y nutrientes, para proporcionar un tratamiento eficaz. El propósito de esta sección es presentar una introducción a la cinética de crecimiento microbiano. Los temas considerados en esta sección incluyen: terminología, la tasa de utilización de sustrato soluble, la tasa de producción de sustrato soluble de partículas orgánica biodegradables, la tasa de crecimiento de la biomasa con sustratos solubles, los coeficientes cinéticos para la utilización de sustratos y el crecimiento de la biomasa, la tasa de consumo de oxígeno, efectos de la temperatura, el total de sólidos en suspensión volátiles y biomasa activa, y de la biomasa neta y el rendimiento observado.

2.2.1 TERMINOLOGÍA

La cinética de crecimiento microbiano gobierna la oxidación (la utilización) del sustrato y la producción de biomasa, que contribuye a la concentración total de sólidos en suspensión en un reactor biológico. Los términos comunes utilizados para describir las transformaciones que se producen en la oxidación de sustrato y crecimiento de la biomasa, así como en procesos de tratamiento biológico se presentan en la Tabla 2.1. Debido a que las aguas residuales municipales e industriales contienen numerosos sustratos, la concentración de compuestos orgáni-

cos se define, más comúnmente, por la demanda química de oxígeno biodegradable (DQO_b) o demanda bioquímica de oxígeno (DBO), ambos con compuestos biodegradables solubles (disueltos), coloidales y partículas. Tanto la DQO_b y la DBO representan cantidades medibles que se aplican a todos los compuestos.

En la formulación de las expresiones cinéticas en este capítulo la DQO soluble biodegradable (DQO_{sb}) se utilizó para cuantificar el destino de los compuestos orgánicos biodegradables, ya que se relaciona fácilmente con la estequiometría de sustrato oxidado o se utiliza en el crecimiento celular.

Los sólidos de biomasa en un bioreactor se miden comúnmente en forma de sólidos suspendidos totales (SST) y sólidos en suspensión volátiles (SSV). La mezcla de sólidos que resulta de la combinación de lodo recirculado con agua residual cruda en el reactor se denomina sólidos suspendidos totales en el licor mezclado ($SSTLM$) y sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado ($SSVLM$).

2.2.2 TASA DE UTILIZACIÓN DE SUSTRATO

En la introducción a este capítulo, se señaló que una de las principales preocupaciones en el tratamiento de aguas residuales es la remoción de sustrato. Dicho de otra manera, el objetivo en el tratamiento biológico de aguas residuales es, en la mayoría de los casos, agotar el donante de electrones (compuestos orgánicos en la oxidación aerobia). Para las bacterias heterótrofas los donadores de electrones son las sustancias orgánicas que se degradan; para las bacterias nitrificantes autótrofas es amoníaco o nitrito u otros compuestos inorgánicos reducidos. La tasa

de utilización de sustrato en sistemas biológicos puede ser modelada con la siguiente expresión para sustratos solubles. Debido a que la cantidad de sustrato disminuye con el tiempo por su utilización, se utiliza la Ecuación 2.1 en los balances de masa de sustrato, mostrando un valor negativo.

$$r_{su} = -\frac{kXS}{K_s + S} \quad \text{Ecuación 2.1}$$

donde:

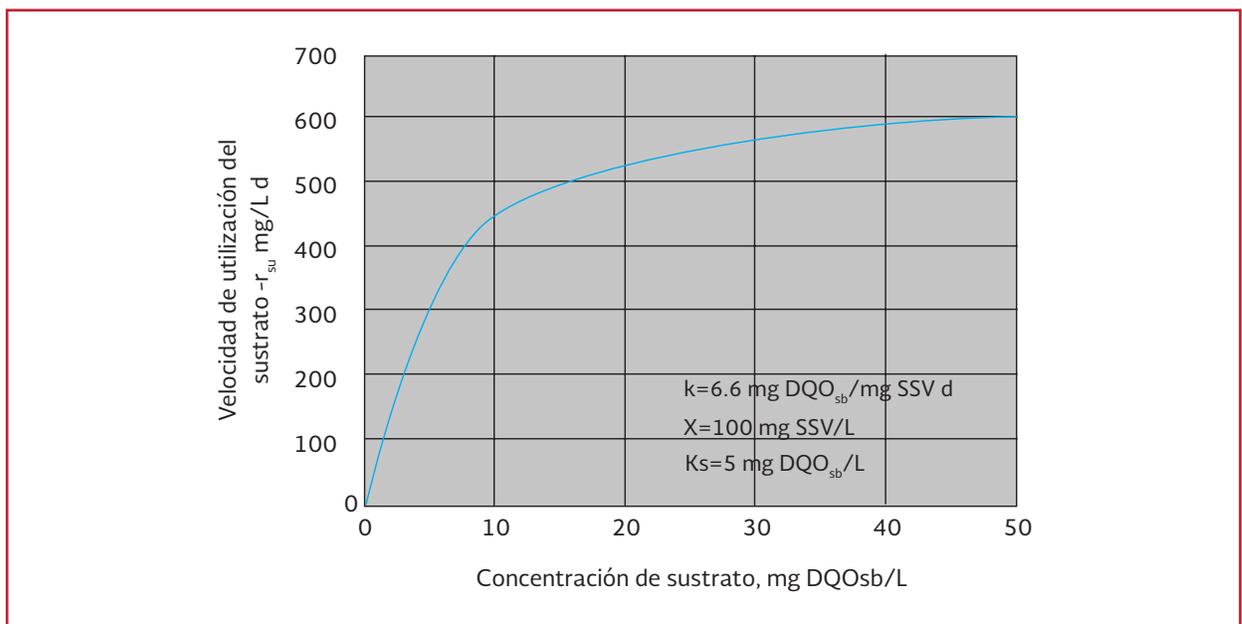
- r_{su} = Tasa de utilización de sustrato ($\text{g}/\text{m}^3 \text{ d}$)
- k = Coeficiente de utilización de sustrato específico ($\text{g sustrato} / \text{g microorganismos d}$)
- X = Concentración de biomasa (microorganismos) (g/m^3)
- S = Concentración limitante de sustrato en solución (g/m^3)
- K_s = Coeficiente de velocidad media, concentración del sustrato a la mitad de la tasa máxima de utilización del sustrato específico (g/m^3)

La Ecuación 2.1 es también propuesta por Monod para la tasa de crecimiento específico de bacterias en las que el sustrato limitante está disponible para los microorganismos en una forma disuelta. En la ilustración 2.2 se presenta un gráfico para la tasa de utilización de sustrato r_{su} frente a la concentración de sustrato.

En ésta, la tasa máxima utilización del sustrato se produce a altas concentraciones de sustrato. Además, como la concentración de sustrato disminuye por debajo de un valor crítico, el valor de $-r_{su}$ también disminuye casi linealmente. En la práctica, los sistemas de tratamiento biológicos están diseñados para producir un efluente con valores extremadamente bajos de sustrato.

Cuando se utiliza el sustrato en su tasa máxima, las bacterias también están creciendo a su tasa máxima. La tasa máxima de crecimiento específico de las bacterias está por lo tanto relacionada con la tasa de utilización de sustrato específica máxima de la siguiente manera.

Ilustración 2.2 Gama de cambio de utilización de sustrato contra la concentración de DQO solublemente biodegradable basado en el modelo tipo de saturación



$$\mu_m = kY \quad \text{Ecuación 2.2}$$

y

$$k = \frac{\mu_m}{Y} \quad \text{Ecuación 2.3}$$

donde:

μ_m = Tasa máxima de crecimiento de bacterias específicas, (kg de células nuevas/kg células d)

k = Coeficiente de utilización de sustrato específico, (kg/kg d)

Y = Coeficiente rendimiento (producción), (kg/kg)

Utilizando la definición de la tasa máxima de utilización de sustrato específico dado por la Ecuación 2.1, también se reporta de la tasa de utilización de sustrato en la literatura como:

$$r_{su} = -\frac{\mu_m X S}{Y(K_s + S)} \quad \text{Ecuación 2.4}$$

2.2.3 TASA DE PRODUCCIÓN DE SUSTRATO SOLUBLE A PARTIR DE MATERIA ORGÁNICA PARTICULADA BIODEGRADABLE

Las expresiones de la velocidad para la utilización de sustratos y crecimiento de la biomasa presentada hasta el momento se basan en la utilización de sustratos solubles. En el tratamiento de aguas residuales municipales sólo aproximadamente 20 a 50% del material orgánico degradable entra como compuestos solubles, y para algunas aguas residuales industriales puede ser una fracción de baja a moderada de los sustra-

tos orgánicos degradables totales. Las bacterias no pueden consumir los sustratos de partículas directamente y emplean enzimas extracelulares para hidrolizar los compuestos orgánicos de las partículas a sustratos solubles, que pueden utilizarse de acuerdo con las expresiones de velocidad descritos anteriormente. La tasa de conversión de sustrato es un proceso que limita la velocidad de consumo que es dependiente del sustrato y de la concentración de biomasa.

Una expresión de velocidad para la conversión del sustrato particulado se muestra en la Ecuación 2.5 (Grady *et al*, 1999):

$$r_{sc,P} = -\frac{k_p \left(\frac{P}{X}\right) X}{K_x + \frac{P}{X}} \quad \text{Ecuación 2.5}$$

donde:

$r_{sc,P}$ = Velocidad de cambio de la concentración de sustrato de partículas debido a la conversión de sustrato soluble, (g/m³ d)

k_p = Tasa máxima de conversión de sustrato específico, (kg P / kg X d)

P = Concentración de sustrato particulado, (kg/m³)

X = Concentración de biomasa, (kg/m³)

K_x = Coeficiente de degradación a la mitad de la velocidad de utilización de sustrato específico (kg/kg)

La concentración de la degradación de partículas se expresa en relación a la concentración de biomasa, debido a la hidrólisis de partículas está relacionada con el área de contacto relativo entre el material orgánico no soluble y la biomasa.

2.2.4 TASA DE CRECIMIENTO DE LA BIOMASA CON SUSTRATO SOLUBLE

La siguiente relación entre la tasa de crecimiento y la tasa de utilización del sustrato es aplicable a sistemas de cultivo continuo y por lotes.

$$r_g = -Yr_{su} - k_d X = Y \frac{kXS}{K_s + S} - k_d X$$

Ecuación 2.6

donde:

- r_g = Tasa neta de producción de biomasa (kg SSV/m³ d)
- Y = Coeficiente de producción neta de biomasa (kg SSV/kg DQO_{sb})
- k_d = Coeficiente de decaimiento endógeno (kg SSV/kg SSV d)

Si ambos lados de la Ecuación 1.6 son divididos por la concentración de biomasa X , la tasa de crecimiento específico se define como sigue:

$$\mu = \frac{r_g}{X} = Y \frac{kS}{K_s + S} - k_d \quad \text{Ecuación 2.7}$$

donde:

- μ = Tasa de crecimiento de la biomasa específica, (kg SSV/kg SSVS d)

Como se muestra, la tasa de crecimiento específico corresponde al cambio de la biomasa por día con respecto a la cantidad de biomasa presente, y es una función de la concentración de sustrato y del coeficiente de degradación endógeno.

El coeficiente de degradación endógeno representa la pérdida de masa celular debido a la oxidación de productos de almacenamiento interior de energía para el mantenimiento de células, muerte celular, y la depredación por organismos más altos en la cadena alimentaria. Cabe señalar que los

microorganismos en todas las fases de crecimiento requieren de energía para el mantenimiento de células; sin embargo, parece que el coeficiente de decrecimiento es probable que cambie con la edad celular. Por lo general, estos factores se agrupan, y se supone que la disminución de la masa celular causado por estas condiciones es proporcional a la concentración de los organismos presentes. La disminución de la masa se identifica a menudo en la literatura como la decadencia endógena.

2.2.5 COEFICIENTES CINÉTICOS PARA UTILIZACIÓN DE SUSTRATO Y CRECIMIENTO DE BIOMASA

Los valores de los coeficientes (k , K_s , Y y k_d) utilizados para predecir la tasa de utilización del sustrato y crecimiento de la biomasa son función de la fuente de aguas residuales, de la población microbiana, y de la temperatura. Algunos valores de los coeficientes cinéticos se determinaron a partir de pruebas a escala o de resultados de las pruebas a gran escala. Para las aguas residuales municipales e industriales los valores de los coeficientes representan el efecto neto de la cinética microbianas sobre la degradación simultánea de una variedad de diferentes constituyentes de aguas residuales. Para la oxidación aerobia de DBO en aguas residuales municipales la Tabla 2.2 muestra algunos valores de coeficientes cinéticos típicos

2.2.6 TASA DE CONSUMO DE OXÍGENO

La tasa de consumo de oxígeno está relacionada estequiométricamente a la tasa de utilización orgánica y tasa de crecimiento. Por lo tanto, la tasa de consumo de oxígeno se puede definir como:

$$r_o = -r_{su} - 1.42r_g \quad \text{Ecuación 2.8}$$

donde:

- r_o = Tasa de consumo de oxígeno, (kg O_2/m^3 d)
- r_{SU} = Tasa de utilización de sustrato, (kg DQO_{sb}/m^3 d)
- 1.42 = DQO de tejido celular, (kg DQO_{sb}/kg SSV)
- r_g = Tasa neta de producción de biomasa, (kg SSV/ m^3 d)

2.2.7 EFECTOS DE LA TEMPERATURA

La dependencia de la temperatura de las constantes de velocidad de reacción biológicas es muy importante en la evaluación de la eficiencia global de un proceso de tratamiento biológico. La temperatura tiene un efecto profundo en factores, tales como las tasas de transferencia de gas y las características de sedimentación de los sólidos biológicos. El efecto de la temperatura sobre la velocidad de reacción de un proceso biológico se expresa como sigue:

$$k_T = k_{20}\theta^{(T-20)} \quad \text{Ecuación 2.9}$$

donde:

- k_T = Coeficiente de utilización de sustrato específico a la temperatura T (°C)
- k = Coeficiente de utilización de sustrato específico a la 20°C
- θ = Coeficiente de actividad temperatura
- T = Temperatura (°C)

Los valores para θ en los sistemas biológicos pueden variar de 1.02 a 1.25.

2.2.8 SÓLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES VOLÁTILES Y BIOMASA ACTIVA

Las expresiones usadas para describir las cinéticas biológicas y de crecimiento están relacionadas con la concentración de biomasa activa X en el reactor. En realidad, los SSV en un reactor no solo consisten de biomasa activa, por lo que la fracción de biomasa activa puede variar dependiendo de las características del agua residual y de las condiciones de operación.

Los otros componentes que contribuyen la concentración de SSV son los restos celulares, después de la descomposición endógena.

Tabla 2.2 Coeficientes cinéticos típicos para el proceso de lodos activados para la eliminación de materia orgánica de las aguas residuales municipales

Coeficiente	Unidades	Valor*	
		Rango	Típico
k	1/d	2 a 10	5
K_s	kg/ m^3 DBO	0.025 a 0.10	0.06
	kg/ m^3 DQO_{sb}	0.010 a 0.060	0.04
Y	kg SSV/kg DBO	0.40 a 0.80	0.6
	kg SSV/kg DQO_{sb}	0.30 a 0.60	0.4
k_d	1/ d	0.06 a 0.15	0.1

*Valores reportados a 20 °C

Durante la muerte celular, la lisis celular se produce con la liberación de los materiales celulares en el líquido para el consumo de otras bacterias. Una porción de la masa celular (pared celular) no se disuelve y permanece como partículas no biodegradables en el sistema. El material no biodegradable restante se conoce como los restos celulares y representa aproximadamente 10 a 15% del peso original de las células. Los restos celulares se miden también como SSV y contribuyen a la concentración total de SSV medido en el reactor como licor mezclado. La tasa de producción de residuos de células es directamente proporcional a la velocidad de decaimiento endógena.

$$r_{Xd} = f_d(k_d)X \quad \text{Ecuación 2.10}$$

donde:

- r_{Xd} = Tasa de producción de residuos celulares, (kg SSV/m³ d)
- f_d = Fracción de biomasa que queda como resto celular, 0.10 – 0.15 (kg SSV/kg SSV)

La concentración de SSV no biodegradables (SSVnb) resultantes de restos de células es típicamente una fracción relativamente pequeña de los SSV en un reactor utilizado para tratar agua residual municipal e industriales. Para las aguas residuales municipales sin tratar típicas, la concentración de SSVnb puede estar en el intervalo de 60 a 100 mg/L, y después del tratamiento primario puede variar de 10 a 40 mg/L.

La tasa de producción de SSV en el tanque de aireación puede ser definida como la suma de la producción de biomasa dada por la Ecuación 2.6, la producción SSVnb dada por la Ecuación 2.10 y la de SSVnb en el afluente.

$$r_{XrSSV} = -Yr_{su} - k_dX + f_d(k_d)X + Q\frac{X_{oi}}{V}$$

$$A \quad + \quad B \quad + \quad C$$

Ecuación 2.11

donde:

- r_{XTSSV} = Tasa de producción total de SSV (kg/m³ d)
- Q = Flujo de alimentación, (m³/d)
- X_{oi} = Concentración de SSVnb en el afluente, (kg/m³)
- V = Volumen del reactor, (m³)
- A = SSV netos de DQO_{sb} soluble
- B = SSVnb de las células
- C = SSVnb en afluente

De la Ecuación 2.11 la fracción de biomasa activa en el licor mezclado de SSV (SSVLM) es la relación de la suma del crecimiento y el término decaimiento dividido por la producción total de SSVLM:

$$F_{X,act} = \frac{-Yr_{su} - K_dX}{T_{XrSSV}} \quad \text{Ecuación 2.12}$$

dónde:

- $F_{X,act}$ = Fracción activa de la biomasa en SSVLM, (kg/kg)

2.2.9 PRODUCCIÓN NETA DE BIOMASA Y RENDIMIENTO OBSERVADO

El término rendimiento se define como la cantidad de biomasa producida durante la síntesis de células con relación a la cantidad de sustrato degradado. En el diseño y análisis de los procesos de tratamiento biológico son importantes: (1) el rendimiento neto de la biomasa y (2) la producción de sólidos observados.

El primero se utiliza como una estimación de la cantidad de microorganismos activados en el sistema, y la segunda como la cantidad de la producción de lodos.

La producción neta de biomasa es la relación de la tasa de crecimiento de la biomasa neta y de la tasa de utilización de sustrato:

$$Y_{bio} = -\frac{r_g}{r_{su}} \quad \text{Ecuación 2.13}$$

donde:

Y_{bio} = Producción neta de biomasa (g biomasa/g de sustrato usado)

Para determinar la cantidad del rendimiento observado por la producción de sólidos por el sistema se utiliza la siguiente expresión:

$$Y_{obs} = -\frac{r_{XrSSV}}{r_{su}} \quad \text{Ecuación 2.14}$$

donde:

Y_{obs} = Rendimiento observado g SSV producidos/g sustrato removido

Ejemplo 2.1

Determinar la biomasa y el rendimiento de sólidos para un proceso de lodos activados de aguas residuales, la cantidad de DQO_{sb} en el agua residual es de 350 mg/L (0.35 kg/m³) y la concentración SSV_{nb} es de 60 mg/L (0.06 kg/m³). El flujo de agua afluente es 1 250 m³/d, la concentración de biomasa (X) es 2 500 mg/L (2.5 kg/m³), la concentración S en el reactor es de 15 mg/L (0.015 kg/m³), y el volumen del reactor es de 125 m³. Si la fracción de desechos de células (f_d) es 0.08. Determinar el rendimiento neto de la biomasa, el rendimiento observado de sólidos,

y la fracción de biomasa en el SSVLM. Se utilizarán los valores típicos de la Tabla 2.2.

Solución:

1. Cálculo de la producción neta de biomasa:

$$Y_{bio} = -\frac{r_g}{r_{su}}$$

a) Cálculo de r_{su} :

$$\begin{aligned} r_{su} &= -\frac{kXS}{K_s + S} = -\frac{5}{d} \cdot 2.5 \frac{kg}{m^3} \cdot 0.015 \frac{kg}{m^3} \\ &= -2.5 \frac{kg}{m^3 d} \end{aligned}$$

b) Cálculo de r_g :

$$\begin{aligned} r_g &= -Yr_{su} - k_d X = -\left(0.6 \frac{kg}{kg} \cdot 2.5 \frac{kg}{m^3 d}\right) \\ &\quad -\left(0.1 \frac{kg}{kg d} \cdot 2.5 \frac{kg}{m^3}\right) = 1.25 \frac{kg}{m^3 d} \end{aligned}$$

c) Cálculo de la producción neta de biomasa:

$$Y_{bio} = -\frac{r_g}{r_{su}} = -\frac{1.25}{-2.5} = 0.5 \frac{kg SSV}{kg DQO_{sb}}$$

2. Obtención de SSV:

$$r_{XrSSV} = -Yr_{su} - k_d X + f_d(k_d)X + Q\frac{X_{oi}}{V}$$

$$\begin{aligned} &= r_g + f_d(k_d)X + Q\frac{X_{oi}}{V} \\ r_{XrSSV} &= 1.25 \frac{kg}{m^3 d} + 0.08 \frac{kg}{kg} \cdot \frac{0.08}{d} \cdot 2.5 \frac{kg SSV}{m^3} \\ &\quad + 1250 \frac{m^3}{d} \cdot \frac{0.06 \frac{kg SSV}{m^3}}{125 m^3} = 2.25 \frac{kg SSV}{m^3 d} \end{aligned}$$

3) Cálculo de la producción de sólidos observada:

$$Y_{obs} = -\frac{r_{XrSSV}}{r_{su}} = -\frac{2.25 \frac{kg SSV}{m^3 d}}{-2.5 \frac{kg DQO_{sb}}{m^3 d}} = 0.9 \frac{kg SSV}{kg DBO_{bs}}$$

4) Cálculo de la fracción de biomasa activa en el SSVLM:

$$F_{X_{act}} = \frac{-Yr_{su} - k_{dX}}{r_{XrSSV}} = \frac{1.25 \frac{kg}{m^3 d}}{2.25 \frac{kg}{m^3 d}} = 0.55$$

Por lo tanto, lo que representa la suma de los SSVnb en el afluente del agua residual y los desechos celulares producidos en los SSVLM contienen 55 % de la biomasa activa.

2.3. MODELO DE CRECIMIENTO SUSPENDIDO

Antes de discutir los procesos biológicos individuales utilizados para el tratamiento de aguas residuales, se explicará la aplicación general de la cinética de crecimiento biológico y la eliminación de sustrato.

El propósito es ilustrar el desarrollo de la biomasa y el balance del sustrato, el cálculo de la concentración de la biomasa y del sustrato soluble en el efluente, el cálculo de la concentración de la biomasa del reactor, cálculo de la relación SSLM/SSVLM, la cantidad de lodo residual producida diariamente y el cálculo de las necesidades de oxígeno.

2.3.1 DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS DE TRATAMIENTO DE BIOMASA EN SUSPENSIÓN

Se considera el reactor de mezcla completa con recirculación como un modelo para los procesos de biomasa en suspensión. Los diagramas de

flujo esquemático que se muestran en la Ilustración 2.3 incluyen la nomenclatura utilizada en las siguientes ecuaciones de balance de masa. Para evaluar la tratabilidad de las aguas residuales y para obtener los coeficientes cinéticos a nivel laboratorio se pueden emplear reactores de mezcla completa.

Todos los diseños de reactores de tratamiento biológico se basan en el uso de los balances de masa a través de un volumen definido para cada componente específico de interés.

El balance de masa incluye las velocidades de flujo para la masa de entrada y salida del sistema y los términos de velocidad de reacciones para el agotamiento o la producción de los constituyentes dentro del sistema.

Las unidades para un balance de masas se dan generalmente en masa por volumen por unidad de tiempo. Para todos los balances de masa se recomienda un control de las unidades para asegurar que las ecuaciones de balance de masa son correctas.

2.3.2 BALANCE DE MASA

Un balance de masa para los microorganismos en el reactor de mezcla completa se muestra Ilustración 2.3 a) y se describe de la siguiente manera: el término de formación es siempre positivo, el signo real para el proceso es siempre parte de la expresión de la tasa. Por ejemplo, si la expresión de la tasa es $r = -kC$, el término de generación es negativo, lo que implica que ocurrirá una disminución; de manera similar, si $r = +kC$, el término de generación es positivo, lo que implica un aumento.

1. Descripción del balance

Tasa de acumulación de microorganismos dentro de la frontera del sistema = Tasa de flujo de microorganismos en la frontera del sistema

Tasa de flujo de microorganismos fuera de la frontera del sistema - Tasa de flujo de microorganismos dentro de la frontera del sistema + Crecimiento neto de microorganismos dentro de la frontera del sistema

2. Descripción simplificada del balance.

Acumulación = Flujo de entrada – flujo de salida + crecimiento neto

3. Representación simbólica:

$$\frac{dX}{dt} V = QSSV - [(Q - Q_p) SSV_e - Q_p SSV_R] + r_s V \quad \text{Ecuación 2.15}$$

donde:

- $\frac{dX}{dt}$ = Tasa de cambio de la concentración de la biomasa en el reactor medida como kg SSV/m³ d
- V = Volumen del reactor (es decir, tanque de aireación), m³
- Q = Flujo del afluente, m³ / d
- SSV = Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el afluente, kg SSV/m³
- Q_p = Flujo de lodos residuales, m³ / d
- SSV_e = Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el efluente, kg SSV/m³
- SSV_R = Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el lodo de recirculación, kg SSV/m³
- r_s = Tasa neta de producción de biomasa, kg SSV/m³ d

Si se supone que la concentración de microorganismos en el afluente se puede despreciar y que las condiciones de estado estacionario prevalecen ($dx/dt = 0$), la Ecuación 2.15 se puede simplificar para producir.

$$r_s V = (Q - Q_p) SSV_e + Q_p SSV_R \quad \text{Ecuación 2.16}$$

Si la Ecuación 2.16 se combina con la Ecuación 2.6 el resultado es:

$$\frac{(Q - Q_p) SSV_e + Q_p SSV_R}{(V) (SSVLM)} = -Y \frac{r_{su}}{SSVLM} - k_d \quad \text{Ecuación 2.17}$$

donde:

$SSVLM$ = Concentración de la biomasa en el reactor, kg/m³

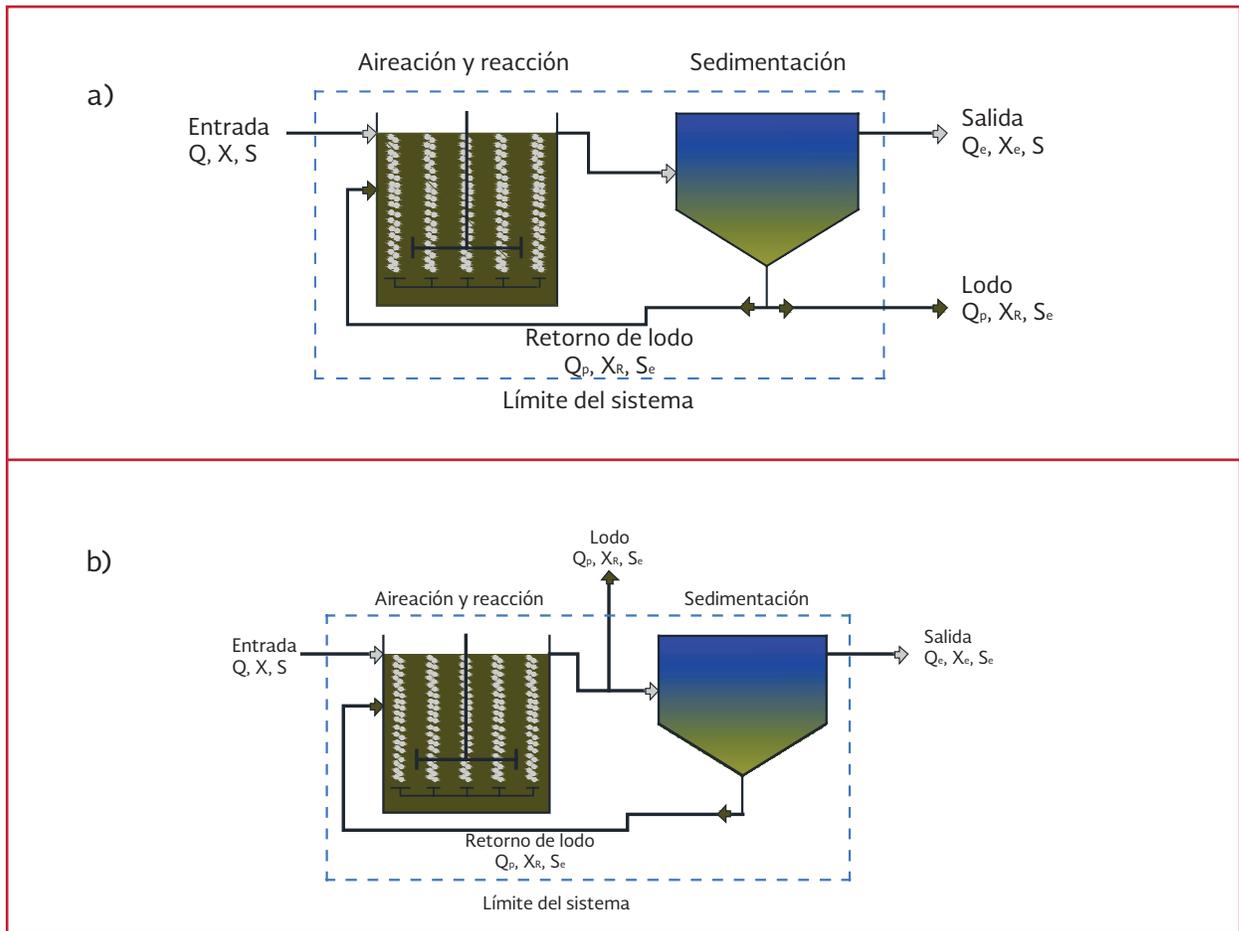
La inversa de la expresión en el lado izquierdo de la Ecuación 2.17 se define como el tiempo de retención medio celular ($TRMC$) como se indica a continuación:

$$TRMC = \frac{(V) (SSVLM)}{(Q - Q_p) SSV_e + Q_p SSV_R} \quad \text{Ecuación 2.18}$$

Notar que el numerador en la Ecuación 2.18 representa la masa total de sólidos en el tanque de aireación y el denominador corresponde a la cantidad de sólidos perdidos por día en el efluente y por la purga de lodos (Q_p). Por definición, el $TRMC$ son los sólidos en el sistema divididos por la masa de sólidos retirados por día. Utilizando la definición anterior de $TRMC$, la Ecuación 2.17 puede escribirse como:

$$\frac{1}{TRMC} = -Y \frac{r_{su}}{SSVLM} - k_d \quad \text{Ecuación 2.19}$$

Ilustración 2.3 Diagrama esquemático del proceso de lodos activados (a) con pérdida desde la línea de retorno de lodos. (b) con pérdida desde el tanque de aireación



El término $1/TRMC$ también está relacionado con μ , la tasa de crecimiento de la biomasa específica, como se muestra en la Ecuación 2.20:

$$\frac{1}{TRMC} = \mu \quad \text{Ecuación 2.20}$$

Por lo tanto, para un proceso de lodos activados con mezcla completa, el $TRMC$ (el cual puede ser controlado por la purga de lodos) es la inversa de la tasa específica promedio que se refiere a la biocinética del proceso.

En la Ecuación 2.19 el término $(-r_{su}/SSVLM)$ se conoce como la tasa específica de utilización de sustrato U . La tasa de utilización de sustrato específico U se calcula de la siguiente manera:

$$U = \frac{r_{su}}{X} = \frac{Q(S - S_e)}{(V)(X)} = \frac{S - S_e}{(TRH)(X)}$$

Ecuación 2.21

donde:

- U = Tasa específica de utilización de sustrato, kg DBO o DQO / kg SSV d
- Q = Flujo de aguas residuales, en m^3/d
- S = Concentración de sustrato en el afluente, kg DBO o DQObs/ m^3
- S_e = Concentración de sustrato en el efluente, kg DBO o DQObs/ m^3
- V = Volumen del tanque de aireación, m^3
- X = Concentración de biomasa, kg / m^3

TRH = Tiempo de retención hidráulico,
(V/Q) d

Sustituyendo la Ecuación 2.1 en la Ecuación 2.19 se obtiene:

$$\frac{1}{TRMC} = \frac{YkS_e}{K_s + S_e} - k_d \quad \text{Ecuación 2.22}$$

El $TRMC$ es un parámetro de diseño y de operación importante para el proceso de lodos activados. El $TRMC$ es el tiempo promedio que permanecen en el sistema las partículas sólidas y/o lodos activados. Suponiendo que la cantidad de sólidos en el sedimentador (Ilustración 2.3 a)) es insignificante en comparación con los del tanque de aireación, el $TRMC$ se determina dividiendo la masa de sólidos en el aireación por los sólidos removidos diariamente a través del efluente y por purga de lodos como control del proceso. Para muchos procesos de lodos activados, donde se produce una buena floculación y el sedimentador secundario está diseñado adecuadamente, en el efluente los SSV son típicamente menores a 15 mg/L. La purga de lodos se lleva a cabo comúnmente mediante la eliminación de la biomasa (lodos) a través de la línea de recirculación del sedimentador secundario, tal como se muestra en la Ilustración 2.3 a). Alternativamente, la eliminación de masa se puede realizar desde el tanque de aireación como se muestra en la Ilustración 2.3 b).

Despejando S_e de la Ecuación 2.22 para obtener la concentración del sustrato disuelto en el efluente se tiene:

$$S_e = \frac{K_s(1 + k_d TRMC)}{TRMC(Yk - k_d) - 1} \quad \text{Ecuación 2.23}$$

Cabe señalar que en la Ecuación 2.23 la concentración del sustrato soluble en el efluente de un proceso de lodos activados con mezcla completa es sólo función del $TRMC$ y de los coeficientes cinéticos para el crecimiento y el decaimiento. La concentración de sustrato en el efluente no está relacionada con la concentración de sustrato soluble en el afluente, pero, como se muestra en otros balances de masa, la concentración de afluente afecta a la concentración de biomasa.

2.3.3 BALANCE DE MASA DE SUSTRATO

El balance de masa para la utilización del sustrato en el tanque de aireación (Ilustración 2.3 a) es:

Acumulación = Entrada - Salida + Generación

$$\frac{dS}{dt} V = QS - QS_e + r_{su} V \quad \text{Ecuación 2.24}$$

Sustituyendo el valor de r_{su} en la Ecuación 2.1 y asumiendo condiciones de equilibrio ($dS/dt = 0$), la Ecuación 2.24 puede reescribirse como:

$$S - S_e = \frac{V k X S}{Q(K_s + S)} \quad \text{Ecuación 2.25}$$

El volumen del tanque de aireación dividido por el flujo del afluente es TRH , el tiempo de retención hidráulico.

Si la Ecuación 2.22 se resuelve para el término $S/(K_s + S)$ y se sustituye en la Ecuación 2.25, la siguiente expresión se puede emplear para obtener la concentración de la biomasa en el tanque de aireación:

$$X = \frac{TRMC}{TRH} \frac{Y(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} \quad \text{Ecuación 2.26}$$

Según lo indicado por el término de purga de lodos (Q_p) en la Ecuación 2.18, al seleccionar un valor $TRMC$ se puede mantener una cantidad de sólidos purgados por día, de tal manera que se pueda controlar el desempeño del proceso.

2.3.4 CONCENTRACIÓN DE SÓLIDOS EN EL LICOR MEZCLADO Y PRODUCCIÓN SÓLIDOS

La producción de sólidos en un reactor biológico representa la masa de material que debe ser eliminada cada día para mantener el proceso. Es de interés para cuantificar la producción de sólidos los términos de SST , SSV , y la biomasa. Por definición, la $TRMC$ también proporciona una expresión conveniente para calcular el total de lodos producidos diariamente en un proceso de lodos activados:

$$P_{Xr,SSV} = \frac{(SSVLM)(V)}{TRMC} \quad \text{Ecuación 2.27}$$

dónde:

- $P_{Xr,SSV}$ = Sólidos totales purgados diariamente, kg SSV / d
- $SSVLM$ = Concentración total SSVLM en el tanque de aireación, kg SSV/m³
- V = Volumen del reactor, m³
- $TRMC$ = Tiempo de retención medio celular, d

Debido a que el $1/TRMC$ en la Ecuación 2.27 representa la fracción de sólidos purgada por día y supone que el licor mezclado es una mezcla homogénea de la biomasa y otros sólidos, la

Ecuación 2.27 puede ser utilizada para calcular la cantidad de sólidos purgados. Para la cantidad de biomasa purgada por día (P_x), la concentración de biomasa X puede ser usada en lugar de $SSVLM$ en la Ecuación 2.27.

El total de $SSVLM$ en el tanque de aireación es igual a la concentración de biomasa X más $SSVnbLM$:

$$SSVLM = X + SSVnbLM \quad \text{Ecuación 2.28}$$

Se necesita un balance de masa para determinar la concentración $SSVnb$ además de la concentración de biomasa activa (SSV). La concentración de $SSVnb$ en los $SSVLM$ se ve afectada por la cantidad de $SSVnb$ en el afluente de aguas residuales, la cantidad de $SSVnb$ purgados por día, y la cantidad de restos de células producidas a partir de la descomposición de las mismas. Un balance de material es el siguiente:

Acumulación = Entrada – Salida + Generación

$$\begin{aligned} & \left(\frac{dSSVnbLM}{dt} \right) V \\ & = QSSVnb - \frac{(SSVnbLM)(V)}{TRMC} + r_{x,i}V \end{aligned}$$

Ecuación 2.29

dónde:

- $SSVnb$ = Concentración de $SSVnb$ en el afluente, kg / m³
- $SSVnbLM$ = Concentración de $SSVnb$ en el tanque de aireación, kg/m³
- $r_{x,i}$ = Tasa de producción de $SSVnb$ producto de restos celulares, kg/m³ d

En estado estacionario ($dX_i/dt = 0$) y sustituyendo en la Ecuación 2.10 para $r_{x,i}$ en la Ecuación 2.29 se obtiene:

$$0 = Q SSVnb - \frac{(SSVnbLM)(V)}{TRMC} + f_d k_d X V$$

Ecuación 2.30

$$SSVnbLM = \frac{(SSVnb)(TRMC)}{TRH} + f_d k_d X TRMC$$

Ecuación 2.31

La combinación de la Ecuación 2.26 y de la Ecuación 2.31 para X y SSVnbLM, produce la siguiente ecuación que se puede utilizar para determinar la concentración total de SSVLM:

$$SSVLM = \frac{TRMC}{TRH} \left[\frac{Y(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} \right]$$

(A)

*Biomasa
Heterotrófica*

$$+ f_d k_d X TRMC + \frac{(SSVnb)(TRMC)}{TRH}$$

(B)

*Células
muertas*

(C)

*SSVnb
en el influente*

Ecuación 2.32

Por sustitución de la Ecuación 2.32 para SSVLM en la Ecuación 2.27 y la remplazando TRH por V/Q, la cantidad de SSV producida y la purga por día se puede determinar de la siguiente manera:

$$P_{xssv} = \frac{QY(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} + f_d k_d X V + Q SSVnb$$

Ecuación 2.33

La Ecuación 2.32 se sustituye por la concentración de biomasa (X) en la Ecuación 2.27 para

mostrar la tasa de producción de SSV diaria en términos del sustrato eliminado, nitrificación, SSVnb en el afluente, y los coeficientes cinéticos de la siguiente manera:

$$P_{xssv} = \frac{QY(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} + \frac{QY(S - S_e)TRMC f_d k_d}{1 + k_d TRMC}$$

A

*Biomasa
Heterotrófica*

B

Células muertas

$$+ \frac{QY_n(N - N_e)}{1 + k_{dn} TRMC} + Q SSVnb$$

C

*Biomasa
Nitrificante*

D

SSVnb

Ecuación 2.34

El efecto del TRMC en el rendimiento de un sistema de lodo activado para la eliminación de sustrato soluble se muestra en la Ilustración 2.4. A medida que aumenta la TRMC, más biomasa muere y por lo tanto más restos de células se acumulan, por lo que la diferencia entre SSVLM y SSV aumenta con la TRMC. También se observa en la Ilustración 2.4 que la concentración de sustrato soluble es muy baja (< 5 mg/L) a TRMC alrededor de 2 días. Una concentración pequeña de sustrato es típica del proceso de lodos activados cuando éste se utiliza para el tratamiento de aguas residuales municipales. La masa total de sólidos secos eliminados por día se basa en la SST, que incluye a los SSV más sólidos inorgánicos. Los sólidos inorgánicos se encuentran en el agua residual del afluente (SST-SSV) y la biomasa contiene sólidos inorgánicos de un 10 a 15% en peso seco. Los sólidos inorgánicos presentes en el afluente que no son solubles, se supone que son capturados en el licor mezclado y son eliminados mediante la purga de lodos. La Ecuación 2.34 se modifica para el cálculo de la

producción de sólidos en términos de SST su-
mando los sólidos inorgánicos en el afluente y
mediante el cálculo de la biomasa en términos
de SST pero asumiendo una relación de biomasa
típica de 0.85 para SSV/SST. La relación SSV/
SST puede variar desde 0.80 hasta 0.90. Sin em-
bargo, esta puede tener una variación mayor, ya
que depende del origen del agua residual.

$$P_{X,SST} = \frac{A}{0.85} + \frac{B}{0.85} + \frac{C}{0.85} + D + Q(SST - SSV)$$

Ecuación 2.35

donde:

- $P_{X,SST}$ = Lodos residuales netos producidos por día, medido en términos de sólidos suspendidos totales, kg/d
- SST = Concentración de sólidos suspendidos totales en el afluente, kg/m³
- SSV = Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el afluente, kg / m³

La masa de SSVLM y SSTLM se puede calcular mediante el uso de la Ecuación 2.34, de la Ecuación 2.35 y de la Ecuación 2.27, de la siguiente forma:

$$\begin{aligned} \text{Masa de SSVLM} &= SSVLM V \\ &= P_{XSSV} TRMC \end{aligned}$$

Ecuación 2.36

$$\begin{aligned} \text{Masa de SSTLM} &= SSTLM V \\ &= P_{XSST} TRMC \end{aligned}$$

Ecuación 2.37

Mediante la selección de una concentración apropiada de SSTLM, se puede calcular el volumen del tanque de aireación a partir de la Ecuación 2.37. Se pueden emplear concentraciones de SSTLM en el rango de 2 000 a 4 000 miligramos por litro.

2.3.5 RENDIMIENTO OBSERVADO

El rendimiento observado Y_{obs} se basa en la relación entre la cantidad de sólidos producidos y el consumo de sustrato, y se puede calcular en términos de kg SST/kg DQOs_b o kg DBO, o en relación a SSV como kg SSV/kg DQOs_b o kg DBO. La producción de sólidos medidos es la suma de los sólidos en el flujo del efluente del sistema y la purga de sólidos, que es igual a la P_x término definido por la Ecuación 2.27, la Ecuación 2.34 y la Ecuación 2.35. El rendimiento observado para SSV se puede calcular dividiendo la Ecuación 2.34 por el tipo de sustrato, que es $Q(S - S_e)$:

$$Y_{obs} = \frac{Y}{1 + k_d TRMC} + \frac{Y TRMC f_d k_d}{1 + k_d TRMC}$$

(A) (B)

Biomasa Células
Heterotrófica muertas

$$+ \frac{SSVnb}{S - S_e}$$

(C)

SSVnb en el afluente

Ecuación 2.38

donde:

- Y_{obs} = kg SSV/kg Sustrato eliminado
- f_d = Fracción de biomasa que queda como restos de células

Para las aguas residuales que no contienen SSVnb en el afluente, la producción de sólidos

consta solo de biomasa activa y los restos celulares, por lo que el rendimiento observado para Y_{obs} es el siguiente:

$$Y_{obs} = \frac{Y}{1 + k_d TRMC} + \frac{Y TRMC f_a k_d}{1 + k_d TRMC}$$

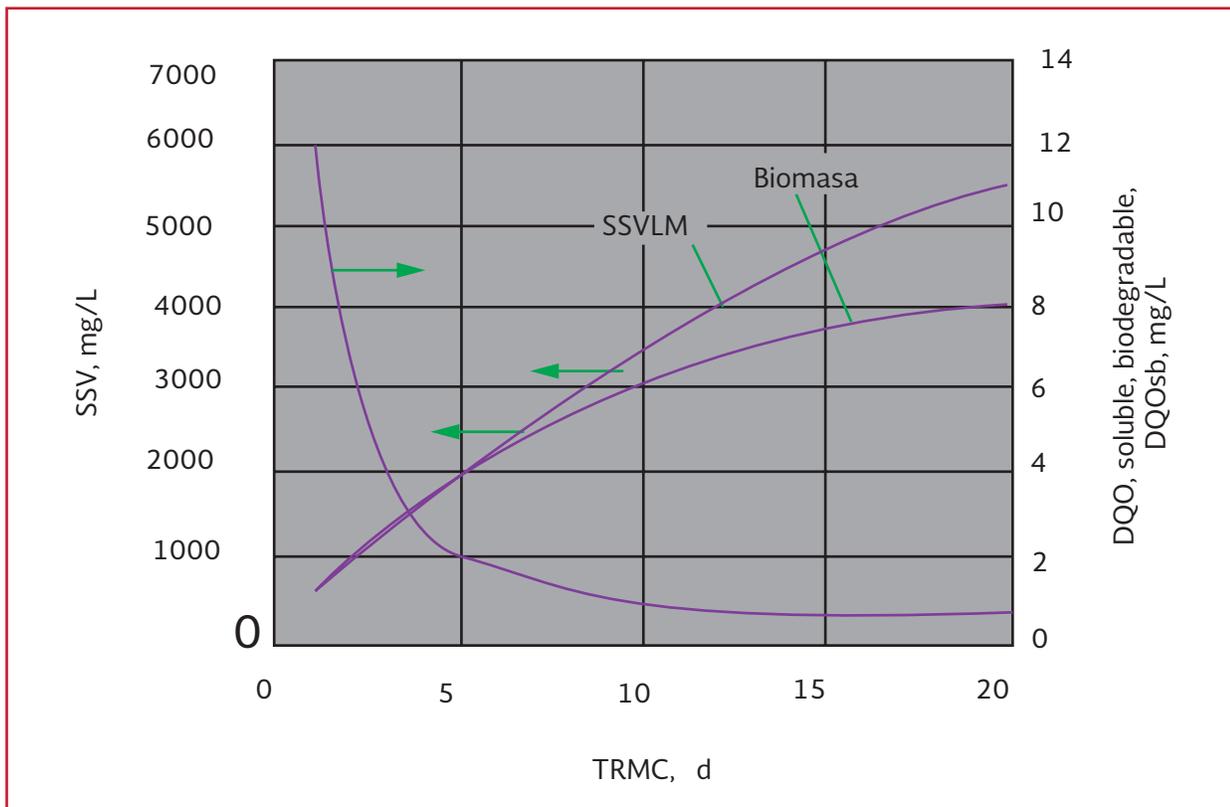
Ecuación 2.39

El impacto de los SSV_{nb} del afluente en la Ecuación 2.38 depende de las características del agua residual y del tipo de tratamiento previo. La concentración del sustrato en el efluentes en general es muy bajo en comparación con S y el término $SSV_{nb}/(S - S_c)$ se puede aproximar a SSV_{nb}/S , el cual está dado en kg SSV_{nb}/kg sustrato en el afluente. Para las aguas residuales municipales los valores de SSV_{nb}/S están entre 0.10-0.30 kg/kg con tratamiento primario y 0.30 a 0.50 sin tratamiento primario.

2.3.6 REQUISITOS DE OXÍGENO

El oxígeno requerido para la biodegradación de material carbonoso se determina a partir de un balance de masa usando la concentración $DQOb$ o DBO de las aguas residuales tratadas y la cantidad de biomasa consumida en el sistema por día. Si toda la $DQOb$ se oxida a CO_2 y H_2O , la demanda de oxígeno sería igual a la concentración $DQOb$, pero las bacterias sólo oxidan una parte de la $DQOb$ para generar energía y otra porción para el crecimiento celular. El oxígeno también se consume por la respiración endógena, y la cantidad dependerá del $TRMC$ del sistema. Para un $TRMC$ dado, un balance de masa en el sistema se puede hacer cuando la eliminación de $DQOb$ es igual a la del oxígeno utilizado más el SSV (biomasa), en términos de un equivalente de oxígeno. Por lo tanto, para un

Ilustración 2.4 DQO soluble biodegradable, biomasa, y las concentraciones de SSV_{LM} frente $TRMC$ para la mezcla completa en el proceso de lodos activados



proceso de biomasa en suspensión, el oxígeno utilizado es:

$$\text{Oxígeno empleado} = DQOb \\ \text{removido} - DQO \text{ de los lodos residuales} \quad \text{Ecuación 2.40}$$

$$R_o = Q(S - S_e) - 1.42P_{x,bio} \quad \text{Ecuación 2.41}$$

donde:

$$R_o = \text{Oxígeno requerido, kg/d} \\ P_{x,bio} = \text{Biomasa como SSV purgada por día, kg/d}$$

Es importante señalar que $P_{x,bio}$ incluye biomasa activa y restos de células, derivado del crecimiento de las mismas y por lo tanto es la suma de los términos A y B de la Ecuación 2.34.

2.3.7 PARÁMETROS DE DISEÑO Y DE FUNCIONAMIENTO

En el balance de masas para mezcla completa descrito anteriormente, el TRMC fue introducido como un parámetro fundamental de proceso que afecta a la eficiencia del tratamiento de lodos activados. Otros dos parámetros de proceso utilizados para el diseño y operación son la relación alimento/microorganismo y la tasa de carga volumétrica, que se describen a continuación:

La relación A/M se define como la tasa de DBO o DQO aplicada por unidad de volumen al licor mezclado:

$$\frac{A}{M} = \frac{\text{Tasa de sustrato total suministrado}}{\text{Biomasa total de microorganismos}} \\ = \frac{(Q)(S)}{(V)(SSVLM)}$$

Ecuación 2.42

$$\frac{A}{M} = \frac{S}{(TRH)(SSVLM)}$$

Ecuación 2.43

donde:

- A/M = Relación alimento/microorganismo, kg DBO o kg DQObs/gg SSV d
- Q = Flujo de agua residual afluyente, m³/d
- S = Concentración de sustrato en el afluyente, DBO o DQObs, kg / m³
- V = Volumen del tanque de aireación, m³
- $SSVLM$ = Concentración de la biomasa en el licor mezclado del tanque de aireación, kg/m³
- TRH = Tiempo de retención hidráulico en el tanque de aireación, (V/Q), d

La tasa de carga orgánica volumétrica se define como la cantidad de DBO o DQO aplicada al volumen del tanque de aireación por día, esto es:

$$L_{org} = \frac{(Q)(S)}{V} \quad \text{Ecuación 2.44}$$

donde:

- L_{org} = Carga orgánica volumétrica, Kg DBO/m³ d
- Q = Flujo de agua residual afluyente, m³/d
- S = Concentración de sustrato en el afluyente, DBO o DQObs, kg / m³
- V = Volumen del tanque de aireación m³

2.4. OXIDACIÓN BIOLÓGICA AEROBIA

2.4.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La eliminación de la *DBO* se puede lograr por medio de procesos de crecimiento suspendido aerobio, que requieren suficiente tiempo de contacto entre las aguas residuales y los microorganismos heterótrofos, además de la adición de oxígeno y nutrientes. Durante la absorción biológica inicial del material orgánico, más de la mitad de la misma se oxida y el resto se asimila como nueva biomasa, que puede ser oxidada posteriormente por respiración endógena. En estos tipos de procesos de crecimiento en suspensión, el exceso de biomasa producida cada día se debe purgar y procesar, para mantener una adecuada operación. La biomasa (*SSVLM*) se separa del efluente tratado mediante separación por gravedad. Actualmente, se están empleando diseños que utilizan separación mediante membranas.

2.4.2 MICROBIOLOGÍA

Existe una amplia variedad de microorganismos en los procesos de crecimiento en suspensión. Bacterias heterótrofas aeróbicas que se encuentran en estos procesos son capaces de producir biopolímeros extracelulares que dan como resultado la formación de flóculos biológicos (biopelículas), lo que permite su separación del agua residual tratada mediante la sedimentación por gravedad, originando un efluente con concentraciones relativamente bajas de bacterias libres y sólidos suspendidos. Los protozoarios también juegan un papel importante en los procesos de tratamiento biológico aerobio, por el consumo de bacterias libres y partículas coloidales. Los protozoarios requieren un *TRMC* mayor al de las bacterias heterótrofas aerobias, prefieren

concentraciones de oxígeno disuelto por encima de 1 mg/L, y son sensibles a materiales tóxicos. Por lo tanto, su presencia es un buen indicador de una operación de proceso estable y sin problemas. Debido a su tamaño, los protozoarios fácilmente se pueden observar con un microscopio de luz a 100 a 200 aumentos.

Los rotíferos también se pueden encontrar en los lodos activados, así como nematodos y otros microorganismos multicelulares. Estos organismos se reproducen en tiempos de retención largos, y su importancia no ha sido bien definida.

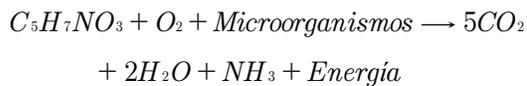
Dependiendo de las cargas de proceso y las condiciones ambientales, también se puede desarrollar en el proceso de lodos activados organismos indeseables. El principal problema causado por estos organismos es una condición conocida como abultamiento de lodos (*bulking*), en el que el flóculo tiene características pobres de sedimentación. Esto resulta en una alta concentración de sólidos suspendidos en el efluente y el desempeño deficiente del tratamiento.

Otra condición molesta, es la formación de espuma, que se ha relacionado con el desarrollo de dos géneros de bacterias *Nocardia* y *Microthrix* (Pitt y Jenkins, 1990), que tienen superficies celulares hidrofóbicas y se adhieren a las superficies de la burbuja de aire, para producir espuma (Ilustración 2.5).

2.4.3 ESTEQUIOMETRIA DE LA OXIDACIÓN BIOLÓGICA AEROBIA

En la oxidación aerobia, la conversión de la materia orgánica se lleva a cabo por cultivos bacterianos mixtos, como se muestra a continuación:

Ilustración 2.5 Ejemplos de espuma causada por Nocardia acumulada en la superficie de los tanques de aireación de lodos activados



$$C_5H_7NO_3 = 113 \text{ g/mol}$$

$$O_5 = 162 \text{ g/mol}$$

$$\frac{113}{162} = 1.42$$

En las expresiones anteriores el *CHONS* se utiliza para representar la materia orgánica presente en las aguas residuales, el cual se emplea como donador de electrones, mientras que el oxígeno sirve como el receptor de electrones. Si todas las células se oxidan completamente, la *DBO* o *DQO* de las células es igual a 2.42 veces la concentración de células como *SSV*. A valores grandes de *TRMC*, se oxida una mayor porción de las células.

2.4.4 CINÉTICA

Las expresiones de la velocidad para la utilización de sustratos y crecimiento de la biomasa para la oxidación heterotrófica de sustratos orgánicos, se retoman a continuación:

$$r_{su} = -\frac{kXS}{K_s + S} \quad \text{Ecuación 2.45}$$

$$r_s = -Yr_{su} - k_dX = Y\frac{kXS}{K_s + S} - k_dX$$

$$\text{Ecuación 2.46}$$

Como se señaló anteriormente, estas expresiones son similares a las ecuaciones de saturación propuestas por Monod (1942) para el crecimiento y la de Michaelis-Menten para la utilización de sustratos (Bailey y Ollis, 1986). Los valores típicos para *k* y *k_s*, a 20°C, varían entre 8 y 12 kg *DQO*/kg de *SSV* y de 10 a 40 kg *DQObs*/m³ respectivamente. Para los sustratos fácilmente biodegradables, se han medido valores menores a 1 mg *DQObs*/L (Bielefeldt y Stensel, 1999).

La aplicación de las expresiones anteriores para la utilización de sustratos y crecimiento de la biomasa conduce al desarrollo de una serie de parámetros de diseño, incluyendo el tiempo de retención de sólidos (*TRMC*), la comida en relación a los microorganismo (*A/M*), y a la tasa de utilización específica (*U*). Estos parámetros de diseño son aplicados a varias modalidades del proceso de lodos activados. Con la

excepción de algunos compuestos difíciles de degradar presentes en las aguas residuales industriales, la cinética de la oxidación aeróbica de substratos orgánicos rara vez controla el valor de diseño *TRMC* para el proceso de lodos activados. Para una buena formación de flóculos se necesita tiempo suficiente para que la biomasa en el tanque de aireación desarrolle polímeros extracelulares y una estructura de flóculo. Para una óptima floculación y eliminación de SST en el sedimentador secundario se requieren valores superiores a 30 d a 20°C y 5 días a 10°C de *TRMC*. Sin embargo, algunas plantas de tratamiento de aguas residuales en los climas más cálidos operan con valores de *TRMC* que van desde 1 a 1.5 días. *TRMC* mayores a 20 d, pueden producir un deterioro del flóculo, al desarrollar pequeñas partículas de flóculo (cabeza de alfiler), generando un efluente turbio. Sin embargo, incluso con flóculos pequeños, la concentración de sólidos suspendidos en el efluente llega a ser

menor a 30 mg/L. El *TRMC* se puede variar en la planta de tratamiento para encontrar la condición más óptima de sedimentación.

2.4.5 FACTORES AMBIENTALES

Para la eliminación carbonosa, el intervalo adecuado de pH es de 6 a 9, donde el rendimiento óptimo se produce cerca de un pH neutro. En un reactor biológico de biomasa en suspensión se recomienda una concentración de oxígeno disuelto de 2 mg/L, es necesario evitar concentraciones alrededor de 0.5 mg/L, ya que esto afecta la tasa de degradación. Para aguas residuales industriales se debe tener cuidado de asegurar que se cuenta con suficientes nutrientes (*N* y *P*) para la cantidad de *DBO* que será tratada. Las bacterias heterótrofas responsables de la eliminación de la *DBO* pueden tolerar mayores concentraciones de sustancias tóxicas en comparación con las bacterias responsables de la oxidación del amoníaco.

3

DISEÑO DEL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

3.1. PARÁMETROS BIOCINÉTICOS

$$Y + a = 1$$

Ecuación 3.1

donde:

3.1.1 DEFINICIÓN DEL PARÁMETRO DE METABOLISMO CELULAR

a = kg de sustrato consumido utilizado para el metabolismo energético/kg de sustrato total consumido

Sea Y la fracción de sustrato consumido que se utiliza para la síntesis celular. Debido a la proporcionalidad entre consumo de sustrato y DBO . Y representa también fracción de DBO utilizada para síntesis de nuevas células. Por lo tanto:

$$a = \frac{\text{kg } DBO \text{ consumida para metabolismo energético}}{\text{kg } DBO \text{ total consumida}}$$

Ecuación 3.2

Y = kg de sustrato consumido utilizado para la síntesis/kg de sustrato total consumido

El valor numérico de a definido en la Ecuación 3.1 es independiente de los parámetros utilizados para expresar el consumo de sustrato. Las mismas observaciones hechas para Y son aplicables.

Y = kg DBO consumida para síntesis/kg DBO total consumida

La definición de a , en función de la demanda teórica de oxígeno ($DTeO$), se reformula como sigue:

El valor numérico de Y es independiente de los parámetros utilizados para expresar el consumo de sustrato, ya que Y representa la fracción de sustrato consumido utilizada en la síntesis, y por tanto es una cantidad adimensional.

$$a = \frac{\text{Kg de } O_2 \text{ utilizado en la oxidación del sustrato}}{\text{kg de } DTeO \text{ total consumido}}$$

Ecuación 3.3

3.1.2 DEFINICIÓN DEL PARÁMETRO a

Sea a la fracción de sustrato consumido utilizado para la producción de energía mediante la oxidación del sustrato. Por lo tanto:

Esto es, a es igual a los kilogramos de oxígeno utilizados en el metabolismo energético por kilogramo de $DTeO$ total consumido. En consecuencia la Ecuación 3.3:

$$\begin{aligned} \text{kg } O_2 (\text{en la oxidación de sustrato}) &= \\ a (\text{kg de } DTeO \text{ total consumida}) &= \\ a_{DTeO} (\text{kg } DTeO \text{ total consumida}) \end{aligned}$$

Escribiendo el segundo miembro de las expresiones anteriores en función de la DQO y de la DBO, y utilizando las relaciones $DTeO / DQO$ y $DTeO / DBO$, se obtiene:

$$\begin{aligned} \text{kg } O_2 (\text{en la oxidación de sustrato}) &= \\ \mathbf{a} (\text{kg } DQO \text{ total consumida}) (DTeO / DQO) \\ \text{kg } O_2 (\text{en la oxidación de sustrato}) &= \\ \mathbf{a} (\text{kg } DBO \text{ total consumida}) (DTeO / DBO) \end{aligned}$$

Los subíndices de a se definen como sigue:

$$\begin{aligned} a_{DQO} &= \mathbf{a} (DTeO / DQO) \\ a_{DBO} &= \mathbf{a} (DTeO / DBO) \end{aligned}$$

En la que a sin subíndice significa $a = a_{DTeO}$

Combinando las expresiones antes definidas:

$$\begin{aligned} \text{kg } O_2 (\text{en la oxidación de sustrato}) &= \\ \mathbf{a}_{DTeO} (\text{kg } DTeO \text{ total consumida}) \\ \text{kg } O_2 (\text{en la oxidación de sustrato}) &= \\ \mathbf{a}_{DQO} (\text{kg } DQO \text{ total consumida}) \\ \text{kg } O_2 (\text{en la oxidación de sustrato}) &= \\ \mathbf{a}_{DBO} (\text{kg } DBO \text{ total consumida}) \end{aligned}$$

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 las expresiones anteriores 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).

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. En la Ecuación 3.2 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, en las últimas expresiones se deduce que está siendo utilizada una definición modificada de a , esto es:

$$\begin{aligned} \mathbf{a}_{DTeO} &= \mathbf{a} = \text{kg } O_2 (\text{en la oxidación de sustrato}) \\ & \quad / \text{kg } DTeO \text{ total consumida} \\ \mathbf{a}_{DQO} &= \text{kg } O_2 (\text{en la oxidación de sustrato}) \\ & \quad / \text{kg } DQO \text{ total consumida} \\ \mathbf{a}_{DBO} &= \text{kg } O_2 (\text{en la oxidación de sustrato}) \\ & \quad / \text{kg } DBO \text{ total consumida} \end{aligned}$$

El valor numérico en las expresiones anteriores 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 estas expresiones 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 3.1 es numéricamente igual a las relaciones definida en la primera expresión esto es, $a_{DTeO} = a$. Los valores de a dados en las otras dos expresiones no son sólo diferentes uno del otro, sino que ninguno de ellos iguala la fracción de sustrato consumido utilizado en el metabolismo energético.

3.1.3 DEFINICIÓN DEL PARÁMETRO Y

El parámetro Y , en relación con el \dot{Y} , se define como:

$$Y = \frac{\text{kg SSVLM producidos}}{\text{kg Sustrato total consumido}}$$

Ecuación 3.4

En consecuencia Y representa la producción de lodo biológico por kilogramo de sustrato total consumido.

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:

$$Y_{DTeO} = \frac{\text{kg SSVLM producidos}}{\text{kg } DTeO \text{ total consumida}}$$

Ecuación 3.5

La producción de SSVLM (síntesis) se obtiene de la Ecuación 3.5:

$$\frac{\text{kg SSVLM producidos}}{Y_{DTeO} (\text{kg } DTeO \text{ total consumida})}$$

Ecuación 3.6

La ecuación 3.6 puede reescribirse expresando el consumo de sustrato en función de la DQO y la DBO , utilizando relaciones $DTeO/DQO$ y $DTeO/DBO$:

$$\begin{aligned} \text{kg SSVLM producidos} &= Y_{DTeO} \\ & (\text{kg } DBO \text{ total consumida}) (DTeO/DBO) = \\ &= Y_{DTeO} (\text{kg } DBO \text{ total consumida}) (DTeO/DBO) \end{aligned}$$

Se define:

$$Y_{DQO} = Y_{DTeO} (DTeO/DQO)$$

$$Y_{DBO} = Y_{DTeO} (DTeO/DBO)$$

Por lo tanto:

$$\begin{aligned} \text{kg SSVLM producidos} &= \\ Y_{DQO} (\text{kg } DQO \text{ total consumida}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{kg SSVLM producidos} &= \\ Y_{DBO} (\text{kg } DBO \text{ total consumida}) \end{aligned}$$

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.

3.1.4 UNA OBSERVACIÓN REFERENTE AL FACTOR 1.42

El factor 1.42 se obtuvo en la sección 2.4.3 dicho factor es de aplicación a todos los sustratos, siempre y cuando se tome $C_5H_7NO_2$ como fórmula empírica media de la biomasa, la cual se mide como SSVLM.

El factor 1.42 (que es igual a 160/113) corresponde a los kilogramos de oxígeno requerido para oxidar 1 kg de SSVLM mediante el proceso de respiración endógena.

3.1.5 RESUMEN

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.

Tabla 3.1 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_{DQO} (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)	kg O ₂ = a_{DBO} (kg DBO total consumida) (metabolismo energético) en la que: $a_{DBO} = a(DTeO/DBO) = a(100/58) = 1.72a$

Tabla 3.2 Parámetro Y en diferentes unidades

Y_{DTeO}	kg SSVLM producidas = Y_{DTeO} (kg DTeO total consumida) en la que : $Y_{DTeO} = \dot{Y} / 1.42$; \dot{Y} = fracción de sustrato consumido utilizado en la síntesis
Y_{DQO} (ensayo estándar de la DQO)	kg SSVLM producidos = Y_{DQO} (kg DQO total consumida) en la que: $Y_{DQO} = Y_{DTeO} (DTeO/DQO) = Y_{DTeO} (100/83) = (\dot{Y} / 1.42)(100/83) = 0.85 \dot{Y}$
Y_{DBO} (DBO)	kg SSVLM producidos = Y_{DBO} (kg DBO total consumida) en la que: $Y_{DBO} = Y_{DTeO} (DTeO/DBO) = Y_{DTeO} (100/58) = (\dot{Y} / 1.42)(100/58) = 1.21 \dot{Y}$

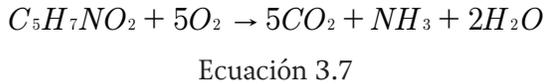
Tabla 3.3 $\dot{Y} + a = 1.0$, escrita con diferentes unidades

DTeO	$1.42Y_{DTeO} + a_{DTeO} = 1.0$ o $1.42Y_{DTeO} + a = 1.0$
DQO (prueba estándar de la DQO)	$Y_{DTeO} = Y_{DQO} (DQO/DTeO) = Y_{DQO} (83/100)$ $a = a_{DTeO} = a_{DQO} (DQO/DTeO) = a_{DQO} (83/100) \therefore$ $1.42(83/100) Y_{DQO} + (83/100)a_{DQO} = 1.0$ $1.18 Y_{DQO} + 0.83 a_{DQO} = 1.0$
DBO	$Y_{DTeO} = Y_{DBO} (DBO/DTeO) = Y_{DBO} (58/100)$ $a = a_{DTeO} = a_{DBO} (DBO/DTeO) = a_{DBO} (58/100) \therefore$ $1.42(58/100) Y_{DBO} + (58/100) a_{DBO} = 1.0$ $0.82Y_{DBO} + 0.58 a_{DBO} = 1.0$

3.1.6 PARÁMETROS DE DISEÑO CORRESPONDIENTES A LA RESPIRACIÓN ENDÓGENA

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.

Suponiendo que la fórmula química de los SSVLM es $C_5H_7NO_2$, la oxidación de las células correspondiente a la respiración endógena viene dada por la ecuación 3.7:



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 SSVLM 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 por ciento de la cantidad total de SSVLM 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:

$$k_d = (\text{kg SSVLM oxidados} / (\text{d})(\text{kg SSVLM en el reactor}))$$

Ecuación 3.8

En consecuencia, los kilogramos de SSVLM oxidados por día son:

$$\text{kg/d de SSVLM oxidados} = k_d (\text{kg SSVLM en el reactor})$$

(respiración endógena)

Ecuación 3.9

Los SSVLM presentes en el reactor continuo en cualquier momento, suponiendo la operación en régimen estacionario, es una cantidad constante que viene dada por:

$$\text{kg SSVLM en el reactor} = \text{SSVLM } V$$

Ecuación 3.10

Esto es, kg SSVLM por unidad de volumen en el reactor y V el volumen del reactor.

De esta forma la Ecuación 3.9 y la Ecuación 3.10 se convierten en:

$$\text{kg/d de SSVLM oxidado} = k_d \text{SSVLM} V (\text{respiración endógena})$$

Ecuación 3.11

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 SSVLM en el reactor en el proceso de respiración endógena, esto es:

$$b = \text{kg } O_2 / \text{d kg SSVLM en el reactor}$$

Ecuación 3.12

Por ello, el consumo de oxígeno en la respiración endógena es:

$$\text{kg } O_2 / \text{d} = b (\text{kg SSVLM en el reactor})$$

(respiración endógena)

Ecuación 3.13

o de la Ecuación 3.10:

$$kg\ O_2/d = b\ SSVLM\ V \quad \text{Ecuación 3.14}$$

(*respiración endógena*)

La relación aproximada entre k_d y b se desarrolla al suponer que la fórmula empírica de los SSVLM es $C_5H_7NO_2$, y que la Ecuación 3.7 corresponde a la respiración endógena. De la Ecuación 3.8 y de la Ecuación 3.12 se obtiene la relación b/k_d .

$$b/k_d = kg\ O_2/kg\ SSVLM\ oxidado$$

Ecuación 3.15

De la Ecuación 3.15 esta relación es:

$$b/k_d = 160/113 = 1.42 \quad \text{Ecuación 3.16}$$

En consecuencia, se consumen 1.42 kg de oxígeno para oxidar 1 kg de SSVLM.

Debe hacerse una observación importante al llegar a este punto: mientras que los parámetros a y Y son relaciones, 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 .

3.2. DETERMINACIÓN EXPERIMENTAL DE LOS PARÁMETROS BIOCINÉTICOS NECESARIOS PARA EL DISEÑO DE LOS REACTORES BIOLÓGICOS AEROBIOS

3.2.1 REACTOR CONTINUO A ESCALA LABORATORIO

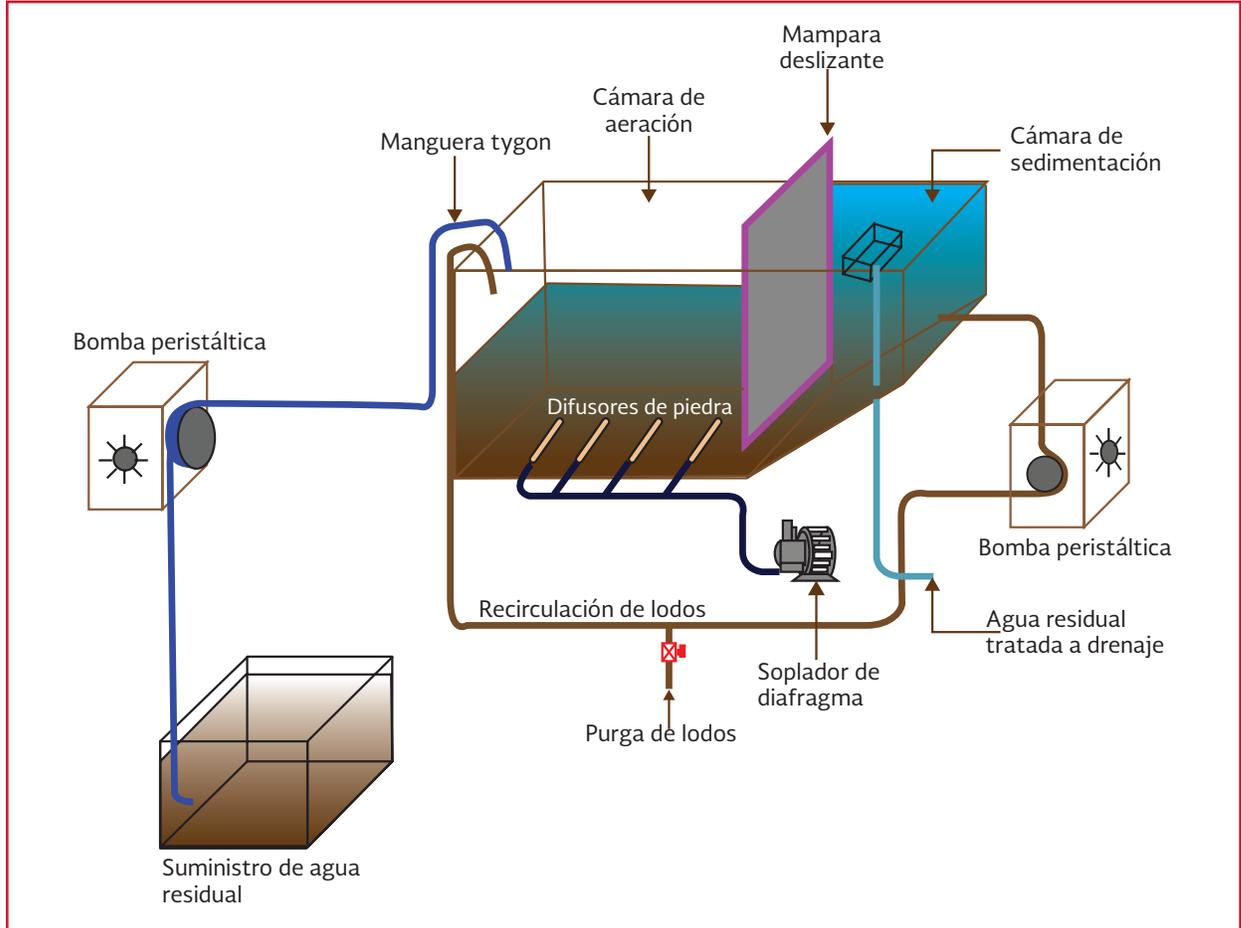
Los parámetros a determinar son las relaciones cinéticas: k : para las ecuaciones de balance

de materia: Y , a , k_d y b . En la Ilustración 3.1 se muestra un esquema del reactor de flujo continuo. El reactor está hecho de acrílico y está dividido en dos secciones: la cámara de aireación y la de sedimentación. Dichas cámaras simulan el reactor y sedimentador secundario de una planta real.

