

# MANUAL DE AGUA POTABLE, ALCANTARILLADO Y SANEAMIENTO

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

34



# MANUAL DE AGUA POTABLE, ALCANTARILLADO Y SANEAMIENTO

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

COMISIÓN NACIONAL DEL AGUA

[www.conagua.gob.mx](http://www.conagua.gob.mx)

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

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. Procesos de película fija	1
1.1. Concepto general de película fija	1
2. Diseño de filtros percoladores	5
2.1. Introducción a filtros percoladores	5
2.1.1 Consideraciones de diseño	5
2.1.2 Componentes básicos	7
2.2. Consideraciones para el proceso	14
2.2.1 Factores que afectan el diseño	14
2.2.2 Características del agua residual	14
2.2.3 Recirculación de lodos	18
2.2.4 Pretratamiento	18
2.2.5 Recirculación	18
2.2.6 Humectación	25
2.2.7 Tiempo de residencia	25
2.2.8 Hidráulica del filtro percolador	28
2.2.9 Ventilación y transferencia de oxígeno	33
2.2.10 Sedimentación	41
2.3. Modelos de diseño	42
2.3.1 Fórmulas basadas en cargas de DBO	42
2.3.2 Nitrificación	47
2.3.3 Carga hidráulica	57
2.4. Consideraciones de diseño	66
2.4.1 Pretratamiento	66
2.4.2 Distribución del flujo	69
2.4.3 Ventilación	75
2.4.4 Selección del medio filtrante	76
2.4.5 Remoción de materia orgánica	81
2.4.6 Filtros nitrificantes	84
2.4.7 Nitrificación	86
2.5. Construcción del filtro	90
2.5.1 Forma del filtro	90
2.5.2 Paredes	91
2.5.3 Inundación	91
2.5.4 Domos	91

2.5.5 Drenaje	91
2.5.6 Estructura De Soportes	92
2.5.7 Canal recolector	93
2.5.8 Especificaciones del medio de soporte	95
2.6. Ejemplos de diseño	102
2.6.1 Filtro percolador de medios de piedra	103
2.6.2 Filtros percoladores de piedra de dos etapas ( $V_1=V_2$ )	104
2.6.3 Filtros percoladores de piedra de dos etapas ( $E_1=E_2$ )	106
2.6.4 Dos filtros percoladores con medio plástico de flujo cruzado en paralelo	108
2.6.5 Filtro percolador con medio plástico de flujo cruzado	111
2.6.6 Filtro percolador con medio plástico de flujo cruzado con nitrificación terciaria	112
3. Proceso de oxidación bioquímica por biodiscos	117
3.1. Introducción a biodiscos	117
3.2. Consideraciones para el proceso	120
3.2.1 Área superficial del medio de soporte	120
3.2.2 pH y balance de nutrientes	121
3.2.3 Sustancias tóxicas	121
3.2.4 Transferencia de oxígeno	121
3.2.5 Variaciones de gasto y carga	122
3.2.6 Temperatura de operación	123
3.2.7 Producción de sólidos	123
3.3. Métodos para remoción de DBO en biodiscos	123
3.3.1 Modelo cinético de Monod	124
3.3.2 Modelo de segundo orden	124
3.3.3 Modelo empírico	125
3.3.4 CURVAS DE FABRICANTES PARA DISEÑO	127
3.4. Corrección por temperatura	129
3.5. Modelos de nitrificación en biodiscos	130
3.6. bases de diseño	132
3.6.1 Tratamiento para eliminación de DBO	133
3.6.2 Eliminación de DBO y nitrógeno amoniacal	133
3.7. Diseño físico	134
3.7.1 Arreglo de biodiscos	134
3.7.2 Volumen del tanque	134
3.7.3 Control del flujo hidráulico	134
3.7.4 Medio de soporte	136
3.7.5 Sistema de movimiento o giro de biodiscos	136
3.7.6 Control de biomasa	137
3.7.7 Cubiertas	137

3.8. Ejemplos de diseño	138
3.8.1 Ejemplo 1. Método de Steels	138
3.8.2 Ejemplo 2	139
3.8.3 Ejemplo 3	140
3.8.4 Ejemplo 4	141
3.9. Problemas y acciones correctivas	142
3.9.1 Capacidad de tratamiento inadecuado.	142
3.9.2 Exceso de cargas en la primera etapa	143
3.9.3 Crecimiento de la biomasa excesiva	143
3.9.4 Desprendimiento irregular de biomasa en el sistema (Loping)	144
3.9.5 Alta concentración de sólidos suspendidos en el efluente del sedimentador	144
3.9.6 Corrosión de soporte de medios	144
4. Proceso de sedimentación secundaria para filtros percoladores y biodiscos	145
4.1. Introducción a la sedimentación	145
4.2. Tipos de sedimentación	146
4.2.1 Floculación de aguas residuales	148
4.3. Consideraciones y procedimientos de diseño	149
4.4. Ejemplos de diseño	157
Conclusiones	163
Bibliografía	167
Tabla de conversiones de unidades de medida	179
Ilustraciones	195
Tablas	199



# 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, esto se debe por un lado, al crecimiento demográfico acelerado y por otro, a las cada vez mayores dificultades técnicas 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 impulsado 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.

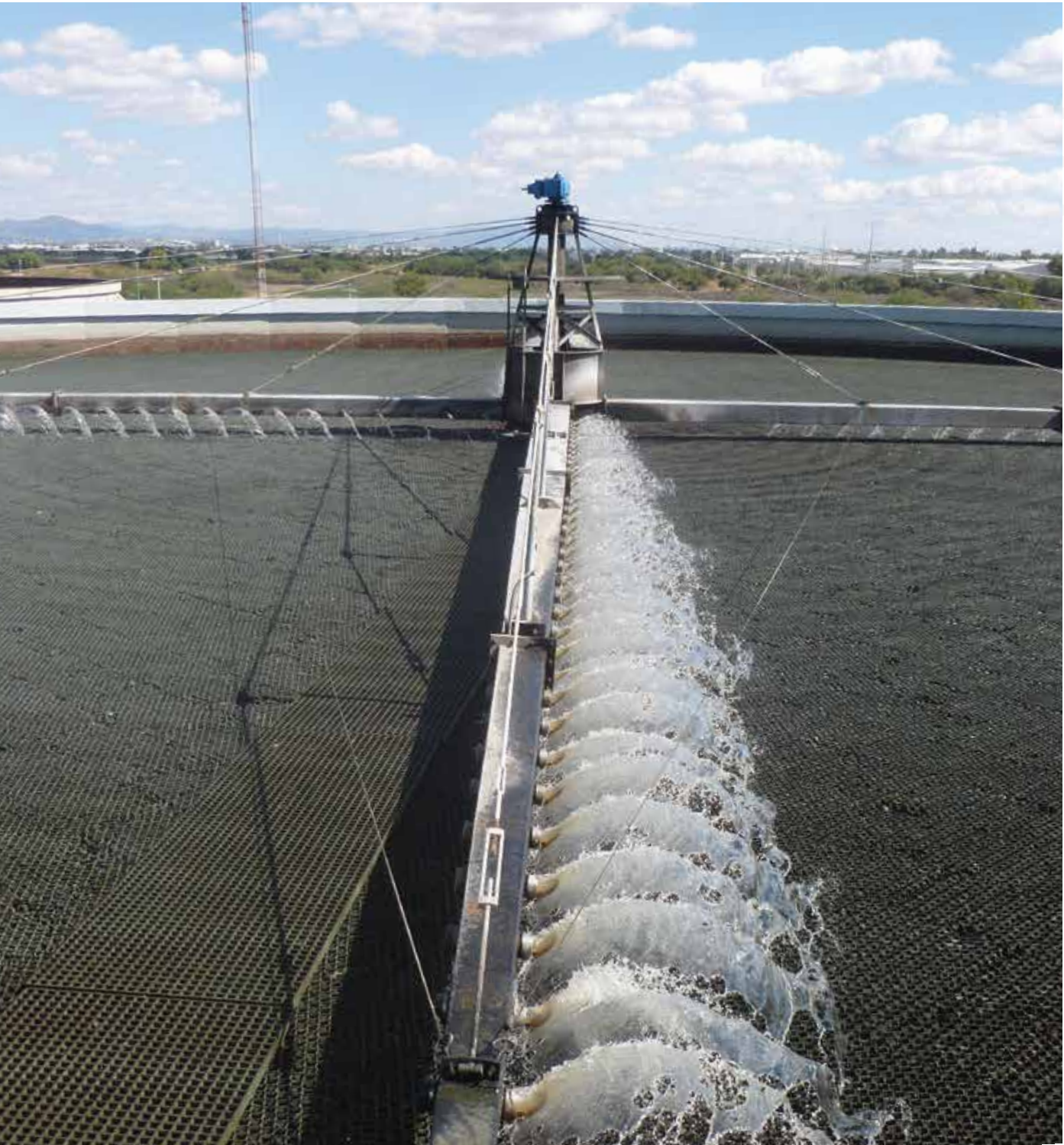
En este sentido, publicamos este manual, una guía técnica especializada que contiene los más recientes avances tecnológicos en obras hidráulicas y normas de calidad, con el fin de desarrollar infraestructura más eficiente, segura y sustentable, así como la formación de recursos humanos más capacitados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

Estamos seguros 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

El crecimiento continuo de la población, las actividades económicas, así como las condiciones socioterritoriales, trae como consecuencia el aumento en las cargas contaminantes de las aguas residuales municipales y, en consecuencia, la disminución de la capacidad autodepuradora de los cuerpos de agua receptoras. En este sentido, las operaciones unitarias de separación física no son suficientes para alcanzar la calidad de agua requerida para los diferentes usos de dichos cuerpos, debido predominantemente a los contaminantes solubles, los cuales si pueden ser removidos mediante procesos bioquímicos.

La estabilización de la materia orgánica mediante procesos bioquímicos consiste en la conversión de ésta, en productos finales estables como dióxido de carbono o nitrógeno gas. Mediante estos procesos, también se logra la formación de consorcios microbianos que pueden ser removidos mediante una operación física posterior. Con esta separación sólido-líquido, se consigue la concentración y reducción de los contaminantes a volúmenes que son manejables para un tratamiento y/o disposición adecuada.

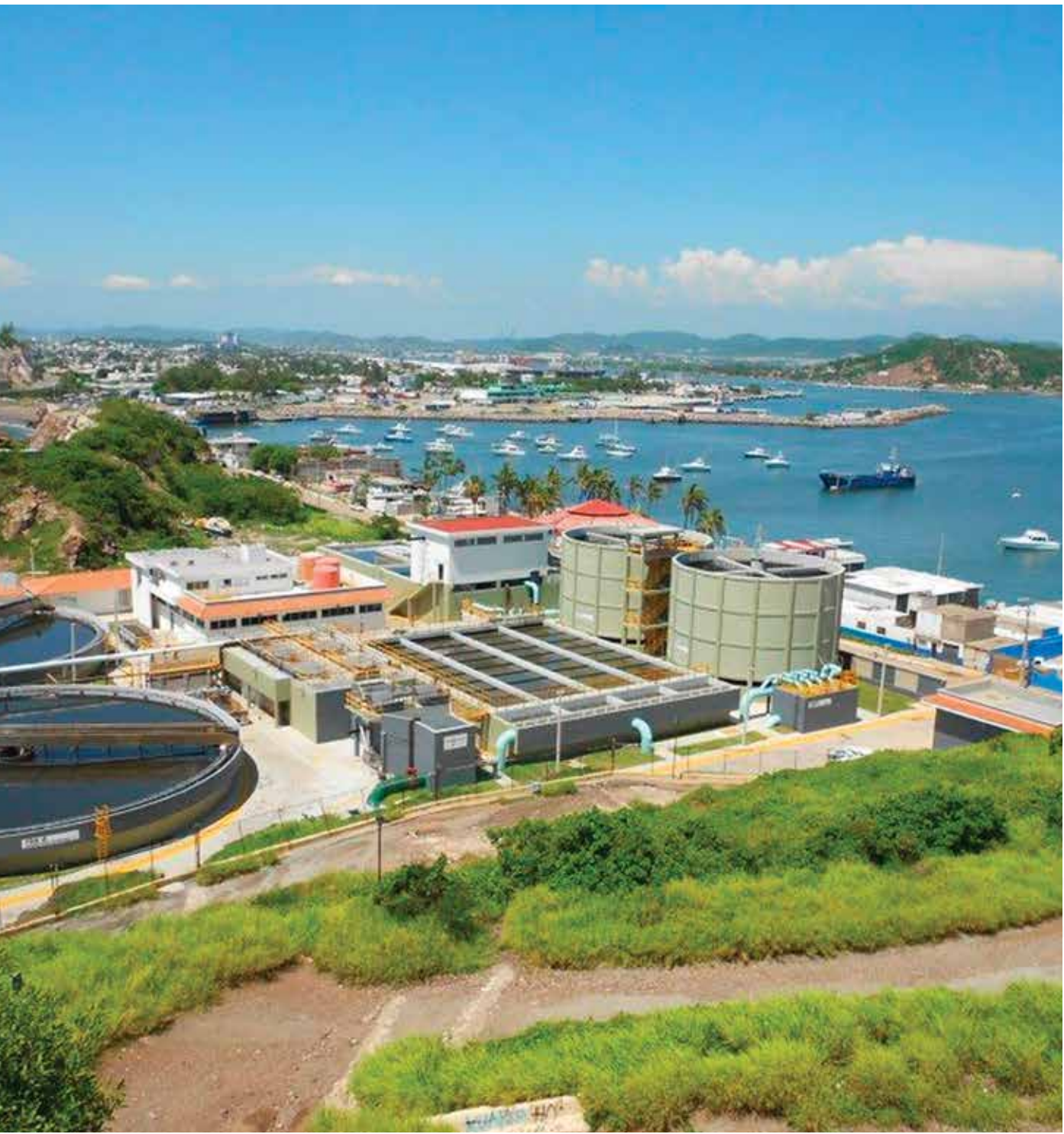
Los procesos bioquímicos de tratamiento se pueden clasificar desde tres perspectivas: (1) transformación bioquímica –remoción de materia orgánica soluble, estabilización de materia orgánica insoluble y conversión de materia inorgánica insoluble–; (2) ambiente bioquímico, relacionado con los aceptores de electrones –aerobio, anóxico y anaerobio– y, (3) configuración del reactor, concerniente a la forma en que los microorganismos crecen en el sistema –suspendidos en el líquido sometido a tratamiento o adheridos a un soporte sólido–.

En los reactores de crecimiento adherido o biomasa fija, los microorganismos crecen formando una biopelícula sobre un soporte sólido ya sea natural o sintético. Esto significa que los donadores y aceptores de electrones así como todos los nutrientes, llegan hasta los microorganismos contenidos en la biopelícula por difusión u otros procesos de transporte de masa. Los tres principales reactores de este tipo son los filtros rociadores, discos biológicos rotatorios y los reactores de lecho fluidizado. En este manual se discuten los dos primeros procesos y se consideran únicamente soportes de tipo impermeable.

En el primer capítulo se aborda el proceso de filtros rociadores, en él se presenta la clasificación de los filtros, los tipos de medios de empaque y se describen los factores que afectan el rendimiento del proceso, tales como las características del agua residual y la influencia de la ventilación. Para facilitar la comprensión la metodología de diseño, se incluyen ejemplos ilustrativos. Posteriormente, se explican las principales consideraciones técnicas para la construcción de esta infraestructura.

El segundo capítulo versa sobre los discos biológicos rotatorios o biodiscos, en él se presentan las consideraciones para el diseño y control del proceso; asimismo, se describen los mecanismos de remoción de materia orgánica y nitrificación. Además se discuten los temas relacionados con el control de la biomasa y el uso de cubiertas como protección ante las condiciones climáticas. Finalmente, se presentan ejemplos de diseño, así como un listado de problemas comunes y las acciones correctivas correspondientes.

El tercer capítulo trata sobre la sedimentación y en específico, de las consideraciones técnicas de diseño para cuando ésta se encuentra posterior a los procesos de película fija, además se explica brevemente en qué consiste esta operación unitaria. Al igual que en los otros capítulos, se desarrolla un ejemplo de diseño que integra los diversos factores que intervienen en el dimensionamiento de estas unidades de separación.



# 1

## PROCESOS DE PELÍCULA FIJA

### 1.1. CONCEPTO GENERAL DE PELÍCULA FIJA

El proceso de película fija es un sistema de tratamiento biológico de aguas residuales en el que la oxidación de la materia orgánica se produce al hacer circular, a través de un soporte sólido, agua residual.

La materia orgánica contenida en el agua residual es degradada por una película biológica compuesta por microorganismos, que se desarrolla alrededor de los elementos constitutivos del soporte sólido. Esta película no debe tener más de 3 mm de espesor, ya que no se puede asegurar la acción del oxígeno en espesores mayores. La película se forma por adherencia de los microorganismos a un soporte, como se presenta en la Ilustración 1.1 y a las partículas orgánicas, formando una capa biológica. Al aumentar el espesor de ésta, entra en anaerobiosis la parte profunda, al no contar con oxígeno. Se produce conjuntamente una etapa anaerobia con desprendimiento de gases y rotura de la película, perdiendo la capacidad de adherencia al medio poroso. Se desprende la película, y es arrastrada por el agua residual y conducida a la sedimentación secundaria. El empleo de cultivos fijos para un tratamiento biológico de las aguas es un procedimiento bien

conocido. Los avances en este sistema tienden a evolucionar, de película fija por riego sobre relleno natural o plástico, al lecho sumergido y aireado; del relleno de un material granular poroso, al relleno con materiales soportes especiales. En la Ilustración 1.2 se presentan los cultivos fijos sobre medio granular.

En el esquema de la Ilustración 1.3, la masa bacteriana permanece fija en el interior del reactor biológico, sólo se escapan los lodos en exceso, el lecho se mantiene aireado y el material granular debe someterse periódicamente a limpieza.

En otros esquemas de tratamiento el reactor biológico, además de su papel tradicional, desempeña una misión de filtración, donde en la capa profunda, se produce la inyección de aire a 40 cm por encima del fondo, para fluidificar el lecho. En el fondo del filtro se retienen los lodos producidos en el interior del reactor, así como la materia en suspensión presente en el afluente a tratar. De esta forma, el efluente tratado no requiere una sedimentación posterior. Sin embargo, como se presenta en la Ilustración 1.4, es necesario lavar periódicamente este tipo de reactor, de forma que se eliminen los lodos en exceso y las materias en suspensión que se acumulan en el mismo.



Los reactores de los sistemas descritos anteriormente pueden trabajar con película fija a unas concentraciones de microorganismos muy superiores a las que normalmente se admiten en cultivos libres, sin problemas de separación. Por lo que es posible operar, cargas mayores aun en pequeñas instalaciones. Sin embargo, el empleo de los cultivos fijos plantea ciertos problemas tecnológicos, que limitan el campo de aplicación de estos tratamientos. El material utilizado como soporte de microorganismos, puede estar constituido por diferentes materiales, determinadas por las condiciones específicas de cada proyecto. Independientemente de su naturaleza, los materiales constitutivos se caracterizan por lo siguiente:

- Tamaño efectivo
- Coeficiente de uniformidad
- Forma de los granos
- Desmenuzamiento
- Porosidad
- Susceptible de fluidificación

Otro sistema de película fija es el conocido como biodiscos, que realiza una misión similar a la de los filtros percoladores. El proceso permite la oxidación de materia orgánica, nitrificación y desnitrificación. Su funcionamiento consiste en que los elementos de soporte, se sumergen parcialmente (40 por ciento) en las aguas residuales a tratar. Los biodiscos giran a baja velocidad y las aguas residuales escurren sobre ellos, y al exponerse alternativamente al aire, se genera una película biológica sobre la superficie de los biodiscos.

Cuando, por la rotación, una sección de los tambores sale del agua, arrastra consigo parte del agua misma que, goteando, forma una fina película líquida que entra en contacto con la biomasa y con el oxígeno atmosférico.

El crecimiento biológico aumenta hasta que la biopelícula alcanza un espesor de 0.2 a 3.0 mm. Por efecto de los procesos biológicos, y de la velocidad del agua durante la rotación, se efectúa el desprendimiento de capas de la

Ilustración 1.1 Forma típica de las bacterias

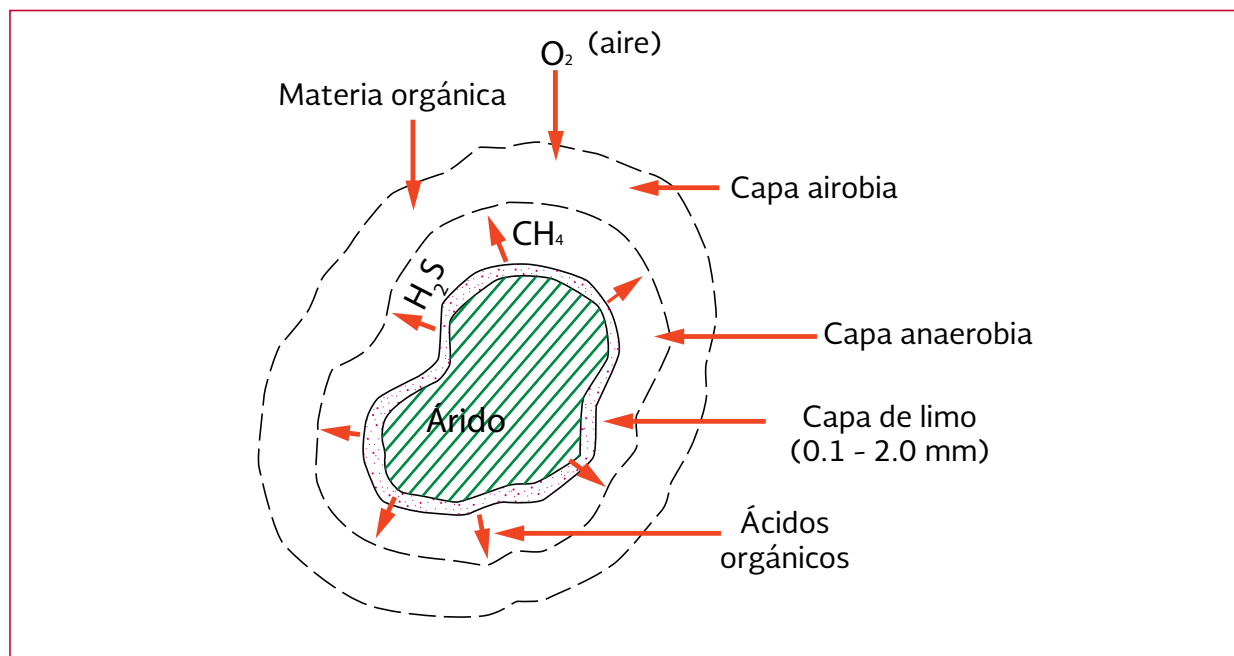


Ilustración 1.2 Lecho fijo sin recirculación

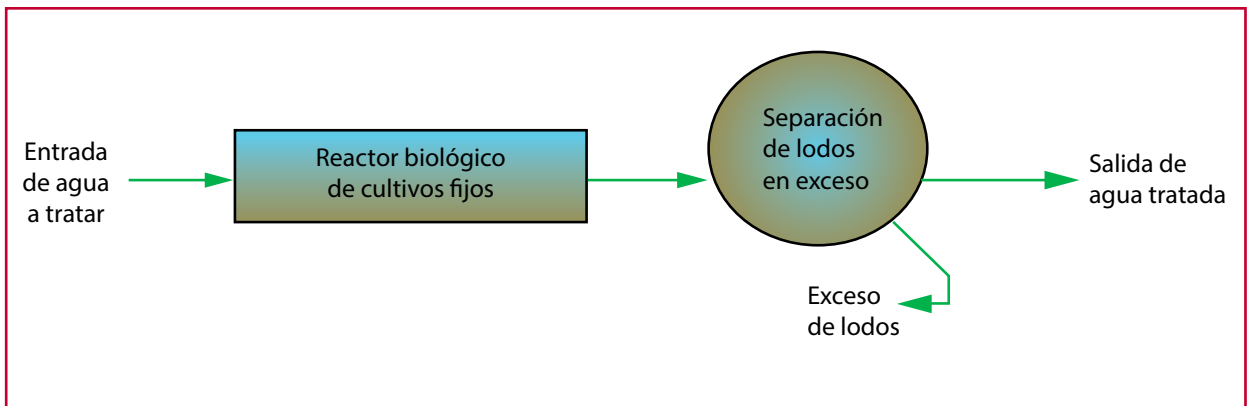


Ilustración 1.3 Lecho fijo con recirculación

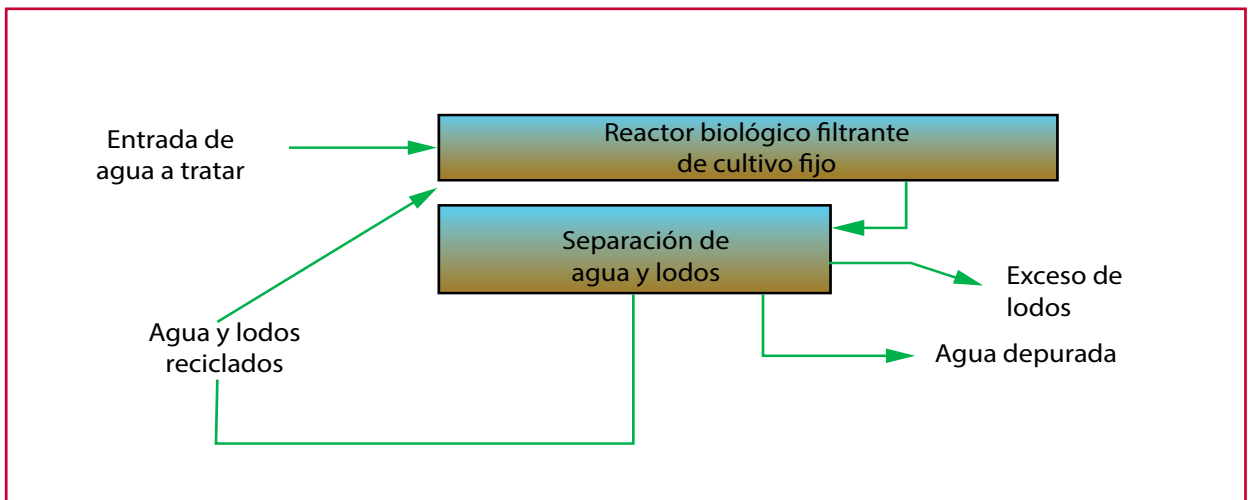
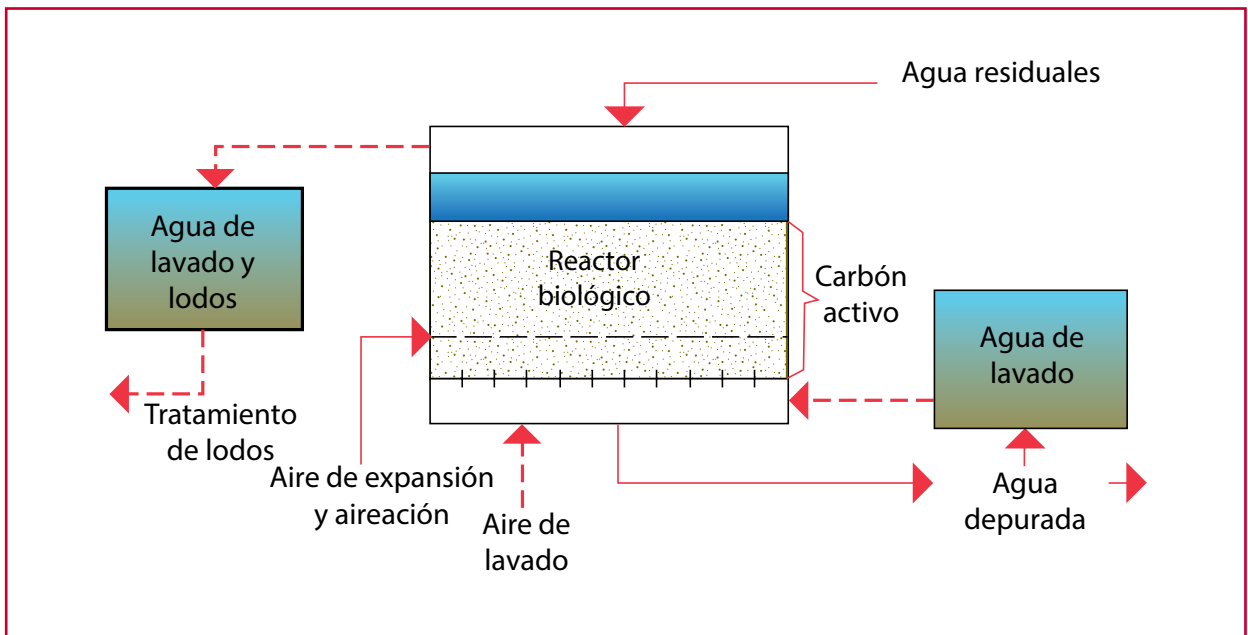


Ilustración 1.4 Procedimiento de lecho fluidificado y filtro



película, formándose flóculos en suspensión en el agua residual.

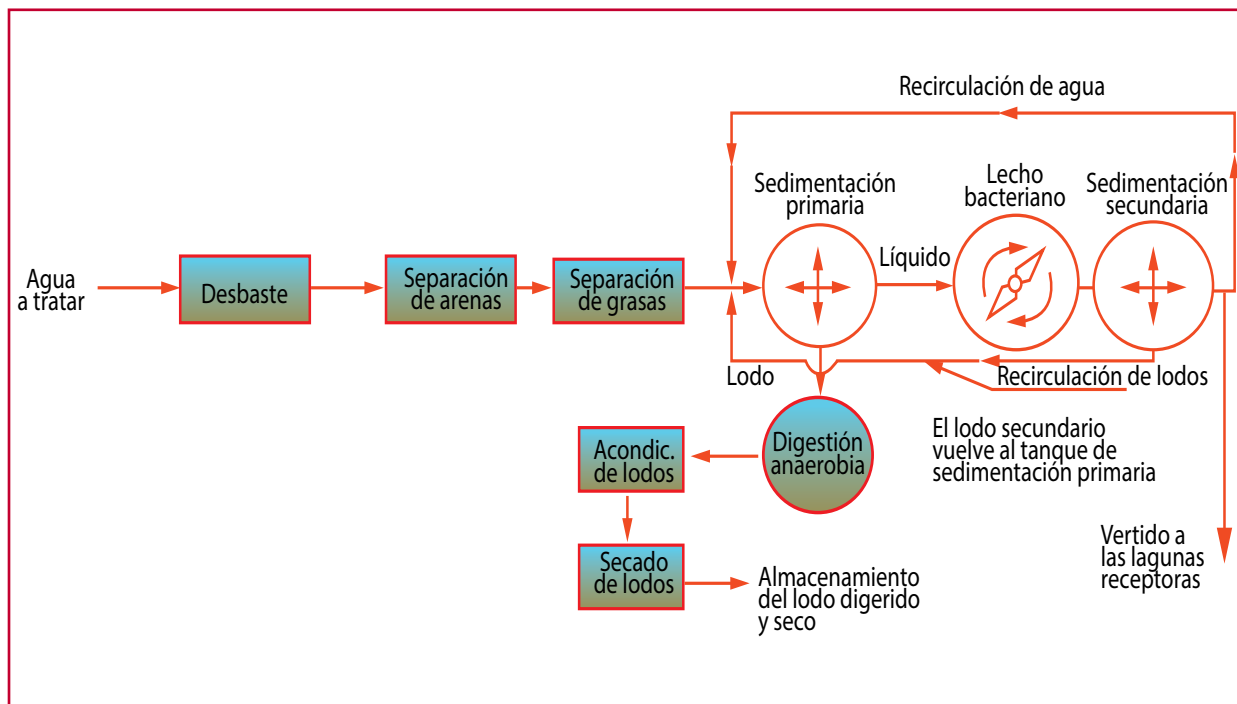
Estos flóculos se separan posteriormente, por sedimentación, en el siguiente paso del tratamiento. En cuanto se realiza la separación, empieza inmediatamente

un nuevo biocrecimiento de la película o biopelícula. A continuación se presenta en la Tabla 1.1 las características principales de los procesos de biopelícula fija y lodos activados. Un proceso de película fija convencional puede ajustarse al diagrama que se presenta en la Ilustración 1.5.

Tabla 1.1 Características principales de los procesos de biopelícula fija y en lodos activados

	Lodos activados	Biopelícula fija	
		FILTRO PERCOLADOR	BIODISCO
Forma de establecer el contacto	Choques en el reactor	Percolación a través del lecho	Remojado
Aireación	Inyección de aire o aireación mecánica	Efecto de chimenea o ventilación artificial	Rotación de tambores y exposición de los elementos soportes al aire
Biomasa	Flóculos en suspensión	Biopelícula fija al soporte	Biopelícula fija a los elementos de soporte
Necesidades energéticas	Agitación y aireación	Bombeo y aireación, en caso de aireación forzada	Rotación de los tambores

Ilustración 1.5 Esquema de un proceso de lechos bacterianos



# 2

## DISEÑO DE FILTROS PERCOLADORES

### 2.1. INTRODUCCIÓN A FILTROS PERCOLADORES

El paso de las aguas residuales a través de medios porosos tiene sus antecedentes en las pruebas realizadas entre 1887 y 1890 en la Estación Experimental Lawrence en Massachussets en las vegas del Río Merrimac. Para el tratamiento de las aguas, se utilizaron diez tanques circulares de madera de ciprés de 5.2 m de diámetro y 1.8 m de altura, llenos de varios materiales: arena, grava, turba, aluvión, tierra vegetal y arcilla. Los resultados de las pruebas mostraron que cuando se pasan aguas residuales a través de un lecho, la purificación de las aguas ocurre principalmente por oxidación biológica más que por el efecto mecánico de cribado.

En 1893, Joseph Corbett en Salford, Inglaterra, tomando como base los resultados en Lawrence, construyó el primer filtro percolador (FP), aplicando agua rociada sobre el medio en lugar de contenerla en el filtro.

El primer FP en los Estados Unidos fue construido en Madison, Wisconsin en 1901 con carácter experimental y la primera planta municipal que utilizó este procedimiento fue puesta en operación en 1908 en Columbus, Ohio. Hasta 1930 se utilizó el primer distribuidor rotatorio. En 1936, la recirculación fue empleada por primera vez en varias plantas de tratamiento. La primera ecuación de cinética biológica para predecir el

funcionamiento de los filtros biológicos fue desarrollada en 1940 y en 1950 fueron utilizados por primera vez los medios plásticos.

El uso de los filtros biológicos decreció en la década de los sesentas y principio de los setentas, debido a la necesidad de obtener mejores efluentes, de mejor calidad de los que se logran con las plantas de lodos activados. Sin embargo, al final de los setentas, el creciente costo de la energía y avances en el diseño de filtros, debidas de medios sintéticos, causó un renovado interés por el uso de los filtros percoladores. Actualmente hay un creciente empleo de las plantas duales o procesos combinados que producen efluentes de muy alta calidad, acordes con las mayores exigencias que demandan los organismos responsables del control de la calidad en las descargas a cuerpos receptores.

#### 2.1.1 CONSIDERACIONES DE DISEÑO

Para el diseño de filtros percoladores, se requiere tomar en cuenta muchos factores, principalmente el tipo de medio de soporte, las cargas orgánicas aplicadas, la velocidad de rotación de los brazos distribuidores y la ventilación.

Los filtros percoladores se clasifican por su carga hidráulica o por su carga orgánica en:

- Carga baja (estándar)
- Carga intermedia
- Carga alta
- Carga súper alta
- De desbaste y por el número de unidades: Una sola etapa y de dos etapas (dos filtros conectados en serie)

En la Tabla 2.1 se presentan los rangos de cargas y características más importantes de esta clasificación. La carga hidráulica se define como el gasto aplicado por unidad de superficie. Las unidades usuales en el sistema decimal son  $m^3$  de agua aplicados por  $m^2$  de superficie del medio de soporte por día ( $m^3/m^2$  d). La carga orgánica se define como el peso de la materia orgánica biodegradable, medida como la Demanda Bioquímica de Oxígeno a 5 días (DBO) y  $20^\circ C$ , aplicada por unidad de volumen de medio de soporte por día.

Las unidades usuales en el sistema decimal son Kg de DBO aplicados por  $m^3$  por día (Kg DBO/ $m^3$  d).

#### a) Filtros de baja carga

Los filtros de baja carga son de diseño simple con funcionamiento confiable, que producen un efluente de calidad consistente, a pesar de que el afluente tenga concentración variable.

Pueden ser circulares o cuadrados.

Normalmente no requieren recirculación, pero si el gasto nocturno es muy bajo, puede utilizarse recirculación para mantener húmedo el medio de soporte. El máximo periodo aconsejable para

que el medio quede sin rociar es de 2 h, para evitar deterioro del cultivo biológico.

En la mayoría de este tipo de filtros, en la parte superior (0.6 a 1.20 m) únicamente se desarrolla el cultivo biológico, y en la parte inferior abundan bacterias nitrificantes. Esta combinación de cultivos en un filtro bien operado, en condiciones climáticas favorables, logra la calidad de un efluente con baja DBO y nitrificado.

Los problemas que se presentan en estos filtros son; presencia de olores que se acentúa con afluentes sépticos, y la presencia de moscas que pueden proliferar si no se aplican medidas de control.

#### b) Filtros intermedios y de alta carga

Al recircular el agua residual, se admiten cargas orgánicas mayores a las tratadas en filtros estándar, logrando la misma remoción, además previenen enlagueamientos y se disminuyen las molestias causadas por la generación de olores y la presencia de moscas.

#### c) Filtros de súper alta carga

Aceptan cargas orgánicas e hidráulicas mayores que los tipos anteriores, debido principalmente a la mayor profundidad del medio de soporte. La gran altura es posible por el empleo de módulos de medios plásticos que son muy ligeros.

#### d) Filtros de desbaste

Se utilizan para tratar altas cargas orgánicas, mayores de  $1.6$   $kg/m^3d$  y cargas hidráulicas hasta de  $187$   $m^3/m^2$  d, en muchos casos, se utilizan previos a un tratamiento secundario

Tabla 2.1 Información general sobre el diseño de filtros percoladores

Característica	Baja	Carga			Filtros de desbaste	Filtros de dos etapas
		Intermedia	Alta	Super alta		
Medio de soporte	Roca, escoria	Roca, escoria	Roca, plástico	Plástico	Plástico	Roca, plástico
Carga hidráulica, m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> d)	1 - 4	4 - 10	4 - 10	40 - 200	160 - 533	10 - 40
Carga orgánica kg DBO/(m <sup>3</sup> d)	0.08 - 0.32	0.24 - 0.48	0.32 - 10	0.8 - 0.6	2.67 - 10.67	0.32 - 0.10
Profundidad, m	1.8 - 2.4	1.8 - 2.4	0.90 - 1.80	3 - 12	4.50 - 16	1.80 - 2.40
Relación de recirculación	0	0-1	1-2	0 - 2	1 - 4	0.5 - 3
Presencia de moscas	Muchas	Varias	Pocas	Pocas o ninguna	Pocas o ninguna	Pocas o ninguna
Desprendimiento de biomasa	Intermitente	Intermitente	Continuo	Continuo	Continuo	Continuo
Remoción de DBO	80-90	50-70	65-85	65-85	40 - 65	85 - 95
Efluente	Bien nitrificado	Parcialmente nitrificado	Poca nitrificación	Poca nitrificación	No hay nitrificación	Bien nitrificado

para reducir la carga de residuos con muy alta demanda bioquímica de oxígeno.

#### e) Filtros de dos etapas

Se utilizan para tratar afluentes con altas cargas orgánicas o para conseguir la nitrificación. Puede diseñarse con o sin un sedimentador intermedio entre los filtros.

### 2.1.2 COMPONENTES BÁSICOS

Los filtros percoladores son sistemas que se encuentran conformados por:

- Sistema de distribución
- Medio de soporte
- Sistema de drenaje
- Estructura de contención
- Estación de bombeo de transferencia
- Sedimentador secundario

En la Ilustración 2.1 se presenta el esquema básico de un filtro percolador y en la Ilustración

2.2 se presenta un corte de la figura anterior para observar su estructura interna. La Ilustración 2.3 presenta un filtro percolador circular.

Debido a su fiabilidad y facilidad de mantenimiento, el distribuidor rotatorio ha llegado a ser un elemento estándar en los procesos de filtros percoladores. El distribuidor está formado por dos o más brazos montados sobre un pivote central que giran en un plano horizontal. Los brazos son huecos y cuentan con una serie de boquillas, por las cuales se distribuye el agua residual sobre el medio de soporte. El movimiento del distribuidor puede estar gobernado por la reacción dinámica de la descarga del agua residual en su salida por las boquillas o por un motor eléctrico.

Actualmente se utilizan muchos medios filtrantes tales como: grava, piedra quebrada, piedra de campo (Ilustración 2.4), boleos, tabiques, carbón, remanente, conchas de mariscos, latas de estaño, tiras de madera (Ilustración 2.5), tiras de polietileno, varias formas de plástico moldeado y

Ilustración 2.1 Esquema de un filtro percolador

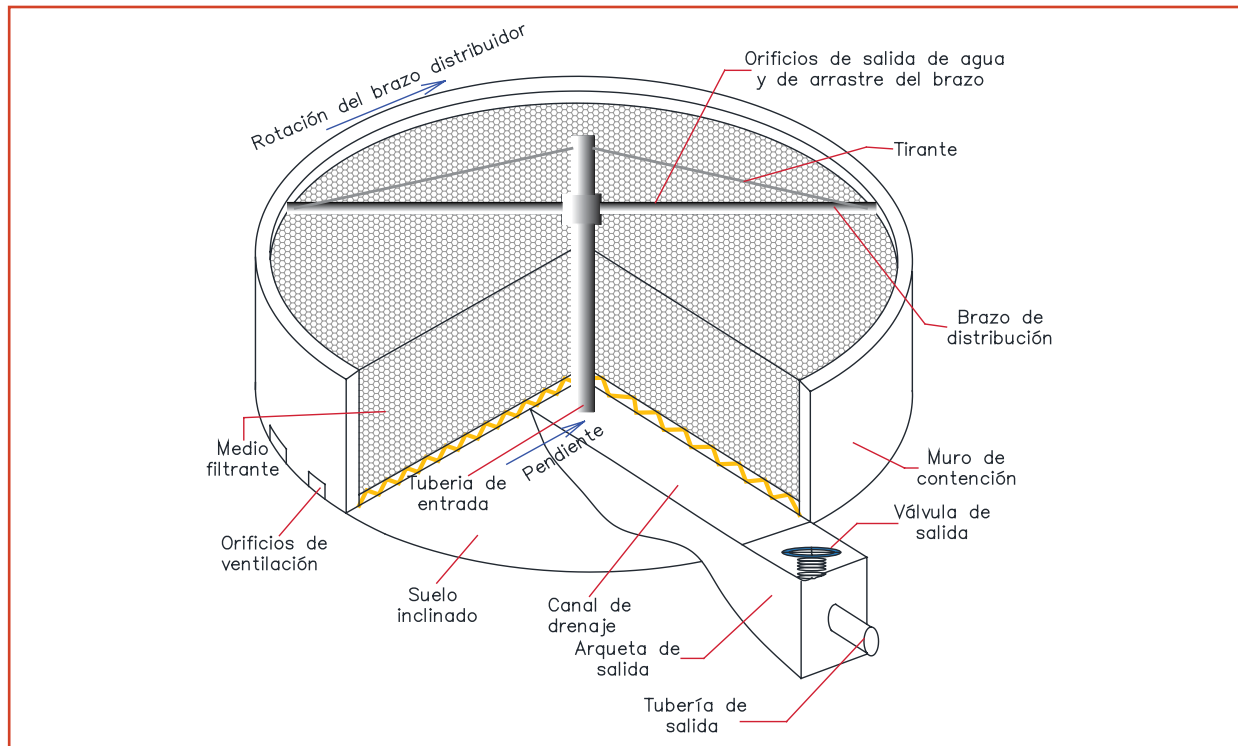


Ilustración 2.2 Corte y detalles de un filtro percolador típico

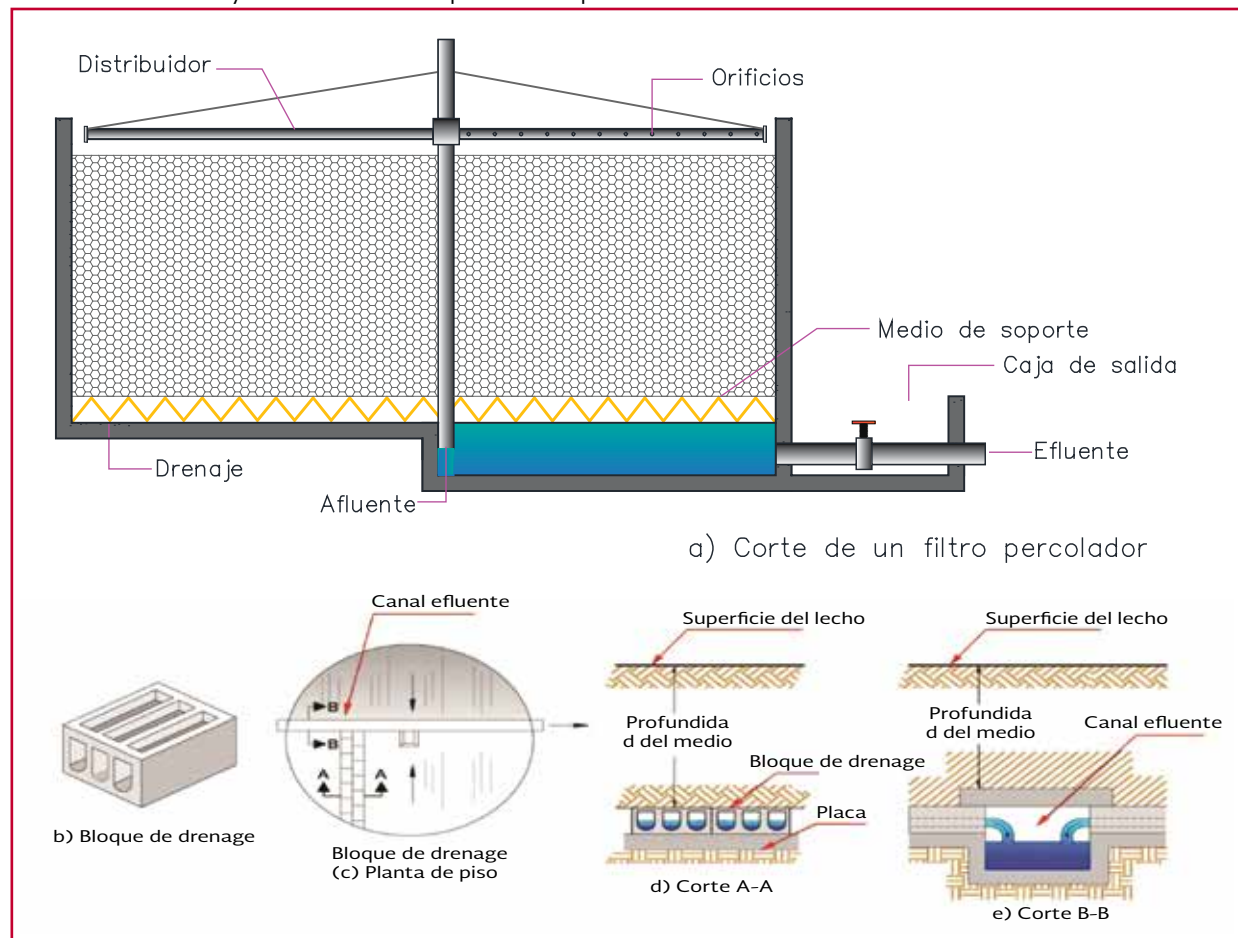


Ilustración 2.3 Filtro percolador



módulos de láminas de plástico (Ilustración 2.6 e Ilustración 2.7).

Tradicionalmente, el medio usual ha sido el de piedra quebrada. Cuando se cuenta localmente con buen material, la principal ventaja es su bajo costo. Cualquier roca usada para este propósito debe ser de tamaño uniforme para asegurar el volumen de vacíos adecuado para el paso del agua y circulación del aire. El tamaño efectivo de la roca es de 75 a 125 milímetros. Las piedras de menor diámetro no proporcionan suficiente volumen de vacíos y las demasiado grandes, tienen área superficial insuficiente para el crecimiento biológico.

Debido al peso del medio, la profundidad del filtro ésta comprendida en un rango de 1.5 a 3.0 metros. Otras propiedades importantes de la piedra o de cualquier otro material que se utilice incluyen: gran resistencia, ausencia de finos, tamaño uniforme, insolubilidad, resistencia química al agua aplicada, resistencia a la desintegración por intemperismo, carencia de toxicidad a microorganismos, inmunidad

a ataques bacterianos y degradación por rayos ultravioleta.

Las principales propiedades o características de los medios filtrantes son el área superficial específica (área superficial/unidad de volumen) y el porcentaje de espacios vacíos. A mayor área superficial específica, mayor cantidad de masa biológica por unidad de volumen. El incremento de espacios vacíos permite mayor carga hidráulica y mejora la transferencia de oxígeno, la mejora en el proceso por estos conceptos se obtiene al utilizar medios plásticos con mayores valores de los parámetros mencionados.

Así, los valores de 88 a 105  $m^2/m^3$  de área superficial específica son recomendables para remover DBO de 135 a 150  $m^2/m^3$  y nitrificar.

Los medios de soporte plásticos se están utilizando en los nuevos diseños y/o en la rehabilitación de filtros percoladores de piedra. Los módulos plásticos pueden ser de flujo horizontal, de flujo vertical, de flujo cruzado, módulos plásticos aleatorios, tiras verticales



Ilustración 2.4 Medio de soporte de piedra



Ilustración 2.5 Medio de soporte de madera



Ilustración 2.6 Medio de soporte de piezas de plástico



Ilustración 2.7 Medio de soporte de bloques de plástico



corrugadas, etc. Los módulos de flujo cruzado han sido muy populares.

La introducción de medios plásticos filtrantes ha ampliado la aplicación de cargas hidráulicas y orgánicas por encima de los medios de piedra. A continuación se citan algunas de sus ventajas:

- Mayor área superficial por unidad de volumen para alojar el crecimiento biológico
- Mucha mayor relación de volumen de vacíos que mejora la circulación del aire y transferencia de oxígeno y decrece la posibilidad de taponamientos
- Aumenta el tiempo de retención hidráulica
- Su peso ligero permite construir filtros de mayor altura
- Su resistencia química a las aguas residuales es mejor
- Proporciona mejor distribución de las aguas residuales aplicadas
- No se requiere una estructura de contención de concreto reforzado, ya que los módulos de medio de soporte son auto soportables

Hay varias formas de medio plástico. El medio plástico moldeado tiene la apariencia de un panal de abejas. Está formado por láminas de PVC lisas y corrugadas y ensambladas con pegamento en módulos rectangulares.

Las láminas tienen comúnmente superficie corrugada para propiciar un mayor crecimiento biológico y aumentar el tiempo de retención. Cada capa de módulos gira a 90° de la capa previa para mejorar la distribución del agua. Hay dos tipos básicos de módulos de medios plásticos corrugados: el vertical y el de flujo cruzado a

60 grados. En general este último proporciona mejor tratamiento por unidad de volumen, por la uniformidad de la distribución, permitiendo mayor tiempo de retención y promoviendo una mejor transferencia de oxígeno debida a la creación de flujo turbulento. El medio plástico vertical es apropiado para manejar aguas con alta carga orgánica ya que está menos expuesto a taponamientos.

Otro medio de plástico también usado consiste en piezas cilíndricas, similares a los tubos para rizar, colocados aleatoriamente en los filtros. Tiene la ventaja de no requerir cortes ni ajustes. Tiene menos vacíos que los medios laminados por lo que es más vulnerable a taponamientos, ello lo hace poco adecuado para manejar altas cargas orgánicas y/o hidráulicas.

Los módulos de medio plástico se cortan en el filtro para ajustarlos a su forma y dimensiones usando una sierra de cadena, cuidando que el material sobrante no caiga dentro del filtro. El área superficial específica (Área superficial por unidad de volumen) de los medios plásticos es de 2 a 10 veces mayor que el de los medios de piedra. Un rango de 80 a 245 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> de área superficial específica se considera normal. Los medios con áreas superficiales específicas mayores de 130 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> se usan cuando la carga orgánica es baja o para nitrificación.

La carga hidráulica mínima de los medios plásticos es mayor que la que se aplica a medios de piedra, por lo tanto la profundidad del cultivo biológico es menor debido a que se producen fuerzas mayores de cizalle. La altura de los filtros con medios plásticos es de 4.50 a 12.0 metros. El límite de 12 m se relaciona con la estética de la planta, acceso, requisitos de bombeo y diseño estructural, más que con la eficiencia del filtro percolador.

El incremento de la profundidad del filtro generalmente reduce la cantidad de agua que se requiere para mantener el medio húmedo y por lo tanto disminuye los gastos de recirculación. En filtros más altos que tienen altas cargas, pueden tener deficiencia de oxígeno en su parte superior, sin embargo una ventilación adecuada y un lavado hidráulico pueden prevenir el desarrollo de problemas de olores.

El efecto de la altura del medio de soporte sobre el funcionamiento del filtro percolador es un tema de controversia. Lo que si se ha detectado es que a mayor profundidad del medio, existe mayor distribución de la carga hidráulica, lo que mejora el proceso. Así, un estudio indica que la carga hidráulica promedio mínima, será de 0.51 L/m<sup>2</sup>s para asegurar un funcionamiento máximo.

Los resultados de estos estudios indican que la tasa de remoción de DBO es independiente de la profundidad (de 3.2 a 12.8 m). El efecto de la hidráulica y de la profundidad del medio de soporte son críticos para el diseño y el escalamiento de plantas piloto. Por otro lado a mayor profundidad del filtro, menor extensión o área del mismo.

#### 2.1.2.1 Sistema de drenaje

El sistema de drenaje tiene tres objetivos:

- Soporte del medio de soporte
- Colecta y transporta el efluente del filtro a las unidades de proceso siguientes
- Conduce el aire a través del filtro

Los sistemas de drenaje de los filtros de piedra normalmente son bloques de barro comprimido o vitrificado o fondos falsos de

concreto reforzado. El piso y el sistema de drenaje deben tener suficiente resistencia para soportar el medio, cultivo biológico y el agua que se encuentra en el filtro. Tanto el piso como el sistema de drenaje tendrán pendiente del 5% hacia un canal recolector central o periférico.

Los canales recolectores se dimensionan para tener una velocidad mínima de 0.60 m/s a gasto medio. Los bloques de barro son rectangulares con aberturas y tienen un área del 20 al 40% de la superficie del block. Hay dos tipos de bloques, uno para filtros de baja carga y otro para filtros de alta carga. Para permitir capacidad suficiente tanto para conducción del agua como la circulación del aire, los bloques y los canales recolectores se dimensionan para que el agua no ocupe más de la mitad del área hidráulica a gasto máximo, incluyendo recirculación.

Algunos filtros percoladores tienen tubos de ventilación colocados en la periferia del filtro y conectados al sistema de drenaje para ayudar a ventilar el filtro. Otros filtros tienen portales periféricos en la pared del filtro a la altura del sistema de drenaje que permiten la ventilación, inspección y limpieza con chorros a presión de ser necesario.

El sistema de drenaje y soporte para medio plástico es más simple y económico, empleándose columnas y traveses o una rejilla. El espaciamiento de traveses es comúnmente de 0.40 a 60 cm, centro a centro, dependiendo del ancho de los módulos, apoyándose sobre columnas. En filtros de gran tamaño, la altura del piso del filtro a las traveses de apoyo del medio permite la entrada de personas. Las rejillas deben ser fabricadas de materiales resistentes a la corrosión.

## 2.2. CONSIDERACIONES PARA EL PROCESO

### 2.2.1 FACTORES QUE AFECTAN EL DISEÑO

Durante la década de 1950, cuando el proceso de Lodos Activados (LA) comenzó a reemplazar al FP como el proceso de aceptación, la información de diseño fue dejada de lado y sólo recientemente ha sido redescubierta. Estos datos ayudarán a fondo para lograr mejoras en los FP.

Existen numerosas variables que afectan al rendimiento del FP y, por lo tanto, su diseño. Muchas de estas variables se han estudiado y en algunos casos se han establecido relaciones claras y fiables. En otros casos, las dificultades para controlar varias variables interdependientes, que no estaban siendo evaluadas o reportadas, han hecho imposible llegar a conclusiones definitivas en cuanto a sus efectos individuales sobre el rendimiento del filtro percolador.

Los factores normales que deben ser considerados para el diseño son: la composición de las aguas residuales, la tratabilidad de aguas residuales, el tratamiento previo/tratamiento primario, el tipo de medio del FP, la profundidad del FP, recirculación, cargas hidráulicas y orgánicas, la ventilación y la temperatura. Estos factores están relacionados entre sí y sus efectos individuales y combinados deben ser considerados en el proceso de diseño.

Por último, es importante que el paso de separación de sólidos-líquidos se evalúe de forma crítica. La diversidad biológica y la competencia dentro de un FP es significativamente más compleja que en los sistemas de crecimiento

suspendido. Por otra parte, los biofiltros son más difíciles de analizar en profundidad. Gran parte del análisis de estas biopelículas se llevó a cabo en los años 1950 y 1960 con filtros de roca. Si bien puede haber diferencias en la distribución de la población biológica que se encuentra en los medios plásticos, los problemas reportados parecen similares. Los depredadores y herbívoros, tales como larvas, moscas, caracoles y gusanos también afectan a los filtros de medios plásticos. Para condiciones de carga equivalentes, se deben esperar problemas similares.

### 2.2.2 CARACTERÍSTICAS DEL AGUA RESIDUAL

El tratamiento de aguas residuales con FP es ante todo un proceso de oxidación bioquímica. Como tal, las principales medidas utilizadas para evaluar la fuerza de las aguas residuales aplicadas y la calidad del efluente del filtro se basa en sistemas de eliminación de Demanda Bioquímica de Oxígeno Soluble (DBOS) a 20°C y Sólidos Suspendidos Totales (SST). Estos parámetros se utilizan en conjunción con el flujo de entrada para calcular la carga orgánica aplicada al filtro y para determinar su eficacia. Para los diseños de la nitrificación, se debe considerar el Nitrógeno Total Kjeldahl (NTK) de entrada y salida.

Puede haber considerables variaciones de volumen y de la calidad de las aguas residuales que recibe una planta de tratamiento. Sin embargo, una ventaja del proceso de FP es su capacidad para manejar condiciones máximas sin problemas graves. Uno de los beneficios citados con frecuencia es su capacidad para suavizar la carga de DBO antes del proceso de LA. Además, la eliminación de DBOS por FP

puede reducir el volumen del sistema de LA, un hecho justificado en el tratamiento de aguas residuales industriales.

Como en cualquier proceso biológico, las características del agua residual de entrada deben ser cuidadosamente documentadas.

La documentación debe incluir el flujo diario ( $m^3/d$ ), la concentración y la masa ( $kg/d$ ) de cada contaminante, y la frecuencia (tiempo) frente a la carga ( $kg/d$ ). Una operación de desbaste o una calidad del efluente 30/30  $mg/L$  de DBO/SST pueden permitir que el diseñador utilice los valores de diseño de 50 percentiles.

El uso de la DQO como una medida de control de procesos es tan común en las plantas municipales como lo es en aplicaciones industriales. Por otra parte, la DBO puede subestimar la carga de las aguas residuales. Por otro lado, la relación de la DBO:DQO puede variar desde 0.3 hasta 0.8 en las aguas residuales no tóxicas. Cuando existen compuestos inhibidores presentes, la discrepancia entre la DQO y DBO puede ser aún mayor. Por lo tanto, la demanda química de oxígeno total y las mediciones de Demanda Química de Oxígeno Soluble (DQOS) proporcionan datos importantes que a menudo son más fiables y ofrecen una mejor correlación que la DBO.

**Temperatura.** La temperatura de aguas residuales puede influir en la eficiencia de los sistemas de tratamiento biológico. La temperatura afecta las tasas biológicas de reacción, las tasas de transporte de sustrato y la eficiencia de la separación sólido líquido.

Los efectos de la temperatura sobre el rendimiento del FP deben separarse de los

efectos biológicos y no biológicos. La respuesta biológica a los cambios de temperatura sólo se puede evaluar utilizando los datos del afluente y efluente ya sea de la DBOS o DQO soluble. Los efectos físicos de la temperatura se miden en términos de la relativa facilidad de separar del efluente los sólidos suspendidos totales. Las características pobres de sedimentabilidad de los sólidos, incrementa la DBO de salida, debido a que no quedan retenidos en el sedimentador. Sin embargo, hay una gran discrepancia en la literatura de la industria con respecto a los efectos de la temperatura sobre el rendimiento del filtro percolador. Hay pruebas en que gran parte del efecto de la temperatura es el resultado de un diseño inadecuado en la ventilación de alimentación y del control de la biomasa, así como de una pobre clarificación en época fría y/o húmeda.

Aunque varios investigadores han encontrado efectos levemente significativos de temperatura en sus estudios, Sarner (1978) reporta como un valor de  $\Theta$  comúnmente aceptado el de 1.035 en la Ecuación 2.1:

$$K_T = K_{20} \cdot \Theta^{T-20} \quad \text{Ecuación 2.1}$$

dónde:

$K_T$  y  $K_{20}$  = Son las constantes de velocidad de reacción a la temperatura T y a 20°C, respectivamente

Howland (1953) en sus estudios sobre filtros de roca, informó que el valor  $\Theta$  varió desde 1.010 hasta 1.049 y llegó a la conclusión que entre 1.030 a 1.035 es un valor razonable. Estas conclusiones, y el apoyo de otros investigadores, llevaron a un valor  $\Theta$  de 1.035 para FP que

elimina materia orgánica. Se han reportado una amplia gama de efectos de la temperatura para los sistemas de nitrificación. Okey y Albertson (1989a y 1989b), en el análisis de los datos no encontró ninguna correlación positiva de la tasa de nitrificación a temperaturas entre 9 y 30 grados centígrados. Paulson (1989) también informó que los sistemas de nitrificación en FP no fueron sensibles a la temperatura de las aguas residuales.

Hawkes (1983), que resume sus extensos estudios sobre la biología de FP y las obras de otros durante la década de 1940 hasta la década de 1960, observó lo siguiente:

- La acumulación de película es un factor importante que influye en la eficiencia de los filtros
- Los efectos directos de la baja temperatura sobre la actividad de FP no son, en sí mismos, responsables de una menor eficiencia
- La temperatura es indirectamente importante para determinar el grado de acumulación de película
- Las bajas temperaturas y la biomasa excesiva pueden interrumpir una buena ventilación y distribución de líquidos y causar una menor eficiencia.

Hawkes (1957, 1959 y 1963) llevo a cabo los estudios que utilizan el control de velocidad del distribuidor para limitar la acumulación de biomasa a largo plazo. Los resultados de estos estudios, se presentan en la Ilustración 2.8, demuestran que era la acumulación de biomasa y quizás, de otros factores, y no la temperatura, lo que disminuía la eficiencia. Hawkes también encontró que el rendimiento de los filtros fue bueno durante el crecimiento

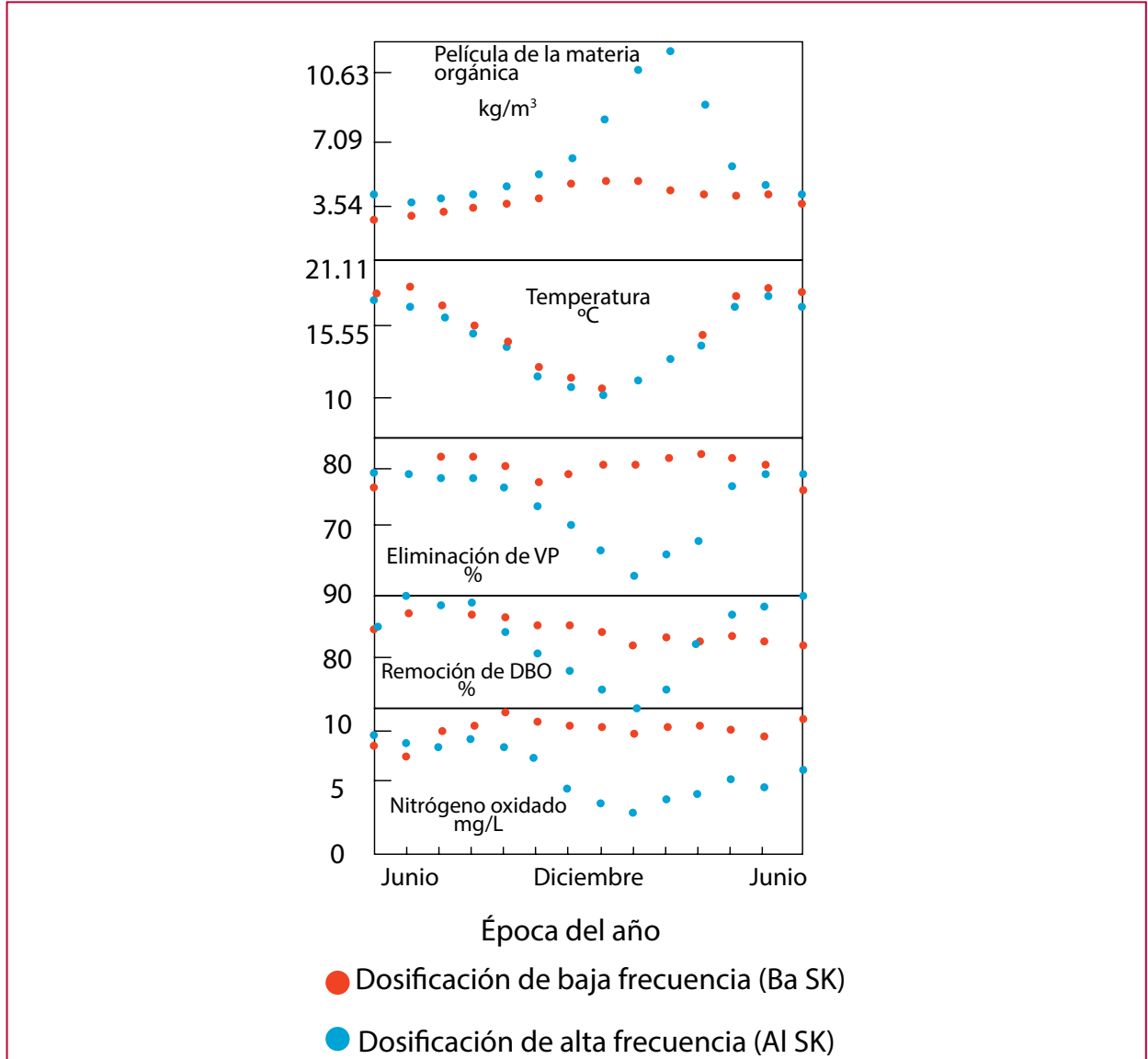
de hongos, pero sufrió mortandad en los filtros que no controlan el espesor de película. En la lustración 2.8 se presenta la dosificación de baja frecuencia (desaceleración del funcionamiento del distribuidor), por lo que los crecimientos fúngicos controlados estabilizan el rendimiento. Por lo tanto, las observaciones relativas a los efectos de la temperatura en FP probablemente han sido empañadas por las condiciones que se derivan de una baja temperatura. Estas condiciones incluyen el crecimiento excesivo de la biomasa, lo que reduce el área de superficie aerobia, el bloqueo parcial de la ventilación, el desprendimiento del exceso de biomasa, y la canalización de líquido en los medios, que reducen la eficiencia de humectación y aumentan la resistencia a la difusión debido a una piscina de líquido estancado más grande (Suschka, 1987).

Las prácticas de control de biopelícula pueden reducir la dependencia de la temperatura en el FP, por lo que las modernizaciones deben mejorar significativamente las instalaciones existentes donde el rendimiento se ve afectado por un clima más frío o por períodos de exceso de acumulación de biomasa.

**Tratabilidad / toxicidad.** En las operaciones de FP, la tratabilidad de aguas residuales, depende de la relación de partículas solubles/coloidales de las concentraciones de compuestos orgánicos. El proceso de filtrado puede eliminar las sustancias orgánicas en suspensión y coloidales por los procesos combinados de floculación biológica, la adsorción, y la de enzima complejante, no sólo a través de la oxidación biológica y la síntesis.

Los compuestos orgánicos moleculares, tales como los azúcares simples, ácidos orgánicos, y alcoholes, se eliminan rápidamente de la

Ilustración 2.8 Efectos de la frecuencia de dosificación en la operación de un filtro percolador (Albertson, 1989)



corriente de desechos, incluso en tiempos de residencia cortos proporcionados en el filtro percolador. Por lo tanto, el proceso del FP es más eficiente por unidad de volumen en el tratamiento de aguas residuales que tiene un alto porcentaje de material orgánico soluble.

En el tratamiento de las aguas residuales por FP el “coeficiente de tratabilidad” se ve afectado por una variedad de diseño y parámetros de funcionamiento. En consecuencia, se reconoce hoy que este coeficiente no es una base aceptable para determinar la tratabilidad de las aguas

residuales. En la actualidad no se han evaluado la cantidad de SS no sedimentables que no son eliminadas o removidas por el filtro percolador.

Estó no sólo depende de las características del agua residual, sino también de la carga hidráulica y orgánica. Así, en condiciones de alta velocidad, éstos sólidos pueden generar una mayor DBOT en el efluente. Sin embargo, en el FP la calidad del efluente también se ve afectada por los desprendimientos de sólidos suspendidos totales.



La toxicidad puede afectar al rendimiento del FP, aunque éstos son menos afectados que otros sistemas biológicos. La biomasa superior puede ser afectada, al absorber o neutralizar el componente tóxico y lo que permite que pequeñas partes de la biomasa se mantengan en el proceso del tratamiento.

En comparación con LA, el FP tiene una menor capacidad para acumular metales pesados. Esto probablemente contribuye a su resistencia a las influencias inhibitoras de tóxicos.

### 2.2.3 RECIRCULACIÓN DE LODOS

En caso de recirculación de lodos, estos deben ser regresados antes de la sedimentación primaria, por lo que el caudal de diseño debe incluir la parte de recirculación que pasará a través del sedimentador. Una buena sedimentación primaria resultará en la eliminación de 75 a 85% de la fracción reciclada de SST y de la DBO asociada con la eliminación de éstos. La proporción de la DBO que pasa al sistema secundario depende principalmente de la cantidad de DBOS en los flujos de recirculación.

### 2.2.4 PRETRATAMIENTO

El grado de tratamiento previo de aguas residuales afectará el rendimiento y el diseño del filtro percolador. Rejillas, tratamiento químico, neutralización, precloración y preaireación son los procesos de pretratamiento frecuentes. Estas pueden cambiar las características del agua residual, por tanto, pueden mejorar el rendimiento del filtro percolador. Sin embargo, se deben tener en cuenta los costos de inversión y de operación para evaluar los aspectos económicos de una mejora de procesos de tratamiento con filtros percoladores.

En las aguas residuales municipales, la sedimentación primaria ha demostrado ser un tratamiento adecuado previo a los filtros percoladores.

Mientras que los sedimentadores primarios se han empleado para limitar el ensuciamiento de filtros de roca con éxito, las rejillas finas (<3 aberturas mm) se usan con éxito en los FP de plástico verticales. Las rejillas finas sólo eliminan del 15 a 20% de los SST y de 0 a 5% de la demanda bioquímica de oxígeno. Por lo tanto, el filtro debe ser diseñado para manejar la carga orgánica adicional y para evitar la acumulación de sólidos en los medios de soporte. Un pretratamiento eficiente aumentará la capacidad y la eficiencia de los sedimentadores del FP y de los procesos subsecuentes.

### 2.2.5 RECIRCULACIÓN

El uso de la recirculación se remonta a las primeras etapas de desarrollo del filtro percolador. Ha habido muchos esquemas de recirculación alternativos utilizados en el pasado. Sin embargo, hay relativamente pocos de estos diagramas de flujo en la práctica actual.

Hay dos tipos de recirculación. Uno de ellos es directo y el otro pasa a través de un sedimentador antes de ser recirculado. Si el filtro tiene un exceso de contenido de biomasa o está sobrecargado orgánicamente, el aumento del flujo puede ser un beneficio.

En el diseño de filtros percoladores se utilizan muchos sistemas de recirculación. En la ilustración 2.9 se presentan catorce arreglos esquemáticos, incluyendo los filtros de una y de dos etapas. Los patrones más comunes del flujo de una sola etapa son de (a) a (e).

Para amortiguar fluctuaciones de carga orgánica en los filtros se emplean los esquemas mostrados en los diagramas de flujo (a), (b), (c), (d), (f), y (h). El grado de amortiguamiento varía con la duración de máximos y mínimos de carga orgánica en las aguas residuales crudas y con el tiempo el flujo recirculado se amortigua en los tanques de sedimentación a través de los que pasa.

En los diagramas de flujo (a) y (d), el lodo secundario se combina con el flujo de recirculación y se devuelve al tanque primario. Todos los demás sistemas de recirculación, con excepción del (h), que no tiene tanques de sedimentación secundaria, requieren medios de bombeo independientes para la remoción de lodo secundario. El diagrama de flujo (e) recicla los desprendimientos del FP, pero proporciona poca, si no es que nula, amortiguación de las variaciones en la carga orgánica.

Todos los diagramas de flujo, excepto (e) y (g) recirculan el flujo a través de uno o más tanques de sedimentación y a través de un filtro. Por esta razón, el flujo de recirculación debe ser tomado en consideración en la determinación de la capacidad y otros factores de diseño para los tanques de sedimentación. El patrón (g) de flujo, con desprendimientos en el retorno de lodos, y el patrón (h) de flujo, sin sedimentación final, no pueden proporcionar los grados más altos de tratamiento asociados con otros patrones. El primero es similar al diagrama de flujo para las plantas de filtros de baja velocidad. El diagrama de flujo (d), que incluye las características de recirculación de los diagramas (a) y (c), se utiliza ampliamente.

Rankin (1955) comparó el rendimiento de un número de plantas de una sola etapa y

llegó a la conclusión de que los sistemas de recirculación (a), (b), y (c) producen resultados igualmente buenos. El Servicio de Salud Pública de EE.UU. (Smith *et al.*, 1951, y Culp, 1963) llevó a cabo un estudio especial de los sistemas de recirculación (c) y (e) en Webster City, Iowa. No hubo diferencia significativa en los resultados obtenidos a partir de filtros operados simultáneamente. Además se estableció que no hay cambios significativos debido a los climas de invierno o verano.

Para la filtración de dos etapas, los diagramas de flujo (i), (j), (k), y (n) se utilizan con más frecuencia. Los diagramas de flujo (i), (m) y (n) pueden utilizar un filtro de baja velocidad en la segunda etapa. En varios casos, un filtro de baja tasa de sobrecarga ha sido intercambiado por el pretratamiento de las aguas residuales con un filtro de alta velocidad y una sedimentación intermedia. En tales casos, la recirculación a través del filtro de baja velocidad normalmente es sólo necesaria para mantener el flujo de diseño mínimo.