El aire se suministra por medio de un pequeño soplador de diafragma hacia unos difusores de piedra. Las burbujas de aire mantienen el contenido de la cámara de aireación en una condición de mezcla completa. El agua residual se alimenta continuamente mediante una bomba peristáltica, y el efluente es enviado al drenaje. 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 inoculando el tanque de aireación con lodo activado obtenido de una planta de tratamiento en operación y agregando gradualmente el agua residual en estudio. Para aguas residuales de origen industrial que contengan compuestos tóxicos para los microorganismos, se sugiere realizar una mezcla de agua municipal -industrial con una proporción cada vez mayor del agua residual industrial.

A veces, la alimentación de agua residual industrial puede ser al 100 por ciento sin efectos perjudiciales para los microorganismos. El flujo de agua de alimentación se controla mediante la perilla de la bomba peristáltica y/o utilizando diferentes diámetros de la manguera Tygon. Los flujos se determinan mediante calibración, midiendo el volumen del efluente obtenido durante un período de tiempo, correspondiente a cada posición de la perilla y para cada diámetro interno de la manguera. Los flujos pueden reproducirse dentro de una fluctuación menor del 5 por ciento.

Ilustración 3.1 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



Conforme la sección de la manguera Tygon que está sometida a la acción de empuje continuo, se desgasta, se ablanda y cambian los flujos. Es aconsejable desplazar el tubo a intervalos periódicos de tiempo de forma tal, que nuevas secciones del mismo sean las expuestas a esta acción. Es indispensable llevar a cabo calibraciones frecuentes para asegurarse de la obtención de buenos resultados. La manguera se reemplaza cuando está completamente desgastada.

3.2.2 PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

Cada experimento requerir al menos de cuatro semanas antes de conseguir las condiciones de

equilibrio. Por esta razón es conveniente operar simultáneamente de cuatro o cinco reactores en paralelo a diferente flujo y concentración de sólidos suspendidos volátiles de licor mezclado.

Los pasos del procedimiento experimental son los siguientes:

1. Cada unidad se inocula con lodo de recirculación, obtenido de una PTAR, hasta un volumen predeterminado. Se diluye con agua residual con objeto de obtener una concentración de SSVLM de 2 000 a 4 000 miligramos por litro
2. Se conecta el aire para obtener una mezcla completa en el tanque de aireación.

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 sedimentación y el intercambio de lodo entre las dos cámaras (Ilustración 3.2)

3. Se pone en marcha la bomba peristáltica a un flujo (Q) predeterminado para obtener el tiempo de retención deseado en el tanque de aireación
4. Se opera el reactor hasta que se consigan las condiciones de equilibrio. Se supone que se han conseguido éstas cuando se satisfacen estos dos criterios:
 - a) Los SST del efluente se hace constante
 - b) La DBO del efluente se hace estable.
5. Para ajustar la concentración de SSVLM a un valor casi constante durante el periodo de la prueba, es necesario determinarlos diariamente y establecer un volumen de purga
6. Una vez obtenida una operación estable seguir el programa de muestreo que se presenta en la Tabla 3.4

3.2.3 CÁLCULO DE LOS PARÁMETROS BIOCINÉTICOS

Determinación de la velocidad de consumo de sustrato

Con los valores obtenidos del control de los reactores piloto en condiciones estables, al menos cuatro unidades, y empleando la Ecuación 3.17, para determinar la velocidad específica de consumo de sustrato.

$$q = \frac{(S - S_e)}{(SSVLM)(TRH)} = k(S - S_e)$$

Ecuación 3.17

donde:

q = Velocidad específica de consumo de sustrato (mg DBO consumida/mg SSVLM h)

Graficar $(S - S_e) / SSVLM TRH$ vs S_e y determinar la pendiente, que es el valor de k .

Determinación de los parámetros de utilización de oxígeno a y b

1. Primero se deberá determinar la velocidad de consumo de oxígeno (VCO) para

Ilustración 3.2 Vista en sección de las cámaras de sedimentación y aireación.

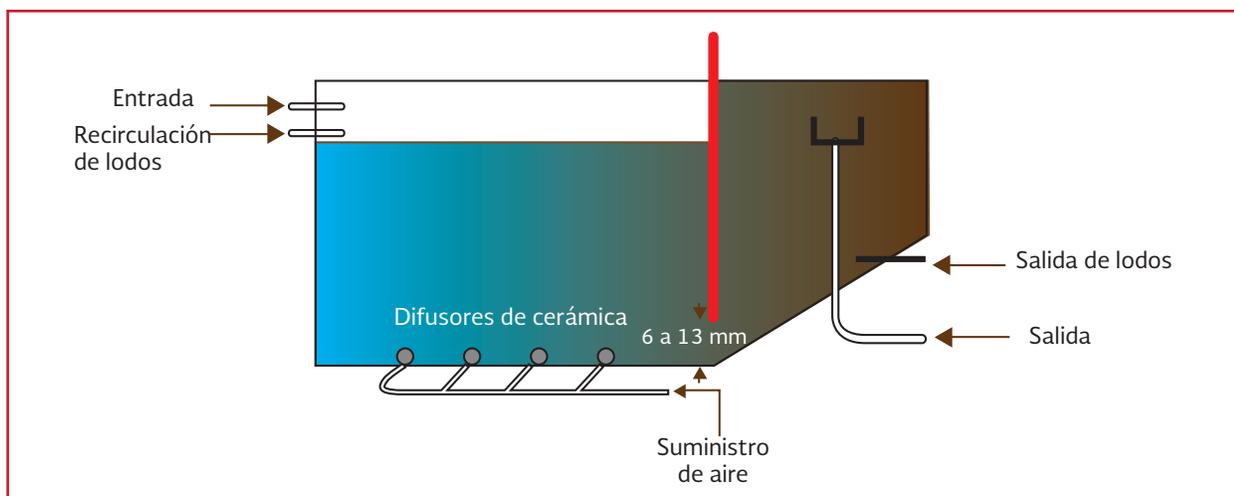


Tabla 3.4 Programa de muestro y análisis de parámetros de control

Parámetro	Frecuencia	Afluente	Reactor biológico	Efluente	Lodo de purga
DBO	2 por semana	X		X	
DQO	Diario	X		X	
SST	Diario	X	X	X	X
SSV	3 por semana	X	X	X	X
N-amoniacal	3 por semana	X		X	
N-nitratos	3 por semana	X		X	
Fósforo total	3 por semana	X		X	
pH	Diario	X	X	X	
Oxígeno disuelto	Diario	X	X	X	
Índice volumétrico de lodos	Diario		X		
Velocidad de consumo de oxígeno	3 por semana		X		
Volumen de lodo de purga	Diario				X

cada reactor, de la siguiente manera:

- Colocar en una parrilla de agitación un frasco Winkler de 1 L e introducir un agitador magnético
- Llenar un frasco Winkler con licor mezclado airado, hasta el rebose
- Se introduce el electrodo de oxígeno disuelto en el frasco, haciendo desplazar el líquido hasta derrame. Tener cuidado de no dejar burbujas de aire dentro del frasco
- Encender la parrilla de agitación, de tal manera que el agitador magnético mantenga en suspensión el licor mezclado
- Tomar lecturas cada minuto de oxígeno disuelto en intervalos de un minuto, máximo hasta 15 minutos.
- Registrar las concentraciones de oxígeno disuelto
- Graficar oxígeno disuelto vs tiempo
- Identificar los puntos en donde inicia una recta (P1) y en donde termina (P2)

Considerar que los puntos están constituidos por: P1 = P1T, P1OD; P2 = P2T, P2OD

- Determinar para cada reactor VCO de acuerdo a:

$$VCO = \frac{P2OD - P1OD}{P2T - P1T} \quad \text{Ecuación 3.18}$$

Las unidades deben estar en Kg O₂/m³ h.

- Cálculo de la velocidad específica de consumo de oxígeno para cada reactor de acuerdo a:

$$R_o = \frac{VCO}{SSVLM} \quad \text{Ecuación 3.19}$$

Las unidades deben estar en Kg O₂/h Kg SS-VLM.

- Cálculo del TRH para cada reactor de acuerdo a:

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad \text{Ecuación 3.20}$$

4. Cálculo de q para cada reactor de acuerdo a:

$$q = \frac{(S - S_e)}{(SSVLM)(TRH)} \quad \text{Ecuación 3.21}$$

Graficar R_o en función de q . La pendiente es a (Kg O_2 /Kg DBO) y la ordenada al origen es b (h^{-1}).

Determinación de los parámetros de producción de la biomasa

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. Una planta a escala real que opera bajo criterios de diseño y que usa datos generados por un reactor piloto puede genera un efluente que se aproxima a la calidad predicha, debido a que las velocidades de utilización de oxígeno se calculan con una exactitud relativa. Sin embargo, hay alguna dificultad al trasladar y aplicar los coeficientes Y y k_d a escala real debido a las limitaciones inherentes a la poca exactitud del ensayo de los SSV y a la dificultad de establecer un balance de sólidos a pequeña escala.

El empleo de reactores a escala semipiloto aumenta la exactitud de la determinación de estos coeficientes. Afortunadamente, la exactitud de los coeficientes Y y k_d es menos importante para el diseño de la PTAR, que la de las constantes de velocidad de consumo k y los coeficientes de demanda de oxígeno (a , b).

A continuación se describen los pasos a seguir para determinar Y y k_d .

Determinar la producción de lodos:

1. De datos diarios promediar el volumen de lodo purgado por día y multiplicar por la concentración de los SSV de purga promedio diario.

$$\Delta X = \frac{VL_p}{d} \cdot SSV_p \quad \text{Ecuación 3.22}$$

donde:

ΔX = Producción neta de biomasa (lodos) (kg/d)

VL_p/d = Volumen de lodos purgados en un día (m^3/d)

SSV_p = Sólidos suspendidos volátiles de purga (kg/m^3).

2. Cálculo de la velocidad específica de crecimiento de la biomasa para cada reactor:

$$\mu = \frac{\Delta X}{V} \cdot SSVLM \quad \text{Ecuación 3.23}$$

Determinar para cada reactor q de acuerdo a:

$$q = \frac{(S - S_e)}{(SSVLM)(TRH)} \quad \text{Ecuación 3.24}$$

Graficar μ en función de q . La pendiente es Y (Kg de SSVLM producidos/Kg de DBO), la ordenada al origen es K_d (d^{-1}).

$$\mu = Y_q - K_d \quad \text{Ecuación 3.25}$$

Ejemplo 3.1. Determinación de los parámetros biocinéticos

Para las pruebas se utilizó un reactor a escala laboratorio con un volumen útil de 36 litros. En la Tabla 3.5, se presentan los resultados promedio

obtenidos en las pruebas piloto de cuatro reactores de lodos activados, para la determinación de los parámetros biocinéticos.

a) Cálculo de la velocidad de consumo de sustrato (k)

Determinar para cada reactor el TRH de acuerdo a:

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad \text{Ecuación 3.26}$$

Cálculo de la velocidad específica de consumo de sustrato para cada reactor.

$$q = \frac{(S - S_e)}{(SSVLM)(TRH)} = k (S - S_e)$$

Ecuación 3.27

Ilustración 3.3 Gráfica para determinar k

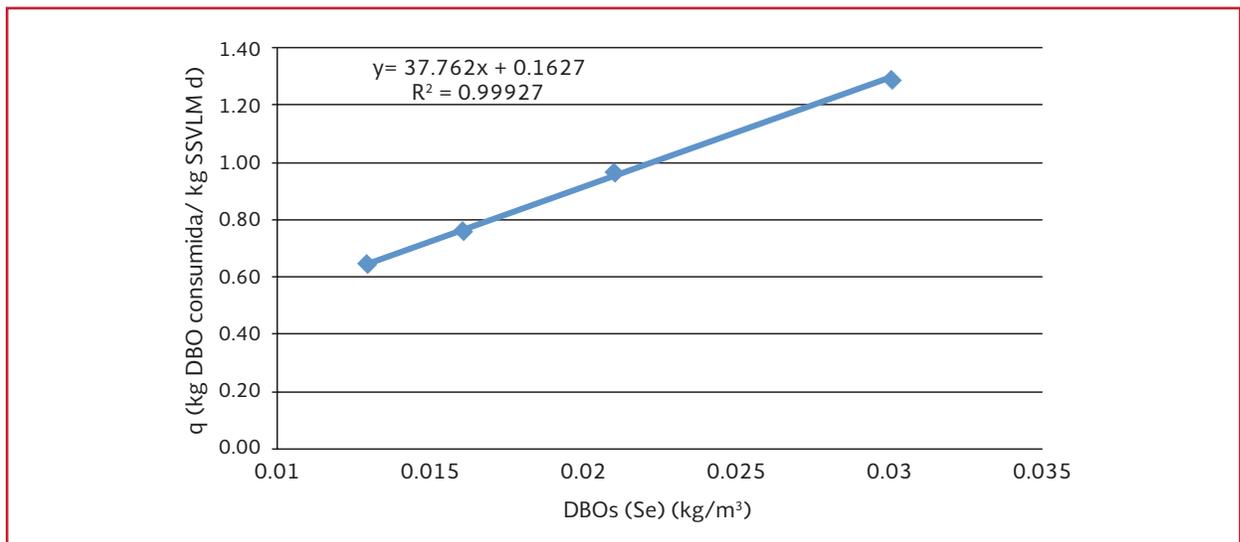


Tabla 3.5 Resumen de resultados de cuatro reactores piloto

Parámetro	Reactor 1	Reactor 2	Reactor 3	Reactor 4
Flujo (Q) (m³/d)	0.588	0.391	0.294	0.235
DBOe (S) (Kg/m³)	0.35	0.35	0.35	0.35
DBOs (Se) (Kg/m³)	30	21	16	13
SSVLM (Kg/m³)	4.05	3.8	3.55	2.3
SSVp (Kg/m³)	9.8	9.45	9.1	8.95
Vol. lodo purgado (m³)	0.0005	0.0003	0.00015	0.00008

Parámetro	Reactor 1	Reactor 2	Reactor 3	Reactor 4
TRH (d)	0.06	0.09	0.12	0.15
q (Kg DBO consumida / Kg SSVLM d)	1.29	0.79	0.56	0.44

Graficar $(S - S_e) / SSVLM TRH$ vs S_e y determinar la pendiente, que es el valor de k . De la Ilustración 3.3 se puede obtener la pendiente, por lo que el valor de k es $37.76 \text{ m}^3/\text{kg d}$ (0.037 L/mg d).

b) Cálculo de los parámetros de utilización de oxígeno a y b

- Calcular la velocidad de consumo de oxígeno (VCO) para cada reactor. Los resultados se muestran en la Tabla 3.5 y en la Ilustración 3.4

Tabla 3.6 Resultados de la prueba de velocidad de consumo de oxígeno

Tiempo (min)	Oxígeno disuelto (mg/l)			
	Reactor 1	Reactor 2	Reactor 3	Reactor 4
0	6.90	7.40	7.80	8.10
1	5.50	6.00	6.40	6.70
2	5.20	5.75	6.18	6.49
3	4.90	5.50	5.95	6.29
4	4.60	5.25	5.73	6.08
5	4.30	5.00	5.50	5.87
6	4.00	4.75	5.28	5.67
7	3.70	4.50	5.06	5.46
8	3.40	4.25	4.83	5.25
9	3.10	4.00	4.61	5.04
10	2.80	3.75	4.38	4.84
11	2.50	3.50	4.16	4.63
12	2.20	3.25	3.94	4.42
13	1.90	3.00	3.71	4.22
14	1.60	2.75	3.49	4.01
15	1.30	2.50	3.26	3.80

se muestra su tendencia. Se observa que del minuto 2 al 15 existe una tendencia lineal, por lo que se tomaran estos dos puntos para calcular la VCO en los cuatro reactores. Así, se tiene los puntos en donde inicia la recta (P1) y en donde termina (P2).

Cálculo de VCO para cada reactor de acuerdo a:

$$VCO = -\frac{P2OD - P1OD}{P2T - P1T} \quad \text{Ecuación 3.28}$$

VCO	Reactor 1	Reactor 2	Reactor 3	Reactor 4
mg O ₂ /L min	0.300	0.250	0.224	0.300
Kg O ₂ / m ³ d	0.432	0.360	0.323	0.432

Cálculo de la velocidad específica de consumo de oxígeno para cada reactor de acuerdo a:

$$R_o = \frac{VCO}{SSVLM} \quad \text{Ecuación 3.29}$$

R _o	Reactor 1	Reactor 2	Reactor 3	Reactor 4
Kg O ₂ /d Kg SSVLM	0.107	0.097	0.091	0.088

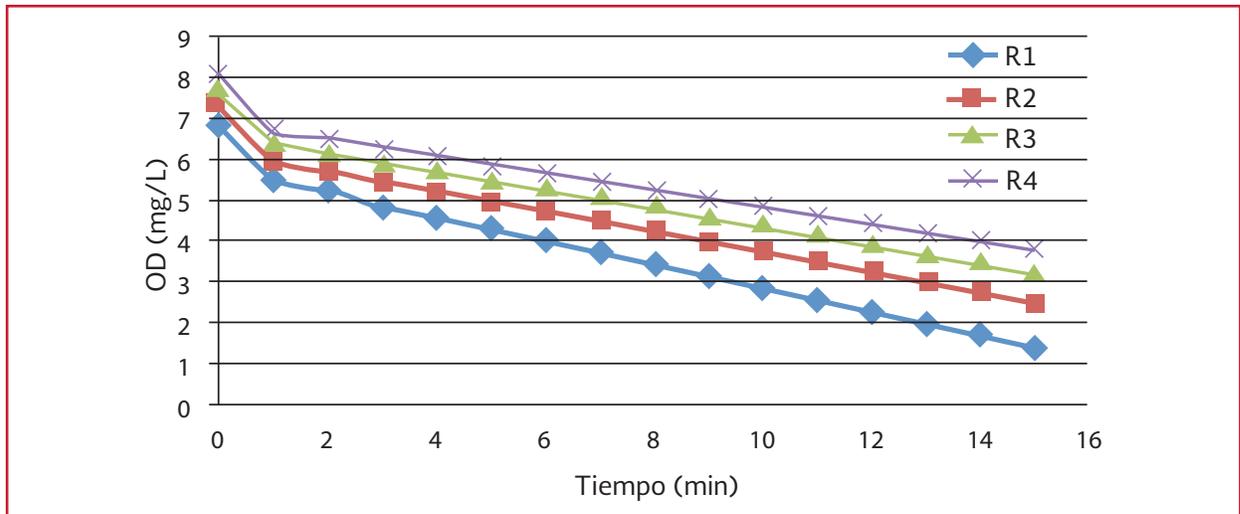
Cálculo de TRH para cada reactor de acuerdo a:

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad \text{Ecuación 3.30}$$

Cálculo de q para cada reactor de acuerdo a::

$$q = \frac{(S - S_e)}{(SSVLM)(TRH)} \quad \text{Ecuación 3.31}$$

Ilustración 3.4 Gráfica de velocidad de consumo de oxígeno por reactor piloto



Parámetro	Reactor 1	Reactor 2	Reactor 3	Reactor 4
TRH (d)	0.06	0.09	0.12	0.15

q (Kg DBO consumida/Kg SSVLM d)	1.29	0.79	0.56	0.44
-----------------------------------	------	------	------	------

Graficar R_o en función de q . La pendiente es a (Kg O_2 /Kg DBO) y la ordenada al origen es b (d^{-1}). De la Ilustración 3.5 se obtiene a con un valor de 0.0298 (Kg O_2 /Kg DBO) y b de 0.0683 (d^{-1}).

c) Cálculo de los parámetros Y y k_d .

Determinar la producción de lodos. De datos diarios promediar el volumen de lodos purgado (VLp) por día y multiplicar por la concentración de los SSV de purga promedio diario de cada reactor.

$$\Delta SSV = \frac{VLp}{d} * SSVp \quad \text{Ecuación 3.32}$$

Parámetro	Reactor 1	Reactor 2	Reactor 3	Reactor 4
VLp/d (m^3/d)	0.0005	0.0003	0.00015	0.00008
$SSVp$ (Kg/ m^3)	9.8	9.45	9.1	8.95
ΔSSV (Kg/d)	0.0049	0.002835	0.001365	0.000716

Cálculo de la velocidad específica de crecimiento de la biomasa para cada reactor:

$$\mu = \frac{\frac{\Delta X}{V}}{SSVLM} \quad \text{Ecuación 3.33}$$

Parámetro	Reactor 1	Reactor 2	Reactor 3	Reactor 4
μ (Kg SSVLM producidos/Kg SSVLM d)	0.034	0.021	0.011	0.006

Cálculo de TRH para cada reactor de acuerdo a:

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad \text{Ecuación 3.34}$$

Cálculo de q para cada reactor de acuerdo a:

$$q = \frac{(S - S_e)}{(SSVLM)(TRH)} \quad \text{Ecuación 3.35}$$

Parámetro	Reactor 1	Reactor 2	Reactor 3	Reactor 4
TRH (d)	0.06	0.09	0.12	0.15
q (kg DBO consumida/kg SSVLM d)	1.29	0.79	0.56	0.44

Ilustración 3.5 Gráfica para determinar los coeficientes a y b

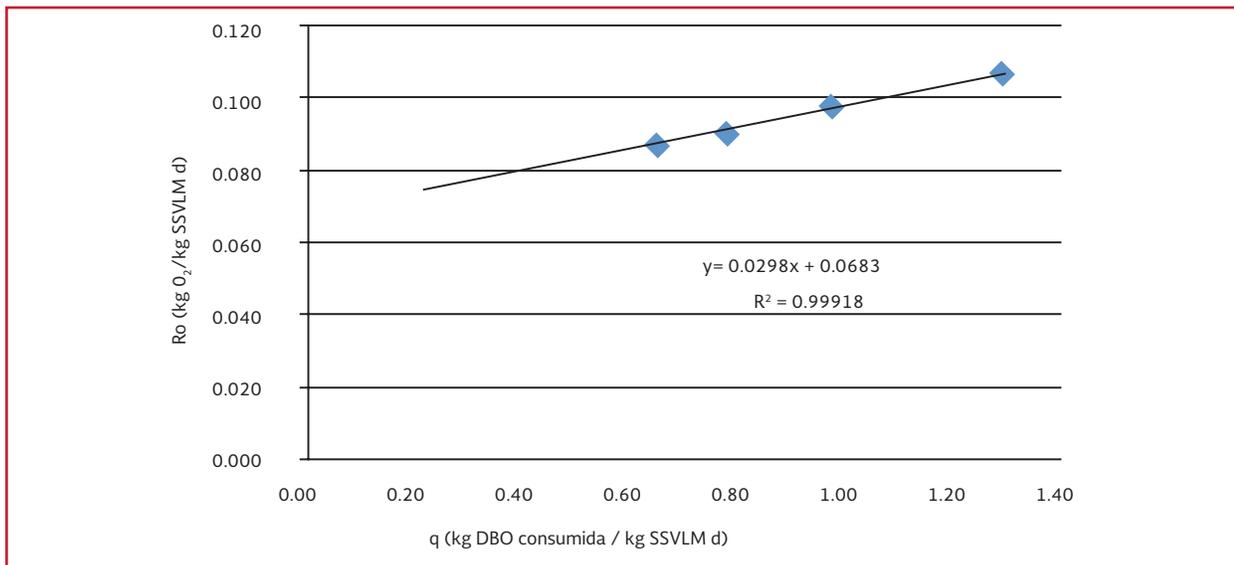
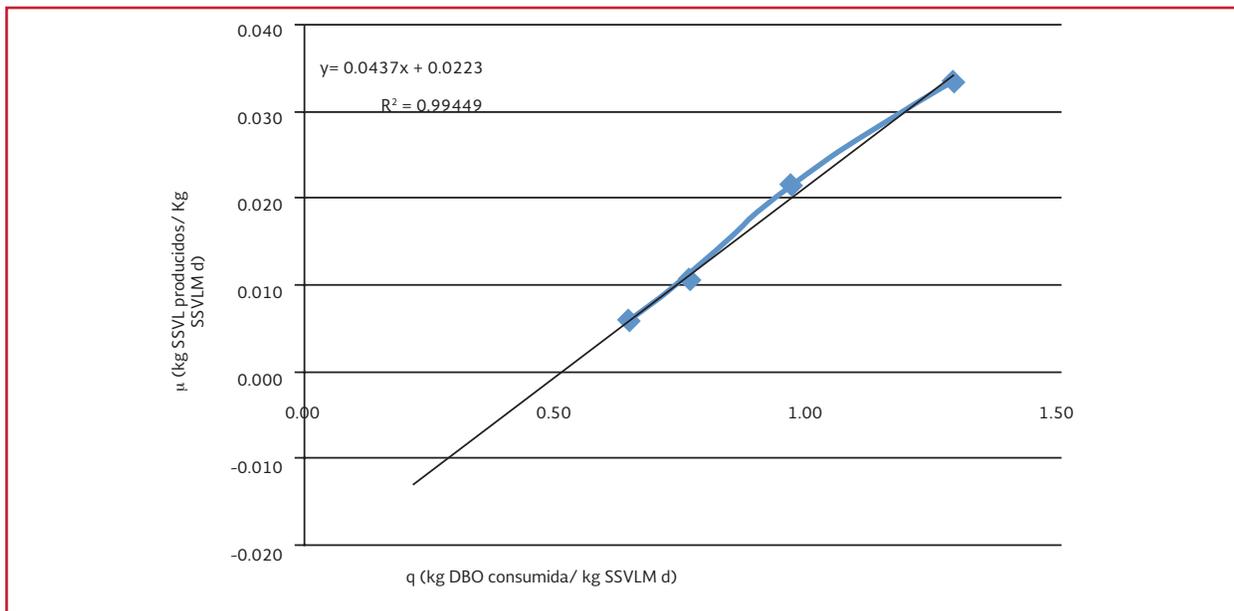


Ilustración 3.6 Gráfica para determinar Y y k_d



Graficar μ en función de q . La pendiente es Y (kg de SSVLM producidos/kg de DBO), la ordenada al origen es K_d (d^{-1}).

De la Ilustración 3.6 se obtiene; Y con un valor de 0.0437 (kg de SSVLM producidos/kg de DBO) y K_d de 0.0223 (d^{-1}).

3.3. CONSIDERACIONES DE DISEÑO

3.3.1 ECUACIONES DE DISEÑO

Tomar como referencia para los siguientes cálculos la Ilustración 3.7 donde se especifican las principales unidades de proceso y sus corrientes.

Balance de materia para Q_o

La determinación del flujo de mezcla (Q_o) es el resultado de la unión de las corrientes de entrada (Q) y de la recirculación de lodos (Q_R) y se expresa como sigue:

$$Q_o = Q + Q_R \quad \text{Ecuación 3.36}$$

Balance de materia para DBO_o (S_o)

La DBO_o de la alimentación combinada (S_o) se calcula mediante un balance de DBO alrededor de la unión de la alimentación inicial y el lodo de recirculación para formar la alimentación combinada o de mezcla.

Este balance de materia es como sigue:

$$(Q_o)(S_o) = (Q)(S) + (Q_R)(S_e)$$

$$S_o = \frac{(Q)(S) + (Q_R)(S_e)}{Q_o} \quad \text{Ecuación 3.37}$$

Balances de materia para SSV_o

La concentración de sólidos suspendidos volátiles en la alimentación combinada (SSV_o) se establece mediante un balance de materia alrededor del circuito y se expresa como sigue:

$$Q_o SSV_o = (Q)(SSV) + (Q_R)(SSV_e)$$

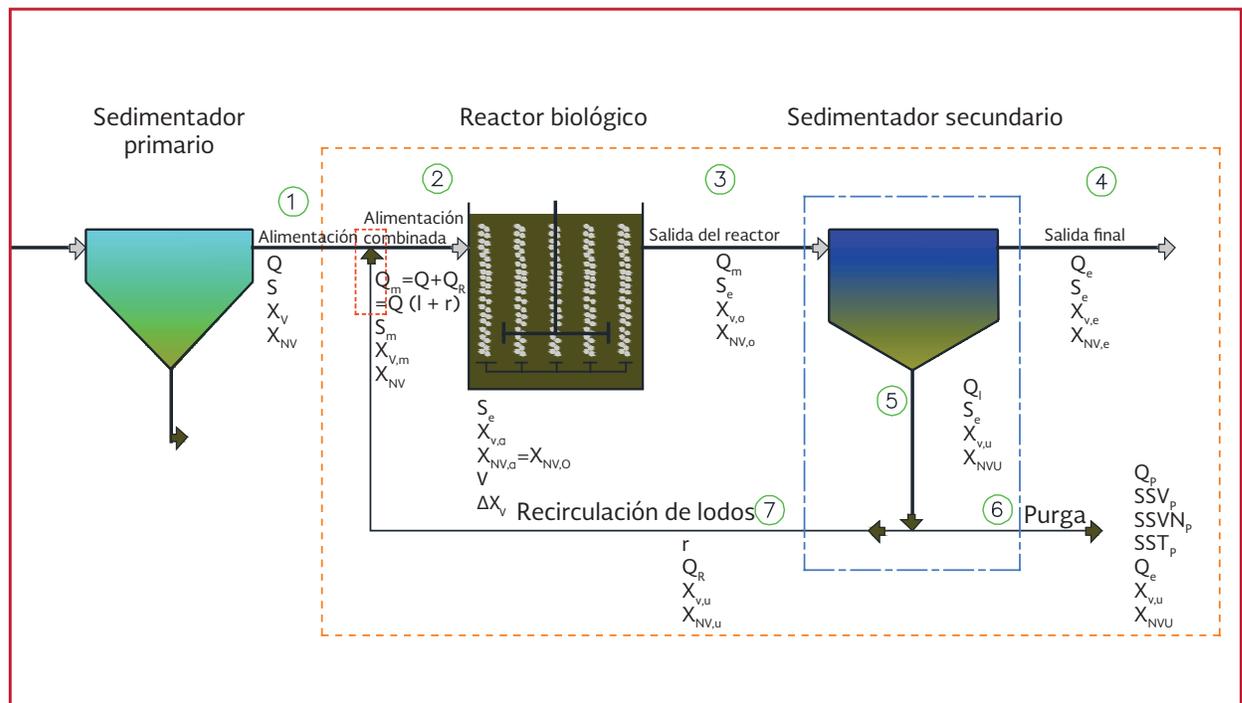
$$SSV_o = \frac{(Q)(SSV) + (Q_R)(SSV_e)}{Q_o} \quad \text{Ecuación 3.38}$$

Ecuación de diseño para la producción neta de biomasa

Para la producción neta de biomasa ΔX (kg $SS-VLM/d$) por la oxidación de materia orgánica más nitrificación se utiliza la siguiente expresión:

$$\Delta X = P_{X_{bio}} = \frac{QY(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} + \frac{QY(S - S_e)TRMC f d k_d}{1 + k_d TRMC} + \frac{QY_n(N - N_e)}{1 + k_{dn} TRMC} \quad \text{Ecuación 3.39}$$

Ilustración 3.7 Proceso de lodos activados



La alimentación combinada Q_0 debe imaginarse como dos corrientes hipotéticas separadas (Ilustración 3.8. Para la corriente Q la DBO se reduce desde S a S_e , sintetizándose un lodo biológico como resultado de esta reducción de DBO . La Q_R entra y abandona el reactor con la misma concentración de DBO sin alterar S_e . Por lo que no contribuye a la síntesis de lodos biológico.

Ecuación de diseño de la utilización de oxígeno

La cantidad requerida de oxígeno por los microorganismos para realizar la oxidación de la materia orgánica está dada por la Ecuación 3.40.

$$\frac{kg\ O_2}{d} = Q(S - S_e) - 1.42 \Delta X \quad \text{Ecuación 3.40}$$

Si el sistema además realiza la nitrificación, se debe considerar la cantidad de nitrógeno amoniacal que es transformado a nitratos, esto hace que se adicione un nuevo término a la Ecuación 3.40, como se indica a continuación.

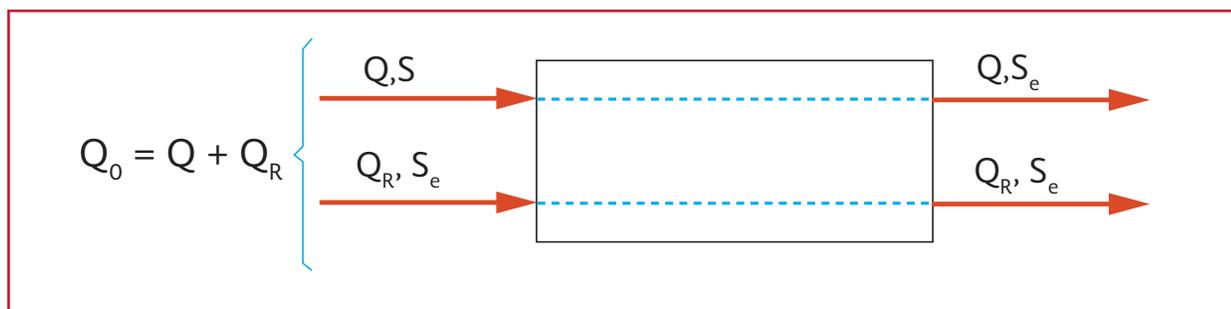


donde:

- $N = 14\text{ g/mol}$
- $O = 16\text{ g/mol}$

Se obtiene una relación oxígeno utilizado/nitrógeno oxidado, como sigue:

Ilustración 3.8 Diagrama correspondiente a la Ecuación 2.39



$$(2 * 32)/14 = 4.57g\ O_2/g\ de\ N\ oxidado$$

Sin embargo, no todo el nitrógeno amoniacal es oxidado, una parte de este es empleado para formar nuevas células, por lo que, el 4.57 es escrito como 4.33. Por lo que la expresión queda como se muestra a continuación:

$$\frac{kg\ O_2}{d} = Q(S - S_e) - 1.42 \Delta X + 4.33Q(N - N_e)$$

Ecuación 3.41

Una vez obtenida la cantidad de oxígeno requerido, se debe calcular la cantidad de aire que se va a emplear, éste se calcula con la Ecuación 3.42, que es una expresión empírica tomada del MAPAS CONAGUA, 1994.

$$VA(m^3/d) = \frac{O_2 \frac{kg}{d}}{((-0.00003\ At) - (0.0009T) + 0.2698)r}$$

Ecuación 3.42

donde:

- $VA =$ Volumen de aire requerido (m^3/d)
- $At =$ Altitud sobre el nivel del mar (m)
- $T =$ Temperatura ambiente ($^{\circ}C$)
- $r =$ Coeficiente de transferencia, depende del tipo de difusor (0.05 a 0.30)

Ecuación de la relación alimento/microorganismos (A/M)

De una manera más descriptiva la relación se define como:

$$\frac{A}{M} = \frac{\text{Sustrato en la entrada } \frac{kg}{d}}{\text{SSVLM en el reactor } kg}$$

Ecuación 3.43

donde:

$$A = QS$$

Por lo tanto:

$$M = (SSVLM)(V)$$

$$\frac{A}{M} = \frac{QS}{(SSVLM)(V)} \quad \text{Ecuación 3.46}$$

Donde A/M está dada en kg de DBO/ kg SSVLM d.

Esta relación también se puede expresar en función del TRH (Ecuación 3.47), de la siguiente forma:

$$\frac{A}{M} = \frac{S}{(SSVLM)(TRH)} \quad \text{Ecuación 3.47}$$

Balance de materia para la determinación de la relación de recirculación (r)

La expresión de la relación de recirculación es:

$$r = \frac{Q_R}{Q} \quad \text{Ecuación 3.48}$$

Otra manera de poder definir la relación de recirculación es estableciendo un balance de materia de los SSV alrededor del sedimentador secundario que se muestra en la Ilustración 3.9.

Para tal efecto en condiciones de equilibrio:

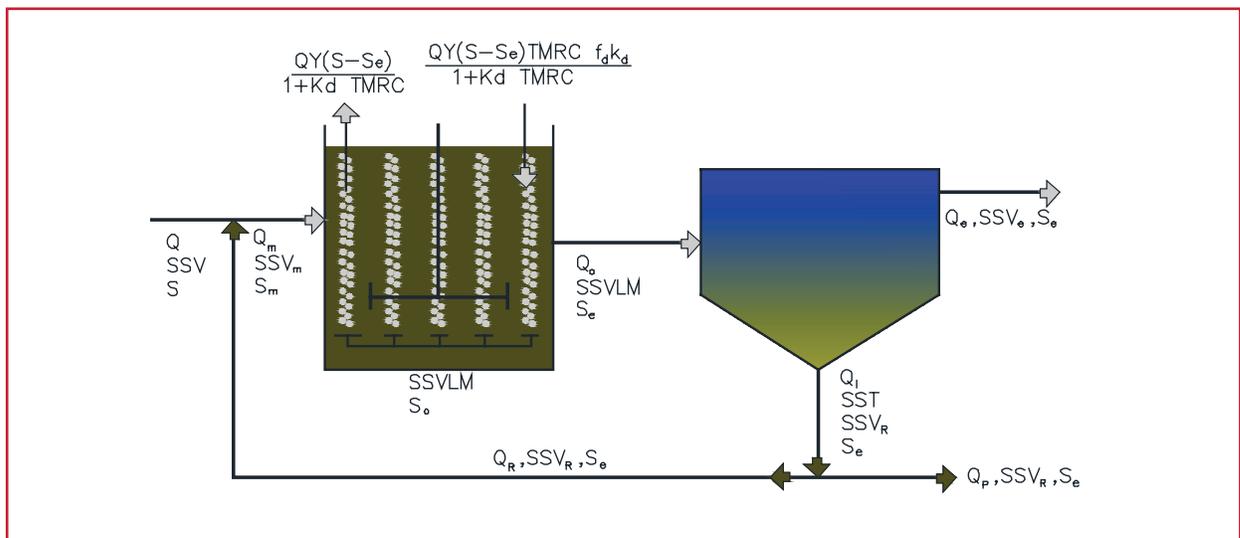
$$Q(r + 1)SSVLM = Q_e SSV_e + \Delta X + Q SSV - Q_e SSV_e + rQ SSV_R$$

Simplificando y despejando r:

$$r = \frac{Q SSVLM - \Delta X - Q SSV}{Q(SSV_R - SSVLM)}$$

Ecuación 3.49

Ilustración 3.9 Balance global de sólidos en suspensión en las plantas de lodos activados



Debido a que SSVLM y SSVR son variables fundamentales seleccionadas por el diseñador, la Ecuación 3.49 permite una estimación aproximada de la relación de recirculación en las primeras etapas del proceso de diseño.

Expresiones para el flujo de purga (Q_p) y el de agua clarificada (Q_e)

Un balance general del agua residual que entra y de la tratada que sale se representa con la Ecuación 3.49.

$$Q = Q_e + Q_p \quad \text{Ecuación 3.50}$$

Despejando Q_e de la Ecuación 3.49 y sustituyendo en la Ecuación 3.50

$$Q_p SSV_R = \Delta X + Q SSV - Q_e SSV_e \quad \text{Ecuación 3.51}$$

y despejando Q_p se obtiene:

$$Q_p = \frac{\Delta X + Q SSV - Q SSV_e}{SSV_R - SSV_e} \quad \text{Ecuación 3.52}$$

Despejando Q_p de la Ecuación 3.49 y sustituyendo en la Ecuación 3.51 y despejando Q_e se obtiene:

$$Q_e = Q - \frac{\Delta X + Q SSV - Q SSV_e}{SSV_R - SSV_e} \quad \text{Ecuación 3.53}$$

Tiempo de retención hidráulico

El tiempo de retención hidráulico (TRH) se define mediante la Ecuación 3.54.

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad \text{Ecuación 3.54}$$

En los procesos típicos convencionales de Lodos activados, el TRH se encuentra comprendido en el intervalo de 4 a 8 h y en los de aireación extendida de 18 a 36 horas.

Por otra parte, el tiempo de retención en el reactor se también se puede calcular mediante dos criterios con objetivo de determinar cuál de éstos 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, que despejando para TRH conduce a:

$$TRH = \frac{S - S_e}{k SSVLM S_e} \quad \text{Ecuación 3.55}$$

2. Carga orgánica, valorada a partir de la relación A/M dada por la Ecuación 3.55.

$$TRH = \frac{S}{SSVLM \frac{A}{M}} \quad \text{Ecuación 3.56}$$

Tabla 3.7 Balance de materia de los SSV alrededor del sedimentador secundario

SSV QUE ENTRAN (kg/d)	SSV QUE SALEN kg/d
SSV en el efluente del reactor:	SSV en el efluente del sedimentador:
Ya que,	SSV en la corriente de purga
Se obtiene:	SSV en el lodo recirculación

Los tiempos de retención calculados para cumplir estos dos criterios suelen ser diferentes. En el caso de aguas residuales con sustratos fácilmente biodegradables (por ejemplo, residuos de azucareras, fábricas de productos lácteos, fábricas de cerveza, entre otros) es probable que el tiempo de retención calculado con la Ecuación 3.54 sea menor que el requerido para cumplir los requisitos de sedimentación óptima del lodo según la Ecuación 3.55. Por otra parte, en el caso de aguas residuales con sustratos de difícil biodegradabilidad (aguas residuales de refinerías de petróleo, plantas petroquímicas) el tiempo de retención calculado según la Ecuación 3.54 probablemente controlará el diseño.

Debe recordarse que el tiempo de retención calculado en función del consumo de *DBO*, Ecuación 3.54, 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 retención de diseño se hace con el objetivo de conseguir un consumo adecuado de la *DBO* (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*. También con el *TRH* de diseño se puede calcular el valor real de S_e . Despejando S_e de la Ecuación 3.54:

$$S_e = \frac{S}{1 + k(SSVLM)(TRH)} \quad \text{Ecuación 3.57}$$

Con la Ecuación 3.56 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.

Neutralización

La actividad óptima de las bacterias se presenta a valores del pH 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* 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 amortiguador 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.

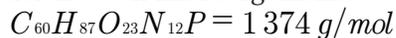
Consumo de nutrientes

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 trazas, se encuentran normalmente presentes en las aguas residuales. Sin embargo, muchas aguas residuales industriales presentan deficiencia en nitrógeno y fósforo. Si existe alguna deficiencia se añade al reactor aerobio cantidades calculadas de compuestos que contengan nitrógeno (urea) y fósforo (ácido fosfórico).

La estimación de las necesidades de nitrógeno y fósforo se describe a continuación:

1. Pesos de estos nutrientes que se requieren para formación de nuevos microorganismos, esto es:

Composición de un microorganismo:



Relación de nutrientes requeridos:

$$\text{Nitrógeno} = 168/1374 = 0.122$$

$$\text{Fósforo} = 31/1\,374 = 0.023$$

Nitrógeno requerido por formación de microorganismos:

$$NM = 0.122 \Delta X \quad \text{Ecuación 3.58}$$

$$PM = 0.023 \Delta X \quad \text{Ecuación 3.59}$$

2. Peso de estos nutrientes que se pierden en el efluente (Q_e). Por ello, las cantidades de nitrógeno y fósforo pérdidas en el efluente son:

$$NP = Q_e N_e \quad \text{Ecuación 3.60}$$

donde:

N_e = Nitrógeno total en la salida

$$PP = Q_e P_e \quad \text{Ecuación 3.61}$$

donde:

P_e = Fósforo total en la salida

3. Cálculo de los nutrientes disponibles en el agua de entrada (Q).

$$ND = Q N \quad \text{Ecuación 3.62}$$

donde:

N = Nitrógeno total en la entrada

$$PD = Q P \quad \text{Ecuación 3.63}$$

donde:

P = Fósforo total en la entrada

4. Por lo tanto, para realizar el balance total de nitrógeno y fósforo se consideran las ecuaciones anteriores:

$$BN = ND - NM - NP \quad \text{Ecuación 3.64}$$

$$BP = PD - PM - PP \quad \text{Ecuación 3.65}$$

Si los valores de BN y BP son positivos no se necesita adición. Por el contrario, la adición de las cantidades faltantes debe hacerse de una forma calculada y adecuadamente agregadas en el reactor biológico.

En las plantas de lodos activados, las necesidades de nitrógeno y fósforo se cubren mediante la adición de NH_3 anhidro o acuoso, PO_4H_3 o PO_4NH_3 .

Estimación de la temperatura del licor mezclado (T_a)

La estimación de T_a se realiza estableciendo un balance en el reactor (Ilustración 3.10).

La alimentación total del reactor puede dividirse en dos corrientes hipotéticas de alimentación inicial (Q) y la alimentación de recirculación (Q_R). La corriente de recirculación entra y sale del reactor a T_a y por lo tanto no contribuye al balance térmico, que se expresa mediante la

$$T_a = \frac{41.66667 Q T + 1\,134 HP T_{amb}}{41.66667 Q + 1\,134 HP}$$

$$\text{Ecuación 3.66}$$

donde:

T = Temperatura de la alimentación del agua ($^{\circ}C$)

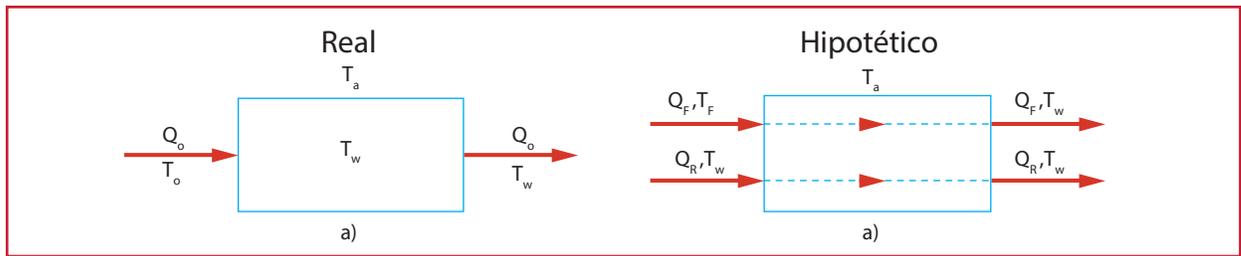
T_{amb} = Temperatura ambiente ($^{\circ}C$)

T_a = Temperatura del licor mezclado ($^{\circ}C$)

Q = Flujo de alimentación (m^3/d)

HP = Potencia requerida

Ilustración 3.10 Balance teórico del reactor aerobio



El cálculo de la potencia (HP) se presenta más adelante.

Efecto de la temperatura del agua en el reactor biológico sobre los parámetros biocinéticos

La temperatura del agua en el reactor biológico tiene un efecto sobre el desarrollo y metabolismos de los microorganismos. Por otra parte, algunos los parámetros biocinéticos son sensibles a los cambios de temperatura. Además, generalmente éstos son determinados a una temperatura de $20\text{ }^{\circ}\text{C}$. Esto hace imprescindible realiza correcciones por temperatura de estos parámetro cuando sean utilizados para los cálculos de diseño u operación. L

La aplicación de la ecuación de Arrhenius 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, para esto se emplea la Ecuación 3.67.

$$K_{T_a} = K_{20} \theta^{(T_a - 20)}$$

Ecuación 3.67

donde:

- T_a = Temperatura del licor mezclado
- θ = 1.03

Resulta importante, en consecuencia, estimar la temperatura de operación (T_a) del reactor biológico con objeto de corregir la constante de velocidad k obtenida en el laboratorio (pro-

blemente $\approx 20^{\circ}\text{C}$) hasta condiciones reales de operación, utilizando la Ecuación 3.66. 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 serán necesarias las correcciones mediante la Ecuación 3.67.

Para el caso del coeficiente de descomposición microbiana k_d , se ha encontrado que también se puede describirse aproximadamente mediante una relación de tipo Arrhenius, esto es:

$$k_{d,T_a} = k_{d,20} \theta^{(T_a - 20)}$$

Ecuación 3.68

donde:

θ = Comprendido entre 1.03 y 1.06

Ya que los parámetros b y k_d están teóricamente relacionados entre sí por la Ecuación 3.16, es de suponer que la dependencia de b con T_a pueda estimarse dentro del margen normal de temperaturas de operación a partir de la Ecuación 3.69:

$$b_{T_w} = b_{20} \theta^{(T_a - 20)}$$

Ecuación 3.69

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

α 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 activados se hará suponiendo que estos parámetros son básicamente independientes de la temperatura.

Debe hacerse hincapié nuevamente 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.

3.4. PROCEDIMIENTO DE DISEÑO

3.4.1 CONVENCIONAL

En esta sección se describe un procedimiento de diseño por etapas de las plantas de Lodos activados. Todas las ecuaciones requeridas en los cálculos se presentan en Tabla 3.8.

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. Flujo de entrada (Q)
2. Materia orgánica biodegradable en la entrada (S , DBO)
3. Sólidos suspendidos volátiles en la entrada (SSV)
4. Alcalinidad de la entrada (Alc)
5. Nitrógeno y fósforo total en la entrada (N y P).
6. Temperatura de la entrada (T) (temperaturas críticas de verano e invierno).

II. Datos sobre la calidad del efluente

1. Materia orgánica biodegradable en la salida (S_e , DBO_e)
2. Sólidos en suspensión volátiles en el efluente (SSV_e), (criterios de diseño del sedimentador secundario).

III. Información para el diseño del reactor biológico

1. Valor de diseño de la concentración de SSV_{VLM} , y el valor seleccionado de la concentración de SSV_R en la corriente de recirculación
2. Base de diseño para la fracción de sólidos volátiles en el reactor, F_v .
3. Temperatura del aire ambiente T_{amb} . (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 SSV (IVL con la relación A/M)
6. Correlación para calcular la contribución de la DBO de los SSV en el rebosadero del sedimentador secundario

El procedimiento de diseño por etapas es como sigue:

Paso 1. Se calcula la potencia de HP requerida para la aireación.

Paso 2. Se lleva a cabo una estimación preliminar de la temperatura T_a del licor mezclado en el reactor de aireación. Esta estimación de la temperatura T_a ; debería hacerse para los casos límite de operación durante verano e invierno.

no. Los valores apropiados de la temperatura del aire ambiente (T_{amb}) y de la corriente de alimentación (T) deben seleccionarse para las condiciones críticas veraniegas e invernales.

Las condiciones invernales (temperaturas bajas en el reactor) pueden controlar la velocidad de consumo de la DBO , esto es, el tiempo de retención hidráulico requerido para una reducción dada de la DBO . Por otra parte, la potencia requerida en la aireación vendrá controlada por las condiciones de verano.

Tabla 3.8 Resumen de las ecuaciones de diseño de las plantas de lodos activados.

Paso	Ecuación
Paso 1. Potencia Requerida	$HP = \frac{Q(S - S_e)}{20 a 22}$
Paso 2. Cálculo de la temperatura en el reactor biológico	$T_a = \frac{41.66667 Q T + 1 134 HP T_{amb}}{41.66667 Q + 1 134 HP}$
Paso 3. Efecto de la temperatura del reactor aerobio sobre los parámetros biocinéticos.	$K_{T_a} = k_{20} \theta^{T_a - 20} \quad (1.0 < \theta < 1.135)$ $k_{d, T_a} = k_{d, 20} \theta^{T_a - 20} \quad (1.03 < \theta < 1.06)$ $b_{T_a} = b_{20} \theta^{T_a - 20} \quad (1.03 < \theta < 1.06)$ <p>Se supone que los parámetros Y y a son independientes de la temperatura</p>
Paso 4. Cálculo del tiempo de retención hidráulico (TRH).	<p>Caso 1: Para consumo de DBO</p> $TRH = \frac{(S - S_e)}{k SSVLM S_e}$ <p>Caso 2: Para floculación optima</p> $TRH = \frac{S}{SSVLM \frac{A}{M}}$
Paso 5. Cálculo de la relación alimento microorganismos (A/M)	$\frac{A}{M} = \frac{S}{(SSVLM)(TRH)}$
Paso 6. Cálculo de la concentración de sustrato en el efluente (S_e)	$S_e = \frac{S}{1 + k (SSVLM)(TRH)}$
Paso 7. Cálculo del volumen del reactor	$V = (Q) (TRH)$
Paso 8. Producción neta de biomasa	$\Delta X = \frac{QY(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} + \frac{QY(S - S_e) TRMC f_d k_d}{1 + k_d TRMC}$ $DX = \frac{QY(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} + \frac{QY(S - S_e) TRMC f_d k_d}{1 + k_d TRMC} = \frac{QY_n(N - N_e)}{1 + k_{dn} TRMC}$

Tabla 3.8 Resumen de las ecuaciones de diseño de las plantas de lodos activados. (Continuación)

Paso	Ecuación
Paso 9. Necesidades de oxígeno	$\frac{kg O_2}{d} = Q(S - S_e) - 1.42 \Delta X$ $\frac{kg O_2}{d} = Q(S - S_e) - 1.42 \Delta X + 4.33 Q(N - N_e)$
Paso 10. Cálculo de la relación de recirculación r	$r = \frac{Q SSVLM - \Delta X - Q SSV}{Q (SSV_R - SSVLM)}$
Paso 11. Cálculo de los flujos	<ol style="list-style-type: none"> 1. $Q_R = rQ$ 2. $Q_m = Q(r + 1) = Q + Q_R$ 3. $Q_p = \frac{\Delta X + Q SSV - Q SSV_e}{SSV_R - SSV_e}$ 4. $Q_e = Q - Q_p$ 5. $Q_l = Q_p + Q_e = Q_m - Q_e$
Paso 12. Concentración de materia orgánica de mezcla S_m	$S_m = \frac{S + rS_e}{1 + r} = \frac{Q S + Q_R S_e}{Q_m}$
Paso 13. Concentración de sólidos suspendidos volátiles de mezcla, SSV_m	$SSV_m = \frac{SSV + rSSV_R}{1 + r} = \frac{Q SSV + Q_R SSV_R}{Q_m}$
Paso 14. Nitrógeno requerido	<p>Requerido por formación de microorganismos</p> $NM = 0.122 \Delta X$ <p>Perdido por salida de agua tratada</p> $NP = Q_e N_e$ <p>Disponible en la entrada</p> $ND = QN$ <p>Balance</p> $BN = ND - NM - NP$
Paso 15. Fósforo requerido	<p>Requerido por formación de microorganismos</p> $PM = 0.023 \Delta X$ <p>Perdido por salida de agua tratada</p> $PP = Q_e P_e$ <p>Disponible en la entrada</p> $PD = QP$ <p>Balance</p> $BP = PD - PM - PP$

Paso 3. Se estiman los valores de los parámetros biocinéticos k , k_d y b para las temperaturas de verano e invierno. Los valores de los parámetros Y y a son básicamente independientes de la temperatura.

Paso 4. Se calcula el tiempo de retención hidráulico.

Criterio 1. Suponiendo que la velocidad de consumo de la *DBO* soluble controla el diseño. Este cálculo se lleva a cabo para condiciones invernales, que controlan el consumo de la *DBO*.

Criterio 2. Suponiendo que las condiciones de floculación óptima de los *SSV* controlan el diseño.

La selección final del tiempo de retención de diseño se realiza armonizando el consumo requerido de sustrato con las características más adecuadas de floculación del lodo.

Paso 5. Se calcula la relación real A/M en las condiciones de diseño.

Paso 6. Se calcula la *DBO* del efluente (S_e) para condiciones veraniegas e invernales.

Paso 7. Se calcula el volumen del reactor V .

Paso 8. Cálculo de la producción neta de biomasa ΔX .

La producción neta de biomasa se calcula para condiciones de verano e invierno. Se deben utilizar los valores adecuados de los parámetros k_d (paso 2), así como de S_e (paso 5).

Paso 9. Se calcula el consumo de oxígeno en aireación. Ya que la especificación del aireador

puede estar controladas por las condiciones de verano, debe utilizarse la ecuación correspondiente con los valores del parámetro biocinético b corregidos. Y suponiendo que el parámetro a es independiente de la temperatura. Asimismo debe utilizarse el valor calculado de S_e , para condiciones veraniegas calculado en el paso 5.

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), que está dado por la Ecuación 3.69.

$$DON = Q 4.57 (N - N_e) \quad \text{Ecuación 3.69}$$

Sin embargo, no todo el nitrógeno es oxidado, ya que una parte es tomado para la formación de nuevas células, por lo que la Ecuación 3.69 se reescribe de la siguiente forma:

$$DON = Q 4.33 (N - N_e) \quad \text{Ecuación 3.70}$$

Finalmente la ecuación para calcular el consumo de oxígeno es:

$$\frac{kg O_2}{d} = Q (S - S_e) - 1.42 \Delta X + 4.33 Q (N - N_e)$$

$$\text{Ecuación 3.71}$$

Paso 10. Cálculo de la relación de recirculación r .

La relación de recirculación se calcula tanto para condiciones de invierno como de verano utilizando los valores adecuados de ΔX (paso 9).

Paso 11. Se calculan los flujos, esto es: Q_R , Q_m , Q_p , Q_e y Q_I .

Paso 12. Cálculo de la concentración S_m de la alimentación combinada.

Paso 13. Cálculo de la concentración SSV_m de la alimentación combinada.

Paso 14. Cálculo de requerimiento de nitrógeno.

Paso 15. . Cálculo de requerimiento de fósforo.

Ejemplo 3.2

Se está considerando la utilización de una planta de lados activados de sistema convencional para el tratamiento de un agua residual cuyos parámetros biocinéticos fueron determinados previamente. A continuación se enumeran los datos y criterios fundamentales para el diseño de la planta.

I. Datos sobre la calidad de la entrada	L/s	m ³ /d
Q	400	34 560
	mg/L	kg/m ³
S = DBO	350	0.35
SSV	150	0.15
Nitrógeno total (N)	45	0.045
N-NH ₄ (NH)	45	0.045
Fósforo total (P)	5	0.005
	Verano	Invierno
Temperatura (°C)	24	16

II. Datos sobre la calidad de la salida	mg/L	kg/m ³
S _e = DBO _e	20	0.02
SSV _e	10	0.01
Nitrógeno total (N _e)	30	0.03
N-NH ₄ (NH _e)	0.5	0.0005
Fósforo total (P _e)	0.5	0.0005

III. Información para el diseño del reactor.	mg/L	kg/m ³
SSVLM	3 000	3
SSV _R	12 000	12
TRMC (d)		12
	Verano	Invierno
Temperatura ambiente (°C)	29	-1
Parámetros biocinéticos		
k (m ³ /kg d)		29.52
θ coeficiente de Arrhenius para, k		1.03
Y (kg SSVLM producidos/kg DBO)		0.5
Y _n (kg SSVLM producidos/kg N-NH ₄)		0.12
k _d (d ⁻¹)		0.06
k _{dn} (d ⁻¹)		0.08
θ coeficiente de Arrhenius para k _d		1.05
θ coeficiente de Arrhenius para k _{dn}		1.053
f _d		0.15

Solución

Paso 1. Estimación de la potencia.

Suponer un factor 21 (20 < 21 < 22).

$$HP = \frac{Q(S - S_e)}{21} = \frac{34\,560 \cdot (0.35 - 0.02)}{21} = 543.09$$

Paso 2. Estimación de la temperatura del licor mezclado T_a:

Condiciones de verano:

$$T = 24 \text{ °C}$$

$$T_{amb} = 29 \text{ °C}$$

$$T_a = \frac{41.66667QT + 1134HP T_{amb}}{41.66667Q + 1134HP} =$$

$$\frac{41.66667 \cdot 34\,560 \cdot 24 + 1134 \cdot 543.09 \cdot 29}{41.66667 \cdot 34\,560 + 1134 \cdot 543.09}$$

$$= 25.50 \text{ °C}$$

Condiciones de invierno:

$$T = 16 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{amb} = -1 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_a = \frac{41.66667QT + 1134HP T_{amb}}{41.66667Q + 1134HP} = \frac{41.66667 \cdot 34560 \cdot 16 + 1134 \cdot 543.09 \cdot -1}{41.66667 \cdot 34560 + 1134 \cdot 543.09} = 10.91 \text{ }^\circ\text{C}$$

Paso 3. Valores de los parámetros biocinéticos para las temperaturas T_a de invierno y verano:

$$\text{Verano: } T_a = 25.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$k_{25.5} = (29.52)(1.03)^{25.5-20} = 34.73 \frac{m^3}{kg \text{ d}}$$

$$k_{d,25.5} = (0.06)(1.05)^{25.5-20} = 0.078 \frac{1}{d}$$

$$k_{dn,25.5} = (0.08)(1.053)^{25.5-20} = 0.106 \frac{1}{d}$$

$$k_{10.91} = (29.52)(1.03)^{10.91-20} = 22.56 \frac{m^3}{kg \text{ d}}$$

$$k_{d,10.91} = (0.06)(1.05)^{10.91-20} = 0.039 \frac{1}{d}$$

$$\text{Invierno; } T_a = 10.91 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$k_{dn,10.91} = (0.08)(1.053)^{10.91-20} = 0.05 \frac{1}{d}$$

$$Y = 0.5 \text{ kg SSVLM / kg DBO}$$

$$Y_n = 0.12 \text{ kg SSVLM / kg } NH_4 - N$$

Se supone que Y es prácticamente independientes de la temperatura, esto es:

$$Y = 0.5 \text{ kg SSVLM / kg DBO}$$

$$Y_n = 0.12 \text{ kg SSVLM / kg } NH_4 - N$$

Paso 4. Tiempo de retención hidráulico.

Condiciones de verano:

$$TRH = \frac{(S - S_e)}{k_{25.5} SSVLM S_e} = \frac{(0.35 - 0.02)}{(34.73)(3)(0.02)} = 0.1583 \text{ d} = 3.80 \text{ h}$$

Condiciones de invierno:

$$TRH = \frac{(S - S_e)}{k_{10.91} SSVLM S_e} = \frac{(0.35 - 0.02)}{(22.56)(3)(0.02)} = 0.2437 \text{ d} = 5.85 \text{ h}$$

En este caso el tiempo de retención viene controlado por el consumo de la DBO. Se adopta un tiempo de retención $TRH = 5.85 \text{ h}$ (condiciones de invierno). A continuación se verifica si se obtiene para este tiempo de retención un lodo con características de sedimentación satisfactorias.

Paso 5. Relación alimento/microorganismos (A/M):

$$\frac{A}{M} = \frac{S}{(SSVLM)(TRH)} = \frac{0.35}{(3)(0.2437)} = 0.479 \frac{\text{kg DBO}}{\text{kg SSVLM d}}$$

Para un proceso de lodos activados convencional la relación A/M tiene un rango de 0.2 a 0.6 kg DBO/kg SSVLM d , en consecuencia se utilizará un tiempo de retención de 5.85 h para dimensionar el reactor.

Paso 6. DBO en el efluente.

Condiciones de verano:

$$S_e = \frac{S}{(1 + k_{25.5} SSVLM TRH_{10.91})} = \frac{0.35}{(1 + 34.73 \cdot 3 \cdot 0.2437)} = 0.013 \frac{\text{kg}}{m^3} = 13 \frac{\text{mg}}{L}$$

Condiciones de invierno:

$$S_e = \frac{S}{(1 + k_{10.91} SSVLM TRH_{10.91})} = \frac{0.35}{(1 + 22.56 \cdot 3 \cdot 0.2437)} = 0.02 \frac{\text{kg}}{m^3} = 20 \frac{\text{mg}}{L}$$

El diseño resulta adecuado ya que bajo las condiciones más adversas (o sea las de invierno), se cumple el requisito de obtener una DBO en al agua residual tratada de 20 mg/L.

Paso 7. Volumen del reactor, considerar condiciones de invierno:

$$V = Q \cdot TRH = 34\,560 \cdot 0.2437 \\ = 8\,422.27 m^3$$

Paso 8. Producción neta de biomasa, ΔX :

Solo oxidación de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$\Delta X = \frac{QY(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} + \frac{QY(S - S_e)TRMCf_d k_d}{1 + k_d TRMC} \\ \Delta X = \frac{34\,560 \cdot 0.5 \cdot (0.35 - 0.013)}{1 + 0.078 \cdot 12} + \\ \frac{34\,560 \cdot 0.5 \cdot (0.35 - 0.013) \cdot 12 \cdot 0.15 \cdot 0.078}{1 + 0.078 \cdot 12} \\ = 3\,430.24 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$\Delta X = \frac{QY(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} + \frac{QY(S - S_e)TRMCf_d k_d}{1 + k_d TRMC} \\ \Delta X = \frac{34\,560 \cdot 0.5 \cdot (0.35 - 0.02)}{1 + 0.039 \cdot 12} + \\ \frac{34\,560 \cdot 0.5 \cdot (0.35 - 0.02) \cdot 12 \cdot 0.15 \cdot 0.039}{1 + 0.039 \cdot 12} \\ = 4\,157.17 \frac{kg}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$\Delta X = \frac{QY(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} + \frac{QY(S - S_e)TRMCf_d k_d}{1 + k_d TRMC} \\ + \frac{QY_n(NH - NH_e)}{1 + k_{dn} TRMC}$$

$$DX = \frac{34\,560 \cdot 0.5 \cdot (0.35 - 0.02)}{1 + 0.078 \cdot 12} + \\ \frac{34\,560 \cdot 0.5 \cdot (0.35 - 0.02) \cdot 12 \cdot 0.15 \cdot 0.078}{1 + 0.078 \cdot 12} \\ + \frac{34\,560 \cdot 0.12 \cdot (0.045 - 0.0005)}{1 + 0.106 \cdot 12} = 3\,511.47 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$\Delta X = \frac{QY(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} + \\ \frac{QY(S - S_e)TRMCf_d k_d}{1 + k_d TRMC} \\ + \frac{QY_n(N - N_e)}{1 + k_{dn} TRMC} \\ \Delta X = \frac{34\,560 \cdot 0.5 \cdot (0.35 - 0.02)}{1 + 0.04 \cdot 12} + \\ \frac{34\,560 \cdot 0.5 \cdot (0.35 - 0.02) \cdot 12 \cdot 0.15 \cdot 0.04}{1 + 0.04 \cdot 12} + \\ \frac{34\,560 \cdot 0.12 \cdot (0.045 - 0.0005)}{1 + 0.05 \cdot 12} = 4\,272.51 \frac{kg}{d}$$

Paso 9. Demanda de oxígeno

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano.

$$\frac{kg O_2}{d} = Q(S - S_e) - 1.42 \Delta X = \\ 34\,560 \cdot (0.35 - 0.013) - 1.42 \cdot \\ 3\,430.24 = 6\,775.78$$

Condiciones de invierno:

$$\frac{kg O_2}{d} = Q(S - S_e) - 1.42 \Delta X = \\ 34\,560 \cdot (0.35 - 0.02) - 1.42 \cdot \\ 4\,157.17 = 5\,501.62$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$\frac{kg O_2}{d} = Q(S - S_e) - 1.42 \Delta X \\ + 4.33 Q(N - N_e)$$

$$\frac{kg O_2}{d} = 34560 \cdot (0.35 - 0.013) - 1.42 \cdot 3511.47 + 4.33 \cdot 34560 \cdot (0.045 - 0.0005) = 13319.63$$

Condiciones de invierno:

$$\frac{kg O_2}{d} = Q(S - S_e) - 1.42 \Delta X + 4.33 Q(N - N_e)$$

$$\frac{kg O_2}{d} = 34560 \cdot (0.35 - 0.02) - 1.42 \cdot 4272.51 + 4.33 \cdot 34560 \cdot (0.045 - 0.0005) = 11997.03$$

Como podía esperarse las condiciones de verano controlan las necesidades de oxígeno.

Paso 10. Cálculo de la relación de recirculación r :

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$r = \frac{Q(SSVLM - \Delta X_{2.55} - QSSV)}{Q(SSV_R - SSVLM)} = \frac{34560 \cdot 3 - 3430.24 - 34560 \cdot 0.15}{34560 \cdot (12 - 3)} = 0.3056$$

Condiciones de invierno:

$$r = \frac{Q(SSVLM - \Delta X_{10.91} - QSSV)}{Q(SSV_R - SSVLM)} = \frac{34560 \cdot 3 - 4157.17 - 34560 \cdot 0.15}{34560 \cdot (12 - 3)} = 0.3033$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$r = \frac{Q(SSVLM - \Delta X_{25.5} - QSSV)}{Q(SSV_R - SSVLM)} = \frac{34560 \cdot 3 - 3511.47 - 34560 \cdot 0.15}{34560 \cdot (12 - 3)} = 0.3054$$

Condiciones de invierno:

$$r = \frac{Q(SSVLM - \Delta X_{10.91} - QSSV)}{Q(SSV_R - SSVLM)} = \frac{34560 \cdot 3 - 4272.51 - 34560 \cdot 0.15}{34560 \cdot (12 - 3)} = 0.3029$$

Estos valores son tan próximos que en todos los balances de materia que siguen se utilizará un valor único $r = 0.304$.

Paso 11. Cálculo de los flujos restantes: Q_R , Q_m , Q_p , Q_e y Q_u :

1. Cálculo del gasto de recirculación:

$$Q_R = r Q = 0.304 \cdot 34560 = 10506.24 \text{ m}^3/d = 121.6 \text{ L/s}$$

2. Cálculo del gasto de mezcla

$$Q_m = Q + Q_R = 34560 + 10506.24 = 45066.24 \text{ m}^3/d = 521.60 \text{ L/s}$$

3. Cálculo del gasto de purga:

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$Q_p = \frac{\Delta X_{25.5} + QSSV - QSSV_e}{SSV_R - SSV_e} = \frac{3430.24 + 34560 \cdot 0.15 - 34560 \cdot 0.01}{12 - 0.01} = 689.63 \frac{\text{m}^3}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$Q_p = \frac{\Delta X_{10.91} + Q_{SSV} - Q_{SSV_e}}{SSV_R - SSV_e} =$$
$$\frac{4\,157.17 + 34\,560 \cdot 0.15 - 34\,560 \cdot 0.01}{12 - 0.01}$$
$$= 750.26 \frac{m^3}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$Q_p = \frac{\Delta X_{25.5} + Q_{SSV} - Q_{SSV_e}}{SSV_R - SSV_e} =$$
$$\frac{3\,511.47 + 34\,560 \cdot 0.15 - 34\,560 \cdot 0.01}{12 - 0.01}$$
$$= 696.40 \frac{m^3}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$Q_p = \frac{\Delta X_{10.91} + Q_{SSV} - Q_{SSV_e}}{SSV_R - SSV_e} =$$
$$\frac{4\,272.51 + 34\,560 \cdot 0.15 - 34\,560 \cdot 0.01}{12 - 0.01} =$$
$$759.88 \frac{m^3}{d}$$

4. Cálculo del gasto de salida de agua clarificada

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$Q_e = Q - Q_p = 34\,560 - 689.63$$
$$= 33\,870.37 m^3/d = 392.02 L/s$$

Condiciones de invierno:

$$Q_e = Q - Q_p = 34\,560 - 750.26$$
$$= 33\,809.74 m^3/d = 391.32 L/s$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$Q_e = Q - Q_p = 34\,560 - 696.40$$
$$= 33\,863.60 m^3/d = 391.94 L/s$$

Condiciones de invierno:

$$Q_e = Q - Q_p = 34\,560 - 757.37$$
$$= 33\,802.63 m^3/d = 391.23 L/s$$

5. Cálculo del gasto de salida de lodos de clarificador secundario.

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$QI = Q_R + Q_p = 10\,541 + 689.63$$
$$= 11\,230.63 m^3/d = 129.98 L/s$$

Condiciones de invierno:

$$QI = Q_R + Q_p = 10\,541 + 750.26$$
$$= 11\,291.26 m^3/d = 130.69 L/s$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$QI = Q_R + Q_p = 10\,541 + 696.40$$
$$= 11\,237.40 m^3/d = 130.06 L/s$$

Condiciones de invierno:

$$QI = Q_R + Q_p = 10\,541 + 757.37$$
$$= 11\,298.37 m^3/d = 130.77 L/s$$

Paso 12. Cálculo de las concentraciones de la alimentación de mezcla S_m :

$$S_m = \frac{QS + Q_R S_e}{Q_m} =$$
$$\frac{34\,560 \cdot 0.35 + 10\,506.24 \cdot 0.02}{45\,066.24}$$
$$= 0.273 \frac{kg}{m^3} = 273 \frac{mg}{L}$$

Paso 13. Cálculo de las concentraciones de la alimentación de mezcla de los SSV_m:

$$SSV_m = \frac{Q_{SSV} + Q_R SSV_R}{Q_m} = \frac{34\,560 \cdot 0.15 + 10\,506.24 \cdot 12}{45\,066.24} = 2.913 \frac{kg}{m^3} = 2\,913 \frac{mg}{L}$$

Paso 14. Nitrógeno requerido. Condiciones de verano.