Los diagramas de flujo (j), (k), y (l), además de eliminar la sedimentación intermedia, son intentos de mejorar el tratamiento mediante el desarrollo de una mayor actividad biológica en el filtro de la segunda etapa. Los estudios sobre el rendimiento del FP sobre aguas residuales municipales por Archer y Robinson (1970) y Sorrels y Zeller (1956) indican que la sedimentación intermedia no afecta adversamente el rendimiento global del filtro. Sin embargo, hay indicios de que algunas de las aguas residuales que contienen altas proporciones de residuos industriales con altas concentraciones de materia orgánica soluble puede producir una gran cantidad de sólidos biológicos. Estos sólidos pueden adversamente

afectar a la segunda etapa, si no se eliminan por sedimentación intermedia. En el diagrama de flujo (j), una parte del desprendimiento del sedimento del primer filtro pasa a la unidad de la segunda etapa; en el diagrama de flujo (k), una parte del efluente primario de sedimentación se desvía directamente al filtro de la segunda etapa; y, en el diagrama de flujo (l), el efluente del filtro de la primera etapa se aplica directamente en el segundo filtro y al flujo recirculado. El diseño de tanques de sedimentación en los sistemas de filtro de dos etapas también se ve afectado por el patrón de recirculación. Los diagramas de flujo (i), (j), (k), y (n) requieren del flujo recirculado en el caudal de diseño para cualquier tanque a través del cual pasa. El diagrama de flujo (l) utiliza la recirculación sin necesidad de aumento de la capacidad del sedimentador.

De la Ilustración 2.9 sobre la base de la discusión previa de los diagramas de flujo recomendados, el sistema (e) es el más aplicado en los filtros de una sola etapa, mientras que (j), (k), y (l) se consideran favorables en el diseño de un filtro de dos etapas para el tratamiento de las aguas residuales municipales.

Se utilizan diversos medios de bombeo de recirculación. Uno de los más utilizados consiste en dos o más bombas operadas por control automático o manual. Algunos medios de bombeo alternativos para la recirculación son sólo para flujos bajos, velocidad constante e inversamente proporcional al caudal de aguas residuales.

La elección final del modelo de flujo y los arreglos de recirculación es una cuestión del ingeniero de diseño. Sin embargo, el diseñador debe considerar el método más económico para asegurar una calidad aceptable del efluente de

la planta. En este sentido, se ha observado que la fuerte acumulación de película en los filtros primarios se puede reducir con el regreso del efluente secundario oxidado.

Este concepto puede tener más ventajas cuando se aplica a filtros de medios de plástico que se utilizan para un tratamiento completo y, en particular, de la nitrificación. Gujer y Boller (1986) y Parker *et al.* (1989 y 1990) encontraron que hubo un crecimiento desigual en las zonas bajas de los filtros percoladores nitrificantes por falta de sustrato. Por lo tanto, cuando se produjo una carga inferior en las zonas superiores, la biomasa se desarrolla en las zonas más bajas.

El uso del enfoque de la Filtración Doble Alterna (FDA) con dos filtros percoladores en serie fomenta el desarrollo de biopelícula en la parte baja del medio de soporte (biomasa de profundidad) en la torre principal. Esto podría mejorar las características de rendimiento de FPs nitrificantes combinados y terciarios. El inconveniente principal de la FDA es que puede aumentar los requerimientos de energía en un 50% o más debido a que se incrementa el bombeo de agua de filtro a filtro y posiblemente de recirculación. Para las plantas pequeñas la instalación de válvulas, tubería y disposición de bombeo es más complicada y costosa. Sin embargo, en las instalaciones grandes, tales costos pueden justificarse por el ahorro en el volumen de los medios. Debido a que los costos de energía para la FDA son significativos, el diseño debe considerar un análisis de costo-beneficio que compare más medios en el modo convencional.

La importancia de la recirculación ha sido otorgada históricamente por su capacidad para humedecer el filtro, reducir los olores y

el encharcamiento. Otra de las ventajas de la recirculación es que ayuda a eliminar el exceso de sólidos. En la Ilustración 2.9 se presentan los esquemas más comunes para filtros simples o de una etapa. La recirculación en los medios de piedra se emplea para aumentar la remoción de DBO en base a las siguientes consideraciones:

- La materia orgánica presente en el efluente del filtro, al ser reciclada se pone en contacto más de una vez con el material biológico activo en el filtro. Esto aumenta la eficiencia de contacto a lo largo de la profundidad del filtro
- El flujo recirculado pasa a través de un tanque de sedimentación, que amortigua las

Ilustración 2.9 Diagramas de flujo de PTAR con filtros percoladores de una y dos etapas

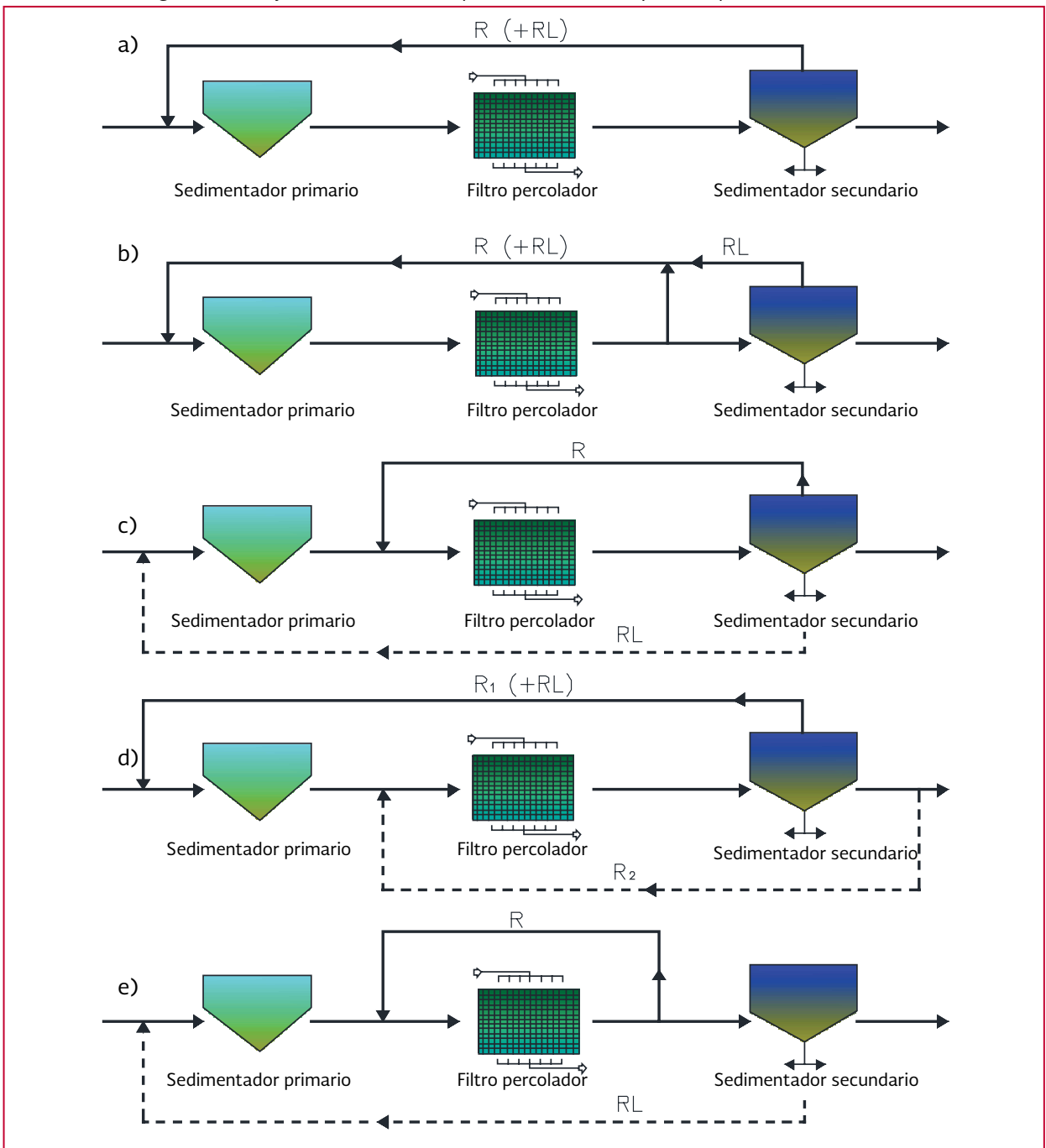


Ilustración 2.9 Diagramas de flujo de PTAR con filtros percoladores de una y dos etapas (Continuación)

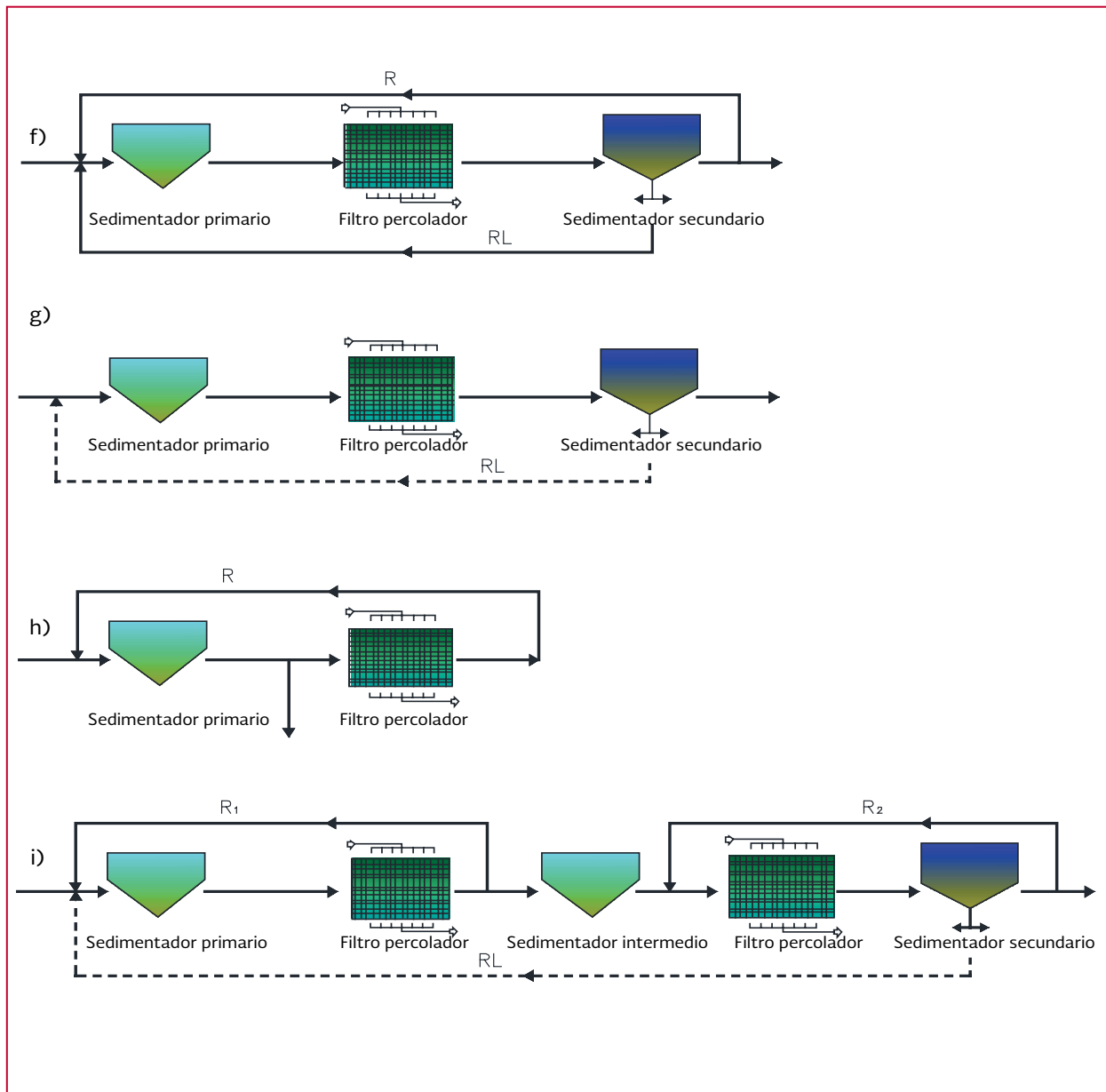
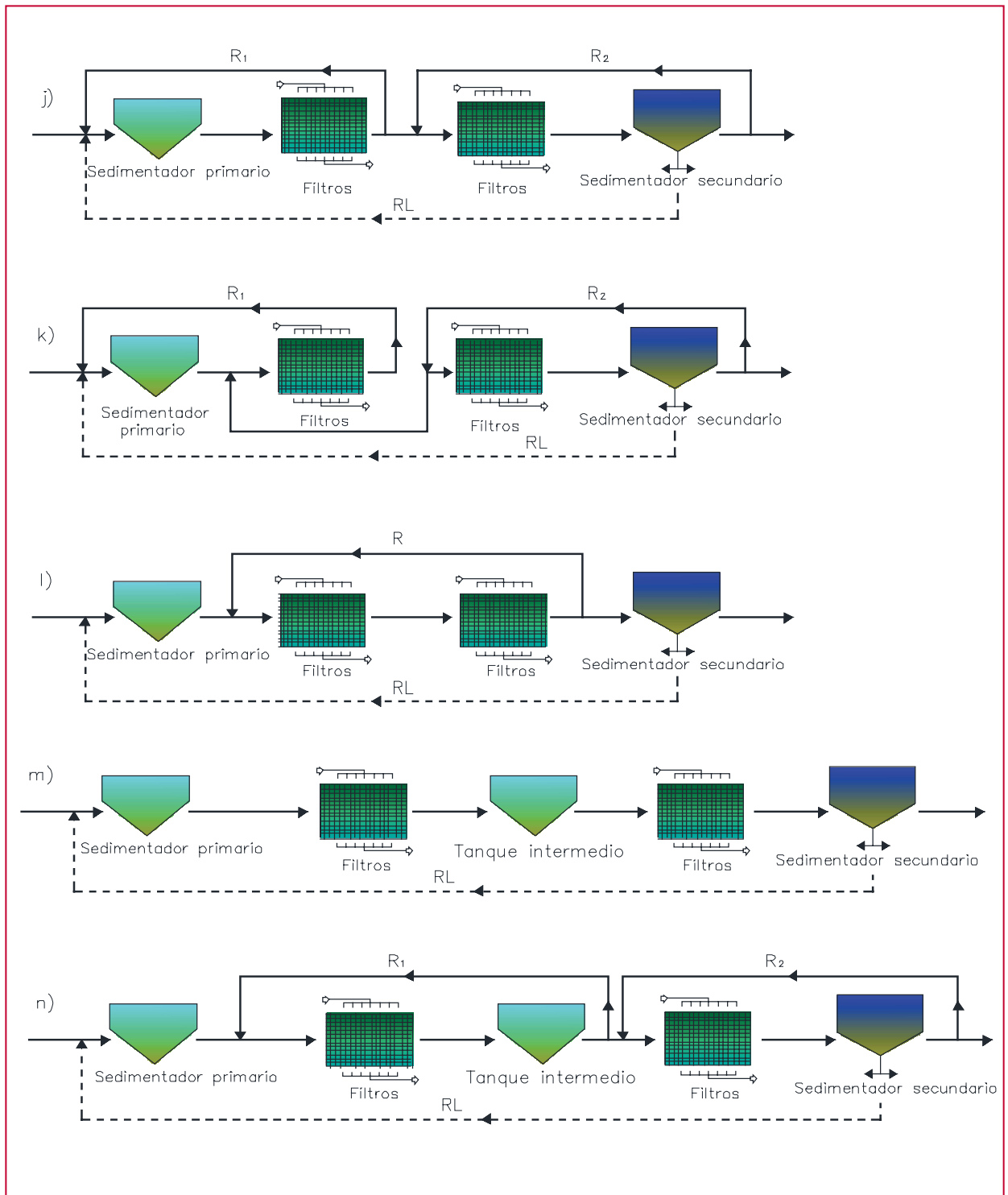


Ilustración 2.9 Diagramas de flujo de PTAR con filtros percoladores de una y dos etapas (Continuación)



variaciones en las cargas aplicadas a un filtro durante un período de 24 horas. La recirculación diluye cargas orgánicas en aguas residuales y suple cargas débiles. Esto ayuda a mantener el filtro en buen estado durante los períodos de fluctuaciones de carga

- La recirculación a través de tanques primarios tiende a diluir las aguas residuales y a reducir la formación de espuma
- Una recirculación proveniente del tanque de sedimentación secundaria permite eliminar lodos y reducir el agotamiento de oxígeno en el efluente de la planta.
- La recirculación mejora la distribución sobre la superficie del filtro, reduce la tendencia de obstrucción y, si es lo suficientemente alta, ayuda en el control de moscas. Estas ventajas con frecuencia aseguran un mejor grado de tratamiento con sólo un ligero aumento en el costo operativo.

Los beneficios de la recirculación directa se logran reduciendo la velocidad del distribuidor. Sin embargo, recircular el efluente a través de sedimentadores, ya sean primarios, intermedios, o secundarios, mejora el rendimiento debido a que una porción de la carga y de la demanda de oxígeno se elimina en el sedimentador. Por otra parte, Schulze (1960) llegó a la conclusión de que, sobre una base teórica, la recirculación no era necesaria para mantener o mejorar el rendimiento. A una conclusión similar llegó Howland (1958), que estudió tanto la práctica y los aspectos teóricos de la remoción de DBO por un filtro percolador. Schulze llegó a la conclusión de que el proceso en el FP parece ser de adsorción, donde la carga hidráulica determina

el tiempo de contacto y, a su vez, establece el nivel de eficiencia en el que el sistema opera.

Con base en los antecedentes anteriores la recirculación no beneficia el proceso de remoción de materia orgánica. Sin embargo, si el filtro cuenta con un buen arreglo hidráulico para humectar eficientemente los medios y para lavar el exceso de la biopelícula, la recirculación puede ser beneficiosa.

Las relaciones de recirculación normalmente varían de 0.5 a 4 y en ocasiones especiales, para un agua residual industrial con altos contenidos de sólidos, puede llegar hasta 10 o más.

Una relación de recirculación mayor de 4 no incrementa necesariamente la eficiencia de tratamiento del sistema y es desfavorable en el balance costo-beneficio. Para filtros de piedra se encontró que la recirculación incrementa la remoción por varias razones:

- La materia orgánica se recircula de la salida del filtro y es tratada por éste más de una vez
- El agua de recirculación regula las variaciones de carga orgánica al filtro
- La recirculación a tanques primarios, reduce el contenido de natas y sólidos (lodos)
- La recirculación mejora el funcionamiento de los brazos distribuidores y reduce la tendencia al taponamiento, ayuda al control de moscas
- Lo más importante es que la recirculación incrementa la eficiencia de la humidificación de la biomasa (la pérdida de humedad de la biomasa afecta sensiblemente al proceso)

Los estudios de Dow Chemical Company demostraron que se requiere aplicar una carga hidráulica de  $0.51 \text{ L/m}^2\text{s}$  para alcanzar la máxima eficiencia en los módulos de plástico de los filtros verticales. Las torres empacadas con medios plásticos de flujo cruzado, de poca profundidad, que utilizan cargas hidráulicas de  $0.11$  a  $0.29 \text{ L/m}^2\text{s}$  presentan una remoción mucho menor que los filtros más profundos.

### 2.2.6 HUMECTACIÓN

Actualmente, los siguientes parámetros de operación son difíciles de definir: el área de Superficie Activa Húmeda (SAH), el Área de Superficie Limpia (ASL), o deficiencia de humidificación (SAH/ASL). Es obvio que los medios con una mala humectación o malas características de humectación no se desempeñarán adecuadamente.

Crine *et al* (1990) estudió el desempeño de la humectación en medios de soporte de grava volcánica y encontró que el área húmeda ( $A_w$ ) se incrementa asintóticamente con respecto a la tasa de flujo del líquido y que la relación  $A_w/A_s$  tiene valores aceptables entre el rango de  $0.2$  a  $0.6$ , cuando el medio de soporte de grava volcánica presenta una alta densidad.

No todos los medios tendrán la misma eficiencia humectante. Un diseñador debe tener en cuenta la humectación mínima de los medios y su superficie para obtener los mejores resultados. Si bien se reconocen estos factores, la información disponible es limitada. La eficiencia y tiempo de residencia están interrelacionados y el tiempo de residencia se considera un factor importante en la eficiencia del tratamiento.

Las correlaciones humectantes que se presentan en la Ilustración 2.10 presentan la tasa de carga hidráulica; por lo que los efectos de dosificación pueden cambiar los resultados. Las diferencias en la capacidad de humectación de los medios y los efectos hidráulicos pueden explicar algunas de las variaciones de los datos. Las mejoras en la capacidad debido a una mayor tasa de flujo hidráulico informado por Dow Chemical Company (1962), como se presentan en la Ilustración 2.11 y también por Albertson y Davies (1984), son importantes para determinar el área superficial de los medios de soporte, que a su vez impacta en su costo de adquisición.

Otra conclusión coherente entre los investigadores, es que el aumento del área superficial de los medios de soporte genera una humectación pobre. Este factor disuade el uso de una mayor superficie en los medios de soporte, a menos que se encuentren medios para mejorar la humectación.

La información disponible, puede ser insuficiente para proyectar si las mejoras en la capacidad de humectación de los medios, se pueden lograr a través de modificaciones de la configuración de los medios. Sin embargo, ésta es suficiente para explicar que la eficiencia de humectación es un factor significativo en el rendimiento y que éste último se ve afectado en un grado desconocido por las prácticas de dosificación. Por lo tanto, es necesario contar con una flexibilidad en la capacidad de dosificación.

### 2.2.7 TIEMPO DE RESIDENCIA

Bruce y Merkens (1970 y 1973) estudiaron el FP de alta tasa y midieron las características de residencia de varios medios y compararon los resultados con la remoción de materia orgánica.



Ilustración 2.10 Superficie específica en contacto con el medio basado en correlaciones de Onda et al., 1968. (Gullicks and Cleasby, 1990<sup>a</sup>)

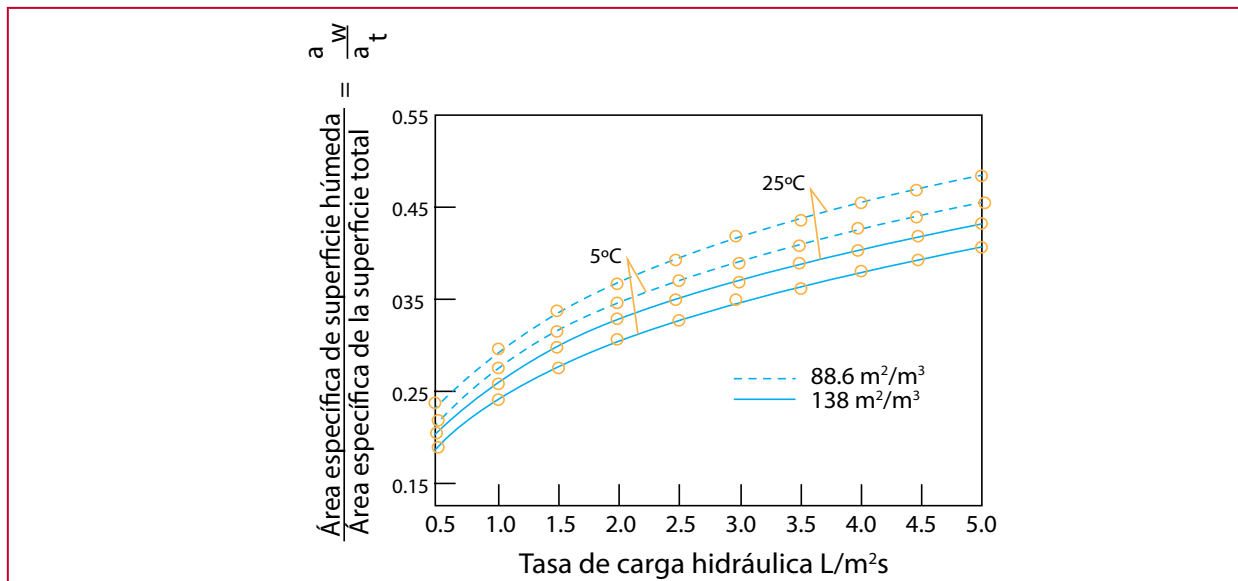
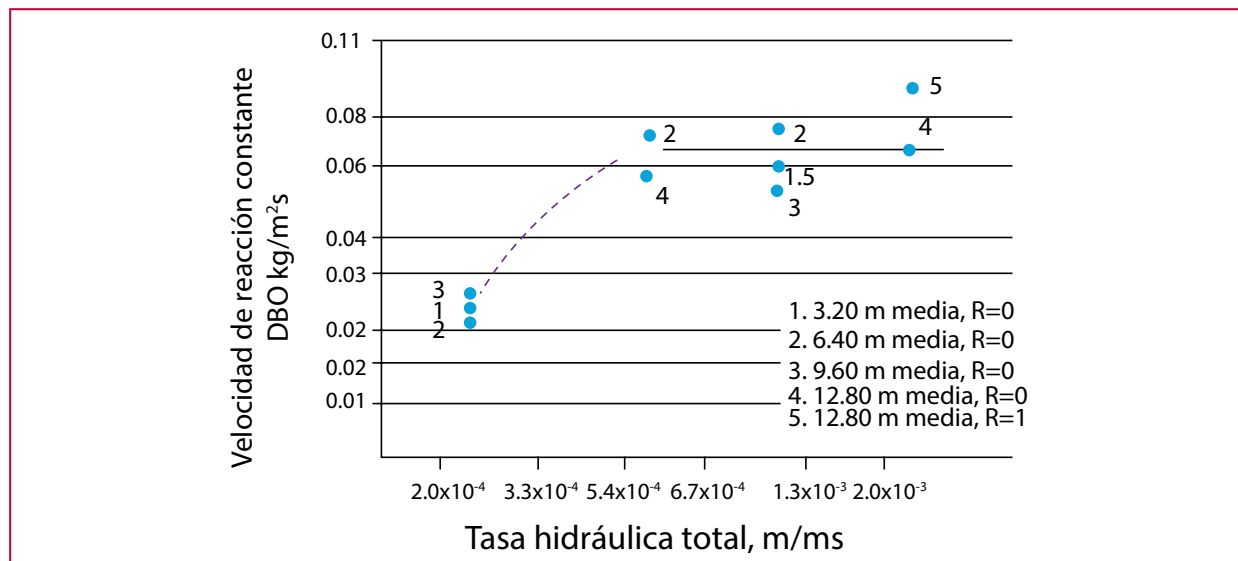


Ilustración 2.11 Efecto de la tasa hidráulica sobre la remoción de DBO a velocidad constante. (Dow Chemical Co. 1962)



Los resultados, se presentan en la Tabla 2.2, y proporcionan un argumento convincente de que el tiempo de residencia es un indicador de la capacidad de rendimiento. Sin embargo, Richards (1984) y Galler y Gotaas (1964) no encontraron una correlación. Esto puede explicarse en parte por las altas cargas orgánicas que se presentan en la Tabla 2.2. La mayor remoción obtenida fue con dos empaques de área superficial alta. Estas áreas de empaque ( $n$  mayor que  $135 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ),

no se emplean para aplicaciones de remoción de demanda bioquímica de oxígeno.

El tiempo de residencia del líquido como una función de flujo se emplea para desarrollar el valor del coeficiente adimensional hidráulico,  $n$ , que se utiliza en modelos o ecuaciones del filtro percolador. Tal relación se presenta en la Ilustración 2.12 (Balakrishnan *et al.*, 1969), donde el tiempo de residencia, con o

sin la presencia de limo, disminuye a un ritmo exponencial como una función de la carga hidráulica aplicada.

Por lo tanto, el tiempo de residencia del líquido debe ser una consideración importante y necesaria para el diseño y la selección de los medios de soporte. Sin embargo, los resultados de los estudios de distribución del líquido a baja velocidad en plantas a gran escal, muestran

que hay otras fuerzas involucradas que reducen la importancia del valor numérico del tiempo de residencia. Gran parte de la base de datos técnicos se fundamentan en un flujo uniforme y continuo de los estudios piloto. Además, muchos de los estudios piloto son demasiado cortos debido a que la maduración de la biopelícula, en ocasiones puede tardar más de 1 año y la estabilización de los sólidos por acumulación/residencia en los medios puede ser mayor.

Tabla 2.2 Efecto del tipo de medio del área de medio y el área de superficie en el tiempo de retención.

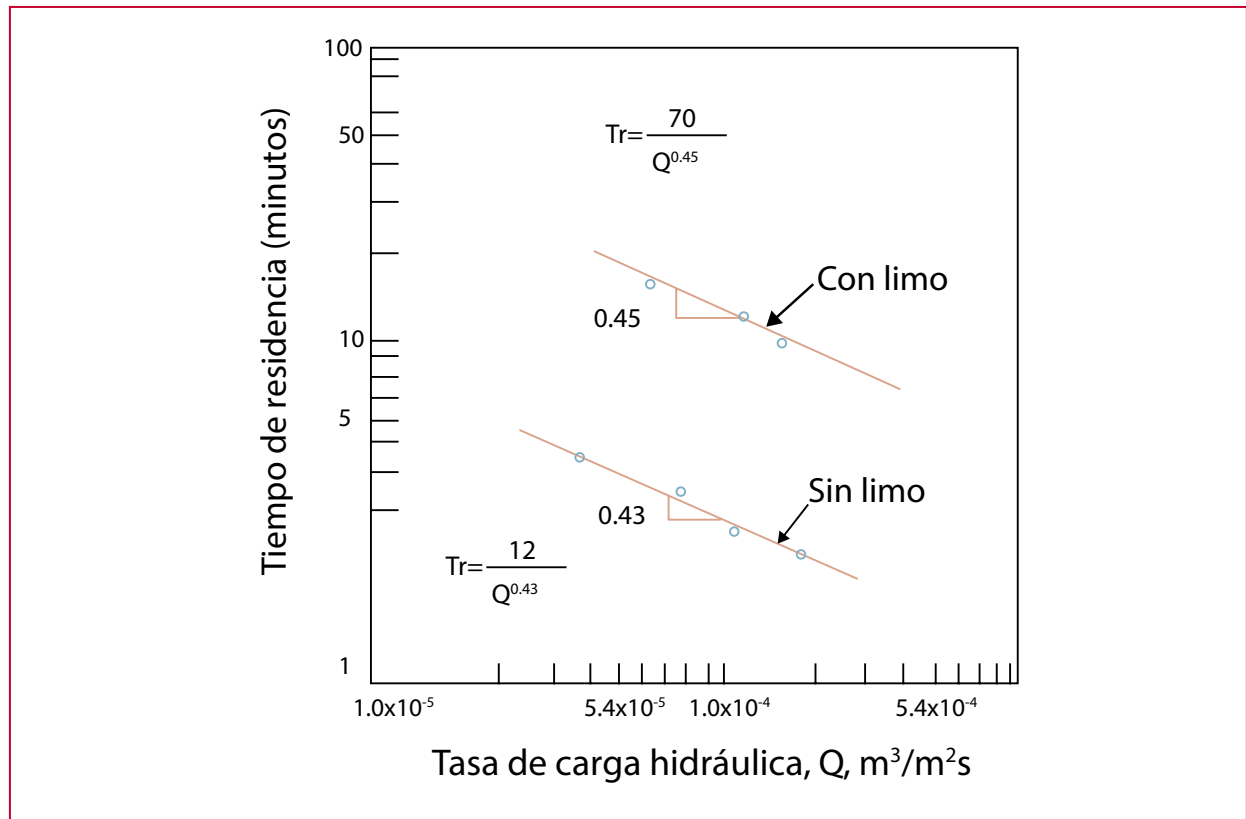
Tipo de medio <sup>a</sup>	Medio A <sub>s</sub> , m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	Traza <sup>b</sup> 16% mínimo	Recuperación del 50% como mínimo	Remoción de DBO <sup>c</sup> %
Escoria	40	0.62	3.2	38.1
Vertical semicorrugado	85	1.10	5.9	56.6
Vertical totalmente corrugado	187	5.9	18.5	77.6
Vertical totalmente corrugado	82	0.95	4.2	46.0
Tubular vertical	220	1.25	8.3	63.0
Roca	40	0.42	2.7	32.8

<sup>a</sup> Todas las profundidades de los medios = 2.1 m

<sup>b</sup> Bromuro radiactivo

<sup>c</sup> Promedio de 8 semanas en funcionamiento

Ilustración 2.12 Relación entre la carga hidráulica y el tiempo de residencia (Balakrishnan et al 1969)



Estos factores pueden cambiar las características del tiempo de residencia: las características de humectación, la dosis y la intensidad de aplicación, y los efectos en tiempo de residencia en la remoción de demanda bioquímica de oxígeno. Por lo que, se requiere de un estudio integral en condiciones de campo. Una vez que se comprenden mejor las interrelaciones, se pueden tomar medidas para optimizar al máximo el funcionamiento y mejorar el diseño y el rendimiento de los medios de soporte.

## 2.2.8 HIDRÁULICA DEL FILTRO PERCOLADOR

El método y la operación de los equipo usados en los FP para las aguas residuales tendrán efectos significativos en el tiempo de residencia del líquido, en la eficiencia, en la producción de olores, en el desprendimiento de biopelícula, en la oxigenación, y en otros factores que afectan a la capacidad del filtro para eliminar DBO y producir una biomasa aceptable, con el fin de dar cumplimiento a los requisitos operacionales, estéticos y normativos para un sistema de tratamiento aceptable.

Recientemente se han empleado boquillas de pulverización en algunos filtros de mayor edad y en los sistemas de filtro que utilizan listones de madera en tanques rectangulares. Sin embargo, esta boquilla de pulverización estacionaria no proporciona un uso eficiente en el filtro. Se estima que la pérdida en la capacidad del filtro puede llegar a 25 o 40% del volumen total, basada en los resultados de los estudios piloto a escala completa (Gerlich, 1967).

En las plantas a gran escala por lo general se utilizan distribuidores rotativos con un ciclo de dosificación de 15 a 60 segundos. Richards

(1984) encontró que ciclos de dosificación de 5 a 12 s, proporcionan tiempos de residencia diferentes a los que resultan de aplicar una dosificación continua, pero el rendimiento fue el mismo con la misma carga orgánica.

Gerlich (1967) encontró que a escala completa se obtiene 40 por ciento más de eficiencia volumétrica que en el estudio piloto, que abarca un año de operación. Si bien, se reconocen las limitaciones de los estudios piloto, muchas suposiciones técnicas de la práctica del diseño en el FP han evolucionado a partir de estos estudios. Además, un estudio de 6 meses no se presenta la bioacumulación a largo plazo en los medios de soporte.

El Spülkraft, como se presenta en la normativa alemana, se utiliza para describir la intensidad de dosificación. La Intensidad de rociado (SK) es la profundidad del agua (mm) depositada por un brazo distribuidor en un paso o revolución o giro.

La expresión para la SK es la siguiente:

$$SK = \frac{[(q + r)(1000 \text{ mm}/m)]}{[(a)(n)(60 \text{ min}/h)]} \quad \text{Ecuación 2.2}$$

dónde:

- SK = Intensidad del rociado (mm/paso de un brazo)
- $q + r$  = Carga hidráulica promedio ( $\text{m}^3/\text{m}^2 \text{ h}$ )
- $a$  = Número de brazos
- $n$  = Velocidad de rotación (rev/min)

Lumb y Barnes (1948) fueron acreditados por Tomlinson y Hall (1955) como los primeros investigadores en reconocer que la eficiencia y la capacidad del FP mejoraron al reducir la velocidad de los distribuidores rotativos.

Hawkes (1963) resume los resultados de los estudios de la década de 1940 y de principios de 1950, que demuestran que los FPs de roca, que dosifican cada 30 a 55 minutos, superaron a una operación más convencional de 1 a 5 rev/min. No sólo los filtros generan una mejor biopelícula, como se presenta en la Ilustración 2.13, sino que también se controlaron las moscas. También, se controlaron los olores, probablemente debido a la reducción en la acumulación de lodos. Albertson y Davies (1984) resumen las investigaciones de la década de 1960, que indican que la desaceleración del distribuidor reduciría el almacenamiento de una biopelícula excesiva; reduce los olores; y podría mejorar el funcionamiento, el rendimiento y la aceptabilidad de los filtros de medios plásticos.

También se lograron altas tasas de nitrificación, que pudieron ser logradas por lo siguiente: aumento de la oxigenación debido a un medio de comunicación más abierto y limpio; aumento de la oxigenación debido al flujo intermitente (Suschka, 1987) que mejora la eficiencia de humectación debido a un mayor flujo instantáneo (Onda *et al*, 1968 Honoso *et al*, 1980), y biomasa más activa; y tal vez otros factores no reconocibles en este momento.

El flujo intermitente (periodicidad de dosificación) y de lavado ha mejorado la operación del distribuidor lento sin importar si la carga es alta o baja.