Requerido por formación de microorganismos:

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$NM = 0.122 \Delta X = 0.122 \cdot 3\,430.24 = 418.49 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$NM = 0.122 \Delta X = 0.122 \cdot 4\,157.17 = 507.17 \frac{kg}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$NM = 0.122 \Delta X = 0.122 \cdot 3\,511.47 = 428.40 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$NM = 0.122 \Delta X = 0.122 \cdot 4\,272.51 = 521.24 \frac{kg}{d}$$

Perdido por salida de agua tratada

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$NP = Q_e N_e = 33\,875.43 \cdot 0.03 = 1\,016.26 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$NP = Q_e N_e = 33\,809.74 \cdot 0.03 = 1\,014.29 \frac{kg}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$NP = Q_e N_e = 33\,868.65 \cdot 0.03 = 1\,016.06 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$NP = Q_e N_e = 33\,802.63 \cdot 0.03 = 1\,014.08 \frac{kg}{d}$$

Disponible en la entrada

$$ND = QN = 34\,560 \cdot 0.045 = 1\,555.2 \frac{kg}{d}$$

Balance

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$BN = ND - NM - NP = 1\,555.2 - 418.49 - 1\,016.26 = 120.45 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$BN = ND - NM - NP = 1\,555.2 - 507.17 - 1\,014.29 = 33.74 \frac{kg}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$BN = ND - NM - NP = 1\,555.2 - 428.40 - 1\,016.06 = 110.74 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$BN = ND - NM - NP = 1\,555.2 - 521.24 - 1\,014.08 = 19.88 \frac{kg}{d}$$

No se requiere adicionar nitrógeno al sistema, el residual que queda probablemente sean oxidado a nitratos.

Paso 15. Fósforo requerido. Condiciones de verano.

Requerido por formación de microorganismos

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$PM = 0.023\Delta X = 0.023 \cdot 4157.17 \\ = 95.61 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$PM = 0.023\Delta X = 0.023 \cdot 4157.17 \\ = 95.61 \frac{kg}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$PM = 0.023\Delta X = 0.023 \cdot 3511.47 \\ = 80.76 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$PM = 0.023\Delta X = 0.023 \cdot 4272.51 \\ = 98.27 \frac{kg}{d}$$

Perdido por salida de agua tratada

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$PP = Q_e P_e = 33875.43 \cdot 0.0005 \\ = 16.94 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$PP = Q_e P_e = 33809.74 \cdot 0.0005 \\ = 16.90 \frac{kg}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$PP = Q_e P_e = 33868.65 \cdot 0.0005 \\ = 16.93 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$PP = Q_e P_e = 33811.62 \cdot 0.0005 \\ = 16.91 \frac{kg}{d}$$

Disponible en la entrada

$$PD = QP = 34560 \cdot 0.005 = 172.80 \frac{kg}{d}$$

Balance

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$BP = PD - PM - PP = 172.80 - \\ 78.90 - 16.94 = 76.16 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$BP = PD - PM - PP = 172.80 - \\ 95.66 - 16.90 = 60.24 \frac{kg}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$BP = PD - PM - PP = 172.80 - \\ 80.76 - 16.93 = 75.11 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$BP = PD - PM - PP = 172.80 \\ - 98 - 16.91 = 58.31 \frac{kg}{d}$$

No se requiere adicionar fósforo al sistema.

A continuación se presenta un resumen de los resultados

3.4.2 AIREACIÓN EXTENDIDA

Este proceso, al que se conoce también por oxidación total, es una modificación del proceso de

lodos activados. La idea fundamental de la aireación extendida, al compararla con el proceso convencional de lodos activados, 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. Como consecuencia de todo ello, esencialmente todo el lodo degradable formado se consume mediante respiración endógena, esto es:

$$\Delta X \approx 0 \quad \text{Ecuación 3.72}$$

$$Y S_r Q = k_d (SSVLM)(V) \quad \text{Ecuación 3.73}$$

El tiempo de retención teórico para alcanzar una producción neta cero de SSVLM se obtiene con la Ecuación 3.73 y utilizando la Ecuación 3.53.

$$TRH = V/Q = Y S_r / k_d SSVLM$$

Ecuación 3.74

La ventaja principal del proceso de aireación extendida es que las instalaciones para la manipulación de lodos son muy pequeñas al compararlas con las que se necesitan en el proceso de lodos activados.

Comparación de los procesos de los sistemas convencional y aireación extendida

Existen cuatro características básicas que distinguen la aireación extendida del proceso convencional de lodos activados;

Parámetro	Remoción de materia orgánica		Nitrificación	
	Verano	Invierno	Verano	Invierno
Estimación de la potencia (HP)	543.09			
Temperatura del licor mezclado (T_a , °C)	25.50	10.91		
K (m ³ /kg d)	34.73	22.56		
K_d (1/d)	0.078	0.039		
k_{dn}	0.106	0.050		
Tiempo de retención hidráulico (TRH, d)	0.1583	0.2437		
Relación alimento/microorganismos (A/M, kg DBO/kg SSVLM d)		0.479		
DBO en el efluente (S_e , kg/m ³)	0.013	0.02		
Volumen del reactor (V, m ³)		8 422.27		
Producción neta de biomasa (ΔX , kg/d)	3 430.24	4 157.17	3 511.47	4 272.51
Demanda de oxígeno (kg O ₂ /d)	6 775.78	5 501.62	13 319.63	11 997.03
Cálculo de la relación de recirculación (r)	0.3056	0.3033	0.3054	0.3029
Cálculo de los flujos restantes (m ³ /d):				
Q_R	10 506.24			
Q_m	45 066.24			
Q_p	689.63	750.26	696.40	759.88
Q_e	33 870.37	33 809.74	33 863.60	33 802.63
QI	129.98	130.69	130.06	130.77

Parámetro	Remoción de materia orgánica		Nitrificación	
	Verano	Invierno	Verano	Invierno
Concentraciones de la alimentación de mezcla (S_m , kg/m ³)	0.273			
Concentraciones de la alimentación de mezcla de los SSV_m (kg/m ³)	2.913			
Nitrógeno requerido	No se requiere		No se requiere	
Fósforo requerido	No se requiere		No se requiere	

1. Mayor tiempo de retención en el reactor
2. Cargas orgánicas menores. En el proceso de aireación extendida, la carga orgánica, expresada como relación de sustrato a microorganismos (A/M), se encuentra normalmente comprendida entre 0.05 y 0.15 (kg DBO/kg $SSVLM$ d), frente a los valores de 0.2 a 0.6 (kg DBO/kg $SSVLM$ d) del proceso convencional
3. Mayores concentraciones de sólidos biológicos en el reactor. Estos valores varían entre 3,500 y 5,000 mg/L en la aireación extendida frente a 2 000-3 000 mg/L del proceso convencional. 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 $SSVLM$, con lo que se consigue una disminución de la acumulación de lodos
4. Mayor consumo de oxígeno en el proceso de aireación extendida. Para el tratamiento de aguas residuales urbanas, Pasveer indica para el proceso de aireación extendida un consumo de oxígeno aproximadamente doble del requerido para el proceso de lodos activados convencional, concretamente 18 frente a 9 kWh/cápita y año. Con este pequeño costo adicional energético pueden

conseguirse ahorros sustanciales de capital. En la Tabla 3.9 se presenta una comparación de las principales características de los procesos de lodos activados convencional y de aireación extendida

Debido a que la producción de lodos es teóricamente nula en las plantas de aireación extendida, para conseguir un valor operativo de $SSVLM$, entre 3 000 y 6 000 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 activados 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 extendida. Puede alcanzarse eventualmente en las condiciones de equilibrio, con valores de $SSVLM$, dentro del intervalo deseado de 3 000 a 6 000 mg/L aunque manteniendo una producción neta de Lodos esencialmente nula.

Aplicación de la aireación extendida. El proceso de aireación extendida ha sido aplicado principalmente en el tratamiento de las aguas residuales cuando el volumen diario es menor de 8 m³/d. Estos flujo corresponden al tratamiento de las aguas negras de pequeñas comunidades, urbanizaciones, áreas de recreo y algunos resi-

duos industriales. Si se diseñan y manejan adecuadamente no presentan problemas de olores y se puede instalar dentro de zonas pobladas.

Unidades de aireación extendida. En la Ilustración 3.11 y en la Ilustración 3.12 se representan unidades de aireación extendida y una variante de la misma conocida por zanja de oxidación. En la unidad de aireación extendida (Ilustración 3.11) el agua residual de entrada pasa primero a través de una reja para separar los sólidos 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 efluente del clarificador puede clorarse antes de su descarga en las aguas receptoras.

Ya que el objetivo fundamental del proceso de aireación extendida es reducir la manipulación de lodos, normalmente no se incluye la clarificación primaria como parte de dicho proceso.

Sedimentación de lodo en la aireación extendida. Aunque teóricamente la producción de lodo en el proceso de aireación extendida es nula, en la práctica esto no sucede así ya que parte del lodo no es biodegradable y en consecuencia se

acumula. Para valores de A/M en el intervalo utilizado para el proceso de aireación extendida (0.05 – 0.15), los microorganismos se ven obligados a la respiración endógena y a metabolizar el material del citoplasma de otros. Lo que queda de esto son membranas celulares no degradables relativamente ligeras al compararlas con el material del citoplasma, que decantan con dificultad. En consecuencia, los tanques de sedimentación en los sistemas de aireación extendida deben proporcionar tiempos de retención superiores a los requeridos en el proceso convencional de lodos activados. El tiempo de retención es de 4 h aproximadamente frente a las 2 h típicas del proceso convencional.

Nitrificación en la aireación extendida. En la aireación extendida se puede presentar la nitrificación hasta un grado relativamente apreciable con la consiguiente conversión del nitrógeno amoniacal en nitritos y nitratos, 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 ver-

Tabla 3.9 Comparación de los procesos de lodos activados convencional y de aireación extendida

Características	Convencional	Aireación extendida
Sustrato a microorganismo, kg DBO/ kg SSVLM d	0.2-0.6	0.05-0.15
Concentración de SSVLM en el reactor (mg/L)	1 500-3 000	3 000-6 000
Rendimiento global de disminución de la DBO (%)	85-95	85-98
Características del agua residual tratada (salida)		
DBO soluble (mg/L)	10-20	10-20
DBO total (en suspensión + coloidal + soluble) (mg/L)	15-25	20-40
Sólidos en suspensión (mg/L)	<20	<70
Producción de lodos (kg/kg DBO consumida)	≈0.03	≈0.01
Requisitos de O ₂ (como % de la DBO consumida)	90-95	120
Tiempo de retención en el reactor biológico (h)	4-8	18-36
Edad de lodos (d)	5-15	20-60

se seriamente afectado. En algunas plantas se agrega lechada de cal al reactor biológico para mantener un pH neutro.

3.4.2.1 Criterios de diseño

Cálculo del tiempo de retención hidráulico en las unidades de aireación extendida

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 extendida se basa en la Ecuación 3.73 que debe modificarse ligeramente antes de su aplicación. Las modificaciones son las siguientes: el primer miembro presupone que todo el lodo formado (YS_rQ) 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 vuelve a escribirse conforme se presenta en la ecuación

$$Y_o S_r Q_F = \phi Y S_r Q_F \quad \text{Ecuación 3.75}$$

donde:

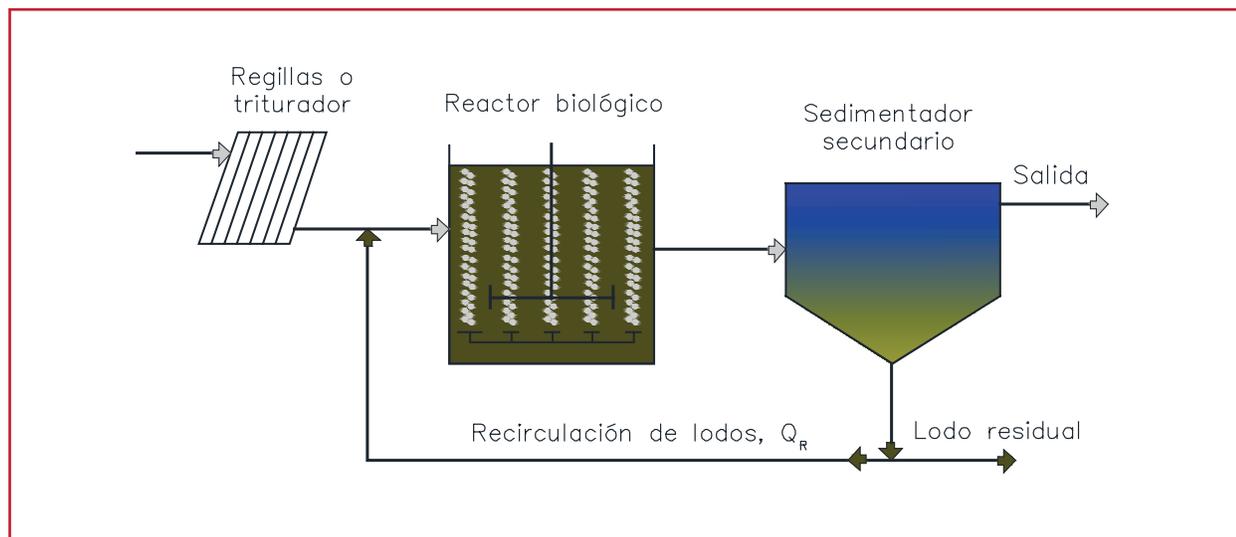
- Y_o = Coeficiente de producción neta de biomasa (kg de SSVLM biodegradables producidos por kg de DBO total consumida o ΦY)
- Φ = Cantidad de SSVLM biodegradable producida por kg de SSVLM producido ≈ 0.77
- Y = Coeficiente de producción neta de biomasa, SSVLM producidos por kg de DBO total consumida.
- S_r = DBO removida = $S - S_e$

En el segundo miembro de la Ecuación 3.73 la concentración de SSVLM corresponde solamente al lodo biodegradable.

El parámetro k_d representa la fracción de SSVLM total oxidada por día, esto es:

k_d = Coeficiente de decaimiento endógeno (kg

Ilustración 3.11 Proceso convencional de aireación extendida



SSVLM oxidado/d y kg SSVLM total en el reactor)

El parámetro $k_{d,o}$ se define refiriendo a la cantidad de lodo biodegradable:

$k_{d,o}$ = kg SSVLM oxidado/d y kg SSVLM biodegradable en el reactor

La relación entre $k_{d,o}$ y k_d es:

$k_{d,o}$ = kg SSVLM oxidado/[(d)(kg SSVLM biodegradable en el reactor)] = k_d / ϕ

Si en el segundo miembro de la Ecuación 3.73, k_d y SSVLM se sustituyen por $k_{d,o}$ y ϕ SSVLM respectivamente:

$$\begin{aligned} k_{d,o} (\phi SSVLM) V &= \\ (k_d / \phi) (\phi SSVLM) V &= \\ k_d SSVLM V & \end{aligned}$$

Ecuación 3.76

En consecuencia el segundo miembro de la Ecuación 3.73 permanece inalterado.

Por todo lo anterior, la Ecuación 3.73 modificada se obtiene igualando la Ecuación 3.75 a la Ecuación 3.76:

$$\phi Y S_r Q = Y_o S_r Q = k_d SSVLM V$$

Ecuación 3.77

Por tanto el tiempo de retención es:

$$\begin{aligned} TRH = \frac{V}{Q} &= \frac{Y_o S_r}{k_d SSVLM} = \\ \frac{\phi Y S_r}{k_d SSVLM} &= \frac{\phi Y (S - S_e)}{k_d SSVLM} \end{aligned}$$

Ecuación 3.78

donde:

$\phi \approx 0.77$

Relación de reciclado

Se toma que los sólidos suspendidos volátiles en la entrada $SSV \approx 0$, por lo que la relación de recirculación r está dada por:

$$r = (QSSVLM - \Delta X) / Q(SSV_R - SSVLM)$$

Ecuación 3.79

En la aireación extendida la purga ΔX_v corresponde a células no biodegradables aproximadamente igual al 23 % del lodo formado. Si $SSV \approx 0$:

$$\Delta X = (1 - \phi) Y Q(S - S_e) - Q_e SSV_e$$

Ecuación 3.80

donde:

$$1 - \phi \approx 1 - 0.77 \approx 0.23$$

Despreciando la biomasa perdida en el efluente, esto es $Q_e SSV_e$ en la Ecuación 3.80 y sustituyendo ΔX en la Ecuación 3.79 por su valor en la Ecuación 3.80 se llega, después de simplificar, a:

$$\begin{aligned} r &= [SSVLM - (1 - \phi) Y (S - S_e)] \\ &/ (SSV_R - SSVLM) \end{aligned}$$

Ecuación 3.81

Volumen del reactor

La sustitución del tiempo de retención hidráulico (TRH) por el valor dado en la Ecuación 3.78 conduce a la ecuación:

$$V = Q \phi Y (S - S_e) / k_d SSVLM$$

Ecuación 3.82

Procedimientos de diseño

El procedimiento de diseño de las unidades de aireación extendida se ilustra con los datos del ejemplo 3.2. Esto con la finalidad de poder apreciar los cambios en el diseño entre ambos procesos de tratamiento, convencional y aireación extendida.

Ejemplo 3.3

Se está considerando la utilización de una planta de lados activados de aireación extendida para el tratamiento de un agua residual cuyos datos se presentan a continuación:

I. DATOS SOBRE LA CALIDAD DE LA ENTRADA	L/s	m ³ /d
Q	250	21 600
	mg/L	kg/m ³
S = DBO del afluente	400	0.4
SSV	160	0.16
Nitrógeno total (N)	50	0.05
N-NH ₄ (NH)	45	0.045
Fósforo total (P)	5	0.005
Temperatura (°C)	Verano	Invierno
	28	18

II. DATOS SOBRE LA CALIDAD DE LA SALIDA	mg/L	kg/m ³
S _e = DBO _e	20	0.02
SSV _e	10	0.01
Nitrógeno total (N _e)	30	0.03
N-NH ₄ (NH _e)	0.5	0.0005
Fósforo total (P _e)	0.5	0.0005

III. INFORMACIÓN PARA EL DISEÑO DEL REACTOR.	mg/L	kg/m ³
SSVLM	4 000	4
SSV _R	12 000	12
TRMC (d)		30
F _v (sin unidades)		0.8

III. INFORMACIÓN PARA EL DISEÑO DEL REACTOR.	mg/L	kg/m ³
	Verano	Invierno
Temperatura ambiente (°C)	32	12
Parámetros biocinéticos		
k, (m ³ /kg d)		17
φ coeficiente de Arrhenius para k		1.03
Y, (kg SSVLM producidos/kg DBO)		0.7
Y _n , (kg SSVLM producidos/kg N-NH ₄)		0.12
k _{d'} (d ⁻¹)		0.06
k _{dn'} (d ⁻¹)		0.08
φ coeficiente de Arrhenius para k _d		1.050
φ coeficiente de Arrhenius para k _{dn}		1.053
f _d		0.150

Solución

Considerando solo oxidación de materia orgánica

Paso 1. Estimación de la potencia.

Suponer un factor 21 (20 < 21 < 22).

$$HP = \frac{Q(S - S_e)}{21} = \frac{21\,600 \cdot (0.40 - 0.02)}{21} = 390.86$$

Paso 2. Estimación de T_a:

Condiciones de verano:

$$T = 28 \text{ °C}$$

$$T_{amb} = 32 \text{ °C}$$

$$T_a = \frac{41.66667QT + 1134 HP T_{amb}}{41.66667Q + 1134 HP} = \frac{41.66667 \cdot 21\,600 \cdot 28 + 1134 \cdot 390.86 \cdot 32}{41.66667 \cdot 21\,600 + 1134 \cdot 390.86} = 29.32 \text{ °C}$$

Condiciones de invierno:

$$T = 18 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{amb} = 12 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_a = \frac{41.66667QT + 1134 HP T_{amb}}{41.66667 Q + 1134 HP} =$$

$$\frac{41.66667 \cdot 34560 \cdot 18 + 1134 \cdot 390.86 \cdot 12}{41.66667 \cdot 34560 + 1134 \cdot 390.86}$$

$$= 16.02 \text{ }^\circ\text{C}$$

Paso 3. Valores de los parámetros biocinéticos para las temperaturas T_a de invierno y verano:

Condiciones de verano:

$$T_a = 29.32 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$k_{29.32} = (17)(1.03)^{29.32-20} = 22.39 \frac{m^3}{kg d}$$

$$k_{d,29.32} = (0.06)(1.05)^{29.32-20} = 0.0945 \frac{1}{d}$$

$$k_{dn,29.32} = (0.08)(1.053)^{29.32-20} = 0.129 \frac{1}{d}$$

Condiciones de Invierno:

$$T_a = 16.02^\circ\text{C}.$$

$$k_{16.02} = (17)(1.03)^{16.02-20} = 15.11 \frac{m^3}{kg d}$$

$$k_{d,16.02} = (0.06)(1.05)^{16.02-20} = 0.0494 \frac{1}{d}$$

$$k_{dn,16.02} = (0.08)(1.053)^{16.02-20} = 0.0651 \frac{1}{d}$$

Se supone que Y es prácticamente independientes de la temperatura, esto es:

$$Y = 0.7 \text{ kg SSVLM / kg DBO}$$

$$Y_n = 0.12 \text{ kg SSVLM / kg NH}_4 - N$$

Paso 4. Tiempo de retención hidráulico.

Condiciones de verano:

$$TRH = \frac{0.77Y(S - S_e)}{k_{d,29.32} SSVLM}$$

$$= \frac{0.77 \cdot 0.7 \cdot (0.4 - 0.02)}{0.0945 \cdot 4}$$

$$= 0.5419 d = 13 h$$

Condiciones de Invierno:

$$TRH = \frac{0.77Y(S - S_e)}{k_{d,16.02} SSVLM} = \frac{0.77 \cdot (0.4 - 0.02)}{0.0494 \cdot 4}$$

$$= 1.0365 d = 24.88 h$$

En este caso el tiempo de retención viene controlado por el consumo de la demanda bioquímica de oxígeno. Se adopta un tiempo de retención $TRH = 24.88$ h (condiciones de invierno). A continuación se verifica si se obtiene para este tiempo de retención un lodo con características de sedimentación satisfactorias.

Paso 5. Relación alimento/microorganismos (A/M):

$$\frac{A}{M} = \frac{S}{SSVLM \cdot TRH} =$$

$$\frac{0.4}{4 \cdot 1.0365} = 0.0965 \frac{\text{kg DBO}}{\text{kg SSVLM d}}$$

Para un proceso de lodos activados de aireación extendida la relación A/M tiene un rango de 0.05 a 0.15 kg DBO/kg SSVLM d, en consecuencia se utilizará un tiempo de retención de 24.88 h para dimensionar el reactor.

Paso 6. DBO en el efluente.

Condiciones de verano:

$$S_e = \frac{S}{(1 + k_{29.32} SSVLM TRH_{16.02})}$$

$$= \frac{0.4}{(1 + 22.39 \cdot 4 \cdot 1.0365)}$$

$$= 0.0043 \frac{\text{kg}}{m^3} = 4.3 \frac{\text{mg}}{L}$$

Condiciones de Invierno:

$$S_e = \frac{S}{(1 + k_{16.02} SSVLM TRH_{16.02})}$$

$$= \frac{0.4}{(1 + 15.11 \cdot 4 \cdot 1.0365)}$$

$$= 0.0063 \frac{kg}{m^3} = 6.3 \frac{mg}{L}$$

El diseño resulta adecuado ya que bajo las condiciones más adversas (o sea las de invierno), se cumple el requisito de obtener una DBO menor a 20 mg/L.

Paso 7. Volumen del reactor, considerar condiciones de invierno:

$$V = Q \cdot TRH = 21\,600 \cdot 1.0365 = 22\,388.4 \text{ m}^3$$

Paso 8. Producción neta de biomasa, ΔX :

Solo oxidación de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$\Delta X = \frac{21\,600 \cdot 0.7 \cdot (0.4 - 0.0043)}{1 + 0.094 \cdot 30}$$

$$+ \frac{21\,600 \cdot 0.7 \cdot (0.40 - 0.0043) \cdot 30 \cdot 0.15 \cdot 0.094}{1 + 0.094 \cdot 30}$$

$$= 2\,228.74 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$\Delta X = \frac{QY(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} + \frac{QY(S - S_e)TRMC f_d k_d}{1 + k_d TRMC}$$

$$\Delta X = \frac{21\,600 \cdot 0.7 \cdot (0.4 - 0.0063)}{1 + 0.0494 \cdot 30} +$$

$$\frac{21\,600 \cdot 0.7 \cdot (0.4 - 0.0063) \cdot 30 \cdot 0.15 \cdot 0.0494}{1 + 0.0494 \cdot 30}$$

$$= 2\,931.52 \frac{kg}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$\Delta X = \frac{21\,600 \cdot 0.7 \cdot (0.4 - 0.0063)}{1 + 0.0494 \cdot 30} +$$

$$\frac{21\,600 \cdot 0.7 \cdot (0.4 - 0.0063) \cdot 30 \cdot 0.15 \cdot 0.0494}{1 + 0.0494 \cdot 30}$$

$$= 2\,931.52 \frac{kg}{d}$$

$$\Delta X = \frac{QY(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} + \frac{QY(S - S_e)TRMC f_d k_d}{1 + k_d TRMC}$$

$$+ \frac{QY_n(NH - NH_e)}{1 + k_{dn} TRMC}$$

$$\Delta X = \frac{21\,600 \cdot 0.7 \cdot (0.4 - 0.0043)}{1 + 0.094 \cdot 30}$$

$$+ \frac{21\,600 \cdot 0.7 \cdot (0.4 - 0.0043) \cdot 30 \cdot 0.15 \cdot 0.094}{1 + 0.094 \cdot 30}$$

$$+ \frac{21\,600 \cdot 0.12 \cdot (0.045 - 0.0005)}{1 + 0.129 \cdot 30} = 2\,252.42 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$\Delta X = \frac{QY(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} +$$

$$\frac{QY(S - S_e)TRMC f_d k_d}{1 + k_d TRMC} + \frac{QY_n(N - N_e)}{1 + k_{dn} TRMC}$$

$$\Delta X = \frac{21\,600 \cdot 0.7 \cdot (0.4 - 0.0063)}{1 + 0.0494 \cdot 30}$$

$$+ \frac{21\,600 \cdot 0.7 \cdot (0.4 - 0.0063) \cdot 30 \cdot 0.15 \cdot 0.0494}{1 + 0.0494 \cdot 30}$$

$$+ \frac{21\,600 \cdot 0.12 \cdot (0.045 - 0.0005)}{1 + 0.065 \cdot 30} = 2\,970.62 \frac{kg}{d}$$

Paso 9. Demanda de oxígeno

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano.

$$\frac{KgO_2}{d} = Q(S - S_e) - 1.42\Delta X = 21\,600$$

$$\cdot (0.4 - 0.0043) - 1.42 \cdot 2\,228.74$$

$$= 5\,382.31$$

Condiciones de invierno:

$$\frac{KgO_2}{d} = Q(S - S_e) - 1.42\Delta X = 21\ 600$$

$$\cdot (0.4 - 0.0063) - 1.42 \cdot 2\ 931.52 \\ = 4\ 341.16$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$\frac{KgO_2}{d} = Q(S - S_e) - 1.42\Delta X + 4.33Q(N - N_e)$$

$$\frac{kg\ O_2}{d} = 21\ 600 \cdot (0.4 - 0.0043) - 1.42 \cdot \\ 2\ 252.42 + 4.33 \cdot 21\ 600 \cdot (0.045 - 0.0005) \\ = 9\ 510.68$$

Condiciones de invierno:

$$\frac{KgO_2}{d} = Q(S - S_e) - 1.42\Delta X + 4.33Q(N - N_e)$$

$$\frac{kg\ O_2}{d} = 21\ 600 \cdot (0.4 - 0.0063) - 1.42 \cdot 2\ 970.62 \\ + 4.33 \cdot 21\ 600 \cdot (0.045 - 0.0005) = 8\ 447.64$$

Como podía esperarse las condiciones de verano controlan las necesidades de oxígeno.

Paso 10. Cálculo de la relación de recirculación r :

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$r = \frac{Q\ SSVLM - \Delta X_{29.32} - Q\ SSV}{Q(SSV_R - SSVLM)} = \\ \frac{21\ 600 \cdot 4 - 2\ 228.74 - 21\ 600 \cdot 0.16}{21\ 600 \cdot (12 - 4)} \\ = 0.4671$$

Condiciones de invierno:

$$r = \frac{Q\ SSVLM - \Delta X_{16.02} - Q\ SSV}{Q(SSV_R - SSVLM)} \\ = \frac{21\ 600 \cdot 4 - 2\ 252.42 - 21\ 600 \cdot 0.16}{21\ 600 \cdot (12 - 4)} \\ = 0.4670$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$r = \frac{Q\ SSVLM - \Delta X_{29.32} - Q\ SSV}{Q(SSV_R - SSVLM)} \\ = \frac{21\ 600 \cdot 4 - 2\ 252.42 - 21\ 600 \cdot 0.16}{21\ 600 \cdot (12 - 4)} \\ = 0.4670$$

Condiciones de invierno:

$$r = \frac{Q\ SSVLM - \Delta X_{16.02} - Q\ SSV}{Q(SSV_R - SSVLM)} \\ = \frac{21\ 600 \cdot 4 - 2\ 970.62 - 21\ 600 \cdot 0.16}{21\ 600 \cdot (12 - 4)} \\ = 0.4628$$

Estos valores son tan próximos que en todos los balances de materia que siguen se utilizará un valor único $r = 0.465$.

Paso 11. Cálculo de los flujos restantes: Q_R , Q_m , Q_p , Q_e y Q_u :

1. Cálculo de gasto de recirculación:

$$Q_R = rQ = 0.465 \cdot 21\ 600 \\ = 10\ 044\ m^3/d = 116.25\ L/s$$

2. Cálculo de gasto de mezcla

$$Q_m = Q + Q_R = 21\ 600 + 10\ 044 \\ = 31\ 644\ m^3/d = 366.25\ L/s$$

3. Cálculo de gasto de purga:

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$Q_p = \frac{DX_{29.32} + Q\ SSV - Q\ SSV_e}{SSV_R - SSV_e} = \\ \frac{2\ 228.74 + 21\ 600 \cdot 0.16 - 21\ 600 \cdot 0.01}{12 - 0.01} \\ = 456.11\ \frac{m^3}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$Q_p = \frac{DX_{16.02} + Q_{SSV} - Q_{SSV_e}}{SSV_R - SSV_e} =$$

$$\frac{2931.52 + 21\,600 \cdot 0.16 - 21\,600 \cdot 0.01}{12 - 0.01}$$

$$= 514.72 \frac{m^3}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$Q_p = \frac{DX_{29.32} + Q_{SSV} - Q_{SSV_e}}{SSV_R - SSV_e} =$$

$$\frac{2\,252.42 + 21\,600 \cdot 0.16 - 21\,600 \cdot 0.01}{12 - 0.01}$$

$$= 458.08 \frac{m^3}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$Q_p = \frac{DX_{16.02} + Q_{SSV} - Q_{SSV_e}}{SSV_R - SSV_e} =$$

$$\frac{2970.62 + 21\,600 \cdot 0.16 - 21\,600 \cdot 0.01}{12 - 0.01}$$

$$= 517.98 \frac{m^3}{d}$$

4. Cálculo de gasto de salida de agua clarificada

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$Q_e = Q - Q_p = 21\,600 - 456.11$$

$$= 21\,143.89 \frac{m^3}{d} = 244.72 \frac{L}{s}$$

Condiciones de invierno:

$$Q_e = Q - Q_p = 21\,600 - 514.72 =$$

$$21\,085.28 \frac{m^3}{d} = 244.04 \frac{L}{s}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$Q_e = Q - Q_p = 21\,600 - 458.08$$

$$= 21\,141.92 \frac{m^3}{d} = 244.70 \frac{L}{s}$$

Condiciones de invierno:

$$Q_e = Q - Q_p = 21\,600 - 517.98$$

$$= 21\,082.02 \frac{m^3}{d} = 244.00 \frac{L}{s}$$

5. Cálculo del gasto de salida de lodos de clarificador secundario.

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$QI = Q_R + Q_p = 10\,044 - 456.11$$

$$= 10\,500.11 \frac{m^3}{d} = 121.53 \frac{L}{s}$$

Condiciones de invierno:

$$QI = Q_R + Q_p = 10\,044 - 514.72$$

$$= 10\,558.72 \frac{m^3}{d} = 122.21 \frac{L}{s}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$QI = Q_R + Q_p = 10\,044 - 458.08$$

$$= 10\,502.08 \frac{m^3}{d} = 121.55 \frac{L}{s}$$

Condiciones de invierno:

$$QI = Q_R + Q_p = 10\,044 - 517.98$$

$$= 10\,561.98 \frac{m^3}{d} = 122.25 \frac{L}{s}$$

Paso 12. Cálculo de las concentraciones de la alimentación de mezcla S_m :

Condiciones de verano:

$$S_m = \frac{QS + Q_R S_e}{Q_m}$$

$$= \frac{21\,600 \cdot 0.4 + 10\,044 \cdot 0.0043}{31\,644}$$

$$= 0.274 \frac{kg}{m^3} = 274 \frac{mg}{L}$$

Condiciones de invierno:

$$S_m = \frac{QS + Q_R S_e}{Q_m}$$

$$= \frac{21\,600 \cdot 0.4 + 10\,044 \cdot 0.0063}{31\,644}$$

$$= 0.275 \frac{kg}{m^3} = 275 \frac{mg}{L}$$

Paso 13. Cálculo de las concentraciones de la alimentación de mezcla de los SSV_m:

$$SSV_m = \frac{Q_{SSV} \cdot SSV + Q_R \cdot SSV_R}{Q_m}$$

$$= \frac{21\,600 \cdot 0.16 + 10\,044 \cdot 12}{31\,644}$$

$$= 3.9181 \frac{kg}{m^3} = 3\,918.1 \frac{mg}{L}$$

Paso 14. Nitrógeno requerido.

Requerido por formación de microorganismos:

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$NM = 0.122\Delta X = 0.122 \cdot 2\,228.74 = 271.91 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$NM = 0.122\Delta X = 0.122 \cdot 2\,931.52 = 357.65 \frac{kg}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$NM = 0.122\Delta X = 0.122 \cdot 2\,252.42 = 274.80 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$NM = 0.122\Delta X = 0.122 \cdot 2\,970.62 = 362.42 \frac{kg}{d}$$

Perdido por salida de agua tratada

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$NP = Q_e N_e = 21\,143.89 \cdot 0.03 = 634.32 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$NP = Q_e N_e = 21\,085.28 \cdot 0.03 = 632.56 \frac{kg}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$NP = Q_e N_e = 21\,141.92 \cdot 0.03 = 634.26 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$NP = Q_e N_e = 21\,082.02 \cdot 0.03 = 632.46 \frac{kg}{d}$$

Disponibile en la entrada

$$ND = QN = 21\,600 \cdot 0.05 = 1\,080.00 \frac{kg}{d}$$

Balance

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$BN = ND - NM - NP$$

$$= 1\,080.00 - 271.91 - 634.32 = 173.77 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$BN = ND - NM - NP$$

$$= 1\,080.00 - 357.65 - 632.56 = 89.79 \frac{kg}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$BN = ND - NM - NP$$

$$= 1\,080.00 - 274.80 - 634.26 = 170.94 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$BN = ND - NM - NP$$

$$= 1\,080.00 - 362.42 - 632.46 = 85.12 \frac{kg}{d}$$

No se requiere adicionar nitrógeno al sistema, el residual que queda probablemente sean oxidado a nitratos.

Paso 15. Fósforo requerido. Condiciones de verano.

Requerido por formación de microorganismos

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$PM = 0.023\Delta X = 0.023 \cdot 2\,228.74 = 51.26 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$PM = 0.023\Delta X = 0.023 \cdot 2\,931.52 = 67.42 \frac{kg}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$PM = 0.023\Delta X = 0.023 \cdot 2\,252.42 = 51.81 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$PM = 0.023\Delta X = 0.023 \cdot 2\,970.62 = 68.32 \frac{kg}{d}$$

Perdido por salida de agua tratada

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$PP = Q_e P_e = 21\,143.89 \cdot 0.0005 = 10.57 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$PP = Q_e P_e = 21\,085.28 \cdot 0.0005 = 10.54 \frac{kg}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$PP = Q_e P_e = 21\,141.92 \cdot 0.0005 = 10.57 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$PP = Q_e P_e = 21\,082.02 \cdot 0.0005 = 10.54 \frac{kg}{d}$$

Disponible en la entrada

$$PD = Q P = 21\,600 \cdot 0.005 = 108 \frac{kg}{d}$$

Balance

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$BP = PD - PM - PP = 108 - 51.26 - 10.57 = 46.17 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$BP = PD - PM - PP = 108 - 67.42 - 10.54 = 30.04 \frac{kg}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$BP = PD - PM - PP = 108 - 51.81 - 10.57 = 45.62 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$BP = PD - PM - PP = 108 - 68.32 - 10.54 = 31.47 \frac{kg}{d}$$

No se requiere adicionar fósforo al sistema.

A continuación se presenta un resumen de los resultados

3.4.3 ZANJAS DE OXIDACIÓN

La zanja de oxidación la desarrolló Pasveer en 1953, en Holanda, y dos años después se puso en operación el primer prototipo, en Voorschoten.

El objetivo principal de su desarrollo fue proveer un método de tratamiento de aguas residuales de costo mínimo, e inicialmente los rotores se instalaron en zanjas excavadas en tierra. Las primeras zanjas de oxidación, en Estados Unidos, se construyeron a comienzos de la década de los sesenta, principalmente para el tratamiento de flujos de hasta 1.8 metros cúbicos por segundo. Estudios hechos por la EPA, en 1978, indicaron que la zanja de oxidación tiene costos anuales de operación inferiores a los de otros procesos biológicos, en el rango de 4 a 440 litros por segundo. En general, la zanja de oxidación

puede ser una alternativa económica en poblaciones medianas, de 1 000 a 60 000 habitantes, que dispongan de suministro eléctrico confiable y donde la disponibilidad de terreno es escasa y su costo alto.

En la Ilustración 3.12 se muestra un diagrama de una zanja 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 promover de velocidad al licor mezclado 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 metros por segundo. La mezcla de agua 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 kilogramos de oxígeno por hora.

La zanja de oxidación es un proceso de lodos activados, del tipo de aireación extendida, que

Parámetro	Remoción de materia orgánica		Nitrificación	
	Verano	Invierno	Verano	Invierno
Estimación de la potencia (HP)	390.86			
Temperatura del licor mezclado (T_a , °C)	29.32	16.02		
K , ($m^3/kg\ d$)	22.39	15.11		
K_d , (1/d)	0.094	0.0494		
k_{dn}	0.129	0.0651		
Tiempo de retención hidráulico (TRH , d)	0.5419	1.0365		
Relación alimento/microorganismos (A/M , kg $DBO/kg\ SSVLM$ d)	0.0965			
DBO en el efluente (S_e , kg/m^3)	0.0043	0.0063		
Volumen del reactor (V , m^3)	22 388.40			
Producción neta de biomasa (ΔX , kg/d)	2 228.74	2 931.52	2 252.42	2 970.62
Demanda de oxígeno ($kg\ O_2/d$)	5 382.31	4 341.16	9 510.68	8 447.64
Cálculo de la relación de recirculación (r)	0.4671	0.4630	0.4670	0.4628
Cálculo de los flujos restantes (m^3/d):				
Q_R	10 044.00			
Q_m	31 644.00			
Q_p	456.11	514.42	458.08	517.98
Q_e	21 143.89	21 085.28	21 141.92	21 082.02
Q_l	10 500.11	10 558.72	10 502.08	10 561.98
Concentraciones de la alimentación de mezcla (S_m , kg/m^3)	0.274	0.275		
Concentraciones de la alimentación de mezcla de los SSV_m (kg/m^3)	3.918			
Nitrógeno requerido	No se requiere		No se requiere	
Fósforo requerido	No se requiere		No se requiere	

usa un canal cerrado, con dos curvas, para la aireación y mezcla. La planta típica de una zanja de oxidación (Ilustración 3.13) no incluye sedimentación primaria, utiliza un solo canal concéntrico y un sedimentador secundario.

Los canales de aireación tienen profundidades entre 1.2 y 1.8 m con paredes laterales a 45°; sin embargo, se construyen también canales más profundos de 3 a 4 metros. En general la zanja se reviste de concreto o de otro material apropiado para prevenir la erosión y la infiltración. Los aeradores pueden instalarse fijos o flotantes, sobre uno o más sitios a lo largo del canal para suministrar suficiente velocidad dentro del zanja, generalmente mayor de 0.30 m/s, así como para mantener el nivel de oxígeno disuelto requerido y los sólidos del licor mezclado en suspensión. La mayoría de los cepillos opera a velocidades de 60 a 110 rpm, con sumergencia de 5 a 30 centímetros. Generalmente se instalan dos aeradores como mínimo para asegurar la aireación permanente del licor mezclado. La unidad de salida hacia el sedimentador puede ser una caja con una compuerta de madera que permita variar el nivel del agua en la zanja y ajustar la sumergencia de las paletas del cepillo de aireación.

Para el sedimentador secundario se utilizan cargas superficiales de diseño de 15 a 20 m³/m² d para flujos promedio y de 40 a 80 m³/m² d para flujos pico; se recomiendan profundidades de 3 a 4.2 metros.

La zanja de oxidación, adecuadamente diseñada y operada, provee remociones promedio de DBO y SST mayores del 85% para aguas residuales municipales; tiene capacidad de efectuar un nivel alto de nitrificación por el tiempo de retención prolongado (24 horas) y contar con edades de lodos mayores de diez días. La zanja de oxidación también se ha usado para remover nitrógeno mediante la producción de zonas aerobias y anóxicas dentro del canal, controlando la tasa de transferencia de oxígeno para que el OD del licor mezclado se agote en una porción del canal de aireación.

La fuente de carbono para la desnitrificación, en la zona anóxica, se provee, en estos casos, alimentando el residuo crudo al canal, aguas arriba del inicio de la zona anóxica; con una operación cuidadosa se pueden lograr remociones de nitrógeno del 80 por ciento. Para una construcción económica, la zanja debe localizarse con su

Ilustración 3.12 Zanja de Oxidación

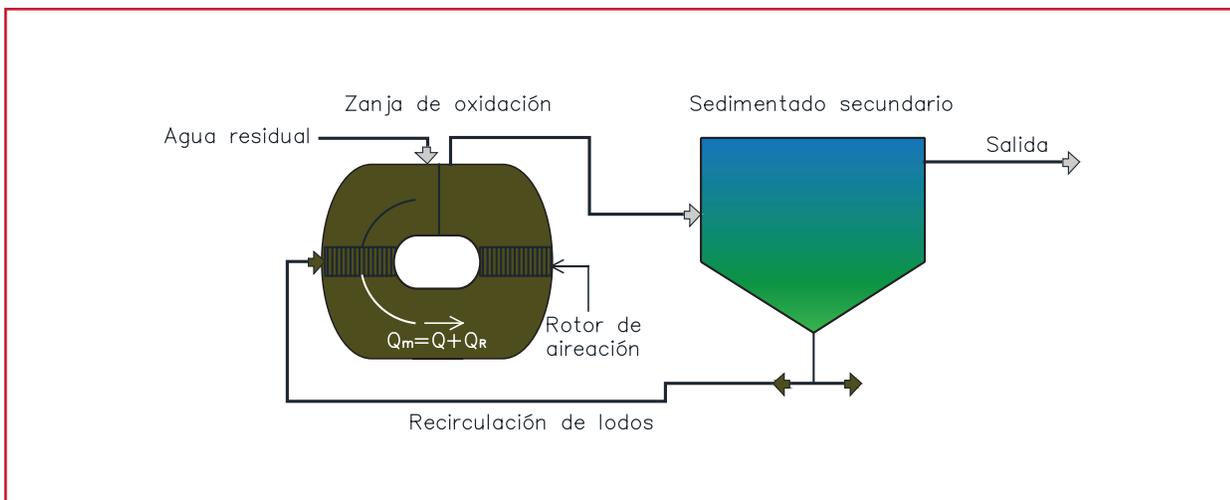
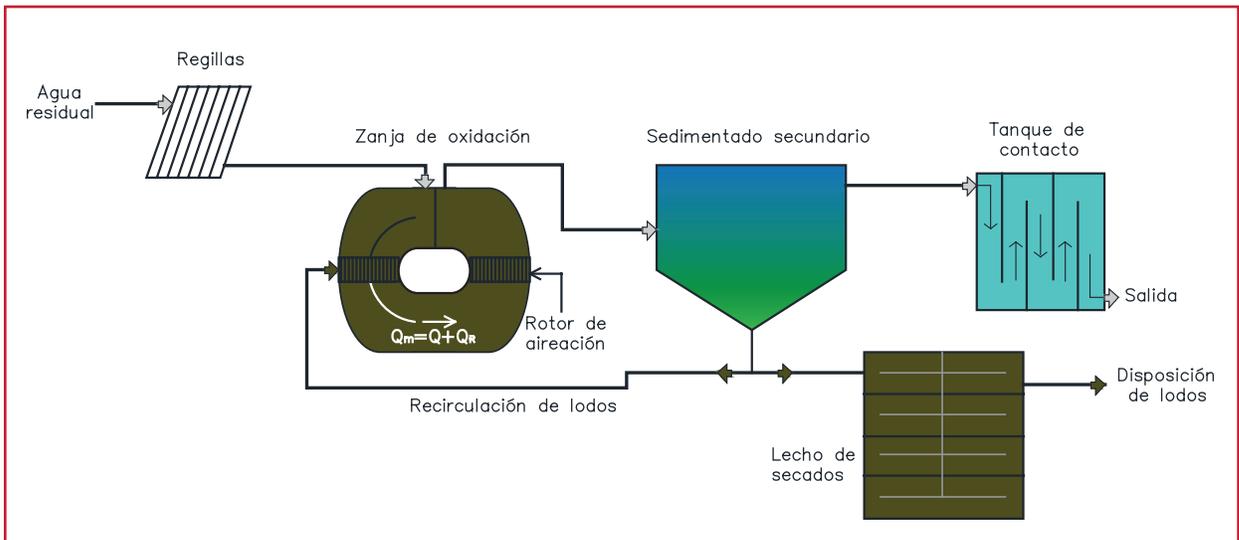


Ilustración 3.13 Planta de Tratamiento de zanjas de oxidación.



longitud en paralelo con las curvas de nivel y el terreno debe permitir flujo por gravedad.

Cuando los flujos de diseño son muy variables de un período a otro, por ejemplo en comunidades turísticas, áreas de recreación o parques turísticos, puede ser deseable una planta de zanjas de oxidación (Ilustración 3.14). En esta planta normalmente funciona la zanja interior y sólo entraría en operación al zanja exterior para flujos máximos.

En la Ilustración 3.15 se muestra otro arreglo más actual de las zanjas de oxidación, en donde el sistema de aireación es por medio de burbuja fina y el agua a través de los canales es impulsada por agitadores. En este caso la transferencia de oxígeno es mucho más eficiente (4.0 - 6.6 kgO₂/h).

3.4.3.1 Procedimientos de diseño

Un resumen de los parámetros principales de diseño para zanjas de oxidación se presenta en la Tabla 3.10. La edad prolongada de los lodos usada en el diseño de zanjas de oxidación per-

mite tener una operación relativamente estable del proceso.

Para edades de lodos mayores de 20 días y tiempos de aireación mayores de 24 horas, se genera un lodo biológicamente estable que puede manejarse sin problemas ambientales significativos.

El oxígeno requerido se calcula generalmente suponiendo un consumo de 1.5-2.0 kg O₂/kg de DBO aplicada. Los cepillos de 70 cm de diámetro tienen una capacidad nominal de oxigenación de 3 kg O₂/m·h a una inmersión de 15 cm y a una velocidad de rotación de 70 rpm; los rotores más grandes o mamut, de 100 cm de diámetro, tienen una capacidad nominal de 10 kg O₂/m h, con una inmersión de 30 cm y para una velocidad de rotación de 70 rpm.

La tasa de transferencia real de un cepillo de aireación se calcula por la Ecuación 3.83.

$$N = N_o \alpha (1.024)^{T-20} \left[\frac{\beta C^{S(T,A)} - OD}{C_{S20.0}} \right]$$

Ecuación 3.83

donde:

N = Tasa real de transferencia de oxígeno, $\text{kg O}_2/\text{m}^3 \text{h}$

N_o = Tasa nominal de transferencia de oxígeno en condiciones normales, $\text{kg O}_2/\text{m}^3 \text{h}$

α = Relación promedio de la tasa de transferencia de oxígeno en agua residual, KL_a , a la tasa de transferencia de oxígeno en agua potable. Generalmente entre 0.7-0.95

T = Temperatura de diseño $^\circ\text{C}$

β = Relación entre la concentración de saturación de oxígeno en el agua residual y la concentración de saturación en agua potable, generalmente igual a 0.9 para aguas residuales municipales

$C_{s(T,A)}$ = Concentración de saturación de oxígeno disuelto en agua potable, a la temperatura T y altitud A del lugar, mg/L

$C_{s(20,0)}$ = Concentración de saturación de oxígeno disuelto en agua destilada a 20°C y al nivel del mar; 9.1 mg/L

Ilustración 3.14 Planta de zanjas de oxidación para flujo variable con el tiempo.

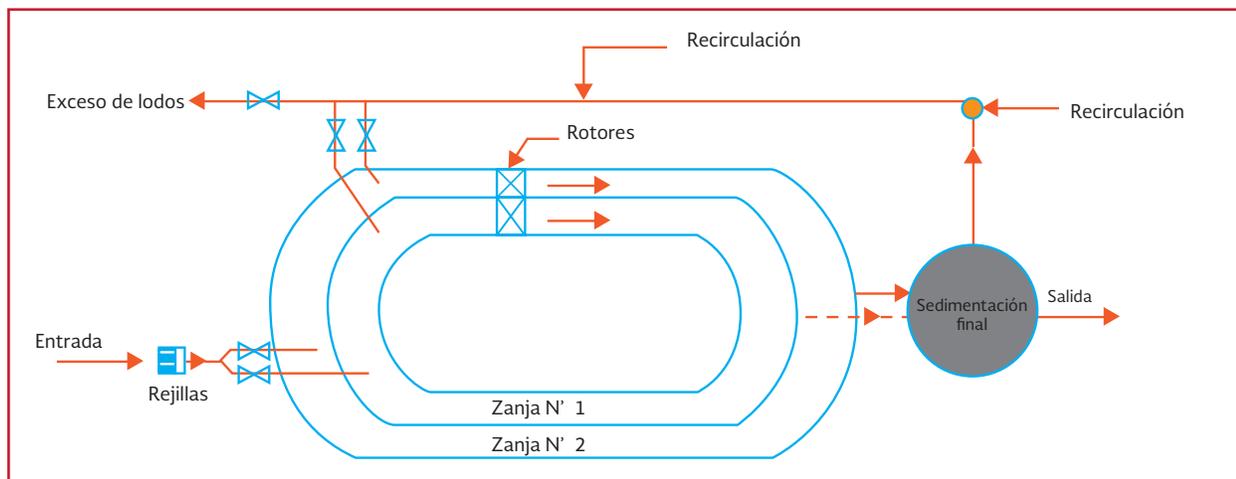


Ilustración 3.15 Zanja de oxidación con sistema de aireación de burbuja fina



OD = Concentración promedio de oxígeno disuelto en el zanja, generalmente 1.0 – 1.5 mg/L.

El valor de $C_{s(T,A)}$ se calcula con la Ecuación 3.84 o con la ecuación Ecuación 3.86.

$$C_{s(T,A)} = C_{s(T,O)} P_A \quad \text{Ecuación 3.84}$$

$$P_A = 760 \left(1 - \frac{A}{9450} \right) \quad \text{Ecuación 3.85}$$

$$C_{s(T,A)} = C_{s(T,O)} \left(1 - \frac{A}{9450} \right) \quad \text{Ecuación 3.86}$$

dónde:

P_A = Presión barométrica del lugar, atm.

$C_{s(T,O)}$ = Concentración de saturación de OD para la temperatura T y 0 msnm, en agua potable, mg/L.

A = Altitud del lugar, m

Tabla 3.10 Parámetros de diseño de zanjas de oxidación.

Parámetro	Valor	Observaciones
Relación A/M, kg DBO /kg $SSVLM$ d	0.05 – 0.15	
Carga orgánica volumétrica g DBO /m ³ d	220	Para aguas residuales domesticas
	160	Para aguas residuales débiles
	<240	Para aguas residuales industriales
$SSVLM$, mg/L	3 000-6 000	
Edad de lodos, d	20-30	
Tiempo de aireación, h	16-36	
Relación de recirculación	0.5 -1.5	
Profundidad de la zanja, m	1.0-1.5	Para cepillos o rotores de jaula
	2.4-5.0	Para rotores mamut o cepillos de 1.07m de diámetro y difusores de burbuja fina.
Sumergencia de los cepillos, cm	30	Para cepillos de 1.07m de diámetro
	5-25	Para cepillos de 70 cm de diámetro ⁽¹⁾
Longitud de los cepillos, m	0.3-4.5	En cepillos de 70 cm de diámetro ⁽¹⁾
	9 m	En cepillos de 107cm de diámetro ⁽¹⁾
Velocidad de los cepillos, rpm	60-95	Para cepillos de 70cm de diámetro ⁽¹⁾
	50-72	En cepillos de 107cm de diámetro ⁽¹⁾
Taludes	-	Preferiblemente en concreto, asfalto, arcilla o prefabricados para prevenir erosión.
Oxígeno Requerido, kg O_2 /kg DBO	1.5-2.0	
Velocidad en la zanja, m/s	0.3-0.8	Suficiente para mantener los sólidos en suspensión.
Relación volumen zanja/longitud de cepillo, m ³ /m	150-200	Para mantener velocidad de flujo adecuada con rotores de 70cm.
	260	Para rotores de 107 cm
Relación ancho del zanja/longitud del cepillo	1.5-2.8	-
Remoción de DBO , %	>90	
Remoción de SST , %	>90	
Calidad del efluente, mg/L	$DBO < 15$	
	$SST < 15$	
	$N-NH_3 < 5$	
Carga superficial del sedimentador, m ³ /m ² d	15-20	Para flujo promedio
	40-80	Para flujo máximo

Los valores de $C_{s(T,O)}$ se pueden calcular con la Ecuación 3.87.

$$C_{s(T,O)} = 14.514 \exp^{(-0.021T)} \quad \text{Ecuación 3.87}$$

Un rotor de jaula, con 70 cm de diámetro y rotando a 90 rpm, puede tener las características que se muestran en la Tabla 3.10. El rotor de jaula consiste, generalmente, de una estructura de doce barras horizontales de acero, dispuestas como las generatrices de un cilindro, sobre las cuales se adhieren paletas de 5cm de ancho, separadas 5cm entre sí. Las paletas pueden tener sumergencia variable si se ajusta el nivel del agua mediante un dispositivo de salida.

La Ilustración 3.16 y la Ilustración 3.17 muestran la capacidad de oxigenación y la potencia requerida de un rotor marca Lakeside, tipo Magna de 107 cm de diámetro.

Producción de lodos. La producción de lodos en una zanja de oxidación es muy baja, teniendo en cuenta que sus características de diseño corresponden a las de un proceso de lodos activados de aireación extendida. La tasa de lodos de purga se puede calcular, a partir de la definición para edad de lodos, por la Ecuación 3.88.

$$Q_P = \frac{Q(TRH SSVLM - TMRC SSV_e)}{TMRC(SSV_R - SSV_e)}$$

Ecuación 3.88

dónde:

- Q_P = Flujo de lodos purgados, m³/d
- Q = Flujo de entrada, m³ / d
- TRH = Tiempo de retención hidráulico, d

- $SSVLM$ = Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado, mg/L
- SSV_e = Concentración de sólidos suspendidos volátiles en la salida, mg/L
- $TMRC$ = Tiempo medio de retención celular (edad de lodos), d
- SSV_R = Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el lodo de recirculación o purga, mg/L

Ejemplo 3.4

Consideraciones

- a) Como este sistema de tratamiento está enteramente relacionado con un proceso de aireación extendida se tomará el procedimiento de diseño del ejemplo 3.3.
- b) Aunque el sistema de zanjas de oxidación puede ser considerado para la desnitrificación (eliminación de nitrógeno), no se tomara en cuenta para este ejercicio, ya que el tema de eliminación de nutrientes se describirá en otro libro del MAPAS.
- c) Se realiza la configuración de la zanja con cepillos y con otro sistema de aireación.

Tabla 3.11 Características de un rotor de jaula

Inmersión, cm	No, kg O ₂ /m·h	Potencia requerida kw/m
7	1.7	0.7
12	2.3	1.2
15	4.2	1.9
22	6.0	2.7

Ilustración 3.16 Capacidad de oxigenación de un rotor de 107 cm de diámetro tipo Magna

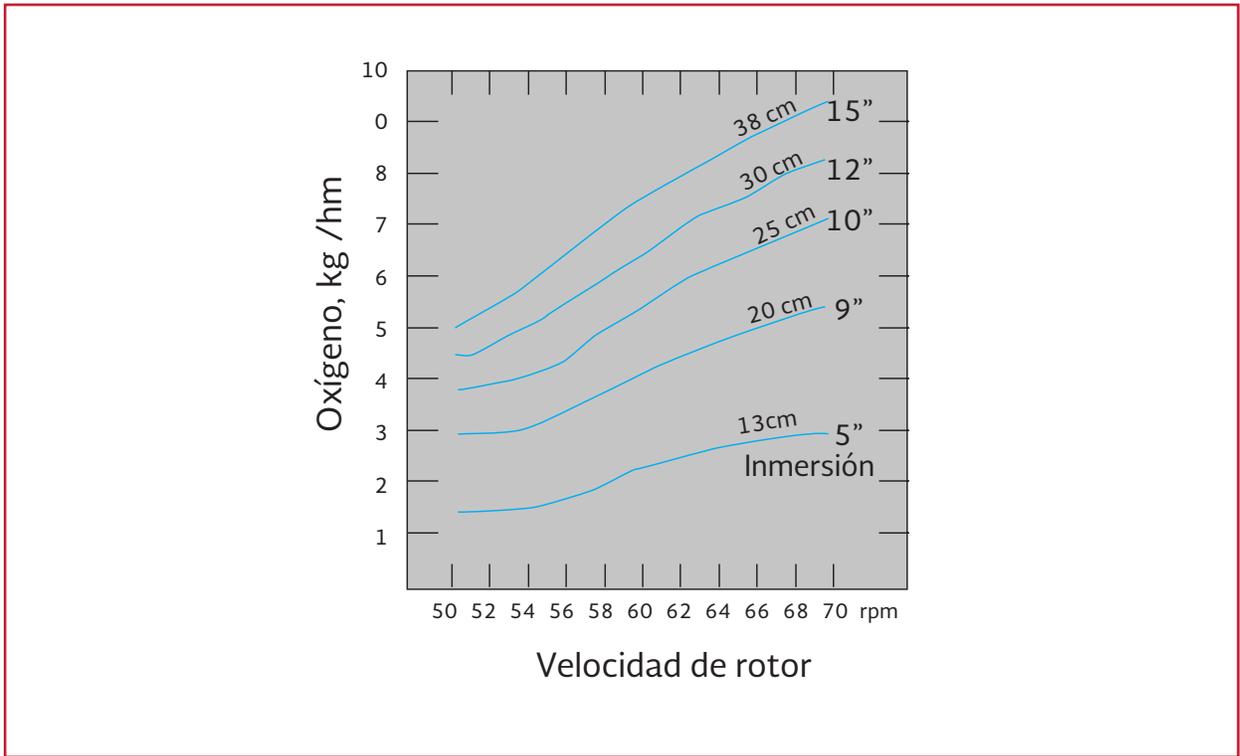
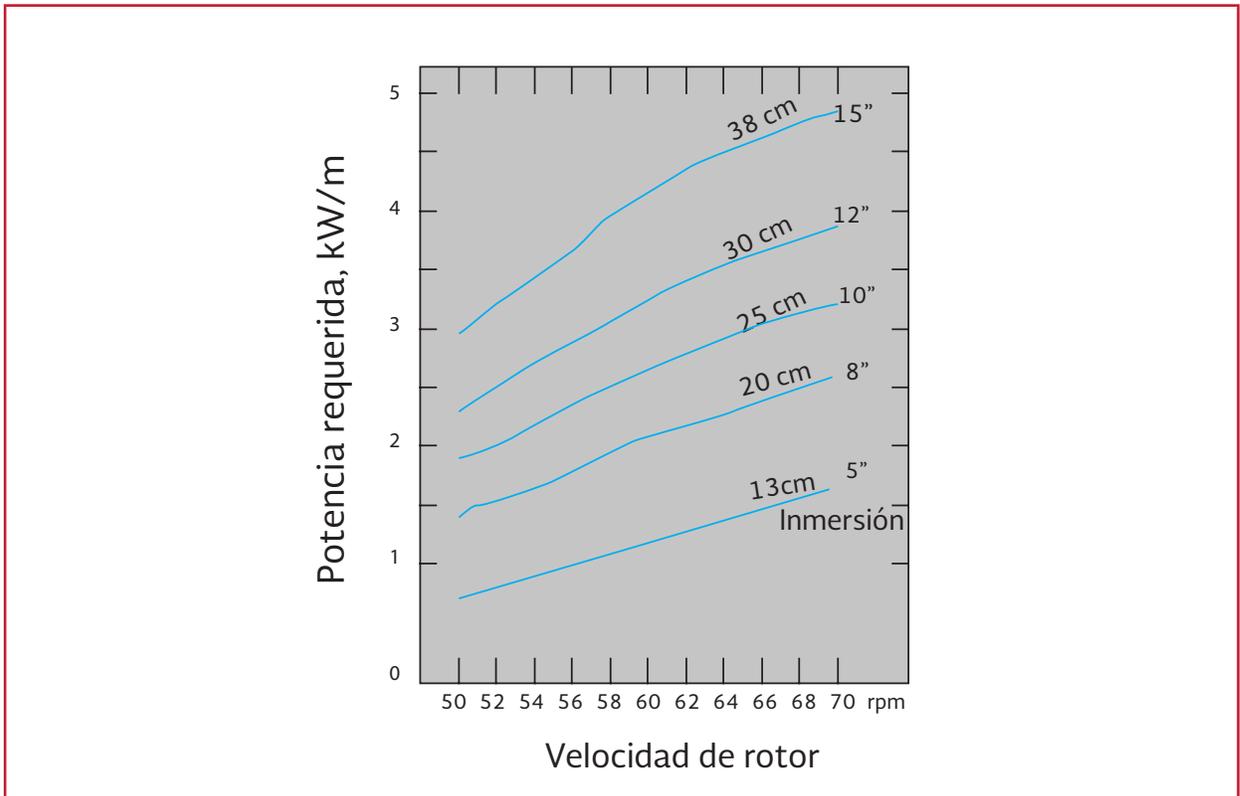


Ilustración 3.17 Potencia requerida por un rotor tipo Magna de 107 cm de diámetro



I. DATOS SOBRE LA CALIDAD DE LA ENTRADA	L/s	m ³ /d
Q	25	2160
	mg/L	kg/m ³
S = DBO	400	0.40
SSV	150	0.15
Nitrógeno total (N)	45	0.045
N-NH ₄ (NH)	40	0.04
Fósforo total (P)	5	0.005
Temperatura (°C)	Verano	Invierno
	28	16

II. DATOS SOBRE LA CALIDAD DE LA SALIDA	mg/L	kg/m ³
S _e = DBO _e	20	0.02
SSV _e	10	0.01
Nitrógeno total (N _e)	30	0.03
N-NH ₄ (NH _e)	0.3	0.0003
Fósforo total (P _e)	0.5	0.0005

III. INFORMACIÓN PARA EL DISEÑO DEL REACTOR.	mg/L	kg/m ³
SSVLM	4 000	4
SSV _R	12 000	12
TRMC (d)	28	18
Parámetros biocinéticos		
k (m ³ /kg d)		17
φ coeficiente de Arrhenius para k		1.03
Y (kg SSVLM producidos/kg DBO)		0.7
Y _p (kg SSVLM producidos/kg N-NH ₄)		0.13
k _d (d ⁻¹)		0.05
φ coeficiente de Arrhenius para k _d		1.05
k _{dn} (d ⁻¹)		0.10
φ coeficiente de Arrhenius para k _{dn}		0.053
f _d		0.15

Temperatura ambiente (°C)	Verano	Invierno
	32	12

Solución

Paso 1. Estimación de la potencia.

Suponer un factor 21 (20 < 21 < 22).

$$HP = \frac{Q(S - S_e)}{21} = \frac{2160 \cdot (0.40 - 0.02)}{21} = 39.09$$

Paso 2. Estimación de T_a:

(a) Condiciones de verano:

$$T = 28 \text{ °C}$$

$$T_{amb} = 32 \text{ °C}$$

$$T_a = \frac{41.66667 QT + 1134 HP T_{amb}}{41.66667 Q + 1134 HP}$$

$$= \frac{41.66667 \cdot 2160 \cdot 28 + 1134 \cdot 39.086 \cdot 32}{41.66667 \cdot 2160 + 1134 \cdot 39.086}$$

$$= 29.32 \text{ °C}$$

(b) Condiciones de invierno:

$$T = 18 \text{ °C}$$

$$T_{amb} = 12 \text{ °C}$$

$$T_a = \frac{41.66667 QT + 1134 HP T_{amb}}{41.66667 Q + 1134 HP}$$

$$= \frac{41.66667 \cdot 34560 \cdot 18 + 1134 \cdot 390.86 \cdot 12}{41.66667 \cdot 34560 + 1134 \cdot 390.86}$$

$$= 16.02 \text{ °C}$$

Paso 3. Valores de los parámetros biocinéticos para las temperaturas T_a de invierno y verano:

a) Verano: T_a = 29.32°C

$$k_{29.32} = (17)(1.03)^{29.32-20} = 22.39 \frac{m^3}{kg d}$$

$$k_{d,29.32} = (0.055)(1.05)^{29.32-20} = 0.087 \frac{1}{d}$$

$$k_{dn,29.32} = (0.1)(1.053)^{29.32-20} = 0.162 \frac{1}{d}$$

(b) Invierno; $T_a = 16.02^\circ\text{C}$.

$$k_{16.02} = (17)(1.03)^{16.02-20} = 15.11 \frac{m^3}{kg d}$$

$$k_{d,16.02} = (0.055)(1.05)^{16.02-20} = 0.045 \frac{1}{d}$$

$$k_{dn,29.32} = (0.1)(1.053)^{16.02-20} = 0.081 \frac{1}{d}$$

Se supone que Y es prácticamente independientes de la temperatura, esto es:

$$Y = 0.7 \text{ kg SSVLM/kg DBO}$$

$$Y_n = 0.13 \text{ kg SSVLM/kg N} - \text{NH}_4$$

Paso 4. Tiempo de retención hidráulico.

Condiciones de verano:

$$\begin{aligned} TRH &= \frac{0.77Y(S - S_e)}{k_{d,29.32}SSVLM} \\ &= \frac{0.77 \cdot 0.7 \cdot (0.4 - 0.02)}{0.063 \cdot 4} \\ &= 0.8127 d = 19.51 h \end{aligned}$$

Condiciones de invierno:

$$\begin{aligned} TRH &= \frac{0.77Y(S_F - S_e)}{k_{d,16.02}SSVLM} \\ &= \frac{0.77 \cdot 0.7 \cdot (0.4 - 0.02)}{0.045 \cdot 4} \\ &= 1.1279 d = 27.07 h \end{aligned}$$

En este caso el tiempo de retención viene controlado por el consumo de la DBO. Se adopta un tiempo de retención $TRH = 27.07$ h (condiciones de invierno). A continuación se verifica si se obtiene para este tiempo de retención un lodo con características de sedimentación satisfactorias.

Paso 5. Relación alimento/microorganismos (A/M):

$$\begin{aligned} \frac{A}{M} &= \frac{S}{SSVLM \cdot TRH} = \frac{0.4}{4 \cdot 1.1279} \\ &= 0.088 \frac{\text{kg DBO}}{\text{kg SSVLM d}} \end{aligned}$$

Para un proceso de lodos activados de zanjas de oxidación, la relación A/M tiene un rango de 0.04 a 0.10 kg DBO/kg SSVLM d, en consecuencia se utilizará un tiempo de retención de 27.07 h para dimensionar el reactor.

Paso 6. DBO en el efluente.

Verano

$$\begin{aligned} S_e &= \frac{S}{(1 + k_{29.32}SSVLM TRH_{16.02})} \\ &= \frac{0.4}{(1 + 22.39 \cdot 4 \cdot 1.1279)} = 0.0039 \frac{\text{kg}}{m^3} \\ &= 3.9 \frac{\text{mg}}{L} \end{aligned}$$

Invierno

$$\begin{aligned} S_e &= \frac{S}{(1 + k_{16.02}SSVLM TRH_{16.02})} \\ &= \frac{0.4}{(1 + 15.11 \cdot 4 \cdot 1.1279)} = 0.0063 \frac{\text{kg}}{m^3} \\ &= 6.1 \frac{\text{mg}}{L} \end{aligned}$$

El diseño resulta adecuado ya que bajo las condiciones más adversas (o sea las de invierno), se cumple el requisito de obtener una DBO menor a 20 mg/L.

Paso 7. Volumen del reactor, considerar condiciones de invierno:

$$V = Q \cdot TRH = 2 \cdot 160 \cdot 1.1279 = 2 \cdot 436.26 \text{ m}^3$$

Paso 8. Producción neta de biomasa, ΔX :

Solo oxidación de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$\Delta X = \frac{QY(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} + \frac{QY(S - S_e)TRMC f_d k_d}{1 + k_d TRMC}$$

$$\Delta X = \frac{2160 \cdot 0.7 \cdot (0.4 - 0.0039)}{1 + 0.087 \cdot 28} + \frac{2160 \cdot 0.7 \cdot (0.40 - 0.0039) \cdot 28 \cdot 0.15 \cdot 0.087}{1 + 0.087 \cdot 28}$$

$$= 237.99 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$\Delta X = \frac{QY(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} + \frac{QY(S - S_e)TRMC f_d k_d}{1 + k_d TRMC}$$

$$\Delta X = \frac{2160 \cdot 0.7 \cdot (0.4 - 0.0063)}{1 + 0.045 \cdot 28} + \frac{2160 \cdot 0.7 \cdot (0.40 - 0.0063) \cdot 28 \cdot 0.15 \cdot 0.045}{1 + 0.045 \cdot 28}$$

$$= 313.18 \frac{kg}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$\Delta X = \frac{QY(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} + \frac{QY(S - S_e)TRMC f_d k_d}{1 + k_d TRMC} + \frac{QY_n(NH - NH_e)}{1 + k_{dn} TRMC}$$

$$\Delta X = \frac{2160 \cdot 0.7 \cdot (0.4 - 0.0039)}{1 + 0.087 \cdot 28} + \frac{2160 \cdot 0.7 \cdot (0.40 - 0.0039) \cdot 28 \cdot 0.15 \cdot 0.087}{1 + 0.087 \cdot 28} + \frac{2160 \cdot 0.13 \cdot (0.04 - 0.0003)}{1 + 0.162 \cdot 28} = 240.00 \frac{kg}{d}$$

Paso 9. Demanda de oxígeno

Condiciones de invierno:

$$\Delta X = \frac{QY(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} + \frac{QY(S - S_e)TRMC f_d k_d}{1 + k_d TRMC} + \frac{QY_n(N - N_e)}{1 + k_{dn} TRMC}$$

$$\Delta X = \frac{2160 \cdot 0.7 \cdot (0.4 - 0.0063)}{1 + 0.045 \cdot 28} + \frac{2160 \cdot 0.7 \cdot (0.40 - 0.0063) \cdot 28 \cdot 0.15 \cdot 0.045}{1 + 0.045 \cdot 28} + \frac{2160 \cdot 0.13 \cdot (0.04 - 0.0003)}{1 + 0.081 \cdot 28} = 316.59 \frac{kg}{d}$$

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano.

$$\frac{kg O_2}{d} = Q(S - S_e) - 1.42 \Delta X$$

$$= 2160 \cdot (0.4 - 0.0039) - 1.42 \cdot 237.99 = 517.63$$

Condiciones de invierno:

$$\frac{kg O_2}{d} = Q(S - S_e) - 1.42 \Delta X$$

$$= 2160 \cdot (0.4 - 0.0063) - 1.42 \cdot 313.18 = 405.68$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$\frac{kg O_2}{d} = Q(S - S_e) - 1.42 \Delta X + 4.33Q(NH - NH_e)$$

$$\frac{kg O_2}{d} = 2160 \cdot (0.4 - 0.0039) - 1.42 \cdot 240.00 + 4.33 \cdot 2160 \cdot (0.04 - 0.0003) = 886.08$$

Condiciones de invierno:

$$\begin{aligned} \frac{kgO_2}{d} &= Q(S - S_e) - 1.42\Delta X \\ &+ 4.33Q(NH - NH_e) \\ \frac{kgO_2}{d} &= 2160 \cdot (0.4 - 0.0063) \\ &- 1.42 \cdot 316.59 + 4.33 \cdot 2160 \\ &\cdot (0.04 - 0.0003) = 772.14 \end{aligned}$$

Como podía esperarse las condiciones de verano controlan las necesidades de oxígeno.