En condiciones normales de operación un distribuidor promedio tiene una SK de 2 a 10 mm/paso, sin embargo, si se aplica una SK de 20 a 750 mm/paso se puede mejorar el rendimiento del filtro percolador. Esta conclusión se basa en

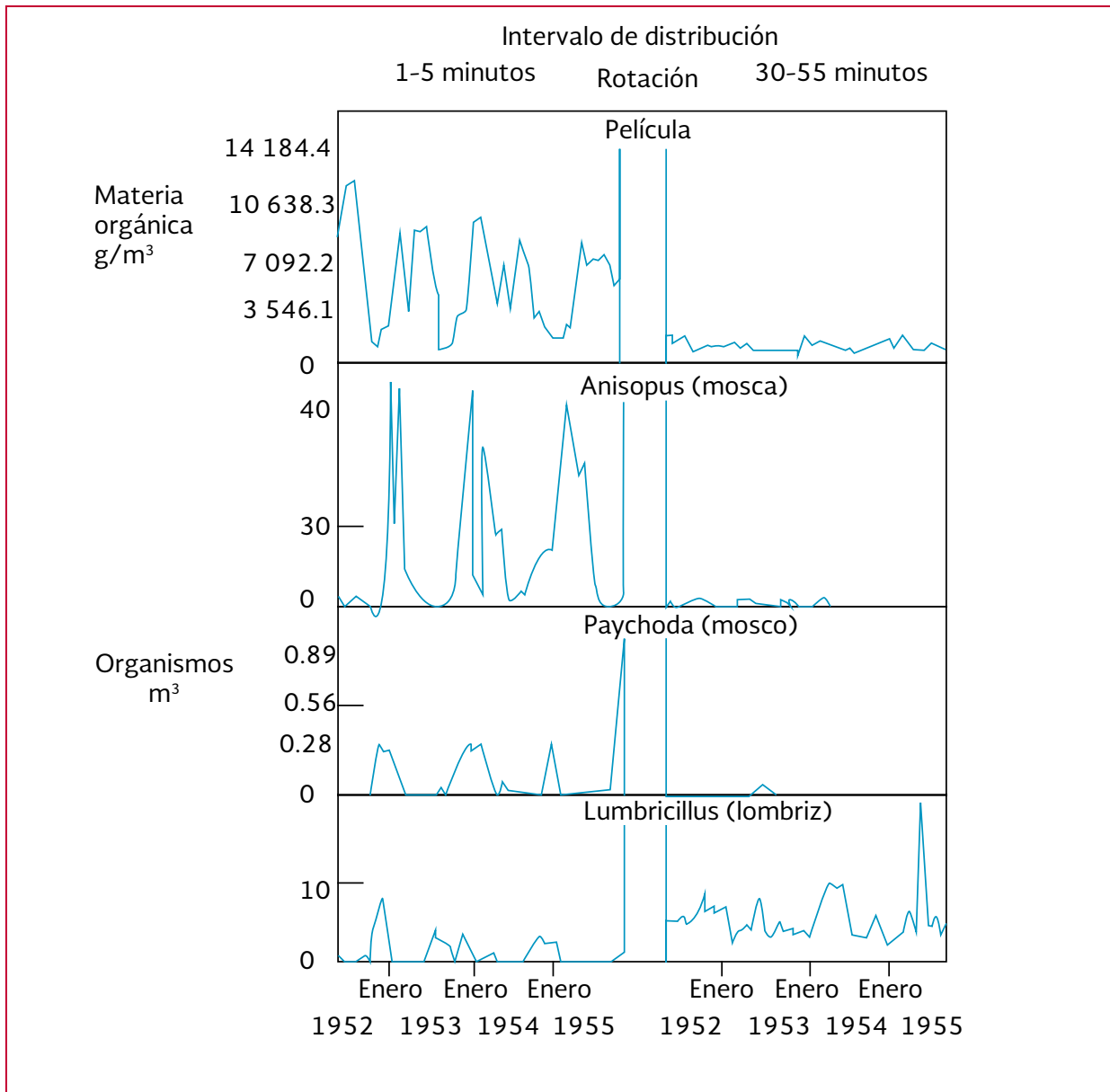
la experiencia de varias instalaciones en donde se ha disminuido la velocidad de distribución.

Un aumento en la SK resultará en una disminución en el tiempo de residencia del líquido en los medios, que puede resultar en una reducción de la capacidad. Para determinar si una alta operación de la SK eliminará sólidos, se debe detener el distribuidor y medir en el efluente los SST durante 3 a 4 horas. Si en el efluente aumentan los SST más del 300% respecto al promedio normal, la operación podría beneficiarse con un lavado diario. Sin embargo, ha habido situaciones en las que es difícil eliminar por medios hidráulicos la acumulación de biomasa. En estos casos, un diseñador debe considerar la adición de agentes bioactivos para romper las acumulaciones. Por lo general, los malos resultados y los olores fuertes son indicadores de estos depósitos excesivos.

Estos depósitos se pueden formar en todo tipo de medios. Sin embargo, los medios que fomentan el flujo transversal de líquido pueden ser los más vulnerables.

Los operadores de las plantas en las que se aumentó el SK observaron lo siguiente: un mejor rendimiento o más estable; una notable reducción de olores; y la reducción o eliminación de los ciclos de desprendimiento de los sólidos suspendidos totales. Estos resultados también sugieren que la adopción de este sistema de operación mejora el rendimiento en todo tipo de medios. Las primeras 2 a 10 semanas de funcionamiento con una SK alta pueden ir acompañadas de sólidos en el efluente, como de una purga excesiva de sólidos, también será mas alta la DBO y por lo general anaerobia, los

Ilustración 2.13 Control del crecimiento de la biomasa y de moscas con dosificación de baja frecuencia (Hawkes, 1963)



sólidos no son fácilmente sedimentables y la materia orgánica puede estar presente dentro de la estructura de la biomasa desprendida.

En la Tabla 2.3 se presentan recomendaciones para la Spülkraft. Estas SK a veces se pueden lograr con propulsión hidráulica, pero rara vez de forma confiable. Por otra parte, en la Ilustración 2.14 se presentan las unidades de distribución eléctrica que ofrecen el grado de control necesario para buscar y encontrar la

óptima SK y prever un lavado periódico de alta SK del medio de soporte usando temporizadores y disposiciones de accionamiento de velocidad variable.

Muchas instalaciones han reducido eficazmente sus problemas de exceso de biomasa mediante la colocación de jets orientados hacia adelante en sus distribuidores. No obstante, no se cuenta con mucha información, por lo que los valores que se presentan de la Tabla 2.3 son conservadores. Los

filtros que se diseñen con estos valores tendrán suficiente rango para cubrir incluso problemas graves. El enfoque orientado hacia delante (jet) no cumple con estos valores. En consecuencia, el diseñador de la planta y el operador deben tener en cuenta la gravedad del problema (existente o anticipada) antes de seleccionar un sistema de dosificación.

Albertson (1991 y 1995) encontró que al bajar la velocidad del distribuidor de un minuto por revolución (min/rev) a 8 o 10 min/rev se obtuvo una reducción del nitrógeno amoniacal (N-NH<sub>4</sub>) de 6-10 mg/L a 1-3 mg/L en el efluente. Varios meses después, el N-NH<sub>4</sub>, disminuyó entre 0.5-1.0 mg/L cuando los distribuidores fueron regresados a su velocidad original. Por lo que, se concluye que una velocidad más lenta del distribuidor (alta SK) reduce la residencia de líquidos y también resulta en la eliminación de N-NH<sub>4</sub> en el filtro y en el aumento de la eficiencia global de los medios. Es decir, la residencia reducida por períodos de carga bajos podría mejorar el crecimiento de la biomasa en las zonas inferiores del filtro. Un enfoque para controlar la SK es variándola sobre una base diurna como una función inversa de la carga. Este enfoque proporciona un tratamiento óptimo (baja SK) en los períodos de alta carga y lavado y alta SK en los períodos de carga baja.

En la Ilustración 2.15 se presenta el perfil de la operación de la SK como una función inversa de la carga.

La SK operativa se desarrolló a partir de la siguiente expresión:

$$SK = L \left( \frac{Q}{Q_A} \right)^{-X} \quad \text{Ecuación 2.3}$$

dónde:

- L = Factor de carga/constante, mm/paso
- Q = Caudal del efluente instantáneo o tasa de carga, L/s o L/m<sup>2</sup> s
- Q<sub>A</sub> = Flujo del afluente diario promedio o tasa de carga, L/s o L/m<sup>2</sup> s
- X = Factor de atenuación

En la Ilustración 2.16 Suschka presenta una representación esquemática de la película líquida. La hipótesis de Suschka es una explicación razonable y probable del porqué del uso poco frecuente de las películas líquidas y de la dosificación de alta intensidad, siguiendo el concepto de la Spülkraft.

El reequipamiento de distribuidores del tipo propulsión hidráulica por accionamiento eléctrico es relativamente sencillo y se puede hacer a un costo moderado sin mayores problemas. Los diseñadores de las nuevas

Tabla 2.3 Recomendaciones preliminares para las tasas Spülkraft

Carga de la demanda bioquímica de oxígeno Kg/(m <sup>3</sup> d)	Funcionamiento spülkraft, mm/paso	Lavado spülkraft, mm/paso
0.25	10-30	≥ 200
0.50	15-45	≥ 200
1.00	30-90	≥ 300
2.00	40-120	≥ 400
3.00	60-180	≥ 600
4.00	80-240	≥ 800

Ilustración 2.14 Sistema de control de la unidad de distribución eléctrica

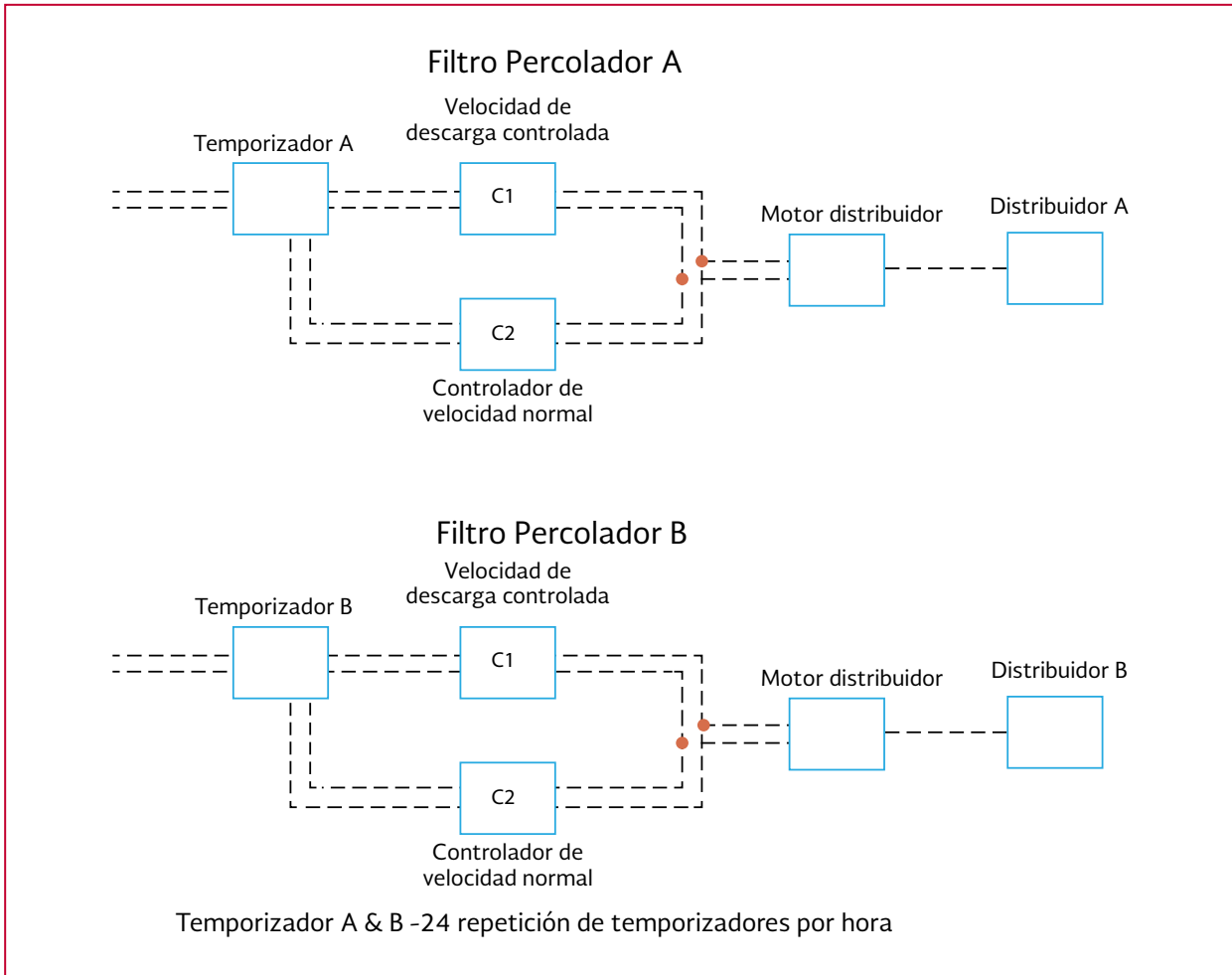
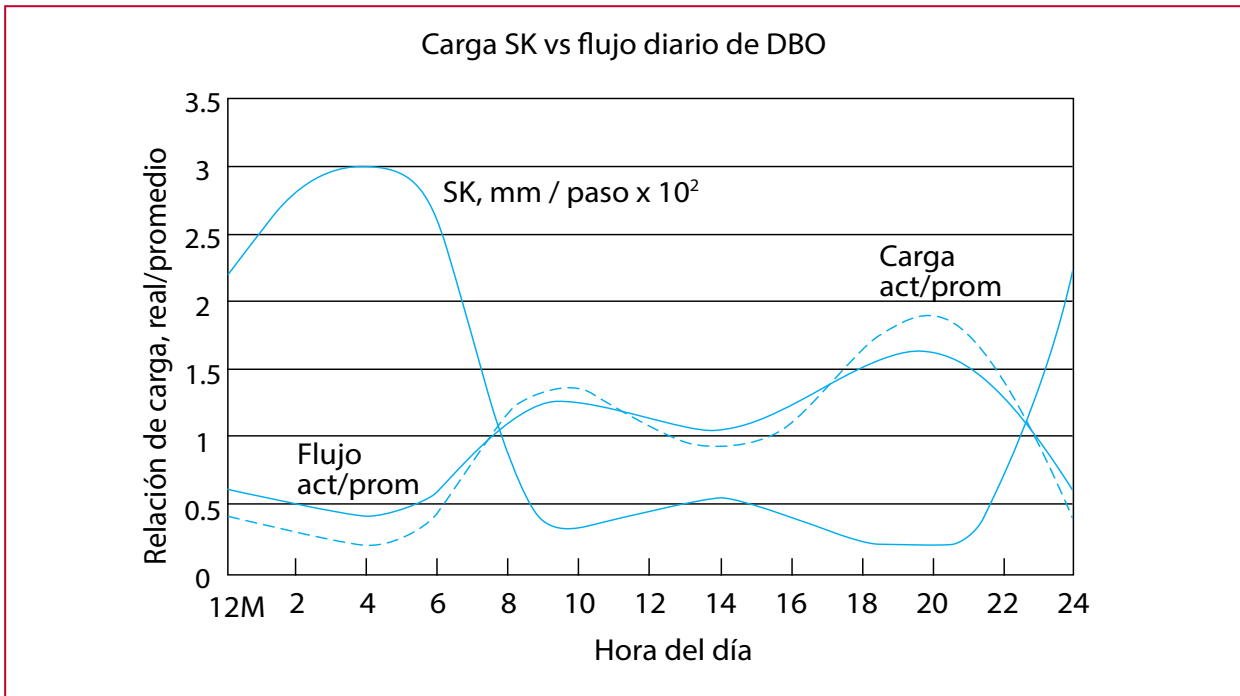


Ilustración 2.15 Modelación Spülkraft (SK) en función del caudal y carga



plantas deben considerar el valor y las ventajas que ofrecen las unidades de distribución de velocidad variable. Los beneficios incluyen mejor rendimiento, menores olores, menor energía para la recirculación y reducción de organismos molestos, y la eliminación de desprendimientos. Estos beneficios deben ser analizados y comparados con el aumento del costo por el incremento en el número de unidades de accionamiento hidráulico y por el pequeño aumento en el mantenimiento requerido para éstas.

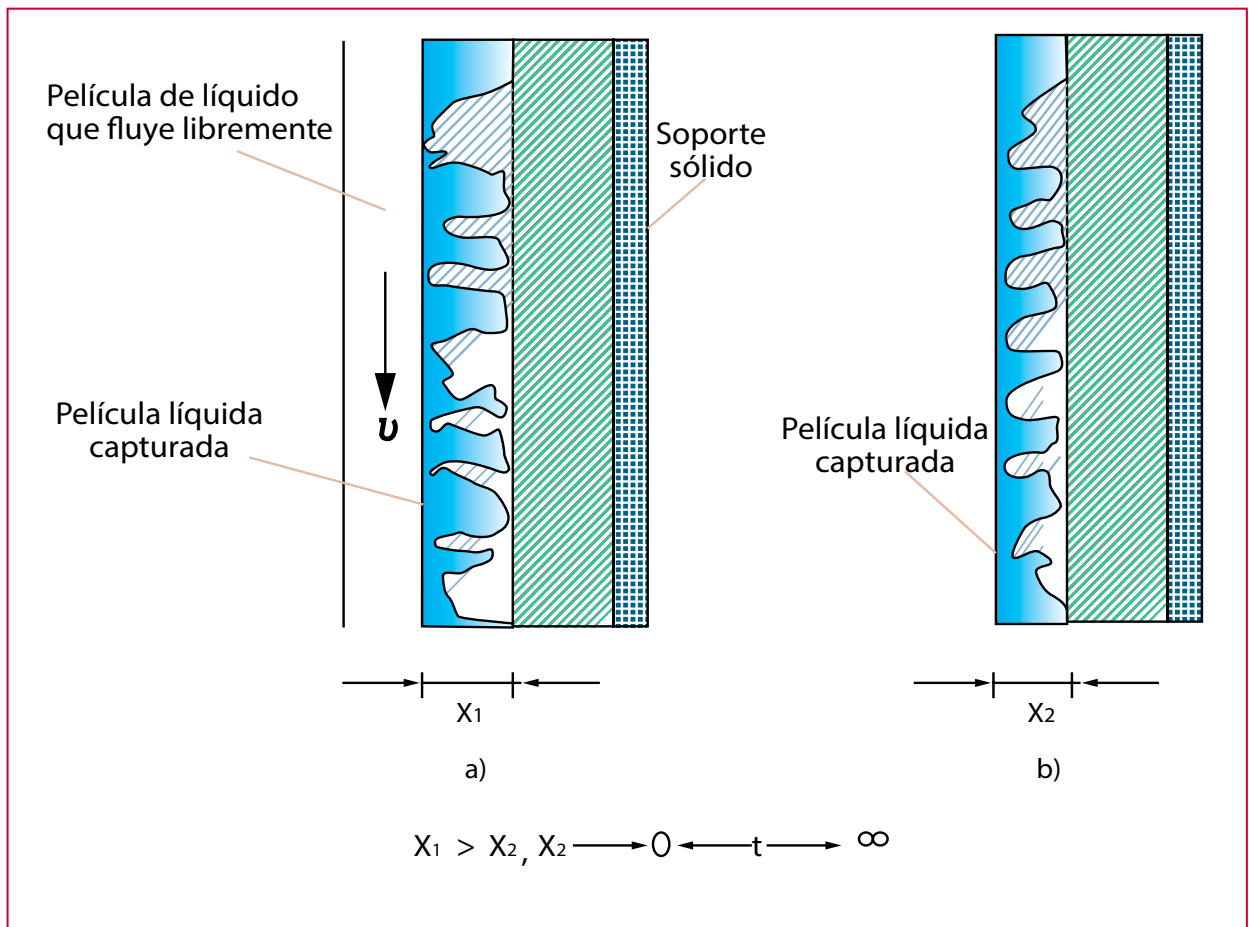
Se puede mejorar el rendimiento de las unidades de boquilla fija si se implementa una dosificación intermitente siguiendo el concepto de la SK. Sin embargo, no es posible desarrollar

una distribución uniforme sobre la superficie con este tipo de boquillas. Por otra parte, el mantenimiento de la boquilla (ensuciamiento) es un problema continuo para los operadores.

### 2.2.9 VENTILACIÓN Y TRANSFERENCIA DE OXÍGENO

En un proceso biológico aerobio son bien conocidas las necesidades de oxígeno para mantener la actividad microbiana, sin embargo, en los filtros percoladores sólo ha habido un esfuerzo menor para determinar las necesidades de oxígeno. Incluso cuando los filtros han producido olores, que son una medida relativamente fiable de las condiciones anaerobias, los diseñadores profesionales

Ilustración 2.16 Efectos del periodo de dosificación durante la transferencia de oxígeno y espesor liso: película de líquido, a) dinámica y b) estática, después de la interrupción del flujo





típicamente han elegido depender de la corriente de aire natural.

La ventilación de filtros es importante en el mantenimiento de las condiciones aerobias necesarias para garantizar un tratamiento eficaz. Por lo que se hace indispensable contar con túneles apropiados, diferencia de temperatura entre el aire y la corriente del agua residual para proporcionar una corriente de aire natural, que a menudo es suficiente para producir la aireación necesaria. Sin embargo, en muchos casos, puede haber períodos de poca o ninguna diferencia en las temperaturas del aire y del agua residual, como resultado el flujo de aire cesara. Estos periodos suelen ocurrir en la mañana y por la tarde, en la primavera y en el otoño. Muchos de los problemas de olor reportados ocurren durante este período y son más comunes en los tiempos más cálidos.

Los drenajes y canales del efluente deben tener la capacidad adecuada para permitir el libre flujo de aire. La instalación de conductos de ventilación en la periferia del filtro, las extensiones de drenajes a través de las paredes laterales de filtro, pozos de ventilación, persianas en la pared lateral de la torre cerca del desagüe inferior, y la descarga de efluentes del filtro a un canal abierto o tuberías parcialmente llenas son dispositivos pasivos que han sido utilizado para proporcionar ventilación. Sin embargo, estos métodos pueden ser inadecuados si se requiere alto rendimiento o las fuerzas de la corriente de aire natural son bajas.

Los fabricantes de soportes de plástico para FP recomiendan  $0.1 \text{ m}^2$  de área de ventilación entre cada 3 a  $4.6 \text{ m}$  en la periferia de la torre para aguas residuales municipales y de 1 a  $2 \text{ m}^2$  por cada  $1\ 000 \text{ m}^3$  de los medios. Las normas

para obras de aguas residuales recomiendan que las aberturas de entrada en los filtro de roca, tengan un área combinada no sumergida de al menos 15 % del área superficial del filtro y que el tamaño de los desagües, canales y tuberías no deben ser mayores del 50% de su área de sección transversal, la cual será sumergida bajo la carga hidráulica de diseño.

En el FP contar con ventilación mecánica tiene los siguientes beneficios; destruir compuestos olorosos de las aguas residuales, prevenir la excesiva ventilación durante los períodos de invierno, cuando hay un alto diferencial en las temperaturas de aire-agua, si el flujo es descendente se controla el problema de generación de olor. Los filtros percoladores con este sistema de ventilación se están utilizando para desodorizar los gases de las unidades de tratamiento de aguas residuales, las operaciones de composteo y, de estaciones de bombeo (Hicks, 1970, y Pomeroy, 1963).

Albertson y Okey (1988) resumen la literatura en relación con las tasas de ventilación de los FPs y, con base en el trabajo de Suschka (1987), Gonenc y Harremoës (1981), Harremoës *et al.* (1981), Mehta *et al.* (1972), y Schroeder y Tchobanoglous (1976), llegaron a la conclusión de que los FP operen normalmente en condiciones limitantes de oxígeno. Benzie *et al.* (1963) observaron que el rendimiento disminuyó en los filtros de roca cuando las temperaturas del aire y de agua eran las mismas y que el filtro se estancó; es decir, se generan olores. Benzie señaló que el rendimiento se reduce por las condiciones de estancamiento que se producen habitualmente en los FPs y por lo que la eliminación/oxidación de la materia orgánica puede ser impedida en la porción superior de alta carga de los medios de soporte.

El suministro de oxígeno puede ser inadecuado en las porciones altamente cargadas de biopelícula del FP, a pesar de que el suministro total de oxígeno sea adecuado. Este tipo de situaciones no puede solucionarse plenamente por el aumento de la ventilación, por lo que es necesario incluir el control de la SK y de la recirculación. Por otra parte, si un FP con medios de roca está limitado de oxígeno es recomendable sustituir la roca por medios de alta densidad para aumentar la capacidad de remoción de materia orgánica.

Cuando el flujo de aire se rige por convección, la pérdida de carga a través de los medios y del drenaje inferior estará en equilibrio con la diferencia en peso entre una columna de aire igual a la altura de la torre. El aire, no tiene por qué ocupar totalmente el espacio para producir una presión igual a la altura del filtro percolador. Por lo tanto, la fuerza motriz de la corriente natural o la pérdida de carga de aire que pasa a través del desagüe inferior y del filtro se puede expresar de la siguiente manera:

$$\frac{\Delta P}{\varphi} = D \left( \frac{\varphi_0 - \varphi}{\varphi} \right) \text{ ó } \Delta P = D(\varphi_0 - \varphi)$$

Ecuación 2.4

dónde:

- $\Delta P$  = Caída de presión o fuerza motriz, kPa
- $D$  = Profundidad de los medios, que incluye desagüe inferior, m
- $\varphi_0$  = Densidad del aire exterior, kg/m<sup>3</sup>
- $\varphi$  = Densidad media del aire en la torre, en kg/m<sup>3</sup>

La densidad media del aire depende de su recorrido a través de los medios antes de que alcance el equilibrio con la temperatura de las aguas residuales. La densidad del aire húmedo se puede

determinar a partir de la siguiente ecuación:

$$\varphi = \frac{PM}{0.73(t_d + 460)} \quad \text{Ecuación 2.5}$$

dónde:

- $P$  = Presión de aire estándar, 1.0 atm a nivel del mar
- $M$  = Peso molecular del aire húmedo
- $t_d$  = Temperatura de bulbo seco, ° C

El peso molecular del aire húmedo sobre una base de masa está dada por:

$$M = \frac{522(1 + H)}{18.02 + 28.97H} \quad \text{Ecuación 2.6}$$

dónde:

- $H$  = Humedad del aire, kg H<sub>2</sub>O/kg aire

En la Tabla 2.4 se presentan los cálculos de la corriente de aire natural en equilibrio con el agua residual a 21°C, durante un período de 12 horas. El aire en la torre se supone que está saturado, y que es una función de la temperatura relativa, de la profundidad de los medios, y del flujo de aire. Cuando el aire está más caliente que el agua, se llega a la saturación más fácilmente que cuando se enfría (es decir, más rápido de lo que sería si el aire se calienta).

En la Tabla 2.5 se presenta la información del aire para una torre de medio superficial y profunda. El tiro natural en torres de poca profundidad puede ser casi nulo, y es fácil ver cómo puede producirse un estancamiento si los puertos de entrada de aire o desagües inferiores ofrecen resistencia al flujo de aire. Mientras que a una profundidad de 1.2 m, de un filtro de 6 m, sólo se requiere del 20% del flujo de aire/m<sup>2</sup> con la misma carga volumétrica, el flujo de aire puede seguir siendo una preocupación importante debido a la extremadamente baja  $\Delta P$  disponible.

Tabla 2.4 Densidades relativas de la torre, aire y fuerzas de corriente de aire

Tiempo (S)	Condiciones ambientales			Aire, peso molecular	Densidad <sup>b</sup> del aire kg/m <sup>3</sup>	$\rho_o - \rho^b$ kg/m <sup>3</sup>	Corriente de aire natural $\Delta p/D$ , <sup>b</sup> kpa/m
	T, °C	Saturación %	H, kg/kg				
---	21	100	0.016 2	28.69	1.189	---	---
0 900	16	60	0.006 6	28.85	1.218	+0.029	+0.000026
1 100	18	70	0.009 0	28.81	1.205	+0.016	+0.000155
1 300	21	75	0.012 0	28.76	1.190	+0.001	+0.000016
1 500	24	80	0.015 0	28.71	1.177	-0.012	-0.000106
1 700	27	70	0.015 3	28.71	1.166	-0.023	-0.000022
1 900	21	80	0.012 8	28.75	1.190	+0.001	+0.000016
2 100	16	80	0.008 8	28.82	1.216	+0.027	+0.000269

<sup>a</sup>T = Temperatura y H = humedad

<sup>b</sup> Tiro natural: la caída de presión (kPa) por m de profundidad torre, (D) donde  $\rho_o$  = densidad del aire exterior a temperatura, (T) y humedad (H) y  $\rho$  = Densidad del aire saturado a la temperatura del agua de 2°C en la torre, 1.189 kg/m<sup>3</sup>.

Schroeder y Tchobanoglous (1976) presentan una ecuación que no toma en cuenta la humedad para determinar la presión de conducción natural. Además, sugirieron el uso de un valor más conservador para  $\Delta T$ , que sería la media logarítmica de la temperatura ( $T_m$ ) entre la temperatura más alta ( $T_1$ ) y la temperatura inferior ( $T_2$ ):

$$T_m = \frac{T_1 - T_2}{\ln\left(\frac{T_1}{T_2}\right)} \quad \text{Ecuación 2.7}$$

$$\Delta P = 7.64 \left( \frac{1}{T_0} - \frac{1}{T_m} \right) D \quad \text{Ecuación 2.8}$$

dónde:

$\Delta P$  = Carga de presión de conducción natural, mm H<sub>2</sub>O

$T_o$  = Temperatura exterior, °R

$T_m$  = Temperatura del agua, °R

D = Profundidad torre, m

°R = °F + 460

La condición anterior puede generar corrientes de aire natural (fuerzas de conducción) de aproximadamente del 40 a 60% de las calculadas a partir de la Ecuación 2.3 y proyecta una tasa de flujo de aire sensiblemente inferior.

Normalmente, el período de máxima demanda de oxígeno es a menudo el período de fuerza motriz más bajo, el cual se da por una corriente de aire natural. Por lo tanto, la mayoría de los filtros sufren de suministro de oxígeno al menos una parte del año. Las temperaturas del aire y del agua son típicamente más cercanas en primavera y otoño, y los olores son más comunes. Benzie *et al.*, observaron que los olores son causados por el estancamiento del aire.

Muchos de los filtros de roca han sido reemplazados con medios plásticos, pero han utilizado el sistema de bloques de desagüe subterráneo existente con cargas más altas. Si el drenaje inferior no puede soportar el aumento de la tasa de flujo de aire requerido, el rendimiento en la remoción de materia orgánica se verá disminuido.

La eficiencia de eliminación de la materia orgánica volumétrica de algunos filtros poco profundos de piedra, (Deis *et al.*, 1985, y Drury *et al.*, 1986) es significativamente más pobre que en los filtros profundos de los medios de Flujo Cruzado (FC). Una posible causa es la limitación de aire, pero no es necesariamente responsable de la baja eficiencia

Tabla 2.5 Corriente de aire en un filtro percolador con medios superficiales y profundos.

Tiempo (S)	$\Delta t$ , <sup>a</sup> °C	Tiro natural Kpa/m d <sup>b</sup>	Tiro natural, kpa/m <sup>a</sup>	
			D = 1.2 m	D = 6.1 m
0900	-23	+0.000286	+0.00034	+0.00174
1 100	-21	+0.000155	+0.000 19	+0.00092
1 300	-18	+0.000016	+0.00002	+0.00010
1 500	-15	-0.000106	-0.00013	-0.00065
1 700	-12	-0.000220	-0.00026	-0.00134
1 900	-18	+0.000016	+0.00002	+0.00010
2 100	-23	+0.000269	+0.00032	+0.00164

<sup>a</sup> Temperatura ambiente - la temperatura del agua

<sup>b</sup> D = profundidad de la torre.

del tratamiento, también se deben considerar las bajas tasas de aplicación hidráulicas.

Hay poca información para definir la cantidad de flujo de aire que corre de forma natural en los filtros percoladores a través de la roca o del plástico. La velocidad del aire a través de las torres es baja, excepto cuando hay una gran diferencia entre las temperaturas del aire y del agua y/o las torres son profundas (de 6 a 12 m). Bryan y Moeller (1960) y Bryan (1983) proporcionaron datos de flujo de aire (Ilustración 2.17) para una unidad de prueba de medio Vertical Totalmente Corrugado (VTC) con una profundidad de 12.8 m. Incluso con esta altura de la torre y un medio de comunicación abierto al 95%, la velocidad varía de +1.2 m/min a -1.2 m/min (se crea una contracorriente de aire por temperaturas bajas) con una diferencia de temperatura de aire/agua de -2 a 8 °C. Esta figura también ilustra el estancamiento del aire que se produce comúnmente en el filtro percolador. Por ejemplo, un FP con una profundidad de 4 m tendrá 31% de la fuerza de accionamiento necesaria y, por lo tanto, es necesario un diferencial de temperatura sustancialmente más alto para proporcionar una velocidad de flujo de  $\pm 1.2$  m/min. Debido a que

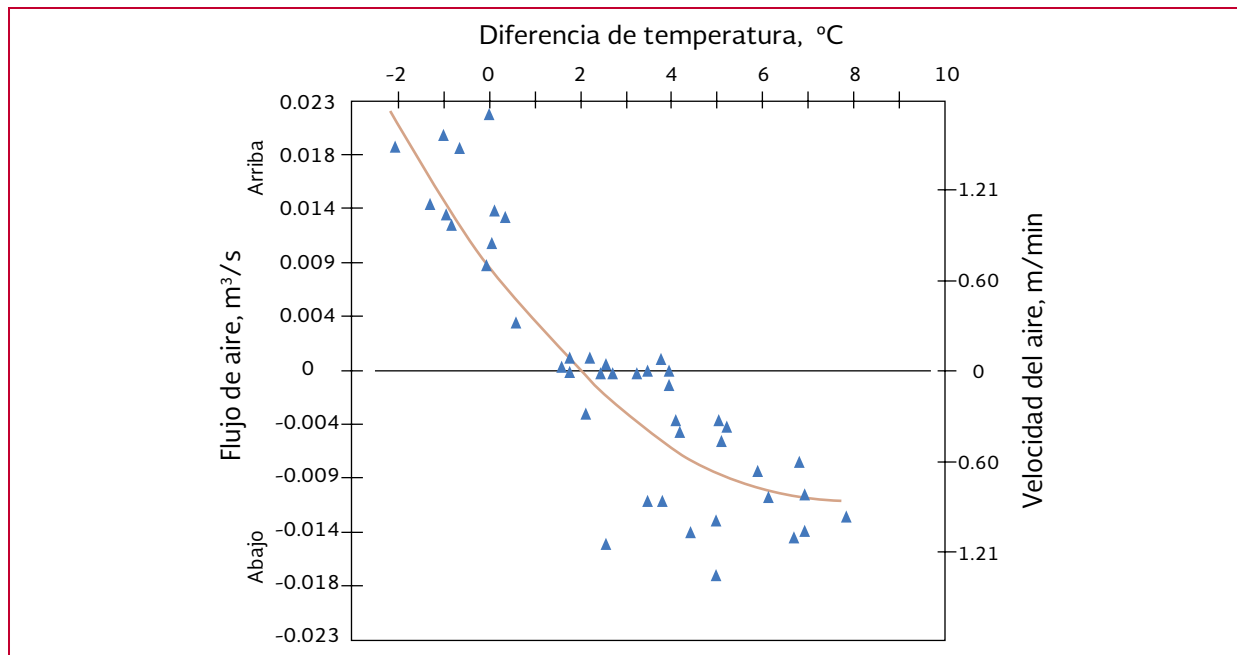
en la naturaleza no se produce una diferencia constante de temperatura, se requiere de ayuda mecánica para lograr una ventilación adecuada.

Dow Chemical Company (1965) establece que al menos un suministro de 20 kg oxígeno/kg demanda bioquímica de oxígeno, o una eficiencia de transferencia de 5%, se debe utilizar para determinar la tasa mínima del aire. Dow Chemical Company también establece que las tasas de transferencia de oxígeno sean del 2 al 3 por ciento.

Los resultados de una torre con una profundidad 12.8 m, citados anteriormente y que se presentan en la Ilustración 2.17 indican velocidades de aire menores de  $\pm 0.61$  m/min durante una diferencia de 0 a 5 °C de temperatura. Una velocidad de aire de 0.61 m/min representa un flujo de aire de 68.6 Nm<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>d en los medios de soporte.

Esto equivale al abastecimiento de oxígeno de 19.5 kg/m<sup>3</sup> d en los medios de soporte. A 5% de eficiencia de transferencia, el oxígeno disponible sería de 0.98 kg/m<sup>3</sup> d, y a un 3% de eficiencia de transferencia, el oxígeno disponible sería de 0.59 kg/m<sup>3</sup>d. En este caso, una carga de 4 y 6 horas

Ilustración 2.17 Efecto de la temperatura sobre la velocidad del aire a través del medio



y de 1.6 kg/m<sup>3</sup>d podría resultar en condiciones de limitación de oxígeno, incluso para una torre de 12.8 m de profundidad. Una transferencia de oxígeno del 3 por ciento, en una carga pico de materia orgánica estaría limitada a 0.80 kg/m<sup>3</sup>d.

Es probable que el reposo o paro del FP pueda ser eliminado para almacenar sustratos solubles durante los períodos de suministro de oxígeno. Sin embargo, los periodos prolongados de suministro inadecuado de oxígeno se traducirán en una reducción en la eficiencia y puede resultar en el desprendimiento de biomasa, lo que también reduce la eficiencia. La materia orgánica del afluente y del efluente se utiliza para determinar la tasa de aire requerido. El libro de Diseño de plantas municipales de tratamiento de aguas residuales (WEF, 1996) ofrece una serie de tres ecuaciones para estimar los requerimientos de flujo de aire.

Para filtros percoladores que eliminan materia orgánica se recomienda una velocidad de transferencia de oxígeno de 5 por ciento (20 kg/kg)

y de 2.5 por ciento (40 kg/kg) para las unidades nitrificantes combinadas o terciarias. El oxígeno requerido para procesar las aguas residuales está en función de la DQO, del rendimiento neto ( $Y_N$ ) y de la DQOS en el efluente. Es decir;

$$\text{Oxígeno} = DQO \text{ afluente} - Y_N DQO - DQOS \text{ efluente}$$

Ecuación 2.9

$$Y_N = \text{Producción neta}$$

Para un sistema de tratamiento de lodos activados, el Rendimiento Neto ( $Y_N$ ) y la concentración en el efluente de DQOS, se aproximan a cero cuando se utilizan tiempos infinitos de residencia medio celular (de sólidos), al mismo tiempo, la demanda bioquímica de oxígeno (DBO) tiende a tomar el valor de la concentración de DQO del efluente. Para filtros percoladores existe una situación similar; como la que se presentan en la Ilustración 2.18, donde la carga (kg/m<sup>3</sup>d) se aproxima a cero; es decir, la DBO se acerca a la DQO del afluente.

Las ecuaciones utilizadas para definir la demanda de oxígeno y el suministro de oxígeno

usando cualquier DQO o entradas de DBO se exponen a continuación:

**Demanda química de oxígeno.**

Carga de demanda química de oxígeno ( $L_c$ ) base:

$$\text{Suministro de oxígeno (kg/kg de DQO)} = (20\text{kg/kg}) [0.40e^{-4.50L_c} + 0.60e^{-0.09L_c}] (fp) \quad \text{Ecuación 2.10}$$

Carga de la demanda bioquímica de oxígeno ( $L_B$ ) base:

$$\text{Suministro de oxígeno (kg/kg DQO)} = (20\text{kg/kg}) [0.8e^{-9L_B} + 1.2e^{-0.17L_B}] (fp) \quad \text{Ecuación 2.11}$$

**Demanda de oxígeno en la nitrificación.**

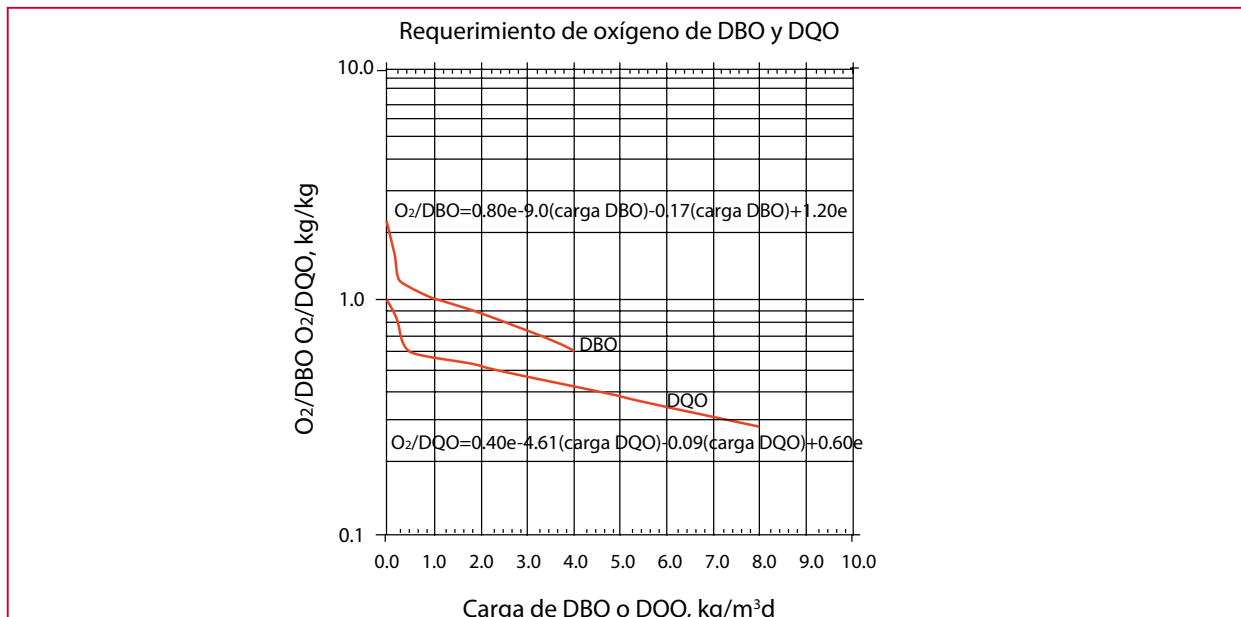
Demanda de oxígeno por carga carbonosa básica:

$$\text{Suministro } O_2 \frac{\text{kg}}{\text{kg DBO}} = (40 \frac{\text{kg}}{\text{kg}}) [0.40e^{-4.50L_c} + 0.60e^{-0.09L_c} + 4.6 \frac{NTK_{ox}}{DQO}] (fp) \quad \text{Ecuación 2.12}$$

Demanda de carga bioquímica de oxígeno:

$$\text{Suministro } O_2 \frac{\text{kg}}{\text{kg DBO}} = (40 \frac{\text{kg}}{\text{kg}}) [0.80e^{-9L_c} + 1.20e^{-0.17L_c} + 4.6 \frac{NTK_{ox}}{DQO}] (fp) \quad \text{Ecuación 2.13}$$

Ilustración 2.18 Requerimientos de oxígeno vs la carga en la demanda química de oxígeno / demanda bioquímica de oxígeno con relación 2.0



dónde:

- $L_c$  = Carga de la demanda química de oxígeno, kg/m<sup>3</sup>d
- $L_B$  = Carga de la demanda bioquímica de oxígeno, kg/m<sup>3</sup>d
- $DQO$  = DQO del afluente, kg/d
- $DBO$  = DBO del afluente, kg/d
- $NTK_{OX}$  = NTK del afluente menos el rendimiento neto del nitrógeno orgánico (N Org) menos el NTK del efluente, kg/d
- $f_p$  = Factor pico, máximo/promedio.

El suministro de oxígeno se basa en una relación de DQO/DBO de dos. La relación DQO/DBO de las aguas residuales puede variar de 1.4 a 2.8., sin embargo, las proporciones para las aguas residuales domésticas, afluente y efluente primario están en el rango de 1.9 a 2.2 típicamente. Los datos de la demanda química de oxígeno son mejores para determinar la necesidad de oxígeno. El caudal de aire de ventilación se basa en la siguiente expresión:

$$Caudal\ de\ aire,\ Nm^3/min = \frac{(Suministro\ de\ oxígeno,\ kg/d) (3.5\ Nm^3/kg\ oxígeno)}{1440\ min/d}$$

Ecuación 2.14

El factor pico para instalaciones grandes puede ser como mínimo de 1.3 y hasta 1.75 para instalaciones pequeñas. Cuando las temperaturas de aguas residuales son de 25 a 35°C, el caudal de aire estándar calculado debe incrementarse aproximadamente en uno por ciento.

La conversión de N a la actual  $a$  para el flujo de aire real a temperatura del aire ambiente (externa) es la siguiente:

$$a = N \left( \frac{273 + T_0}{273} \right) \quad \text{Ecuación 2.15}$$

dónde:

- $a$  = Flujo del aire real, m<sup>3</sup>/min
- $N$  = Flujo de aire estándar, Nm<sup>3</sup>/min
- $T_0$  = Temperatura ambiente del aire, °C

El valor de las pérdidas de carga a través de los medios plásticos es pequeña. El estudio de Dow Chemical Company (1965), indicó que las pérdidas a través de medios corrugados vertical es iguales a:

$$\Delta P = N \left( \frac{v^2}{2g} \right) \quad \text{Ecuación 2.16}$$

dónde:

- $v$  = Velocidad del aire superficial, m/s
- $g$  = Aceleración de la gravedad, 9.8 m/s<sup>2</sup>
- $N$  = Resistencia de la torre, número de pérdidas de carga en la torre
- $\Delta P$  = Pérdidas totales de carga, en kPa

El término,  $N$ , es la suma de todas las pérdidas de carga individuales, salvo aberturas de entrada y de desagüe subterráneo. La pérdida principal será la pérdida de empaque ( $N_p$ ). Los medios verticales de 89 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> tienen una pérdida de empaque ( $N_p$ ) que se calculan con la expresión:

$$N_p = 3.15 De^{(6.62 \exp -5)(L/A)} \quad \text{Ecuación 2.17}$$

dónde:

- $N_p$  = Pérdida de empaque
- $L$  = Líquido de carga kg/h
- $A$  = Área de superficie superior de la torre, m<sup>2</sup>
- $D$  = Profundidad media, m

Donde  $L/A$  es menor de 20 000 kg/m<sup>2</sup>s para una tasa de flujo de aire dada.

Debido a que parece que hay pocos datos para otros medios, se deben utilizar los siguientes multiplicadores para determinar  $N_p$  hasta que los resultados reales de campo están disponibles.

Flujo cruzado 100 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	1.3 x $N_p$
Flujo cruzado 138 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	1.6 x $N_p$
Roca 39-49 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	2.0 x $N_p$
Al azar 100 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	1.6 x $N_p$

Se recomienda el uso de ventiladores de tiro forzado o inducido para proporcionar un suministro seguro de oxígeno. Los ventiladores pueden ser de flujo centrífugo o axial de alta eficiencia. Típicamente, la presión total del ventilador será menor de 0.12 kPa (menor de 0.5" de columna de agua), sin embargo, cada caso debe ser evaluado individualmente.

El consumo de energía de los ventiladores axiales es pequeño. Con 0.12 kPa de  $\Delta P$ , un ventilador axial puede bombear aproximadamente 225 Nm<sup>3</sup> de aire/kW. Con esta condición de operación, el suministro de oxígeno es de 68 000 kg/d y el oxígeno disponible es de 3 400 kg/d con una eficiencia de transferencia del 5 por ciento.

En la corriente de aire natural las pérdidas de carga pueden ser mayores que las requeridas por la corriente de aire mecánica en época de invierno. Por otra parte la distribución mecánica del flujo del aire, en contracorriente del aire natural, puede ser pobre, si no se diseña correctamente.

Con una diferencia de 5.6 °C entre el aire ambiental y la temperatura del agua residual, se provee una corriente de aire natural de 280 veces la  $\Delta P$  necesaria para proporcionar el flujo de aire a través de los medios de soporte. La corriente

de aire natural es adecuada para la mayoría del tiempo de operación, si las entradas de aire no restringen el flujo. Pero no es casualidad que la mayor parte de las quejas de los FP son los olores que se producen en las mañanas y en las tardes de primavera y del otoño, cuando las temperaturas del agua y el aire son similares. Esto puede provocar que la capacidad para predecir la pérdida de carga del sistema puede ser insuficiente o errónea.

Los costos por energía e instalación para los ventiladores mecánicos son bajos y sus beneficios incluyen:

- Rendimiento optimizado
- Funcionamiento estable
- Eliminación de olores por corriente descendiente
- Lavado químico de gases de corriente descendiente, si es necesario, o purificado biológicamente por flujo ascendente a través de una torre secundaria o terciaria

Por otra parte, cuando sólo se dispone de la corriente de aire natural generalmente los FP están limitados de oxígeno. Si bien, cuentan con el diseño de la ventilación, ésta puede ser inadecuada si es de tiro natural, la ventilación mecánica puede superar esta limitación. Las bases para recomendar el uso de la ventilación mecánica o forzada o inducida son los beneficios antes citados y el control de la corriente de aire natural.

## 2.2.10 SEDIMENTACIÓN

Para alcanzar los niveles adecuados de SST y DBO en el efluente se requiere una sedimentación posterior. La clave para la obtención de un



efluente de buena calidad es la aplicación de diseños modernos de sedimentadores con energía disipada en la entrada, pozos centrales de alimentación, mamparas con tasas de desbordamiento adecuadas y con canaletas bien diseñadas en cuestiones de profundidad.

El diseño de sedimentadores eficientes para los efluentes de filtros percoladores ha sido por muchos años escaso.

La sedimentación de SST del efluente se ve afectada por la carga superficial del filtro, es decir, los  $\text{kg DBO}/\text{m}^2 \text{ d}$ , donde esta carga sería el análogo a la relación Alimento/Microorganismos (A/M) y, como en LA, la estabilidad y la sedimentación de los sólidos se mejora con una menor carga superficial orgánica en el caso del filtro percolador. Cuando los sólidos se acumulan en los FPs y estos se vuelven anaerobios, es difícil que se separen en el sedimentador. Por esta razón, el régimen de distribución hidráulica en el FP debe fomentar el desprendimiento continuo del exceso de biomasa.

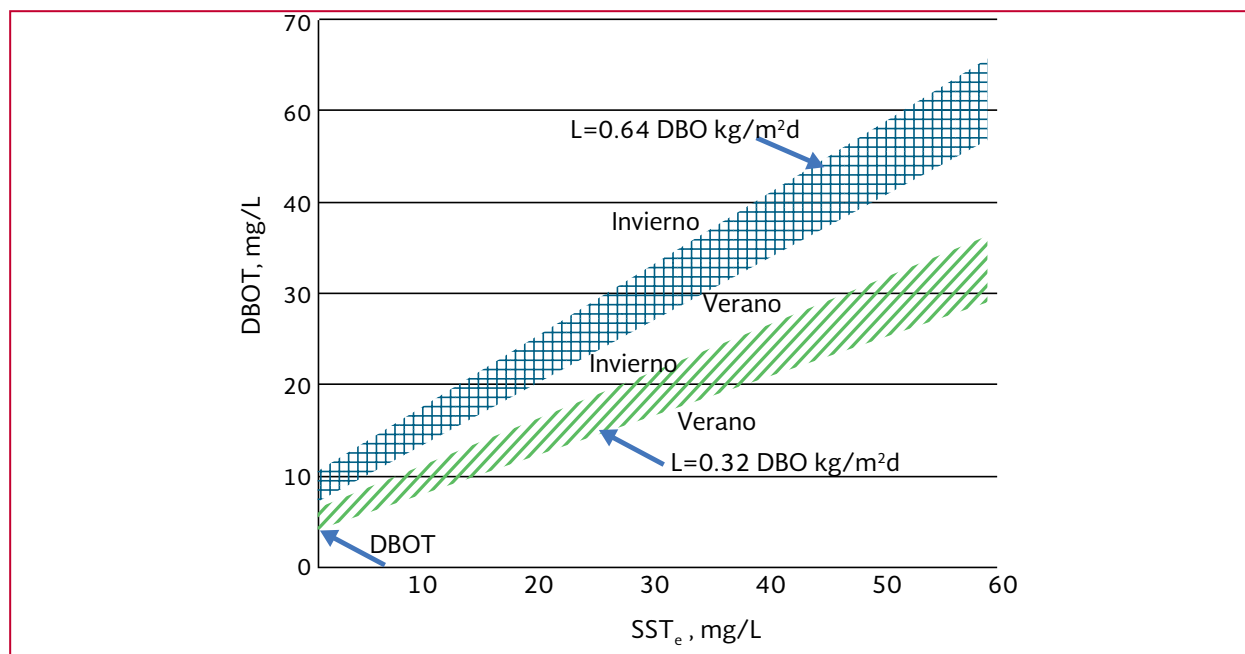
La DBO de un efluente con SST de un FP puede ser alta. Esto particularmente ocurre cuando las cargas son altas, el clima es frío y cuando la respiración endógena disminuye en el filtro. Por lo que, el efecto de los SST en la DBO del efluente esta en función de las condiciones de carga y del clima (Ilustración 2.19).

## 2.3. MODELOS DE DISEÑO

### 2.3.1 FÓRMULAS BASADAS EN CARGAS DE DBO

Durante los últimos 45 años, se han desarrollado un gran número de modelos y de formulaciones empíricas para los FPs, con el solo objetivo de definir el tratamiento generado por el proceso. Los modelos empíricos se han basado en datos operacionales. Otros investigadores han abordado el problema para determinar la interrelación de las variables del proceso que afectan a las características del funcionamiento y del tratamiento de los procesos de película fija en particular del filtro percolador.

Ilustración 2.19 Adición de DBO debido a los SST presentes en el efluente de los filtros de roca



Por lo tanto, se desarrollaron los modelos y formulaciones para el mejor ajuste hidráulico y del tiempo de residencia. Las formulaciones se clasifican en tres tipos generales: los que son en base a carga orgánica (NRC, 1946; Galler y Gotaas, 1964; normas recomendadas, 1971; Bruce y Merkins, 1970a y 1970b, y Kincannon y Stover, 1982), las que se fundamentan hidráulicamente (Velz, 1948; Schulze, 1960; Eckenfelder, 1961; Packham, 1988, y Albertson, 1990), y las que están basadas en la transferencia de masa (Logan *et al*, 1987a y 1987b.).

Aunque estas formulaciones a menudo correlacionan los datos e incluyen todos los factores del proceso que modifican el rendimiento, se debe tener en cuenta que son aproximaciones. Es decir, las formulaciones no son universales y, en muchos casos, son adecuaciones sólo para la proyección de un sitio específico. Sin embargo, se pueden modelar los datos específicos del lugar también. Para que las formulaciones puedan ser más universales, éstas deben ser evaluadas durante un período prolongado de tiempo para determinar su fiabilidad en diseños a escala completa.

La Ilustración 2.20 presenta una guía para la selección de la relación de recirculación (basado en la fórmula NRC), que es la más adecuada para obtener la remoción de la DBO deseada.

La fórmula Galler y Gotaas (1964) se utiliza para predecir el rendimiento de los filtros percoladores, que emplean medios de piedra, mediante el análisis de regresión múltiple de los datos procedentes de instalaciones existentes. Basado en el análisis de regresión de los datos extensivos (322 observaciones), se desarrollaron las siguientes ecuaciones:

$$L_e = \frac{K(QL_0 + RL_e)^{1.17}}{(Q + R)^{0.78} (1 + D)^{0.67} a^{0.25}}$$

Ecuación 2.18

dónde:

- R = Flujo de recirculación, L/s
- a = Radio de filtro, m
- T = Temperatura de las aguas residuales, ° C
- L<sub>e</sub> = DBO del efluente, mg/L a 20°
- L<sub>o</sub> = DBO del afluente, mg/L a 20°
- D = Profundidad del filtro, m
- Q = Caudal del efluente, L/s

$$K = \frac{0.464 \left( \frac{43\ 560}{\pi} \right)^{0.13}}{Q^{0.28} T^{0.15}}$$

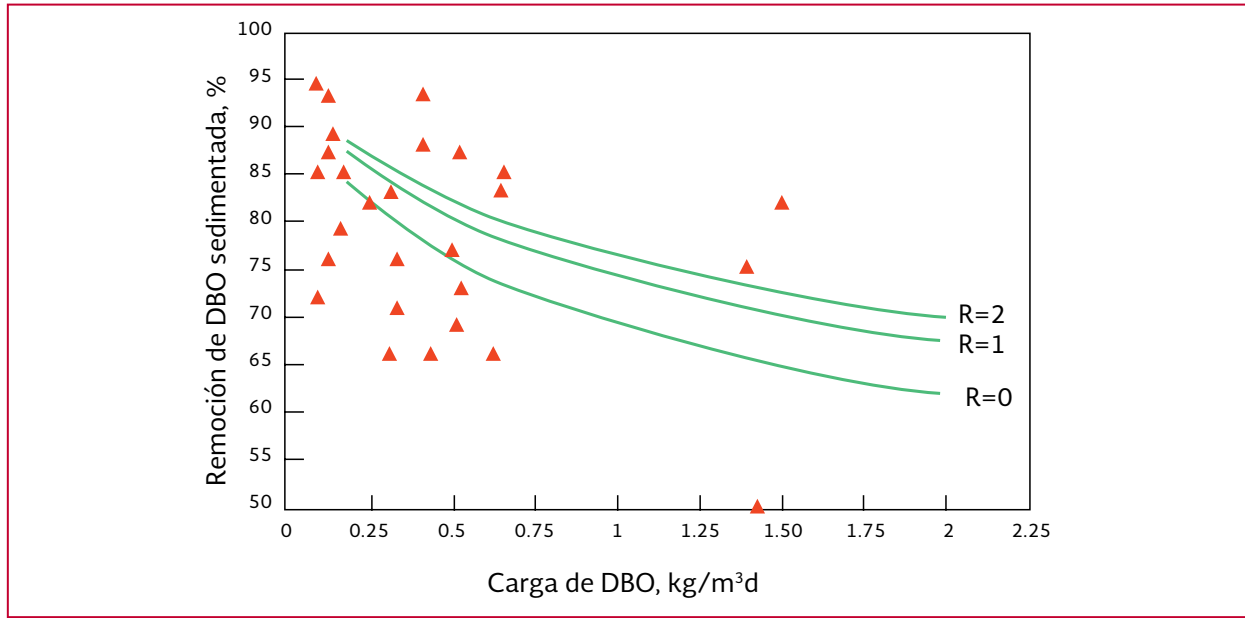
Ecuación 2.19

- K = Constante que depende de la temperatura de las aguas residuales, T, y el flujo del afluente, Q

La fórmula de Galler y Gotaas integra los efectos de la recirculación, la carga hidráulica, profundidad del filtro, y la temperatura de las aguas residuales para predecir el rendimiento de un filtro percolador. Además, indica que la recirculación mejora el rendimiento de un filtro, pero establece una relación de 4 a 1 como límite superior práctico para la recirculación. Por otra parte, la tasa de flujo hidráulico a través del filtro no tiene un impacto relevante en la eficiencia del filtro, sin embargo, la carga de DBO si presenta una correlación alta con la eficiencia de funcionamiento del filtro percolador.

La fórmula de Bruce y Merkins (1970a, 1970b, y 1973) establece que el rendimiento del FP es controlado por la velocidad de carga orgánica y no por la tasa de carga hidráulica. Los resultados de pruebas simultáneas de dos torres, se

Ilustración 2.20 Guía para la selección de la relación de la recirculación



presenta en la Ilustración 2.21 con una relación de profundidad de 1:4 de los medios/carga hidráulica. El hecho de que no hubo ningún efecto de la tasa hidráulica en la eliminación de DBO, apoya la suposición de que el rendimiento del FP se basa en la carga orgánica.

La fórmula de Kincannon y Stover (1982) desarrolla un modelo de transferencia de masas, al relacionar la tasa de utilización de sustratos específicos y la carga orgánica total. La relación se presenta en la siguiente Ecuación 2.20:

$$A_s = \frac{QS}{\frac{\mu_{\max} S}{S - S_e} - K_b} \quad \text{Ecuación 2.20}$$

dónde:

- $A_s$  = Superficie media total 1 000 m<sup>2</sup>
- $Q$  = Caudal del afluente, kg/d
- $S$  = DBOS del afluente, mg/L
- $S_e$  = DBOS del efluente mg/L
- $\mu_{\max}$  = Tasa máxima de utilización de sustratos específicos, kg DBO/d/1000 m<sup>2</sup> de superficie de los medios
- $K_b$  = Constante de proporcionalidad, kg/d/1000 m<sup>2</sup> de superficie media ( $A_s$ )

Las constantes biocinéticas  $\mu_{\max}$  y  $K_b$ , deben determinarse por pruebas en planta piloto, o por los resultados de plantas a gran escala, o por experiencias previas. Los valores de los coeficientes  $\mu_{\max}$  y  $K_b$  puede determinarse gráficamente por el trazado de DBO de carga (X) vs DBO eliminada (Y). La intersección y es  $\mu_{\max-1}$  y la pendiente es  $K_b/\mu_{\max}$ . Mientras Kincannon y Stover señalaron que la variabilidad en los datos correlacionados es normal, la eliminación de DBO es controlada por la carga volumétrica y no se ve influenciada por la profundidad de los medios.

La Ilustración 2.22 grafica la inversa de la carga y la remoción de la DBO, donde el valor de  $\mu_{\max-1}$  es 0.3 (extracción/carga) que es la intercepción de Y y  $K_b/\mu_{\max}$  es igual a la pendiente de la línea (0.976). Por lo tanto:

$$\begin{aligned} \mu_{\max} &= 1/0.3 \text{ (0.00161 kg/m}^2 \text{ d)} \\ K_b &= (0.976) (\mu_{\max}) \text{ 0.0159 kg/m}^2 \text{ d} \end{aligned}$$

Con estos valores, se puede determinar el área de la superficie de los filtros percoladores. Si bien

este modelo correlaciona los datos de prueba, la falta del uso generalizado de esta formulación proporciona poca veracidad para determinar la variabilidad y los valores medios de  $\mu_{\text{máx}}$  y  $K_b$ , sin embargo, se puede utilizar para evaluar los datos específicos del sitio, donde  $\mu_{\text{máx}}$  y  $K_b$  pueden obtenerse a partir de los datos piloto.

### 2.3.1.1 Fórmula de la National Research Council (NRC)

Las fórmulas del NRC resultaron de un análisis extensivo de registros de operación de filtros percoladores de piedra en instalaciones militares en Estados Unidos de América. La fórmula se

Ilustración 2.21 Eliminación de DBO vs (a) carga hidráulica y (b) carga orgánica a dos profundidades medias de 89 m<sup>2</sup> / m<sup>3</sup> del medio VTC. (Bruce y Merkens, 1970<sup>a</sup>, 1970<sup>b</sup> y 1973<sup>a</sup>)

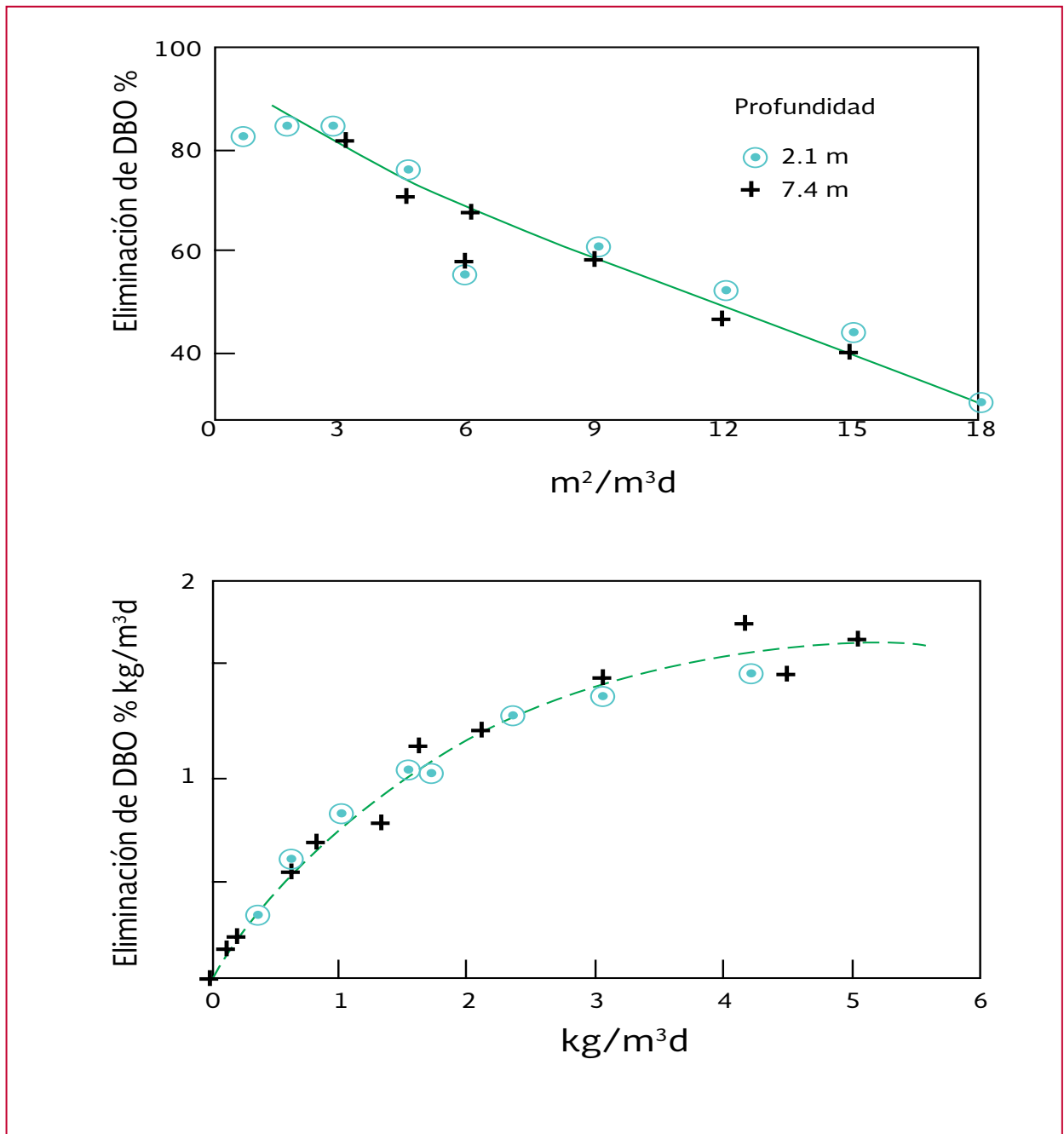
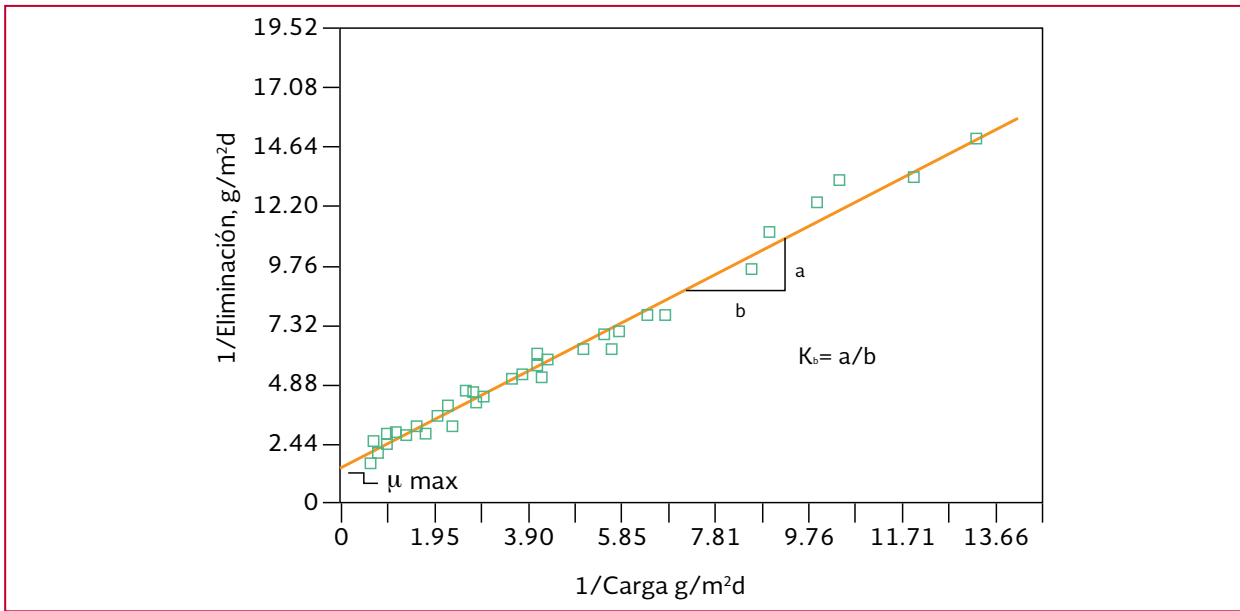


Ilustración 2.22 Determinación de  $\mu_{max}$  y  $k_b$



basa en dos variables: la cantidad de contacto entre el medio de soporte y la materia orgánica; a mayor contacto mayor eficiencia, a mayor carga aplicada menor eficiencia. Así, la eficiencia del filtro percolador de piedra es la combinación del contacto y la carga orgánica aplicada. La carga orgánica tiene mayor influencia que la carga hidráulica.

Se seleccionaron 34 plantas de filtros percoladores para el estudio del NRC y se graficó la relación de los parámetros de carga aplicada/área efectiva de contacto (C/AE), así para determinar la eficiencia en la primera etapa es la siguiente:

$$E_1 = \frac{100}{1 + 0.4432(W_1/VF)^{0.5}} \quad \text{Ecuación 2.21}$$

Filtro percolador segunda etapa

$$E_2 = \frac{100}{1 + \left[ \frac{0.4432}{1 - E_1} \right] (W_2/VF)^{0.5}} \quad \text{Ecuación 2.22}$$

dónde:

$E_1$  = Eficiencia de remoción de DBO del filtro percolador de la primera etapa y del sedimentador en %

$W_1$  = Carga de DBO al filtro de la primera etapa, no incluye recirculación, (kg/d)

$V$  = Volumen del filtro (área superficial por la profundidad del medio)  $m^3$

$F$  = Número de pasos de la materia orgánica igual a la ecuación 2.23

$E_2$  = Eficiencia de remoción de DBO después del filtro percolador de la segunda etapa y del sedimentador en %

$W_2$  = Carga de DBO que llega al segundo filtro percolador no incluye recirculación (kg/d)

$$F = (1 + R/Q) / [1 + (1 - P)R/Q]^2$$

Ecuación 2.23

dónde:

$R/Q$  = Relación de recirculación (gasto de la recirculación/gasto afluente a la planta)

$P$  = Factor de peso, para la planta de filtros percoladores es de 0.9

Las ecuaciones anteriores son empíricas y representan el promedio de los datos de las plantas de filtros percoladores con y sin recirculación. Estas fórmulas tienen las siguientes limitaciones y condiciones.

- Las aguas residuales en de los FPs en estudio tienen mayor concentración que las aguas residuales municipales.
- No se consideró el efecto de la temperatura
- Los sedimentadores secundarios son poco profundos e hidráulicamente sobrecargados.
- La fórmula para dos etapas considera un sedimentador intermedio después del filtro de la primera etapa.

En la Ilustración 2.20 se presentan las eficiencias de remoción de filtros percoladores, de acuerdo a la carga orgánica aplicada y a la relación de recirculación.

### 2.3.2 NITRIFICACIÓN

Los FPs también se emplean para eliminar el nitrógeno amoniacal ( $\text{N-NH}_4$ ) del agua residual. Esto se ha realizado durante muchos años en los filtros terciarios de medios de roca y plásticos. Desde 1980 ha sido ampliado el uso de medios de plástico para eliminar simultáneamente la DBO y Nitrógeno Total Kjeldahl (NTK). Estas últimas unidades suelen ser de una sola etapa, aunque el diseño puede ser de dos filtros separados acoplados directamente en serie.

El FP tiene capacidades inherentes que fomentan un uso más amplio del proceso. El proceso tiene un bajo consumo de energía y es estable y fácil de operar, y las características de espesamiento de los sólidos/deshidratación son normalmente mejores que las de los sólidos del reactor de

película suspendida. Los inconvenientes son la falta de unidades operativas.

Como ya se ha mencionado, el análisis de la operación de un FP es complejo, si bien se considera como un reactor de flujo de pistón como una función de la tasa de recirculación, se ha dedicado poco esfuerzo en analizar las reacciones que ocurren en la parte baja del filtro percolador. Además, se sabe que la biología no es la misma en todo el volumen del reactor. Por lo tanto, se establece que el componente hidráulico es de flujo pistón y la biomasa se estratifica como una función de las características de materia orgánica disponible.

Por otra parte, se conoce que el proceso de nitrificación es sensible a la disponibilidad de oxígeno, que es dependiente de la temperatura, que es afectada por el nivel de compuestos orgánicos solubles, que es dependiente de la concentración del  $\text{N-NH}_4$ , que está significativamente influenciada por la configuración de los medios y del sistema hidráulico del filtro percolador. Además, la toxicidad, el pH bajo, y una alcalinidad reducida perjudican su rendimiento.

En los sistemas de tratamiento de aguas residuales y en la mayoría de los ambientes naturales, los grupos de bacterias nitrificantes Nitrosomonas y Nitrobacter coexisten con otras bacterias en un cultivo microbiano mixto, como biomasa o biopelícula en los medios. El hecho de que las bacterias nitrificantes coexistan en arreglos con películas biológicas y bacterias heterótrofas, que influyen en el funcionamiento completo del proceso de tratamiento, es una consideración importante en el diseño de FPs combinados para la remoción DBO y nitrógeno.

Los diseños de la nitrificación deben tener relaciones de BOD/NTK de 0.25 a 1:1 y sistemas combinados de más de 1:1. Figueroa y Silverstein (1991) encontraron que la tasa de nitrificación se da a una DBO mayor de 10 mg/L, lo que confirma la experiencia de Parker y Richards (1986), Harremoës (1981), Bruce *et al* (1975), y otros investigadores.

Huang y Hopson (1974) presentan datos que muestran la relación entre la tasa de nitrificación y la concentración DBO en el afluente. Sus datos de laboratorio se presentan en la Tabla 2.6 y reflejan la rápida disminución de la tasa de nitrificación con el aumento de la concentración de demanda bioquímica de oxígeno. La evaluación de los estudios de nitrificación de Bruce *et al.* (1975), Antonie (1976), y Parker y Richards (1986) presentan la eficiencia de la nitrificación como una función de la DBO del efluente. Como se presentan en la Ilustración 2.23, una DBO del efluente mayor al rango de 15 a 20 mg/L, se traduce en una menor eficiencia de la nitrificación y esencialmente cesa cuando en el efluente se exceden los 30 mg/L de la demanda bioquímica de oxígeno.