Paso 10. Cálculo de la relación de recirculación r :

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$\begin{aligned} r &= \frac{Q SSVLM - \Delta X_{29.32} - Q SSV}{Q(SSV_R - SSVLM)} \\ &= \frac{2160 \cdot 4 - 237.99 - 2160 \cdot 0.15}{2160 \cdot (12 - 4)} \\ &= 0.4675 \end{aligned}$$

Condiciones de invierno:

$$\begin{aligned} r &= \frac{Q SSVLM - \Delta X_{16.02} - Q SSV}{Q(SSV_R - SSVLM)} \\ &= \frac{2160 \cdot 4 - 313.18 - 2160 \cdot 0.15}{2160 \cdot (12 - 4)} = 0.4631 \end{aligned}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$\begin{aligned} r &= \frac{Q SSVLM - \Delta X_{29.32} - Q SSV}{Q(SSV_R - SSVLM)} \\ &= \frac{2160 \cdot 4 - 240.00 - 2160 \cdot 0.15}{2160 \cdot (12 - 4)} = 0.4674 \end{aligned}$$

Condiciones de invierno:

$$\begin{aligned} r &= \frac{Q SSVLM - \Delta X_{16.02} - Q SSV}{Q(SSV_R - SSVLM)} \\ &= \frac{2160 \cdot 4 - 316.59 - 2160 \cdot 0.15}{2160 \cdot (12 - 4)} \\ &= 0.4629 \end{aligned}$$

Estos valores son tan próximos que en todos los balances de materia que siguen se utilizará un valor único $r = 0.465$.

Paso 11. Cálculo de los flujos restantes: Q_R , Q_m , Q_p , Q_e y Q_u :

Cálculo de gasto de recirculación:

$$\begin{aligned} Q_R &= rQ = 0.465 \cdot 2160 = 1004.40 \text{ m}^3/d \\ &= 11.63 \text{ L/s} \end{aligned}$$

Cálculo de gasto de mezcla

$$\begin{aligned} Q_m &= Q + Q_R = 2160 + 1004.40 \\ &= 3164.40 \text{ m}^3/d = 36.63 \text{ L/s} \end{aligned}$$

Cálculo de gasto de purga:

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$\begin{aligned} Q_p &= \frac{\Delta X_{29.32} + Q SSV - Q SSV_e}{SSV_R - SSV_e} \\ &= \frac{237.99 + 2160 \cdot 0.15 - 2160 \cdot 0.01}{12 - 0.01} \\ &= 45.07 \frac{\text{m}^3}{d} \end{aligned}$$

Condiciones de invierno:

$$\begin{aligned} Q_p &= \frac{\Delta X_{16.02} + Q SSV - Q SSV_e}{SSV_R - SSV_e} \\ &= \frac{313.18 + 2160 \cdot 0.15 - 2160 \cdot 0.01}{12 - 0.01} \\ &= 51.34 \frac{\text{m}^3}{d} \end{aligned}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$\begin{aligned} Q_p &= \frac{\Delta X_{29.32} + Q SSV - Q SSV_e}{SSV_R - SSV_e} \\ &= \frac{240.00 + 2160 \cdot 0.15 - 2160 \cdot 0.01}{12 - 0.01} \\ &= 45.24 \frac{\text{m}^3}{d} \end{aligned}$$

Condiciones de invierno:

$$Q_p = \frac{\Delta X_{16.02} + Q_{SSV} - Q_{SSV}_e}{SSV_R - SSV_e} =$$
$$\frac{316.59 + 2160 \cdot 0.15 - 2160 \cdot 0.01}{12 - 0.01}$$
$$= 51.62 \frac{m^3}{d}$$

Cálculo de gasto de salida de agua clarificada

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$Q_e = Q - Q_p = 2160 - 45.07$$
$$= 2114.93 m^3/d = 24.48 L/s$$

Condiciones de invierno:

$$Q_e = Q - Q_p = 2160 - 51.34$$
$$= 2108.66 m^3/d = 24.41 L/s$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$Q_e = Q - Q_p = 2160 - 45.24$$
$$= 2114.76 m^3/d = 24.48 L/s$$

Condiciones de invierno:

$$Q_e = Q - Q_p = 2160 - 51.62$$
$$= 2108.38 m^3/d = 24.40 L/s$$

Cálculo del gasto de salida de lodos de clarificador secundario.

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$QI = Q_R + Q_p = 1004.40 + 45.07$$
$$= 1049.47 m^3/d = 12.15 L/s$$

Condiciones de invierno:

$$QI = Q_R + Q_p = 1004.40 + 51.34$$
$$= 1055.74 m^3/d = 12.22 L/s$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$QI = Q_R + Q_p = 1004.40 + 45.24$$
$$= 1049.64 m^3/d = 12.15 L/s$$

Condiciones de invierno:

$$QI = Q_R + Q_p = 1004.40$$
$$+ 51.62 = 1056.02 m^3/d$$
$$= 12.22 L/s$$

Paso 12. Cálculo de las concentraciones de la alimentación de mezcla S_m :

Condiciones de verano:

$$S_m = \frac{QS + Q_R S_e}{Q_m} =$$
$$= \frac{2160 \cdot 0.4 + 1004.40 \cdot 0.0039}{3164.40}$$
$$0.276 \frac{kg}{m^3} = 276 \frac{mg}{L}$$

Condiciones de invierno:

$$S_m = \frac{QS + Q_R S_e}{Q_m}$$
$$= \frac{2160 \cdot 0.4 + 1004.40 \cdot 0.0063}{3164.40}$$
$$= 0.275 \frac{kg}{m^3} = 275 \frac{mg}{L}$$

Paso 13. Cálculo de las concentraciones de la alimentación de mezcla de los SSV_m :

$$SSV_m = \frac{Q_{SSV} + Q_R SSV_R}{Q_m}$$
$$= \frac{2160 \cdot 0.15 + 1004.40 \cdot 12}{3164.40}$$
$$= 3.9113 \frac{kg}{m^3} = 3911.3 \frac{mg}{L}$$

Paso 14. Nitrógeno requerido.

Condiciones de verano.

Requerido por formación de microorganismos:

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$NM = 0.122\Delta X = 0.122 \cdot 237.99 = 29.03 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$NM = 0.122\Delta X = 0.122 \cdot 313.18 = 38.21 \frac{kg}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$NM = 0.122\Delta X = 0.122 \cdot 240.00 = 29.28 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$NM = 0.122\Delta X = 0.122 \cdot 316.59 = 38.62 \frac{kg}{d}$$

Perdido por salida de agua tratada

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$NP = Q_e N_e = 2114.93 \cdot 0.03 = 63.44 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$NP = Q_e N_e = 2108.66 \cdot 0.03 = 63.26 \frac{kg}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$NP = Q_e N_e = 2114.76 \cdot 0.03 = 63.44 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$NP = Q_e N_e = 2108.38 \cdot 0.03 = 63.25 \frac{kg}{d}$$

Disponibles en la entrada

$$ND = QN = 2160 \cdot 0.045 = 97.20 \frac{kg}{d}$$

Balance

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$\begin{aligned} BN &= ND - NM - NP \\ &= 97.20 - 29.03 - 63.44 = 4.73 \frac{kg}{d} \end{aligned}$$

Condiciones de invierno:

$$\begin{aligned} BN &= ND - NM - NP \\ &= 97.20 - 38.21 - 63.26 = -4.27 \frac{kg}{d} \end{aligned}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$\begin{aligned} BN &= ND - NM - NP \\ &= 97.20 - 29.28 - 63.44 = 4.48 \frac{kg}{d} \end{aligned}$$

Condiciones de invierno:

$$\begin{aligned} BN &= ND - NM - NP \\ &= 97.20 - 38.62 - 63.25 = -4.67 \frac{kg}{d} \end{aligned}$$

Se requiere adicionar nitrógeno al sistema en la época de invierno.

Paso 15. Fósforo requerido. Condiciones de verano.

Requerido por formación de microorganismos

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$PM = 0.023\Delta X = 0.023 \cdot 237.99 = 5.47 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$PM = 0.023\Delta X = 0.023 \cdot 313.18 = 7.20 \frac{kg}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$PM = 0.023\Delta X = 0.023 \cdot 240.00 = 5.52 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$PM = 0.023\Delta X = 0.023 \cdot 316.59 = 7.28 \frac{kg}{d}$$

Perdido por salida de agua tratada

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$PP = Q_e P_e = 2114.93 \cdot 0.0005 = 1.06 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$PP = Q_e P_e = 2108.66 \cdot 0.0005 = 1.05 \frac{kg}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$PP = Q_e P_e = 2114.76 \cdot 0.0005 = 1.06 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$PP = Q_e P_e = 2108.38 \cdot 0.0005 = 1.05 \frac{kg}{d}$$

Disponibile en la entrada

$$PD = QP = 2160 \cdot 0.005 = 10.80 \frac{kg}{d}$$

Balance

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$BP = PD - PM - PP \\ = 10.80 - 5.47 - 1.06 = 4.27 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$BP = PD - PM - PP \\ = 10.80 - 7.20 - 1.05 = 2.55 \frac{kg}{d}$$

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$BP = PD - PM - PP \\ = 10.80 - 5.52 - 1.06 = 4.22 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$BP = PD - PM - PP \\ = 10.80 - 7.28 - 1.05 = 2.47 \frac{kg}{d}$$

No se requiere adicionar fósforo al sistema.

A continuación se presenta un resumen de los resultados

a) Configuración con cepillos y tanque con pendiente.

Tomando en consideración la información de la Tabla 3.9, se plantea lo siguiente:

- Longitud de cepillos de 6 m
- Diámetro del cepillo de 107 cm
- Velocidad de cepillo de 60 rpm
- Relación volumen/ longitud de cepillo de 260 m³/m
- Relación ancho de zanja/longitud de cepillo de 2.

Tomar en consideración las dimensiones propuestas en la Ilustración 3.18, por lo que solo hace falta establecer la longitud del tramo recto.

Datos	
α	0.82
β	0.9
$C_{s(20)}$ (mg/L)	9.17
Altitud sobre el nivel del mar (m)	850
Oxígeno disuelto en el reactor (mg/L)	2

Paso 1. Establecer cumplimiento de la relación volumen/longitud de cepillo:

$$\frac{V}{L_c} = 260 \frac{m^3}{m} \neq \frac{2436.26}{6} = 406.04 \frac{m^3}{m}$$

Valor que sale fuera de lo recomendado en la Tabla 3.9 por lo que se proponen dos zanjas de oxidación para su operación en paralelo, así el volumen de cada reactor es de 1,218.13 m³.

$$\frac{V}{L_c} = \frac{1218.13}{6} = 203.02 \frac{m^3}{m}$$

Valor cercano al propuesto.

Paso 2. Determinar el volumen del tramo recto.

El volumen de la zanja de oxidación es igual al volumen del tramo recto más el volumen de las dos curvas. Considerando que si se unen las curvas se tiene un cono truncado y su volumen se determina como se muestra a continuación.

$$V_{CT} = V_{CG} - V_{CP}$$

donde:

V_{CT} = Volumen de cono truncado (m³)

V_{CG} = Volumen de cono grande (m³)

V_{CP} = Volumen de cono pequeño (m³)

Parámetro	Remoción de materia orgánica		Nitrificación	
	Verano	Invierno	Verano	Invierno
Estimación de la potencia (HP)	39.09			
Temperatura del licor mezclado (T_a , °C)	29.32	16.02		
K (m ³ /kg d)	22.39	15.11		
K_d (1/d)	0.087	0.0450		
k_{dn}	0.162	0.0810		
Tiempo de retención hidráulico (TRH, d)	0.8127	1.1279		
Relación alimento/microorganismos (A/M, kg DBO/kg SSVLM d)	0.0880			
DBO en el efluente (S_e , kg/m ³)	0.0039	0.0063		
Volumen del reactor (V, m ³)	2 436.26			
Producción neta de biomasa (ΔX , kg/d)	237.99	313.18	240.00	316.59
Demanda de oxígeno (kg O ₂ /d)	517.63	405.68	886.08	772.14
Cálculo de la relación de recirculación (r)	0.4675	0.4631	0.4674	0.4629
Cálculo de los flujos restantes (m ³ /d):				
Q_R	1 004.40			
Q_m	3 164.40			
Q_p	45.07	51.34	45.24	51.62
Q_e	2 114.93	2 108.66	2 114.76	2 108.38
QI	1 049.47	1 055.74	1 049.64	1 056.02
Concentraciones de la alimentación de mezcla (S_m , kg/m ³)	0.276	0.275		
Concentraciones de la alimentación de mezcla de los SSV _m (kg/m ³)	3.911			
Nitrógeno requerido	Se requiere en invierno		Se requiere en invierno	
Fósforo requerido	No se requiere		No se requiere	

El volumen de un cono se obtiene con la siguiente ecuación:

$$V_c = \frac{\pi r^2 h}{3}$$

Entonces V_{CT} :

$$V_{CT} = \frac{\pi 6^2 \cdot 6}{3} - \frac{\pi 3^2 \cdot 3}{3} = 197.92 \text{ m}^3$$

Determinar volumen de tramo recto (VTR):

$$VTR = V - V_T = 1\,218.13 - 197.92 = 1\,020.21 \text{ m}^3$$

Paso 2. Determinar longitud de canal (LC):

Primero se calcula el tramo recto (LTR).

$$LTR = \frac{VTR}{h(2b_1 + b_2)} = \frac{1\,020.21}{3 \cdot (2 \cdot 3 + 3)} = 37.79 \text{ m}$$

Como se tienen dos canales, su longitud es de:

$$LC = \frac{LTR}{NC} = \frac{37.79}{2} = 18.90 \text{ m}$$

Paso 3. Cálculo del número de cepillos

Calcular la concentración de saturación de oxígeno disuelto en agua potable para la temperatura T y 0 msnm. Se tomara la temperatura de verano del licor mezclado de 29.32°C .

$$C_{S(T,0)} = 14.514 \exp^{-0.021 \cdot 29.32} = 7.81 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

Calcular la concentración de saturación de oxígeno disuelto en agua potable, a la temperatura T y altitud A del lugar (Ecuación 3.86),

$$C_{S(T,A)} = 7.81 \left(1 - \frac{850}{9450}\right) = 7.14 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

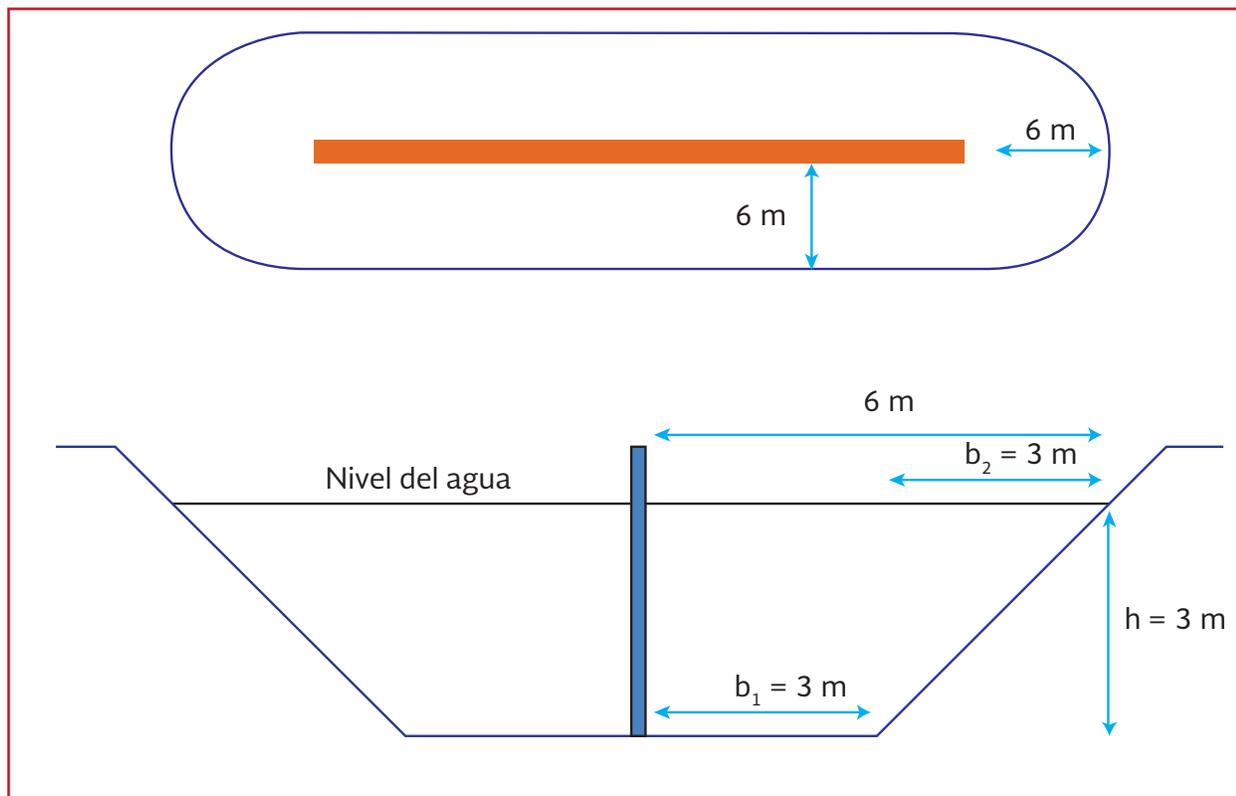
Calcular la capacidad de transferencia real de oxígeno de acuerdo a la Ecuación 3.83 y N_o de la Ilustración 3.6.

$$N = 6.6 \cdot 0.82 \cdot (1.024)^{29.32 - 20} \cdot$$

$$\left[\frac{0.9 \times 7.14 - 2}{9.17} \right] = 3.26 \frac{\text{kgO}_2}{\text{mh}}$$

$$= 78.24 \frac{\text{kgO}_2}{\text{m d}}$$

Ilustración 3.18 Dimensiones de zanja de oxidación con talud



La longitud de cepillos requerida es:

Solo remoción de materia orgánica:

Condiciones de verano:

$$L_c = \frac{\text{Oxígeno requerido } kg/d}{N \frac{kg}{m \cdot d}} = \frac{517.63}{78.24} = 6.62 \text{ m}$$

Condiciones de invierno:

$$L_c = \frac{\text{Oxígeno requerido } kg/d}{N \frac{kg}{m \cdot d}} = \frac{405.68}{78.24} = 5.29 \text{ m}$$

Por lo anterior se sugiere la instalación de un cepillo por zanja de oxidación, para obtener una longitud de cepillos de 6 m.

Con nitrificación:

Condiciones de verano:

$$L_c = \frac{\text{Oxígeno requerido } kg/d}{N \frac{kg}{m \cdot d}} = \frac{886.08}{78.24} = 11.33 \text{ m}$$

Condiciones de invierno:

$$L_c = \frac{\text{Oxígeno requerido } kg/d}{N \frac{kg}{m \cdot d}} = \frac{772.14}{78.24} = 9.87 \text{ m}$$

Por lo anterior se sugiere la instalación de dos cepillos por zanja de oxidación, para obtener una longitud de cepillos de 12 m.

b) Configuración con tanque recto. Aplica para cualquier sistema de aireación.

Tomar en consideración las dimensiones propuestas Ilustración 3.19, por lo que solo hace falta establecer la longitud del tramo recto.

Con anterioridad se determinó que se requieren dos zanjas de oxidación, la cantidad de oxígeno.

Paso 1. Determinar el volumen del tramo recto.

El volumen de la zanja de oxidación es igual al volumen del tramo recto más el volumen de las dos curvas. Considerando que si se unen las curvas se tiene un cilindro, por lo tanto, su volumen se determina como se muestra a continuación.

$$V_{cil} = \pi r^2 h$$

donde:

$$V_{cil} = \text{Volumen del cilindro (m}^3\text{)}$$

$$h = \text{Altura del cilindro (m)}$$

Entonces V_{cil} :

$$V_{cil} = \pi 6^2 * 3 = 339.26 \text{ m}^3$$

Determinar volumen de tramo recto (VTR):

$$VTR = V - V_T = 1218.13 - 339.26$$

$$= 878.87 \text{ m}^3$$

Paso 2. Determinar longitud de canal (LC):

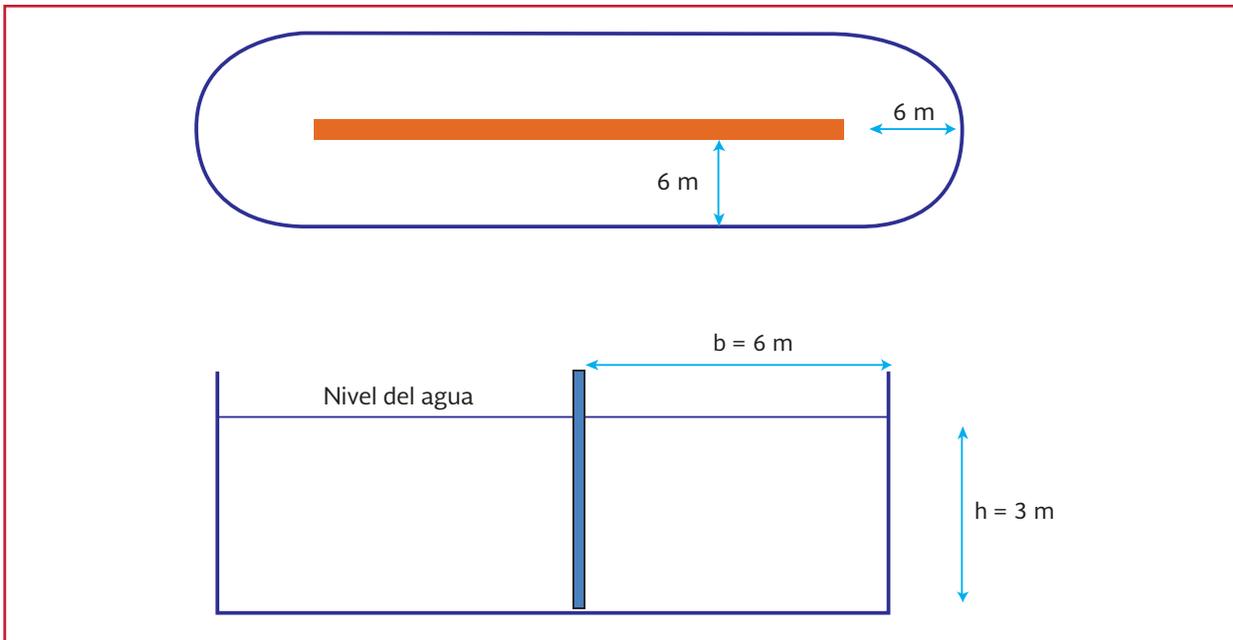
Primero se calcula el tramo recto (LTR).

$$LTR = \frac{VTR}{hb} = \frac{878.87}{3 * 6} = 48.83 \text{ m}$$

Como se tienen dos canales, su longitud es de:

$$LC = \frac{LTR}{NC} = \frac{48.83}{2} = 24.42 \text{ m}$$

Ilustración 3.19 Dimensiones de zanja de oxidación para determinar tramo recto



4

REACTOR BIOLÓGICO SECUENCIAL

Un sistema de reactor biológico secuencial (RBS) o en inglés **secuencial batch reactor** (SBR) procesa las aguas residuales por medio de un tratamiento biológico aerobio-anóxico, basado en la generación de lodos activados por medio de aireación y disminución de nutrientes en etapa anóxica. El RBS es un proceso de tratamiento biológico de aguas residuales que opera con un tanque por lotes, secuencias de llenado y vaciado, y que fue diseñado en EE.UU como una innovación tecnológica alternativa. El proceso de tratamiento biológico es conocido como el proceso más eficiente en cuanto a costo y a eficiencia de remoción de contaminantes orgánicos en aguas municipales e industriales. El RBS ha sido exitosamente aplicado en EE.UU y Canadá en cientos de plantas.

En su forma más simple, el RBS consiste en un estanque en el cual se suceden en forma secuencial en el tiempo diferentes procesos de igualación, aireación y clarificación. Esto sumado a la última tecnología de biomasa, permite el tratamiento de un sin número de compuestos orgánicos. El RBS también permite la remoción de nutrientes (nitrógeno y fósforo) simplemente incorporando un mezclado anaeróbico/anóxico en la etapa de llenado del estanque y cambiando encendido/apagado del soplador durante la

etapa de reacción. El principio de operación de un RBS se basa en la siguiente secuencia: llenado-aireación-sedimentación-vaciado. Normalmente las dos primeras etapas varían en duración dependiendo del flujo y la carga orgánica; las dos siguientes serán de duración constante (excepto en condiciones excepcionales durante picos operacionales extraordinarios).

La pérdida de lodos biológicos es otro paso importante en la operación de RBS que afecta en gran medida el rendimiento. Perder lodos no está incluido como uno de los cinco pasos básicos del proceso, porque no existe un período de tiempo establecido dentro del ciclo dedicado a la purga. La cantidad y frecuencia de la purga de lodos se determina de igual manera que en un sistema de flujo continuo convencional.

En una operación normal del RBS, la purga de lodos por lo general se realiza durante la fase de reacción, de tal manera que se produce una descarga uniforme de los sólidos (incluyendo material fino y flóculos). Una característica única del sistema de RBS es que no hay necesidad de un sistema de recirculación de lodos activados (RLA). En la Tabla 4.1, se hace una descripción de los pasos operacionales para un reactor biológico secuencial.

Tabla 4.1 Descripción de pasos operacionales para el reactor biológico secuencial

Etapa de funcionamiento	Descripción
Llenado	Durante la operación de llenado, el agua y el sustrato (aguas residuales crudas o del efluente primario) se añaden al reactor. El proceso de llenado típicamente permite que el nivel de líquido en el reactor se eleve del 75% de la capacidad (al final del período de reposo) al 100%. Cuando se utilizan dos tanques, el proceso de llenado puede ser de alrededor de 50% del tiempo del ciclo completo. Durante el llenado, el reactor puede estar solo mezclándose o mezclándose y aireándose para promover reacciones biológicas con el agua residual.
Reacción	Durante el período de reaccionar, la biomasa consume el sustrato bajo condiciones ambientales controladas y el suministro de oxígeno.
Sedimentación	Los sólidos se separan del líquido por gravedad, resultando en un sobrenadante clarificado que puede ser considerado como efluente.
Vaciado	Se retira el efluente clarificado. Existen muchos tipos de mecanismos de vaciado, el más popular es el de vertedores flotantes o ajustables.
Paro	Un período de paro se utiliza en un sistema de múltiples tanques para proporcionar tiempo un reactor para completar su fase de llenado antes de cambiar a otra unidad. Esta etapa no es una fase necesaria y a veces se omite.

Debido a que tanto la aireación y la sedimentación se producen en la misma cámara, no se pierden lodos en la etapa de reacción y además de que el lodo no tiene que ser devuelto para mantener la concentración de sólidos en el tanque de aireación. El proceso RBS también puede ser modificado para funcionar en un modo de flujo continuo, como se discute más adelante en este capítulo.

4.1. CRITERIOS DE DISEÑO

Durante el período de reacción, se aplica una cinética de lotes. La concentración del sustrato es mucho mayor de lo que sería inicialmente en un sistema completamente mezclado, y el sustrato disminuye gradualmente a medida que es consumido por la biomasa. El cambio en la concentración del sustrato con el tiempo se puede determinar mediante un balance de masa del sustrato (Ecuación 4.1) para un reactor de mezcla completa de flujo continuo:

$$\frac{ds}{dt}V = QS_o - QS_e + r_{su}V \quad \text{Ecuación 4.1}$$

donde:

$$r_{su} = -\frac{\mu_m XS}{Y(K_s + S)} \quad \text{Ecuación 4.2}$$

Los otros términos ya se han definido previamente.

$Q = 0$ para una reacción en lote

La concentración de sustrato es:

$$\frac{ds}{dt} = -\frac{\mu_m XS}{Y(K_s + S)} \quad \text{Ecuación 4.3}$$

Integrando la ecuación Ecuación 4.3, se obtiene:

$$K_s \ln \frac{S_o}{S_t} + (S_o - S_t) = X \left(\frac{\mu_m}{Y} \right) t$$

Ecuación 4.4

donde:

S_o = Concentración de sustrato soluble en la entrada a $t=0$, mg/L

t = Tiempo, d

S_t = Concentración del sustrato a un tiempo t , mg/L

La misma expresión cinética es utilizada para la nitrificación donde $X=X_n$, la concentración de bacterias nitrificantes, $S = N$, la concentración de N-NH₄, y donde los coeficientes son sustituidos en el modelo cinético Monod:

$$k_n \ln \frac{N_0}{N_t} + (N_0 - N_t) = X_n \left(\frac{\mu_{mn}}{Y_n} \right) t$$

Ecuación 4.5

donde:

- N_0 = Concentración de N-NH₄ a $t=0$, mg/L
- N_t = Concentración de N-NH₄ a $t=t$, mg/L
- X_n = Concentración de bacterias nitrificantes, mg/L

La velocidad de crecimiento máxima específica para la bacteria de nitrificación es afectada por la concentración de OD. Este efecto es incluido en la Ecuación 4.6:

$$k_n \ln \frac{N_0}{N_t} + (N_0 - N_t) = X_n \left(\frac{\mu_{mn}}{Y_n} \right) \left(\frac{OD}{K_0 + OD} \right) t$$

Ecuación 4.6

Las ecuaciones cinéticas anteriores del proceso por lotes se pueden utilizar para determinar si el período de tiempo de reacción (aireación) seleccionado para el diseño de RBS es suficiente para proporcionar la cantidad deseada de la degradación. Se puede hacer primero un balance de masa global, suponiendo que se extrae una cierta cantidad de sustrato, para determinar las concentraciones de biomasa (X y X_n) para su uso en las ecuaciones. El tiempo necesario para la eliminación de la DBO disuelta es relativamente corto (menos de 1 h) debido a la cinética de proceso por lotes para el tratamiento de aguas residuales municipales, lo que resulta en una

concentración de DBO disuelta inicial relativamente baja. Para la nitrificación en un RBS el tiempo de reacción puede variar entre 1 a 3 h (WEF, 1998).

Debido a los cambios en la concentración de sustrato con el tiempo, la utilización de sustratos y las tasas de demanda de oxígeno cambian, pasando de niveles altos y bajos. El sistema de aireación debe estar diseñado para reflejar las necesidades cambiantes de la demanda de oxígeno.

4.2. PROCEDIMIENTO DE DISEÑO

El siguiente ejemplo de diseño RBS requiere la selección de las condiciones fundamentales y de la evaluación de los resultados para determinar si el diseño es el adecuado. Debido a las muchas variables de diseño que intervienen, es necesario un enfoque iterativo en el que se suponen primero las condiciones claves de diseño del reactor. Se pueden evaluar un conjunto de diferentes condiciones de diseño mediante el uso de un análisis de hoja de cálculo para determinar la opción más óptima. Las condiciones de diseño clave seleccionadas son: (1) la fracción del contenido del tanque removido durante el vertido y (2) los tiempos de sedimentación, de vertido, y de aireación. Debido a que el volumen de llenado es igual al volumen de vaciado, la fracción de volumen de vaciado es igual a la fracción del volumen del tanque utilizado para el llenado por ciclo.

El procedimiento de diseño para el sistema de RBS se presenta en la Tabla 4.2 y se ilustra en el ejemplo de la sección 4.3.

Tabla 4.2 Enfoque de cálculo para el diseño de un reactor biológico secuencial

1	Obtención de los datos de caracterización de aguas residuales del afluente, definir los requisitos del efluente, y definir los factores de seguridad.
2	Selección el número de tanques RBS
3	Selección de los tiempos de aireación/reacción, de sedimentación, y de vaciado. Determinación del tiempo de llenado y el tiempo total por ciclo. Determinación del número de ciclos por día.
4	A partir del número total de ciclos por día, se determina el volumen de llenado por ciclo.
5	Selección de la concentración de <i>SSVLM</i> y determinación de la fracción del volumen de llenado en relación con el volumen total del tanque. Determinación de la profundidad de vaciado. Empleando las profundidades calculadas, determinación del volumen del tanque RBS.
6	Determinación del tiempo de retención medio celular (<i>TRMC</i>) para el diseño de procesos desarrollado.
7	Determinación de la cantidad de NTK que se nitrifica.
8	Cálculo de la concentración de la biomasa nitrificante y determinando si el tiempo de aireación seleccionado es suficiente para alcanzar la eficiencia de nitrificación necesaria.
9	Ajustando el diseño con las iteraciones necesarias.
10	Determinación de la tasa de bombeo de vaciado.
11	Determinación del oxígeno requerido y la tasa promedio de transferencia.
12	Determinación de la cantidad de producción de lodos.
13	Cálculo de la relación <i>A/M</i> y la carga volumétrica de <i>DBO</i> .
14	Evaluación de las necesidades de alcalinidad.
15	Resumen de diseño.

Ejemplo

Diseñar un reactor biológico secuencial para tratar agua residual municipal con un flujo de 5184 m³/d.

I. Datos sobre la calidad de la entrada	L/s	m ³ /d
Q	60	5 184
	mg/L	kg/m ³
S = DBO	320	0.320
Nitrógeno total (N)	45	0.045
Nitrógeno total Kendal (NTK)	40	0.040
N-NH ₄ (NH)	36	0.036
Fósforo total (P)	6	0.006
Temperatura (°C)	Verano	Invierno
	25	15
II. DATOS SOBRE LA CALIDAD DE LA SALIDA	mg/L	kg/m ³
S _e = DBO _e	25	0.025
SSV _e	15	0.015
Nitrógeno total (N _e)	25	0.025
N-NH ₄ (NH _e)	0.3	0.0003
Fósforo total (P _e)	1.0	0.001

III. Información para el diseño del reactor	mg/L	kg/m ³
SSTLM	3 850	3.85
SSVLM	3 080	3.08
OD	2	0.002
IVL (L/g)		165
TRMC (d)	17	
Número de tanques (NT)	2	
Nivel por encima de la capa de lodos (%)	0.25	
f	0.15	
Y (kg SSV/kg BDO)	0.7	
Y _n (kg SSV/ N-NH ₄)	0.13	
K _o (kg/m ³)	0.0005	
k (m ³ /kg d)	17	
θ Coeficiente de Arrhenius para k	1.03	
K _d (1/d)	0.06	
θ Coeficiente de Arrhenius para k _d	1.05	
K _{dn} (1/d)	0.10	
θ Coeficiente de Arrhenius para k _{dn}	1.04	
K _n (kg N-NH ₄ /m ³)	0.00074	
θ Coeficiente de Arrhenius para k _n	1.053	
μ _{mn} (1/d)	0.75	

III. Información para el diseño del reactor	mg/L	kg/m ³
θ coeficiente de Arrhenius para μ_{mn}	1.07	

Temperatura ambiente (° C)	Verano	Invierno
	30	12

Solución

Paso 1. Determinar el ciclo de operación.

El tiempo total del ciclo (T_c) se compone de los tiempos de;

- Llenado = t_F
- Reacción/ aireación = t_A
- Sedimentación = t_s
- Vaciado = t_V

De ser necesario se puede agregar un tiempo por inactividad (t_i).

Por lo tanto, el tiempo total del ciclo es:

$$T_C = t_F + t_A + t_s + t_V + t_i \quad \text{Ecuación 4.7}$$

1. Calcular el tiempo de llenado.

Para mantener un flujo constante, se necesitan al menos 2 tanques, de tal manera, que cuando un tanque está en el período de llenado (t_F), los siguientes ciclos se están dando en el otro tanque. Por lo tanto, se establece la Ecuación 4.8.

$$t_F = t_A + t_s + t_V + t_i \quad \text{Ecuación 4.8}$$

Bajo este supuesto se seleccionan periodos de tiempo:

$$t_A = 2.0 \text{ h}$$

$$t_s = 0.50 \text{ h}$$

$$t_V = 0.50 \text{ h}$$

$$t_i = 0$$

Entonces:

$$t_F = 2.0 + 0.50 + 0.50 = 3.0 \text{ h} = 0.125 \text{ d}$$

Para cada tanque (Nota: La aireación también se puede realizar en el período de llenado)

2. Tiempo total de ciclo.

$$T_C = t_F + t_A + t_s + t_V = 3.0 + 2.0$$

$$+ 0.5 + 0.5 = 6.0 \text{ h} = 0.25 \text{ d}$$

3. Determinar el número de ciclos en un día por tanque.

$$N_{CTan} = \frac{1 \text{ d}}{T_c} = \frac{1}{0.25} = 4 \frac{\text{Ciclos}}{(\text{d}) \text{ por tanque}}$$

Ecuación 4.9

Si se cuenta con dos tanques, el número de ciclos totales serán:

$$N_{TC} = N_T \cdot N_{CTan} = 2 \cdot 4 = 8 \frac{\text{Total de ciclos}}{\text{d}}$$

Ecuación 4.10

Paso 2. Calcular el volumen de llenado.

$$V_F = \frac{Q}{N_{TC}} = \frac{5184}{8} = 648 \frac{\text{m}^3}{\text{Ciclo}}$$

Ecuación 4.11

Paso 3. Calcular la fracción de llenado por ciclo (V_F/V).

Desarrollar un balance de masa sobre la base de los sólidos en el reactor (Ecuación 4.12).

Masa de sólidos en todo el volumen = Masa de sólidos sedimentados

$$V \text{ SSTLM} = V_s \text{ SST}_s$$

Ecuación 4.12

donde:

$$V = \text{Volumen total, m}^3$$

SST_{ML} = Concentración de SST en todo el volumen, kg/m^3
 V_s = Volumen sedimentado, m^3
 SST_s = Concentración de SST en el volumen sedimentado, kg/m^3

1. Calcular SST_s , basado en un valor de IVL de 140 ml/g (0.14 L/g).

$$\begin{aligned}
 SST_s &= \frac{SST_{LM} \left(\frac{mg}{L} \right)}{IVL \left(\frac{L}{g} \right) SST_{LM} \left(\frac{g}{L} \right)} \\
 &= \frac{3850}{0.165 \cdot 3.85} = 6060.61 \frac{mg}{L} \\
 &= 6.06 \frac{kg}{m^3}
 \end{aligned}$$

Ecuación 4.13

2. Calcular la fracción de volúmenes.

Rearreglando la Ecuación 4.12, se tiene:

$$\frac{V_s}{V} = \frac{SST_{LM}}{SST_s} = \frac{3.850}{6.06} = 0.63$$

Proveer un 25% de nivel por encima de la capa de lodos para que los sólidos no sean eliminados por el mecanismo de vaciado.

$$\frac{V_s}{V} = 1.25 \cdot 0.63 = 0.794$$

$$V_s = V \cdot 0.794$$

3. Calcular la fracción de llenado.

$$V = V_F + V_s \quad \text{Ecuación 4.14}$$

donde:

V = Volumen del tanque (m^3)
 V_s = Volumen de sedimentación (m^3)
 V_F = Volumen de llenado (m^3)

Despejando V_F y sustituyendo para V_s :

$$V_F = V - V_s$$

$$V_F = V - V \cdot 0.794$$

$$V_F = V(1 - 0.794)$$

$$V_F = V \cdot 0.206$$

$$\frac{V_F}{V} = 0.206$$

Paso 4. Calcular el volumen del tanque.

$$V = \frac{V_F}{0.206} = \frac{648 m^3 / \text{tanque}}{0.206} = 3145.63 m^3 / \text{tanque}$$

$$V_s = V \cdot 0.794 = 3145.63 \cdot 0.794 = 2497.63 \frac{m^3}{\text{tanque}}$$

Paso 5. Calcular el tiempo de retención hidráulico (TRH)

$$TRH = \frac{N_T V}{Q} = \frac{2 \cdot 3145.63}{5184} = 1.214 d = 29.136 h$$

Paso 6. Calcular la relación alimento/microorganismos (A/M):

$$\frac{A}{M} = \frac{S}{SSVLM \cdot TRH} = \frac{0.32}{3.08 \cdot 1.214}$$

$$= 0.856 \frac{kg \text{ DBO}}{kg \text{ SSV } d}$$

Paso 7. Estimación de la potencia.

Suponer un factor 21 ($20 < 21 < 22$).

$$HP = \frac{Q(S - S_e)}{21} = \frac{5184 \cdot (0.32 - 0.02)}{21} = 74.06$$

Paso 8. Estimación de T_a :

Condiciones de verano:

$$T = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{amb} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_a = T_a = \frac{41.66667 Q T + 1134 HP T_{amb}}{41.66667 Q + 1134 HP}$$

$$= \frac{41.66667 \cdot 5184 \cdot 25 + 1134 \cdot 74.06 \cdot 30}{41.66667 \cdot 5184 + 1134 \cdot 74.06}$$

$$= 26.38 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Condiciones de invierno:

$$T = 15 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{amb} = 12 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} T_a &= \frac{41.66667 Q T + 1\ 134\ HPT_{amb}}{41.66667 Q + 1\ 134\ HP} \\ &= \frac{41.66667 \cdot 5\ 184 \cdot 15 + 1\ 134 \cdot 74.06 \cdot 12}{41.66667 \cdot 5\ 184 + 1\ 134 \cdot 74.06} \\ &= 14.16 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Paso 9. Valores de los parámetros biocinéticos para las temperaturas T_a de invierno y verano:

Condiciones de verano: $T_a = 26.38 \text{ }^\circ\text{C}$

$$k_{26.38} = 17 \cdot 1.03^{26.38-20} = 20.528 \frac{m^3}{kg\ d}$$

$$k_{n26.38} = 0.00074 \cdot 1.053^{26.38-20} = 0.001 \frac{kg}{m^3}$$

$$k_{d26.38} = 0.06 \cdot 1.05^{26.38-20} = 0.082 \frac{1}{d}$$

$$k_{dn26.38} = 0.1 \cdot 1.04^{26.38-20} = 0.128 \frac{1}{d}$$

$$\mu_m = 0.75 \cdot 1.07^{26.38-20} = 1.156 \frac{1}{d}$$

Condiciones de invierno; $T_a = 14.16 \text{ }^\circ\text{C}$.

$$k_{14.16} = 17 \cdot 1.03^{14.16-20} = 14.305 \frac{m^3}{kg\ d}$$

$$k_{n14.16} = 0.00074 \cdot 1.053^{14.16-20} = 0.00055 \frac{kg}{m^3}$$

$$k_{d14.16} = 0.06 \cdot 1.05^{14.16-20} = 0.045 \frac{1}{d}$$

$$k_{dn14.16} = 0.1 \cdot 1.04^{14.16-20} = 0.080 \frac{1}{d}$$

$$\mu_m = 0.75 \cdot 1.07^{14.16-20} = 0.505 \frac{1}{d}$$

Se supone que Y es prácticamente independiente de la temperatura, esto es:

$$Y = 0.7 \text{ kg SSVLM/kg DBO}$$

$$Y_n = 0.13 \text{ kg SSVLM/kg } NH_4 - N$$

$$K_O = 0.0005 \text{ kg/m}^3$$

Paso 10. DBO en el efluente.

Condiciones de verano:

$$S_e = \frac{S}{(1 + k_{26.38} SSVLM TRH)}$$

$$= \frac{0.32}{(1 + 20.528 \cdot 3.08 \cdot 1.214)}$$

$$= 0.00411 \frac{kg}{m^3} = 4.11 \frac{mg}{L}$$

Condiciones de invierno:

$$S_e = \frac{S}{(1 + k_{14.16} SSVLM TRH)}$$

$$= \frac{0.32}{(1 + 14.305 \cdot 3.08 \cdot 1.214)}$$

$$= 0.00587 \frac{kg}{m^3} = 5.87 \frac{mg}{L}$$

Paso 11. Producción neta de biomasa (lodos), ΔX :

$$\Delta X = \frac{QY(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} +$$

$$\frac{QY(S - S_e) TRMC f_d k_d}{1 + k_d TRMC} +$$

$$\frac{QY_n (NH - NH_e)}{1 + k_{dn} TRMC}$$

Condiciones de verano:

$$\Delta X = \frac{5\ 184 \cdot 0.7 \cdot (0.32 - 0.00411)}{1 + 0.082 \cdot 17} +$$

$$\frac{5\ 184 \cdot 0.7 \cdot (0.32 - 0.00411) \cdot 17 \cdot 0.15 \cdot 0.082}{1 + 0.082 \cdot 17} +$$

$$\frac{5\ 184 \cdot 0.13 \cdot (0.036 - 0.00003)}{1 + 0.128 \cdot 17} = 586.52 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$\Delta X = \frac{5\ 184 \cdot 0.7 \cdot (0.32 - 0.00587)}{1 + 0.045 \cdot 17} +$$

$$\frac{5\ 184 \cdot 0.7 \cdot (0.32 - 0.00587) \cdot 17 \cdot 0.15 \cdot 0.045}{1 + 0.045 \cdot 17}$$

$$+ \frac{5\ 184 \cdot 0.13 \cdot (0.036 - 0.00003)}{1 + 0.080 \cdot 17} = 730.14 \frac{kg}{d}$$

Paso 12. Determine la cantidad de N-NH₄ oxidada a (NO_x). Balance de nitrógeno Ecuación 4.15

$$NO_x = NTK - N_e - \frac{0.12 \Delta X}{Q} \text{ Ecuación 4.15}$$

Condiciones de verano:

$$NO_x = 0.04 - 0.0003 - \frac{0.12 \cdot 586.52}{5184}$$

$$= 0.026 \frac{kg}{m^3}$$

Condiciones de invierno:

$$NO_x = 0.04 - 0.0003 - \frac{0.12 \cdot 730.14}{5184}$$

$$= 0.023 \frac{kg}{m^3}$$

Paso 13. Comprobar el grado de nitrificación para determinar si el N-NH₄ será eliminado a un nivel de 0.50 g/m³ en un p-eríodo de aireación (t_A) de 2 horas.

1. Determinar la cantidad de N oxidable disponible.

Condiciones de verano

N-NH₄ oxidable / ciclo:

$$V_F NO_x = 648 \cdot 0.026 = 16.85 \frac{kg}{ciclo}$$

N-NH₄ que queda antes de llenado.

$$V_s N_e = 2497.63 \cdot 0.0003 = 0.75 kg$$

N Total oxidable al inicio del ciclo.

$$NT_{ox} = 16.85 + 0.75 = 17.60 kg$$

$$\text{Concentración Inicial} = N_0 = \frac{NT_{ox}}{V}$$

$$= \frac{17.60}{3145.63} = 0.0056 \frac{kg}{m^3}$$

Condiciones de invierno

N-NH₄ oxidable / ciclo:

$$V_F NO_x = 648 \cdot 0.023 = 14.90 \frac{kg}{ciclo}$$

N-NH₄ que queda antes de llenado.

$$V_s N_e = 2497.63 \cdot 0.0003 = 0.75 kg$$

N Total oxidable al inicio del ciclo.

$$NT_{ox} = 14.90 + 0.75 = 15.65 kg$$

Concentración Inicial = N₀

$$= \frac{NT_{ox}}{V} = \frac{15.65}{3145.63} = 0.005 \frac{kg}{m^3}$$

2. Concentración nitrificada

$$X_n = \frac{Q_r Y_n NO_x TRCM}{(1 + k_{dn} TRCM) V}$$

Condiciones de verano

$$X_n = \frac{2592 \cdot 0.13 \cdot 0.026 \cdot 17}{(1 + 0.128 \cdot 17) \cdot 3145.63} = 0.015 \frac{kg}{m^3}$$

Condiciones de invierno

$$X_n = \frac{2592 \cdot 0.13 \cdot 0.023 \cdot 17}{(1 + 0.080 \cdot 17) \cdot 3145.63} = 0.018 \frac{kg}{m^3}$$

Determinar el tiempo de reaccionar y/o aireación (t_A), empleando la Ecuación 4.16.

$$k_n \ln \frac{N_0}{N_e} + (N_0 - N_e) = X_n \left(\frac{\mu_{mn}}{Y_n} \right) \left(\frac{OD}{k_0 + OD} \right) t_A$$

Ecuación 4.16

Condiciones de verano

$$0.001 \cdot \ln \frac{0.0056}{0.0003} + (0.0056 - 0.0003)$$

$$= 0.015 \cdot \frac{1.156}{0.13} \cdot \frac{0.002}{0.0005 + 0.002} \cdot t_A$$

$$0.0082 = 0.1067 \cdot t_A$$

$$t_A = 0.0769 d = 1.84 h$$

Tiempo de aireación seleccionado fue de 2.0 h. Por lo tanto, no se requiere extender el tiempo de aireación durante el período de llenado. Lo anterior, proporciona el tiempo y oxígeno suficiente para realizar la nitrificación.

Condiciones de invierno

$$\begin{aligned} & 0.00055 \cdot \ln \frac{0.005}{0.0003} + (0.005 - 0.0003) \\ & = 0.018 \cdot \frac{0.505}{0.13} \cdot \frac{0.002}{0.0005 + 0.002} \cdot t_A \cdot 0.0062 \\ & = 0.0559 \cdot t_A \end{aligned}$$

$$t_A = 0.1109 d = 2.66 h$$

Tiempo de aireación seleccionado fue de 2.0 horas. Por lo tanto, se requiere extender el tiempo de aireación durante el período de llenado. Durante el tiempo de llenado será necesario la aireación por 0.66 horas.

$$\begin{aligned} & \text{Tiempo total de aireación } (t_A) \\ & = 0.66 + 2.0 = 2.66 h \end{aligned}$$

Lo anterior, proporciona el tiempo y oxígeno suficiente para realizar la nitrificación.

Paso 14. Determinar la velocidad de bombeo de vaciado

Volumen vaciado = volumen de llenado

$$V_F = 648 m^3$$

Tiempo de vaciado (t_v) = 0.5 h = 30 min

$$\begin{aligned} \text{Velocidad de Bombeo} & = \frac{648}{0.5} \\ & = 1296 \frac{m^3}{h} = 360 \frac{L}{s} \end{aligned}$$

Paso 15. Determinar oxígeno requerido / tanque usando la Ecuación 4.17.

$$\frac{kgO_2}{d} = Q(S - S_e) - 1.42 \Delta X + 4.33 Q NO_x$$

Ecuación 4.17

Condiciones de verano

$$\begin{aligned} \frac{kgO_2}{d} & = 5184 \cdot (0.32 - 0.00411) \\ & - 1.42 \cdot 586.52 + 4.33 \cdot 5148 \cdot 0.026 \\ & = 1384.2 \end{aligned}$$

Tiempo de aireación / ciclo = 2 h

Número de ciclos/d = 4

Tiempo total aireación = 8 h/d

Tasa de transferencia media de oxígeno =

$$\frac{1384.28}{15} = 173.04 \frac{kg}{h}$$

Condiciones de invierno

$$\begin{aligned} \frac{kgO_2}{d} & = 5184 \cdot (0.32 - 0.00587) - \\ & 1.42 \cdot 730.14 + 4.33 \cdot 5148 \cdot 0.023 \\ & = 1104.34 \end{aligned}$$

Tiempo de aireación / ciclo = 2.66 h

Número de ciclos/d = 4

Tiempo total aireación = 10.64 h/d

$$\begin{aligned} & \text{Tasa de transferencia media de oxígeno} \\ & = \frac{1104.34}{10.64} = 103.79 \frac{kg}{h} \end{aligned}$$

La demanda de oxígeno será mayor al comienzo del período de aireación, por lo que la capacidad de transferencia de oxígeno del sistema de aireación deberá ser mayor que esta tasa de transferencia media. Por lo que se recomienda que la

tasa de transferencia de oxígeno sea multiplicada por un factor de 1.5 a 2.0, para proporcionar el oxígeno suficiente al comienzo del ciclo y para manejar cargas máximas.

Paso 16. Nitrógeno requerido.

Requerido por formación de microorganismos:

Condiciones de verano:

$$NM = 0.122 \Delta X = 0.122 * 586.52 = 71.56 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$NM = 0.122 \Delta X = 0.122 * 730.14 = 89.08 \frac{kg}{d}$$

Perdido por salida de agua tratada

$$NP = QN_e = 5184 \cdot 0.025 = 129.60 \frac{kg}{d}$$

Disponibile en la entrada

$$ND = Q N = 5184 \cdot 0.045 = 233.28 \frac{kg}{d}$$

Balance

Condiciones de verano:

$$BN = ND - NM - NP$$

$$= 233.28 - 71.56 - 129.60 = 32.12 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$BN = ND - NM - NP$$

$$= 233.28 - 89.08 - 129.60 = 14.60 \frac{kg}{d}$$

No se requiere adicionar nitrógeno al sistema, el residual que queda probablemente sean oxidado a nitratos.

Paso 15. Fósforo requerido. Condiciones de verano.

Requerido por formación de microorganismos

Condiciones de verano:

$$PM = 0.023 \Delta X = 0.023 \cdot 586.52 = 13.49 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$PM = 0.023 \Delta X = 0.023 \cdot 730.14 = 16.79 \frac{kg}{d}$$

Perdido por salida de agua tratada

$$PP = QP_e = 5184 \cdot 0.001 = 5.18 \frac{kg}{d}$$

Disponibile en la entrada

$$PD = Q P = 5184 \cdot 0.006 = 31.10 \frac{kg}{d}$$

Balance

Condiciones de verano:

$$BP = PD - PM - PP$$

$$= 31.10 - 13.49 - 5.18 = 12.43 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$BP = PD - PM - PP$$

$$= 31.10 - 16.79 - 5.18 = 9.13 \frac{kg}{d}$$

No se requiere adicionar fósforo al sistema.

A continuación se presenta un resumen de los resultados

Parámetro	h	d
Tiempo de aireación (t_A)	2	0.083
Tiempo de llenado (t_p)	03	0.125
Tiempo de sedimentación (t_s)	0.5	0.021
Tiempo de vaciado (t_v)	0.5	0.021
Tiempo por inactividad (t_i)	0.0	0.0
Tiempo del ciclo (T_C)	6.0	0.250
Número de ciclos por tanque (N_{CTan})	4	
Número de ciclos totales (N_{TC})	8	
Volumen de llenado (V_p) (m ³)	648	
SST_s (kg/m ³)	6.06	

Parámetro	h	d
Volumen de tanque (V) (m ³)	3 145.63	
Volumen de sedimentación (V _s) (m ³)	2 497.63	
TRH (d)	1.214	
A/M	0.0856	
HP	74.06	
	Verano	Invierno
T _a (°C)	26.38	14.16
K	50.528	14.305
K _n	0.001	0.00055
K _d	0.082	0.045
K _{dn}	0.128	0.080
μ _{mn}	1.156	0.505

Parámetro	h	d
S _e (kg/m ³)	0.00411	0.00587
ΔX (kg/d)	586.52	730.14
NOx (kg/m ³)	0.026	0.023
NTox (kg)	17.60	15.65
No (kg/m ³)	0.0056	0.0050
Xn (kg/m ³)	0.015	0.018
t _A (recalculado para nitrificación) (d)	0.0769	0.1109
Velocidad de bombeo de vaciado (m ³ /d)	31 104	
Kg O ₂ /d	1 384.25	1 104.34
Nitrógeno requerido	No se requiere	
Fósforo requerido	No se requiere	



5

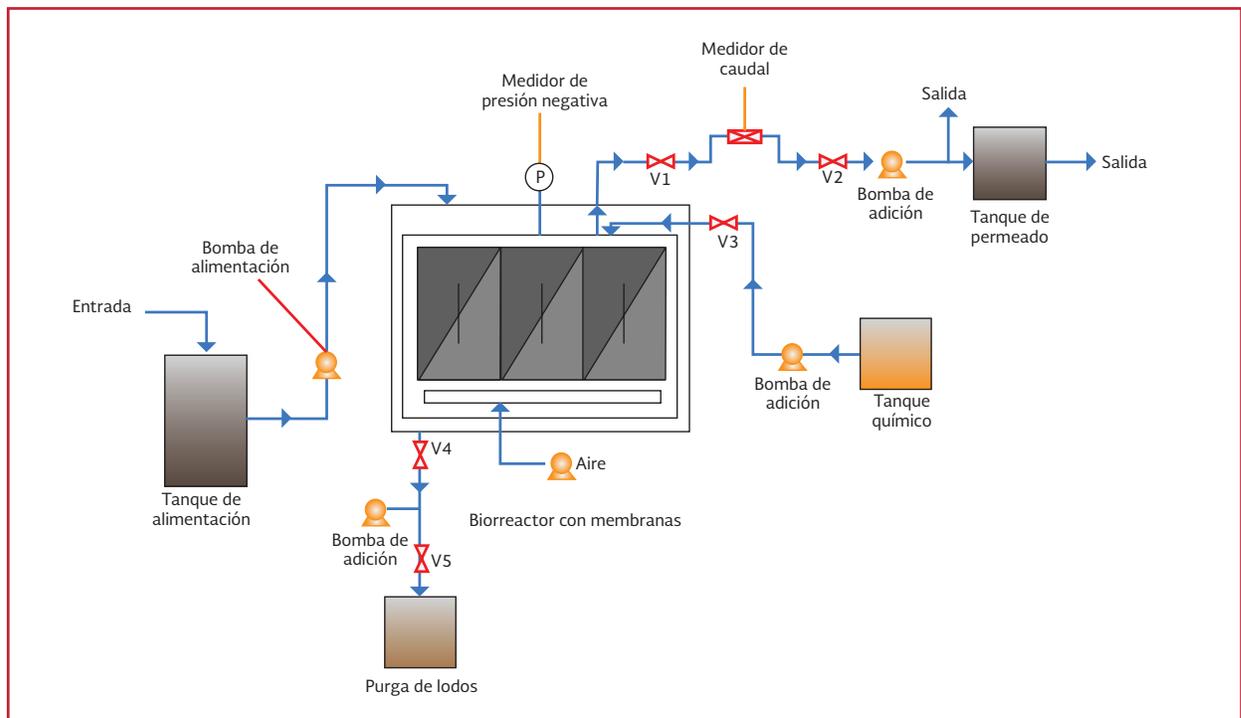
BIORREACTORES CON MEMBRANAS

5.1. FUNDAMENTOS DE LOS BIORREACTORES CON MEMBRANAS

Un biorreactor con membranas (BRM) se define como una combinación de: un reactor biológico responsable de la biodegradación de la materia orgánica a través de microorganismos y un módulo de membranas ya sea de micro o ultrafiltración para la separación física sólido-líquido del licor mezclado (Tabla 5.1 e Ilustración 5.2).

El sistema está conformado por un reactor, un módulo de membranas, soplador de aire, medidor de presión negativa (vacuómetro), medidor de flujo y bomba de succión/retrolavado. En la línea del permeado se encuentran válvulas que permiten abrir o cerrar automáticamente las líneas de agua con el objeto para llevar a cabo la succión y el retrolavado del BRM. Este sistema tiene un tablero de control que permite ajustar los tiempos de arranque y paro de la bomba para llevar a cabo la succión y el retrolavado. Una

Ilustración 5.1 Esquema general de un biorreactor con membranas



parte del agua tratada se almacena en un tanque de permeado el cual se utiliza para realizar el retrolavado de las membranas con el objetivo de disminuir el ensuciamiento de las membranas. El sistema cuenta con un tanque en donde se encuentra una solución química que permite realizar la limpieza química de las membranas.

Los BRM se usan exitosamente para el tratamiento de aguas residuales con fines de reúso (Stephenson *et al.*, 2000). Los BRM operan con tiempos de residencia hidráulicos (*TRH*) inferiores a los del sistema de lodos activados, lo que implica, que para un mismo flujo volumétrico, el BRM demande un volumen menor para el reactor. La Tabla 5.1, muestra una comparación entre los BRM y el proceso de lodos activados.

Los BRM, por lo tanto, requieren de menor área, comparado con los lodos activados (Ilustración 5.3).

En la Ilustración 5.4 se presentan las diversas aplicaciones en el tratamiento de aguas residuales industriales, municipales e incluso en el tratamiento de lixiviados.

Las proporciones de los biorreactores con membranas utilizados en cada aplicación se muestran en la Ilustración 5.5. Así, para el tratamiento de aguas residuales industriales con cargas orgánicas altas, los BRM externos son los más utilizados, porque soportan cargas orgánicas más elevadas, debido al tipo de membranas que utiliza ésta configuración, y son menos propensas al

Ilustración 5.2 Biorreactores con membranas



Tabla 5.1 Diferencias entre el proceso de lodos activados convencional y los biorreactores con membranas

Características	Lodos activados	BRM
Separación sólido-líquido	Sedimentador secundario	Membranas de MF/UF
Tamaño de la planta	Grande	Compacta
Producción de lodos	0.6 kg biomasa/kg <i>DBO</i>	0-0.3 kg biomasa/kg <i>DBO</i>
Concentración de biomasa	2 000-3 000 mg <i>SSV</i> /L	2 000-20 000 mg <i>SSV</i> /L
Tiempo de retención hidráulico (<i>TRH</i>)	4-8 h	0.5-8 h
Tiempo de <i>retención medio celular</i> (<i>TRMC</i>)	3-15 d	20-40 d
Volumen de reactor	Grande	Pequeño
Tamaño de los flocúlos	~ 60 μm	< 40 μm
Necesidades de oxígeno	Menos requerimientos de O_2	Más requerimientos de O_2 (nitrificación y control ensuciamiento de las membranas)
Calidad del efluente	Tratamiento secundario	Tratamiento terciario
<i>DBO</i> (mg/L)	15	< 4
<i>DQO</i> (mg/L)	75	15
<i>SST</i> (mg/L)	40	< 1
<i>PT</i> (mg/L)	7.9	2.2
<i>NTK</i> (mg/L)	30.2	3.4
NH_4 (mg/L)	20	< 1
Turbiedad (NTU)	20	< 1

ensuciamiento, ya que proporcionan al flujo un movimiento hidrodinámico simple y se adaptan bien para fluidos más viscosos, mientras que los de fibra hueca y placa plana son los más empleados para el tratamiento de aguas residuales municipales porque demandan menor energía. Como en toda operación de separación, la selección de la presión debe ser el resultado de un valance entre el costo del consumo de energía y el costo de las membranas. Los BRM externos demandan un consumo de energía mayor en comparación con los BRM sumergidos debido a que es necesario aplicar una presión positiva (recirculación de la biomasa) para el funcionamiento de esta configuración, de esta forma se incrementa la presión de operación del reactor.

En la Tabla 5.2 se resumen las aplicaciones de los BRM en el tratamiento de aguas residuales municipales con respecto al tipo y configuración de las membranas, tamaño de operación (pilotado o escala real), remoción de materia orgánica (*DBO*, *DQO* y *COT*) y país de aplicación.

En la Tabla 5.3, se muestra la calidad del agua que se obtiene utilizando biorreactores con membranas para el tratamiento de aguas residuales municipales e industriales. Debido a que las membranas presentan un tamaño de poro menores a 0.4 μm , la retención de microorganismos patógenos es mayor al 99 %, sin la necesidad de adicionar un desinfectante para la remoción de éstos.

En la Ilustración 5.6 se muestra la diferencia entre el tamaño de los flocúlos de un proceso de lodos activados y los flocúlos de un BRM.

5.1.1 VENTAJAS Y LIMITACIONES

Los BRM presentan tres ventajas principales con respecto al sistema de lodos activados:

1. Tamaño compacto. La combinación de varios procesos unitarios y la habilidad de operar altas concentraciones de biomasa, significativamente reduce el tamaño de los BRM (Trusell *et al.*, 2005), comparados

con otros sistemas de tratamiento de aguas residuales

2. Barrera para la retención de sólidos y microorganismos. Usando membranas para la separación de los sólidos, se obtienen efluentes de mayor calidad debido a la retención de la materia orgánica suspendida, completa retención de microorganismos patógenos, conversión de moléculas solubles de alto peso molecular (Trusell *et al.*, 2005; Adham *et al.*, 2001)
3. Remoción de compuestos orgánicos tóxicos y recalcitrantes. Las membranas retienen contaminantes y microorganismos en

Ilustración 5.3 Comparación gráfica entre un sistema de lodos activados convencional (a) y un biorreactor con membranas (b)

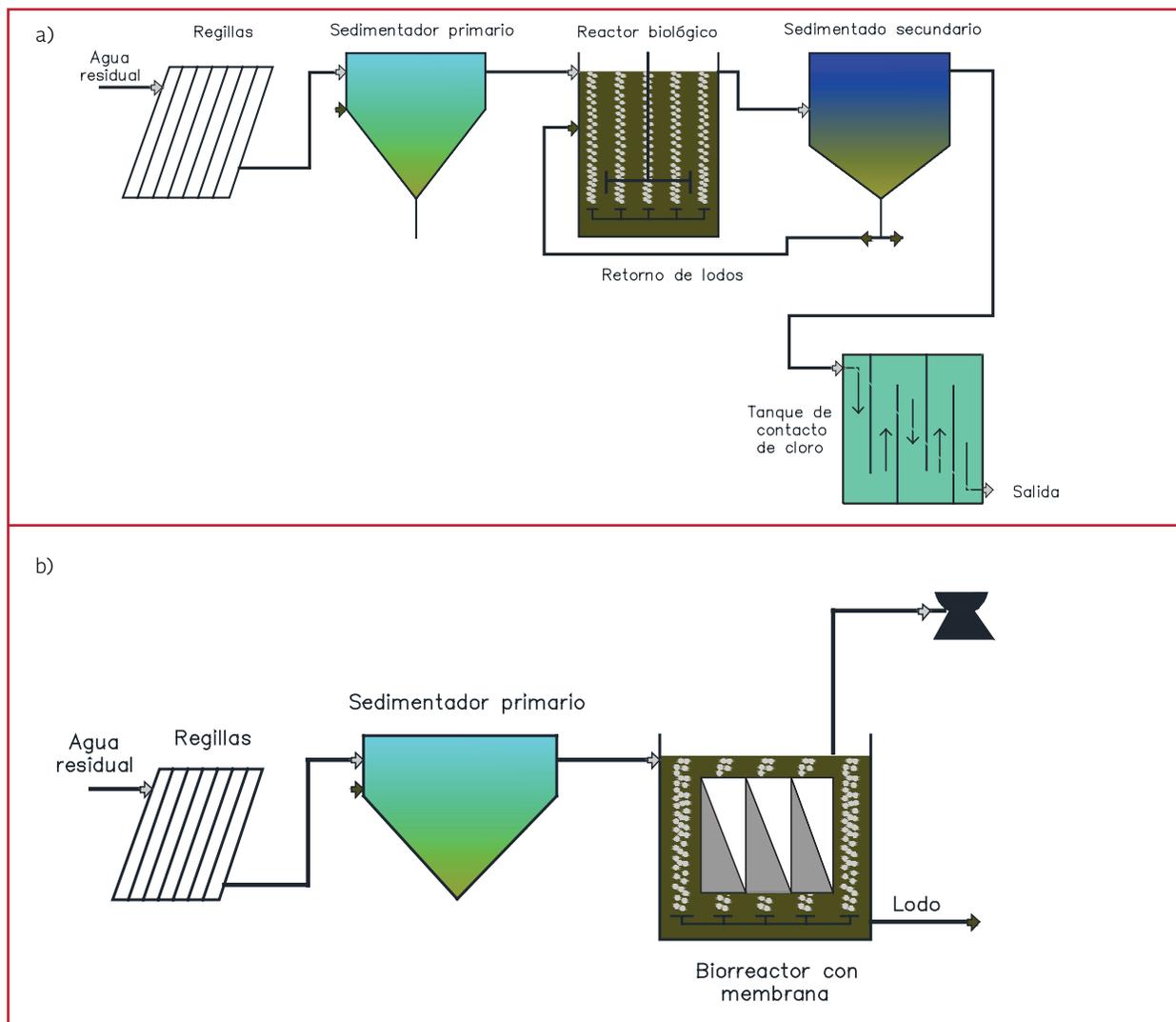


Ilustración 5.4 Aplicación de los BRM en el tratamiento de aguas residuales

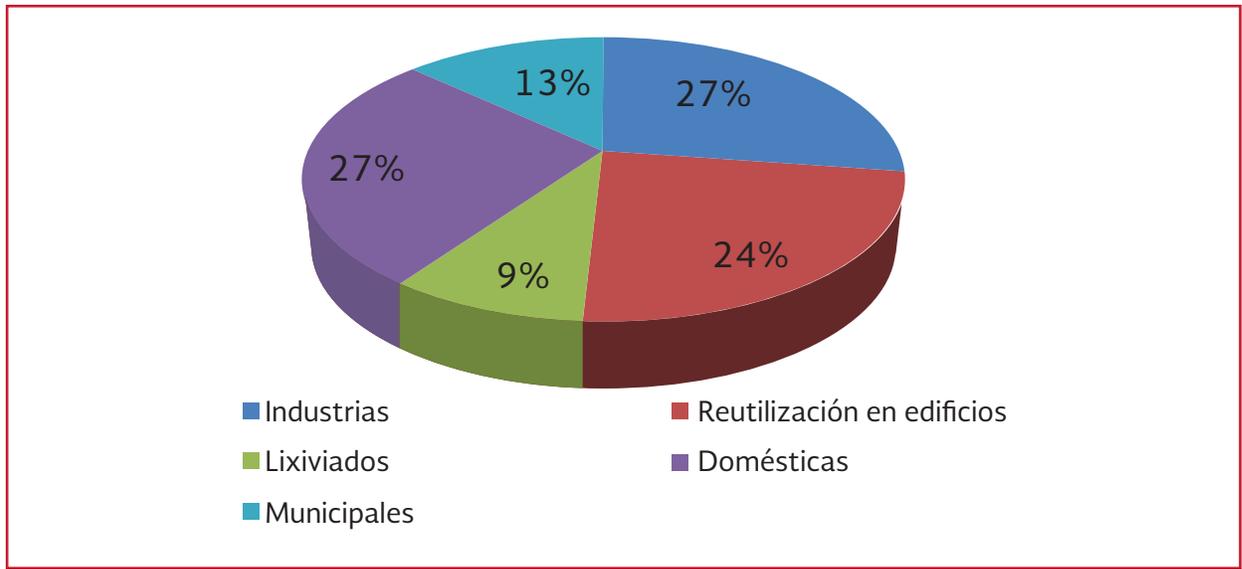


Ilustración 5.5 Tipos de BRM en el tratamiento de aguas residuales municipales e industriales

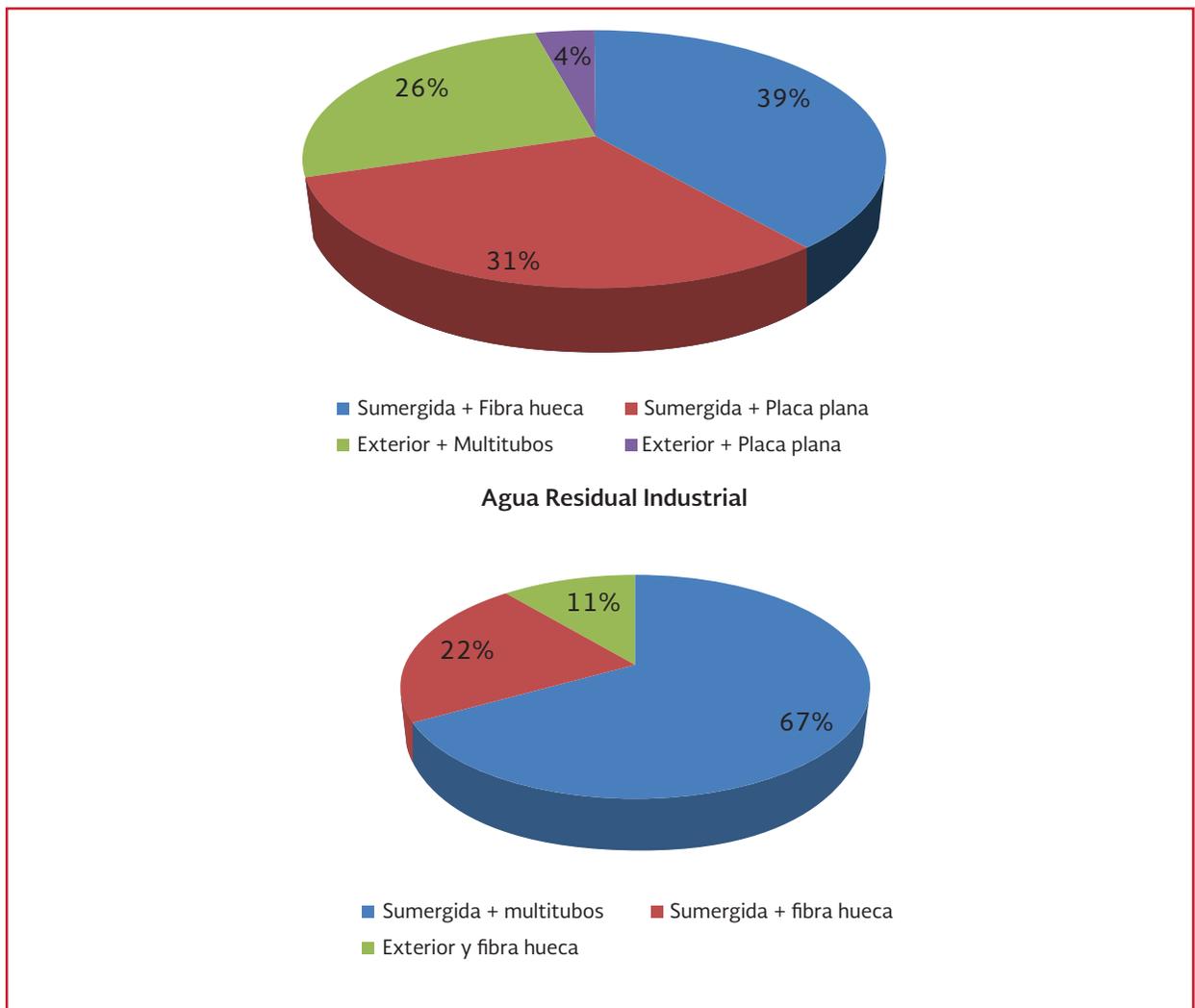


Tabla 5.2 Aplicaciones de los BRM en el área de tratamiento de aguas residuales municipales

Tipo de membrana	Configuración	Tamaño de operación	Remoción de materia orgánica en el efluente	País de aplicación
Ultrafiltración	Externa	Escala real (flujo de operación 125 m ³ /d)	DQO < 5 mg/L	Japón
Ultrafiltración	Externa	Escala piloto (flujo de operación 3.6-8.4 m ³ /d)	COT < 12 mg/L	Países Bajos
Ultrafiltración	Externa	Escala piloto (flujo de operación 2.4-4.8 m ³ /d)	DQO > 94%	Francia
Ultrafiltración	Externa	Escala piloto	DQO <56 mg/L	México
Ultrafiltración	Externa	Escala laboratorio (flujo de operación 0.007 m ³ /d)	DQO > 80%	México
Ultrafiltración	Sumergida	Escala piloto (flujo de operación <1.5 m ³ /d)	DQO < 10 mg/L	Japón
Ultrafiltración	Sumergida	Escala piloto (flujo de operación 2.6-5.0 m ³ /d)	DQO > 96.5%	Canadá, Francia
Microfiltración	Sumergida	Escala piloto (flujo de operación 1.4-3.8 m ³ /d)	DBO < 3 mg/L	E.U.A.
Ultrafiltración	Sumergida	Escala piloto (flujo de operación 6-9 m ³ /d)	DQO > 95%	Alemania
Ultrafiltración	Sumergida	Escala piloto (flujo de operación 46-74 m ³ /d)	DQO > 93%	Países Bajos
Ultrafiltración	Sumergida	Escala piloto (flujo de operación 48-72 m ³ /d)	DQO > 91%	Países Bajos
Ultrafiltración	Sumergida	Escala real (flujo de operación 750 m ³ /d)	DBO < 1 mg/L	E.U.A.
Ultrafiltración	Sumergida	Escala real (flujo de operación 9 000 m ³ /d)	DQO > 95%	E.U.A.
Ultrafiltración	Sumergida	Escala piloto	DBO < 20 mg/L	E.U.A.

su superficie, por lo tanto, es posible aislar microorganismos, tales como las exoenzimas específicas capaces de biotransformar o mineralizar contaminantes orgánicos. Además, la ausencia de un sedimentador permite, el crecimiento de microorganismos nitrificantes y bacterias capaces de degradar compuestos de difícil degradación, los cuales se desarrollan y persisten en el

sistema aún bajo tiempos de retención celular cortos. (Cicek *et al.*, 2001)

Las desventajas principales de los BRM son:

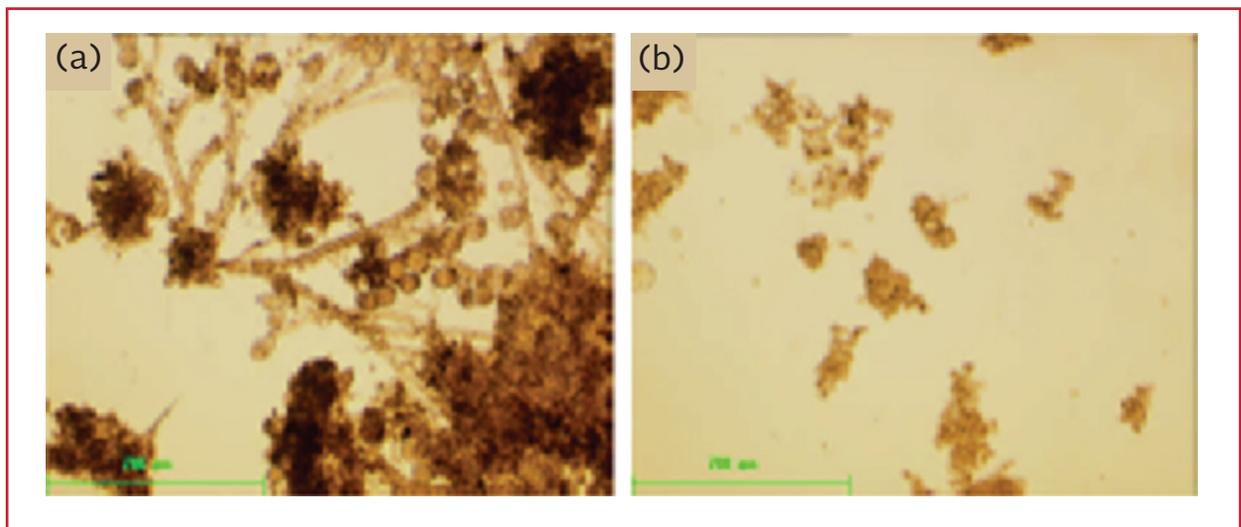
- Costos altos de inversión
- Riesgos por ser una tecnología nueva
- Ensuciamiento de las membranas
- Costos debido a la limpieza de las membranas

Tabla 5.3 Calidad de agua después del tratamiento del agua residual con BRM

Agua residual municipal												
Afluente (mg/L)						Efluente (mg/L)						
SST	DQO	DBO	NTK	NH ₄	Coliformes fecales (NMP/100 mL)	SST	DQO	DBO	NTK	NH ₄	Coliformes fecales (NMP/100 mL)	
280	500	200	45	30	6.7x10 ⁷	< 1	< 20	< 4	< 0.4	< 1	< 20	

Agua residual industrial									
	Afluente (mg/L)				Efluente (mg/L)				
Industria	SST	DQO	DBO	NTK	SST	DQO	DBO	NTK	
Cosméticos	1 900	6 500	2 400	40	< 5	< 100	< 20	<0.4	
Textil	-	10 000	-	-	-	600	-	-	
Elaboración de lácteos	650	4 200	2 600	110	< 5	<40	< 10	<0.2	

Ilustración 5.6 Flóculos de un proceso de lodos activados convencional (a) y un BRM (b)



Las principales limitaciones de los biorreactores con membranas son principalmente de carácter económico, ya que requieren de una inversión inicial importante debido a que los módulos de membranas tienen costos elevados. Sin embargo, se están reduciendo considerablemente los costos y, por el otro, se mejoran los materiales de fabricación de éstas, así como en la implantación del sistema.