Stenquist y Kelly (1980) establecen que la reducción en la tasa de nitrificación está en función de la carga de materia orgánica por unidad de área de superficie de los medios de soporte. En la Ilustración 2.24 se muestra que a medida que la carga de materia orgánica sea superior a 3.5 g/m<sup>2</sup>d, la tasa de nitrificación disminuye bruscamente y cesa esencialmente en 7.3 g/m<sup>2</sup>d. La capacidad para nitrificar es fuertemente dependiente de la carga orgánica, ya que los heterótrofos de crecimiento más rápido desplazan a los nitrificantes de crecimiento más lento. En los filtros percoladores, las bacterias nitrificantes se limitan normalmente a la zona media baja, donde los niveles de DBO son mínimos.

La recirculación a altas tasas podrían modificar las zonas de nitrificación dentro del filtro. Okey y Albertson (1991) organizaron los datos de nitrificación de varias plantas y compararon los datos sobre la base de la relación aplicada a la DBO/NTK. La Ilustración 2.25 presenta parte de estos datos, cuando la temperatura del afluente era de 9 a 20°C y considera que el oxígeno disponible no es limitante. Es decir, había menos probabilidad de inhibición de la

Tabla 2.6 Reducción de Huang y Hopson (1974) datos de placa plana inclinada.

Afluente DBOT mg/L	Efluente DBOS <sup>a</sup> mg/L	NH-N <sub>r</sub> , mg/L	NTK <sub>ox</sub> <sup>b</sup> neto NH- N <sub>r</sub> , mg/L	DBO/NTK <sub>ox</sub> mg/mg	Tasa relativa %
0	0	10.37	10.37	α	1.00
2	0	10.63	10.55	0.19	1.02
5	0	11.10	10.89	0.46	1.05
6.5	0	10.63	10.36	0.63	1.00
10.7	1	10.21	9.80	0.99	0.95
14.8	1	9.25	8.67	1.59	0.84
30	2	7.70	6.52	4.29	0.63
44	3	6.68	4.96	8.27	0.48
64.5	5	5.46	2.96	20.1	0.29
96	8	4.35	0.65	135.0	0.06

<sup>a</sup> BODS estimada, del total de DBO.

<sup>b</sup> NTK<sub>ox</sub> = NH-N<sub>r</sub> - síntesis (síntesis = 0.042 (DBOT - DBOS))

Ilustración 2.23 Nivel de nitrificación en función de la DBO del efluente

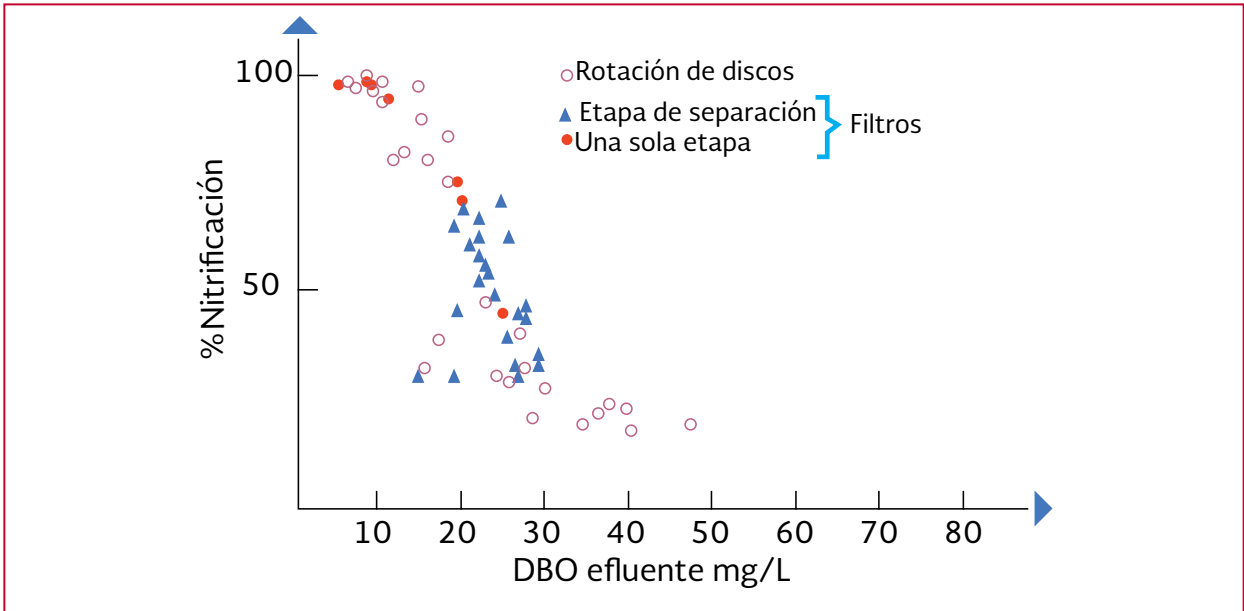
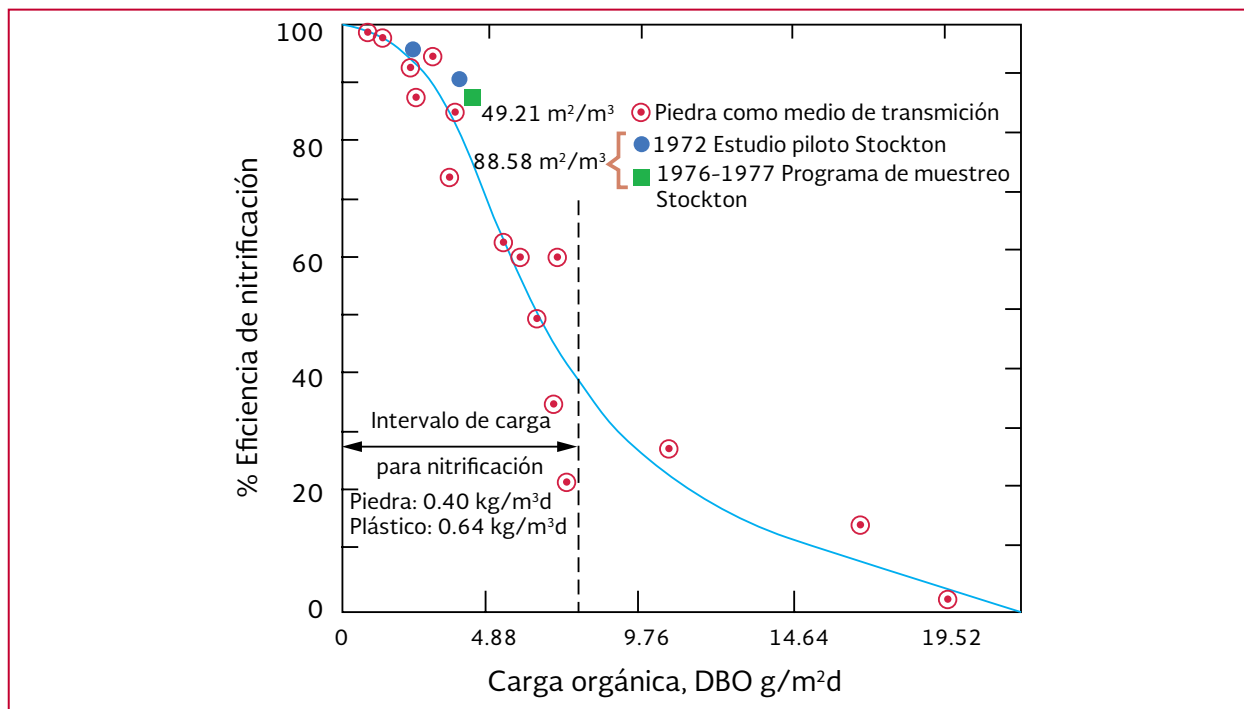


Ilustración 2.24 Desempeño del carbón combinado en la oxidación-nitrificación (Stenquist y Kelly, 1980)



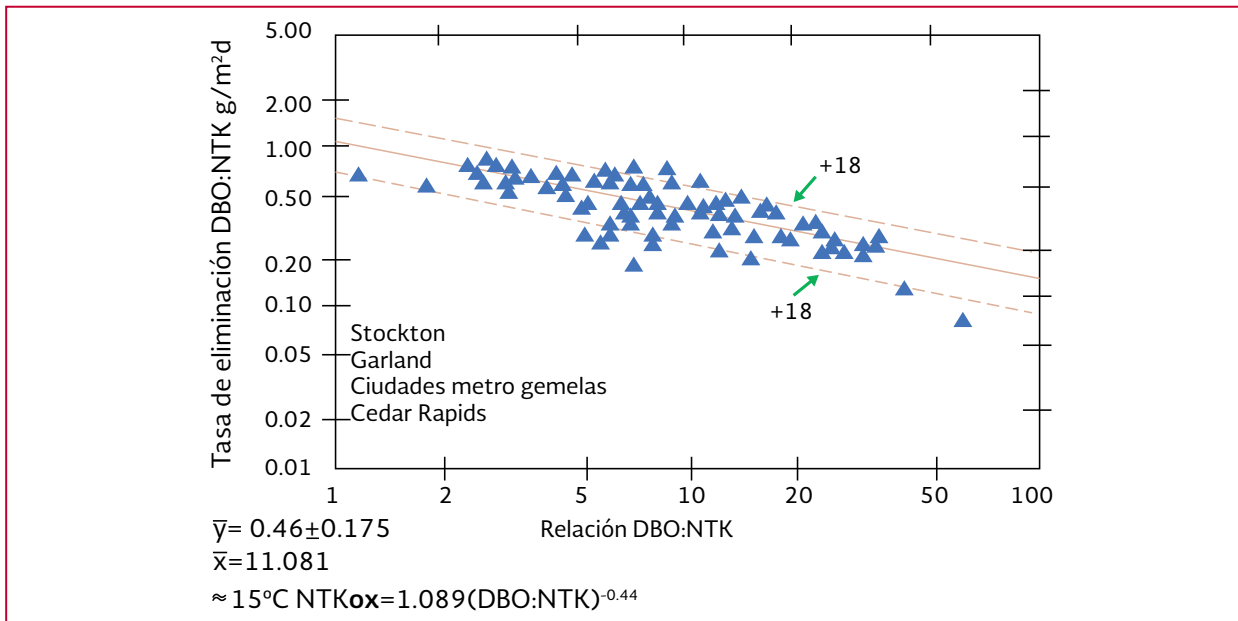
nitrificación debido a la insuficiencia de oxígeno que se sabe existen en filtros nitrificantes a temperaturas más bajas.

La relación DBO/NTK y la tasa de nitrificación son independientes de la temperatura, sin embargo, las limitaciones de oxígeno influyen

en los resultados de nitrificación, por lo que, una mejora en la ventilación, mayor concentración de oxígeno, aumentará los costos, pero mejorará la nitrificación al reducir la variabilidad de los resultados. Las tasas medias que se presentan en la Ilustración 2.26 están graficadas como una función de la tasa relativa de nitrificación



Ilustración 2.25 Estudio de nitrificación en torres de doble propósito, eliminación del NTK frente DBO: NTK, 20 °C (Okey y Albertson, 1991)



y los resultados se comparan con los de Huang y Hopson (1974), como se observa, existe una buena correlación, y el efecto de la relación DBO/NTK en la tasa de nitrificación está bien definida.

Las tasas de nitrificación dependen del nivel de oxígeno disponible y de la concentración de N-NH<sub>4</sub>, independientemente si se trata de un proceso en suspensión o de película fija. Harremoës *et al.* (1981) encontraron que las tasas de nitrificación aumentan (Ilustración 2.27) de una manera similar a la concentración del oxígeno.

Los problemas asociados con el establecimiento de orden cero y las tasas de primer orden para la nitrificación terciaria están tipificados por los datos que se presentan en la Ilustración 2.28, éstos fueron tomados de cuatro estudios separados e indican el rango de eliminación de amoníaco que puede esperarse para cualquier tipo de carga dada. La tasa de eliminación es consistente hasta una velocidad de carga de 1.2

g/m<sup>2</sup>d de N-NH<sub>4</sub>. Por encima de ésta, la tasa de eliminación es menos predecible.

Estos datos no fueron corregidos por temperatura y todos los filtros de prueba se basaron en una ventilación de tiro natural. Los autores concluyeron que la disponibilidad de oxígeno es un factor dominante que controla las tasas de eliminación por encima de 1.2 g/m<sup>2</sup>d de N-NH<sub>4</sub> de carga. Sin embargo, el sistema hidráulico del filtro (tiempo de residencia y la eficiencia de humectación) también pueden haber influido en el rendimiento. La concentración transitoria del N-NH<sub>4</sub> estimada a partir de una tasa de orden cero a una de primer orden con nitrificación, fue calculada por Okey y Albertson (1989a) como una función del oxígeno disuelto (OD) y de la temperatura. En la Ilustración 2.29 se presentan las conclusiones de estos cálculos.

El perfil típico del N-NH<sub>4</sub> en una torre de nitrificación (DBO menor o igual a 8 mg/L) terciaria exhibe una reducción lineal del mismo a una velocidad controlada por el oxígeno

disponible en las porciones superiores de los filtros percoladores. De la planta de Midland, Michigan (Duddles *et al.*, 1974), (Ilustración 2.30), se tomó el estudio que presenta un perfil típico de nitrificación residual terciaria, N-NH<sub>4</sub> vs profundidad. Williamson y McCarty (1976a y 1976b) predicen que la concentración de oxígeno disuelto debe ser al menos 2.7 veces la concentración del N-NH<sub>4</sub> para evitar

limitaciones de oxígeno en el FP; es decir, se necesitan más de 8.1 mg/L para 3 mg/L de nitrógeno amoniacal. Las tasas de primer orden son de difusión limitada de N-NH<sub>4</sub> y pueden reducir o eliminar los efectos de la temperatura.

Como se discutió en secciones anteriores de este capítulo, la transferencia de oxígeno en el FP es compleja. Además, la necesidad máxima

Ilustración 2.26 Tasas de nitrificación relativa en función de la relación DBO/NTK

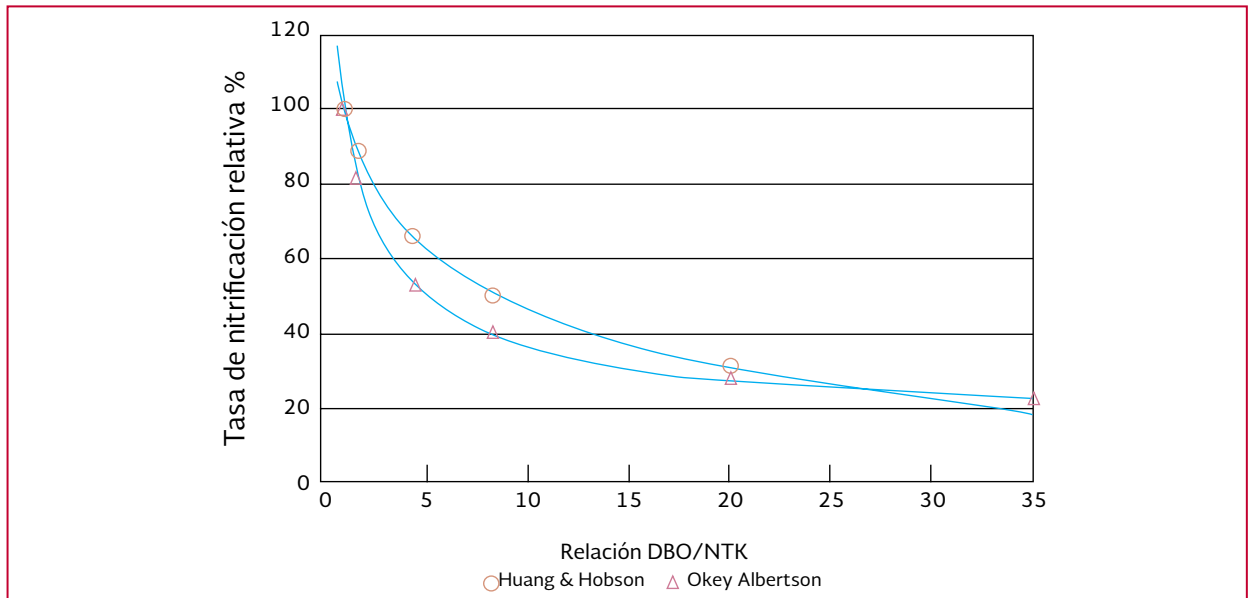


Ilustración 2.27 Tasa de nitrificación por unidad de superficie de filtro en función de la concentración de oxígeno a granel. Hay una transición de la difusión de la película líquida de reacción de primer orden de 0.5 (1/2) debido a una penetración parcial de la biopelícula. El cálculo de las constantes de reacción están basadas en asumir una constante estequiométrica,  $f_N = 4 q_{O_2} / q_{N-NH_3}$

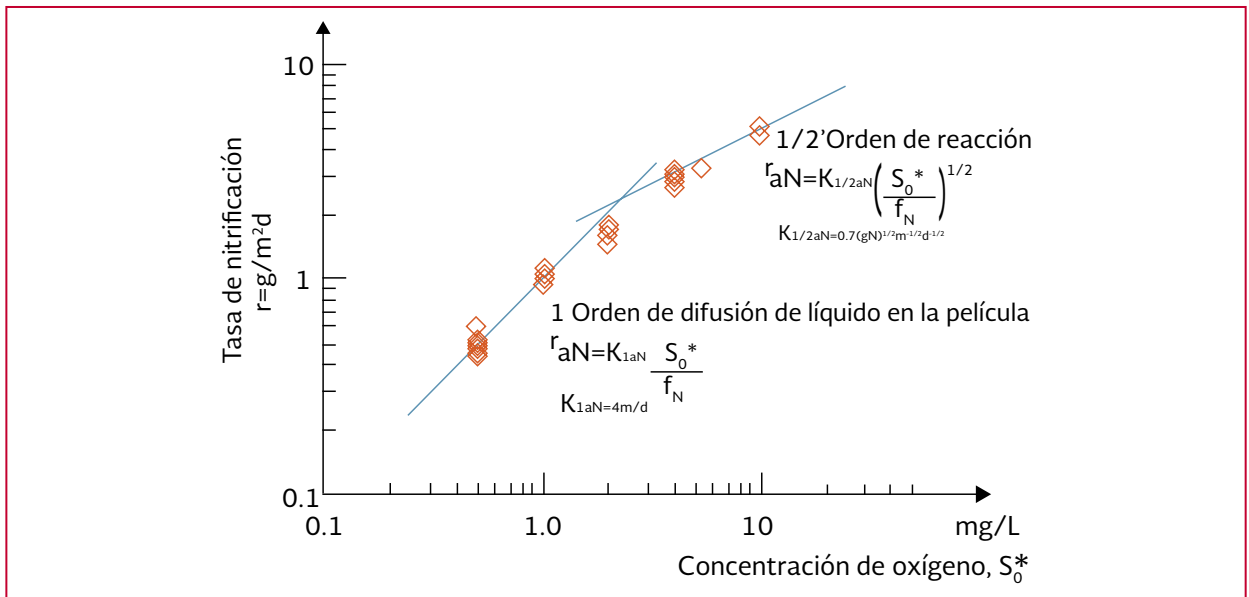


Ilustración 2.28 Tasa de carga de N-NH<sub>4</sub> vs a las tasas de eliminación

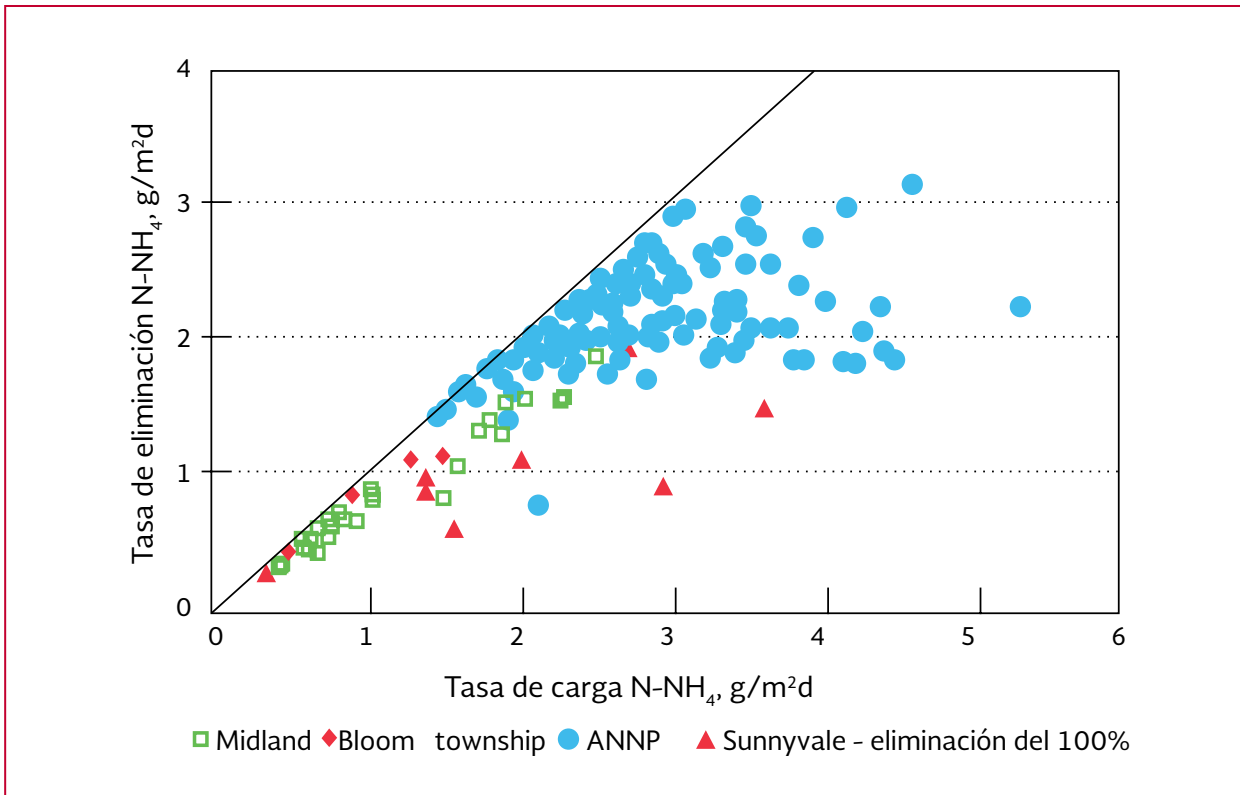


Ilustración 2.29 Concentraciones transitorias de N-NH<sub>4</sub> en función de la temperatura (Okey y Albertson, 1989<sup>a</sup>)

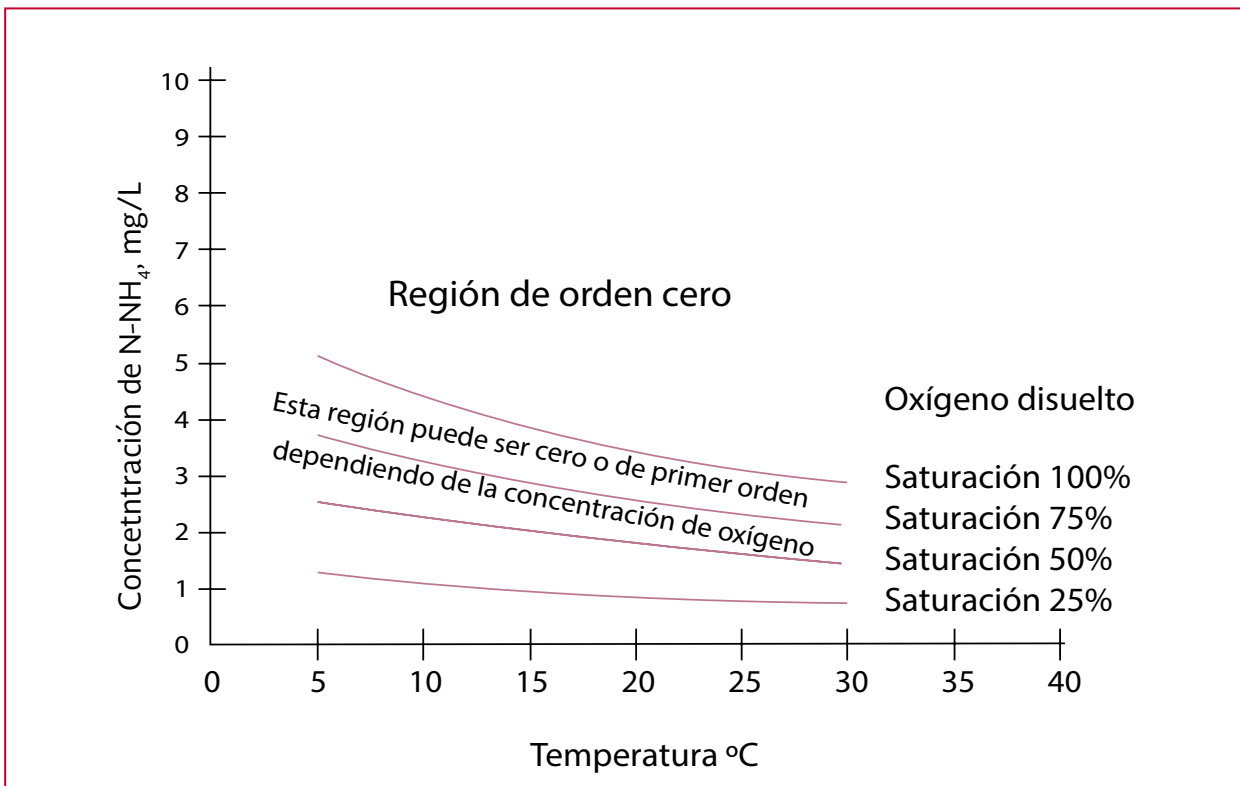
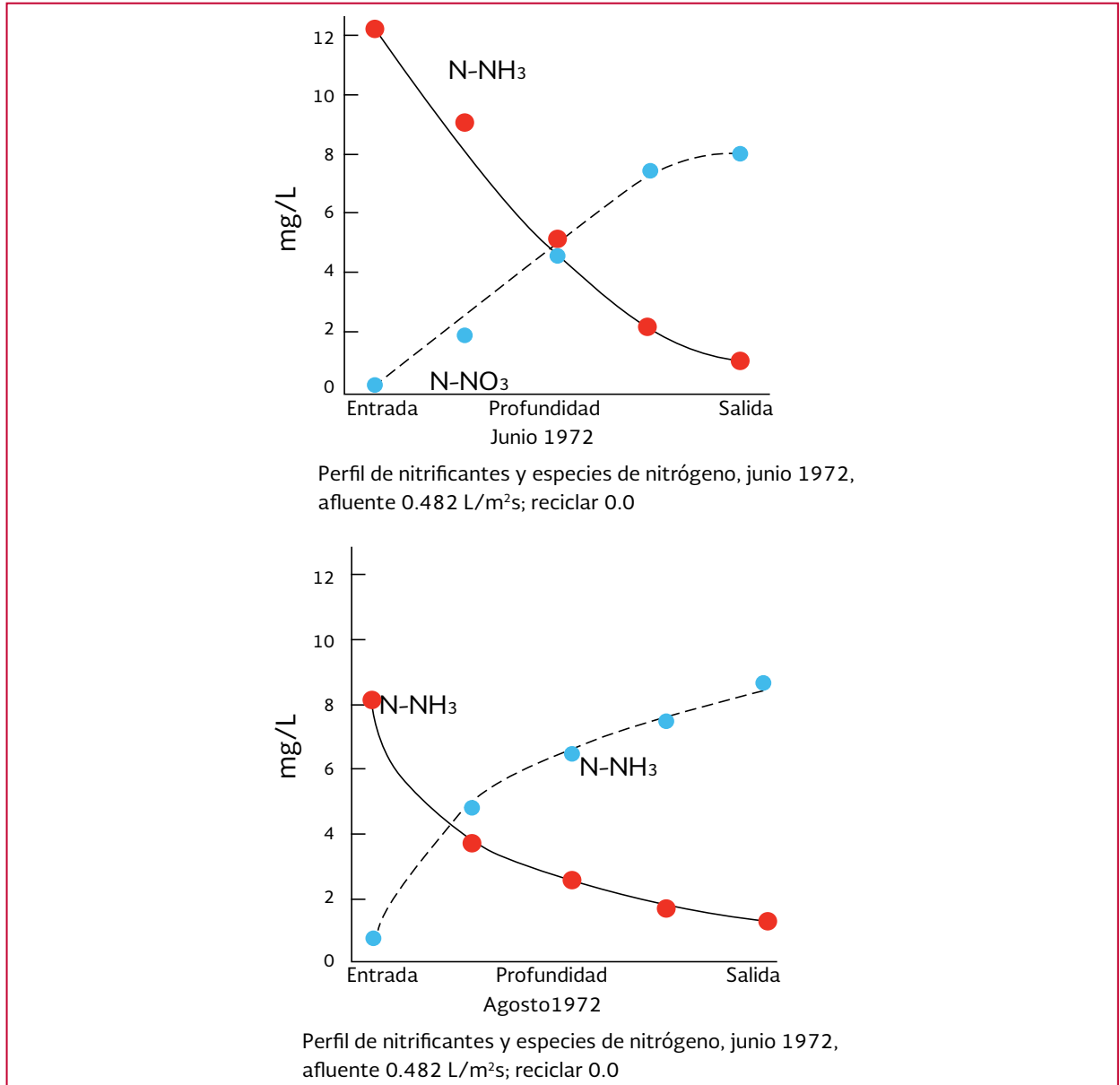


Ilustración 2.30 Resultados de la nitrificación terciaria de Midland, Michigan (Duddles *et al.*, 1974)



de oxigenación crítica requiere de ventilación forzada. El problema puede ser más complejo debido al efecto de SST en la tasa de nitrificación y debido a que, hay competencia por el oxígeno disuelto limitado.

Los efectos de la temperatura sobre la nitrificación pueden ser similares a los efectos que Howland (1953) encontró para la eliminación de materia orgánica.

Los efectos de la temperatura son influenciados por el nivel de carga y, en la mayoría de los casos son reducidos mediante la limitación de los sustratos, oxígeno, y el N-NH<sub>4</sub>, además de otros factores, como la hidráulica (Okey y Albertson, 1989b) y la eficiencia de humectación (Crine *et al.*, 1990, y Gullicks y Cleasby, 1986 y 1990a). Por lo que, los efectos por temperatura pueden variar las tasas de nitrificación y el valor de  $\theta$  se incrementará con estas.

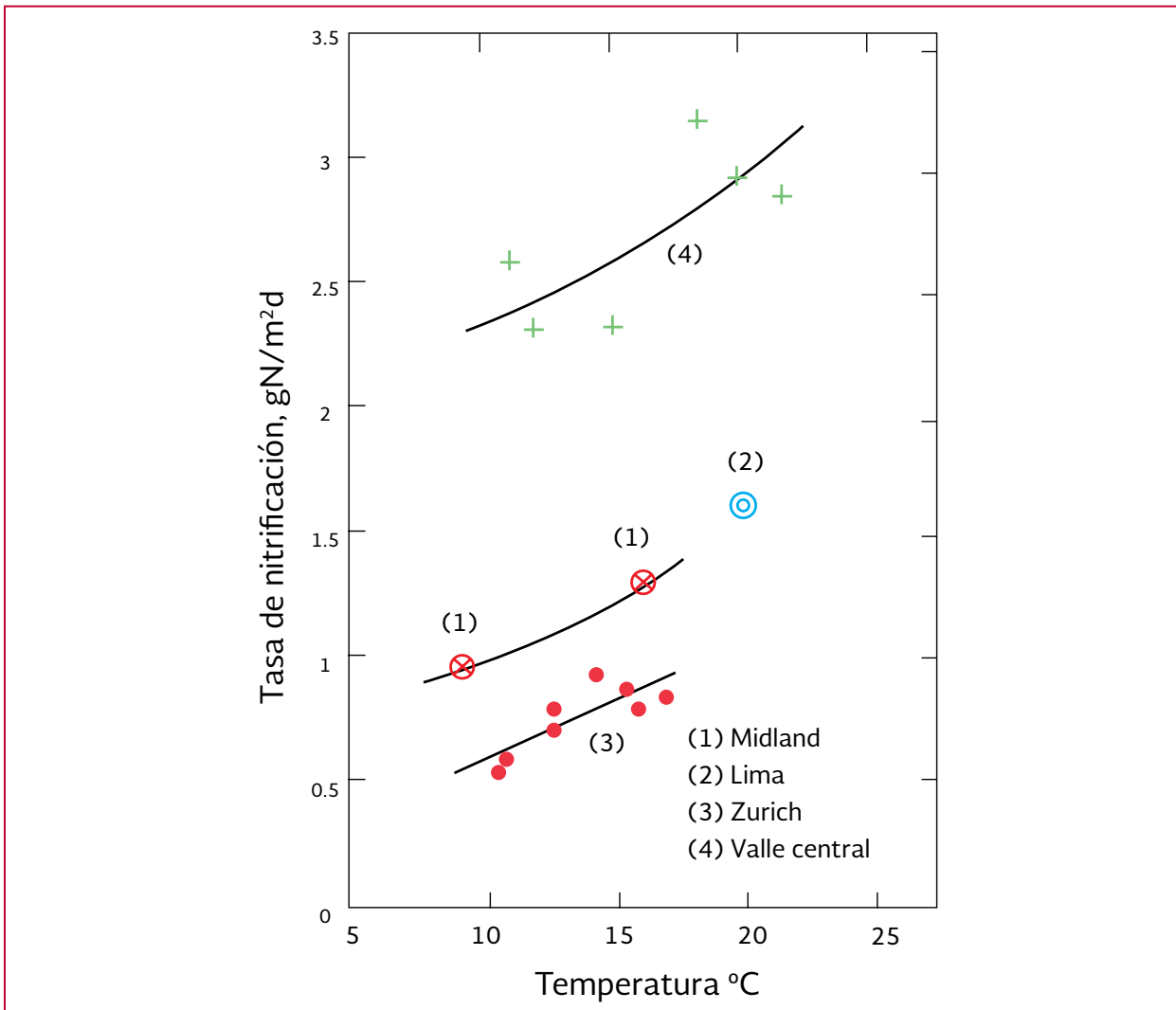
Parker *et al* (1990) muestran un efecto moderado de la temperatura en la tasa de nitrificación terciaria (Ilustración 2.31). Paulson (1989), en sus estudios mostró que un aumento de la temperatura entre 10 a 20 °C, puede incrementar un 20 por ciento la tasa de nitrificación, o a un  $\theta$  de 1.018 que es el equivalente.

En la Ilustración 2.32 se presenta el resumen de los efectos de la temperatura que se encontraron para torres de doble propósito. El efecto de la temperatura por encima de 20°C es probablemente debido a la mala ventilación y del aumento de la demanda de oxígeno.

Los factores que pueden distorsionar y ocultar el efecto de la temperatura y causar perturbaciones en los resultados, son: la disponibilidad de oxígeno, la actividad heterotrófica, sólidos desprendidos, los depredadores, las concentraciones de amoníaco en el afluente, y los efectos inducidos por las aguas residuales (inhibitorios). Tomados en conjunto, es comprensible por qué parece ser una respuesta mixta de la temperatura sobre la tasa de nitrificación.

Estudios de Gonenc *et al* (1985) indican que a un pH de alimentación de 8.4 del agua residual, la tasa de nitrificación es aproximadamente un 50

Ilustración 2.31 Efecto de la temperatura sobre la tasa de nitrificación de filtros percoladores nitrificantes (Parker *et al* 1990)

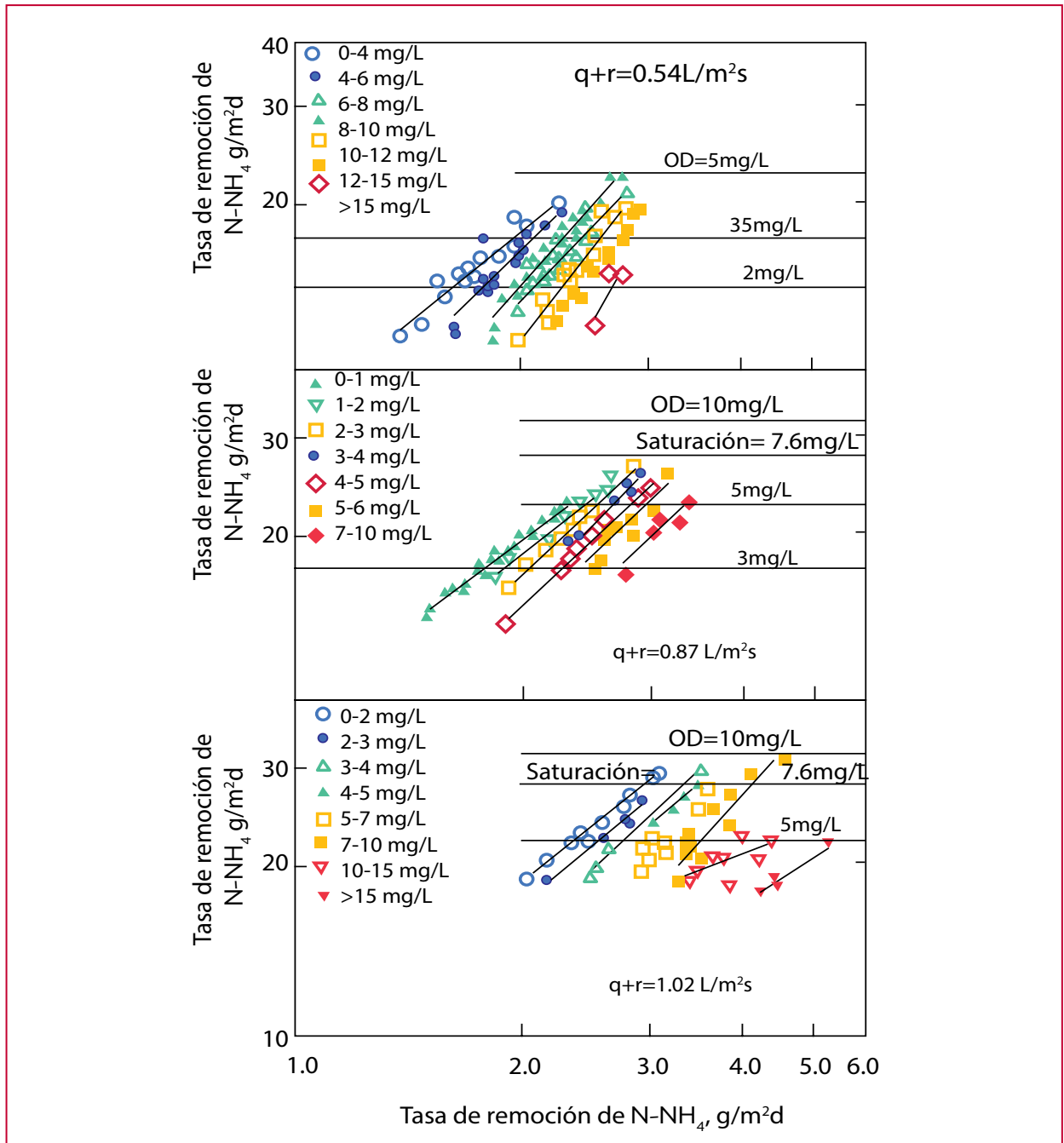


por ciento más alta que a un pH 7.5, como tal, la alcalinidad se pierde debido a la nitrificación, la cual reducirá el pH en las zonas bajas donde, también se producirá otro factor de limitación de nitrificación, la difusión del nitrógeno amoniacal.

Okey y Albertson (1989a) y Gullicks y Cleasby (1990a) mostraron que al aumentar la tasa

hidráulica, también se aumenta la velocidad de oxidación del amoniaco. La aplicación de tasas hidráulicas mayores a 1 L/m<sup>2</sup>s producen los mejores resultados de nitrificación. Los autores observaron que los efectos hidráulicos eran complejos y pueden ser entrelazados con la disponibilidad de oxígeno. Los efectos de la hidráulica son más significativos en el orden

Ilustración 2.32 Efecto en la tasa de nitrificación por N-NH<sub>4</sub>, en el efluente, tasa hidráulica, y el oxígeno disuelto (Okey y Albertson, 1989a)



cero y difíciles de discernir en el rango de primer orden, cuando la concentración es menor a 4 mg/L del nitrógeno amoniacal. En medios verticales, la transferencia de oxígeno y las tasas de nitrificación, disminuyen cuando se aplican tasas hidráulicas altas, mientras que un efecto opuesto se da en los medios de flujo cruzado.

Si bien, el concepto de SK ha mejorado los resultados en los filtros nitrificantes, los beneficios pueden deberse al lavado del exceso de sólidos y una mejor oxigenación. Huang y Hopson (1974) encontraron que la eliminación del  $N-NH_4$  era una función directa del tiempo de residencia en sus estudios de placa plana. Aspegren *et al* (1992) reportan una pequeña diferencia en las tasas de nitrificación cuando los valores de SK variaron de 40 a 80 mm/paso.

Los datos de nitrificación en lecho de roca del Manual de Procesos de diseño de la EPA de EE.UU. para el control de nitrógeno (1975) (Ilustración 2.33) indicaron que la recirculación mejora el rendimiento de los filtros de roca.

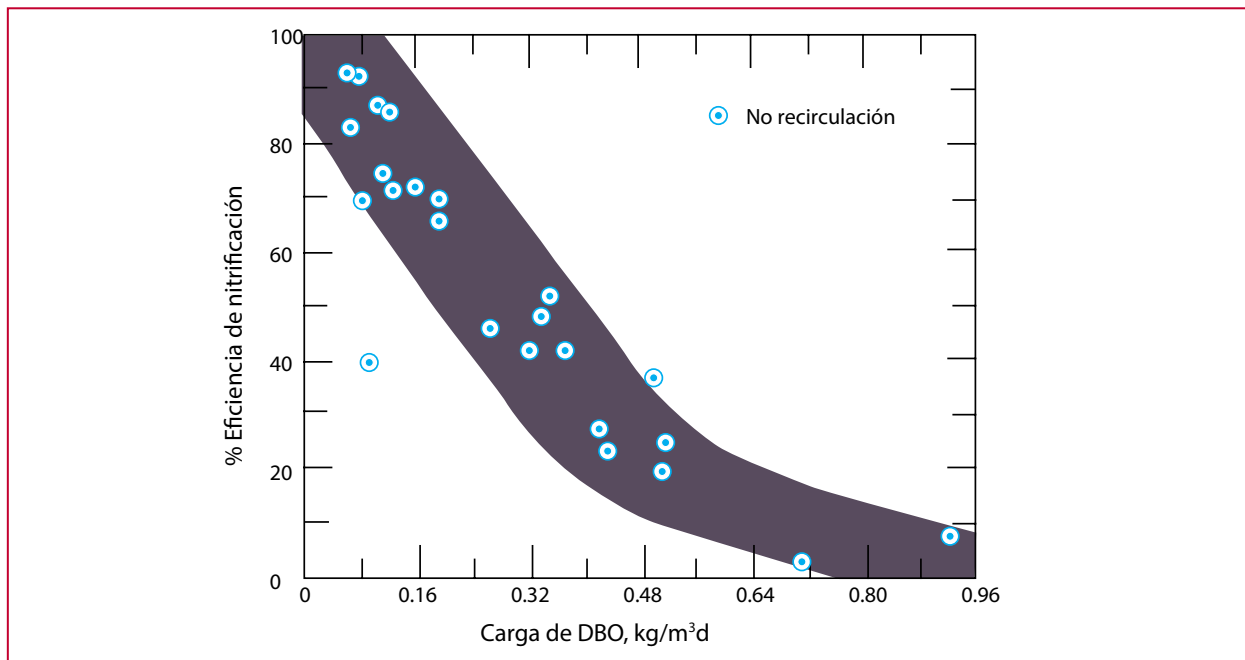
El aumento de la tasa de recirculación podría mejorar la oxigenación, mejorar la eficiencia de humectación, eliminar el exceso de sólidos en el filtro, y aumentar el área de superficie aerobia.

Los efectos de la recirculación en filtros de medios plásticos no están claros, los beneficios que se encuentran en algunos casos pueden deberse a un aumento del área de superficie de humedecimiento en lugar de los factores del proceso. A medida que el flujo se incrementa debido a la recirculación, el tiempo de residencia ( $Q + R$ ) disminuye, como lo hace la concentración aplicada del nitrógeno amoniacal.

Esto debería disminuir la tasa de nitrificación, pero el volumen de los medios en primer orden aumentaría. Sin embargo, esto puede ser compensado por un aumento en el área de la superficie aerobia y con el tiempo de residencia neto de múltiples recirculaciones.

Para obtener efluentes de  $N-NH_4$  de 0.5 a 2 mg/L se requieren tasas de recirculación altas,

Ilustración 2.33 Efecto de la carga orgánica en la eficiencia de la nitrificación de los filtros percoladores de roca (EPA de los EE.UU., 1975)



pero esto puede generar que el afluente de  $N-NH_4$  pase a una reacción de primer orden. Se requieren estudios comparativos para comprender mejor los efectos acumulativos de la recirculación.

En general, las torres terciarias utilizan medios de soporte de alta densidad de 135 a 140  $m^2/m^3$ , mientras que las torres combinadas, de remoción de materia orgánica y de nitrificación, se limitan a una medio de soporte de 88 a 98  $m^2/m^3$ , lo que genera una producción más alta de lodos, presencia de una biomasa más gruesa y el aumento de los niveles de sólidos no biodegradables en el efluente. Es por esto que el medio de soporte, el área de la superficie, y la profundidad son aplicaciones específicas a considerar en el diseño de los filtros percoladores y sus aplicaciones.

Áreas superficiales mayores a 140  $m^2/m^3$  han mostrado no ser eficientes, ya que presentan zonas difíciles de humedecer, se obstruyen por la biomasa, y son más susceptible a la suciedad. Las profundidades utilizadas en los medios son de 2 a 12 metros. El papel de la profundidad del medio de soporte en el rendimiento no está bien definido. Las tasas hidráulicas altas pueden ser adecuadas para torres profundas o poco profundas con altas tasas de recirculación.

### 2.3.3 CARGA HIDRÁULICA

Velz (1948) propone la primera formulación para delinear una ley fundamental de carga hidráulica, en contraste con los intentos empíricos anteriores que se basaban en análisis de datos. Esta relación se aplica a todos los FPs de carga baja y alta. La ecuación de Velz relaciona la DBO del efluente con la profundidad del FP (D) de la siguiente manera:

$$\frac{L_D}{L_0} = 10^{-KD} \quad \text{Ecuación 2.24}$$

dónde:

- $L_0$  = DBO del afluente, mg/L
- $L_D$  = DBO removida en la profundidad D, mg/L
- $D$  = Profundidad del filtro, m
- $K$  = Constante de velocidad de primer orden,  $d^{-1}$

La DBO removida ( $L_D$ ) en la ecuación de Velz se define como la fracción máxima de la DBO aplicada eliminada en un rango hidráulico de carga específica.

La máxima carga de un FP de alta tasa para cualquier profundidad se estima en 4.9 kg DBO/ $m^2d$  a 30 grados centígrados. La temperatura se supone que puede afectar a la velocidad de remoción de conformidad con:

$$K_T = K_{20} \cdot 1.047^{(T-20)} \quad \text{Ecuación 2.25}$$

dónde:

- $K_T$  = Constante de velocidad a cualquier temperatura, T, °C
- $K_{20}$  = Constante de velocidad a 20 °C

Para los filtros de alta tasa, el valor de la constante K a 20 °C que se emplea es de 0.150  $d^{-1}$ , y de 0.175  $d^{-1}$  para baja tasa. Schulze (1960), Eden *et al.* (1966), y Albertson y Eckenfelder (1984) señalaron que la acumulación de biomasa es mayor en los períodos más fríos. Este factor puede reducir el área de superficie aerobia y afectar adversamente el rendimiento, lo que puede resultar en un factor de  $\Theta$  superior. La ecuación de Schulze (1960) postula que el tiempo



de contacto del líquido con la masa biológica es directamente proporcional a la profundidad del filtro e inversamente proporcional a la tasa de carga hidráulica. Esto se expresa de la siguiente manera:

$$t = \frac{CD}{q^n} \quad \text{Ecuación 2.26}$$

dónde:

- $t$  = Tiempo de contacto del líquido, min
- $C$  = Constante
- $D$  = Profundidad del filtro, m
- $q$  = Tasa de carga hidráulica, m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>d
- $n$  = Constante, característica de los medios del filtro

Si se combina el tiempo de contacto con la ecuación de primer orden para la remoción de la DBO, en las ecuaciones de Velz, y de Schulze se deriva la siguiente fórmula:

$$\frac{L_e}{L_o} = e^{-\frac{kD}{Q^n}} \quad \text{Ecuación 2.27}$$

dónde:

- $L_e$  = DBO del efluente sedimentado, kg/m<sup>3</sup>
- $L_o$  = DBO del afluente del filtro, kg/m<sup>3</sup>
- $k$  = Constante de velocidad determinada experimentalmente entre 0.51 y 0.76 d<sup>-1</sup>
- $n$  = Constante característica de los medios de filtro
- $D$  = Profundidad del filtro, m
- $Q$  = Tasa de carga hidráulica, m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>d

La ecuación de Schulze es similar a la propuesta por Velz, la diferencia es que para Velz la constante,  $K$ , no se formuló para considerar la

carga hidráulica, mientras que la  $k$  de Schulze parece utilizar el factor hidráulico. Para un filtro con medio de piedra y con una profundidad de 1.8 m a 20 °C, Schulze determinó una  $k$  de 0.3 d<sup>-1</sup>, y se toma como 0.67 la constante característica de los medios de piedra,  $n$ . Una corrección de la temperatura se podría aplicar para  $K$  como sigue:

$$K_r = K_{20} \cdot 1.035^{(T-20)} \quad \text{Ecuación 2.28}$$

La ecuación de Eckenfelder (1961 y 1966) y de Barnhart (1963), siguen el modelo de Ames *et al* (1962), y redefine la fórmula anterior para tomar en cuenta el área superficial de los medios de soporte. La fórmula propuesta para la remoción de DBO es la siguiente:

$$\frac{S_e}{S_o} = \exp\left(-\frac{K_s A_s^{1+m} D}{q^n}\right) \quad \text{Ecuación 2.29}$$

dónde:

- $S_o$  = DBO del afluente, kg/m<sup>3</sup>
- $S_e$  = DBO del efluente kg/m<sup>3</sup>
- $K_s$  = Coeficiente global de tratabilidad basado en DBO, (m<sup>3</sup> / d) 0.5/m<sup>2</sup>
- $A_s^{1+m}$  = Área de la superficie limpia, m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>
- $D$  = Profundidad de los medios, m
- $q$  = Tasa hidráulica del afluente, m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> d
- $n$  = Coeficiente hidráulico; (Tabla 2.7)
- $m$  = Modificador de superficie para la pérdida de superficie efectiva con zona de aumento (Tabla 2.7)

Con la recirculación, la ecuación se modifica de la siguiente manera:

$$\frac{S_e}{S_o} = \frac{\exp\left(-\frac{k_s D}{q^n}\right)}{(1+R) - \exp\left(-\frac{k_s D}{q^n}\right)} \quad \text{Ecuación 2.30}$$

dónde:

$$k_s = A_s K_s$$

Tabla 2.7 Coeficientes para el modelo Británico

Coeficiente	Medio aleatorio, incluye piedra	Módulos plásticos
$K$	0.0204	0.400
$\theta$	1.111	1.089
$m$	1.407	0.7324
$n$	1.249	1.396

$R$  = Relación de recirculación =  $R/P$ .

Redefiniendo:

$$S_e = \frac{S_o}{(R + 1) \exp\left(\frac{k_{20} A_s D \theta^{T-20}}{[q(R + 1)^n]\right)} - R$$

Ecuación 2.31

dónde:

$\theta$  = Coeficiente de corrección de la temperatura.

Las ecuaciones de Velz, Schulze, Germain y Eckenfelder son similares y tienen limitaciones parecidas. Debido a que los coeficientes  $k$  (o  $K$ ) y  $n$  se deben derivar empíricamente, los datos están influenciados por una serie de variables, tales como la tasa hidráulica, el modo de dosificación, la temperatura, la fracción de residuos solubles, la biodegradabilidad, la configuración de los medios de soporte, la ventilación, y otros factores desconocidos. Estas ecuaciones han demostrado ser eficientes, sin embargo, un diseñador debe tener cuidado al modificar la configuración de la torre a fin de no cambiar el valor de la constante de velocidad.

El manual de la práctica británica, proporciona una fórmula para determinar la DBO en los FPs con medios de roca al azar y de plástico modular. La ecuación por análisis de regresión múltiple es la siguiente:

$$\frac{L_e}{L_o} = \frac{1}{1 + K\theta^{(T-15)}(A_s^m/Q^n)} \quad \text{Ecuación 2.32}$$

dónde:

$L_e$  = DBO en el afluente, mg/L

$L_o$  = DBO en el efluente, mg/L

$K$  = Coeficiente de velocidad de primer orden

$A_s^m$  = Superficie media,  $m^2/m^3$

$Q^n$  = Volumen hidráulico,  $m^3/m^3 d$

En la Tabla 2.7 se presentan los coeficientes de la Ecuación 2.32, que representan el 90% de los datos reportados de otros filtros en operación. La ecuación representa una relación de primer orden. Es necesario considerar que si la concentración de SST en el afluente es alta, la eficiencia del FP se verá disminuida. En la Ilustración 2.34 se presentan las expresiones desarrolladas en los Estados Unidos y en Inglaterra para los medios de roca y de plástico a 20 grados centígrados.

En el modelo hidráulico de coeficientes, la mayor parte de los datos de velocidad  $k$  disponibles se han generado a partir de mediciones de la DBO total.

Puede ser razonable argumentar que la DBOT en el afluente es la carga orgánica de entrada, que la DBOS en el efluente representaría el trabajo hecho (remoción), y que los SST en el efluente y su DBO asociada, son una medida combinada de la eficiencia del sedimentador. En la práctica el valor del coeficiente hidráulico varía ampliamente, por lo que Roessler y Smith (1969) demostraron (Ilustración 2.35) que el valor de  $n$  está relacionado empíricamente con el área de la superficie de los medios de soporte.

Es difícil comparar los datos de operación si los valores de  $n$  son variables, por lo que en la práctica se asume que para medios de soporte sintéticos con un área de superficie de 85 a 105  $\text{m}^2/\text{m}^3$  y remoción de materia orgánica, se utiliza un valor constante de  $n = 0.5$  para el diseño de los filtros percoladores. También, se ha adoptado que para los medios de roca se pueden emplear una  $n = 0.5$  a pesar de que los valores reales han sido más altos. El valor inherente de  $n$  en la fórmula de la NRC es 0.5, sin embargo, los valores de rendimiento para la remoción de materia orgánica determinado por la fórmula NRC se pueden convertir en valores de  $k$  en la ecuación de Germain para un agua residual municipal con salida del sedimentador primario y con 150 mg DBO/L, de esta manera, en la Tabla 2.8 se presentan los valores de  $k$  equivalentes.

El aumento de las tasas de aplicación producirá un valor  $k$  superior, tanto en medios de soporte

de plástico como de roca. Cuando los filtros no se humedecen con eficiencia, se debe esperar un valor de  $k$  inferior. Los resultados que se presentan en la Tabla 2.8 demuestran lo anterior. El valor de  $k$  y  $k_c$  normalizada, para un medio de soporte de plástico con una área superficial de 88 a 98  $\text{m}^2/\text{m}^3$ , es de 0.203 (L/s) $0.5/\text{m}^2$ , utilizado un  $D = 6.1$  m

Factores como la superficie de los medios, su configuración, profundidad y características de las aplicaciones hidráulicas, están entrelazados en los coeficientes  $k$  y  $n$ , por lo que sus valores deben ser preestablecidos para determinar el tamaño del filtro.

Un análisis reciente (Albertson, 1990, y el WEF, 1992) sugiere que,  $k_{20}$  no es una medida de tratabilidad de aguas residuales ni una medida general de la eficacia de los medios de soporte. Un filtro de roca con profundidad de 1.8 m puede tener un valor de  $k_{20}$  un 50%

Ilustración 2.34 Predicciones de eliminación de DBO de modelos británicos y estadounidenses

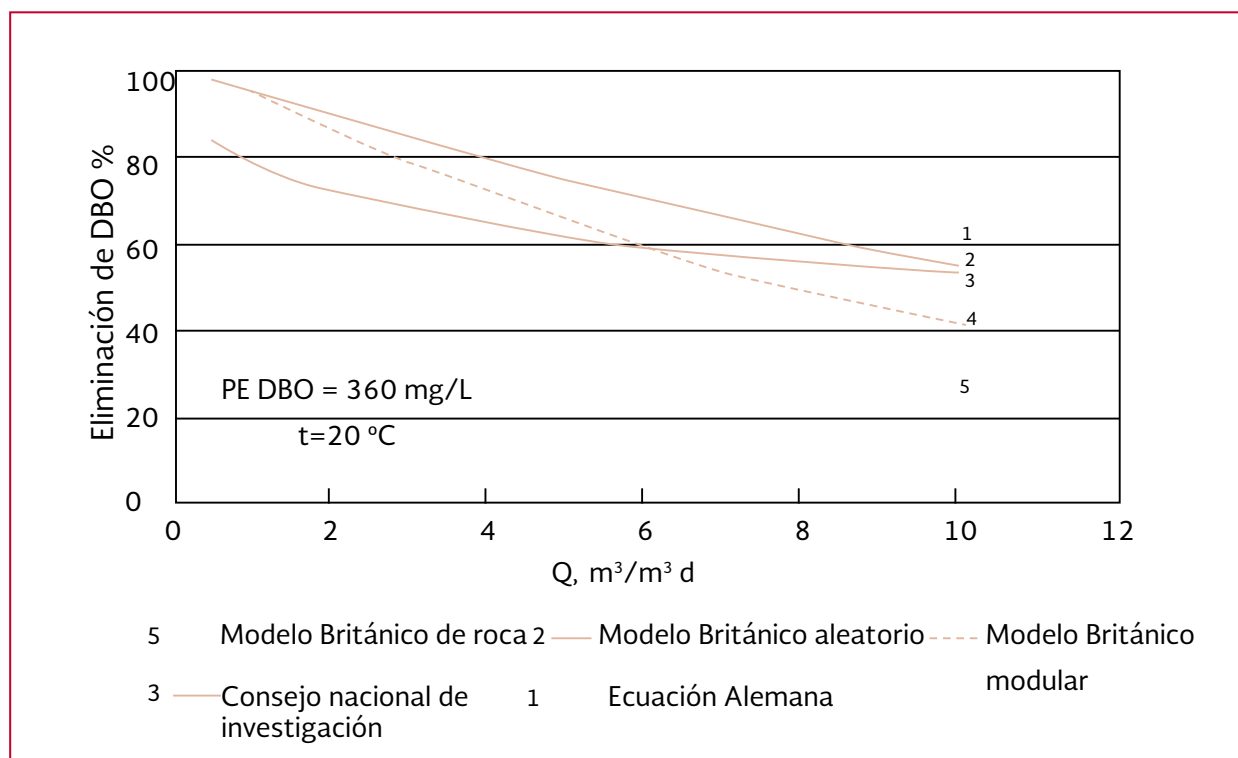


Ilustración 2.35 Relación de  $n$  a la zona de superficie del medio (Roessler y Smith, 1969)

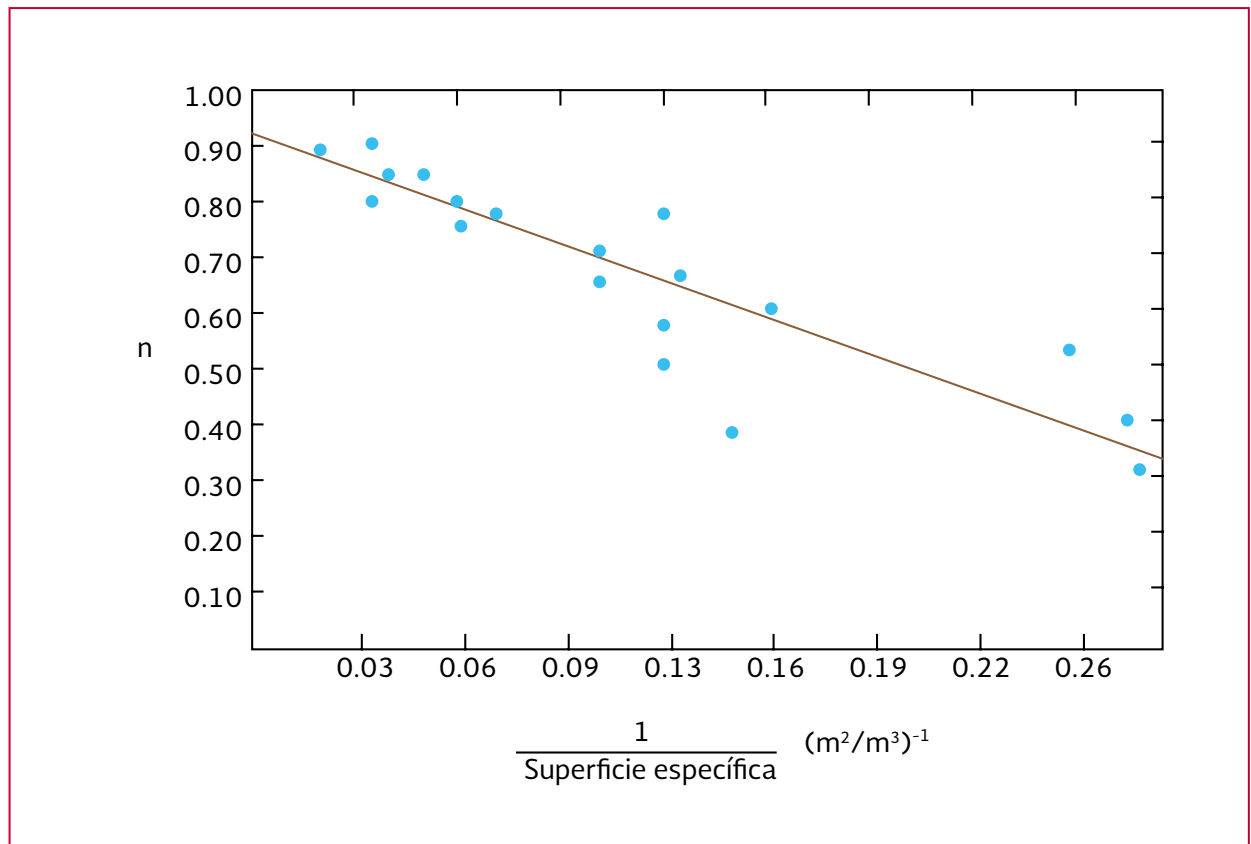


Tabla 2.8 Ecuación Germain  $k$  y  $k$  normalizada, valores inherentes a la fórmula National Research Council

Carga DBO kg/m <sup>3</sup> d	Tasa hidráulica m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> h	NRC Remociones (E),%			Valores de $k$ calculados <sup>a</sup> (L/s) <sup>0.5</sup> /m <sup>2</sup>			Valores normales <sup>b</sup> de $k_c$ (L/s) <sup>0.5</sup> /m <sup>2</sup>
		R=0	R = 1	R=2	R=0	R= 1	R=2	R=1
0.25	0.052	81.9	85.3	86.7	0.176	0.197	0.208	0.10816
0.50	0.103	76.2	80.5	82.2	0.208	0.238	0.249	0.129792
0.75	0.155	72.3	77.1	79.1	0.227	0.262	0.279	0.143312
1.0	0.207	69.4	74.4	76.6	0.243	0.279	0.295	0.154128
1.5	0.310	64.9	70.4	72.7	0.262	0.306	0.327	0.167648
2.0	0.414	61.6	67.3	69.8	0.279	0.324	0.349	0.17576

<sup>a</sup> $D = 1.83$  m (6 ft),  $L_0 = 150$  mg DBO/L,  $n = 0.5$

<sup>b</sup> $k_c = k (6/20)^{0.5}$ , donde  $D = 6.1$  m, temperatura no definida por NRC

más alto que un filtro de 6.1 m con de medio de soporte de plásticos, pero el rendimiento puede ser el mismo, mejor, o peor. Además, la carga orgánica afecta  $k$ , porque es una función de la raíz cuadrada de la tasa de aplicación del afluente.

Por último, el valor de  $k$  es a menudo controlado por el sistema hidráulico del FP, especialmente si la tasa es menor a 0.51 L/m<sup>2</sup>s y la frecuencia de dosificación no está optimizada. Los valores de  $k_c$  normalizados para FPs con profundidad de 6.1 m, están en función de la tasa hidráulica total, como se presenta en la Ilustración 2.36. Albertson y Eckenfelder (1984) llegaron a la conclusión de que, con una carga hidráulica adecuada para la humectación, la eficiencia de eliminación de materia orgánica es independiente de la profundidad y el valor de  $k$  es dependiente de la profundidad de la siguiente manera:

$$k_2 = k_1 \left( \frac{D_1}{D_2} \right)^{0.5} \quad \text{Ecuación 2.33}$$

dónde:

$D_1$  = Profundidad de referencia

$D_2$  = Profundidad del FP

$k_1$  = Valor de referencia

$k_2$  = Coeficiente normalizado

Además, sustituyendo una aplicación continua por una dosificación intermitente (mayor SK) se mejora significativamente el rendimiento y se eliminan los efectos de profundidad, probablemente por una mayor eficiencia de humectación. Simultáneamente se llevaron a cabo pruebas por Dow Chemical Company en

Midland, Michigan, utilizando profundidades de 1.6 m y 6.6 metros. En la Ilustración 2.37 se presentan los resultados de estos estudios.

Quizás el estudio más extenso en este sentido fue el de Dow Chemical Company con profundidades de torre de 3.2 m y de 12.8 metros. Como se presenta en la Ilustración 2.11. Estas torres fueron analizadas a tasas hidráulicas de 0.85 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h y a 9.8 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h, y fue a partir de este estudio que se desarrolló la tasa de 1.8 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h para la humectación mínima.

Se acepta que la velocidad de remoción de materia orgánica es una función de la carga hidráulica, por lo que son muy importantes en este sentido la aplicación de modelos hidráulicos en los filtros percoladores. Estos deben considerar que si aumenta la resistencia del paso del flujo del agua debido a la acumulación de biomasa en el medio de soporte, el valor de  $k$  disminuirá. Debido a que el efecto de la tasa en el rendimiento hidráulico se modela como una función de una potencia de 0.5, por lo que una función de potencia similar se debe aplicar al sustrato afluente para eliminar su efecto sobre el valor de  $k$ . Albertson (1990) sugiere que el valor de  $k$  se modifica de la siguiente manera:

$$k_2 = k_1 \left( \frac{S_1}{S_2} \right)^{0.5} \quad \text{Ecuación 2.34}$$

dónde:

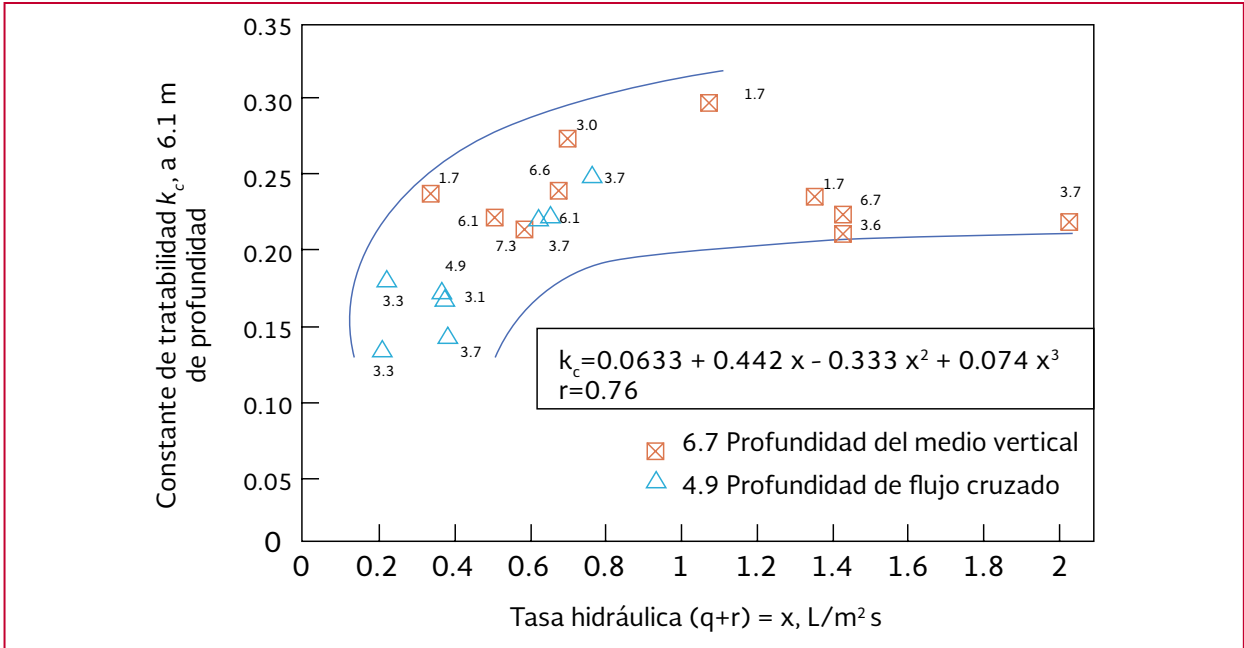
$S_1$  = DBO de referencia

$S_2$  = DBO de operación

$k_1$  = Valor de referencia

$k_2$  = Coeficiente normalizado

Ilustración 2.36 Efecto hidráulico en la constante de tratabilidad  $k_c$  (Albertson, 1990)



Por ejemplo, para desechos industriales con 200 y 800 mg/L DBO se tendrán valores diferentes de  $k$ . Si el valor de  $k$  para 200 mg/L fue de 0.19 (L/s)  $0.5/m^2$ , el valor para 800 mg/L será el siguiente:

$$k_2 = 0.19 \left( \frac{200}{800} \right)^{0.5} = 0.095 (L/s)^{0.5} / m^2$$

Ecuación 2.35

Albertson analizó los datos de diversas plantas a escala real y llegó a la conclusión de que los datos de  $k$  podrían normalizarse mediante el siguiente procedimiento:

$$k_{c20} = k_{20} \left( \frac{D_1}{D_2} \right)^{0.5} \left( \frac{S_1}{S_2} \right)^{0.5} \quad \text{Ecuación 2.36}$$

dónde:

- $D_1$  = 6.1 m
- $S_1$  = 150 mg/L de DBO
- $k_{c20}$  = Valor normalizado de  $k_{20}$  para la profundidad y la carga de  $D_2$  y  $S_2$  empleada

Sin embargo, la relación sólo es válida para la ampliación/escala descendente cuando la

biodegradabilidad o capacidad de tratamiento de residuos de la  $S_1$  es igual a  $S_2$ , ya sea sobre una base DBOT o DBO soluble. La tratabilidad equivalente se define como la remoción de materia orgánica similar con la misma carga orgánica volumétrica y la temperatura. Por ejemplo, el valor  $k$  de un diseño de aguas residuales usando una torre de 6 m ( $D_2$ ) y una de agua residual de 800 mg/L ( $S_2$ ) sobre la base de las pruebas realizadas a 3 m de torre ( $D_1$ ) con 350 mg/L ( $S_1$ ) se calcula de la siguiente manera:

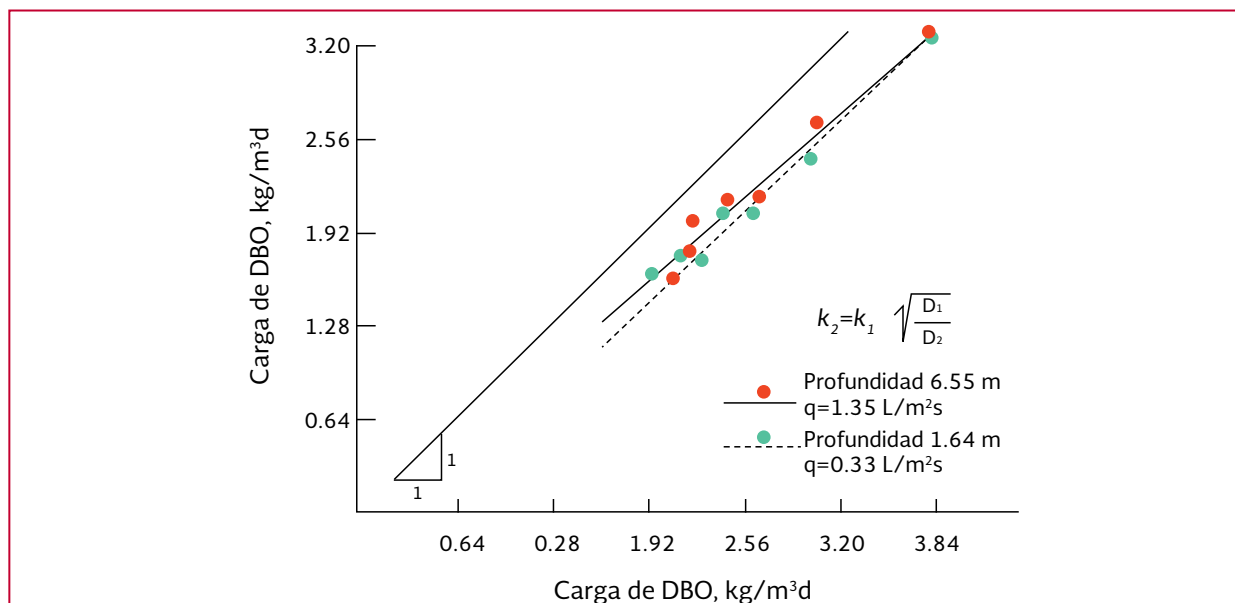
$$k_2 = 0.19 \left( \frac{3}{6} \right)^{0.5} \left( \frac{350}{800} \right)^{0.5} = 0.089 (L/s)^{0.5} / m^2$$

Ecuación 2.37

El valor  $k_2$  sería utilizado en las ecuaciones Schulze o Germain para un FP de profundidad de 6 m. Un valor de  $k_2$  inferior representa los efectos combinados de una torre más profunda y de aguas residuales más fuertes. Se asume en estos cálculos una humectación óptima en ambas torres.

La importancia de la modificación o la normalización de los datos a una profundidad y

Ilustración 2.37 Estudios de carga simultáneas de Midland, Michigan (Dow Chemical Co., 1962)



carga orgánica común, es que se convierte en  $k_{C20}$ , y el valor es ahora una medida de la tratabilidad de las aguas residuales para los medios específicos y las condiciones hidráulicas utilizadas.

Por lo tanto, se ha fijado para una agua residual municipal una  $n = 0.5$  y una  $k_{C20} = 0.203 (L/s)^{0.5}/m^2$ , para medios de soporte de 6.1 m de profundidad y 150 mg/L de DBO total. Las curvas que se presentan en la Ilustración 2.38 son para aguas residuales con biodegradabilidad similar a las municipales. Las curvas representan

cargas comparables en filtros percoladores con variación en las profundidades de los medios de soporte y en la calidad de las aguas residuales. Si no se toman en cuenta el medio de soporte y la carga orgánica, al dimensionar el FP esto puede resultar en un sobredimensionamiento ó en subdimensionamiento.