La disminución paulatina del consumo energético, permite su comparación (pesos/m³), con

los procesos de lodos activados (Judd 2006). El consumo de energía de un biorreactor con membranas sumergidas se encuentra entre 0.45-0.6 kWh/m³ y de un biorreactor con una configuración externa entre 2.5-10.0 kWh/m³. El costo de sustitución de las membranas oscila según el tipo de membrana pero se encuentra entre 0.2 y 0.8 Euros/m³ agua tratada. El costo por los productos químicos utilizados para la limpieza de las membranas son menores a 0.01 euros/m³ de agua tratada. El costo de inversión está ligado al caudal a tratar. Para un caudal de

6,400 m³/año, el costo de inversión de la tecnología de BRM es de alrededor de 81,700 euros y el costo por m³ de agua tratada es de 0.92 euros.

La polarización y el ensuciamiento de las membranas limitan su uso, debido a que las membranas se deterioran y la vida útil de ésta se ve afectada. Una desventaja es el tratamiento de los lodos producidos ya que presentan problemas de sedimentabilidad y viscosidad, dado que la mayoría de los sólidos suspendidos se retienen en el biorreactor. Otra limitación es la acumulación de metales pesados, que a determinadas concentraciones son dañinos para la población bacteriana o para la integridad física de la membrana.

El reúso del agua tratada con BRM pueden ser muy amplia, debido a la calidad del agua producida. El BRM puede ser utilizado de forma modular, con las ampliaciones necesarias, según la demanda. Por lo tanto, es factible incluir este proceso en los análisis de alternativas de tratamiento, para proyectos de reúso o intercambio en zonas urbanas y que el área disponible sea limitada

5.1.2 CONCEPTOS BÁSICOS

A continuación se describen los principales conceptos utilizados para el diseño y operación de los BRM.

Filtración por membrana: Es un proceso de separación sólido-líquido por presión o vacío a través de una membrana semipermeable en donde los contaminantes o sólidos son retenidos en la superficie de las membranas.

Flux: Es la cantidad de agua que pasa a través de la membrana expresado como flujo volumétrico

por área de la membranas (L/m² h) (Ecuación 5.1).

$$J = \frac{Q}{A_M} \quad \text{Ecuación 5.1}$$

donde:

J = Flux a través de la membrana (L/m² h)

Q = Flux de alimentación (L/h)

A_M = Área superficial de la membrana (m²)

Flux crítico: Es un parámetro para definir las condiciones hidrodinámicas de los BRM y en donde la presión transmembrana incrementa rápidamente y el flux declina progresivamente debido a una rápida deposición de sólidos sobre la superficie y/o poros de las membranas.

Flux subcrítico: Son las condiciones hidrodinámicas en donde la presión transmembrana y el flux permanecen constantes a través del tiempo. Las condiciones subcríticas pueden definirse para reducir el ensuciamiento de las membranas.

Presión transmembrana (PTM): Es el gradiente de presión definido por la presión de alimentación menos la presión del filtrado. Para los BRM con configuración sumergida, la PTM es la presión de succión o presión negativa. Las unidades se expresan en bares (bar) o Pascales (Pa).

Resistencia hidráulica: Es la resistencia al flujo actuando en oposición a la fuerza electromotriz disminuyendo gradualmente el transporte del agua a través de las membranas. Las unidades se expresan en 1/m (Ecuación 5.2).

$$R_T = \frac{PTM}{J\mu_w} \quad \text{Ecuación 5.2}$$

donde:

- J = Flux a través de la membrana (L/m² h)
 PTM = Presión transmembrana (KPa)
 R_T = Resistencia total de la membrana (1/m)
 μ_w = Viscosidad del agua (cp); $\mu_w = 1.784 - (0.0575 \cdot T) + (0.0011 \cdot T_2) - (10^{-5} \cdot T_3)$
 T = Temperatura del agua (°C)

Permeabilidad: La facilidad con que el flujo de agua pasa a través de las membranas representado por el flux y la presión transmembrana (L/m² h bar) (Ecuación 5.3)

$$K = \frac{J}{PTM} \quad \text{Ecuación 5.3}$$

donde:

- K = Permeabilidad (L/m² h bar)
 J = Flux a través de la membrana (L/m² h)
 PTM = Presión transmembrana (KPa)

Permeado: Es el agua que pasa a través de la membrana.

Rechazo o concentrado: Es la cantidad de agua de alimentación que no puede pasar a través de las membranas.

Recuperación o recobro: Es el porcentaje de agua filtrada a través de las membranas.

Ensuciamiento o colmatación de las membranas (Fouling): Es la disminución de la capacidad de filtración en las membranas debido a la deposición de sólidos sobre la superficie o poros de las membranas generando resistencia del agua a través de éstas. El ensuciamiento puede ser reversible o irreversible.

Retrolavado: Es el flujo de agua a presión que se envía al módulo de membranas para eliminar los sólidos depositados en la superficie y/o poros de las membranas.

Cassette: Unidad que tiene varios paneles o módulos de membranas en conjunto.

5.1.3 CONFIGURACIÓN DE LAS MEMBRANAS

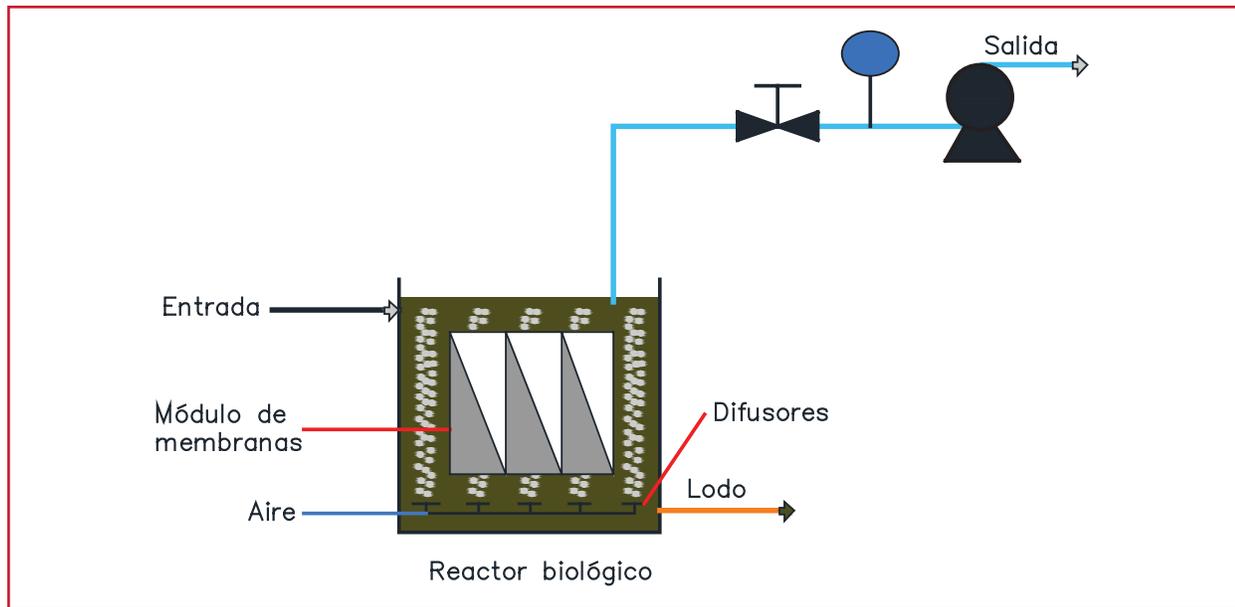
Por la ubicación de la membrana los BRM se pueden clasificar en dos categorías: membrana sumergida y membrana externa.

5.1.3.1 Membrana sumergida

El primer grupo, conocido como membranas integradas o sumergidas involucra módulos de membranas de fibra hueca principalmente, que están sumergidas dentro del reactor biológico (Cornel y Krause, 2006; Cicek, 2003) (Ilustración 5.7). En estas se alcanzada la fuerza transversal o fuerza impulsora de las membranas ya sea por presurización del tanque biológico o creando una presión negativa (succión) del lado del permeado. La limpieza de la membrana se establece a través de ciclos de lavado utilizando el permeado, la aireación y un lavado químico.

Se coloca un difusor debajo del módulo de membranas para facilitar la fricción con la superficie de la membrana y de esta manera controlar el ensuciamiento de su superficie. El desarrollo de las membranas sumergidas apareció por primera vez a principios de los años noventa por lo que las membranas sumergidas se convirtieron en una alternativa real para altos flujos con aplicaciones a gran escala en el tratamiento de aguas residuales municipales.

Ilustración 5.7 Diagrama de un BRM integrado (sumergido)



5.1.3.2 Membrana externa

Los configuración externa o recirculación, involucran una regreso del licor mezclado a través del módulo de membranas, en el que se utilizan principalmente membranas tubulares que están fuera del reactor (Cornel y Krause, 2006; Cicek, 2003). La fuerza impulsora es la presión creada por una alta velocidad de flujo cruzado a lo largo de la superficie de las membranas. El control del ensuciamiento de la membrana se realiza mediante una alta velocidad del permeado a través de los canales de filtración y una limpieza química. Este tipo de BRM es el más antiguo. Este esquema se presenta en la Ilustración 5.8.

5.1.3.3 Diferencias entre los tipos de configuración de los BRM

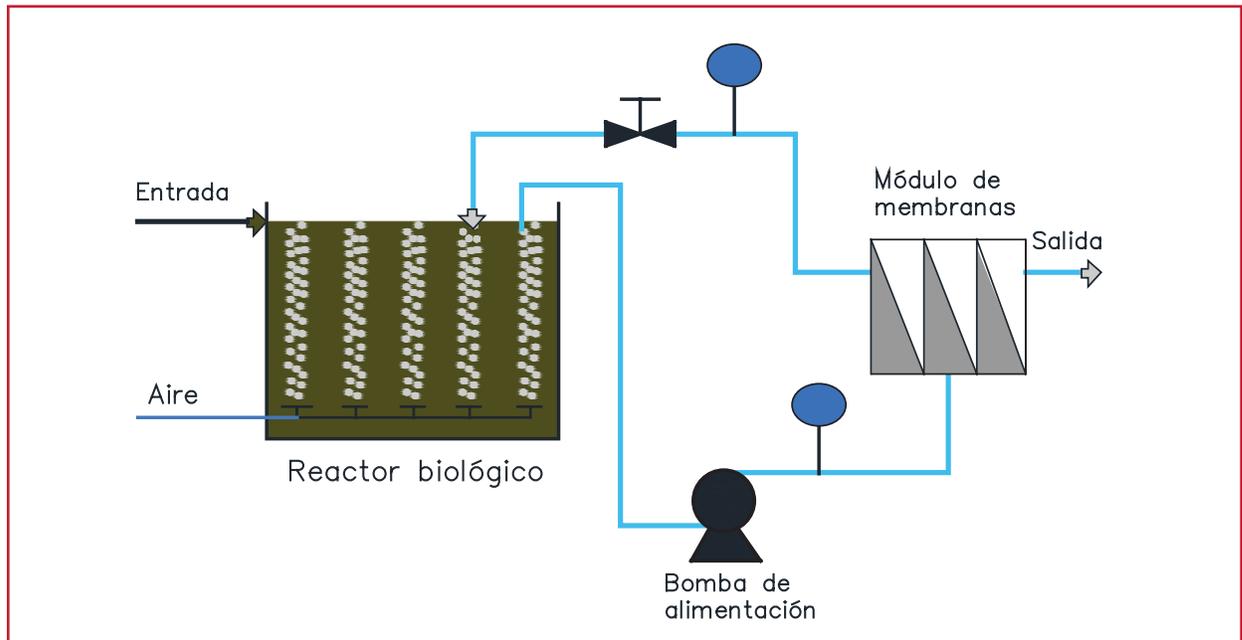
En la Tabla 5.4, se muestran las diferencias de los dos tipos de configuraciones (Stephenson *et al.*, 2000). La aireación dentro del reactor proporciona el oxígeno necesario tanto para la actividad de los micro-organismos como para man-

tener al reactor completamente mezclado. En los reactores de membrana sumergida, se utiliza generalmente un difusor de burbuja gruesa. Este sistema no ofrece una eficiente transferencia de oxígeno (Gander *et al.*, 2000), pero sí crea un flujo cruzado turbulento (con una velocidad de aireación aproximadamente de 1 m/s) sobre la superficie de las membranas, esto ayuda a mantener un flujo constante a través de las membranas, reduciendo la acumulación de sólidos en su superficie, e incrementando así el ciclo de operación del sistema.

En la configuración externa, la aireación se realiza a través de un difusor de burbuja fina, el cual ofrece una mejor transferencia de oxígeno (Gander *et al.*, 2000). El flujo cruzado generado por la recirculación del licor mezclado es mayor (entre 2 y 4 m/s) comparado con los BRM sumergidos.

Los BRM con configuración externa, debido a la recirculación de la biomasa presentan un mayor consumo de energía, lo que provoca que estos

Ilustración 5.8 Diagrama de un BRM con configuración externa



sistemas tengan mayores costos de operación, además de que trabajan con presiones transmembrana, mayores a 0.5 bares, generando un flux de hasta 120 L/m² h. Por otro lado, los BRM sumergidos trabajan con presiones transmembrana menores a 0.5 bares, lo que implica un flux bajo, entre 10-60 L/m² h, provocando así una mayor inversión inicial de capital.

5.1.4 CONFIGURACIONES DE LOS MÓDULOS DE MEMBRANAS

Se han usado varios tipos de configuraciones de membranas (módulos) para las aplicaciones de los BRM, estas incluyen membranas poliméricas multitubos (tubulares), de placa plana, fibra hueca (polietileno, polietersulfona, polisulfona, poliéster, polifluoruro de vinilideno (PVDF), acetato de celulosa entre otros) y de material inorgánico (cerámicas) y metálicas (acero inoxidable) en el rango de la microfiltración y ultrafiltración (Ilustración 5.9).

El tamaño de poro usado en las membranas está en el rango de 0.01 a 0.4 μm (Cicek, 2003; Cornel y Krause, 2006; Judd, 2006). En la Tabla 5.5, se muestran diferente tipos de módulos y material de construcción de las membranas y la diferencia entre sus parámetro de operación según el diseño de éstas.

En el mercado se encuentran varios tipos de membranas y grandes combinaciones entre ellas. Cada una de estas presenta ventajas y desventajas, tanto en operación como en costos, lo que dificulta su selección. Por ejemplo, las membranas de cerámica presentan mayores resistencias hidráulicas, térmicas y químicas que las poliméricas, haciéndolas adecuadas para la industria química y para un tratamiento de fluidos agresivos, por el contrario, están limitadas en cuanto a su geometría, lo que las hace ser más caras que las poliméricas. Por otro lado, las membranas presentan un menor costo y una alta permeabilidad del agua permitiendo ejercer menos presión transmembrana.

Otro concepto innovador es la tecnología de membranas dinámicas, que ofrecen ventajas entre la calidad del efluente y los costos de inversión y de operación. Estas son de un tipo de membranas que se fabrican *in situ*, es decir, en el lugar donde van a utilizarse. Para ello se filtra a través de un soporte poroso una solución que contiene determinadas sustancias coloidales o disueltas. Si el tamaño de los poros del sustrato es adecuado, estas moléculas quedarán retenidas en la superficie formando una pequeña película o capa activa que puede presentar una alta permeabilidad y un cierto rechazo de los sólidos suspendidos. La utilidad de estas membranas en el campo de los BRM es muy escasa y se utiliza solamente para aumentar el rechazo de las partículas suspendidas de una membrana convencional. Además este tipo de membranas presenta problemas de que se van deteriorando con el tiempo, por lo que deben ser cambiadas periódicamente.

5.1.5 ENSUCIAMIENTO DE LAS MEMBRANAS EN BRM

5.1.5.1 Problemática asociada a la operación de los BRM.

El ensuciamiento o taponamiento (*fouling*) de las membranas representa el problema principal en la operación de los BRM. El ensuciamiento

es un término relacionado con la disminución de la capacidad de filtración de las membranas, la cual está directamente influenciada por la deposición de partículas sobre la superficie de las membranas y la obstrucción de estas en los poros de las mismas. En la práctica donde el flux es constante, el ensuciamiento da como resultado un incremento en la presión transmembrana y por consiguiente una disminución del flux (Chang *et al.*, 2002). Este fenómeno puede ser atribuido principalmente a partículas orgánicas (sustancias poliméricas extracelulares (SPE)) y a partículas inorgánicas. El ensuciamiento por compuestos inorgánicos se debe a la precipitación de Fe^{3+} , Ca^{2+} y Mg^{2+} y a un gradiente de concentración (fenómeno de la polarización), lo cual es muy común en membranas de ósmosis inversa y nanofiltración. Los productos microbianos solubles (PMS) se consideran el mayor constituyente de la colmatación de las membranas en los BRM (Taniguchi *et al.*, 2003).

El ensuciamiento se atribuye a las interacciones fisicoquímicas entre el licor mezclado y las membranas (Herrera *et al.*, 2006). Desde que la superficie de las membranas entra en contacto con el lodo biológico se lleva a cabo la deposición de sólidos sobre éstas, permitiendo obtener un agua más limpia.

Tabla 5.4 Comparación entre los BRM sumergidos y los BRM con membranas externas

Membranas sumergidas	Membranas externas
Consumo de energía por bombeo bajos (0.45-0.6 kWh/m ³)	Consumo de energía por bombeo bajos (2.5-10 kWh/m ³)
Flujo de operación (10-60 L/m ² h)	Flujo de operación (10-120 L/m ² h)
Frecuencia de limpieza baja.	Requiere mayor frecuencia de limpieza
Costos de operación bajos	Costos de operación altos
Inversión inicial fuerte	Inversión inicial menor
Presiones transmembrana bajas (0.05-0.5 bar)	Presiones transmembrana mayores (0.5-5 bar)

Ilustración 5.9 Configuraciones de los módulos de membranas utilizadas en los BRM: a) Fibra hueca, b) Multitubos y c) Placa plana



Tabla 5.5 Configuración de los BRM, parámetros de operación y consumo de energía

Configuración Módulo de membrana	Sumergida Placa plana	Sumergida Fibra hueca	Externa Fibra hueca	Externa Multitubos
Material	Polisulfuro, PVDF	Polietileno, PVDF, Poliéster	Cerámica, PVDF	Cerámica, Polisulfuro, PVDF
Tamaño del poro (μm)	0.4	0.4-0.01	0.1-0.01	0.1
Área (m^2)	0.24	2	1.1	0.39
PTM (bar)	0.1	0.13	2	2.75
Flux ($\text{L}/\text{m}^2\text{-h}$)	7.9	8	77	8.3
Velocidad del flujo cruzado (m/s)	0.5	-	1.5-3.5	-
Consumo de energía, permeado ($\text{kwh}/\text{m}^3\text{-producto}$)	-	0.0055	32	0.045
Consumo de energía, aeración ($\text{kwh}/\text{m}^3\text{-producto}$)	4	0.14	9.1	10
Consumo total de energía ($\text{kwh}/\text{m}^3\text{-producto}$)	4	0.41	41	10

A partir de esto, se forma una capa superficial de lodos sobre la superficie de las membranas lo que se denomina ensuciamiento reversible que se remueve con un lavado físico. El ensuciamiento interna de las membranas causada por la adsorción de material disuelto dentro de los poros es considerada como un ensuciamiento irreversible, que generalmente es removido por medio de lavados químicos. Un tipo de ensuciamiento que se presenta en las membranas es el “*clogging*” (Judd 2006), que se produce debido a una acumulación de sólidos (*sludging*) que taponan la entrada de los canales de los BRM afectando la permeabilidad de las membranas y su origen puede ser debido a la acumulación de lodos debido al mal diseño del BRM (sistema de aireación, estructura del módulo de membranas), a un pretratamiento mal diseñado y a la formación de estructuras estables tipo tejido constituidas por fibras celulósicas (*ragging*) (Ilustración 5.10).

Otro tipo de ensuciamiento es la biocolmatación, la cual está relacionada con la interacción entre los biosólidos y las membranas, lo que puede consistir en la formación de biopelículas o la acumulación de material orgánico natural (MON) en la superficie de las membranas (Herrera *et al.*, 2006). El MON es una mezcla compleja de

proteínas, carbohidratos, polisacáridos, ADN, lípidos y sustancias húmicas que rodean a las células y forman las películas y flóculos microbianos (Liss, 2002; Liao *et al.*, 2001). La biocolmatación es un fenómeno causado por la concentración de la biomasa dentro del reactor. El ensuciamiento biológico es el resultado de interacciones entre la superficie de las membranas y los componentes de la biomasa o el lodo, que consisten de células microbianas o sus agregados, productos de la secreción microbiana, constituyentes de las células provenientes de la lisis celular.

Mann (2001), Wisniewski (2001), Roorda y van dar Graaf (2000) y Choo y Lee (1996), determinaron que la biocolmatación puede ser caracterizada en base a tres diferentes mecanismos: adsorción de la MON en la superficie de las membranas, obstrucción de los poros por las células y a la formación de biopelículas, como una consecuencia de un proceso de mineralización biológicamente inducida (MBI) (Ilustración 5.11). De acuerdo a esto, ciertos compuestos tales como carbonatos, hidróxidos, fosfatos, Mg^{2+} , Ca^{2+} , Mn^{2+} y Fe^{3+} presentes en las biopelículas, son depositados sobre la matriz de la MON mediante precipitación, lo cual aumenta las interacciones entre varios procesos metabólicos y el medio ambiente circundante.

Ilustración 5.10 Ensuciamiento de las membranas



La presencia de MON soluble y suspendido permite la acumulación de este material en la superficie de las membranas y dentro de los poros (Nagaoka *et al.*, 1998, 1996; Mukai *et al.*, 1999; Chang y Lee, 1998).

La adsorción física y química de las MON puede ocurrir durante el flux. La adsorción física involucra interacciones débiles (fuerza de van Der Waals), las cuales pueden ser solo una simple deposición entre las MON y la superficie de las membranas. La adsorción química, involucra una fuerza de adhesión más grande (puentes de hidrógeno), por lo tanto, la energía entre las MON y la superficie de la membrana es mayor. Consecuentemente, se deben utilizar agentes químicos para remover las MON adheridas en la superficie de las membranas (Flemming *et al.*, 1996). También puede ocurrir una colmatación irreversible dependiendo de la naturaleza de las interacciones.

Una serie de factores pueden afectar la colmatación de las membranas en los BRM. Estos incluyen las condiciones hidrodinámicas en el BRM (flujo crítico y subcrítico), diseño del módulo de membranas, las condiciones de operación del proceso biológico y las membranas, los materiales de construcción de la membrana

y las propiedades fisicoquímicas del lodo activado (Lesjean *et al.*, 2004) (Ilustración 5.12). Las propiedades fisicoquímicas del lodo están directamente influenciadas por las condiciones de operación del proceso biológico, resultando en efectos subsecuentes en el taponamiento de las membranas (Liao *et al.*, 2001). La viabilidad económica de los BRM está directamente relacionada por el flux, la frecuencia de retrolavados, limpieza química y el tiempo de vida de los módulos de membranas.

En la Ilustración 5.13, se muestra el mecanismo de ensuciamiento de las membranas cuando el BRM está siendo operado bajo un flux constante en condiciones subcríticas.

En la primera etapa existe una fuerte interacción entre la superficie de la membrana, MON y los coloides presentes en el licor mezclado. Se presenta un ensuciamiento irreversible rápido y una adsorción pasiva de los coloides en la superficie de las membranas. En la segunda etapa se genera un ensuciamiento lento y progresivo. Los flóculos biológicos comienzan a depositarse sobre la superficie de las membranas sin que se afecte el flux, los poros de las membranas comienzan a bloquearse. La velocidad de deposi-

Ilustración 5.11 Bloqueo de los poros de las membranas a través de la deposición de MON y sólidos

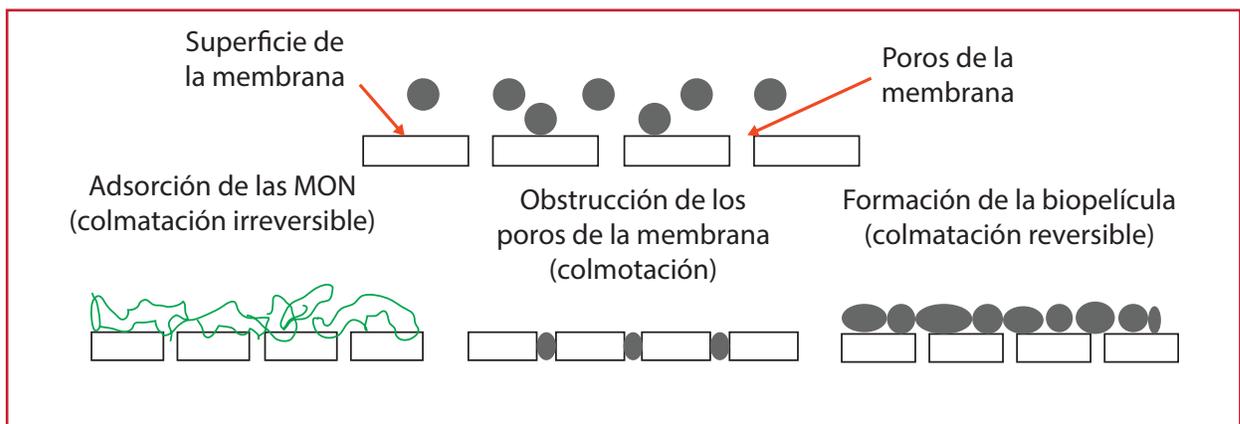


Ilustración 5.12 Factores que afectan el ensuciamiento en los BRM

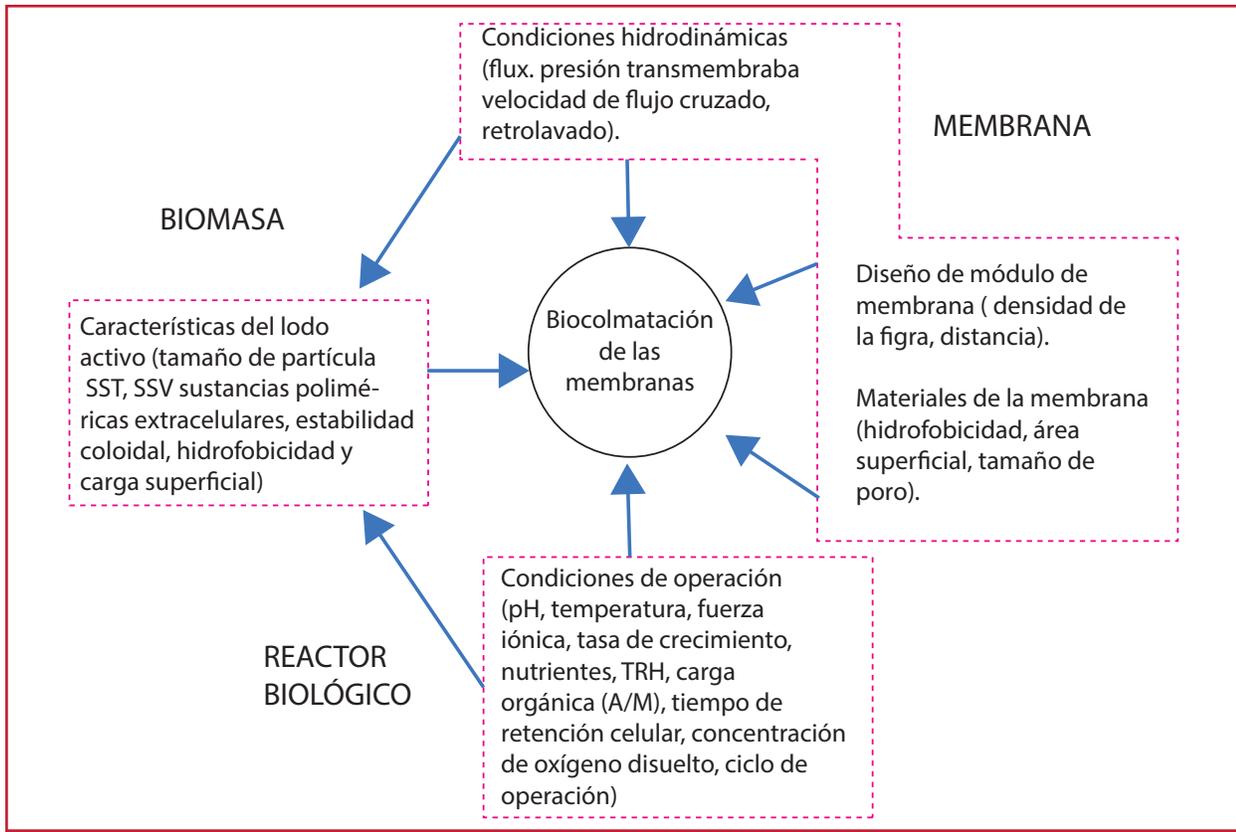
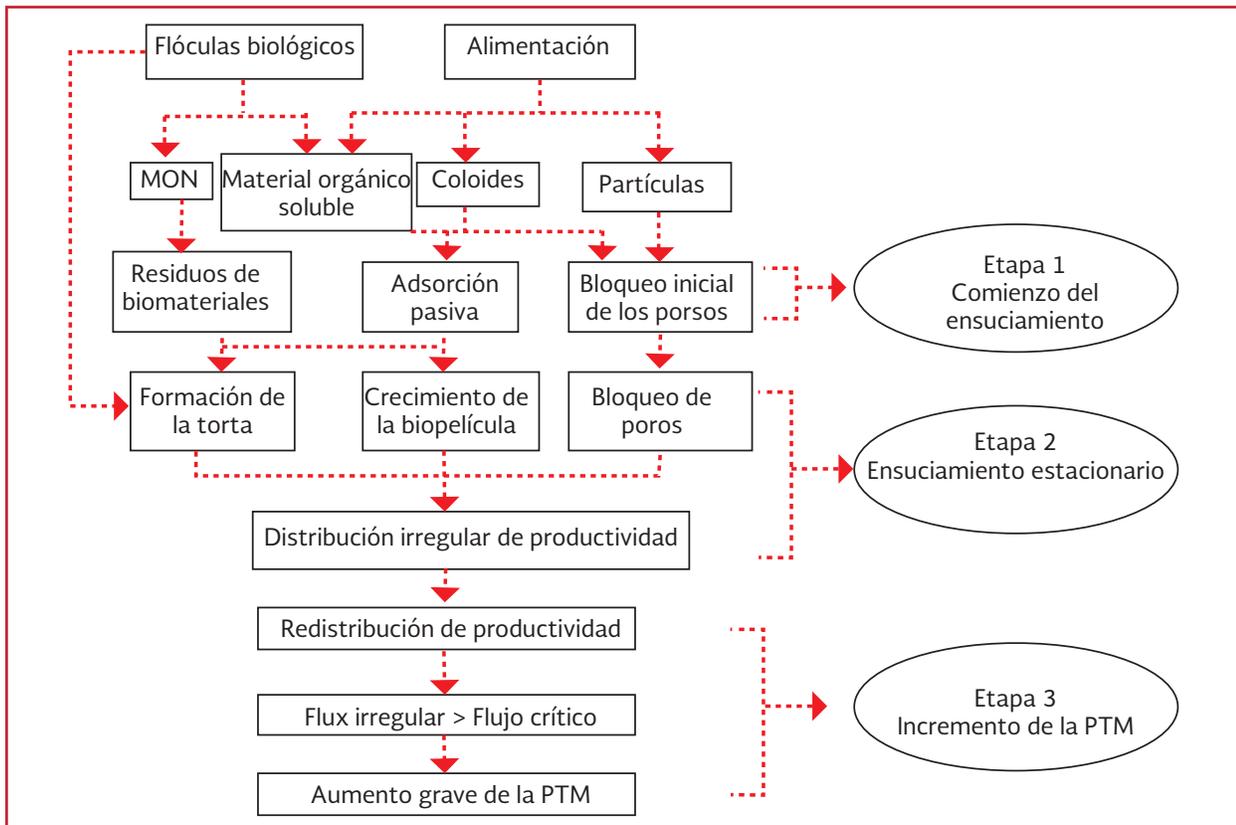


Ilustración 5.13 Mecanismo del ensuciamiento de las membranas para un BRM operando bajo un flux constante



ción de las MON es más rápida incrementándose la PTM. En la tercera etapa la permeabilidad de las membranas es significativamente menor, se alcanza las condiciones críticas del sistema y la PTM se incrementa súbitamente.

El desarrollo de materiales y configuraciones de los módulos de membrana, para su aplicación en esta tipo de tratamiento, se ha incrementado debido a la necesidad de eliminar o reducir su colmatación y sus problemas asociados. La naturaleza y la dimensión de la colmatación dependen tanto de las características del agua residual, como de las condiciones hidrodinámicas del módulo de membranas. Una vez que se detecte que las membranas están sucias, éstas deben ser limpiadas inmediatamente ya que si una membrana sucia continua trabajando, su deterioro puede ser irreversible haciendo necesario el reemplazo de la misma, incrementándose los costos de inversión y mantenimiento de la planta.

Los costos operacionales del ensuciamiento de las membranas se ve significativamente afectados no solo por la limpieza física o química de las membranas si no por su frecuencia en que las membranas necesiten ser sustituidas. Las membranas poliméricas tienen una vida útil de hasta seis años siempre y cuando se realice una limpieza adecuada.

5.1.5.2 Modelos del ensuciamiento de las membranas

Existen muchos modelos matemáticos para describir el fenómeno del ensuciamiento de las membranas, entre los cuales están, el modelo de transferencia de masa (o modelo de película), el modelo de polarización de la capa de gel, modelo de resistencias en series y el

modelo de la presión osmótica. No obstante a pesar de que estos modelos pueden ayudar en el entendimiento de los procesos del ensuciamiento de las membranas, el modelo de resistencias en serie es el más aplicado en BMR, ya que ofrece un método sencillo para describir la relación entre el flux de permeado y la presión transmembrana.

5.1.5.3 Modelo de resistencias en series

El modelo de resistencias en series puede explicar la acumulación de partículas sobre la superficie de la membrana según la ley de Darcy (Lee *et al.*, 2003; Field *et al.*, 1995). De acuerdo a este modelo, el flux del permeado (J) puede ser expresado como se muestra en la Ecuación 5.4:

$$J = \frac{PTM}{\mu R_T} \quad \text{Ecuación 5.4}$$

donde:

$$R_T = R_m + R_c + R_n \quad \text{Ecuación 5.5}$$

donde:

- J = Flux (L/m² h)
- μ_a = Viscosidad del agua (Pa.s)
- PTM = Presión transmembrana (Pa)
- R_T = Resistencia total (1/m)
- R_m = Resistencia intrínseca de la membrana (1/m)
- R_n = Resistencia al ensuciamiento irreversible (1/m)
- R_c = Resistencia de lodo (1/m)

La Ecuación 5.6 explica el funcionamiento general de las membranas, conforme la resistencia aumenta al paso del líquido, que se verá reflejado en un incremento de la presión transmembrana, lo que conlleva a una disminución del flux, siempre y cuando se trabaje con flux crítico

o supercrítico. En cambio, para valores subcríticos, es decir, aquel flux que es independiente del permeado mantendrá una *PTM* constante.

Además la Ecuación 5.6, muestra cuales son los parámetros que pueden afectar el funcionamiento de las membranas, la resistencia hidráulica, R_m , que es característica de la membrana y que corresponde a la resistencia intrínseca de ésta. La resistencia al ensuciamiento irreversible, R_n , causada por la adsorción de moléculas orgánicas solubles en las paredes de la superficie de la membrana y dentro de los poros. La resistencia debida a la formación de una capa de lodo sobre la superficie de la membrana, R_c , que está en función de la concentración y composición del material, así como de las condiciones hidrodinámicas aplicadas.

La resistencia de esta capa de polarización R_c puede ser expresada por la Ecuación 5.6.

$$R_c = \Phi PTM \quad \text{Ecuación 5.6}$$

Donde ϕ es una constante en función de las propiedades de transferencia de masa del sistema. Por lo tanto, la Ecuación 5.4 puede escribirse como:

$$J = \frac{PTM}{\mu_a (R_m + \Phi PTM + R_n)} \quad \text{Ecuación 5.7}$$

De la Ecuación 5.7 se pueden determinar dos zonas importantes, una zona de baja presión donde la resistencia de la membrana es el factor dominante ($(R_m + R_n) \gg \phi \Delta P$) en donde el flujo es proporcional a la presión aplicada y, una zona de alta presión, donde la resistencia debida a la formación de la capa de lodo es predominante ($(R_m + R_n) \ll \phi \Delta P$). El valor de estas resistencias normalmente se determina experimentalmente, lo que provoca que los investigadores

tengan diferentes criterios a la hora de determinar su valor.

Por otro lado, Chang *et al.*, (2001), consideran a los sólidos como el mayor impacto sobre la resistencia de la capa de lodo. La resistencia del lodo R_c está relacionada con la resistencia del lodo y la masa del lodo depositado en la superficie de la membrana, como se muestra en la Ecuación 5.8:

$$R_c = \alpha v C_b \quad \text{Ecuación 5.8}$$

donde:

$$\begin{aligned} R_c &= \text{Resistencia del lodo (1/m)} \\ \alpha &= \text{Resistencia del lodo (m/kg)} \\ v &= \text{Volumen de permeado por unidad de área (m}^3\text{/m}^2\text{)} \\ C_b &= \text{Concentración de sólidos suspendidos (mg/L)} \end{aligned}$$

De acuerdo a la ecuación de Carmen-Koney que es la ecuación aplicada a la filtración convencional, la resistencia está en función del diámetro de la partícula (d_p), la porosidad de la capa de lodo (ϵ) y la densidad de la partícula (ρ) como se muestra en la Ecuación 5.9.

$$\alpha = \frac{180(1 - \epsilon)}{\rho d_p^2 \epsilon^3} \quad \text{Ecuación 5.9}$$

Algunos investigadores han incluido el efecto de las condiciones hidrodinámicas en el flux, donde éste en estado estacionario (J_{ss}) en membranas de fibra hueca en BRM, está en función de la concentración de los sólidos suspendidos, la velocidad de aire superficial (μ^*) y un factor geométrico de la membrana que depende de la configuración del módulo. En la Ecuación 5.10, muestra este efecto.

$$J_{ss} = K \mu^* \phi SST^{0.5} \quad \text{Ecuación 5.10}$$

Con la Ecuación 5.8 y la Ecuación 5.10, se describe la relación entre la concentración de los sólidos suspendidos y el ensuciamiento de las membranas.

Mediante la Ecuación 5.5 muchos autores son los que consideran que la disminución del flux es debido a tres tipos de resistencias, mientras que otros prefieren referirse a un único valor R_t que las incluya todas. En la Tabla 5.6, se muestran valores que pueden tomar estas resistencias en función de las características de las membranas y de los autores.

5.2. ASPECTOS DE DISEÑO

En este apartado se describen los criterios más importantes para el diseño de los biorreactores con membrana. Son varios los criterios que influyen en el diseño de los biorreactores como: la selección del tipo de configuración, selección de las membranas, parámetros de operación, aireación y la producción de lodos.

5.2.1 SELECCIÓN DE TIPO DE CONFIGURACIÓN Y MÓDULO DE MEMBRANAS

Selección del tipo de configuración de los BRM

Como se mencionó anteriormente existen dos tipos de configuraciones de los biorreactores con membrana: sumergido y con configuración externa. El tipo de configuración es un factor predominante de diseño debido a que entre estos dos tipos de biorreactores existen diferencias en cuanto a los parámetros de operación que determinan la elección de un tipo u otro. Unos de los criterios de selección del tipo de configuración de la membrana se determina de acuerdo a la carga orgánica. Para DQO mayores a 2 000 mg/L, la

configuración externa es la mejor opción. Para DQO con valores por debajo de 2 000 mg/L la configuración sumergida es la adecuada. Sin embargo, los desarrollos más recientes de los BRM se basan en una configuración sumergida, que tenga una demanda de relativamente baja y que tenga una alta densidad compacta.

Selección de las membranas

Existen diversos aspectos al seleccionar un tipo de membrana, los cuales incluyen las características del agua residual a tratar, calidad del efluente, peso molecular de los compuestos a retener, material de construcción y configuración de los módulos de membranas, así como los costos de las membranas.

Los criterios para obtener un rendimiento óptimo de las membranas utilizadas en un biorreactor, son los siguientes:

- Deben ser inertes y no biodegradables
- Deben ser fáciles de limpiar y de regenerar y deben ser resistentes a los agentes químicos y a presiones y temperaturas elevadas
- Para disminuir el ensuciamiento de las membranas, la distribución de los tamaños de poros debe tener la mínima interferencia posible con la distribución de tamaños de las partículas o moléculas a filtrar
- Los poros deben estar distribuidos uniformemente con una alta porosidad, ya que así se consigue un mejor rendimiento de filtración (membranas asimétricas)
- Es preferible que la membrana sea hidrófila y esté cargada negativamente, o neutra con el fin de limitar la adsorción de biomasa

Tabla 5.6 Valores de R_T , R_m , R_n y R_c

BRM	Resistencias ($10^{11}/m$)	Membrana
Fibra hueca sumergida	$R_m=8; R_c=24; R_n=1$	MF (0.2 μm). Polimérica
Multitubos sumergidos	$R_m = 3-5; R_c = 3-48; R_n = 10$ (dependiendo de la <i>PTM</i>)	MF (0.5 μm). Alumina
Placa plana sumergida	$R_T=1-6$ (dependiendo del tiempo de operación)	MF (0.4 μm). Polietileno
Fibra hueca sumergida	$R_T=0.2-0.6$ (dependiendo del régimen de limpieza)	MF (0.1 μm). Polietileno
Multitubo exterior	$R_m=3.6; R_c=29$	MF (0.04 μm). Óxido de Zircon
Fibra hueca sumergida	$R_T = 0.05$ (dependiendo de la amplitud de la bomba)	UF (Polimérica)
Fibra hueca sumergida	$R_n = 0.124-0.166$ (dependiendo ciclo de lavado)	UF (Polimérica)
Multitubo exterior	$R_T = 2.4; R_m = 0.2; R_n = 1.3, R_c = 0.9$	UF (Polimérica)
Multitubo exterior	$R_T = 4.9; R_m = 0.3; R_n = 4.4, R_c = 0.2$	UF (Cerámica)

Otra de las diferencias importantes que pueden determinar la selección de un tipo de configuración es el consumo de energía. Esta surge de los requerimientos de potencia ligados al bombeo del agua de alimentación, de la aireación, de la succión de permeado, y de la recirculación de la biomasa en el caso de membranas externas. Por lo tanto, con las membranas sumergidas, el consumo de energía debido al bombeo para recircular la biomasa, es cero. El consumo de energía para unidades de membrana externa es de 2 a 10 kWh/m³, mientras que para las sumergidas es de 0.2 a 0.4 kWh/m³ (Stephenson *et al.*, 2000). Cabe señalar que el consumo de energía está ligado a la densidad compacta de la membrana, es decir, a la superficie de la membrana por unidad de volumen. Con bajas áreas de superficie de la misma, se requieren grandes áreas de membrana para obtener el mismo flujo, lo que provoca que los requerimientos de energía aumenten.

El diseño de los módulos también determina otras características como el costo por unidad de volumen, la capacidad para separar los sólidos suspendidos, la facilidad para limpiarlos y reemplazarlos, la densidad compacta, entre otros. En la Tabla 5.7, se resumen estas características para los diferentes tipos de módulos y se puede decir que cada configuración presenta ventajas y desventajas.

En cada aplicación hay que seleccionar el módulo que mejor se adapte a las características del agua residual a tratar. Así, los módulos tubulares presentan una alta retención de los sólidos suspendidos, pero, por el contrario, como la superficie del módulo es baja, se necesitan muchos módulos y un área de trabajo grande, por lo tanto los módulos tubulares requieren una inversión alta y un bajo mantenimiento al no ensuciarse. Los módulos de fibra hueca, sin embargo, son muy compactos ya que la super-

ficie de membrana por unidad de volumen que presentan es alta, esto permite que este tipo de módulo sea menos costoso pero hace que sean más susceptibles al ensuciamiento.

5.2.2 PARÁMETROS OPERATIVOS

Como se mencionó anteriormente los BRM se conforman de dos etapas: la degradación biológica responsable de la eliminación de la materia orgánica y una filtración del licor mezclado mediante procesos de membranas. Cada una de estas etapas puede considerarse y tratarse de forma independiente, pero hay que tener en cuenta que la sinergia de estas dos influirá en algunos de los parámetros de diseño. Estos parámetros son: la relación alimento/microorganismos (A/M), tiempo de retención medio celular ($TRMC$), tiempo de retención hidráulico (TRH) y la carga orgánica volumétrica. Estos parámetros son los mismos parámetros que se consideran para el diseño del proceso de lodos activados, pero con la diferencia que en el caso de los BRM se tiene un módulo de membranas que influirá de forma significativa en los valores de estos parámetros.

Como en el caso del proceso de lodos activados, el agua residual se introduce en el reactor, donde se mantiene un cultivo mixto de microorganismos. Estos en un biorreactor con membranas son complejos, y como en todo proceso biológico, se componen en su mayor parte de bacterias.

Estas están aglutinadas en flóculos o células que navegan libremente (bacterias libres nadadoras).

Los procesos biológicos convencionales con biomasa suspendida o fija, ejercen una presión de selección sobre la biomasa que tiende a favorecer la formación de flóculos bacterianos o biopelículas. En ambos casos, los microorganismos son adheridos por una mezcla compleja de polímeros celulares que impiden la difusión del sustrato y facilita así su posterior sedimentación. Pero en los BRM, los microorganismos utilizan la materia orgánica principalmente como una fuente de carbono para llevar a cabo sus funciones metabólicas en lugar de utilizarlo para su crecimiento. Además las altas velocidades tangenciales que generan los BRM limitan el tamaño de los flóculos, generando mayores velocidades de transferencia de masa hacia los microorganismos.

Una producción de lodo menor puede permitir que toda la materia orgánica que entra a la biomasa sea utilizada para el mantenimiento de la célula y no para su crecimiento. Además, el tamaño pequeño del flóculo favorece una mayor transferencia de oxígeno y materia orgánica hacia los microorganismos, que se traduce en un aumento de la actividad de los microorganismos.

En los BRM la retención de los microorganismos por las membranas hace posible mantener una concentración alta de biomasa en el reactor de

Tabla 5.7 Comparación entre las diferentes configuraciones de membranas

Geometría de la membrana	Eliminación de sólidos suspendidos	Control del ensuciamiento	Facilidad de limpieza	Turbulencia	Área/vol(m ² /m ³)	Costo por unidad de volumen
Placa plana	Buena	Limitado	Bajo-medio	Bajo-medio	400-600	Bajo
Tubular	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	20-30	Alto
Espiral	Bajo	Limitado	Medio	Buena	600-1200	Bajo
Fibra hueca	Bajo	Bajo	Muy bajo	Muy bajo	5000-40,000	Muy bajo

hasta 20 000 mg/L (Stephenson *et al.*, 2000; Judd 2006), lo que genera tiempos de retención medios celulares mayores y valores bajos de la relación A/M , que puede tomar valores entre 0.05 y 0.15 kg DBO/kg SSV d (Stephenson *et al.*, 2000; Judd 2006, Estrada Arriaga 2011).

El $TRMC$ se define como el tiempo que permanece la biomasa en el reactor y se expresa mediante la siguiente Ecuación 5.11.

$$TRMC = \frac{(V)(SSVLM)}{Q_p SSV_p} \quad \text{Ecuación 5.11}$$

donde:

- $TRMC$ = Tiempo de retención medio celular (d)
- V = Volumen del reactor (m^3)
- Q_p = Flujo del lodo de purga (m^3/d)
- SSV_p = SSV en la purga (mg/L)
- $SSVLM$ = SSV dentro del reactor (mg/L)

Por lo tanto al aumentar la concentración de biomasa aumenta el $TRMC$. Los BRM operan con $TRMC$ entre 20 a 40 días (Yoon *et al.*, 2004).

Para la relación A/M ocurre lo contrario, y está definida con la Ecuación 5.12.

$$\frac{A}{M} = \frac{S}{(TRH)(SSVLM)} \quad \text{Ecuación 5.12}$$

donde:

- A/M = Relación alimento/microorganismos (kg DBO/kg SSV d)
- S = Concentración de sustrato en el afluente, DBO o $DQObs$, kg / m^3
- TRH = Tiempo de retención hidráulico (d)
- $SSVLM$ = SSV dentro del reactor (mg/L)

En este caso, la concentración de la biomasa es inversamente proporcional a la relación A/M , con lo que al operar con mayores concentraciones de biomasa la relación alimento/microorganismos disminuye.

Tiempos de retención medio celular altos causan una menor producción de lodo en los BRM, generando entre 0.0 y 0.35 kg SSV/kg $DQO_{removida}$ (Estrada Arriaga 2011), mientras que un valor bajo de la relación A/M reduce el tiempo de retención hidráulico.

Para el diseño de un BRM, el TRH es uno de los parámetros más importantes ya que representa el tiempo que permanece el agua dentro del reactor y que está definido por la Ecuación 5.13.

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad \text{Ecuación 5.13}$$

donde:

- TRH = Tiempo de retención hidráulico (d)
- V = Volumen del reactor (m^3)
- Q = Flujo de alimentación (m^3/d)

El elemento clave de la tecnología de BRM es su capacidad de soportar variaciones y fluctuaciones de cargas hidráulicas y orgánicas, gracias a la posibilidad de mantener altas concentraciones de biomasa en el reactor.

El control completo del tiempo de retención medio celular es importante para permitir el desarrollo de microorganismos de crecimiento lento, como las bacterias nitrificantes (para la eliminación de compuestos nitrogenados) y de microorganismos especializados para la degradación de compuestos tóxicos y recalcitrantes. Además, la presencia de una membrana elimina los proble-

mas del crecimiento de organismos filamentosos, debido al control óptimo en el reactor del tiempo de residencia medio celular.

En lo que se refiere a la carga orgánica volumétrica, se define como la cantidad de materia orgánica oxidable por metro cúbico de alimentación por unidad de tiempo al día. Las carga aplicadas a los BRM se encuentran en el rango de 1.2 a 3.2 kg DQO/m³ d. La carga orgánica volumétrica, está definida por la Ecuación 5.14.

$$COV = \frac{S}{TRH} \quad \text{Ecuación 5.14}$$

donde:

- COV = Carga orgánica volumétrica (kg DQO/ m³d)
- S = Concentración de DBO o DQO en la alimentación (kg/m³)
- TRH = Tiempo de retención hidráulico (d)

Según la Ecuación 5.14, si se trata un mismo afluente de agua residual mediante un BRM y un sistema de lodos activados, la carga será mayor en el caso de los BRM debido a que el volumen del reactor es más pequeño.

Para obtener el volumen del reactor se debe calcular el área de filtrado total de las membranas, por lo que se deben conocer las características principales de los módulos de membranas, área de filtración del módulo de membranas (m²), el número de módulos por cassette y el flux, los cuales se obtienen con el proveedor. El área de filtrado se obtiene con la Ecuación 5.15.

$$\begin{aligned} \text{Área de filtrado} = & \\ & (\text{área del módulo de membranas}) \\ & (\text{número de módulos por cassette}) \end{aligned}$$

Ecuación 5.15

donde:

Área de filtrado (m²)

Área del módulo de membranas (m²)

El gasto del módulo se obtiene del área total de filtrado del módulo y del flux de las membranas (L/m² h) (Ecuación 5.16).

$$Q_{\text{filtrado}} = (\text{flux})(\text{área filtrado})$$

$$(\text{número de cassette})$$

Ecuación 5.16

donde:

$$Q_{\text{filtrado}} = \text{Gasto de agua que pasa a través del módulo de las membranas (m}^3\text{/d)}$$

Aireación

En los BRM, los difusores de aire tiene dos funciones importantes: mantener la biomasa suspendida mediante un flujo turbulento y proporcionar la cantidad de oxígeno necesario para las funciones metabólicas de los microorganismos aerobios. Además, en los BRM sumergidos, el sistema de difusores, situado por debajo del módulo de membranas se utiliza también para la propia limpieza de las membranas.

En los BRM, la demanda de oxígeno para el proceso biológico se incrementa respecto a la del sistema de lodos activados, ya que al operar con elevados TRMC, el sistema puede nitrificar, convirtiendo el amoníaco en nitratos y consumiendo de esta manera el oxígeno adicional. Por lo tanto, en este caso la demanda total de oxígeno se puede calcular como la suma de la demanda necesaria para la eliminación de la materia orgánica más la demanda de oxí-

geno para la conversión del nitrógeno con la Ecuación 5.17:

$$\frac{kgO_2}{d} = \frac{Q(S - S_e)}{f} - 1.42\Delta X + 4.33 Q(NT - NT_e)$$

Ecuación 5.17

donde:

- S = Concentración de DBO en el afluente (g/m³)
- S_e = Concentración de DBO en el efluente (g/m³)
- f = Factor de conversión de DBO a DBO total y tiene un valor comprendido entre 0.45 y 0.68 (Metcalf and Eddi, 2003)
- ΔX = Producción neta de biomasa (kg/d)
- NT = Concentración de nitrógeno en el afluente (g/m³)
- NT_e = Concentración de nitrógeno en el efluente (g/m³)
- 4.33 = Factor de conversión para la demanda de oxígeno necesario para la oxidación completa

Una vez conocida la tasa de consumo de oxígeno para la degradación de la materia orgánica, estimando la eficiencia específica de transferencia de oxígeno del sistema de aireación, se podrán determinar las necesidades reales de aire.

Así, los requerimientos del flujo de aireación se calculan a través de la tasa de consumo de oxígeno, la eficiencia específica de transferencia de oxígeno (η) y la profundidad del reactor (m) (Ecuación 5.18):

$$Q_{aire} = \frac{kg O_2 / d}{4(\eta)(m)} \quad \text{Ecuación 5.18}$$

Además, la eficiencia de transferencia de oxígeno (η) en un BRM depende de la concentración de la biomasa (Yoon *et al.*, 2004). En los BRM sumergidos, el flujo de aireación (flujo de aire por unidad de superficie de la membrana) permite una limpieza de esta, con la cual se pueden establecer ciertas relaciones entre este flujo de aireación y la PTM y a su vez con la producción del lodo y el tiempo de retención medio celular. El aumento del flujo cruzado del aire provoca un menor ensuciamiento de la membrana, teniendo en cuenta que el modelo de resistencias en serie permite un flujo de permeado constante, por lo que la PTM disminuirá.

Producción de biomasa

Una de las ventajas de los BRM es la baja producción de lodo (0.0 a 0.34 kg SSV/kg DBO (Stephenson *et al.*, 2000; Estrada Arriaga 2011)). Dado que los biorreactores con membranas pueden operar con altas concentraciones de biomasa, el TRMC es mayor que en el sistema de lodos activados. Según Stephenson *et al.*, (2000) se obtiene una producción de lodos de cero mediante concentraciones de biomasa de 50 000 miligramos por litro. Ahora bien, como los biorreactores con membranas operan con altas concentraciones de biomasa, la viscosidad del lodo aumenta y esto influye en el funcionamiento de la filtración, ya que dificulta el paso del agua a través de la membrana, haciendo que se necesite aumentar la velocidad de flujo cruzado o la presión transmembrana para mantener un flux de permeado constante. Además, también influye en el coeficiente de transferencia de oxígeno, por lo que se recomienda trabajar con concentraciones de biomasa en los BRM menores a 25 000 miligramos por litro. Como en el caso del proceso de lodos activados, en los BRM se produce una cantidad de SSV y a su vez se pier-

de otra debido a la respiración endógena de las bacterias. Así la producción neta de biomasa en el reactor puede calcularse de la forma siguiente (Ecuación 5.19).

$$\Delta X = \frac{QY(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} + \frac{QY(S - S_e)TRMC f_d k_d}{1 + k_d TRMC} = \text{Ecuación 5.19}$$

$$\frac{QY_n(NH - NH_e)}{1 + k_n TRMC}$$

donde:

- ΔX = Producción neta de biomasa (kg/d)
- Y = Coeficiente de producción neta de biomasa (kg SSV/kg DBO).
- S = Concentración de sustrato en el afluente (kg/m³)
- S_e = Concentración de sustrato en el efluente (kg/m³)
- Q = Flujo de alimentación (m³/d)
- k_d = Coeficiente de decaimiento (1/d).
- Y_n = Coeficiente de producción neta de biomasa por nitrificación (kg SSV/kg N-NH₄).
- $TRMC$ = Tiempo de retención medio celular (d)
- NH = Concentración de N-NH₄ en el afluente (kg/m³)
- NH_e = Concentración de N-NH₄ en el efluente (kg/m³)
- f_d = Fracción de biomasa remanente de respiración endógena, 0.10 a 0.15

El diseño de los BRM depende del flujo de operación, de las membranas seleccionadas y la demanda de aire. En la Tabla 5.8 y en la Tabla 5.9, se presentan los parámetros de operación

biológicos y los físicos de las membranas para el diseño de un BRM (Judd 2006).

5.2.3 CONSIDERACIONES DE DISEÑO

Las consideraciones de diseño de un BRM se basan en las constantes cinéticas, parámetros biológicos, datos de operación de las membranas y aireación. De la Tabla 5.10 a la Tabla 5.17, se muestran listas de valores que pueden tomarse como criterio de diseño para un BRM. Los valores de las constantes cinéticas más utilizados en el diseño de un BRM son: $K_s = 60$, $k_e = 0.08$, $\mu_{max} = 8$, $Y = 0.4$, $K_n = 0.07$, $K_{e,n} = 0.1$, $\mu_{m,n} = 0.7$, $Y_n = 0.13$ (Judd 2006). Durante el diseño de un BRM hay que tener en cuenta que estos valores no son necesariamente los más adecuados.

Determinación de DBO (S_e) de salida

El BRM es un reactor de mezcla completa de flujo continuo y que opera bajo régimen estacionario.

El balance de materia del sustrato que entra y sale del BRM puede escribirse con la Ecuación 5.20.

$$\left(\begin{array}{c} \text{Velocidad neta} \\ \text{de cambio en} \\ \text{el reactor} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{Velocidad a la} \\ \text{que el sustrato} \\ \text{entra en el reactor} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Velocidad a la} \\ \text{que el sustrato} \\ \text{abandona el reactor} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Velocidad a la} \\ \text{que el sustrato se} \\ \text{oxida en el reactor} \end{array} \right)$$

Ecuación 5.20

Bajo un régimen estacionario, la concentración de sustrato en el reactor permanece constante y, por lo tanto, la velocidad neta de cambio en el

reactor es cero. Al sustituir cada una de las velocidades de la expresión anterior se tiene:

$$0 = (Q S) - (Q S_e) - \frac{ds}{dt} V \quad \text{Ecuación 5.21}$$

La velocidad de consumo de sustrato se expresa por unidad de SSV presente en el reactor, y se define mediante la Ecuación 5.22

$$q = \frac{1}{SSVLM} \left(\frac{ds}{dt} \right) \quad \text{Ecuación 5.22}$$

Despejando ds/dt de la Ecuación 5.22 y luego sustituyendo este valor en la Ecuación 5.21 se obtiene la Ecuación 5.23.

$$q = \frac{1}{(SSVLM)(V)} (Q S - Q S_e) \quad \text{Ecuación 5.23}$$

ds/dt También puede expresarse con la Ecuación 5.24.

$$\left(\frac{ds}{dt} \right) = K S_e \quad \text{Ecuación 5.24}$$

Sustituyendo la Ecuación 5.22 en la Ecuación 5.23 y luego igualándola con la Ecuación 5.24 se tiene la Ecuación 5.25.

$$\frac{1}{SSVLM} K S_e = \frac{1}{(SSVLM)(V)} (Q S - Q S_e)$$

Ecuación 5.25

Ya que la concentración de SSV en equilibrio viene fijada por una operación específica del reactor continuo, la relación K/X es una constante que se denota mediante las variables k_{Tw} y k_{dTw} . La sustitución de este valor en la Ecuación 5.25, se tiene la siguiente Ecuación 5.26.

$$k S_e = \frac{1}{(SSVLM)(V)} (Q S - Q S_e)$$

Ecuación 5.26

Despejando DBO_e de la Ecuación 5.26, se obtiene la Ecuación 5.27.

$$S_e = \frac{Q S}{k_{Tw} SSVLM V + Q} \quad \text{Ecuación 5.27}$$

Tabla 5.8 Parámetros biológicos de operación

Datos iniciales		Datos calculados	Ecuación
Flujo promedio (m ³ /h)	Q	Tasa máxima específica de utilización del sustrato, (k) (kg/Kg/d)	$\frac{\mu_m}{Y}$
Flujo máximo (m ³ /h)	Q _{max}	DBO en el efluente (S) (kg/m ³)	$\frac{K_s (1 - k_d TRMC)}{TRMC Y (k - k_d) - 1}$
DBO en el afluente (kg/m ³)	S	Tasa de crecimiento específico de bacterias nitrificantes (μ_n) (kg/kg/d)	$\frac{1}{\theta_x}$
DQO biodegradable (kg/m ³)	DQO _b	Nitrógeno en el efluente (NT_e) (kg/m ³)	$\frac{K_n (\mu_n + k_{dn})}{\mu_{n,m} - k_{dn} - \mu_n}$
Sólidos suspendidos totales en el afluente (kg/m ³)	SST	Restos celulares (f_d) (kg/kg)	$\approx \frac{VSS}{S}$

Tabla 5.8 Parámetros biológicos de operación (Continuación)

Datos iniciales		Datos calculados	Ecuación
SST en el efluente (kg/m ³) (SST = 0)	SST _e	Producción celular (ΔX) (kg/d)	$\frac{QY(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} + \frac{f_d k_{ed} QY TRMC (S - S_e)}{1 + K_e TRMC} + \frac{QY_n NO_x}{1 + k_{dn} TRMC}$
Sólidos suspendidos volátiles (kg/m ³)	SSV	Sólidos no biodegradables (SSnb) (kg/d)	$(SST - SSV)Q$
Nitrógeno en el afluente (kg/m ³)	NTK	Concentración de nitratos, (NO _x) (kg/m ³)	$N_o - N + 0.12\Delta X$
Temperatura del agua residual (°C)	T	Flujo purga de lodos (m ³ /d)	$\frac{V}{TRMC}$
Tiempo de retención medio celular (d)	TRMC	Coefficiente de rendimiento observado, (Y _{obs}) mg SSV/mg DBO	$\frac{Y}{1 + k_d TRMC} + \frac{f_d k_d Y TRMC}{1 + k_d TRMC}$
Sólidos suspendidos en el licor mezclado (kg/m ³)	SSVLM	Volumen del tanque (m ³)	$\frac{\Delta X TRMC}{SSVLM}$
Relación tanque anóxico / tanque aerobio	V _a /V _{an}	Relación A/M (kg DBO/(kg SSV/d))	$\frac{(S)(Q)}{(V)(SSVLM)}$
Tasa de crecimiento máximo específico (heterótrofos) (kg SSV/kg SSV/d)	μ_m	Requerimiento de oxígeno, (m _o) (kg/d)	$\left[(S - S_e) - \frac{1.42\Delta X}{Q} + 4.33NO_x - 2.83NO_x \right]$
Constante de saturación (heterótrofos) (kg/m ³ DBO)	K _s	Flujo de aireación por requerimientos biológicos, (Q _{A,b}) (kg/d)	$\frac{R_o x n}{\rho_A 0.21 \alpha \beta_T}$
Coefficiente de decaimiento endógeno (heterótrófico), (kg SSV/kg SSV/d)	K _d	Factor α	$e^{-0.084x}$
Eficiencia de transferencia de oxígeno (%)	η		
Coefficiente de producción neta de biomasa (heterótrofos) kg SSV/kg DBO	Y	Purga de lodos, (Q _p) (m ³ /d)	$\frac{V}{TRMC}$
Tasa de crecimiento máximo específico (nitrificación), (kg SSV/kg SSV/d)	$\mu_{m,n}$	Lodo residual por unidad de permeado, (Q _{p,v}) (m ³ /(m ³ /d))	$\frac{Q_p}{J'_{net} A_m}$
Coefficiente de decaimiento endógeno (nitrificación), (kg SSV/kg SSV/d)	K _d	Aireación por unidad de permeado (R _p) (m ³ /(m ³ /d))	$\frac{Q_{A,b}}{\rho_A J'_{net} A_m}$
Coefficiente de crecimiento de biomasa observada por nitrificación, kg SSV/kg DBO.	Y _n		

Tabla 5.9 Parámetros físicos de operación

Datos iniciales		Datos normalizados	
Flux (L/m ² h)	J	Flux correlacionada con la temperatura, (J'), (L/m ² h)	$J/1.024^{T-20}$
Presión transmembrana (bar)	$\Delta P_m (PTM)$	Permeabilidad correlacionada con la temperatura, (L/m ² h bar)	$J' / \Delta P_m$
Tasa de aireación (m ³ /h)	$Q_{A,m}$	Tasa de aireación correlacionada con la temperatura y presión, ($Q'_{A,m}$) (m ³ /h)	$Q_{A,m} \left[\frac{293}{T_{a,K}} \right] \left[\frac{P_a 1}{101.325} \right]$
Temperatura del agua residual (°K)	$T_{w,K}$	Flux neto correlacionada con la temperatura, (J'_{net}) (L/m ² h)	$n \frac{(J'tb - J'b\tau b)}{tc + \tau c}$
Temperatura del aire en la entrada (°K)	$T_{a,K}$	Demanda de aireación de la membrana por unidad de área de membrana, (SAD_m) (N m ³ /(h m ²))	$Q'_{A,m} / A'_m$
Presión del aire de entrada (kPa)	$P_{a,1}$	Demanda de aireación de la membrana por unidad de flujo, (SAD_p)	$\frac{Q'_{A,m}}{J'_{net} A_m}$
Área de membrana (m ²)	A_m	Demanda de energía de la aireación específica de membrana, ($W_{b,v}$) (kWh/m ³)	$\frac{kQ'_{A,m}}{\rho a J'_{net} A_m}$
Intervalo de retrolavado (h)	t_b		
Duración de retrolavado (h)	τ_b		
Flux de retrolavado (L/m ² h))	J_b	Masa del reagente químico por unidad de volumen permeado, (M_c) (kg/m ³)	$\frac{C_c V_c}{J'_{net} A_m (t_c + \tau_c)}$
Intervalo de limpieza química (h)	t_c		
Duración de limpieza química (h)	τ_c		
Concentración reactivo químico limpieza (kg/m ³)	C_c		
Volumen de limpieza con reactivo químico (m ³)	V_c		
Eficiencia de la bomba (%)	ξ		

Tabla 5.10 Constantes cinéticas para el diseño de un BRM

Constante	Rango	Unidad	Constante	Rango	Unidad
K_s	6–192	kg/m ³	K_n	0.01–0.1	g NH ₄ /m ³
k_e	0.023–0.2	por día	$k_{e,n}$	0.025–0.15	por día
μ_m	3–13.2	por día	$\mu_{m,n}$	0.2–2.21	por día
Y	0.28–0.67	kg SSV/kg DBO	Y_n	0.1–0.15	kg SSV/kg NH ₄

Tabla 5.11 Constantes cinéticas para DBO y amoniacio

DBO			AMONIACO		
Parámetro	Valor	Unidad	Parámetro	Valor	UNIDAD
T = 20°C					
K_s	60	kg/m ³	$\mu_{n,m}$	0.41	g/(g/d)
k_e	0.06	por día	k_n	0.05	kg/m ³
Y	0.4	g/g DBO	k_{nd}	0.07	g/(g/d)
μ_{max}	4.7	g/(g SSV/d)	Y_n	0.13	g/(g/d)
f_d	0.68-0.86	g SST/g alimento	μ_n	0.04	g/(g/d)
Y_{obs}	0.64	g/g DBO			

Tabla 5.12 Parámetros biológicos de operación para el diseño de un BRM

Parámetro	Valor	Unidad	Parámetro	Valor
SSVLM	4.0 - 20.0	kg/m ³	V_{an}/V	0.30
TRMC	20 - 40	días	r	2.0

Tabla 5.13 Parámetros biológicos de operación para el diseño de un BRM

Parámetro	Valor	Unidad	Parámetro	Valor	Unidad
V	2 980	m ³	TRH aerobio (promedio)	14.3	h
V_{an}		m ³	TRH aerobio (pico)		h
S	894	kg/m ³	TRH anóxico (promedio)	3.0	h
NT	0.81	kg/m ³	TRH anóxico (pico)	4.3	h
R_o	0.018 a 1395	kg/d	R'_o	0.9 a 1.434	N kg/d

Tabla 5.14 Datos de operación de las membranas

Parámetro	Valor	Unidad	Parámetro	Valor	Unidad
K	100	L/m ² h bar	ΔP_m	0.25	bar
J	25	L/m ² h	SAD_m	0.92	m ³ /(m ² h)
t_b	0.167	h	t_c	168	h
τ_b	0.013	h	τ_c	2	h
J_b	35	L/m ² h	C_c	0.25	kg/m ³
n	938		$J_{limpieza\ in\ situ}$	45	L/m ² h

Tabla 5.15 Producción de lodos

Parámetro	Valor	Unidad
NO_x	40	kg/m ³
P_x	654	kg/d
X_0	300	kg/d
$P_x + X_0$	954	kg/d
Q_p	119	m ³ /d
$Q_p / (J'_{net} A_m)$	0.02	m ³ /m ³

Tabla 5.16 Diseño de aireación

Parámetro	Valor	Unidad
Profundidad del tanque	3	m
$P_{a,2}$	131	kPa
Eficiencia de transferencia de oxígeno en las membrana	0.06	%
Eficiencia de transferencia de oxígeno en el reactor biológico	0.14	%
$Q'_{A,m}$	1.61	N m ³ /s
O ₂ transferido por la aireación en la membrana	24.87	kg/d
O ₂ requerido para mantener la biología	1 409	kg/d
$Q'_{A,b}$	1.38	Nm ³ /s

Tabla 5.17 Requerimientos de energía

Soplador parámetro	Valor	Unidad	Bomba de líquido parámetro	Valor	Unidad
Soplador	0.50		bomba	0.45	
Potencia (biológica)	80.70	kW	Potencia (permeado)	3.44	KW
W_b	0.40	kWh/m ³	W_n	0.02	kWh/m ³
Potencia (membrana)	94.27	KW	Poder (reciclo)	9.11	KW
$W_{b,v}$	0.46	kWh/m ³	W_p	0.04	kWh/m ³

5.2.4 LIMPIEZA DE LAS MEMBRANAS

Reducción de la colmatación de las membranas

La colmatación de las membranas puede reducirse de tres formas:

- Por medio de un pretratamiento o tratamiento *in situ*

- Provocando una turbulencia en las membranas
- Reduciendo el flujo de alimentación (condiciones subcríticas)

Todas estas operaciones generan costos adicionales al proceso, la segunda genera un costo de operación y las otras dos un costo de inversión. La generación de turbulencia mediante el siste-

ma de aireación es la forma más adecuada para la reducir la colmatación en los BRM, sin embargo, llega un momento en el cual se tiene que realizar un lavado químico de las membranas.

Por otro lado, la reducción de la colmatación de las membranas (condiciones subcríticas), es la técnica más utilizada por los BRM sumergidos, ya que si trabaja con condiciones subcríticas del flux de permeado, los BRM operan con presiones transmembrana bajas, lo que provoca una menor colmatación de las membranas.

Para prevenir la continua acumulación de sólidos sobre la superficie de las membranas, es necesario llevar a cabo una limpieza física y química de las membranas.

Limpieza física

Retrolavado. Una parte del efluente tratado o permeado es recirculado a contracorriente para la limpieza de las membranas. Debido a la alta recirculación del flujo, se genera una turbulencia sobre la superficie de las membranas, removiendo de esta manera, las partículas depositadas sobre la superficie de las membranas. El intervalo de retrolavados puede variar de 15 hasta 60 segundos con un flux de retrolavado de 3 veces el flux.

Relajación: Una estrategia para la limpieza de las membranas es establecer periodos en el cual el flux se interrumpe durante unos cuantos segundos.

En los BRM se emplean ciclos de filtrados/retrolavados los cuales pueden estar en el rango de 5 a 60 min/15 a 60 min (típico 10 min/1min).

Inyección de aire + retrolavado. Una mezcla de agua (retrolavado) y aire se puede utilizar para la limpieza, y provocar de esta manera una turbulencia en la superficie de las membranas, desprendiendo así, las partículas retenidas en la superficie de las membranas.

Si las membranas se encuentran sumergidas, la aireación con burbujas gruesas procedente de la parte inferior del módulo de membranas, permite eliminar las partículas acumuladas en ella. Aun así, y en el caso de las membranas externas, para restaurar el flux es necesario llevar a cabo una limpieza física y química de las membranas.

La frecuencia de limpieza de las membranas depende de las condiciones de operación (tiempo de operación, características del agua de alimentación, flux, entre otros). Por lo tanto, el retrolavado es un proceso completamente automatizado, controlado en la mayoría por relojes programables o temporizadores. El retrolavado puede iniciar cuando la PTM se incrementa (hasta una cierta presión) y el flux se reduce hasta un cierto porcentaje respecto al flux inicial. La secuencia de los retrolavados puede ser iniciado mediante un algoritmo matemático (Vargas *et al.*, 2008).

También, la secuencia de retrolavados puede ser iniciada después de un período programado de operación, sin tener en cuenta la presión transmembrana. Finalmente, el retrolavado puede programarse para comenzar después de que un volumen de permeado predeterminado se haya producido (Buckley y Jacangelo, 1998). En la mayoría de los casos, el retrolavado tiene lugar cada 30 o 60 minutos de operación y dura un tiempo entre 5 y 60 s (Vargas *et al.*, 2008; Buckley y Jacangelo, 1998).

Limpieza química

La limpieza química de las membranas se requiere cada vez que el flux disminuye un 20% respecto al flux de operación. En la mayoría de los casos, la limpieza química se lleva a cabo entre los 3 y 6 meses. Para la limpieza química de las membranas, se utiliza comúnmente hipoclorito de sodio (NaClO), aunque también se utilizan otros agentes alcalinos para la eliminación de los colmatantes orgánicos, mientras que la limpieza ácida es requerida para asegurar la eliminación de los precipitados inorgánicos. En la Tabla 5.18, se muestran los protocolos utilizados durante la limpieza química de las membranas (Judd 2006).

Es importante decir que una vez que se detecte que las membranas están sucias, éstas deben ser limpiadas inmediatamente, ya que si una membrana sucia continua operando, su deterioro puede ser irreversible haciendo entonces, necesario su remplazo.

5.3. EJEMPLO DE DISEÑO

Para el diseño del biorreactor con membranas se consideran los siguientes aspectos:

1. La concentración de SSV en el afluente se considera despreciable
2. La membrana en el reactor permite que la concentración de SSVLM esté comprendida normalmente entre 10 000 y 20 000 miligramos por litro. Se considera una concentración de 15 000 mg SSVLM/L. Para mantener constante esta concentración en el reactor, es necesario purgar del sistema una cantidad de sólidos equivalente a la producción del lodo biológico en el mismo sistema

3. La DBO insoluble se remueve del agua residual gracias a la presencia de las membranas
4. La DBO soluble en el licor mezclado se considera igual a la DBO del efluente ya que las membranas utilizadas no elimina material disuelto
5. Se considera que el reactor es de mezcla completa y que opera en continuo

II. Datos sobre la calidad de la entrada	Verano	Invierno
T (°C)	22	12
	L/s	m ³ /d
Q	0.79	68.20
	mg/L	Kg/m ³
DBO	220	0.220
NT (N)	44	0.044
NTK	40	0.040
N-NH ₄ (NH)	38	0.38
PT	8	0.008

II. Datos sobre la calidad de la salida	mg/L	Kg/m ³
DBO _e	15	0.015
NT (N _e)	32	0.032
NTK _e	29	0.029
N-NH ₄ (NH _e)	0.8	0.0008
PT _e	2	0.002

III. Información para el diseño del reactor.	mg/L	Kg/m ³
SSVLM	15 000	15
SSV _p		15
TRMC (d)		20
K (m ³ /kg d)		17
Coefficiente de Arrhenius para K		1.03
K _d (1/d)		0.06
Coefficiente de Arrhenius para K _d		1.05
k _{dn} (1/d)		0.08

Coefficiente de Arrhenius para k_{dn}		1.04
Y (kg SSV/Kg DBO)		0.7
Y_n (kg SSV/ kg N-NH ₄)		0.12
f_d		0.15
RTO = Rendimiento de transferencia de oxígeno (Kg O ₂ /HP d)		20.4

Temperatura ambiente (° C)	Verano	Invierno
	26	12

Solución

Paso 1. Elección de la membrana

Para el diseño del BRM se ha seleccionada una membrana de fibra hueca de ultrafiltración de material polimérico PVDF (fuera – dentro) (Ilustración 5.14), considerando lo siguiente:

La membrana de fibra hueca puede retrolavarse periódicamente, lo cual contribuye a compensar el ensuciamiento, retardar el lavado químico y aumentar el tiempo de uso de la membrana. Posee una presión transmembranal baja y uniforme, lo que permite una reducción del ensuciamiento. La elección fuera – dentro permite que se puedan tratar afluentes con mayor con-

centración de sólidos en suspensión. En este tipo de membranas, la filtración se consigue con flujos críticos aproximadamente entre 40 a 70 L/m² h bajo una PTM entre 10 a 50 KPa, la cual se obtiene mediante una combinación de una presión estática en el lado del reactor y una presión negativa en el lado del permeado usando bombas centrífugas convencionales. Esta membrana consta de fibras huecas de 1.9 mm de diámetro exterior, 0.8 mm diámetro interior y un tamaño de poro nominal de 0.04 μm. En Tabla 5.19, se muestran sus dimensiones y características, en la Tabla 5.20, se muestra la hoja técnica y en Tabla 5.21 información general.

Aunque la calidad del efluente requiere 15 mg/L, se empleará un valor inferior por la capacidad que tiene la membrana para la reducción del mismo.

Paso 2. Cálculo del número de tanques de aireación con membranas sumergidas en su interior que debe tener la planta para tratar 68.20 m³ de agua residual.

$$Q_F = JA_F N_C = 0.48 \cdot 158 \cdot 1$$

$$= 75.84 \frac{m^3}{d}$$

Ecuación 5.28

Tabla 5.18 Protocolos de limpieza para diferentes BRM

	Tipo A	Tipo B	Tipo C	Tipo D
	Recuperación			
Reactivos Usados	NaClO 0.5%, Ácido oxálico 1%	NaClO, 0.3% Ácido cítrico	NaClO, 0.2% Ácido cítrico, 0.2-0.3% (pH 2-3)	NaClO, 100 mg/L como Cl ₂
Protocolo	Limpieza <i>in situ</i> durante 2 horas; reactivos aplicados consecutivamente	Limpieza <i>in situ</i> durante 2 horas y la inmersión durante 2 horas más	Tanque de drenado y membranas son lavadas con manguera; retrolavados con reactivo hasta que se establezca el flujo	Tanque de drenado y membranas lavadas con agua durante 10 min; inyección de aire y retrolavado durante 4 min.
Mantenimiento Zenon	Reactivo NaClO	Concentración 250 mg/L	Duración 10-15s x 3retrolavados en 55 L/m ² h, 30 s de relajación entre ciclos	

Ilustración 5.14 Módulo de membrana de fibra hueca de ultrafiltración utilizada para el diseño del BRM

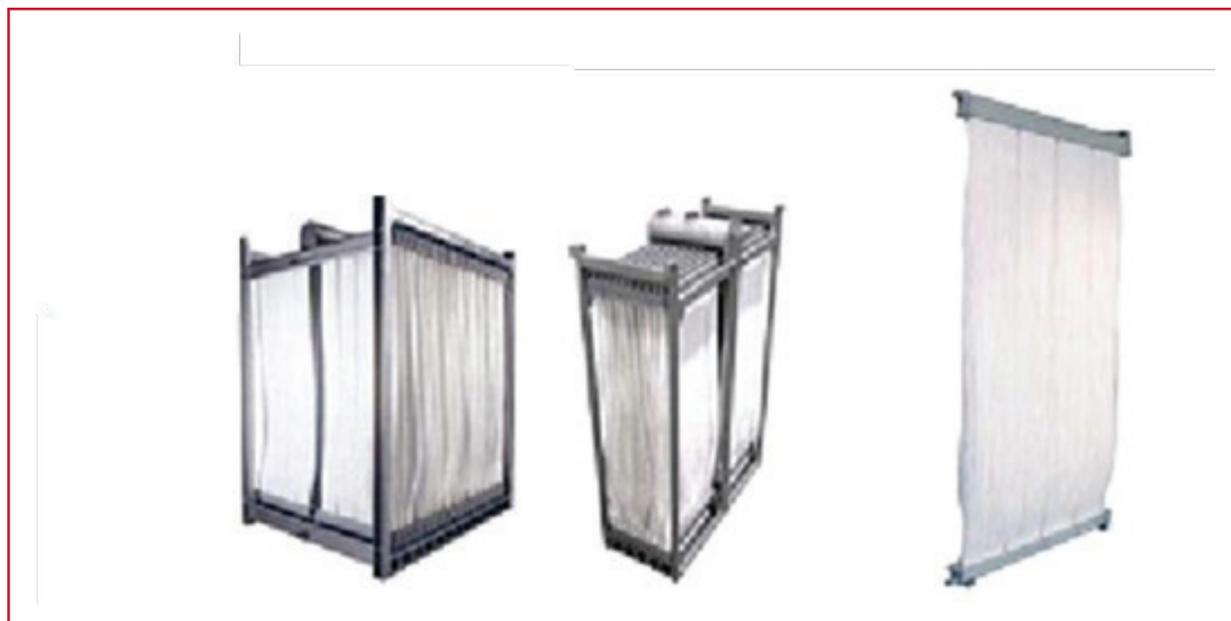


Tabla 5.19 Dimensiones de módulo de membrana y cassette

Descripción	Características
Dimensiones del módulo (cm)	Altura: 219.8 Ancho: 84.4 Grosor: 4.9
Área de filtración (m ²)	31.6
Número de módulos por cassette (N _c)	Se proponen 5 módulos
Dimensiones del cassette (cm)	Altura: 219.8 Longitud: 170 Ancho: 84.4
Área de filtración del cassette (A _{filtración cassette}) (m ²)	5•31.6 = 158

donde:

Q_F = Capacidad de tratamiento por el módulo (cassette)

$$N_T = \frac{Q_F}{Q} = \frac{75.84}{68.2} = 1.1 = 1 \text{ tanque}$$

Ecuación 5.29

De acuerdo a los resultados de Q_F , el número de módulos de membranas propuesto es correcto ya que el flujo de alimentación es de 68.2 m³/d y la capacidad de filtrado por el cassette es de 75.84 m³/d. Conociendo la cantidad de agua que se puede tratar por cassette, se procede a calcular el número de tanques de aireación necesarios.

donde:

N_T = Número de tanques necesarios

Paso 3. Calcular el volumen del tanque.

Según los datos de la Tabla 5.21, cada cassette contará con 5 módulos. El volumen ocupado por

Tabla 5.20 Características del módulo

Tipo de módulo	WW	DW
Aplicación	Bioreactor	Todas
Área superficial nominal de la membrana	31.6 m ²	31.6 a 40.9 m ²
Dimensiones del módulo		
Alto	2 198 mm	
Medio	844 mm	
Bajo	49 mm	
Peso del módulo		
De embarque	30 kg	32 kg
De operación (varia con la acumulación de sólidos)	30 a 74 kg	30 a 74 kg
Propiedad de la membrana		
Material	PVDF	
Tamaño de poro nominal	0.04 micron	
Propiedades de la superficie	No iónica & Hidrofóbica	
Diámetro de la fibra	1.9 mm DE/0.8 mm DI	
Trayectoria de flujo	De afuera hacia adentro	
Especificaciones de operación		
Rango de PTM	-55 a 55 kPa	-90 a 90 kPa
Temperatura máxima	40 °C	
Rango de pH	5.0 a 9.5	
Especificaciones de limpieza		
Temperatura máxima	40 °C	
Rango de pH	2.0 a 10.5	
Concentración de cloro	1 000 mg/L	

el cassette es de 3.15 m³ (Ilustración 5.15). El peso por módulo es de 30 kg. Por lo tanto, el del cassette es de 150 kg, más accesorios es de 200 kg. Para calcular el volumen desplazado de agua por el cassette dentro del tanque se determina el empuje del agua (Newton) multiplicando el peso del cassette por la gravedad (9.81 m²/s). Además se debe considerar la densidad del licor mezclado ($\rho_{\text{licor mezclado}} = 1,015 \text{ kg/m}^3$).

$$\begin{aligned} \text{Empuje del agua} &= \\ &= (\text{Peso cassette})(\text{gravedad}) \\ &= 200 * 9.81 = 1962 \text{ N} \end{aligned}$$

Ecuación 5.30

$$\begin{aligned} \text{Volumen desplazado} &= \\ &= \frac{\text{Empuje del agua}}{(\rho_{\text{licor mezclado}})(\text{gravedad})} = \frac{1962}{1015 * 9.81} \\ &= 0.197 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Ecuación 5.31

Tabla 5.21 Información de las membranas

Parámetro	Valor
J (Flux)	20 L/m ² h (por debajo del flujo crítico) = 0.48 m ³ /m ² ·d
PTM	0.5 bar
N _C	1 Cassette
N _M	5
A _F	158 m ²

Se proponen las dimensiones del tanque de acuerdo a las dimensiones del cassette y al volumen desplazado:

- Alto = 3 m
- Ancho = 1 m
- Largo = 2 m

El volumen del reactor es de 6 m³.

Paso 4. Calcular el TRH.

$$TRH = \frac{V}{Q} = \frac{6}{68.2} = 0.088 \text{ d} = 2.11 \text{ h}$$

Paso 5. Calcular la relación alimento/microorganismo (A/M)

$$\frac{A}{M} = \frac{DBO}{TRH \cdot SSVLM}$$

$$= \frac{0.22}{0.088 \cdot 15} = 0.17 \frac{\text{kg DBO}}{\text{kg SSV} \cdot \text{d}}$$

Paso 6. Empleando la calidad del agua que entra y salida, calcular la cantidad de sustrato (kg DBO_r) que debe ser eliminado.

$$\frac{\text{kg DBO}_r}{d} = (DBO - DBO_e)Q$$

$$= (0.22 - 0.015) \cdot 68.2 = 13.98 \frac{\text{kg DBO}}{d}$$

Paso 7. Cálculo de la potencia requerida para la aireación.

Esta constituye una estimación preliminar por lo que más adelante se verificará, de no existir

acuerdo con este valor, se seguirá un procedimiento iterativo hasta alcanzar la convergencia deseada.

$$HP = \frac{Q(S - S_e)}{21} = \frac{68.2 \cdot (0.22 - 0.015)}{21}$$

$$= 0.67 \text{ Cv} = 0.67 \text{ HP}$$

Ecuación 5.32

Paso 8. Cálculo de la temperatura del licor mezclado (T_a) del reactor en invierno y verano con la Ecuación 5.33.

$$T_a = \frac{41.66667 Q T + 1134 HP T_{amb}}{41.66667 Q + 1134 HP}$$

Ecuación 5.33

donde:

- T_{amb} = Temperatura ambiente (°C)
- T = Temperatura del agua (°C)
- T_a = Temperatura del licor mezclado (°C)

Condiciones de verano:

$$T_a = \frac{41.66667 Q T \cdot 68.2 \cdot 22 + 1134 \cdot 0.67 \cdot 26}{41.66667 \cdot 68.2 + 1134 \cdot 0.67}$$

$$= 22.84 \text{ °C}$$

Condiciones de invierno:

$$T_a = \frac{41.66667 Q T \cdot 68.2 \cdot 12 + 1134 \cdot 0.67 \cdot 8}{41.66667 \cdot 68.2 + 1134 \cdot 0.67}$$

$$= 11.16 \text{ °C}$$

Paso 9. Cálculo de los parámetros biocinéticos.

Condiciones de verano:

$$K_{22.84} = 17 \cdot 1.03^{22.84-20} = 18.489 \frac{m^3}{kg d}$$

$$K_{d22.84} = 0.06 \cdot 1.05^{22.84-20} = 0.069 \frac{1}{d}$$

$$K_{dn22.84} = 0.08 \cdot 1.04^{22.84-20} = 0.089 \frac{1}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$K_{11.16} = 17 \cdot 1.03^{11.16-20} = 13.091 \frac{m^3}{kg d}$$

$$K_{d11.16} = 0.06 \cdot 1.05^{11.16-20} = 0.039 \frac{1}{d}$$

$$K_{dn11.16} = 0.08 \cdot 1.04^{11.16-20} = 0.057 \frac{1}{d}$$

Paso 10. Cálculo de la DBO (S_e) de salida.

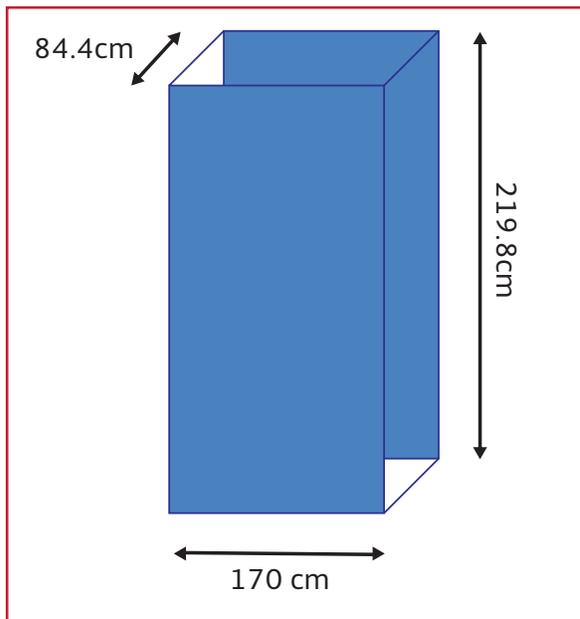
$$S_e = \frac{QS}{K SSVLM V + Q}$$

Condiciones de verano:

$$S_e = \frac{68.2 \cdot 0.22}{18.489 \cdot 15 \cdot 6 + 68.2}$$

$$= 0.0087 \frac{kg}{m^3} = 8.7 \frac{mg}{L}$$

Ilustración 5.15 Dimensiones del cassette



Condiciones de invierno:

$$S_e = \frac{68.2 \cdot 0.22}{13.091 \cdot 15 \cdot 6 + 68.2} =$$

$$0.0120 \frac{kg}{m^3} = 12.0 \frac{mg}{L}$$

Paso 11. Cálculo de la producción neta de biomasa, ΔX :

$$\Delta X = \frac{QY(S - S_e)}{1 + k_d TRMC} +$$

$$\frac{QY_n(NH - NH_e)}{1 + k_{dn} TRMC} +$$

$$\frac{QY_n(NH - NH_e)}{1 + k_{dn} TRMC}$$

Condiciones de verano:

$$\Delta X = \frac{68.2 \cdot 0.7 \cdot (0.22 - 0.0087)}{1 + 0.069 \cdot 20} +$$

$$\frac{68.2 \cdot 0.7 \cdot (0.22 - 0.0087) \cdot 20 \cdot 0.15 \cdot 0.069}{1 + 0.069 \cdot 20} +$$

$$\frac{68.2 \cdot 0.12 \cdot (0.038 - 0.0008)}{1 + 0.089 \cdot 20} = 5.23 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$\Delta X = \frac{68.2 \cdot 0.7 \cdot (0.22 - 0.012)}{1 + 0.039 \cdot 20} +$$

$$\frac{68.2 \cdot 0.7 \cdot (0.22 - 0.012) \cdot 20 \cdot 0.15 \cdot 0.039}{1 + 0.039 \cdot 20} +$$

$$\frac{68.2 \cdot 0.12 \cdot (0.038 - 0.0008)}{1 + 0.057 \cdot 20} = 6.37 \frac{kg}{d}$$

Paso 12. Cálculo la demanda de oxígeno

$$\frac{kg O_2}{d} = Q(S - S_e) - 1.42 \Delta X +$$

$$4.33 Q(NH - NH_e)$$

Condiciones de verano:

$$\frac{kg O_2}{d} = 68.2 \cdot (0.22 - 0.0087) - 1.42 \cdot 5.23$$

$$+ 4.33 \cdot 68.2 \cdot (0.038 - 0.0008) = 17.97$$

Condiciones de invierno:

$$\frac{kg O_2}{d} = 68.2 \cdot (0.22 - 0.0120) - 1.42 \cdot 6.37$$

$$+ 4.33 \cdot 68.2 \cdot (0.038 - 0.0008) = 16.13$$

Paso 13. Cálculo de la potencia requerida de aireación para verano (Ecuación 5.34). Posteriormente comparar con la potencia que se calculó en el paso 8, de existir una diferencia entre ambas potencias, se realizará iteraciones del paso 8 al 14 hasta que la pareja de P y T_a concuerden con P' y T_a' .

$$P' = \frac{kg O_2/d}{RTO}$$

Ecuación 5.34

Condiciones de verano

$$P' = \frac{17.97}{20.40} = 0.88 \text{ HP}$$

Este valor es mayor al obtenido en el paso 7, por lo que se realizarán iteraciones con la ayuda de una hoja de cálculo hasta llegar a un valor aproximado (Tabla 5.22).

De la Tabla 5.22, se obtiene en dos cálculos, que la potencia requerida es de 0.88 HP's.

Paso 14. Cálculo del gasto de purga:

Consideraciones:

- La concentración de SSV en el afluente es cero ($SSV = 0$)
- Las membranas de MF o UF impide el paso de los SSV a través de ellas. Por lo que la concentración de sólidos en el efluente es cero ($SSV_e = 0$).
- Lo anterior permite establecer que SSV de purga (SSV_p) serán iguales a los SSVLM.

Condiciones de verano:

$$Q_p = \frac{\Delta X + Q SSV - Q SSV_e}{SSV_p - SSV_e}$$

$$= \frac{5.21}{15} = 0.35 \frac{m^3}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$Q_p = \frac{\Delta X + Q SSV - Q SSV_e}{SSV_p - SSV_e}$$

$$= \frac{6.39}{15} = 0.43 \frac{m^3}{d}$$

Paso 15. Cálculo del flujo de salida.

Condiciones de verano:

$$Q_e = Q - Q_p = 68.20 - 0.35 = 67.85 \frac{m^3}{d}$$

Condiciones de invierno:

$$Q_e = Q - Q_p = 68.20 - 0.43 = 67.77 \frac{m^3}{d}$$

Paso 16. Cálculo de la carga orgánica volumétrica que se aplica al BRM.

$$COV = \frac{SQ}{V} \quad \text{Ecuación 5.35}$$

$$COV = \frac{0.22 \cdot 68.2}{6} \cdot 2.5 \frac{kg DBO}{m^3 d}$$

Paso 17. Cálculo del nitrógeno requerido.

Condiciones de verano:

$$NM = 0.122 \Delta X = 0.122 \cdot 5.21 = 0.637 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno

$$NM = 0.122 \Delta X = 0.122 \cdot 6.39 = 0.780 \frac{kg}{d}$$

Perdido por salida de agua tratada

Condiciones de verano

$$NP = Q_e N_e = 67.85 \cdot 0.032 = 2.171 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno

$$NP = Q_e N_e = 67.77 \cdot 0.032 = 2.169 \frac{kg}{d}$$

Disponible en la entrada

$$ND = QN = 68.2 \cdot 0.044 = 3.001 \frac{kg}{d}$$

Balance

Condiciones de verano

$$\begin{aligned} BN &= ND - NM - NP \\ &= 3.001 - 0.637 - 2.171 = 0.193 \frac{kg}{d} \end{aligned}$$

Condiciones de invierno

$$\begin{aligned} BN &= ND - NM - NP \\ &= 3.001 - 0.780 - 2.169 = 0.052 \end{aligned}$$

No se requiere adicionar nitrógeno al sistema.

Paso 18. Cálculo del fósforo requerido.

Condiciones de verano

$$PM = 0.023 \Delta X = 0.023 \cdot 5.21 = 0.120 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno

$$PM = 0.023 \Delta X = 0.023 \cdot 6.39 = 0.147 \frac{kg}{d}$$

Perdido por salida de agua tratada

Condiciones de verano

$$PP = Q_e P_e = 67.85 \cdot 0.002 = 0.136 \frac{kg}{d}$$

Condiciones de invierno

$$PP = Q_e P_e = 67.77 \cdot 0.002 = 0.136 \frac{kg}{d}$$

Disponible en la entrada

$$PD = QP = 68.2 \cdot 0.008 = 0.546 \frac{kg}{d}$$

Balance

Condiciones de verano

$$\begin{aligned} BP &= PD - PM - PP \\ &= 0.546 - 0.120 - 0.136 = 0.290 \frac{kg}{d} \end{aligned}$$

Condiciones de invierno

$$\begin{aligned} BP &= PD - PM - PP \\ &= 0.546 - 0.147 - 0.136 = 0.263 \frac{kg}{d} \end{aligned}$$

No se requiere adicionar fósforo al sistema.

Paso 19. Cálculo del tanque para el permeado

Este tanque tiene la función de evitar la acumulación de las partículas sólidas sobre la superficie de las membranas, por lo cual, se almacena una pequeña cantidad de agua tratada que será recirculada a partir de una bomba. La frecuencia de limpieza dependerá de condiciones y el tiempo de operación, las características del agua de alimentación, y el flux entre otros. En la mayor parte de los casos, el retrolavado tiene lugar cada 30 – 60 min de trabajo del sistema, y durar un tiempo de 1 a 3 minutos, realizándose de manera continua mientras el sistema se encuentre en operación.

1. Considerar que el flujo de retrolavado necesario es de 1.5 veces el flux. Con la Ecuación 5.36 y Ecuación 5.37 se calcula el flujo de retrolavado (Q_R).

$$F_R = 1.5J \quad \text{Ecuación 5.36}$$

$$F_R = 1.5 \cdot 0.48 = 0.72 \frac{m^3}{m^2 d}$$

$$Q_R = F_r A_F \quad \text{Ecuación 5.37}$$

$$Q_R = 0.72 \cdot 158 = 113.76 \frac{m^3}{d} = 0.00132 \frac{m^3}{s}$$

El retrolavado como máximo dura 3 minutos:

$$V_R = 0.00132 \cdot 180 = 0.238 m^3$$

Por lo que se requerirá un volumen de agua de 0.237 m³.

Tabla 5.22 Iteraciones para determinar la potencia necesaria de aeración para el BRM

No. De cálculo	1		2	
	Verano	Invierno	Verano	Invierno
T_a (°C)	22.84	11.16	23.04	10.96
K (m ³ /kg d)	18.489	13.091	18.599	13.013
k_d (1/d)	0.069	0.039	0.070	0.039
k_{dn} (1/d)	0.089	0.057	0.090	0.056
S_e (kg/m ³)	0.0087	0.0120	0.0086	0.0121
ΔX (kg/d)	5.23	6.37	5.21	6.39
kg O ₂ /d	17.97	16.13	18.01	16.09
P' (HP)	0.88		0.88	

2. Proponer que el agua de permeado permanezca en el tanque al menos 1 hora (0.0417 d). El volumen del tanque es:

$$V_{TP} = Q_R TRH_{TP} \quad \text{Ecuación 5.38}$$

$$V_{TP} = 113.76 \cdot 0.0417 = 4.74 \text{ m}^3$$

Se proponen las siguientes dimensiones del tanque, con un bordo libre de 0.3 m:

- Ancho = 1.2 m
- Largo = 2 m
- Profundidad = 2.3 m

3. En los BMS, la fuerza impulsora a través de las membranas se alcanza creando una presión negativa del lado del permeado, o mediante una succión a través de la propia membrana. Para ello se utiliza una bomba de succión con una $PTM = 0.5$ bar. Esta bomba es la misma que impulsará el flujo de permeado hacia las membranas para su limpieza. La potencia de la bomba se calcula con la Ecuación 5.39.

$$P_R = \frac{PTM Q_R}{n} \quad \text{Ecuación 5.39}$$

Donde PTM tiene unidades de Pascales (Pa =

N/m²); es la eficiencia de la bomba (suponer una eficiencia del 70 por ciento), dato que puede ser obtenido de las características de la bomba a utilizar.

Tomar en cuenta las siguientes conversiones:

- 1 bar = 10E5 N/m²
- 0.5 bar = 5E5 N/m²
- 1 Nm/s = 1 J/s = 1 watt
- 1 watt = 1.341E-3 HP

Sustituyendo los valores en la Ecuación 5.39, se obtiene la potencia de la bomba para el retrolavado:

$$P_R = \frac{500\,000 \cdot 0.00132}{0.75} = 877.77 \frac{Nm}{s}$$

$$= 877.77 \text{ W} = 1.18 \text{ HP}$$

Paso 20. Calcular el tanque químico

1. La limpieza química de las membranas se realiza una vez que el flux ($J = 0.48 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ d}$) haya disminuido un 20-30 %, esto sucede en la mayoría de los casos una vez cada 6 o 12 meses. Por lo tanto, se recomienda realizar una limpieza química cuando el flux ha disminuido un 20 por ciento, esto es:

$$J_d = J \cdot (1 - \% \text{ de disminucion})$$

$$= 0.48 \cdot (1 - 0.2) = 0.384 \frac{m^3}{m^2 d}$$

Calcular el flujo de la solución química con la Ecuación 5.40:

$$Q_{LQ} = J_d A_F \quad \text{Ecuación 5.40}$$

$$Q_{LQ} = 0.384 \cdot 158 = 60.672 \frac{m^3}{d}$$

2. Se puede utilizar una dosis de hipoclorito de sodio (NaClO) entre 250 y 500 mg/L. Considerar una dosis máxima de 0.5 kg/m³ (datos de proveedor de las membranas). Calcular la masa de NaClO respecto al flujo de la limpieza química (Ecuación 5.41).

$$M_{NaClO} = D Q_{LQ} \quad \text{Ecuación 5.41}$$

Donde:

D_o = Dosis de NaClO en kg/m³

$$M_{NaClO} = 0.5 * 60.672 = 30.336 \frac{kg NaClO}{d}$$

El NaClO comercial tiene una densidad de $\rho_{NaClO} = 0.98 \text{ kg/L}$ (980 kg/m³). Calcular el flujo de NaClO con la Ecuación 5.42.

$$Q_{NaClO} = \frac{M_{NaClO}}{\rho_{NaClO}} \quad \text{Ecuación 5.42}$$

Calcular el volumen del tanque químico Q_{NaClO} por 183 días (6 meses), (Ecuación 5.43).

$$V_{TQ} = Q_{NaClO} (183 d) \quad \text{Ecuación 5.43}$$

$$V_{TQ} = 0.031 \cdot 183 = 5.673 m^3$$

Se proponen las siguientes dimensiones del tanque, con un bordo libre de 0.3 m:

Ancho = 1.5 m

Largo = 2.0 m

Profundidad = 2.3 m

A continuación se presenta un resumen de los resultados

PARÁMETRO		
Q_R = Flujo de retrolavado (m^3/d)		55.81
Q_f = Capacidad de tratamiento por módulo (cassette) (m^3/d)		75.84
N_T = Número de tanques necesarios		1.0
V = Volumen del reactor (m^3)		6.0
TRH (d)		0.088
A/M = Relación alimento/microorganismos (kg DBO/kg $SSVLM$ d)		0.17
DBO_r = DBO eliminado (kg DBO/d)		13.98
HP = Primera estimación de la potencia (HP)		0.67
HP = Valor obtenido de iteración (HP)		0.88
	Verano	Invierno
Temperatura del licor mezclado (T_a , °C)	23.04	10.96
K (m^3/kg d)	18.599	13.013
K_d (1/d)	0.070	0.039
K_{dn} (1/d)	0.090	0.056
S_e (kg/ m^3)	0.0086	0.0121
ΔX (kg/d)	5.21	6.39
kg O_2/d = Demanda de oxígeno	18.01	16.09
Cálculo de los flujos restantes (m^3/d)		
Q_p	0.35	0.43
Q_e	67.85	66.77
COV (kg DBO/m^3 d)		2.5
Nitrógeno requerido	No se requiere	
Fósforo requerido	No se requiere	
Q_R = Flujo de retrolavado (m^3/d)		113.76
V_R = Volumen del tanque de agua de retrolavado (m^3)		7.74
P_R = Potencia de bomba de retrolavado (HP)		1.18
J_d = Flux con ensuciamiento (m^3/m^2 d):		0.384
Q_{LP} = Flujo de limpieza química (m^3/d):		60.672
V_{TQ} = Volumen detanque de limpieza química (m^3)		5.673

6

DISEÑO DE SISTEMAS PARA LA TRANSFERENCIA DE OXÍGENO

6.1. PRINCIPIOS

6.1.1 TRANSFERENCIA DE OXÍGENO

En este capítulo se tratará fundamentalmente de 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 utilizados 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 interface gas-líquido, la que proporciona la mayor parte de la resistencia al paso de las moléculas de gas de la 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 para agua destilada, y a presión atmosférica de 760 mm de Hg en función de la temperatura se muestran en la Tabla 6.1. Incluye datos con incrementos de 1°C y considera la presencia de cloruros.

Para cualquier valor de temperatura, no mayor a 40°C , se puede estimar la saturación del oxígeno con la siguiente ecuación:

$$O_2 = 14.012e^{-0.02T} \quad \text{Ecuación 6.1}$$

La notación C_s se utilizará para definir la concentración de oxígeno disuelto (mg/L) en agua corriente, en condiciones de saturación. Los valores de la Tabla 6.1 (agua destilada) pueden considerarse como aproximaciones aceptables para C ; y para el caso de aguas residuales, se usará la notación C_{sr} para designar la concen-

Tabla 6.1 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

tración de oxígeno disuelto en condiciones de saturación. La relación en Ecuación 6.2:

$$\beta = \frac{C_{sr}}{C_s} \quad \text{Ecuación 6.2}$$

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 pueden estimarse según la Ecuación 6.3:

$$(C_{sr})_{760} = \frac{475 - 0.00265SD}{33.5 + T} \quad \text{Ecuación 6.3}$$

donde:

- $(C_{sr})_{760}$ = Concentración de saturación a la presión normal
- SD = Concentración de sólidos disueltos en mg/L
- T = 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 6.4. El factor $Y_{O_2} = 0.21$ aparece tanto en el numerador como en el denominador, pudiendo eliminarse.

Para agua corriente:

$$\frac{C_s}{(C_s)_{760}} = \frac{P - P^V}{760 - P^V} \quad \text{Ecuación 6.4}$$

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 muestran en la Tabla 6.2.

Tabla 6.2 Presión de vapor de Agua

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

Para cualquier valor de temperatura, no mayor a 40 °C, también se puede estimar la presión de vapor de agua con la siguiente ecuación:

$$P^v = 4.856e^{0.062T} \quad \text{Ecuación 6.5}$$

Para un agua residual, a partir de las Ecuación 6.2 y Ecuación 6.4 se obtiene:

$$C_{sT} = \beta C_s = \beta (C_s)_{760} \frac{P - P^v}{760 - P^v}$$

Ecuación 6.6

Las Ecuación 6.4 y Ecuación 6.6 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 burbujeo (p. ej.: difusores y aeradores de turbina, que se considerarán en los apartados 6.2 y 6.3) es necesario introducir otras correcciones de presión para tener en cuenta la columna de líquido sobre el punto de aireación.

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 interface 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 interface 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}).

6.1.2 ECUACIÓN DE TRANSFERENCIA DE OXÍGENO

Considerar el diagrama de la Ilustración 6.1 (a) para la transferencia del oxígeno a través de la película de líquido.

La velocidad de transferencia de oxígeno viene dada por la ecuación de difusión de Fick, aplicada a través de la película de líquido:

$$\frac{\partial M}{\partial t} = -CD A \frac{\partial C}{\partial x_f} \quad \text{Ecuación 6.7}$$

donde:

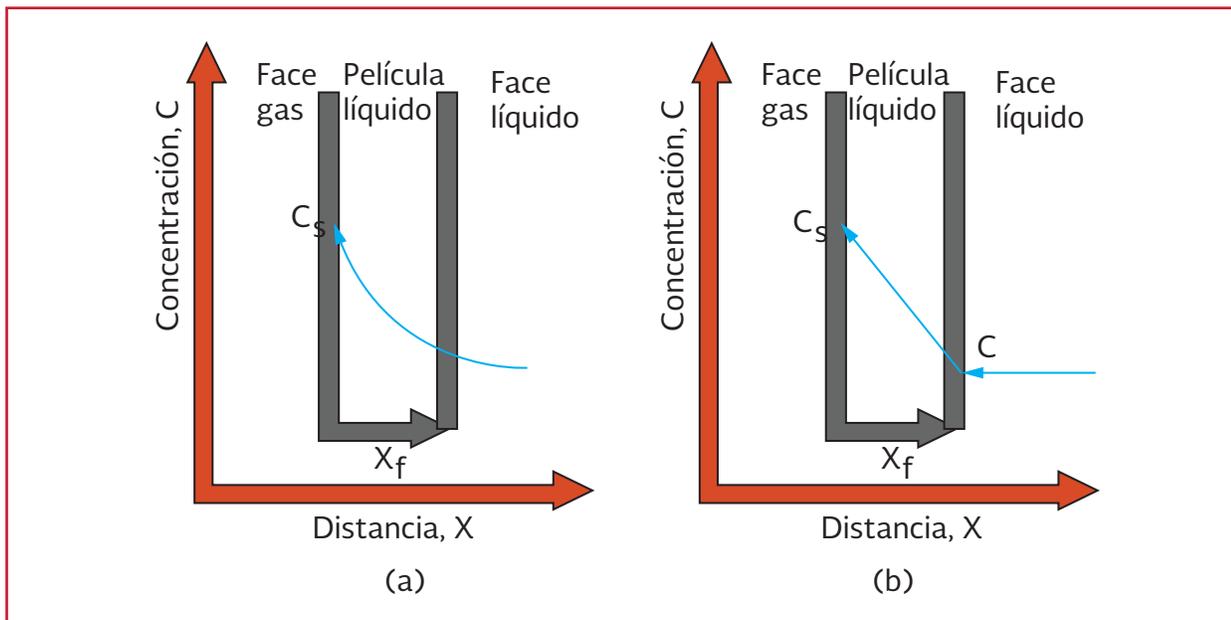
$$\frac{\partial M}{\partial t} = \text{Velocidad de transferencia de } O_2 \text{ en kg } O_2/h$$

- CD = Coeficiente de difusión, m^2/h
- A = Área de contacto superficial entre las fases líquida y gaseosa, m^2
- $\partial C/\partial x_f$ = Gradiente de concentración de oxígeno, $(kg/m^3)/m = (kg/m^4)$.

En la Ecuación 6.7 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 Ilustración 6.1. En este caso la Ecuación 6.7 puede escribirse:

$$\frac{dM}{dt} = -DA \frac{C - C_s}{x_f} = DA \frac{C_s - C}{x_f} \quad \text{Ecuación 6.8}$$

Ilustración 6.1 Diagrama de transferencia de oxígeno a través de la película de líquido. (a) Ecuación de Fick. (b) Aproximación lineal



Dividiendo ambos miembros por el volumen de la fase líquida, V:

$$\frac{1}{V} \frac{dM}{dt} = D \frac{A}{V} \frac{C_s - C}{x_f} \quad \text{Ecuación 6.9}$$

El primer miembro de la Ecuación 6.9 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 , así mismo, 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 6.9 se transforma en:

$$CO = \frac{dC}{dt} = K_L a (C_s - C) \quad \text{Ecuación 6.10}$$

Para aguas corrientes. Para el caso de aguas residuales, basta reemplazar C_s por C_{sr} en la Ecuación 6.8:

$$CO = \frac{dC}{dt} = K_L a (C_{sr} - C) \quad \text{Ecuación 6.11}$$

donde:

C = 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, en operación de 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 ("lote"), 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.

6.2. AIREACIÓN POR DIFUSIÓN

6.2.1 DESCRIPCIÓN

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.

En la ecuación 6.12 calcula el factor, α , que relaciona el coeficiente global de transferencia ($K_L a$) de las aguas residuales con el de las aguas corrientes.

$$\alpha = \frac{K_{La} \text{ de agua residual}}{K_{La} \text{ de agua corriente}} \quad \text{Ecuación 6.12}$$

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 del tanque de aireación, normalmente expresada en HP/m³ de volumen del tanque; 4) características del equipo de aireación, y 5) profundidad del líquido y forma del tanque de aireación.

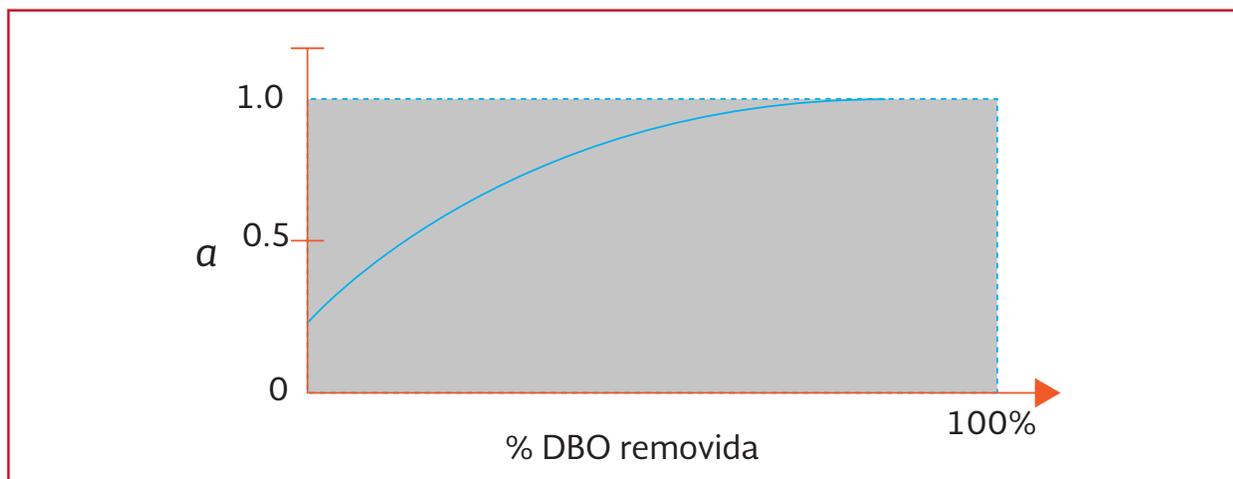
El efecto de la temperatura es atribuible a la dependencia del coeficiente de película de líquido de la misma. La Ilustración 6.4, muestra los efectos típicos de la temperatura en los valores de α .

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. 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 en el tanque de aireación (en HP/m³) se refleja en la Ilustración 6.3, que muestra una curva típica para un agua residual que contiene agente tenso activado. Muchas aguas residuales municipales e industriales, contienen agente tenso activado, 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 interface 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. Como resultado de esta disminución de la transferencia de oxígeno en el agua residual, en comparación con la del agua corriente, los valores de α (referidos a la Ecuación 6.12) suelen ser $\alpha < 1.0$.

En la Ilustración 6.2, se aprecia que la disminución de α es menos acentuada en la zona de baja turbulencia. Esto se debe a que con baja turbulencia la resistencia a la difusión del oxígeno en

Ilustración 6.2 Gráfico de α en función de % DBO removida



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 tenso activados concentrados en la película de líquido, que dificultan el proceso de difusión molecular, se convierte en un factor crítico. Por esta razón, los valores de α son mínimos en la zona de turbulencia moderada, como muestra la Ilustración 6.2. Con altos niveles de turbulencia, 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 Ilustración 6.3. 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 tenso activados. 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 .

Determinación en laboratorio del coeficiente de transferencia de Oxígeno

Se basa en la definición de α dada por la Ecuación 6.12. 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 Ilustración 6.4.

Clasificación de los equipos de aireación

La selección de equipos de aireación es una tarea crítica en el proceso de diseño de una planta de Lodos activados. En términos de costos es la partida mecánica de la mayor incidencia. Los aeradores normalmente utilizados pueden clasificarse en: 1) unidades de difusión de

Ilustración 6.3 Gráfico de α en función de la intensidad de mezcla

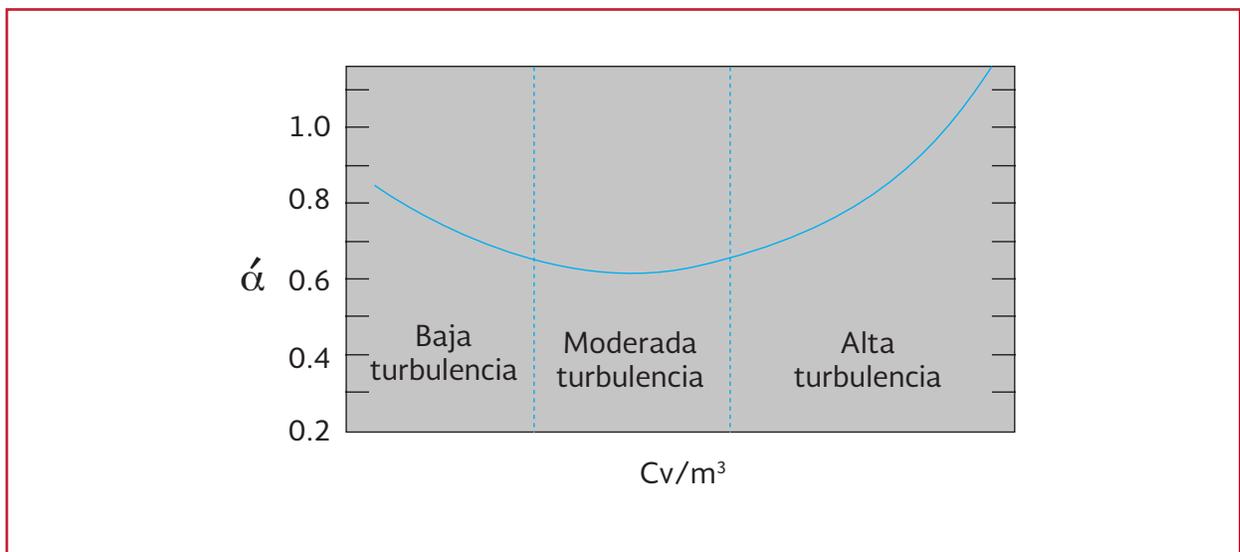
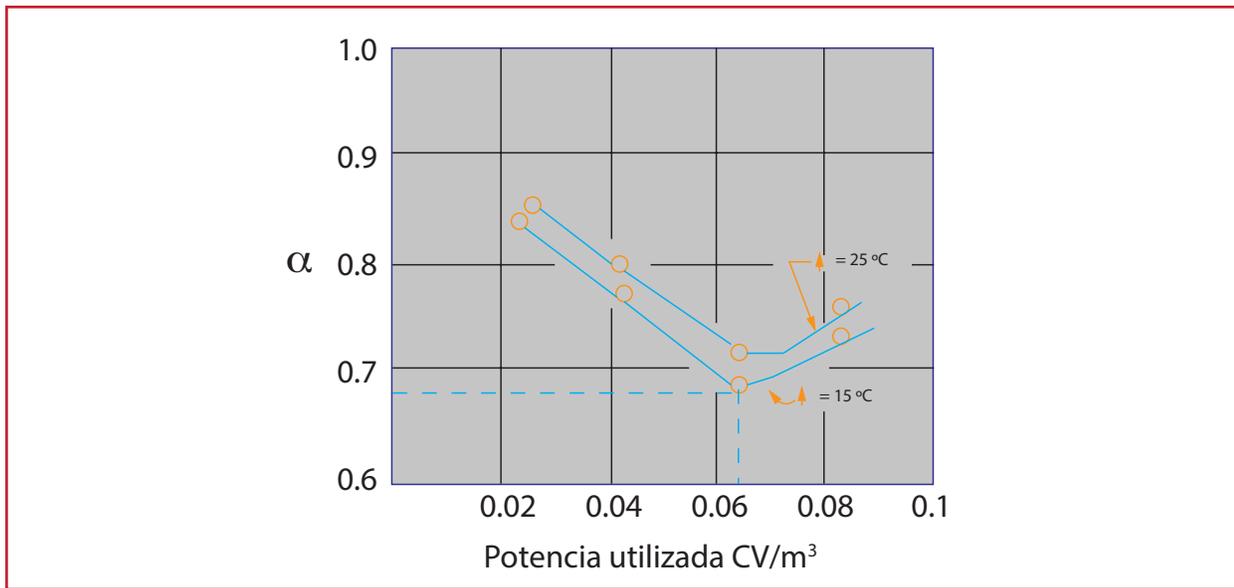


Ilustración 6.4 Gráfico de α en función de la potencia de mezcla, a dos temperaturas distintas



aire; 2) aeradores de turbina, y 3) aeradores superficiales.

Los dos primeros tipos realizan la aireación por borboteo de aire en zonas profundas del tanque de aireación, y se les reconoce por el término general de «aeradores 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 la Ecuación 6.13. Esta definición viene dada por la Ecuación 6.14.

$$RT = \frac{kgO_2 \text{ Transferidos}}{CV \times h} \quad \text{Ecuación 6.13}$$

El rendimiento de Transferencia (RT) se expresa en función de la cantidad de oxígeno que se transfiere realmente por (HP x h) de energía utilizada.

$$\epsilon = \frac{\text{masa de } O_2 \text{ transferido/unidad de tiempo}}{\text{masa de } O_2 \text{ suministrado/unidad de tiempo}} \times 100$$

Ecuación 6.14

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 aeradores 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 activados, la mayor parte del consumo de energía de los aeradores es para transferencia de oxígeno. Para grandes instalaciones, 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.

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 o platos recubiertos de nylon, Dacron, Saran. El aire 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 2-2.5mm, dependiendo el rendimiento del tamaño de burbuja (entre 5-15% son valores normales del rendimiento). Las unidades normalizadas están diseñadas para conseguir 7-25 m^3/min estándar de aire por unidad. (Condiciones estándar referidas a $P = 760 \text{ mm Hg}$ y $t = 0^\circ\text{C}$.)

Una desventaja de las unidades de difusión de pequeños orificios son los altos costos 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 costos de operación de los sopladores. La ilustración 6.5 muestra esquemas de sistemas de difusión de aire de burbuja fina. Difusores con microporos de aproxi-

madamente $3 \mu\text{m}$ (3 micrones) de diámetro y sus fabricantes aseguran eficiencias (Ecuación 6.14) en el intervalo de 20-25 por ciento.

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 equipos de aire. La Ilustración 6.6, muestra los esquemas de dos unidades típicas de difusores de aire de burbuja grande. Hay gran número de tipos y diseños comercializados.

6.2.2 DESEMPEÑO

Los datos característicos de las unidades de difusión se suelen presentar en gráficos, que indican los $\text{kg O}_2/\text{h}$ transferidos por unidad, en función del flujo de aire por unidad. La Ilustración 6.7, representa los datos típicos de un tubo envuelto en Saran (burbuja fina).

Las unidades de difusión no son recomendables cuando la velocidad de utilización de oxígeno (VUO), supera 1 mg/Lmin . Para valores de VUO en el intervalo de 1.0 a 1.4 mg/Lmin se recomiendan aeradores superficiales. Para mayores valores de VUO es preferible usar aeradores de turbina.

Ilustración 6. Esquema de un sistema de difusión de burbuja fina, consistente en una serie de difusores cerámicos porosos.
Fuente Abs

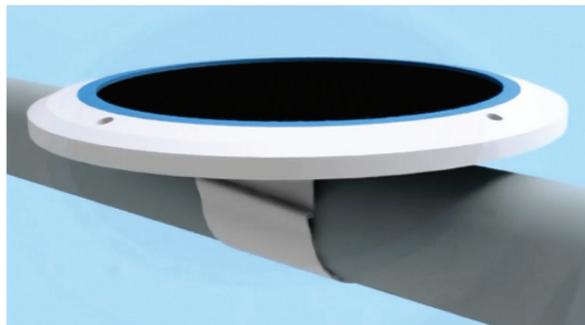
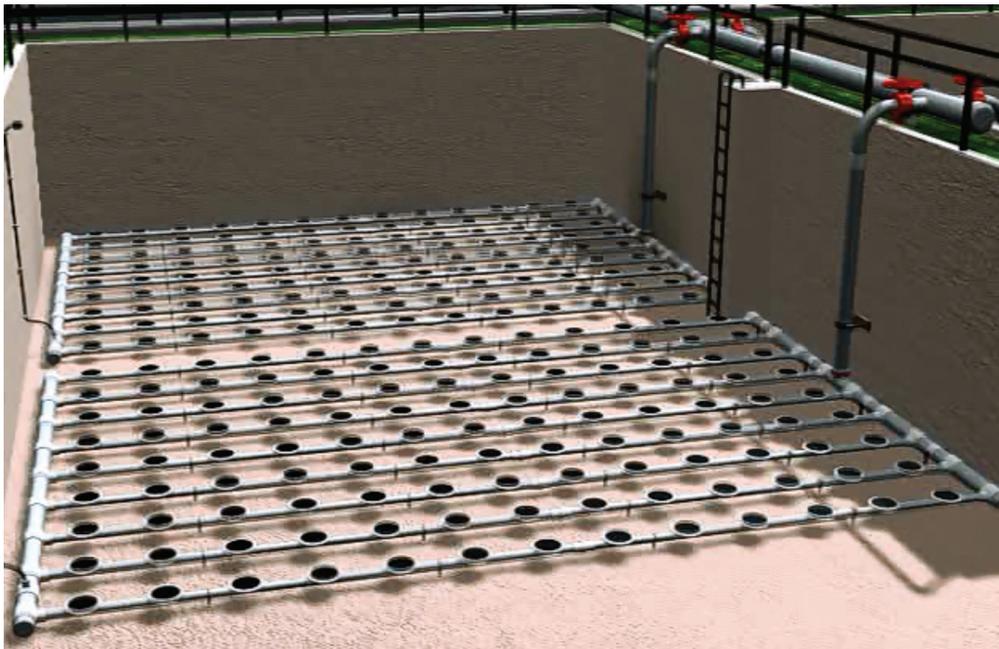
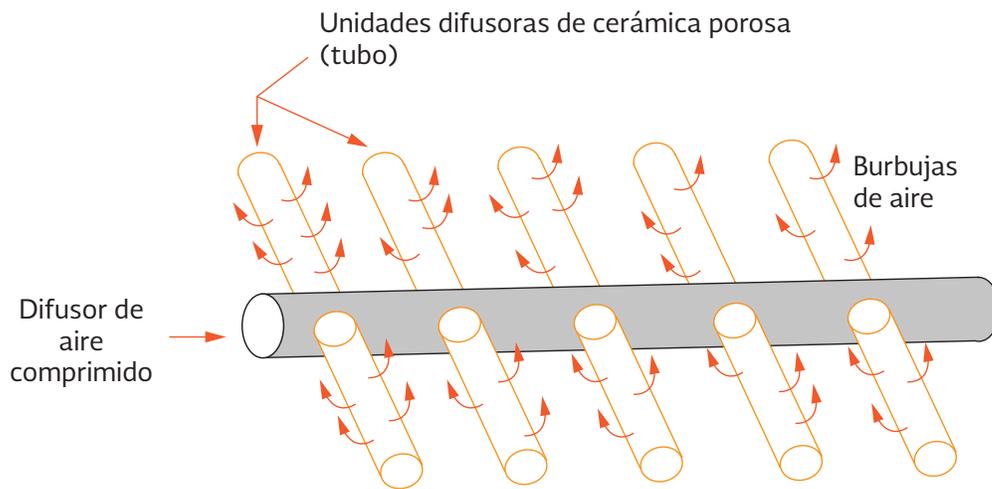


Ilustración 6.6 Esquemas de unidades típicas de difusores de aire de burbuja grande

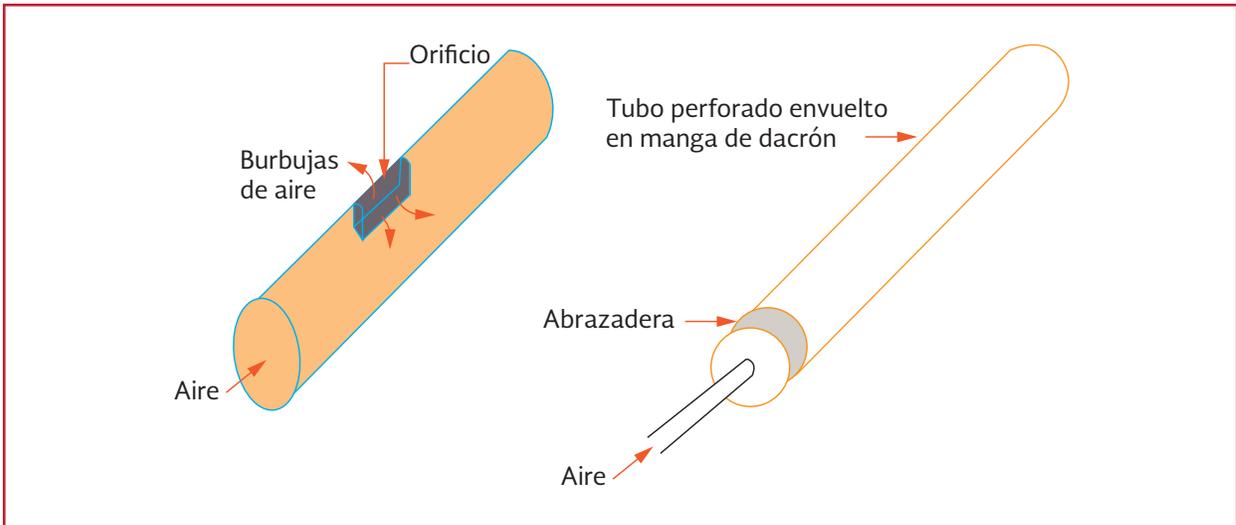
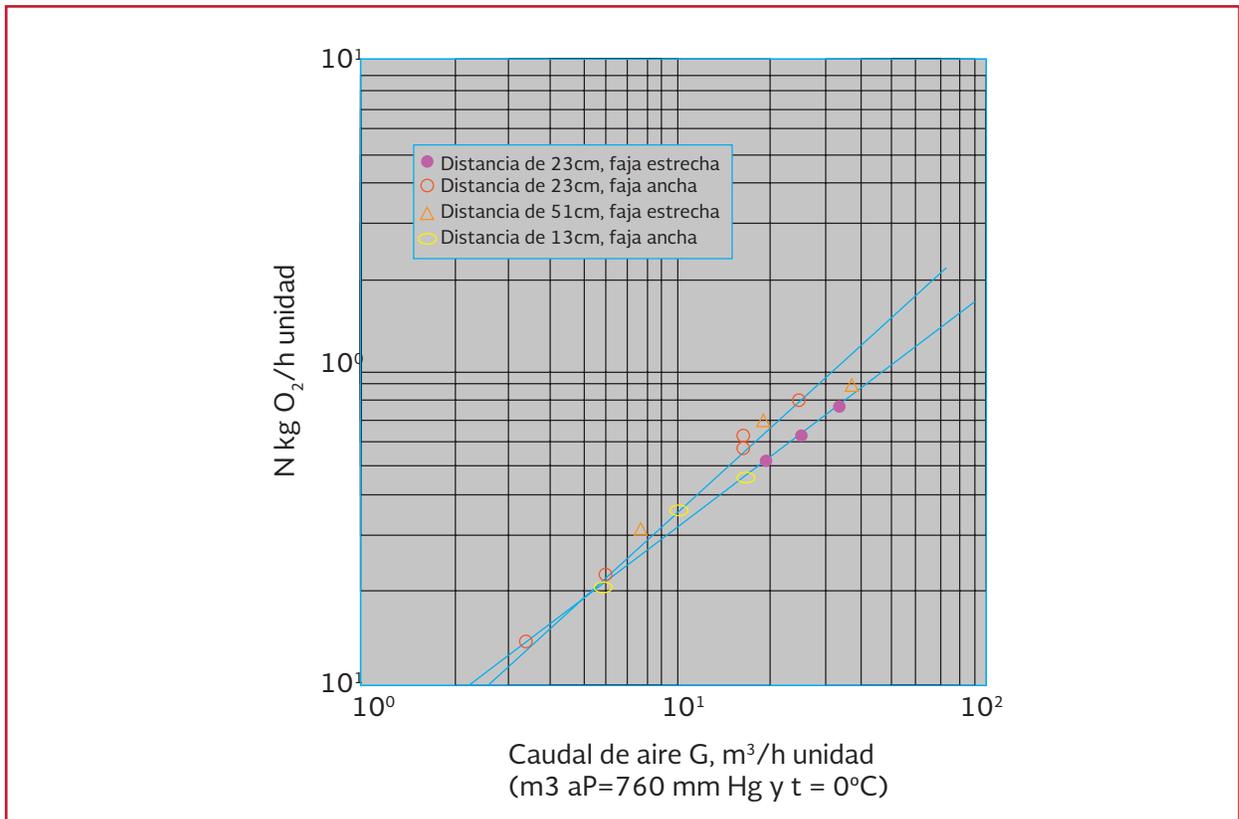


Ilustración 6.7 Datos de transferencia de oxígeno para tubos de Saran (Reproducido con permiso de University of Texas Press)



Eckenfelder 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.

$$N = CG_s^{(1-n)} (H^m / W^p) (C_{sr} - C_L) \cdot 1.024^{T-20} \cdot \alpha_{20^\circ C}$$

Ecuación 6.15

dónde:

- N = Tasa real de transferencia de oxígeno (kg de O_2 transferidos/h unidad)
- G_s = Flujo de aire (m^3/h unidad) [m^3 a $P = 760$ mm Hg y $T = 0^\circ C$]
- H = Profundidad (m)
- W = Ancho del tanque de aireación (m)
- $C_{s,r}$ = La concentración de OD a saturación en aguas residuales (mg/L, a profundidad media del tanque)
- C_L = La concentración de OD a régimen constante (mg/L, normalmente entre 0.5 y 1.5 mg/L)
- T = Temperatura a $^\circ C$
- α = Coeficiente de transferencia de oxígeno del agua residual.
- C, n, m, o = Constantes características del equipo de aireación

A partir de la Ecuación 6.9:

$$N = K_L aV(C_{s,r} - C_L) \quad \text{Ecuación 6.16}$$

Donde V es el volumen de líquido (volumen del tanque de aireación). Igualando Ecuación 6.15 y Ecuación 6.16 resulta:

$$K_L aV = CG_s^{(1-n)} (H^m / W^p) \cdot 1.024^{T-20} \cdot \alpha_{20^\circ C} \quad \text{Ecuación 6.17}$$

6.2.3 DISEÑO

Para el procedimiento de diseño de un sistema de aireación que utilizan unidades de difusión se requiere la siguiente información base:

1. Volumen del tanque de aireación (V).
2. Oxígeno requerido (kg O_2/h).
3. Temperatura de operación.
4. OD en operación a 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 miligramos por litro.
5. Coeficiente de transferencia de oxígeno.
6. Datos de funcionamiento de las unidades de difusión (disponibles como gráficos, por ejemplo, Ilustración 6.7, o expresados en forma de valores para las constantes γ y de la Ecuación 6.15).

Para el diseño hay que seguir los siguientes pasos:

Paso 1. Seleccionar la profundidad del tanque, normalmente entre 3 y 4.5 metros.

Paso 2. Área de la selección.

Paso 3. Para tanques de aireación de sección rectangular, tomar un ancho A_n que sea unas dos veces la profundidad. Esto es necesario para mantener una mezcla adecuada. La longitud sería $L = A_n$. Para tanques de sección circular, el diámetro se obtiene $D = (4A / \pi)^{1/2}$

Paso 4. Seleccionar el tipo de equipo de aireación, con un flujo de aire G_s por unidad.

Los intervalos usados son 7-14 $m^3 / (h \cdot \text{unidad})$ para burbuja fina y 7-28 $m^3 / (h \cdot \text{unidad})$ para burbuja grande.

Paso 5. El valor $C_{s,r}$ es calculado a la profundidad media del tanque, esto es:

$$C_{s,r} = C_{s,m} = C_{s,s} \left[\frac{(P_b/1.033) + (O_t/21)}{2} \right]$$

$$= C_{s,s} [(P_b/2.066) + (O_t/42)]$$

Ecuación 6.18

Donde $C_{s,m}$ representa la concentración de oxígeno de saturación para el agua residual. Donde $C_{s,s}$ es para el caso de aireación superficial ($C_s = C_{s,s}$).

Se calcula entonces un valor aproximado de O_t , con la Ecuación 6.19. Este valor es sustituido en la Ecuación 6.18 para obtener un valor preliminar de $C_{s,m}$.

$$O_t = \frac{B}{1.1429 - 0.1429B} \times 100 \quad \text{Ecuación 6.19}$$

$$0.05 \leq \epsilon \leq 0.30 \quad \text{Ecuación 6.20}$$

El valor preliminar de ϵ , aquí supuesto, será verificado en el paso 10.

Paso 6. La capacidad de oxigenación por unidad de aireación [$N = \text{kg O}_2 \text{ transferido}/(\text{h})(\text{unidad})$] se evalúa a partir de datos del fabricante (p.ej. Ilustración 6.7 y corresponde generalmente a las condiciones de referencia [$t = 20^\circ\text{C}$, $P = 760 \text{ mm Hg}$ y oxígeno disuelto = 0]).

En consecuencia el valor de la ordenada leído de la Ilustración 6.6 es igual a $(\text{CO})_{\text{referencia}}$ en $\text{kg O}_2 \text{ transferido}/(\text{h})(\text{unidad})$. Este valor debe ser corregido utilizándose la Ecuación 6.18 para obtener $(\text{CO})_{\text{real}}$, bajo las condiciones de operación.

Paso 7. A partir del oxígeno requerido ($\text{kg O}_2/\text{h}$) y del valor N calculado en paso 6, determinar el número de unidades de aireación requerido.

$$\text{Números de unidades} = \frac{\text{kg O}_2/\text{h}(\text{requerido})}{N}$$

Ecuación 6.21

Paso 8 Preparar un plano de implantación del tanque de aireación y determinar la distancia entre las unidades de aireación. La distancia mínima es de 15 cm 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 flujos de aire G)

Paso 9. Calcular el flujo total de aire:

$$\text{Caudal total de aire} = G \cdot (\text{Núm. de unidades})$$

Ecuación 6.22

Paso 10. Calcular el rendimiento de la oxigenación en base a la Ecuación 6.14, cuyo numerador se calculó en la paso 6, y el denominador se obtiene a partir de valores de G , fijados en la paso 4 (corresponde aproximadamente al 23.2% de la masa de aire que corresponde a G). La masa de aire que corresponde a G , se calcula a partir de la densidad del aire, que es:

$$\frac{29(\text{g/mol})}{22.4 \text{ L}}, \text{ o sea } 1.29 \text{ g/L}$$

$$= 1.29 \text{ kg/m}^3 [aP = 760 \text{ mm Hg y } T = 0^\circ\text{C}]$$

Es decir:

$$m_a = 1.29 G \cdot (\text{número de unidades})$$

Ecuación 6.23

En consecuencia:

$$kg\ O_2/h = 0.232 \cdot 1.29 G_s = 0.299 G$$

Ecuación 6.24

Y en consecuencia:

$$\varepsilon = \frac{N}{0.299 G} = \frac{\frac{kg\ O_2\ Transferido}{h\ unidad}}{\frac{kg\ O_2\ Suministrado}{h\ unidad}}$$

Ecuación 6.25

dónde:

$$0 \leq \varepsilon \leq 1.0$$

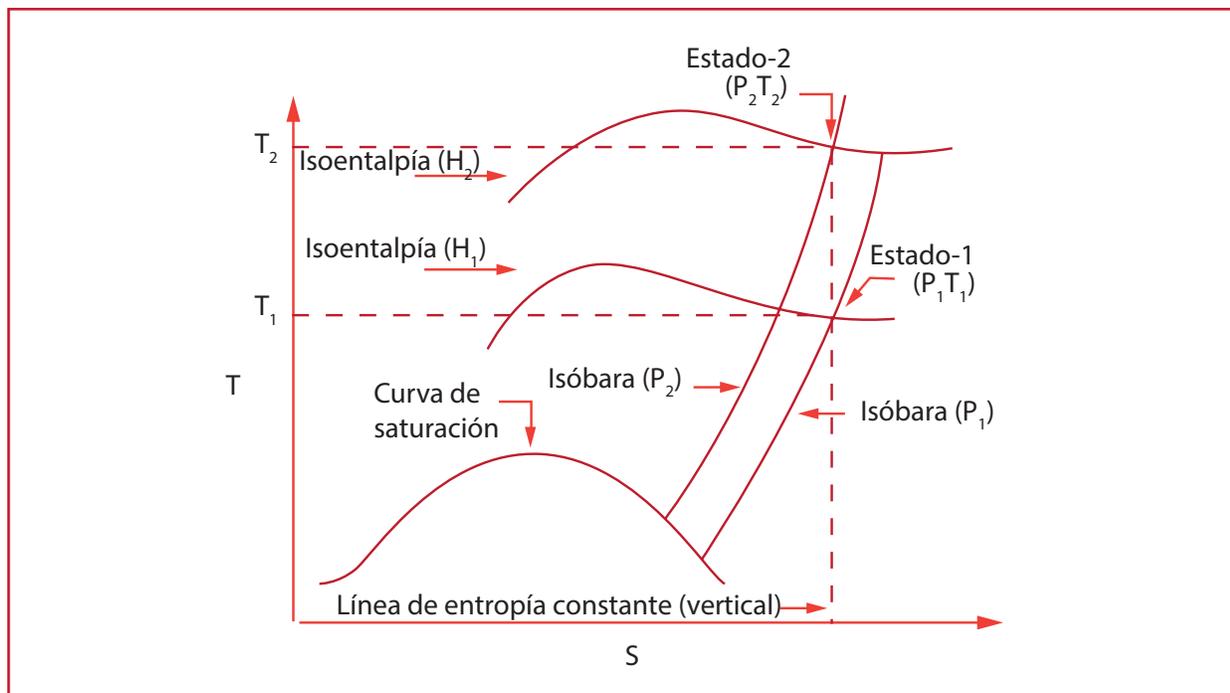
Compárrar este valor de ε , calculado, con el valor preliminar supuesto en el paso 5. Si estos dos valores no coinciden dentro de los límites de una tolerancia preestablecida (p.ej. de 1%), entonces se repite la iteración regresando al paso 5, hasta que se obtenga la convergencia deseada en el paso 10. Después de obtenerse el valor correc-

to de ε , los valores definitivos de O_p y $C_{s,m}$ se calculan con las Ecuación 6.18 y Ecuación 6.19, respectivamente.

Paso 11. Evaluar la potencia requerida del soplador. 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. Este procedimiento se refleja en el esquema de la Ilustración 6.8

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 soplador (P_1, T_1). Siguiendo una línea vertical (entropía cons-

Ilustración 6.8 Esquema de compresión adiabática reversible en el diagrama T vs S



tante 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 soplador.

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 soplador se supone adiabático, se obtiene:

$$W_e = -\Delta H = -(H_2 - H_1) \quad \text{Ecuación 6.26}$$

donde:

- W_e = Trabajo en el eje del soplador por kg de aire comprimido
- ΔH = 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.

La Ecuación 6.26 da el trabajo en el eje del soplador en kcal/kg. Si m_a son los kg de aire que se comprimen por hora, Ecuación 6.23, la potencia teórica será:

$$(CV) = m_a \text{ kg/h} \cdot W_e \text{ kcal/kg} \\ \cdot 1/860 \frac{\text{kw} \cdot \text{h}}{\text{kcal}} \cdot 1.32 \text{ CV/kw} \\ \text{Ecuación 6.27}$$

$$(CV) = 1.53 \times 10^{-3} m_a W_e$$

La potencia real puede evaluarse según:

$$CV = \frac{1.53 \cdot 10^{-3} m_a \cdot W_e}{R} \quad \text{Ecuación 6.28}$$

donde:

- R_o = Estimación del rendimiento del soplador (fracción de la unidad, $0 < R_o < 1$).

Al estimar este rendimiento global, hay que tener en cuenta no sólo que el soplador en realidad no es el ideal, adiabático y reversible, sino que hay pérdidas en el motor y en la transmisión. El rendimiento global es:

$$R = R_t \cdot R_m \quad \text{Ecuación 6.29}$$

donde:

- R_t = Rendimiento termodinámico (desviación del adiabático reversible)
- R_d = 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.

$$W_e = -\frac{\gamma}{\gamma - 1} \left(\frac{1}{29}\right) RT_1 \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{(\gamma-1)/\gamma}\right]$$

$$\text{Ecuación 6.30}$$

donde:

- R = Constante de los gases perfectos (1.987 kcal/kmol °C)
- γ = Constante adiabática (relación entre calores específicos a presión constante y volumen constante $\gamma = C_p/HP$)
- 1/29 = 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 la Ecuación 6.27 a Ecuación 6.29 para el cálculo de la potencia. El valor de la presión requerida puede estimarse a partir de la Ecuación 6.31, donde $P_2 = P_b$.

$$P_b = P_{at} + \left(\frac{d}{10.33}\right) \cdot 1.033 \text{ kg/cm}^2 +$$

perdida de carga (kg/cm²)

Ecuación 6.31

donde:

- P_b = Presión a la profundidad en que se introduce el aire, incluye un factor de seguridad por pérdida de carga en la tubería del sistema (kg/cm²)
- P_{at} = Presión atmosférica local (kg/cm²)
- d = Profundidad del punto de inyección (m)

La temperatura T_2 a la salida del soplador puede estimarse de la relación de compresión adiabática de un gas perfecto con la Ecuación 6.32:

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{(\gamma-1)/\gamma} \quad \text{Ecuación 6.32}$$

Donde T representa temperatura absoluta (K).

6.2.4 EJEMPLO

Ejemplo 6.1

En un tanque de aireación de lodos activados los difusores están a una profundidad (d) de 4.0 m por debajo del nivel del agua. Las especificaciones del fabricante señalan que cada difusor es capaz de transferir 0.77 kg O₂/h, operando con un flujo de 9.4 m³/h (G), para aireación de agua corriente a 20°C, 760 mm Hg de presión y concentración nula de O.D. (condiciones de referencia). Las pérdidas por fricción del sistema de tuberías se estiman en 0.15 kg/cm². El diseño se basó en una presión barométrica media de 740 mm Hg, y una temperatura de 23°C. Estimar los kg O₂/h transferidos por cada unidad en las condiciones reales de funcionamiento. Suponer que el 27% (ϵ) del oxígeno se transfiere al agua y que el valor de C_L corresponde a un funcionamiento en régimen de 2.5 mg/L. Los valores α y β a 20°C, son 0.9 y 0.92 respectivamente.

Solución

Paso 1. Para calcular el valor de $C_{s,s}$ para agua corriente en la superficie del líquido a 22°C y $P=740$ mm Hg. Considerando que $C_s = C_{s,s}$.

1. Calcular el oxígeno de saturación a 22 °C.

$$C_s = 14.012 \cdot e^{-0.02 \cdot 22} = 9.02 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

2. Calcular la presión de vapor del agua 22°C.

$$P^V = 4.856 \cdot e^{0.062 \cdot 22} = 19.00 \text{ mm Hg}$$

3. Calcular C_{ss}

$$C_{ss} = 9.02 \cdot \frac{740 - 19}{760 - 19} = 8.78 \text{ mg/L}$$

Paso 2. Establecer el valor $C_{s,m}$ en la profundidad media, a partir de la Ecuación 6.18.

1. Calcular P_b a partir de la Ecuación 6.31.

$$P_{at} = \frac{740}{760} \cdot 1.033 = 1.006 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_b = P_{at} + \frac{d}{10.33} \cdot 1.033 \text{ kg/cm}^2 + \text{perdidas}$$

$$P_b = 1.006 + \frac{4.00}{10.33} \cdot 1.033 + 0.15 \text{ kg/cm}^2$$

$$= 1.556 \text{ kg/cm}^2$$

2. Calcular O_t a partir de la Ecuación 6.19.

$$B = \frac{1 + \epsilon}{(1 - \epsilon) + 3.292}$$

$$= \frac{1 + 0.27}{(1 - 0.2707) + 3.292} = 0.32$$

$$O_t = \frac{B}{(1.1429 - 0.129B)} \cdot 100$$

$$= \frac{0.32}{(1.1429 - 0.129 \cdot 0.32)} \cdot 100 = 29.05 \%$$

3. Calcular C_{sm} a partir de la Ecuación 6.18:

$$C_{sm} = 8.78 \cdot \left[\frac{1.556}{2.066} + \frac{29.05}{42} \right]$$

$$= 12.69 \text{ mg/L}$$

Paso 3: Calcular la relación entre la transferencia de oxígeno real y la correspondiente a las condiciones de referencia (Ecuación 6.18).

$$\frac{(kg \text{ O}_2/h \text{ difusor})_{real}}{(kg \text{ O}_2/h \text{ difusor})_{referencia}}$$

$$= 0.9 \cdot 1.024^{(22-20)} \cdot \frac{0.92 \cdot 12.69 - 2.00}{9.2}$$

$$= 0.992$$

Siendo en consecuencia la transferencia de oxígeno por difusor:

$$(kg \text{ O}_2/h \text{ difusor})_{real} = 0.992 \cdot 0.77 =$$

$$0.764 \text{ kg O}_2/h$$

Resumen de resultados	
C_s	9.02 mg/L
P_v	19.00 mmHg

C_{ss}	8.78 mg/L
P_{at}	1.006 kg/cm ²
P_b	1.556 kg/cm ²
B	0.32
O_t	29.05%
C_{sm}	12.69 mg/L
kg O ₂ / h difusor)real	0.764 kg O ₂ /h

Ejemplo 6.2

Los datos de diseño para una planta de tratamiento de aguas residuales municipales de lodos activados indican que se necesitan 550 kg/h de oxígeno. Tomar $\gamma = 1.4$ para el aire.

Calcular

1. Temperatura del aire en la descarga. Suponer que el aire entra a 740 mm de Hg y 22°C.
2. Número de unidades de difusión requeridas.
3. Rendimiento de transferencia de oxígeno (ϵ).
4. Potencia real requerida, suponiendo un rendimiento global del soplador del 0.75 (R).

Solución

Paso 1. Calcular la temperatura de salida del aire (T_2) a partir de la Ecuación 6.32.

1. Del ejemplo 6.1.

$$P_2 = P_b = 1.556 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_1 = 740/760 \cdot 1.033 = 1.006 \text{ kg/cm}^2$$

2. Calcular T_2 .

$$T_1 = 22 + 273 = 295 \text{ °K}$$

$$T_2 = 295 \left(\frac{1.556}{1.006} \right)^{(1.4-1)/1.4} = 334.19 \text{ } ^\circ\text{K}$$

Paso 2. Calcular el número de difusores a partir de la Ecuación 6.21

Del ejemplo 6.1.

$$N = 0.764 \text{ kg } O_2/h \quad (\text{Ejemplo 6.1, Paso 3})$$

$$N^\circ. \text{ de unidades} = 550/0.764 = 719.90 = 720$$

Paso 3. Calcular el rendimiento de transferencia de oxígeno (ϵ) a partir de la Ecuación 6.25.

$$\epsilon = \frac{0.764}{0.299 \cdot 9.4} \times 100 = 27.18 \%$$

Paso 4: Potencia del soplador

1. Calcular W_e de la Ecuación 6.30:

$$W_e = \frac{1.4}{1.4-1} \cdot \frac{1}{29} \cdot 1.987 \cdot 295 \cdot \left[1 - \left(\frac{1.556}{1.006} \right)^{(1.4-1)/1.4} \right] = -9.388 \text{ kcal/kg}$$

El signo negativo indica que se hace compresión sobre el aire.

2. Calcular m_a (kg aire/h), de la Ecuación 6.23

$$m_a = 1.29 \cdot 9.4 \cdot 720 = 8730.72 \text{ kg aire/h}$$

3. Potencia real en HP, Ecuación 6.28.

$$CV = \frac{1.53 \times 10 - 3 \cdot 8730.72 \cdot 9.388}{0.75} = 167.21 CV = HP$$

Resumen de resultados	
T_2	334.19 °K
No. de unidades de difusión	720
ϵ	27.18 %

W_e	9 388 kcal/kg
m_a	8 730.72 kg aire/h
HP	167.21

6.3. AIREACIÓN MECÁNICA SUPERFICIAL

Las unidades de aireación de superficie se basan únicamente en el arrastre del oxígeno del aire atmosférico. A diferencia de los aeradores de turbina o de difusión, no hay un flujo o corriente de aire en estos sistemas.

Las mejoras introducidas en los aeradores 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 activados y lagunas aireadas.

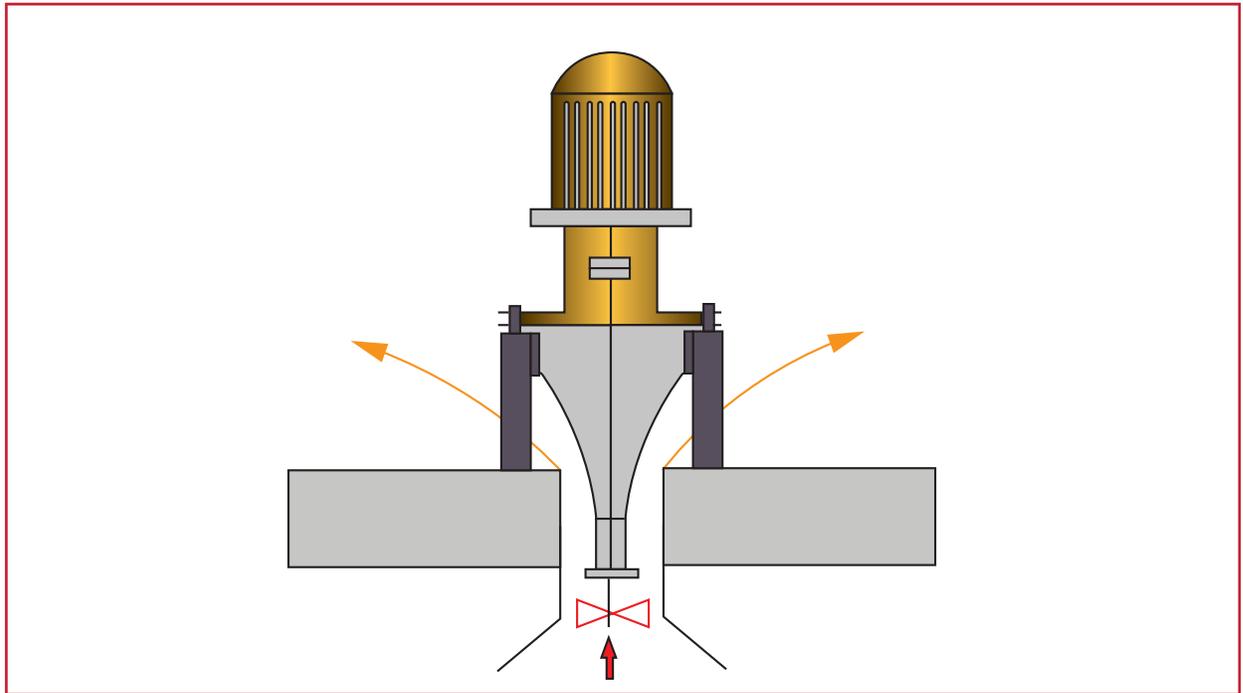
En la Ilustración 6.9, se representan las bases de funcionamiento de los aeradores superficiales; se succiona el líquido de la parte inferior de la unidad, siendo luego esparcido hacia el exterior y hacia arriba por un rotor dentro de un tubo vertical.

Gran parte de los aeradores 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 lo hace insubmersible.

La transferencia de oxígeno en los aeradores de superficie se consigue por dos mecanismos:

Mecanismo de turbulencia: Transferencia en la superficie turbulenta del líquido.

Ilustración 6.9 Sección vertical de un aireador superficial



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 de calor. El descenso de temperatura puede dar lugar a congelación, que puede dar problemas de funcionamiento en los aireadores, sobre todo en los meses de invierno. Por la razón anterior, en las zonas de climas fríos se prefieren los aeradores de burbuja (con difusores o turbina) a los de superficie.

6.3.1 DESEMPEÑO

Se han desarrollado correlaciones entre el rendimiento de transferencia expresado en kg O₂ transferido/(HP h), y el nivel de agitación del tanque (en términos de HP/m³ de tanque). Hay aproximadamente una relación lineal entre estos dos parámetros tal y como indica la línea

recta de la Ilustración 6.10, que es un ejemplo típico de esta correlación para una unidad específica de aireación. En ordenadas, $(RT)_{\text{referencia}}$ equivale a los kg de O₂ transferidos al agua corriente, en condiciones de referencia (20°C y 1 atm., con OD cero, al iniciar el experimento), por HP por hora.

La corrección para obtener el rendimiento de transferencia de oxígeno $(RT)_{\text{real}}$ para un agua residual en condiciones de normales de operación, se obtiene de la Ecuación 6.33 como sigue:

$$\frac{(RT)_{\text{real}}}{(RT)_{\text{referencia}}} = \alpha_{20^{\circ}\text{C}} \cdot 1024^{T-20} \cdot \frac{\beta C_{ss} - C_L}{9.2}$$

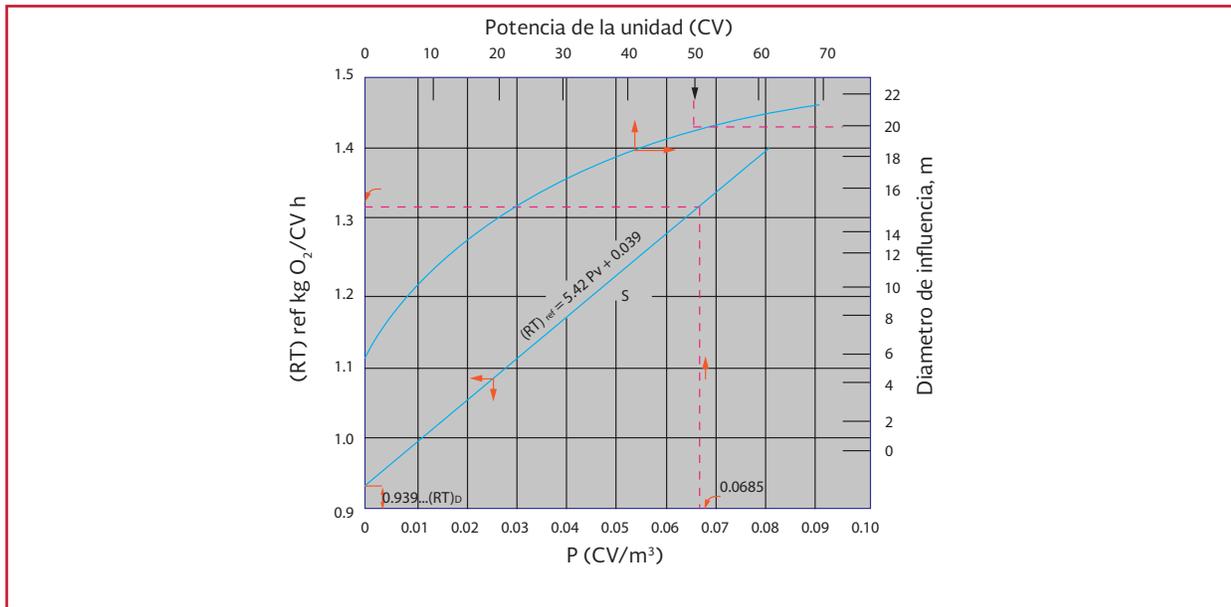
Ecuación 6.33

$$(RT)_{\text{real}} = (RT)_{\text{ref}}$$

$$\left(\alpha_{20^{\circ}\text{C}} \cdot 1024^{T-20} \cdot \frac{\beta C_{ss} - C_L}{9.2} \right)$$

Ecuación 6.34

Ilustración 6.10 Características de aeradores de superficie



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.

La correlación lineal de la Ilustración 6.10 viene dada por la relación:

$$(RT)_{Ref.} = SP_v + (RT)_D \quad \text{Ecuación 6.35}$$

donde:

$(RT)_{ref.}$ = Transferencia de oxígeno al agua corriente en condiciones de referencia (kg O₂/HP h)

P_v = Potencia en HP por m³ de líquido en el tanque

Sa = Constante característica del equipo de aireación (en la Ilustración 6.10, corresponde a la pendiente de la línea recta)

$(RT)_D$ = Oxígeno transferido al agua corriente en condiciones de referencia por HP h, con turbulencia nula. En la Ilustración 6.10, $(RT)_D$ es la ordenada de la línea recta en el origen

Para un aireador determinado, $(RT)_D$ corresponde al oxígeno transferido por HP h, en condiciones de referencia, en un tanque de volumen infinito. En tal situación, todo el oxígeno es transferido a través del mecanismo de dispersión, ya que la turbulencia es despreciable, representando el subíndice D el mecanismo de dispersión.

El funcionamiento de los aeradores 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 O₂/(HP h), para la mayor parte de los aeradores de superficie, aunque a veces se indican valores entre 3 y 3.5. Con un nivel de inmersión óptimo, el rendimiento de transferencia permanece básicamente constante e independiente del tamaño de la unidad.

Como valores típicos de potencia específica P_v , en HP/m³ de tanque se consideran:

1. Para unidades de lodo activado convencionales: $0.05 < P_v < 0.08$.
2. Para unidades de aireación extendida: $0.027 < P_v < 0.05$.
3. Para laguna aireada: $0.001 < P_v < 0.007$.

6.3.2 DISEÑO

Las características del airador son:

- 1) Correlación entre $(RT)_{ref}$ y P_v
- 2) Correlación entre potencia específica y diámetro de influencia para sólidos en suspensión (m).

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 metros.

Los pasos para el diseño son:

Paso 1. De acuerdo con la Ecuación 6.34 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. Suponer que los resultados de este cálculo son:

$$(RT)_{real} = K_{verano} \cdot (RT)_{referencia} \quad \text{Ecuación 6.36}$$

$$(RT)_{real} = K_{invierno} \cdot (RT)_{referencia} \quad \text{Ecuación 6.37}$$

Donde las K son los valores del término entre paréntesis de la Ecuación 6.34. El valor menor de K dará las condiciones de control (menor transferencia de oxígeno) o límites. En general, la especificación del aerador 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 Ilustración 6.10, hay que emplear un cálculo iterativo para determinar el $(RT)_{ref}$ basado en la correlación de $(RT)_{ref}$ con la potencia específica (HP/m³), o sea con el nivel de agitación.

1. Suponer una potencia específica P_v en HP/m³.
2. En la Ilustración 6.10 leer $(RT)_{referencia}$.
3. Calcular $(RT)_{real}$ con la Ecuación 6.36 o Ecuación 6.37, según cuáles sean las condiciones de control, normalmente es la Ecuación 6.36.
4. La potencia requerida se calcula para la potencia específica supuesta.

$$P_v = \frac{\text{Potencia CV}}{\text{Volumen del tanque}} \quad \text{Ecuación 6.38}$$

En la cual el oxígeno requerido se ha calculado previamente según las necesidades del reactor biológico.

5. Volver a calcular P_v .

$$P_v = \frac{\text{Potencia CV}}{\text{Volumen del tanque}}$$

Siendo el volumen del tanque de aireación de acuerdo con las exigencias del proceso. Si los valores obtenidos se acercan a los previstos, con errores inferiores al 5% se consideran adecua-

dos: si no, se rehace el proceso de cálculo en forma iterativa hasta llegar a valores próximos.

Paso 3. La distancia o separación entre aeradores se determina de acuerdo con la correlación de la Ilustración 6.10.

El procedimiento a seguir para definir la implantación o disposición en planta de aireadores es el que se explica en el siguiente ejemplo.

Ejemplo 6.3

Determinar los aireadores superficiales requeridos para una planta de lodos activados que cuenta con un volumen de reactor de 4500 m³ y un requerimiento de oxígeno de 300 kg/h.

Datos

Temperatura °C	
Verano	28
Invierno	14
OD (C _L) mg/L	2
α _{20°C}	0.87
β	0.97
P mm Hg	755

Las características de los aireadores superficiales están dadas por la Ilustración 6.10. Estas incluyen correlaciones 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 K para condiciones de verano e invierno.

$$K = \left(\alpha_{20^\circ\text{C}} \cdot 1024^{T-20} \cdot \frac{\beta C_{ss} - C_L}{9.2} \right)$$

Condiciones de verano

1. Calcular C_L de Ecuación 6.1.

$$C_L = O_2 = 14.012e^{-0.02 \cdot 28} = 8.00 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

2. Calcular P^V con la Ecuación 6.5.

$$P^V = 4.856e^{0.062 \cdot 28} = 27.56 \text{ mm Hg}$$

3. Calcular C_{SS}.

$$C_{ss} = 8.00 \cdot \frac{755 - 27.56}{760 - 27.56} = 7.95 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

4. Calcular K

$$K = 0.87 \cdot 1.024^{28-20} \cdot \frac{0.97 \cdot 7.95 - 2}{9.2} = 0.653$$

Condiciones de invierno

1. Calcular C_L de Ecuación 6.1.

$$C_L = O_2 = 14.012e^{-0.02 \cdot 14} = 10.59 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

2. Calcular P^V con la Ecuación 6.5.

$$P^V = 4.856e^{0.062 \cdot 14} = 11.57 \text{ mm Hg}$$

3. Calcular C_{SS}.

$$C_{ss} = 10.59 \cdot \frac{755 - 11.57}{760 - 11.57} = 10.52 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

4. Calcular K

$$K = 0.87 \cdot 1.024^{14-20} \cdot \frac{0.97 \cdot 10.52 - 2}{9.2} = 0.673$$

El valor de K en condiciones de verano es menor, por lo que éste controlará las especificaciones de aireación.

Paso 2. Determinar número de airadores.

1. Suponer una potencia específica (P_v) de 0.07 HP/m³, y de la Ilustración 6.10, determinar (RT)_{ref} = 1.318 kg O₂ / HP h.

2. Calcular $(RT)_{\text{real}}$ con la Ecuación 6.36.

$$(RT)_{\text{real}} = 0.653 \cdot 1.318 = 0.86 \frac{\text{kg O}_2}{\text{CV h}}$$

3. Calcular la potencia requerida con la Ecuación 6.38.

$$HP = \frac{300}{0.86} = 348.84$$

Recalcular P_v .

$$P_v = \frac{348.84}{4500} = 0.078$$

Se recalcula de nuevo con un valor de P_v de 0.78.

Iteración	1	2	3
$(RT)_{\text{ref}}$	1.362	1.346	1.351
$(RT)_{\text{real}}$	0.89	0.88	0.88
HP	337.01	340.91	340.91
P_v	0.075	0.076	0.076

5. Suponer aeradores de 50 HP.

$$\text{Num. Aera} = \frac{340.91}{50} = 6.82 = 7$$

Paso 3. Calcular el diámetro de influencia del aerador, considerando un factor del 20%, emplear la Ilustración 6.10.

$$D = 20/1.2 = 16.67m$$

Paso 4. Calcular la superficie del reactor.

$$A = \text{Longitud} \cdot \text{Ancho} = 3D \cdot 2D \\ = 6D^2 = 6 \cdot 16.67^2 = 1\,337.33 \text{ m}^2$$

Paso 5. Calcular profundidad del tanque (H).

$$H = \frac{4500}{1\,337.33} = 3.36 \text{ m}$$

Resumen de resultados		
	Verano	Invierno
C_L (mg/L)	8.00	10.59
P^v (mm Hg)	27.56	11.57
C_{SS} (mg/L)	7.95	10.52
K	0.653	0.673
$(RT)_{\text{ref}}$ (kg O ₂ / HP h.)	1.351	
$(RT)_{\text{real}}$	0.88	
HP	340.91	
P_v	0.076	
Número de aeradores	7	
D (m)	16.67	
A (m ²)	1 337.33	
H (m)	3.36	



7

SEDIMENTADORES SECUNDARIOS

7.1. TEORÍA BÁSICA

La sedimentación es la separación de partículas sólidas suspendidas en una corriente de líquido, mediante su asentamiento por gravedad. El proceso de sedimentación tiene dos objetivos: la clarificación y el espesamiento. La finalidad primordial de la clarificación es remover las partículas finas suspendidas y producir un efluente claro, mientras que la del espesamiento es incrementar la concentración de sólidos suspendidos en una corriente de alimentación. Estas funciones están relacionadas y la terminología sólo establece una distinción entre los resultados que se desean del proceso.

La sedimentación consiste en la utilización de la fuerza de gravedad para separar una partícula del líquido que la contiene. Sin embargo, las suspensiones presentan características sedimentables distintas según la concentración de sólidos y las características de las partículas. El desarrollo y aplicación de la sedimentación para la clarificación de un agua debe estar basada en el entendimiento del proceso y de las variables que pueden modificar su eficiencia.

Hay cuatro tipos distintos de sedimentación:

1. Clase I: Sedimentación de partículas discretas. Este tipo de sedimentación se ca-

racteriza por el hecho de que las partículas conservan sus propiedades iniciales (forma, dimensión y densidad) durante su caída, y la velocidad de ésta es independiente de la concentración de sólidos. Este tipo de sedimentación se observa en los desarenadores

2. Clase II: Sedimentación de partículas flocculentas. Se caracteriza por la aglomeración de las partículas a medida que sedimentan, y la modificación de las características de las mismas durante el proceso. Este tipo de sedimentación se encuentra en los sedimentadores de las plantas de tratamiento
3. Clase III: Sedimentación frenada. En este tipo de clarificación existe una elevada concentración de partículas que favorece la separación entre los sólidos sedimentados y el líquido sobrenadante. Este tipo de sedimentación se observa en las partes profundas de los sedimentadores
4. Clase IV: Sedimentación por compresión o espesamiento. Cuando las partículas entran en contacto unas con otras, se forma una masa compacta que ejerce compresión sobre las capas inferiores, esta acción se llama compresión o espesamiento. Este tipo de sedimentación se encuentra en los espesadores de lodos por gravedad

7.1.1 SEDIMENTACIÓN IDEAL

En un tanque ideal, como el mostrado en la Ilustración 7.1, los parámetros son los siguientes:

- H = Profundidad (m)
- L = Longitud de la zona de sedimentación (m)
- w = Ancho de la zona de sedimentación (m)
- Ass = Área de la sección longitudinal de la zona de sedimentación, Lw (m^2)
- A' = Área de la sección transversal de la zona de sedimentación, Hw (m^2)
- hp = Profundidad parcial de la zona de sedimentación (m)
- Q = Gasto de agua (m^3/min)
- v_L = Velocidad horizontal del agua, Q/A' (m/min)
- v_p = Velocidad de sedimentación de la partícula (m/min)

v_o = Velocidad deseada de sedimentación de la partícula (m/min)

Las diferentes zonas, al interior del sedimentador, son:

Zona de entrada. El gasto se distribuye uniformemente a través de la sección A' .

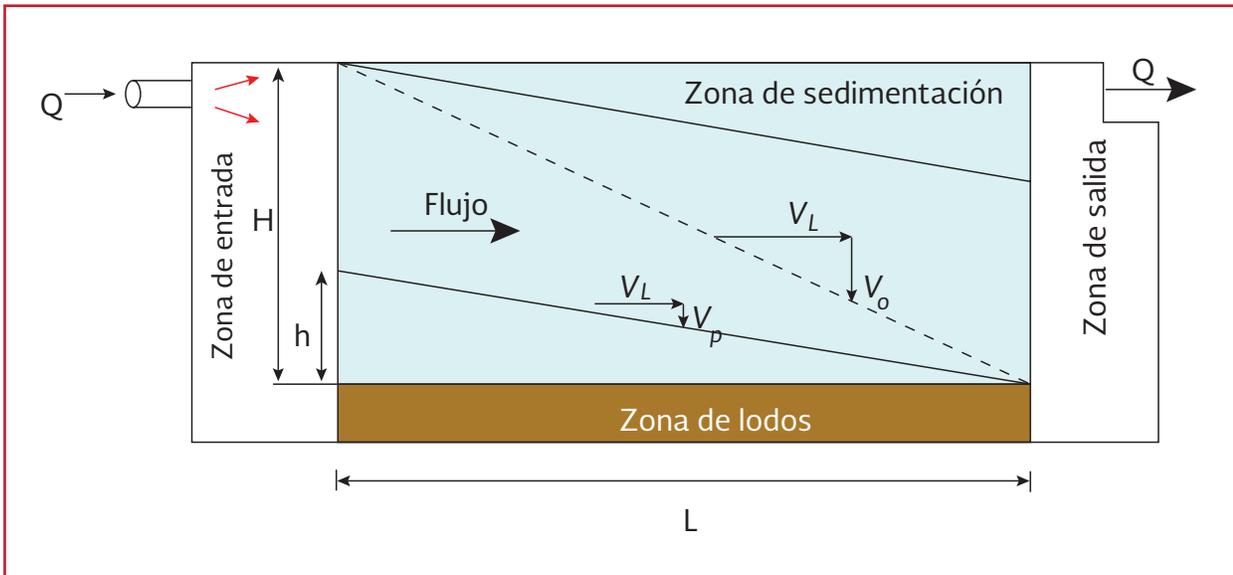
Zona de sedimentación. Lugar donde se da la sedimentación de manera uniforme.

Zona de salida. Donde tiene lugar la evacuación del agua sedimentada.

Zona de lodos. Donde se lleva a cabo la acumulación de sólidos sedimentados.

Todas las partículas que tengan una velocidad superior a v_o serán eliminadas, mientras que las partículas que tengan una velocidad de sedimentación inferior a v_o (por ejemplo v_p), no serán eliminadas, a menos que entren a la zona de sedimentación a una altura inferior a hp .

Ilustración 7.1 Componentes de velocidad de sedimentación



Debido a que, en la zona de entrada, el gasto es distribuido uniformemente a través de la sección transversal, se puede demostrar que para las partículas con velocidades de sedimentación iguales a v_p , la fracción de partículas removidas, F , es:

$$F = \frac{h}{H} \quad \text{Ecuación 7.1}$$

Como la altura es el producto de la velocidad por el tiempo de retención, se obtiene:

$$F = \frac{v_p \tau}{v_o \tau} = \frac{v_p}{v_o} \quad \text{Ecuación 7.2}$$

en donde el tiempo de retención τ (min), de cualquier partícula que atraviesa el sedimentador, está dada por:

$$\tau = \frac{L}{v_H} \quad \text{Ecuación 7.3}$$

Por otro lado, la velocidad de sedimentación esperada de las partículas v_o , es función del gasto y del área de la sección longitudinal del sedimentador (carga superficial S)

$$v_o = \frac{H}{\tau} = \frac{H v_H w}{L w} = \frac{Q}{A} \quad \text{Ecuación 7.4}$$

$$S = \frac{Q}{A} \quad \text{Ecuación 7.5}$$

lo que permite calcular la fracción de partículas removidas en un sedimentador ideal, cuya velocidad de sedimentación v_p es la misma:

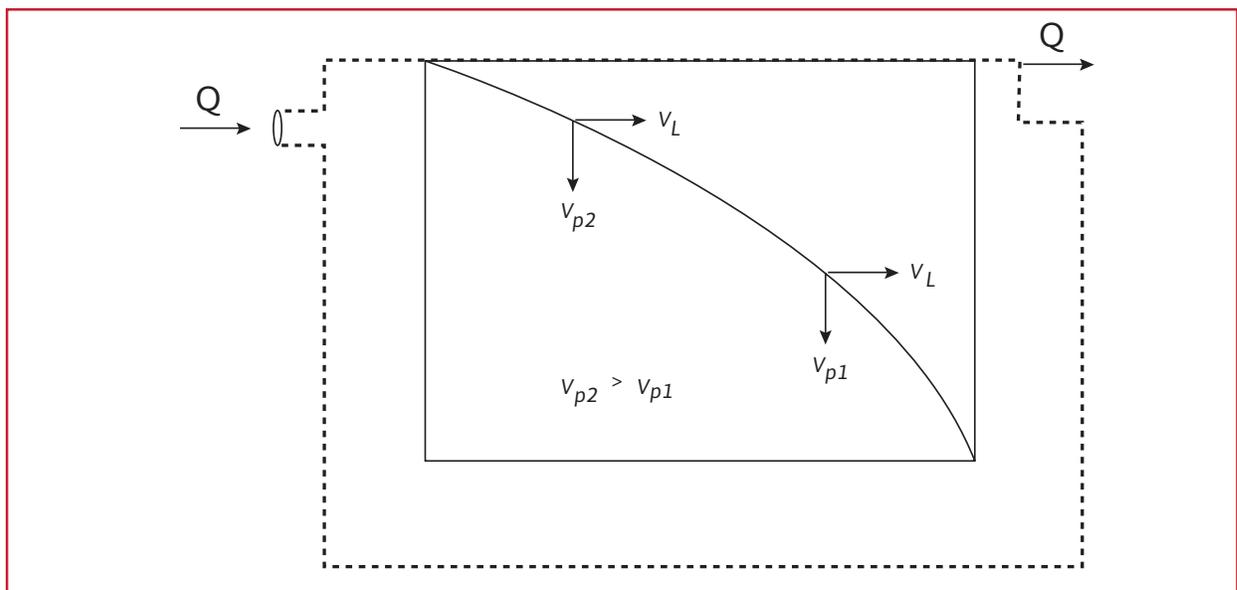
$$F = \frac{v_p}{Q/A} \quad \text{Ecuación 7.6}$$

En las plantas de tratamiento se tienen partículas floculantes después del reactor biológico, por lo que el propósito de este documento será evaluar la sedimentación clase II (partículas floculentas) y clase III.

7.1.2 SEDIMENTACIÓN CLASE II

En este tipo de sedimentación, la aglomeración de las partículas se ve favorecida al aumentar el tiempo de contacto entre ellas, y esto se logra al aumentar la profundidad del tanque de sedimentación.

Ilustración 7.2 Velocidad de sedimentación de partículas floculentas



Como en este tipo de sedimentación la velocidad de las partículas varía a lo largo de su trayecto (Ilustración 7.2), se recomienda realizar un análisis de sedimentación en columna para cuantificar la influencia de la floculación en la clarificación (Ilustración 7.3).

En esta pruebas se utiliza una columna de sedimentación con una altura igual o un poco mayor a la profundidad del sedimentador (entre 1.8 y 3 m), realizando muestreos a profundidades regulares de la superficie (Ilustración 7.3), para trazar curvas de igual porcentaje de eliminación de partículas (Ilustración 7.4).

A partir de estos resultados se puede evaluar el porcentaje de partículas eliminadas o turbiedad removida por un sedimentador ideal, en función de diversos tiempos de retención y de diferentes profundidades, utilizando la ecuación siguiente:

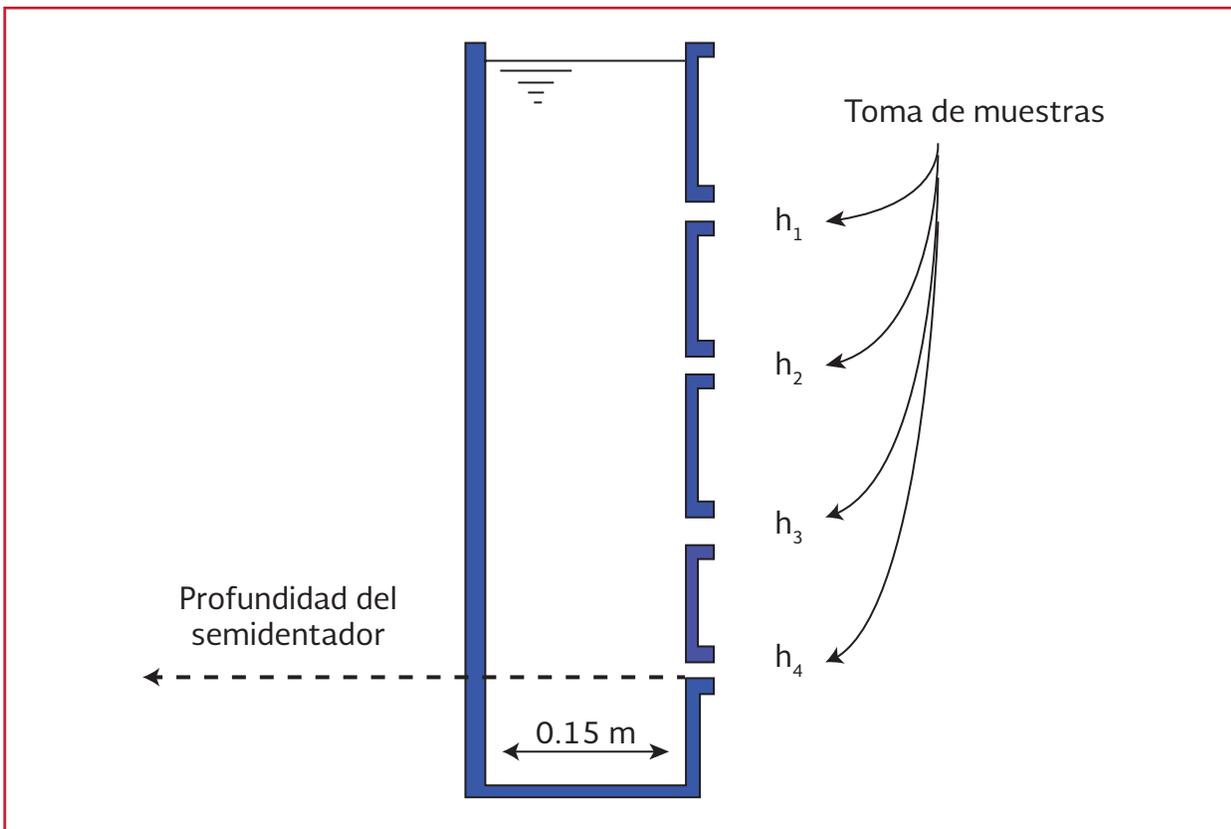
$$R = \frac{\Delta h_1 (R_1 + R_2)}{H} + \frac{\Delta h_2 (R_2 + R_3)}{H} + \dots + \frac{\Delta h_n (R_n + R_{n+1})}{H}$$

Ecuación 7.7

donde:

- R = Porcentaje total de remoción de un sedimentador ideal (%)
- R_1, R_2, \dots, R_n = Curvas de porcentaje de remoción a profundidades h_1, h_2, \dots, h_n , después de un tiempo de retención dado (%)
- $\Delta h_1, \Delta h_2, \dots, \Delta h_n$ = Diferencia de altura entre dos curvas consecutivas de porcentaje de remoción (m)
- H = Profundidad del sedimentador (m)

Ilustración 7.3 Columna para pruebas de sedimentación



Ejemplo 7.1

Determinación de la velocidad de sedimentación

Material

- 1 Columna en acrílico de 15 cm de diámetro, altura igual al sedimentador y con salidas para toma de muestras.
- 1 Turbidímetro
- 12 Vasos de precipitado de 100 ml
- Tiempo requerido 2 horas

Procedimiento

1. Determinar turbiedad, color, pH, conductividad y temperatura del agua cruda.
2. Tomar agua a la salida del reactor y teniendo cuidado de no romper los flóculos, llenar la columna diez centímetros más que la altura del sedimentador
3. Establecer cuatro puntos de muestreo a distancias iguales (Ilustración 7.3)
4. Tomar muestras en los tiempos que se muestran en el Formato SED-1, sin provocar la resuspensión de los flóculos. Determinar la turbiedad y calcular el porcentaje de remoción con respecto a la

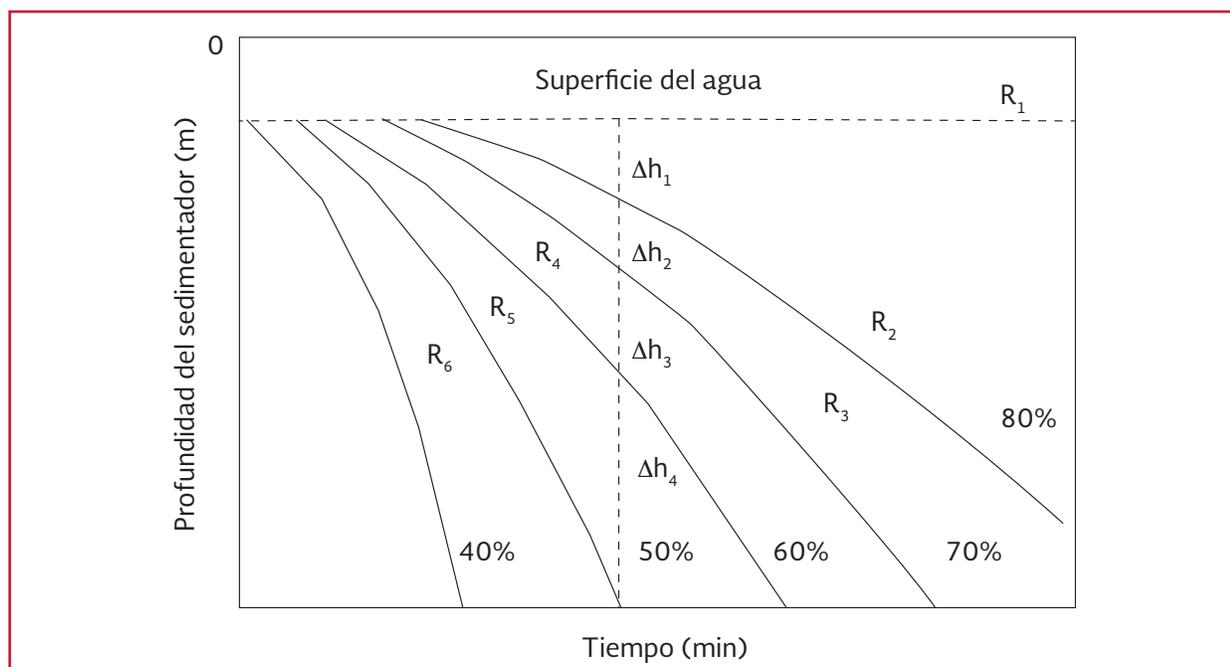
del agua cruda. Los datos de la prueba se pueden registrar como se muestra en el Formato SED-1

5. Realizar una gráfica de tiempo contra profundidad del sedimentador utilizando los porcentajes de remoción de turbiedad, y trazar curvas de porcentaje de remoción constantes, ver Ilustración 7.4.
6. Utilizando la Ecuación 7.7, calcular el porcentaje de turbiedad removida R_i (rendimiento), a diferentes tiempos de retención (t_i)
7. Utilizando la profundidad total del sedimentador H (en este ejemplo 2 m), calcular las velocidades de sedimentación que corresponden al tiempo de retención t_i , según la Ecuación 7.4
8. Registrar los datos en una tabla como se muestra en el Formato SED-2
9. Según el ejemplo mostrado en la Ilustración 7.8, a partir de estos datos, trazar una curva de porcentajes de remoción contra tiempos de retención y velocidad de sedimentación
10. Con la Ecuación 7.5, calcular la carga superficial S (m/min) mediante el gasto de operación Q y el área superficial A de sedimentación

Formato SED-1. Prueba de sedimentabilidad de partículas floculentas

Turbiedad residual (utn)					Porcentaje de disminución de turbiedad				
Tiempo	Profundidad (m)				Tiempo	Profundidad (m)			
min	$h_1(0.5)$	$h_2(1.0)$	$h_3(1.5)$	$h_4(2.0)$	min	$h_1(0.5)$	$h_2(1.0)$	$h_3(1.5)$	$h_4(2.0)$
5	21.3	23.0	23.8	25.1	5	33.4	28.1	25.6	21.6
10	15.2	15.4	17.8	19.1	10	52.5	51.9	44.4	40.3
20	13.5	14.7	16.3	17.5	20	57.8	54.1	49.1	45.3
30	11.5	14.3	14.5	14.7	30	64.1	55.3	54.7	54.1
40	11.0	12.5	13.5	13.6	40	65.6	60.1	57.8	57.5
50	10.7	11.3	11.6	12.5	50	66.6	64.7	63.8	60.9
60	9.8	10.5	10.8	11.1	60	69.4	67.2	66.3	65.3

Ilustración 7.4 Porcentaje de remoción de partículas en función del tiempo de retención y de la profundidad del sedimentador



Interpretación de resultados

La gráfica (b) de la Ilustración 7.5 permite establecer la velocidad de sedimentación de operación y la eficiencia de la unidad, la cual puede ser comparada con la de diseño.

Además, si se requiere mejorar la eficiencia de remoción, se puede determinar la velocidad de sedimentación óptima de la gráfica (b) y calcular el gasto que deberá manejarse en la unidad con la Ecuación 7.4.

7.1.3 SEDIMENTACIÓN CLASE III

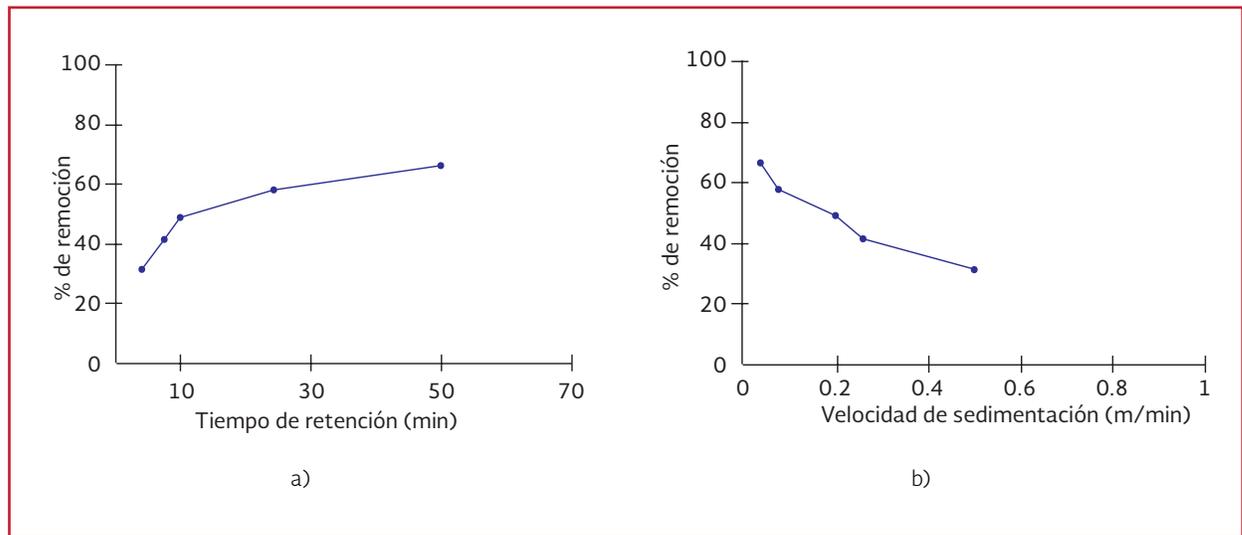
En este tipo de clarificación, la interfase entre los sólidos y el agua clarificada puede observarse mediante una prueba de sedimentación en discontinuo, en la cual, inicialmente toda la suspensión tiene una concentración uniforme y la altura de la interfase es H , como se muestra en la Ilustración 7.6.

Conforme la sedimentación avanza, en la región entre **A** y **B** existirá una sedimentación frenada a velocidad constante. La zona entre **B** y **C** re-

Formato SED-2 Velocidad de sedimentación y rendimiento en función del tiempo de retención

Tiempo de retención (min)	Velocidad de sedimentación (m/h)	Rendimiento (%)
t_i	v_o	R_i
4.04.0	0.50	31.04
7.57.5	0.26	41.42
10.010.0	0.20	48.49
24.524.5	0.08	57.75
50.050.0	0.04	65.83

Ilustración 7.5 Variación del tiempo de retención y de la velocidad de sedimentación en función del porcentaje de partículas eliminadas



presenta una transición a la de compresión, y la región entre C y D es la de compresión, en donde los sólidos están soportados mecánicamente por lo que se encuentran inmediatamente abajo.

La capacidad de clarificación del sistema real puede estimarse a partir de la velocidad inicial de sedimentación v_o (m/min) calculada en la prueba descrita anteriormente. El valor de v_o se calcula al graficar la altura de la interfase A con respecto al tiempo (Ilustración 7.7).

Al trazar una línea tangente al inicio de la curva hasta que cruce el eje del tiempo, se obtiene el tiempo de sedimentación de las partículas τ_s (min), y con la profundidad del sedimentador H se calcula v_o de la Ecuación 7.4.

El área requerida A (m²) para la clarificación puede calcularse a partir del gasto Q (m³/min), utilizando la

$$S = \frac{Q}{A} \quad \text{Ecuación 7.5}$$

Tipos de sedimentadores

La profundidad común de los tanques de sedimentación varían entre 2 y 4 m, el diámetro más frecuente en los tanques circulares es de 30 m y la longitud recomendable de los tanques rectangulares no debe exceder los 75 m. El ancho del tanque es a menudo controlado por el equipo disponible de recolección y eliminación de lodos, pero se recomienda que no sea mayor de 16 m. Las proporciones longitud-ancho empleadas en el diseño varían entre 3:1 y 6:1. Las pendientes del fondo pueden ser del 1% para tanques rectangulares y de 7-8% para tanques circulares. El tiempo de retención varía desde menos de una hora hasta más de un día y los tanques que se limpian mecánicamente se diseñan para un tiempo de retención de 1.5 a 3 horas.

Los sedimentadores pueden dividirse en unidades de flujo horizontal y unidades de flujo vertical con manto de lodos, ambas sin o con tubos y/o placas.

Ilustración 7.6 Prueba de sedimentación en laboratorio

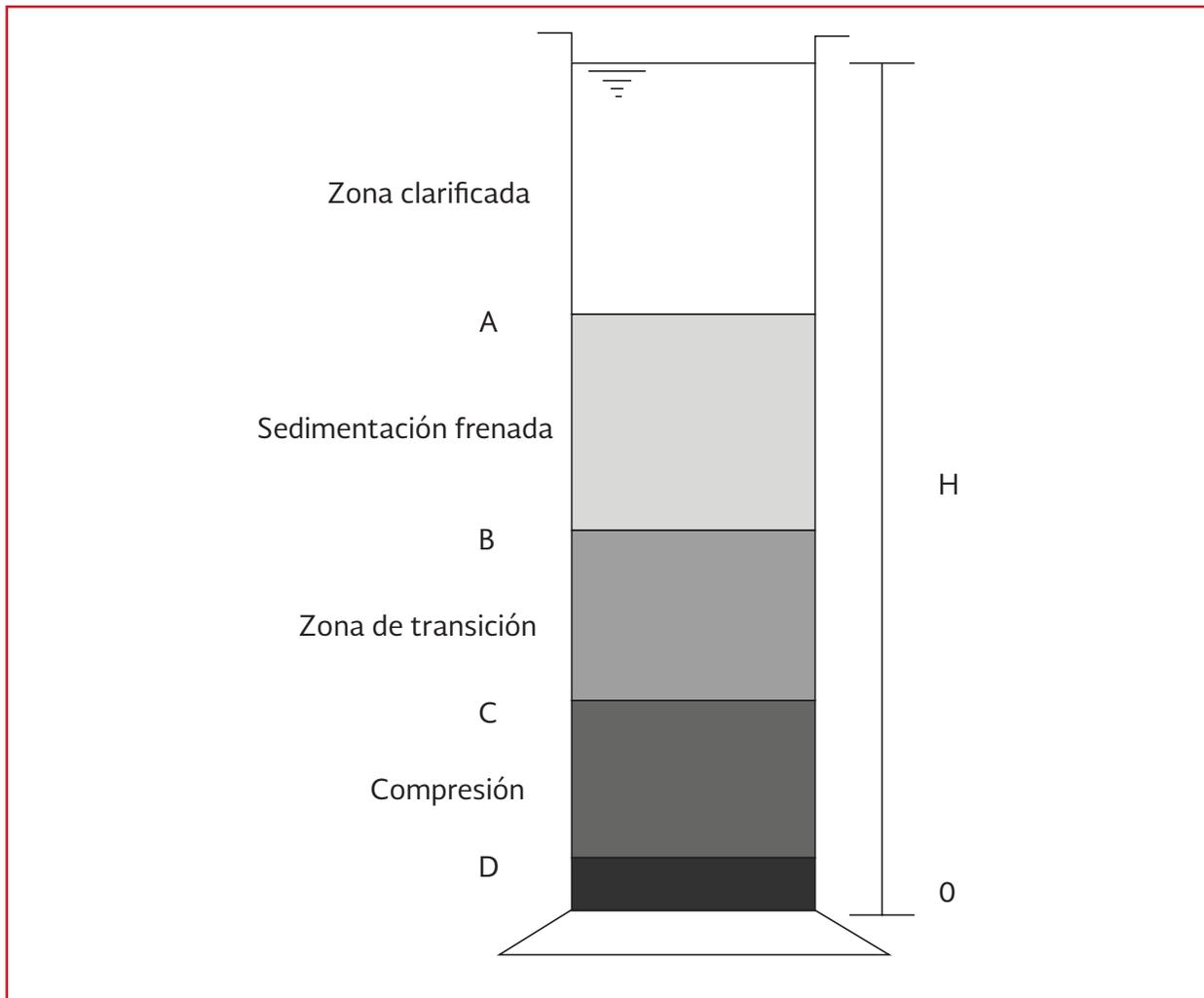
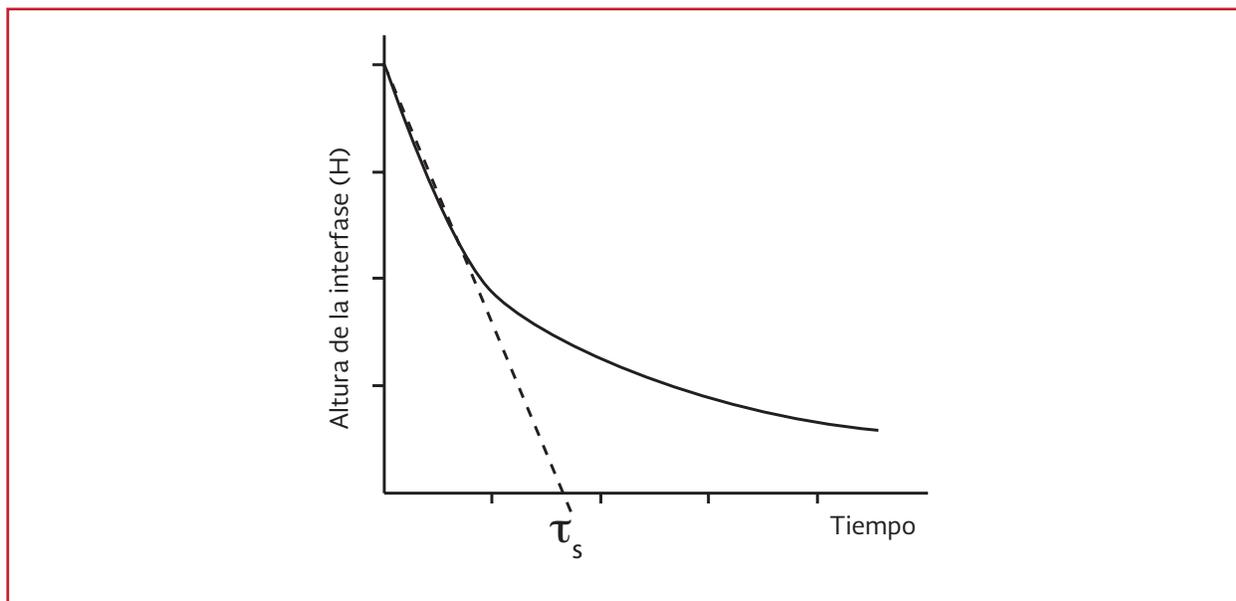


Ilustración 7.7 Sedimentación zonal

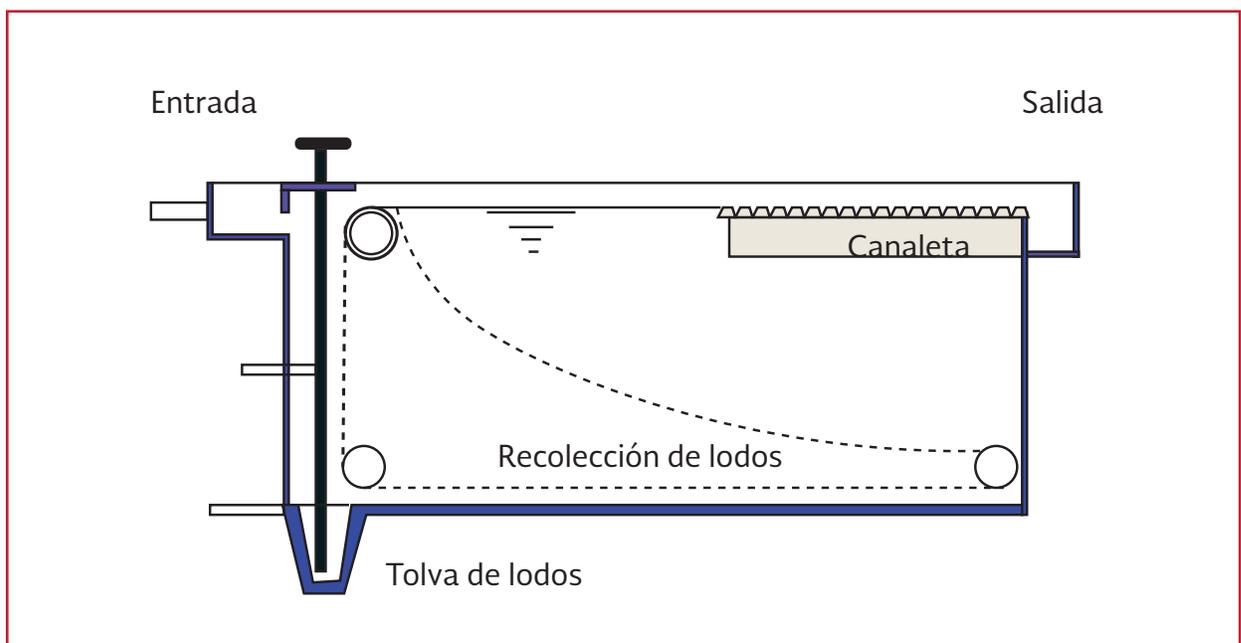


7.1.4 UNIDADES DE FLUJO HORIZONTAL

Los sedimentadores de flujo horizontal pueden ser rectangulares, circulares y cuadrados. Los primeros tienen la forma y características detalladas en la Ilustración 7.8, son compactos y su costo es inferior a otro tipo de unidades. Tanto los cuadrados como los circulares (Ilustración 7.9), disponen normalmente de una zona de entrada ubicada en el centro del mismo, con una mampara que desvía el agua hacia el fondo de la unidad. El agua clarificada se recolecta a través de canaletas en la parte superior de los tanques. El fondo es inclinado hacia el centro de la unidad, en donde se ubica una tolva para la recolección continua o intermitente de los lodos.

Estas unidades trabajan normalmente con los siguientes parámetros operacionales: turbiedades mayores a 30 UTN, carga superficial de 30 a 40 m^3/m^2 día y tiempos de residencia de 1 a 4 horas.

Ilustración 7.8 Sedimentador rectangular



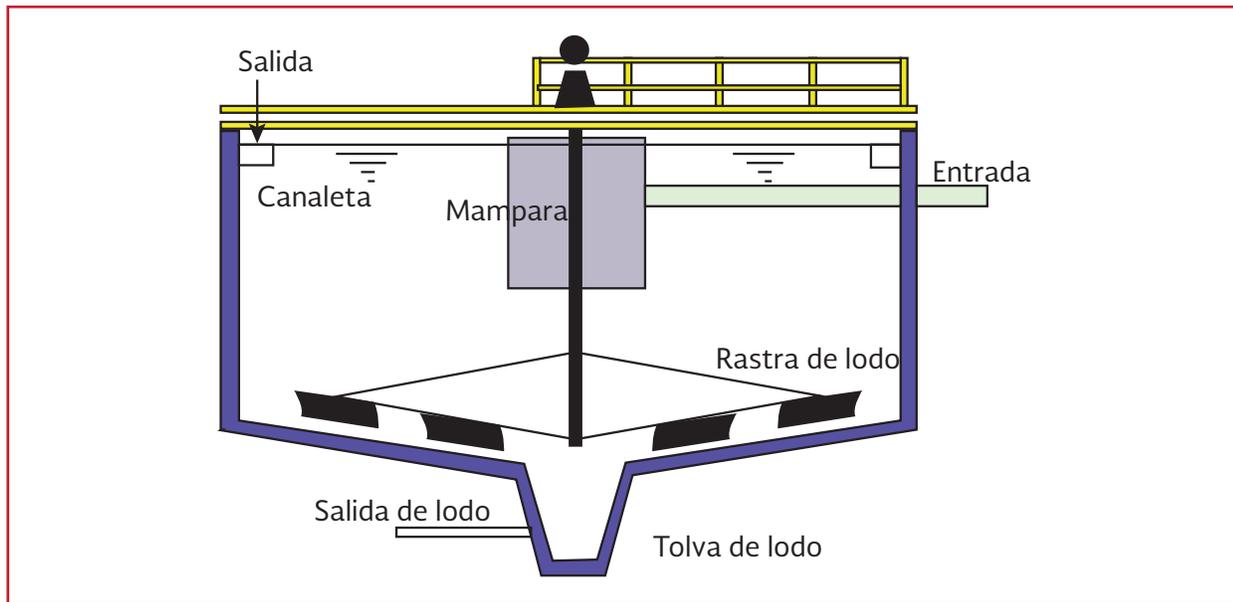
7.1.5 UNIDADES DE FLUJO VERTICAL CON MANTO DE LODOS

Las unidades que trabajan por contacto de sólidos, combinan las funciones de mezclado, floculación y sedimentación en una sola estructura. Normalmente estas unidades son relativamente compactas, tienen forma cilíndrica o cuadrada (Ilustración 7.10) y pueden ser de suspensión hidráulica y mecánica.

En general, la entrada del agua floculada se realiza por el centro de la unidad en forma descendente. En la parte inferior está ubicada la zona de lodos que tiene forma cónica o piramidal invertida de 45° a 60° , según la naturaleza del agua y el tratamiento aplicado.

En estas unidades se requiere mantener en el tanque una alta concentración de partículas para incrementar la posibilidad de contacto, el régimen de operación debe ser continuo y sin

Ilustración 7.9 Sedimentador circular



variaciones de flujo, por la dificultad de formar y mantener el manto de lodos. La recolección del agua se realiza en la parte periférica superior de la unidad.

La eficiencia depende principalmente de la variación de calidad del agua cruda y de la carga superficial (relacionada directamente con el flujo), además del tipo y dosis de coagulante, uso de polímeros, profundidad y concentración del manto de lodos.

Normalmente los parámetros operacionales son: turbiedades de hasta 1,000 UTN, carga superficial de $90 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ día}$, tiempo de retención de 1 a 15 horas, altura del manto de lodos de 1 a 3 m y concentración de sólidos del 10 al 20 por ciento.

7.1.6 SEDIMENTADORES DE PLACAS O TUBOS

La eficiencia de la sedimentación de partículas en un flujo horizontal o vertical depende del

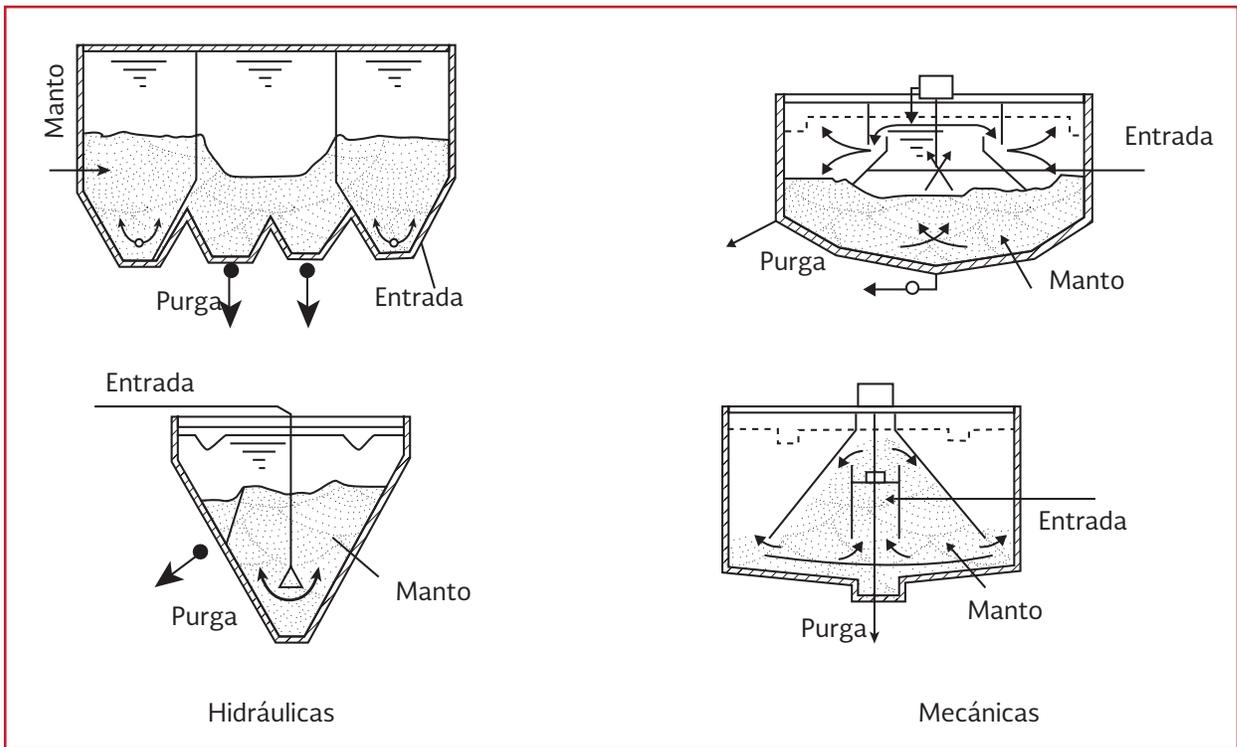
área disponible para la sedimentación, por lo tanto, la eficiencia puede mejorarse incrementando esta área. Algunos tanques tienen pisos múltiples para lograr esto.

Una alternativa exitosa ha sido el desarrollo de estructuras ligeras con superficies inclinadas estrechamente espaciadas. Las condiciones de flujo en los canales entre la superficie inclinada debe ser laminar. En la práctica, el número de Reynolds Re debe ser menor a 500.

Algunos diseños incorporan el uso de placas o tubos de diámetro muy pequeño en los tanques de sedimentación. Los tubos de unos pocos centímetros de diámetro ofrecen condiciones hidráulicas óptimas para la clarificación y máxima estabilidad hidráulica, además reducen el tiempo de retención del agua.

Los módulos de placas inclinadas de 60° pueden añadirse a instalaciones existentes para aumentar el rendimiento en la clarificación.

Ilustración 7.10 Sedimentadores de flujo vertical con manto de lodos



7.2. FORMACIÓN DE LODOS

Los parámetros principales a determinar en la zona de lodos son:

Características de los lodos

Características de las obras de desagüe y descarga

La primera tiene relación directa con la eficiencia de los procesos de coagulación-floculación y sedimentación, y la segunda con los criterios de diseño.

En la zona de lodos de los sedimentadores horizontales se depositan primero las partículas más pesadas o grandes y posteriormente las de menor tamaño. En un agua bien floculada, el número de flóculos grandes es considerablemente mayor que el de pequeños, por lo que un 75 a

90 por ciento de los lodos se depositan en el primer tercio del sedimentador, formando un perfil longitudinal. En cambio, cuando el agua no está bien floculada, los lodos se reparten igualmente a todo lo largo del tanque. Obras de entrada defectuosas ocasionan flujos variables que producen depósitos no uniformes en sentido transversal. La concentración de sólidos en los lodos debe ser mayor en el primer tercio del sedimentador para un buen proceso de floculación.

En los sedimentadores de flujo vertical, una mala distribución del flujo ocasiona depósitos irregulares en el sentido radial del tanque, con alturas del manto de lodo diferente en cada sección.

7.3. DESEMPEÑO DEL SEDIMENTADOR

Las características más importantes en el desempeño de un sedimentador son:

- La calidad del agua cruda y sedimentada, por lo que se deben determinar las características físicas y químicas del agua, especialmente turbiedad, color y temperatura
- Eficiencia de los procesos anteriores y formación del floculo
- El tiempo de retención en la unidad, con la finalidad de poder obtener las condiciones hidráulicas que predominan en ésta

Es importante determinar cómo influyen en las condiciones hidráulicas la configuración y diseño de las siguientes unidades: zona de entrada, sedimentación, depósito de lodos y salida de agua.

7.4. CONSIDERACIONES DE DISEÑO

Los tanques de sedimentación primaria o secundaria están diseñados para lograr la eliminación de un 50% a un 70% de los sólidos suspendidos y de un 25% a un 40% de la *DBO*. La *DBO* eliminada está asociada con la fracción orgánica de los sólidos suspendidos. Los tanques rectangulares o circulares pueden ser utilizados como sedimentadores primarios. El tipo de clarificador seleccionado depende de las condiciones del lugar, el tamaño de la planta, las regulaciones locales, y los criterios de ingeniería. Se requiere de dos o más tanques para que la clarificación permanezca en operación, mientras un tanque esta fuera de operación para realizar servicio o mantenimiento. En las plantas grandes el número de tanques es definido en gran medida por las limitaciones de tamaño. En la Tabla 7.1, y en la Tabla 7.2 se presenta información sobre el diseño típico de tanques de sedimentación secundaria. Como se indica en las tablas, los parámetros de diseño importantes para la clarificación son (1)

el tiempo de retención, (2) la carga superficial, y (3) carga sobre el vertedor. Históricamente, los tanques están diseñados para condiciones de flujo promedio. Las tasas de flujo máximo pueden ser de 2 a 3 veces la tasa media. Para las comunidades pequeñas o sistemas con alcantarillado combinados, las tasas máximas pueden ser 10 a 15 veces las tasas medias de diseño.

7.5. DISEÑO DE SEDIMENTADORES RECTANGULARES

En los tanques de sedimentación rectangulares el agua fluye de manera horizontal a través de ellos. En la Ilustración 7.11, se representa un tanque de sedimentación rectangular. Como mínimo, dos tanques se colocan longitudinalmente en paralelo con una pared común. La zona o estructura de entrada está diseñada para distribuir el agua sobre toda la sección transversal.

La zona de sedimentación suele estar diseñada en base a las tasas de derrame y tiempos de retención. En teoría, la profundidad del tanque o la profundidad del agua no es un parámetro de diseño. Sin embargo, los sedimentadores con equipo mecánico de extracción de lodo tienen por lo general de 3 a 5 m de profundidad. Esto considerando la profundidad mínima requerida para la eliminación de lodo, el control de flujo a través de velocidades, y la prevención de lavado de partículas sedimentadas. Para proporcionar un flujo pistón y minimizar la generación de un cortocircuito, se recomienda una longitud mínima en relación al ancho ($L:A_n$) de 4 a 1. Siendo preferente una de seis a uno.

En la zona de salida, se colocan en paralelo a la longitud del tanque las canaletas de recolección.

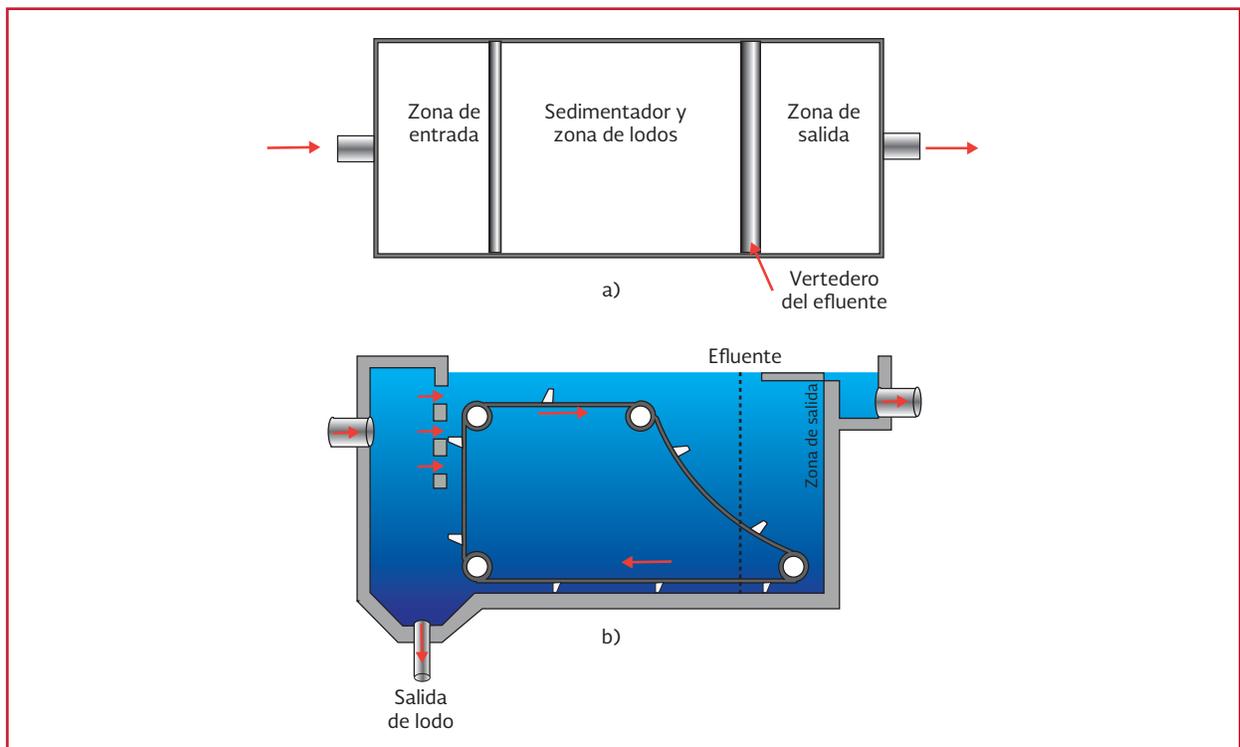
Tabla 7.1 Criterios de diseño de sedimentadores secundarios circulares

	Carga Hidráulica ($m^3 / m^2 d$) Tom D. Reynols		Profundidad (m)	Carga Hidráulica ($m^3 / m^2 d$) Metcalf & Eddy		Profundidad (m)
	Media	Pico		Media	Pico	
Convencional	16 a 32	40 a 80	3,6 a 4,6	16 a 28	40 a 64	3,5 a 6
Aireación extendida	8 a 16	32	3,6 a 4,6	8 a 16	24 a 32	3,5 a 6

Tabla 7.2 Criterios de diseño de sedimentadores secundarios circulares

Parámetro	Syed R Qasim	Hernández
Carga hidráulica superficial ($m^3 / m^2 d$):	30 a 50	24.5
Tiempo de retención(h)	0,6 a 3,6	2 a 3
Profundidad efectiva (m)	3 a 6	3
Diámetro (m)	3 a 60	40
Carga Hidráulica sobre vertedores ($m^3 / m d$)	125 a 186	48 a 240
Velocidad máxima de flujo a la salida de los vertedores (m /s)	0,1 a 0,3	

Ilustración 7.11 Tanque de sedimentación rectangular (a) plano, (b) plano alzado



El agua clarificada sale del tanque a través de los vertedores de derrame fluye en las canaletas. El nivel del agua en el tanque es controlado por los vertedores de derrame, que pueden ser ver-

tederos con muesca en V o aliviaderos de cresta ancha. La tasa de carga del vertedero es la tasa de flujo del efluente sobre el vertedero dividido por la longitud de vertedero.

La tasa óptima de carga del vertedero depende del diseño de los procesos anteriores y posteriores, este rango puede variar desde 125 hasta 500 m³/m, con valores típicos de alrededor de 250 m³/d por metro de longitud de vertedero (Metcalf y Eddy, 2003; Peavy et. al., 1985). En la zona de los lodos, la parte inferior del tanque está inclinado hacia una tolva de lodos para su extracción. La recolección de sólidos se lleva a cabo por los colectores de cadena y de vuelo, colectores de puentes, o los colectores transversales. Las natas por lo general se recogen y se eliminan de la superficie del agua al final del efluente.

7.6. DISEÑO DE SEDIMENTADORES CIRCULARES

En tanques de sedimentación circulares se genera un patrón de flujo radial. Los sedimentadores circulares pueden tener una alimentación en el centro o periférica. En la Ilustración 7.12 se muestra un clarificador con alimentación central. En éste, el agua entra en un pozo (mamparas circular en el centro), que está diseñado para distribuir el agua por igual en todas las direcciones y cuenta con una entrada de energía de disipación. En el tanque de alimentación perifé-

rica, un deflector circular suspendido, forma un espacio anular en el que el agua residual que entra se descarga en una dirección tangencial. El agua fluye en espiral alrededor del tanque, por debajo del deflector (Metcalf y Eddy, 2003). Los tanques circulares pueden variar desde 3.0 hasta 40 m de diámetro o más grande, dependiendo de la velocidad de flujo y las especificaciones del sitio. La Ilustración 7.13, (a) muestra un clarificador circular y (b) muestra el agua que fluye sobre los vertedores y en la canaleta.

7.7. EJEMPLO

7.7.1 EJEMPLO 1

Sedimentador rectangular secundario

En la Tabla 7.3 se presentan los criterios de diseño, de dos autores, que se considerarán para realizar el diseño del sedimentador rectangular secundario.

datos

Q (m ³ /d)	2 160
CH (m ³ m ² d)	20.00
L/a	3
H (m)	2.5

Ilustración 7.12 Tanque de sedimentación circular (Alimentación central).

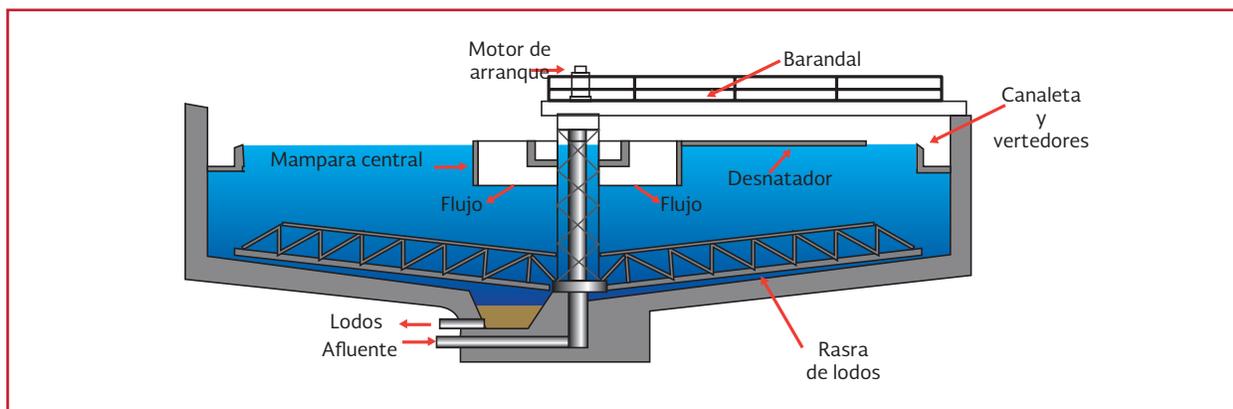


Ilustración 7.13 (a) vista de sedimentador secundario (b) vista de y canaleta

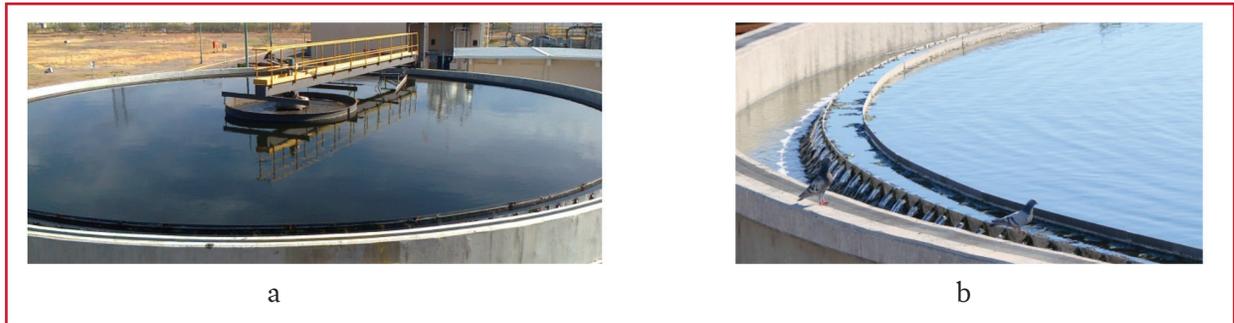


Tabla 7.3 Criterios de diseño para el sedimentador rectangular secundario

Parámetros	Syed R Qasim	Hernández
Carga hidráulica superficial ($m^3 / m^2 d$)	16.42 a 32.83	< 24,5
Tiempo de retención(h)	0,6 a 3,63	2 a 3
Profundidad efectiva (m)	2,5 a 5	1,5 a 3
Longitud máxima (m)	10 a 100	5 a 90
Ancho (m)	3 a 24	
Relación largo / ancho		1,5 a 7,5
Relación largo / profundidad		5 a 40
Carga Hidráulica sobre vertedores ($m^3 / m d$)	124 a 186	48 a 288
Velocidad máxima de flujo a la salida de los vertedores (m/s)	0,1 a 0,3	

Solución

Paso 1. Calcular el área de sedimentación

$$As = \frac{Q}{CH} = \frac{2\ 160}{25} = 108\ m^2$$

Paso 2. Dimensionar el sedimentador

Relación largo (L) / ancho (a) =3.00

$$L = 3a$$

$$As = L \cdot a$$

$$As = 3a \cdot a = 3a^2$$

$$a = (As/3)^{0.5} = 6\ m$$

$$L = 18\ m$$

Donde:

a = Ancho del sedimentador (m)

L = Largo del sedimentador (m)

Paso 3. Calcular del volumen

Se propone un altura (H) de 2.5 m

$$V = As \cdot H = 108 \cdot 2.5 = 270\ m^3$$

Paso 4. Calcular el tiempo de retención hidráulico (TRH)

$$TRH = V / Q = 270 / 2\ 160 = 0.125\ d = 3\ h$$

Paso 5. Estructura de entrada

Tomar en consideración:

Velocidad de entrada, 0.15 a 0.30 m/s (<i>v</i>) (Syed R Qasim)	0.20
Diámetro de orificio (cm)	20.00
Ancho de canal de interconexión (<i>a</i>) < 1 m	0.60
Bordo libre de canal de interconexión (<i>b</i>) < 0,5 m	0.50

Calcular el área de entrada a sedimentador (*AE*)

$$AE = Q / v = 2160 / (0.20 \cdot 86400) = 0.125 \text{ m}^2$$

Calcular altura de interconexión (*HI*)

$$HI = (AE/a) + b = 0.125/0.6 + 0.50 = 0.708 \text{ m}$$

Calcular el área del orificio

$$AO = (3.1416 \cdot d^2) / 4 = (3.1416 \cdot 0.1^2) / 4 = 0.0079 \text{ m}^2$$

Calcular número de orificios

$$NO = AE/AO = 0.125/0.0079 = 15.8 = 16$$

Paso 6. Longitud de vertimiento (*LV*) (salida)

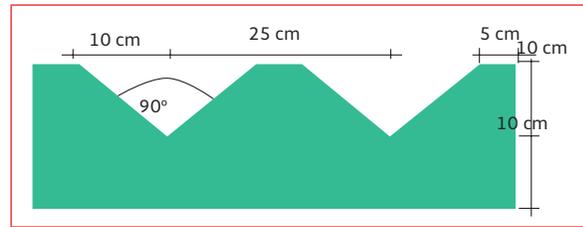
Si el flujo es menor de 44 L/s usar carga superficial en vertedores (*CSV*) = 124 m³/m d

$$LV = Q / CSV = 2160 / 124 = 17.42 = 17.50 \text{ m}$$

La canaleta de salida es de 30 cm de ancho y de 30 cm de altura.

Paso 7. Número de vertedores V notch

Los vertedores son V notch de 90°



tv = 0.25 m de centro a centro

$$NV = LV / tv = 17.50 / 0.25 = 70$$

Resumen de resultados	
<i>As</i> (m ²)	108
<i>L</i> (m)	18
<i>a</i> (m)	6
<i>V</i> (m ³)	270
<i>TRH</i> (h)	3
<i>AE</i> (m ²)	0.125
<i>HI</i> (m)	0.708
<i>AO</i> (m ²)	0.0079
<i>NO</i>	16
<i>LV</i> (m)	17.5
<i>NV</i>	70

7.7.2 Ejemplo 2

Sedimentador circular secundario

Datos

<i>Q</i> (m ³ /d)	4 320
<i>CH</i> (m ³ m ² d)	25.00
<i>H</i> (m)	3

Solución

Paso 1. Calcular el área de sedimentación

$$As = \frac{Q}{CH} = \frac{4320}{25} = 172.80 \text{ m}^2$$

Paso 2. Calcular el diámetro

$$D = \sqrt{\frac{4As}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 172.80}{\pi}}$$

$$= 14.83 \text{ ajustar a } 15 \text{ m}$$

Recalcular A_s .

$$A_s = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi \cdot 15^2}{4} = 176.71 \text{ m}^2$$

Paso 3. Calcular del volumen

Se propone un altura (H) de 3 m

$$V = A_s \cdot h = 176.71 \cdot 3 = 530.13 \text{ m}^3$$

Paso 4. Calcular el tiempo de retención hidráulico (TRH)

$$TRH = V/Q = 530.13/4320$$

$$= 0.123 \text{ d} = 2.95 \text{ h}$$

Paso 5. Longitud de vertimiento (LV) (salida)

Si el flujo es mayor de 44 L/s usar carga superficial en vertedores (CSV) = $186 \text{ m}^3/\text{m d}$

$$LV = Q/CSV = 4320/186$$

$$= 23.22 = 23.50 \text{ m}$$

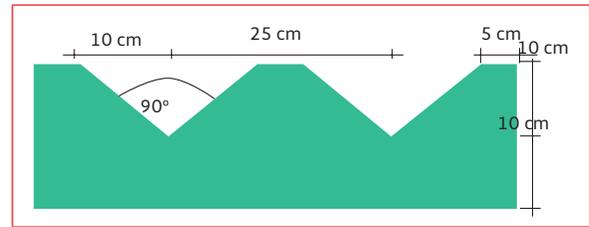
Calcular el perímetro del sedimentador:
 $P_{sed} = \pi D = \pi \cdot 15 = 47.12 \text{ m}$

Por lo tanto, al ser $P_{sed} > LV$, se puede contar con una mayor longitud de vertimiento. Tomar $LV = 47 \text{ m}$

Considerar una canaleta de salida de 30 cm de ancho y de 30 cm de altura.

Paso 6. Número de vertedores V notch

Los vertedores son V notch de 90°



$t_v = 0.25 \text{ m}$ de centro a centro

$$NV = \frac{LV}{t_v} = \frac{47.00}{0.25} = 188$$

Resumen de resultados	
A_s (m ²)	176.71
V (m ³)	530.13
TRH (h)	2.95
LV (m)	47
NV	188

El presente libro es una herramienta para el personal que se dedica al diseño de plantas de tratamiento de aguas residuales del proceso de lodos activados para la remoción de materia orgánica. Aunque también existen, procesos de biomasa en suspensión anaerobios y para la eliminación de nutrientes. En éste se tratan de conjuntar los criterios a emplear, de tal manera que sean de fácil comprensión y empleo.

En el primer capítulo se realiza una pequeña introducción del sistema de lodos activados, en donde se abordan los temas de su desarrollo histórico, las bases que lo sustentan y su evolución.

Para poder comprender los fundamentos de tratamiento de lodos activados en el capítulo dos se establecen los fundamentos del metabolismo microbiano, la cinética de crecimiento y de oxidación biológica.



CONCLUSIONES

El capítulo tres describe la importancia de los parámetros biocinéticos y presenta un ejemplo experimental de como poder obtenerlos. Además, presenta las consideraciones y procedimientos de diseño para lodos activados convencional, aireación extendida y zanjas de oxidación. En cada caso se presenta una breve descripción del proceso, sus principales criterios de diseño, así como un ejemplo.

Para el sistema de reactor biológico secuencial (RBS), el capítulo 4, presenta sus criterios y procedimientos de diseño y un ejemplo.

En el capítulo cinco se realiza una descripción del proceso de biorreactores de membranas sumergidas (BRM), de tal manera que se tratan los conceptos básicos, configuraciones, características de las membranas y su ensuciamiento. En relación a los aspectos de diseño, se tratan los temas de selección y configuración de membranas, parámetros operacionales, consideraciones de diseño y la limpieza de las membranas. Finalmente se presenta un ejemplo de su diseño.

El capítulo seis establece los principales sistemas de transferencia de oxígeno, e incluye los temas de los principios de transferencia de oxígeno. Establece los dos principales sistemas de aireación, que son por difusión y mecánica. En ambos casos, se realiza una descripción, su desempeño y/o eficiencia de transferencia de oxígeno y un ejemplo de diseño.

Finalmente, en el capítulo siete se habla de los sedimentadores secundarios, estableciendo su importancia dentro del proceso de lodos activados, sus principales consideraciones de diseño y su división en rectangulares y circulares. En ambos casos se presentan ejemplos de cálculo.



BIBLIOGRAFÍA

- Adham S., Gagliardo P., Boulos L., Oppenheimer J., Trussell R. 2001. Feasibility of the membrane bio-reactor process for water reclamation. *Water Science and Technology*. 43 (10), 203-209.
- Ardern, E. y W.T. Lockett (1914). Experiments on the Oxidation of Sewage without the Aid of Filters. *Journal Society of Chemical Industries*, vol. 33. p. 523.
- Bailey, J.E., y D.F. Ollis (1986). *Biochemical Engineering Fundamentals*, 2d ed., McGraw-Hill, New York.
- Buckley C., Jacangelo J. 1998. Microfiltración. Tratamiento del agua por procesos de membrana. Principios, procesos y aplicaciones. American Water Works Association Research Foundation. Madrid. McGrawHill. 477-517.
- Chang I.S., Lee C.H. 1998. Membrane filtration characteristics in membrane-coupled activated sludge system-effect of physiological states of activated sludge on membrane fouling. *Desalination*. 120, 221.
- Chang S., Waite T.D., Schafer A.I., Fane A.G. 2002. Adsorption of trace steroid oestrogens to hydrophobic hollow fiber membranes. *Desalination*. 146, 371-386.
- Choo K.H., Lee C.H. 1996. Membrane fouling mechanisms in the membrane-coupled anaerobic bio-reactor. *Water Research*. 30, 1771-1778.
- Cicek N. 2003. A review of membrane bio-reactors and their potential application in the treatment of agricultural wastewater. *Canadian Biosystems Engineering*. 45 (6), 37-49.
- Cicek N., Macomber J., Davel J., Suidan M.T., Audic J., Genestet P. 2001. Effect of solids retention time on the performance and biological characteristics of a membrane bio-reactor. *Water Science and Technology*. 43(11), 43-50.
- Clark, H.W. y G.O. Adams (1914). Sewage Treatment by Aeration and Contact in Tanks Containing Layers of Slate. *Engineering Record* 69, 1998.
- Cornel P., Krause S. 2006. Membrane bio-reactors in industrial wastewater treatment-European experiences, examples and trends. *Water Science and Technology*. 53(3), 37-44.
- Davis, M. (2011). *Water and Wastewater Engineering: Design Principles and Practice*. McGraw-Hill, Inc., New York.
- Field R.W., Wu D., Howell J.A., Gupta B.B. 1995. Critical flux concept for microfiltration fouling. *Journal of Membrane Science*. 100, 259-272.
- Flemming H.C., Griebe T., Schaule G. 1996. Antifouling strategies in technical systems- a short review. *Water Science and Technology*. 34, 517.
- Gander M., Jefferson B., Judd S. 2000. Aerobic MBRs for domestic wastewater treatment. A review with cost considerations. *Separation and Purification Technology*. 18 (2), 119.
- Grady, C.P.L. Jr., G.T. Daigger, and H.C. Lim (1999). *Biological Wastewater Treatment*. 2d. ed., rev. and expanded, Marcel Dekker, New York.

- Herrera R.M., Morgan. S.J.M., J. E.S., Noyola R.A. 2006. Tratamiento de agua residual municipal con birreactores UASB de membrana: Efectividad de remoción y tapo-namiento en operación a largo plazo. XV Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ciencias Ambientales. 24-26 Mayo. Guadalajara Jalisco.
- Huang X., Gui P., Qian Y. 2001. Effect of sludge retention time on microbial behavior in a submerged membrane bio-reactor. *Process Biochemistry*. 36, 1001-1006.
- Judd S. 2006 *The MBR book. Principles and Applications of Membranae Bioreactors in Water and Wastewater Treatment*. Elsevier, First Edition. United Kingdom.
- Lee W., Kang S., Shin H. 2003. Sludge characteristics and their contribution to microfiltration in submerged membrane bioreactors. *Journal of Membrane Science*. 216 (1-2), 217-227.
- Lesjean B., Rosenberger S., Laabs C., Jekel M., Gnirss R., Amy G. 2004. Correlation between membrana fouling and soluble/col-loidal organic substances in membrana bio-reactors for municipal wastewater treatment. *Memories work*. Korea Seul 2004.
- Liao B.Q., Allen D.G., Droppo I.G., Leppard G.G., Liss S.N. 2001. Surface properties of activated sludge and their role in biofloc-culation and settleability. *Water Research*. 35, 339.
- Liss S.N. 2002. Microbial flocs suMONded biofilms. In the *Encyclopedia of Environmental Microbiology*. Bitton G. Ed. Wiley & Sons. New York. 4, 2000-2012.
- Madigan, M.T., J.M. Martinko, and J. Parker (2000). *Brock Biology of Microorganisms*. 8th ed., Prentice – Hal, Upper Saddle River, NJ.
- Mann Stephen 2001. *Biomineralization: Principles and Concepts in Bioinorganic Mate-rials Chemistry*, Oxford University Press, Reino Unido.
- Melcalf y Eddy, Inc. (2003). *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*. 4^a edition. McGraw-Hill, Inc., New York.
- Melcalf y Eddy, Inc. (2003). *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*. 4^a ed. Mc-Graw-Hill, Inc., New York.
- Metcaf , Eddy. 2003. *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*. Fourth edition. Mc-Gram Hill. New York. Mukai T., Takimoto K., Kohno T., Okada M. 1999. Ultrafiltra-tion behaviour of extracellular and meta-bolic products in activated sludge system with UF separation process. *Water Re-search*. 34, 902.
- Mueller James A., Boyle William C., y Pöpel Johannes H. (2002). *Aeration: Principles and Practice*. 1a Ed. Water Quality Mana-gement Library.
- Nagaoka H., Ueda S., Miya A. 1996. Influen-ce of extracellular polymers on the mem-brane separation activated sludge process. *Water Science and Technology*. 34, 165.
- Nagaoka H., Yamanishi S., Miya A. 1998. Mo-deling of biofouling by extracellular poly-mers in membrane separation activated sludge system. *Water Science and Techno-logy*. 38, 497.
- Peavy, H.S., Rowe, D.R., y Tchobanoglous, G. (1985). *Enviromental Engineering*. Mc-Graw-Hill, Inc., New York.
- Pitt, P., y D. Jenkins (1990). Cause and Control of Nocardia in Activated Sludge. *Journal Water Pollution Control Federation*, vol. 62, pp. 143-150.
- Riffat Rumana. (2012). *Fundamentals of Was-tewater Treatment and Engineering*. Iwa publishing. USA. P. 199.
- Romero Rojas Jairo Alberto. (2004). *Trata-miento de aguas residuales. Teoría y Prin-ciples and Concepts in Bioinorganic Mate-*

- cipios de Diseño. 4^a ed. Editorial Escuela Colombiana de Ingeniería. P.446.
- Roorda J.H., van dar Graaf J.H.J.M. 2000. Understanding membrane fouling in ultrafiltration of WWTP-effluent. *Water Science and Technology*. 41, 345.
- Scholz W., Fuchs W. 2002. Treatment of oil contaminated wastewater in a membrane bio-reactor. *Water Research*. 34 (14), 3621-3629.
- Stensel, H.D. (1981). Biological Nitrogen Removal System Desing. *Water*, American Institute of Chemical Engineers, p. 237.
- Stephenson T.K., Brindle S.J., B. Jefferson 2000. Membrane bio-reactor for wastewater treatment. London UK: IWA Publishing.
- Taniguchi M., Kildruff J.E., Belfort G. 2003. Modes of natural organic matter fouling during filtration. *Environmental Science and Technology*. 37, 1676.
- Trussell R.S., Adham S., Trussell R.R. 2005. Process limits of municipal wastewater treatment with the submerged membrane bio-reactor. *Journal of Environmental Engineering*. 410-416.
- Vargas Alejandro, Moreno-Andrade Ivan, Buitron German. 2008. Controlled backwashing in a membrane sequencing batch reactor used for toxic wastewater treatment. *Journal of Membrane Science*. 320, 185-190.
- WEF (1998). Design of Wastewater Treatment Plants, 4a ed., Manual of Practice, no. 8, Water Environment Federation, Alexandria, VA.
- Wisniewski C. 2001. Biofouling in membrane separation bio-reactor: phenomena analysis and modeling. In proceedings of the International conference on MBR. Cranfield University. United Kingdom.
- Yoon S., Kim H., Yeom I. 2004. The optimum operational condition of membrane bio-reactor (MBR): cost estimation of aeration and sludge treatment. *Water Research*. 38, 37-46.



TABLA DE CONVERSIONES DE UNIDADES DE MEDIDA

Sigla	Significado	Sigla	Significado
mg	miligramo	kg/m ³	kilogramo por metro cúbico
g	gramo	l/s	litros por segundo
kg	kilogramo	m ³ /d	metros cúbicos por día
mm	milímetro	Sm ³ /h	condiciones estándar de metro cúbico por hora
cm	centímetro	Scfm	condiciones estándar de pies cúbicos por minuto
m	metro	°C	grados Celsius
ml	mililitro	psia	libra-fuerza por pulgada cuadrada absoluta
l	litro	cm/s	centímetro por segundo
m ³	metro cúbico	m/s	metro por segundo
s	segundo	HP	caballo de fuerza (medida de energía)
h	hora	kW	kilowatt
d	día	UNT	unidades nefelométricas de turbiedad
mg/l	miligramo por litro		

Longitud

Sistema métrico	Sistema Inglés	Siglas
1 milímetro (mm)	0.03	in
1 centímetro (cm) = 10 mm	0.39	in
1 metro (m) = 100 cm	1.09	yd
1 kilómetro (km) = 1 000 m	0.62	mi
Sistema Inglés	Sistema métrico	
1 pulgada (in)	2.54	cm
1 pie (ft) = 12 pulgadas	0.30	m
1 yarda (yd) = 3 pies	0.91	m
1 milla (mi) = 1 760 yardas	1.60	km
1 milla náutica (nmi) = 2 025.4 yardas	1.85	km

Superficie

Sistema métrico	Sistema inglés	Siglas
1 cm ² = 100 mm ²	0.15	in ²
1 m ² = 10 000 cm ²	1.19	yd ²
1 hectárea (ha) = 10 000 m ²	2.47	acres
1 km ² = 100 ha	0.38	mi ²
Sistema Inglés	Sistema métrico	
1 in ²	6.45	cm ²
1 ft ² = 144 in ²	0.09	m ²
1 yd ² = 9 ft ²	0.83	m ²
1 acre = 4 840 yd ²	4 046.90	m ²
1 milla ² = 640 acres	2.59	km ²

Volumen/capacidad

Sistema métrico	Sistema inglés	Siglas
1 cm ³	0.06	in ³
1 dm ³ = 1 000 cm ³	0.03	ft ³
1 m ³ = 1 000 dm ³	1.30	yd ³
1 litro (L) = 1 dm ³	1.76	pintas
1 hectolitro (hL) = 100 L	21.99	galones
Sistema Inglés	Sistema métrico	
1 in ³	16.38	cm ³
1 ft ³ = 1 728 in ³	0.02	m ³
1 onza fluida EUA = 1.0408 onzas fluidas RU	29.57	mL
1 pinta (16 onzas fluidas) = 0.8327 pintas RU	0.47	L
1 galón EUA = 0.8327 galones RU	3.78	L

Masa/peso

Sistema métrico	Sistema inglés	
1 miligramo (mg)	0.0154	grano
1 gramo (g) = 1 000 mg	0.0353	onza
1 kilogramo (kg) = 1 000 g	2.2046	libras
1 tonelada (t) = 1000 kg	0.9842	toneladas larga
Sistema Inglés	Sistema métrico	
1 onza (oz) = 437.5 granos	28.35	g
1 libra (lb) = 16 oz	0.4536	kg
1 stone = 14 lb	6.3503	kg
1 hundredweight (cwt) = 112 lb	50.802	kg
1 tonelada larga = 20 cwt	1.016	t

Temperatura

$$^{\circ}\text{C} = \frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$$

$$^{\circ}\text{F} = \frac{9}{5} (^{\circ}\text{C}) + 32$$

Otros sistemas de unidades		Multiplicado por	Sistema Internacional de Unidades (SI)	
Unidad	Símbolo	Factor de conversión	Se convierte a	
Longitud				
Pie	pie, ft.,'	0.30	metro	m
Pulgada	plg, in,"	25.40	milímetro	mm
Presión/esfuerzo				
Kilogramo fuerza/cm ²	kg _f /cm ²	98 066.50	pascal	Pa
Libra/pulgada ²	lb/ plg ² , PSI	6 894.76	pascal	Pa
atmósfera técnica	at	98 066.50	pascal	Pa
metro de agua	m H ₂ O (mca)	9 806.65	pascal	Pa
mm de mercurio	mm Hg	133.32	pascal	Pa
bar	bar	100 000.00	pascal	Pa
Fuerza/ peso				
kilogramo fuerza	kg _f	9.80	newton	N
Masa				
libra	lb	0.45	kilogramo	kg
onza	oz	28.30	gramo	g
Peso volumétrico				
kilogramo fuerza/m ³	kg _f /m ³	9.80	N/m ³	N/m ³
libra /ft ³	lb/ft ³	157.08	N/m ³	N/m ³
Potencia				
caballo de potencia	CP, HP	745.69	watt	W
caballo de vapor	CV	735.00	watt	W
Viscosidad dinámica				
poise	μ	0.01	pascal segundo	Pa s
Viscosidad cinemática				
viscosidad cinemática	v	1	stoke	m ² /s (St)
Energía/ Cantidad de calor				
caloría	cal	4.18	joule	J
unidad térmica británica	BTU	1 055.06	joule	J
Temperatura				
grado Celsius	°C	tk=tc + 273.15	grado Kelvin	K

Nota: El valor de la aceleración de la gravedad aceptado internacionalmente es de 9.80665 m/s²

Longitud								
de / a	mm	cm	m	km	mi	milla náutica (nmi)	ft	in
mm	1.000	0.100	0.001					
cm	10000	1.000	0.010				0.033	0.394
m	1 000.000	100.000	1.000	0.001			3.281	39.370
km			0.001	1.000	0.621	0.540	3 280.83	0.039
mi			1 609.347	1.609	1.000	0.869	5 280.000	
nmi			1 852.000	1.852	1.151	1.000	6 076.115	
ft		30.480	0.305				1.000	12.000
in	25.400	2.540	0.025				0.083	1.000

Superficie								
de / a	cm ²	m ²	km ²	ha	mi ²	acre	ft ²	in ²
cm ²	1.00						0.001	0.155
m ²	10 000.00	1.00					10.764	1 550.003
km ²			1.000	100.000	0.386	247.097		
ha		10 000.00	0.010	1.000	0.004	2.471		
mi ²			2.590	259.000	1.000	640.000		
acre		4 047.00	0.004	0.405	0.002	1.000		
ft ²	929.03	0.09					1.000	0.007
in ²	6.45						144.000	1.000

Volumen								
de / a	cm ³	m ³	L	ft ³	gal. EUA	acre-ft	in ³	yd ³
cm ³	1.000		0.001				0.061	
m ³		1.000	1 000.000	35.314	264.200			1.307
L	1 000.000	0.001	1.000	0.035	0.264		61.023	
ft ³		0.028	28.317	1.000	7.481			0.037
gal. EUA		0.004	3.785	0.134	1.000		230.974	
acre-ft		1 233.490				1.000		
in ³	16.387		0.016		0.004		1.000	
Yd ³		0.765		27.000				1.000

Gasto								
de / a	l/s	cm ³ /s	gal/día	gal/min	l/min	m ³ /día	m ³ /h	ft ³ /s
l/s	1.000	1 000.000		15.851	60.000	86.400	3.600	0.035
cm ³ /s	0.001	1.000	22.825	0.016	0.060	0.083		
gal/día		0.044	1.000			0.004		
gal/min	0.063	63.089	1 440.000	1.000	0.000	5.451	0.227	0.002
l/min	0.017	16.667	0.000	0.264	1.000	1.440	0.060	
m ³ /día	0.012	11.570	264.550	0.183	0.694	1.000	0.042	
m ³ /h	0.278		6 340.152	4.403	16.667	24.000	1.000	0.010
ft ³ /s	28.316			448.831	1 698.960	2 446.590	101.941	1.000

Eficiencia de pozo			
de	a	gal/min/pie	l/s/m
gal/min/pie		1.000	0.206
l/s/m		4.840	1.000

Permeabilidad							
de	a	cm/s	gal/día/Pie ²	millones gal/día/acre	m/día	pie/s	Darcy
cm/s		1.000	21 204.78		864.000	0.033	
gal/día/pie ²			1.000		0.041		0.055
millón gal/día/acre				1.000	0.935		
m/día		0.001	24.543	1.069	1.000		1.351
pie/s		30.480			26 334.72	1.000	
Darcy			18.200		0.740		1.000

Peso									
de	a	grano	gramo	kilogramo	libra	onza	tonelada corta	tonelada larga	tonelada métrica
Grano (gr)		1.000	0.065						
Gramo (g)		15.432	1.000	0.001	0.002				
Kilogramo (kg)			1 000.000	1.000	2.205	35.273			0.001
Libra (lb)			453.592	0.454	1.000	16.000			
Onza (oz)		437.500	28.350			1.000			
t corta				907.180	2 000.000		1.000		0.907
t larga				1 016.000	2 240.000		1.119	1.000	1.016
t métrica				1 000.000	2 205.000		1.101	0.986	1.000

Potencia									
de	a	CV	HP	kW	W	ft lb/s	kg m/s	BTU/s	kcal/s
CV		1.000	0.986	0.736	735.500	542.500	75.000	0.697	0.176
HP		1.014	1.000	0.746	745.700	550.000	76.040	0.706	0.178
kW		1.360	1.341	1.000	1 000.000	737.600	101.980	0.948	0.239
W				0.001	1.000	0.738	0.102		
ft lb/s					1.356	1.000	0.138	0.001	
kg m/s		0.013	0.013	0.009	9.806	7.233	1.000	0.009	0.002
BTU/s		1.434	1.415	1.055	1 055.000	778.100	107.580	1.000	0.252
kcal/s		5.692	5.614	4.186	4 186.000	3 088.000	426.900	3.968	1.000

Presión								
de	a	atmósfera	Kg/cm ²	lb/in ²	mm de Hg	in de Hg	m de H ₂ O	ft de H ₂ O
atmósfera		1.000	1.033	14.696	760.000	29.921	10.330	33.899
kg/cm ²		0.968	1.000	14.220	735.560	28.970	10.000	32.810
lb/in ²		0.068	0.070	1.000	51.816	2.036	0.710	2.307
mm de Hg		0.001	0.001	0.019	1.000	0.039	0.013	0.044
in de Hg		0.033	0.035	0.491	25.400	1.000	0.345	1.133
m de agua		0.096	0.100	1.422	73.560	2.896	1.000	3.281
ft de agua		0.029	0.030	0.433	22.430	0.883	0.304	1.000

Energía									
de	a	CV hora	HP hora	kW hora	J	ft.lb	kgm	BTU	kcal
CV hora		1.000	0.986	0.736				2 510.000	632.500
HP hora		1.014	1.000	0.746				2 545.000	641.200
kW hora		1.360	1.341	1.000				3 413.000	860.000
J					1.000	0.738	0.102		
ft.lb					1.356	1.000	0.138		
kgm					9.806	7.233	1.000		
BTU					1 054.900	778.100	107.580	1.000	0.252
kcal					4 186.000	3 087.000	426.900	426.900	1.000

Transmisividad				
de	a	cm ² /s	gal/día/pie	m ² /día
cm ² /s		1.000	695.694	8.640
gal/día/ft		0.001	1.000	0.012
m ² /día		0.116	80.520	1.000

Conversión de pies y pulgadas, a metros												
ft, in/m	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
0	0.000	0.025	0.051	0.076	0.102	0.127	0.152	0.178	0.203	0.229	0.254	0.279
1	0.305	0.330	0.356	0.381	0.406	0.432	0.457	0.483	0.508	0.533	0.559	0.584
2	0.610	0.635	0.660	0.686	0.711	0.737	0.762	0.787	0.813	0.838	0.864	0.889
3	0.914	0.940	0.965	0.991	1.016	1.041	1.067	1.092	1.176	1.143	1.168	1.194
4	1.219	1.245	1.270	1.295	1.321	1.346	1.372	1.397	1.422	1.448	1.473	1.499
5	1.524	1.549	1.575	1.600	1.626	1.651	1.676	1.702	1.727	1.753	1.778	1.803
6	1.829	1.854	1.880	1.905	1.930	1.956	1.981	2.007	2.032	2.057	2.083	2.108
7	2.134	2.159	2.184	2.210	2.235	2.261	2.286	2.311	2.337	2.362	2.388	2.413
8	2.438	2.464	2.489	2.515	2.540	2.565	2.591	2.616	2.642	2.667	2.692	2.718
9	2.743	2.769	2.794	2.819	2.845	2.870	2.896	2.921	2.946	2.972	2.997	3.023
10	3.048	3.073	3.099	3.124	3.150	3.175	3.200	3.226	3.251	3.277	3.302	3.327
11	3.353	3.378	3.404	3.429	3.454	3.480	3.505	3.531	3.556	3.581	3.607	3.632
12	3.658	3.683	3.708	3.734	3.759	3.785	3.810	3.835	3.861	3.886	3.912	3.937
13	3.962	3.988	4.013	4.039	4.064	4.089	4.115	4.140	4.166	4.191	4.216	4.242
14	4.267	4.293	4.318	4.343	4.369	4.394	4.420	4.445	4.470	4.496	4.521	4.547
15	4.572	4.597	4.623	4.648	4.674	4.699	4.724	4.750	4.775	4.801	4.826	4.851
16	4.877	4.902	4.928	4.953	4.978	5.004	5.029	5.055	5.080	5.105	5.131	5.156
17	5.182	5.207	5.232	5.258	5.283	5.309	5.334	5.359	5.385	5.410	5.436	5.461
18	5.486	5.512	5.537	5.563	5.588	5.613	5.639	5.664	5.690	5.715	5.740	5.766
19	5.791	5.817	5.842	5.867	5.893	5.918	5.944	5.969	5.994	6.020	6.045	6.071
20	6.096	6.121	6.147	6.172	6.198	6.223	6.248	6.274	6.299	6.325	6.350	6.375
21	6.401	6.426	6.452	6.477	6.502	6.528	6.553	6.579	6.604	6.629	6.655	6.680
22	6.706	6.731	6.756	6.782	6.807	6.833	6.858	6.883	6.909	6.934	6.960	6.985
23	7.010	7.036	7.061	7.087	7.112	7.137	7.163	7.188	7.214	7.239	7.264	7.290
24	7.315	7.341	7.366	7.391	7.417	7.442	7.468	7.493	7.518	7.544	7.569	7.595
25	7.620	7.645	7.671	7.696	7.722	7.747	7.772	7.798	7.823	7.849	7.874	7.899
26	7.925	7.950	7.976	8.001	8.026	8.052	8.077	8.103	8.128	8.153	8.179	8.204
27	8.230	8.255	8.280	8.306	8.331	8.357	8.382	8.407	8.433	8.458	8.484	8.509
28	8.534	8.560	8.585	8.611	8.636	8.661	8.687	8.712	8.738	8.763	8.788	8.814
29	8.839	8.865	8.890	8.915	8.941	8.966	8.992	9.017	9.042	9.068	9.093	9.119
30	9.144	9.169	9.195	9.220	9.246	9.271	9.296	9.322	9.347	9.373	9.398	9.423
31	9.449	9.474	9.500	9.525	9.550	9.576	9.601	9.627	9.652	9.677	9.703	9.728
32	9.754	9.779	9.804	9.830	9.855	9.881	9.906	9.931	9.957	9.982	10.008	10.033
33	10.058	10.084	10.109	10.135	10.160	10.185	10.211	10.236	10.262	10.287	10.312	10.338
34	10.363	10.389	10.414	10.439	10.465	10.490	10.516	10.541	10.566	10.592	10.617	10.643
35	10.668	10.693	10.719	10.744	10.770	10.795	10.820	10.846	10.871	10.897	10.922	10.947

La segunda columna es la conversión de pies a metros; las siguientes columnas son la conversión de pulgadas a metros que se suman a la anterior conversión.

Tabla de conversión de pulgadas a milímetros								
Pulgadas	0	1/8	1/4	3/8	1/2	5/8	3/4	7/8
0	0	3.175	6.35	9.525	12.7	15.875	19.05	22.225
1	25.4	28.575	31.75	34.925	38.1	41.275	44.45	47.625
2	50.8	53.975	57.15	60.325	63.5	66.675	69.85	73.025
3	76.2	79.375	82.55	85.725	88.9	92.075	95.25	98.425
4	101.6	104.775	107.95	111.125	114.3	117.475	120.65	123.825
5	127.0	130.175	133.35	136.525	139.7	142.875	146.05	149.225
6	152.4	155.575	158.75	161.925	165.1	168.275	171.45	174.625
7	177.8	180.975	184.15	187.325	190.5	193.675	196.85	200.025
8	203.2	206.375	209.55	212.725	215.9	219.075	222.25	225.425
9	228.6	231.775	234.95	238.125	241.3	244.475	247.65	250.825
10	254.0	257.175	260.35	263.525	266.7	269.875	273.05	276.225
11	279.4	282.575	285.75	288.925	292.1	295.275	298.45	301.625
12	304.8	307.975	311.15	314.325	317.5	320.675	323.85	327.025
13	330.2	333.375	336.55	339.725	342.9	346.075	349.25	352.425
14	355.6	358.775	361.95	365.125	368.3	371.475	374.65	377.825
15	381.0	384.175	387.35	390.525	393.7	396.875	400.05	403.225
16	406.4	409.575	412.75	415.925	419.1	422.275	425.45	428.625
17	431.8	434.975	438.15	441.325	444.5	447.675	450.85	454.025
18	457.2	460.375	463.55	466.725	469.9	473.075	476.25	479.425
19	482.6	485.775	488.95	492.125	495.3	498.475	501.65	504.825
20	508.0	511.175	514.35	517.525	520.7	523.875	527.05	530.225
21	533.4	536.575	539.75	542.925	546.1	549.275	552.45	555.625
22	558.8	561.975	565.15	568.325	571.5	574.675	577.85	581.025
23	584.2	587.375	590.55	593.725	596.9	600.075	603.25	606.425
24	609.6	612.775	615.95	619.125	622.3	625.475	628.65	631.825
25	635.0	638.175	641.35	644.525	647.7	650.875	654.05	657.225
26	660.4	663.575	666.75	669.925	673.1	676.275	679.45	682.625
27	685.8	688.975	692.15	695.325	698.5	701.675	704.85	708.025
28	711.2	714.375	717.55	720.725	723.9	727.075	730.25	733.425
29	736.6	739.775	742.95	746.125	749.3	752.475	755.65	758.825
30	762.0	765.175	768.35	771.525	774.7	777.875	781.05	784.225

Fórmulas generales para la conversión de los diferentes sistemas

Centígrados a Fahrenheit	$^{\circ}\text{F}=9/5^{\circ}\text{C}+32$
Fahrenheit a Centígrados	$^{\circ}\text{C}=5/9 (^{\circ}\text{F}-32)$
Réaumur a Centígrados	$^{\circ}\text{C}=5/4 ^{\circ}\text{R}$
Fahrenheit a Réaumur	$^{\circ}\text{R}=4/9 (^{\circ}\text{F}-32)$
Réaumur a Fahrenheit	$^{\circ}\text{F}=(9/4^{\circ}\text{R})+32$
Celsius a Kelvin	$^{\circ}\text{K}=273.15+^{\circ}\text{C}$
Fahrenheit a Rankine	$^{\circ}\text{Ra}=459.67+^{\circ}\text{F}$
Rankine a Kelvin	$^{\circ}\text{K}=5/9^{\circ}\text{Ra}$

Factores químicos de conversión					
	A	B	C	D	E
Constituyentes	eppm a ppm	ppm a epm	eppm a gpg	gpg a epm	ppm a ppm CaCO ₃
calcio Ca ⁺²	20.04	0.04991	1.1719	0.8533	2.4970
hierro Fe ⁺²	27.92	0.03582	1.6327	0.6125	1.7923
magnesio Mg ⁺²	12.16	0.08224	0.7111	1.4063	4.1151
potasio K ⁺¹	39.10	0.02558	2.2865	0.4373	1.2798
sodio Na ⁺¹	23.00	0.04348	1.3450	0.7435	2.1756
bicarbonato (HCO ₃) ⁻¹	61.01	0.01639	3.5678	0.2803	0.8202
carbonato (CO ₃) ⁻²	30.00	0.03333	1.7544	0.5700	1.6680
cloro (Cl) ⁻¹	35.46	0.02820	2.0737	0.4822	1.4112
hidróxido (OH) ⁻¹	17.07	0.05879	0.9947	1.0053	2.9263
nitrito (NO ₂) ⁻¹	62.01	0.01613	3.6263	0.2758	0.8070
fosfato (PO ₄) ⁻³	31.67	0.03158	1.8520	0.5400	1.5800
sulfato (SO ₄) ⁻²	48.04	0.02082	2.8094	0.3559	1.0416
bicarbonato de calcio Ca(HCO ₃) ₂	805.00	0.01234	4.7398	0.2120	0.6174
carbonato de calcio (CaCO ₃)	50.04	0.01998	2.9263	0.3417	1.0000
cloruro de calcio (CaCl ₂)	55.50	0.01802	3.2456	0.3081	0.9016
hidróxido de calcio Ca(OH) ₂	37.05	0.02699	2.1667	0.4615	1.3506
sulfato de calcio (CaSO ₄)	68.07	0.01469	3.9807	0.2512	0.7351
bicarbonato férrico Fe(HCO ₃) ₃	88.93	0.01124	5.2006	0.1923	0.5627
carbonato férrico Fe ₂ (CO ₃) ₃	57.92	0.01727	3.3871	0.2951	0.8640
sulfato férrico Fe ₂ (CO ₄) ₃	75.96	0.01316	4.4421	0.2251	0.6588
bicarbonato magnésico Mg(HCO ₃) ₂	73.17	0.01367	4.2789	0.2337	0.6839
carbonato magnésico (MgCO ₃)	42.16	1.02372	2.4655	0.4056	1.1869
cloruro de magnesio (MgCl ₂)	47.62	0.02100	2.7848	0.3591	1.0508
hidróxido de magnesio Mg(OH) ₂	29.17	0.03428	1.7058	0.5862	1.7155
sulfato de magnesio (MgSO ₄)	60.20	0.01661	3.5202	0.2841	0.6312

eppm = equivalentes por millón

ppm = partes por millón

gpg = granos por galón

p.p.m. CaCO₃ = partes por millón de carbonato de calcio



TABLA ABREVIATURAS

ABREVIATURA	SIGNIFICADO
$(C_{sr})_{760}$	Concentración de saturación a la presión normal
$\Delta h_1, \Delta h_2, \dots, \Delta h_n$	Diferencia de altura entre dos curvas consecutivas de porcentaje de remoción (m).
$(RT)_D$	Oxígeno transferido al agua corriente en condiciones de referencia por CV h, con turbulencia nula.
$(RT)_{ref.}$	Transferencia de oxígeno al agua corriente en condiciones de referencia
$\frac{\partial M}{\partial t}$	Velocidad de transferencia de O_2
$\frac{dx}{dt}$	Tasa de cambio de la concentración de la biomasa en el reactor medida como kg SSV/m ³ d
$\partial C/\partial X_f$	Gradiente de concentración de oxígeno
ΔX	Producción neta de biomasa (lodo)
H	Diferencia entre las entalpías H_2 y H_1 del aire en estados 2 y 1.
μ	Viscosidad del agua
μ_a	Tasa de crecimiento de la biomasa específica
μ_m	Tasa máxima de crecimiento de bacterias específicas
μ_w	Viscosidad del agua
1.42	DQO de tejido celular
1/29	Número de kg mol en un kg de aire, ya que el P_m del aire se toma 29
4.33	Factor de conversión para la demanda de oxígeno necesario para la oxidación completa
α	kg de sustrato consumido utilizado para el metabolismo energético/kg de sustrato total consumido
A	Área de contacto superficial entre las fases líquida y gaseosa
A	Área de la sección longitudinal de la zona de sedimentación
A/M	Relación alimento/microorganismos
A'	Área de la sección transversal de la zona de sedimentación
AM	Área superficial de la membrana
A_m	Área de membrana
A_{sc}	Superficie necesaria para la clarificación
A_{ST}	Superficie del clarificador requerida para la coagulación
At	Altitud sobre el nivel del mar
BMI	Mineralización biológicamente inducida
BRM	Biorreactor con membranas
C	Edad de lodos
C,n,m,p	Constantes características del equipo de aeración.

ABREVIATURA	SIGNIFICADO
C_b	Concentración de sólidos suspendidos
C_c	Concentración de reactivo químico de limpieza
CD	Coefficiente de Difusión
C_{ij}	Concentración en el intervalo de tiempo para la muestra
C_L	Concentración de OD a régimen constante
C_o	Concentración inicial de la suspensión
CO	Capacidad de Oxigenación
COT	Carbono orgánico total
COV	Carga orgánica volumétrica
C_{rs}	Concentración de saturación de OD en agua residual.
C_s	Concentración de saturación de OD
$C_{s(20,0)}$	Concentración de saturación de oxígeno disuelto en agua destilada a 20°C y al nivel del mar
$C_{s(T,A)}$	Concentración de saturación de oxígeno disuelto en agua potable, a la temperatura T y altitud A del lugar
$C_{s,r}$	La concentración de OD a saturación en aguas residuales
$C_{s,s}$	Concentración de oxígeno en aeración superficial
C_{sm}	Concentración de oxígeno a saturación para el agua residual.
CSP	Concentración de sustrato particulado
D	Diámetro
CD	Coefficiente de difusión
d	Profundidad del punto de inyección
DBO	Demanda bioquímica de oxígeno
DBO_A	Carga orgánica aplicada
DBO_e	Demanda bioquímica de oxígeno salida
DBO_f	DBO eliminado
D_c	Dotación de agua potable cliente
D_E	Dotación de agua potable empleado
D_i	Dotación de agua para Inodoro
D_j	Dotación de agua para jardines
D_L	Dotación para limpieza exterior
D_o	Dosis
DO	Demanda de oxígeno
DON	Demanda de oxígeno para nitrificación
D_{osf}	Dosificación de NaClO
DQO	Demanda química de oxígeno
DQO_b	Demanda química de oxígeno biodegradable
DQO_s	Demanda química de oxígeno soluble
DTeO	Demanda teórica de oxígeno

ABREVIATURA	SIGNIFICADO
EBN	Eliminación biológica de nutrientes
EPA	Environmental Protection Agency
f	Factor de conversión de DBO a DBO total y tiene un valor comprendido entre 0.45 y 0.68
f_d	Fracción de biomasa que queda como resto celular
f_d	Fracción de biomasa remanente de respiración endógena, 0.10 a 0.15
F_o	Factor de ocupación
F_R	Factor retorno
F_V	Fracción volátil de los sólidos en suspensión
$F_{X,act}$	Fracción activa de la biomasa en SSVLM
G_g	Flujo de solidos producto de la gravedad
G_s	Caudal de aire
H	Profundidad
H_1, H_2	Entalpia
HP	Potencia
H_s	Altura de la columna de sedimentación
IVL	Índice volumétrico de lodos
J	Flujo a través de la membrana
J	Flux
Jd	Flux con ensuciamiento
J_{ss}	Flux estado estacionario
K	Permeabilidad
k	Coefficiente de utilización de sustrato específico
k_d	Coefficiente de decaimiento endógeno
$k_{d,o}$	kg LMSSV oxidado/d y kg LMSSV biodegradable en el reactor
K_{La}	Coefficiente global de transferencia (KLa) de las aguas residuales
k_p	Tasa máxima de conversión de sustrato específico
k_s	Constante de saturación
k_s	Coefficiente de velocidad media, concentración del sustrato a la mitad de la tasa máxima de utilización del sustrato específico
k_T	Coefficiente de tasa de reacción a la temperatura
K_x	Coefficiente de degradación a la mitad de la velocidad de utilización de sustrato específico.
L	Longitud de la zona de sedimentación
L_{org}	Carga orgánica volumétrica
m_a	Masa de aire
m_F	caudal másico de la alimentación fresca
MON	Sustancias poliméricas extracelulares
n	Número de líneas de isoremovición
N	Tasa real de transferencia de oxígeno (kg de O2 transferidos/h unidad)

ABREVIATURA	SIGNIFICADO
η	Eficiencia de transferencia de oxígeno
N_0	Concentración de N-NH ₄ a t=0
N_c	Número de cassettes por tanque
N	Concentración de Nitrógeno total en la entrada
N_e	Concentración de Nitrógeno en la salida
NH	Concentración de N-NH ₄ en el influente
NH _e	Concentración de N-NH ₄ en el efluente
N_{HO}	Concentración de N-NH ₄ a un tiempo t=0
N_{Ht}	Concentración de N-NH ₄ a un tiempo t
N_o	Tasa nominal de transferencia de oxígeno en condiciones normales
N_t	Concentración de N-NH ₄ a t=0
NT	Concentración de nitrógeno en el influente
N_T	Número de tanques necesarios
NT_e	Concentración de nitrógeno en el efluente
NTK	Nitrógeno total Kjeldahl
θ	Coefficiente de actividad temperatura
OD	Oxígeno disuelto
P	Fósforo
P_A	Presión barométrica
P_{at}	Presión atmosférica local
P_{atm}	Presión atmosférica
P_b	Presión a la profundidad en que se introduce el aire , incluye un factor de seguridad por pérdida de carga en la tubería del sistema
PMS	Productos microbianos solubles
P_R	Potencia de bomba de retrolavado
PT	Fosforo total
PTAR	Planta de tratamiento de aguas residuales
PTM	Presión transmembrana
P_v	Presión Vapor de agua
P^v	Potencia
P_v	Potencia en CV por m ³ de líquido en el tanque
$P_{X,SST}$	Lodos residuales netos producidos por día, medido en términos de sólidos suspendidos totales
$P_{X,bio}$	Biomasa como SSV purgada por día
$P_{XT,SSV}$	Sólidos totales purgados diariamente
q	Velocidad específica de consumo de sustrato
Q_f	Capacidad de tratamiento por el módulo (cassette)
$Q_{filtrado}$	Gasto de agua que pasa a través del módulo de las membranas

ABREVIATURA	SIGNIFICADO
Q_{LP}	Flujo de limpieza química
Q_o	Caudal de mezcla
Q_p	Caudal de Purga
Q_R	Alimentación de reciclado
Q_r	Recirculación de lodos
R	Constante de los gases perfectos
r	Relación de reciclado
cr	Coefficiente de transferencia, depende del tipo de difusor (0.05 a 0.30)
R	Porcentaje total de remoción de un sedimentador ideal (%)
R_0	Estimación del rendimiento del soplador
R_1, R_2, \dots, R_n	Curvas de porcentaje de remoción a profundidades h_1, h_2, \dots, h_n , después de un tiempo de retención dado (%).
RAS	Sistema activado de retorno
RBS	Reactor biológico secuencial
R_c	Resistencia del lodo
R_d	Rendimiento trayendo las pérdidas en el motor y en la transmisión
r_g	Tasa neta de producción de biomasa
R_{gc}	Rendimiento global del soplador
R_{ij}	Porcentaje de eliminación de sólidos en suspensión
R_{in}	% de eliminación del número de línea de isoremoción (n)
R_m	Resistencia intrínseca de la membrana
R_n	Resistencia al ensuciamiento irreversible
R_{n-1}	% de eliminación del número de línea de isoremoción (n-1)
r_o	Tasa de consumo de oxígeno
R_o	Oxígeno requerido
Rpm_t	Rendimiento trayendo las pérdidas del motor de transmisión
$r_{sc,p}$	Velocidad de cambio de la concentración de sustrato de partículas debido a la conversión de sustrato soluble
r_{su}	Tasa de utilización de sustrato
RT	Rendimiento de transferencia de oxígeno
R_T	Resistencia total de la membrana
R_t	Rendimiento termodinámico
RT_D	Oxígeno transferido al agua corriente en condiciones de referencia con turbulencia nula
RTO	Rendimiento de transferencia de oxígeno
RT_{ref}	Transferencia de oxígeno al agua corriente en condiciones de referencia
r_{xd}	Tasa de producción de residuos celulares
r_{xi}	Tasa de producción de SSVnb producto de restos celulares
$r_{XT SSV}$	Tasa de producción total de SSV
S	Concentración de sustrato en el afluente

ABREVIATURA	SIGNIFICADO
S_a	Constante característica del equipo de aeración
SD	Concentración de sólidos disueltos
S_e	Concentración de sustrato en el efluente
S_{Is}	Concentración limitante de sustrato en solución
SP	Concentración de sustrato particulado
S_r	DBO removida = $S - S_e$
S_{se}	Concentración de sustrato soluble en la salida
SSF _o	Sólidos suspendidos fijos
SSLM	Sólidos en suspensión en el licor mezclado
SST	Sólidos suspendidos totales
SSTLM	Sólidos suspendidos totales en el licor mezclado
SST _o	Concentración de SST en el agua residual de la entrada
SSV	Sólidos suspendidos volátiles
SSV _e	Concentración de sólidos suspendidos volátiles en la salida
SSVLM	Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado
SSVnb	Sólidos Suspendidos volátiles no biodegradables
SSVnbLM	Concentración de SSVnb en el tanque de aeración, kg/m ³
SSV _o	Concentración de SSV de aguas residuales de la entrada
SSVp	Sólidos suspendidos volátiles de purga
SSV _R	Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el lodo de recirculación o purga
S_t	Concentración del sustrato a un tiempo t
T	Temperatura
t	tiempo
t_A	Tiempo de aeración
T_a	Temperatura del licor mezclado
T_{amb}	Temperatura ambiente
t_b	Intervalo de retrolavado
t_c	Tiempo correspondiente al punto de intersección de una línea de isoremovición en el eje X
T_c	Tiempo total del ciclo
t_D	Tiempo de decantamiento
T_F	Temperatura de alimentación
t_F	Tiempo de llenado
t_i	Tiempo de inactividad
TRH	Tiempo de residencia hidráulico
TRHS	Tiempo de residencia hidráulico de sedimentación
TRMC	Tiempo de retención medio celular

ABREVIATURA	SIGNIFICADO
t_s	Tiempo de sedimentación
T_w	Temperatura del licor en el reactor
U	Tasa específica de utilización de sustrato
V	Volumen del reactor
VA	Volumen de aire requerido
V_c	Volumen de limpieza con reactivo químico
VCO	Velocidad de consumo de oxígeno
V_F	Volumen de llenado
V_g	Velocidad de sedimentación en una concentración de sólidos
v_L	Velocidad horizontal del agua, Q/A'
V_L	Volumen de lodos purgados
v_o	Velocidad deseada de sedimentación de la partícula
v_p	Velocidad de sedimentación de la partícula
V_R	Volumen del tanque de agua de retrolavado
V_s	Volumen sedimentado después de la decantación
V_S	Volumen de sedimentación
V_T	Volumen total
V_{TQ}	Volumen del tanque de limpieza química
VUO	Velocidad de utilización de oxígeno
W	Ancho del tanque de aeración
w	Ancho de la zona de sedimentación
W_e	Trabajo en el eje del soplador por kg de aire comprimido
x	Tiempo de retención celular
X	Concentración de biomasa (microorganismos)
X_e	Concentración de biomasa en la salida
X_i	Concentración de SSVnb en el tanque de aeración
X_n	Concentración de bacterias nitrificantes
$X_{NV,F}$	Concentración de sólidos no volátiles en la alimentación inicial
$X_{NV,o}$	Concentración de sólidos en suspensión no volátiles en la alimentación combinada
X_o	Concentración de biomasa en la entrada
X_{oi}	Concentración de SSVnb en la entrada
X_p	SSV en la purga
X_R	Concentración de la biomasa en la línea de retorno del clarificador
x_s	Concentración de SSLM en el volumen sedimentado
X_T	Concentración total LMSSV en el tanque de aeración
$X_{v,a}$	Concentración de sólidos suspendidos volátiles del licor mezclado
$X_{v,F}$	Concentración de sólidos volátiles en la alimentación inicial
X_{vo}	Concentración de sólidos volátiles en la alimentación

ABREVIATURA	SIGNIFICADO
X_w	Concentración de sólidos suspendidos en el lodo
Y	Coefficiente de producción neta de biomasa
\tilde{Y}	Fracción de sustrato consumido utilizada en la síntesis
Y_{bio}	Producción neta de biomasa
Y_n	Crecimiento de biomasa observada por nitrificación
Y_o	kg de SSVLM biodegradables producidos por kg de DBO total consumida o ϕY
Y_{obs}	Rendimiento observado
α	Relación promedio de la tasa de transferencia de oxígeno en agua residual, KL_a , a la tasa de transferencia de oxígeno en agua potable. Generalmente entre 0.7-0.95
β	Relación entre la concentración de saturación de oxígeno en el agua residual y la concentración de saturación en agua potable, generalmente igual a 0.9 para aguas residuales municipales
γ	Constante adiabática
ΔX	Producción neta de biomasa
v	Volumen de permeado por unidad de área
ϕ	Cantidad de SSVLM biodegradable producida por kg de SSVLM producido ≈ 0.77
α	Resistencia del lodo

ILUSTRACIONES

Ilustración 1.1 Procesos típicos de lodos activados con diferentes tipos de reactores: (a) diagrama de flujo esquemático del proceso de flujo de pistón. (b) Diagrama de flujo esquemático del proceso de mezclado completo (c) Diagrama de flujo esquemático del proceso de un reactor discontinuo secuencial (H.D. Stensel)	3
Ilustración 2.1 Ejemplos del metabolismo de las bacterias. (a) aerobio, heterotrófico, (b) aerobio, autotrófico, (c) anaerobio, heterotrófico	6
Ilustración 2.2 Gama de cambio de utilización de sustrato contra la concentración de DQO solublemente biodegradable basado en el modelo tipo de saturación	9
Ilustración 2.3 Diagrama esquemático del proceso de lodos activados (a) con pérdida desde la línea de retorno de lodos. (b) con pérdida desde el tanque de aireación	17
Ilustración 2.4 DQO soluble biodegradable, biomasa, y las concentraciones de SSVLM frente TMRC para la mezcla completa en el proceso de lodos activados	22
Ilustración 2.5 Ejemplos de espuma causada por Nocardia acumulada en la superficie de los tanques de aireación de lodos activados	25
Ilustración 3.1 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	33
Ilustración 3.2 Vista en sección de las cámaras de sedimentación y aireación	34
Ilustración 3.3 Gráfica para determinar k	37
Ilustración 3.4 Gráfica de velocidad de consumo de oxígeno por reactor piloto	39
Ilustración 3.5 Gráfica para determinar los coeficientes a y b	40
Ilustración 3.6 Gráfica para determinar Y y k_d	40
Ilustración 3.7 Proceso de lodos activados	41
Ilustración 3.8 Diagrama correspondiente a la Ecuación 2.39	42
Ilustración 3.9 Balance global de sólidos en suspensión en las plantas de lodos activados	43
Ilustración 3.10 Balance teórico del reactor aerobio	47
Ilustración 3.11 Proceso convencional de aireación extendida	62
Ilustración 3.12 Zanja de Oxidación	72
Ilustración 3.13 Planta de Tratamiento de zanjas de oxidación.	73
Ilustración 3.14 Planta de zanjas de oxidación para flujo variable con el tiempo.	74
Ilustración 3.15 Zanja de oxidación con sistema de aireación de burbuja fina	74
Ilustración 3.16 Capacidad de oxigenación de un rotor de 107 cm de diámetro tipo Magna	77

Ilustración 3.17 Potencia requerida por un rotor tipo Magna de 107 cm de diámetro	77
Ilustración 3.18 Dimensiones de zanja de oxidación con talud	86
Ilustración 3.19 Dimensiones de zanja de oxidación para determinar tramo recto	88
Ilustración 5.1 Esquema general de un biorreactor con membranas	101
Ilustración 5.2 Biorreactores con membranas	102
Ilustración 5.3 Comparación gráfica entre un sistema de lodos activados convencional (a) y un biorreactor con membranas (b)	104
Ilustración 5.4 Aplicación de los BRM en el tratamiento de aguas residuales	105
Ilustración 5.5 Tipos de BRM en el tratamiento de aguas residuales municipales e industriales	105
Ilustración 5.6 Flóculos de un proceso de lodos activados convencional (a) y un BRM (b)	107
Ilustración 5.7 Diagrama de un BRM integrado (sumergido)	110
Ilustración 5.8 Diagrama de un BRM con configuración externa	111
Ilustración 5.9 Configuraciones de los módulos de membranas utilizadas en los BRM: a) Fibra hueca, b) Multitubos y c) Placa plana	113
Ilustración 5.10 Ensuciamiento de las membranas	114
Ilustración 5.11 Bloqueo de los poros de las membranas a través de la deposición de MON y sólidos	115
Ilustración 5.12 Factores que afectan el ensuciamiento en los BRM	116
Ilustración 5.13 Mecanismo del ensuciamiento de las membranas para un BRM operando bajo un flux constante	116
Ilustración 5.14 Módulo de membrana de fibra hueca de ultrafiltración utilizada para el diseño del BRM	134
Ilustración 5.15 Dimensiones del cassette	137
Ilustración 6.1 Diagrama de transferencia de oxígeno a través de la película de líquido. (a) Ecuación de Fick. (b) Aproximación lineal	146
Ilustración 6.2 Gráfico de α en función de % DBO removida	148
Ilustración 6.3 Gráfico de α en función de la intensidad de mezcla	149
Ilustración 6.4 Gráfico de α en función de la potencia de mezcla, a dos temperaturas distintas	150
Ilustración 6.5 Esquema de un sistema de difusión de burbuja fina, consistente en una serie de difusores cerámicos porosos. Fuente Abs	152
Ilustración 6.6 Esquemas de unidades típicas de difusores de aire de burbuja grande	153
Ilustración 6.7 Datos de transferencia de oxígeno para tubos de Saran (Reproducido con permiso de University of Texas Press)	153
Ilustración 6.8 Esquema de compresión adiabática reversible en el diagrama T vs S	156
Ilustración 6.9 Sección vertical de un aireador superficial	161
Ilustración 6.10 Características de aeradores de superficie	162
Ilustración 7.1 Componentes de velocidad de sedimentación	168
Ilustración 7.2 Velocidad de sedimentación de partículas floculentas	169
Ilustración 7.3 Columna para pruebas de sedimentación	170
Ilustración 7.4 Porcentaje de remoción de partículas en función del tiempo de retención y de la profundidad del sedimentador	172

Ilustración 7.5 Variación del tiempo de retención y de la velocidad de sedimentación en función del porcentaje de partículas eliminadas	173
Ilustración 7.6 Prueba de sedimentación en laboratorio	174
Ilustración 7.7 Sedimentación zonal	174
Ilustración 7.8 Sedimentador rectangular	175
Ilustración 7.9 Sedimentador circular	176
Ilustración 7.10 Sedimentadores de flujo vertical con manto de lodos	177
Ilustración 7.11 Tanque de sedimentación rectangular (a) plano, (b) plano alzado	179
Ilustración 7.12 Tanque de sedimentación circular (Alimentación central).	180
Ilustración 7.13 (a) vista de sedimentador secundario (b) vista de y canaleta	181



TABLAS

Tabla 2.1 Clasificación de microorganismos	5
Tabla 2.2 Coeficientes cinéticos típicos para el proceso de lodos activados para la eliminación de materia orgánica de las aguas residuales municipales	12
Tabla 3.1 Parámetro a en diferentes unidades	30
Tabla 3.2 Parámetro Y en diferentes unidades	30
Tabla 3.3 $Y + a = 1.0$, escrita con diferentes unidades	30
Tabla 3.4 Programa de muestro y análisis de parámetros de control	35
Tabla 3.5 Resumen de resultados de cuatro rectores piloto	37
Tabla 3.6 Resultados de la prueba de velocidad de consumo de oxígeno	38
Tabla 3.7 Balance de materia de los SSV alrededor del sedimentador secundario	44
Tabla 3.8 Resumen de las ecuaciones de diseño de las plantas de lodos activados.	49
Tabla 3.8 Resumen de las ecuaciones de diseño de las plantas de lodos activados. (Continuación)	50
Tabla 3.9 Comparación de los procesos de lodos activados convencional y de aireación extendida	61
Tabla 3.10 Parámetros de diseño de zanjas de oxidación.	75
Tabla 3.11 Características de un rotor de jaula	76
Tabla 4.1 Descripción de pasos operacionales para el reactor biológico secuencial	90
Tabla 4.2 Enfoque de cálculo para el diseño de un reactor biológico secuencial	92
Tabla 5.1 Diferencias entre el proceso de lodos activados convencional y los biorreactores con membranas	103
Tabla 5.2 Aplicaciones de los BRM en el área de tratamiento de aguas residuales municipales	106
Tabla 5.3 Calidad de agua después del tratamiento del agua residual con BRM	107
Tabla 5.4 Comparación entre los BRM sumergidos y los BRM con membranas externas	112
Tabla 5.5 Configuración de los BRM, parámetros de operación y consumo de energía	113
Tabla 5.6 Valores de R_p , R_m , R_n y R_c	120
Tabla 5.7 Comparación entre las diferentes configuraciones de membranas	121
Tabla 5.8 Parámetros biológicos de operación	126
Tabla 5.9 Parámetros físicos de operación	128
Tabla 5.10 Constantes cinéticas para el diseño de un BRM	128
Tabla 5.11 Constantes cinéticas para DBO y amoniaco	129
Tabla 5.12 Parámetros biológicos de operación para el diseño de un BRM	129
Tabla 5.13 Parámetros biológicos de operación para el diseño de un BRM	129
Tabla 5.14 Datos de operación de las membranas	129
Tabla 5.15 Producción de lodos	130
Tabla 5.16 Diseño de aireación	130

Tabla 5.17 Requerimientos de energía	130
Tabla 5.18 Protocolos de limpieza para diferentes BRM	133
Tabla 5.19 Dimensiones de módulo de membrana y cassette	134
Tabla 5.20 Características del módulo	135
Tabla 5.21 Información de las membranas	136
Tabla 5.22 Iteraciones para determinar la potencia necesaria de aeración para el BRM	140
Tabla 6.1 Valores de saturación de oxígeno para agua destilada en condiciones normales (1 atm)	144
Tabla 6.2 Presión de vapor de Agua	145
Tabla 7.1 Criterios de diseño de sedimentadores secundarios circulares	179
Tabla 7.2 Criterios de diseño de sedimentadores secundarios circulares	179
Tabla 7.3 Criterios de diseño para el sedimentador rectangular secundario	181