Se recomienda precaución en la aplicación de los valores  $k_{20}$  establecidos en la Ilustración 2.38 para un FP con profundidad de 3 m. En la Tabla 2.9 se presentan las recomendaciones de diseño.

Tabla 2.9 Valores  $k_{20}$  para aguas residuales domésticas con demanda bioquímica de oxígeno de 15 mg/L

Profundidad media, m	Medio de roca <sup>a</sup> (L/s) <sup>0.5</sup> /m <sup>2</sup>		FC 30, (L / s) <sup>0.5</sup> /m <sup>2</sup>	VTC 27, (L/s) <sup>0.5</sup> /m <sup>2</sup>
	R = 1	R = 2		
1.0	0.363	0.384	0.342	<sup>b</sup>
1.5	0.296	0.314	0.303	0.400
2.0	0.256	0.272	0.278	0.346
3.0	--	--	0.246	0.282
4.0	--	--	0.226	0.245
5.0	--	--	0.211	0.219
6.0	--	--	0.200	0.200
8.0	--	--	0.173	0.173
10.0	--	--	0.155	0.155

- <sup>a</sup>Base en L=0.58 kg/m<sup>3</sup> d, DBO=140 mg/L

- FC = Flujo Cruzado

- <sup>b</sup>No hay datos disponibles

- VTC = Vertical Total Corrugado

El usar tasas de aplicación hidráulicas bajas, del orden de 0.3 a 0.8 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h, puede ser la causa de un rendimiento bajo en un FP poco profundo. Para obtener mejores rendimientos se deben emplear mayores tasas hidráulicas y valores de SK más altos. El valor de k, basado en DBO, se ve influenciado por la cantidad de SST y la respiración endógena medida como DBO de estos sólidos.

La respiración endógena es una función de la carga orgánica y de la temperatura y, en menor grado, está influenciada por las características de las aguas residuales y la configuración de los medios.

La DBOT se expresa como sigue:

$$DBOT = DBOS + SST \cdot DBO = DBOS + f(SST)$$

Ecuación 2.36

dónde

$f = SST(DBO/SST)$ , coeficiente de respiración endógena de los SST del efluente.

El valor de  $k_{20}$  en la ecuación Germain se define por la siguiente expresión:

$$k_{20} = \frac{\ln\left(\frac{L_o}{L_e}\right)(q^n)}{(D)(1.035^{T-20})} \quad \text{Ecuación 2.38}$$

dónde

$L_o$  y  $L_e = DBOS + f(SST)$

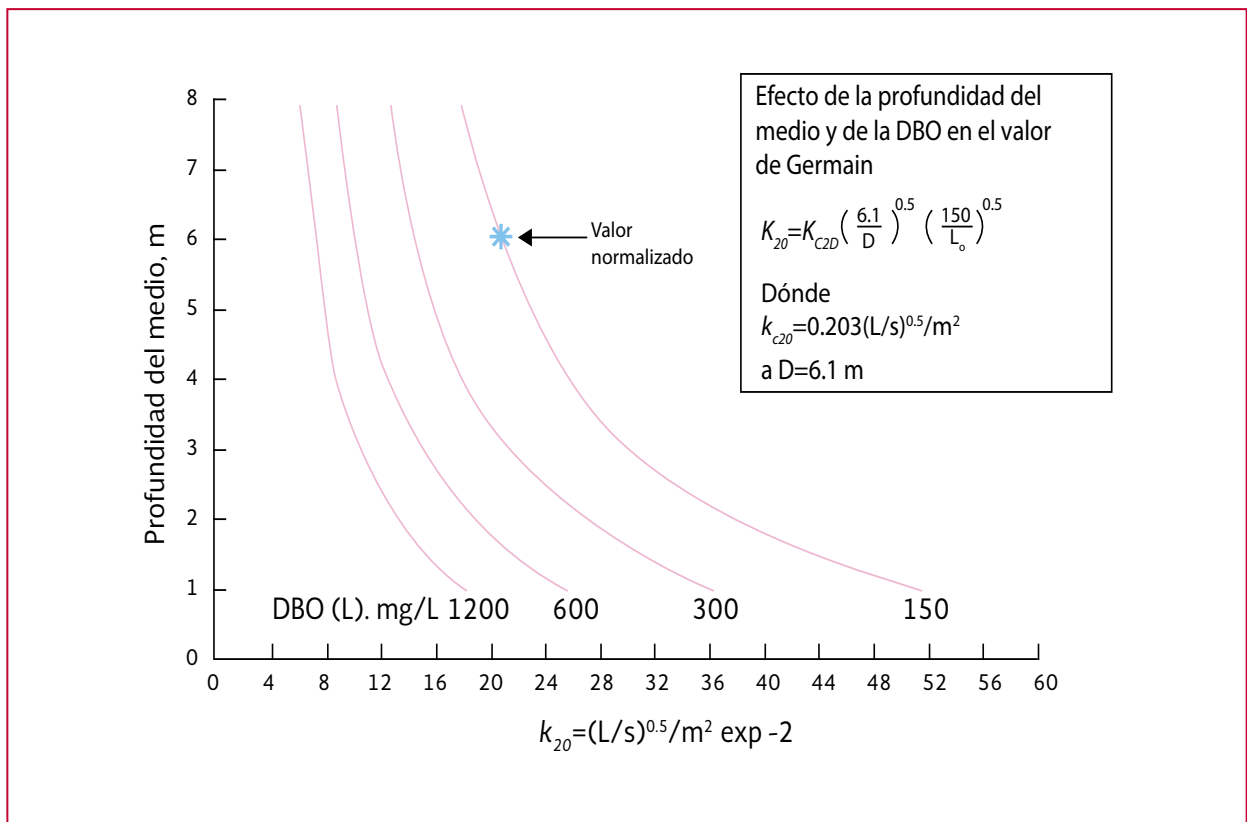
$n = 0.5$  para la correlación de datos.

$D =$  Profundidad del filtro.

$q =$  Tasa hidráulica.

$T =$  Temperatura del agua.

Ilustración 2.38 Curvas de diseño  $k_{20}$  para aguas residuales de biodegradabilidad similar a las aguas residuales domésticas





El valor de  $k$  dependerá los SST en el efluente, ya que el valor normal de la  $SST \cdot DBO$  es de 50 a 75 por ciento de la DBO total.

Los valores reportados de  $SST \cdot DBO / SST$  o de  $f$  como una función de la carga de DBO, se tomaron del estudio de Seattle, Washington, (Brown y Caldwell, 1978) y de otros informes. No hay correcciones de temperatura, y en la Ilustración 2.39 se presentan los datos como una función de la carga.

## 2.4. CONSIDERACIONES DE DISEÑO

### 2.4.1 PRETRATAMIENTO

La eliminación de los SST antes del FP aumenta la capacidad y mejora la calidad del efluente como se mostró anteriormente, citando a Pierce (1978), Sarnar (1984), Schroeder (1982), y Zimmerle *et al* (1982), estos estudios demuestran que un buen pretratamiento, sedimentación simple, precipitación química, o

filtración de arena, mejoran el funcionamiento del FP y mejoran la eficiencia y la clarificación.

El cribado fino se utiliza con éxito para filtros de medios plásticos. El FP debe ser diseñado sobre la base de que no hay remoción de materia orgánica por las rejillas. Las rejillas típicamente remueven partículas de 1.5 a 3.0 milímetros. Estas partículas no constituyen una parte significativa de la carga orgánica en el filtro.

Cuando los sedimentadores primarios tienen una carga hidráulica dentro de las tasas establecidas que se presentan Tabla 2.10, su diseño debe eliminar al menos el 55 por ciento de los SST y del 25 al 30 por ciento de la demanda bioquímica de oxígeno.

Similar a los sedimentadores secundarios, los sedimentadores primarios más profundos tienen más capacidad hidráulica por unidad de área. Si se requiere la eliminación de fósforo, el método preferido es la adición de sales de hierro o aluminio al agua residual cruda, para generar precipitaciones químicas.

Ilustración 2.39 Relación de los efluentes  $SST \cdot DBO / SST$  a la carga orgánica

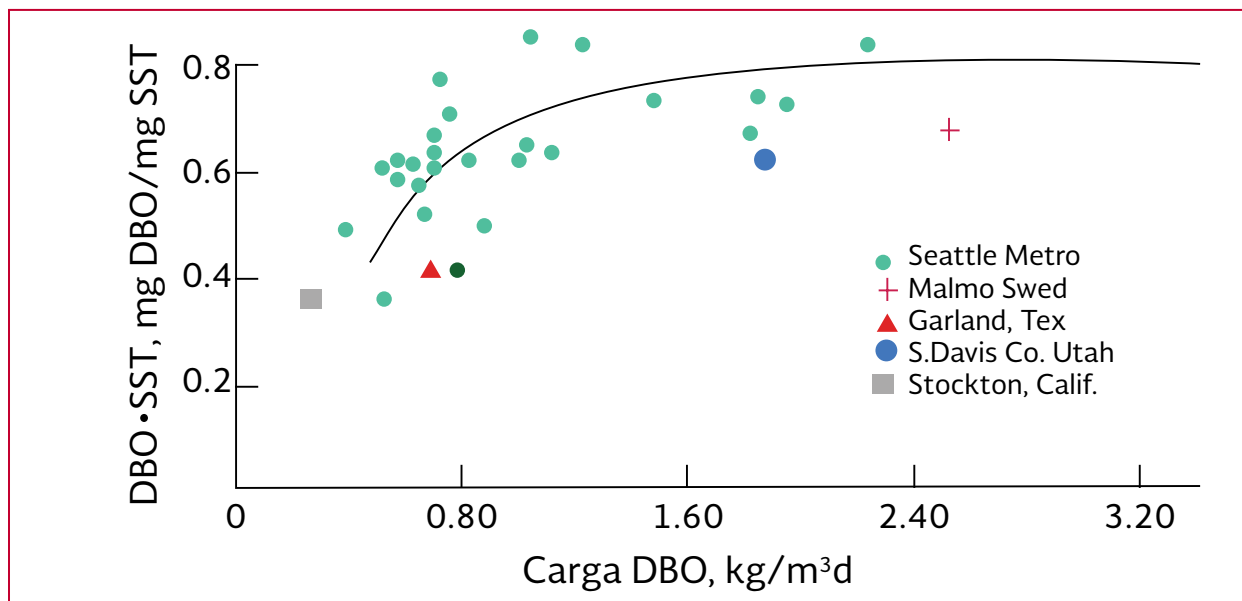


Tabla 2.10 Tasas de desbordamiento recomendados para sedimentadores primarios

Profundidad del agua lateral, m	Tasa de derrame, m <sup>3</sup> / m <sup>2</sup> h	
	Promedio	Máximo
2	0.72	1.19
3	1.02	1.69
4	1.44	2.21
5	1.61	2.71

Además, de la eliminación de fósforo, debe haber un aumento significativo en la remoción de materia orgánica y de SST en el sedimentador primario, lo que mejora el rendimiento del filtro percolador.

El FP sobrecargado se puede mejorar mediante el uso de polímeros para elevar la eficiencia de los sedimentadores primarios. Esto también puede mejorar la capacidad de nitrificación en el filtro percolador. Con la excepción de filtros relativamente poco profundos con alimentación por gravedad, la mayoría de los filtros utilizan bombas para levantar el efluente primario combinado y el flujo de recirculación. Normalmente, la altura necesaria para el FP será la profundidad del medio, más 2.5 a 3.5 m para el desagüe inferior, las pérdidas de carga, y los requisitos de distribución.

Normalmente se utilizan las bombas centrífugas para levantar el afluente y la recirculación, aunque también se llegan a utilizar las de flujo axial, de flujo mixto, y bombas de tornillo. Los costos favorecen el uso de bombas sumergibles. Las bombas deben ser capaces de manejar el tipo de basura que pasa a través de sedimentadores primarios sin ser obstruidas.

Las bombas pueden ser de capacidad fija o variable. Para las zonas de baja operación (3 m), la capacidad variable se puede lograr con una válvula de control. Para las partes superiores,

la capacidad variable se consigue con unidades de frecuencia variable (UFV) o comúnmente conocidos como variadores de velocidad. Lo más común para recircular el efluente del FP al sedimentador primario es el empleo de bombas de flujo constante. En la Ilustración 2.40 se presenta un arreglo de bombas sumergibles en operación automática.

El funcionamiento de la bomba puede ser controlado con un nivel de mando manual. Por ejemplo, una planta con un gasto de 100 L/s y 250 L/s de flujo máximo tiene tres bombas, una en 100 L/s y dos en 150 litros por segundo. En la Tabla 2.11 se presenta el flujo, la recirculación y las bombas en funcionamiento a lo largo de un ciclo de 24 horas.

Cuando hay una recirculación fija, se deben utilizar bombas de capacidad fija. Puede haber poca o ninguna ventaja a las UFV en este caso, ya que varias bombas pueden manejar fácilmente el rango del caudal, por lo que el ahorro de energía no sería significativo.

Los filtros de dos etapas en serie tienen disposiciones similares para la recirculación. La recirculación puede ser individual o bien el efluente de la segunda torre se puede recircular a la primera torre. Cuando los distribuidores son independientes, no hay preocupación por su mantenimiento si están con flujos bajos.

Ilustración 2.40 Estación de bombeo de un filtro percolador con nivel controlado de recirculación

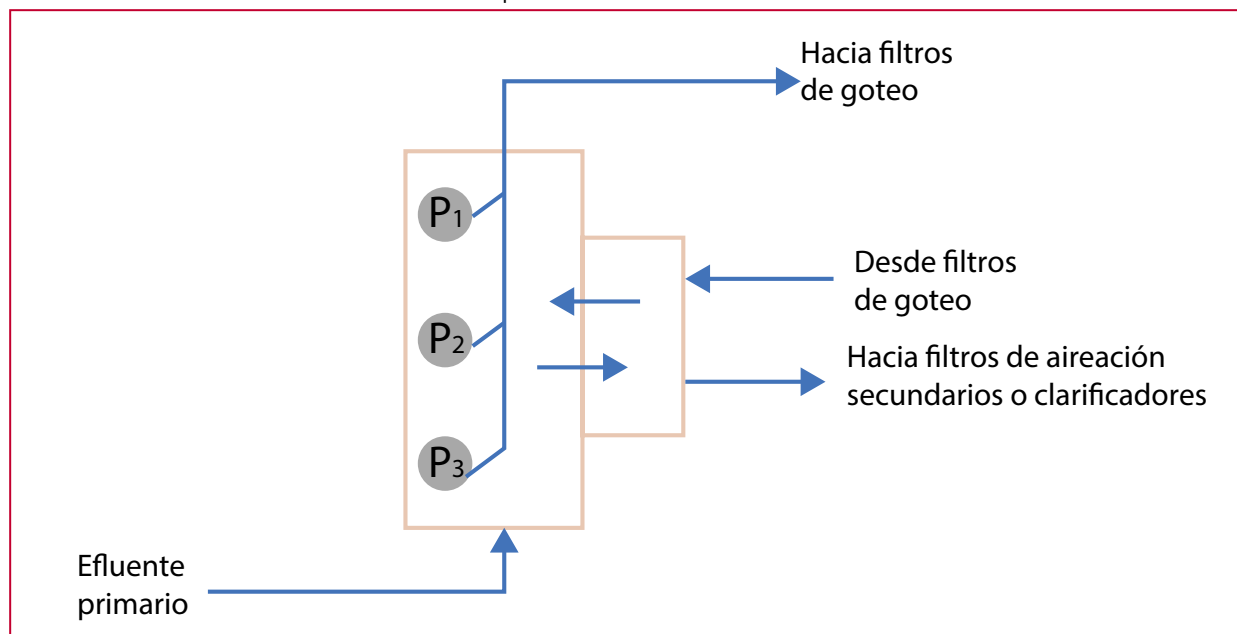


Tabla 2.11 Ejemplo del horario de funcionamiento de la bomba

Tiempo	Flujo afluente, L/s	Bomba encendida, L/s			Recirculación, L/s
		100	150	150	
0:00	75	X			25
4:00	50	X			50
8:00	125		X		25
12:00	225	X	X		25
16:00	175	X	X		75
20:00*	300		X	X	0
24:00	60	X			40

\*Agua de lluvia

Los métodos de suministro de aguas residuales en el distribuidor del filtro incluyen la alimentación por gravedad, sifones de dosificación y bombeo. El tipo de alimentación es dependiente del gradiente hidráulico disponible y el distribuidor utilizado. En todos los casos, se requiere de cálculos hidráulicos, para un flujo mínimo de tal manera que se asegure la altura adecuada para los distribuidores y de cálculos para un flujo máximo que dan la altura necesaria para asegurar una descarga adecuada.

La pérdida de carga neta en la línea central horizontal del brazo del distribuidor y en otros puntos puede calcularse deduciendo

las siguientes pérdidas a partir de la presión estática disponible:

- Pérdidas de carga a nivel máximo (caudales máximos) en pozos de bombeo
- Las pérdidas por toma de las bombas
- Las pérdidas por fricción en la tubería para el distribuidor, considerando un margen adecuado para pérdidas de carga en codos, válvulas, ampliaciones, reducciones, y otros accesorios
- Pérdida a través del distribuidor de subida y del centro del puerto

- La pérdida de carga en los brazos de distribución y de descarga a través de las boquillas

Los requisitos de pérdida de carga en los distribuidores son establecidos por los fabricantes. La pérdida de carga es la diferencia de elevación desde el canal de desagüe subterráneo principal o de nivel de pozo hasta el distribuidor.

Típicamente, la potencia requerida para el bombeo del FP será la demanda más grande de la planta. Sin embargo, la energía del equipo del FP y accesorio es generalmente del 30 a 50 por ciento de la requerida para toda la planta.

#### 2.4.2 DISTRIBUCIÓN DEL FLUJO

La distribución del flujo es una característica importante en el sistema de un filtro percolador. El agua se debe aplicar de manera uniforme y a una velocidad que mantenga a un filtro en una condición completamente humedecida y limpia. Una aplicación desigual del flujo y de tasas que no proporcionen un buen enjuague generan un rendimiento bajo. Lo que se traduce en olores, acumulación de sólidos y obstrucción parcial de los filtros. Para optimizar un rendimiento del FP, se debe proporcionar una tasa hidráulica adecuada. Por lo que la mayoría de los FPs se construyen circularmente para operar con un distribuidor rotativo.

La información que reportan Hawkes (1957), Lumby Barnes (1948), y Tomlinson y Hall (1955), indica que las boquillas fijas no son adecuadas para obtener un rendimiento óptimo en el filtro percolador. Las tasas medias e instantáneas (ICI)

proporcionan rendimientos bajos y acumulación excesiva de sólidos, encharcamientos en filtros de medios de roca y generación de olores. Las unidades existentes de FP pueden actualizarse con distribuidores rotativos o alternativos (para filtros rectangulares). Si una unidad rectangular se actualiza con un distribuidor rotativo, generalmente no todo el medio de soporte se humedece, porque éstos deberán ser eliminados o retirados, pues de lo contrario, el área de interfase húmedo-seco proporciona un lugar de cría de fauna indeseable, tal como moscas.

Sobre la base de la práctica actual, es típicamente aconsejable ser capaz de aumentar al menos de forma rutinaria la SK de 10 a 50 veces. Es decir, los distribuidores rotativos, hidráulicamente impulsados, operando entre 0.5 a 1.5 min/rev y tendrán que ser reducidos a 15 a 50 min/rev. En la Tabla 2.12 se presentan unas sugerencias preliminares.

El distribuidor rotativo convencional como se presenta en la Ilustración 2.41 es impulsado por la descarga hidráulica. Sin embargo, se ha prestado poca atención a la velocidad de rotación que en parte determina la tasa de dosificación instantánea (mm/paso). El distribuidor rotativo está típicamente equipado con dos a seis brazos. El flujo distribuido puede ser escalonado para proporcionar la cobertura completa por brazo. Es decir, cada brazo puede proporcionar cobertura de 50 o 100% por revolución. En la Tabla 2.13 se presentan el número de brazos y la cobertura/brazo que afecta el valor en el cálculo de la SK como. El menor número de brazos será el mejor diseño del distribuidor y con mejor equilibrio hidráulico.

Por lo tanto, los filtros con 100% de cobertura/ brazo deben funcionar a 50% de la velocidad de rotación ( $N$ ) para mantener el mismo valor de la Spülkraft. Esto puede ser una limitación significativa para un distribuidor hidráulico de propulsión. La Tabla 2.14 presenta el funcionamiento de un distribuidor que está hidráulicamente impulsado, para alcanzar el rango deseado de la Spülkraft. Es decir, puede que no sea posible para el distribuidor operar tan lentamente como según se requiera para mantener el rango de diseño de la SK. Sin embargo, esto es sólo un ejemplo ilustrativo, y se debe seleccionar de la Tabla 2.12 el diseño de la Spülkraft.

El problema de mantener una buena intensidad de lavado se agrava con filtros de roca que operan con las tasas de aplicación típicas de 0.2 a 0.6 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h. Se requieren velocidades del distribuidor similares a los que se presentan en la Tabla 2.15 para mantener los SK establecidos.

No hay velocidad mínima para un distribuidor hidráulico. Algunos han reducido su velocidad con marcha atrás o de chorros de frenado, como se presentan en la Ilustración 2.42, pero se reportan estancamientos a velocidades variables de 4 a 20 rev/min. La mayoría de las plantas no pueden operar a la velocidad mínima durante

la carga media a pico a menos que el FP opere en flujo constante. Sin embargo, las velocidades de rotación bajas se pueden lograr en períodos de bajo caudal, que es el tiempo deseado para el lavado. El empleo de chorros inversos, en los distribuidores hidráulicos de propulsión convencional, a menudo está limitado en su capacidad para mantener una óptima SK y la intensidad de lavado deseado. La experiencia obtenida por la operación es el mejor enfoque para determinar si las unidades hidráulicas deben ser reemplazadas con unidades eléctricas, que proporcionar un mayor rango de control del Spülkraft.

El diseño de la rueda de agua es un paso intermedio entre el modo de propulsión a chorro y la unidad eléctrica. En su forma más simple de accionamiento hidráulico, la rueda de agua es energizada por el afluente o una parte del caudal. Los distribuidores de agua pueden ser accionados por una unidad de rueda que se fija en el centro del distribuidor. También es posible proporcionar una rueda de agua en la periferia del filtro percolador. Estas unidades son capaces de compensar diferentes flujos, y proporcionar una velocidad más lenta de rotación. Debido a que es posible utilizar sólo una parte del flujo, un flujo variable tiene menos efecto sobre este tipo de unidad que una unidad de chorros. Sin

Tabla 2.12 Guía para las tasas de dosificación de filtros percoladores en función de la carga de DBO

Carga de DBO Kg/m <sup>3</sup> d	Dosificación de operación SK mm/paso	Dosificación de lavado SK mm/paso
0.25	10-30	≥ 200
0.50	15-45	≥ 200
1.00	30-90	≥ 300
2.00	40-120	≥ 400
3.00	60-180	≥ 600
4.00	80-240	≥ 800
mm/paso, representa la cantidad de líquido aplicado por cada paso de cada brazo distribuidor		

Fuente: Metcalf and Eddy, Ingeniería de aguas residuales, Tratamiento, vertido y reutilización, 2003

Ilustración 2.41 Distribuidor hidráulico de propulsión rotativo

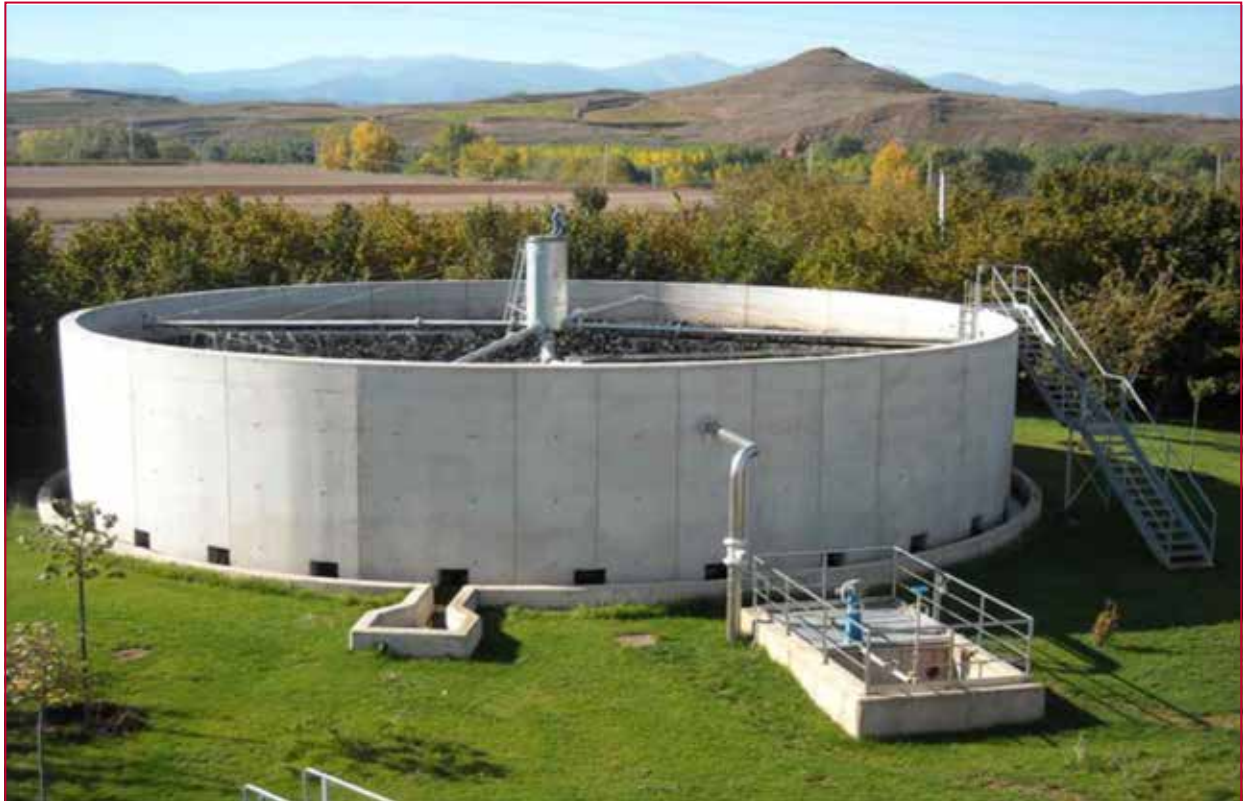


Tabla 2.13 Efecto del diseño de distribuidor en el valor Spülkraft (SK)

No. de brazos	Valor de $a$	
	50 % de cobertura	100% de cobertura
2	1	2
3	-	3
4	2	4
6	3	6

$$*SK = \frac{(q+r)(1\ 000)}{(a)(n)(60)}$$

Tabla 2.14 Ejemplo de determinación de la velocidad del distribuidor

Cobertura de flujo / brazo,%	Velocidad de operación, rev/min	
	50	100
Gama Spülkraft, mm/paso *	15-300	15-300
No. de brazos		
2	0.6-12	1.2-24
3	--	1.8-36
4	1.2-24	2.4-48
6	1.8-36	3.6-72

\*Tasa media de 1.5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> h

Tabla 2.15 Comparación de las propiedades físicas de los medios disponibles para filtros percoladores.

Tipo de medio	Tamaño nominal mm	Unidad de peso kg/m <sup>3</sup>	Superficie específica m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	Espacio vacío %	Aplicación <sup>a</sup>
Paquete de laminas	610 x 610 x 1 220	30-80	89-105	>95	C,CN,N
	610 x 610 x 1 220	60-100	138-148	>94	N
	610 x 610 x 1 220	60-100	203-223	>94	N
Roca	30-80	1400	62	50	N
Roca	50-100	1 600	46	60	C, CN, N
Al azar (volcado)	variable	30-80	82-115	>95	C,CN,N
	variable	50-80	138-164	>94	N
Madera	1 220 x 1 220 x 48	165	46		C,CN

<sup>a</sup> Q<sub>c</sub>=DBOC<sub>R</sub>; CN=DBOC<sub>R</sub> y DNO<sub>R</sub>; y N= DNO<sub>R</sub>, terciario.

embargo, la unidad no se puede automatizar para proporcionar períodos de lavado de alta intensidad.

Los distribuidores accionados por motor, de tipo rotatorio, son similares en diseño al de tipo de reacción. Requieren un mínimo de carga hidráulica, incluso cuando se manejan grandes variaciones en el flujo. El movimiento se proporciona por un motor eléctrico totalmente cerrado que gira los brazos a una tasa fija. El distribuidor de tipo rotativo, accionado por motor, es a menudo hidráulicamente deseable cuando se diseña para rangos extremos de flujo. Instalaciones de este tipo se utilizan en filtros que varían en diámetro de 7.6 a 53 metros.

El distribuidor rotativo accionado eléctricamente al centro o con una unidad periférica, por lo general se puede adaptar fácilmente a las instalaciones existentes. Las unidades pueden ser programadas (Albertson, 1992) para operar a diferentes velocidades y obtener una óptima SK para la remoción de materia orgánica, y para limpiar a fondo los medios sobre una base rutinaria.

La unidad de accionamiento central estará anclada a la parte no giratoria de la estructura del afluente. Donde no hay rodamiento constante

superior, el cojinete de soporte debe instalarse con un eje estacionario para proporcionar una plataforma para la unidad de accionamiento. Esta puede ser situada dentro del soporte del mástil para dar estabilidad a los brazos.

En la Ilustración 2.42 se muestra como en el eje estacionario, el cojinete puede ser extendido para soportar el accionamiento. Se puede utilizar un accionamiento eléctrico montado periféricamente para conducir el distribuidor. La unidad de tracción se puede utilizar ya sea en el interior o en la parte superior de la pared. La disposición es similar a la de un sedimentador de transmisión de tracción, que utiliza una unión giratoria para transmitir energía. En la Ilustración 2.43 se presenta una unidad periféricamente. Una unidad de propulsión eléctrica con controladores y temporizadores de velocidad variable puede operar independientemente del flujo. Esto es particularmente ventajoso para las instalaciones que no cuentan con el flujo de recirculación suficiente para minimizar la velocidad de rotación. Además, con dos unidades, es posible definir fácilmente la óptima SK y los requisitos de lavado. Por ejemplo, el lavado se realiza mejor en períodos de bajo flujo y carga, de 1 a 3 horas entre la 1 y las 6 a.m., cuando la capacidad clarificación está en al máximo.

Las ventajas de tener dos o más FPs con unidades controladas remotamente y temporizadores, o con un microprocesador (Ilustración 2.14), son significativas, ya que la SK óptima se puede obtener variando el funcionamiento del FP con diferentes SK, ajustando la velocidad de rotación y evaluando la remoción de materia orgánica generada. Se pueden programar rutinas diarias de alta intensidad en el FP para definir la SK de lavado óptimo y la duración requerida para maximizar el rendimiento. Una vez que se obtienen estas condiciones, las unidades pueden ser controladas para mantener la operación en el punto óptimo.

Los brazos del distribuidor rotativo son típicamente tubulares en unidades pequeñas y de formas rectangulares en las unidades más grandes que operan a altas tasas. El acero galvanizado y el aluminio son los materiales más comunes para la fabricación de los distribuidores, aunque el acero inoxidable puede ser utilizado para condiciones corrosivas. La distribución del flujo se lleva a cabo por una serie de boquillas situadas en el brazo en

posiciones que proporcionan ya sea la cobertura de 50 o 100% de la unidad por pasada del brazo. Estas boquillas están equipadas con puertas deslizantes para controlar el flujo, las salpicaduras y para distribuir el agua sobre el área a ser cubierta. En algunos diseños, las boquillas están situadas en la parte superior del distribuidor y descargan hacia atrás sobre placas planas.

En muchos casos, los distribuidores están equipados con cuatro brazos para manejar una gama más amplia de flujo. Dos de los brazos operan a caudales de hasta, y/o ligeramente por encima del flujo promedio.

Durante los caudales máximos, se utilizan los otros dos brazos. Este arreglo tiene la ventaja de proporcionar una intensidad máxima de lavado durante los flujos críticos bajos que contienen la concentración máxima de demanda bioquímica de oxígeno. También proporciona una mejor distribución porque la velocidad en los brazos puede ser menor. Es recomendable utilizar un menor número de brazos para obtener un mejor

Ilustración 2.42 Distribuidor rotativo típico con chorros de frenado y accionamiento eléctrico

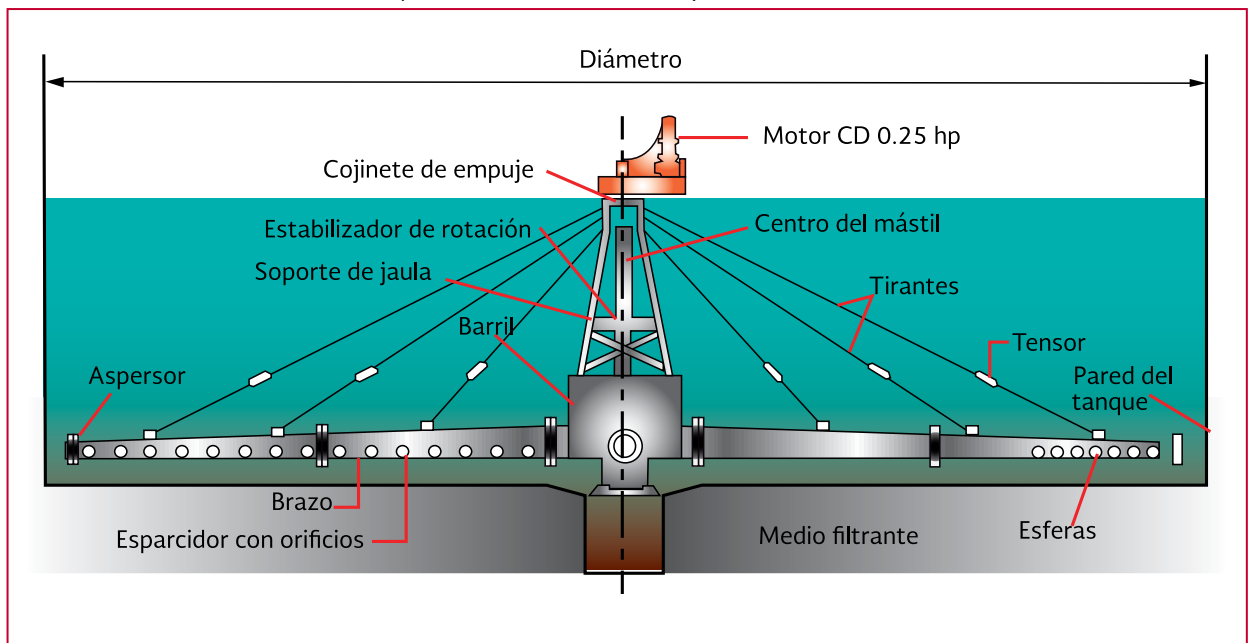
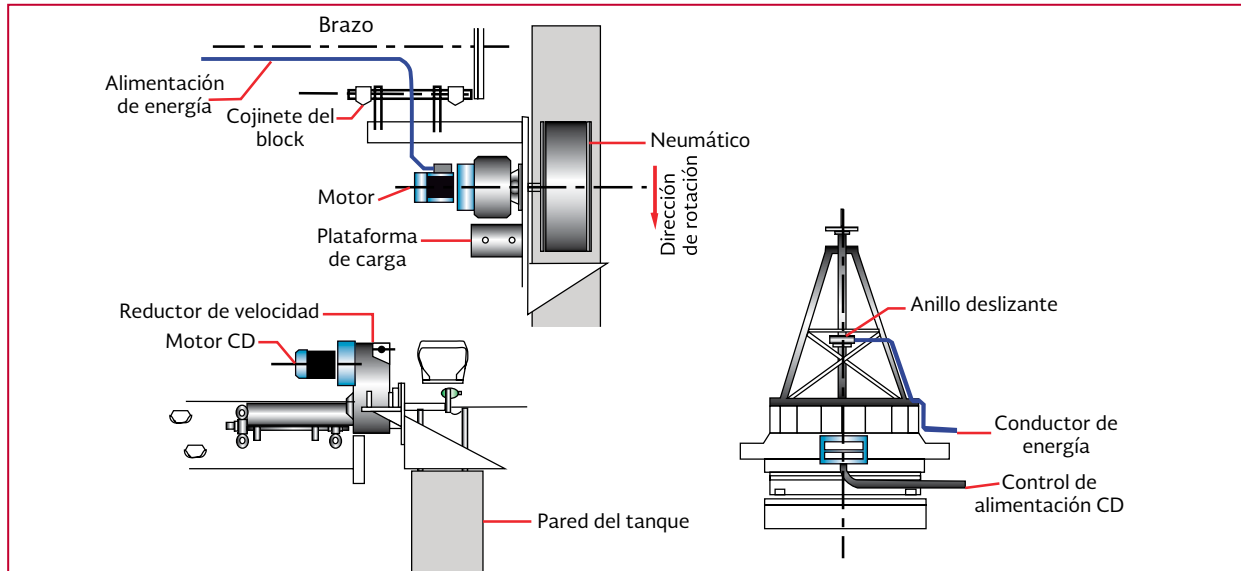




Ilustración 2.43 Adaptación del accionamiento eléctrico periférico



rendimiento y un menor número de problemas de operación.

La experiencia ha demostrado que en medios de soporte de plástico las fallas ocurren cerca del centro de la columna, en donde el distribuidor tiene pequeñas aberturas, las boquillas se ensucian fácilmente y el flujo de distribución es típicamente más pobre. En el interior, el 25 por ciento del diámetro del filtro percolador, los orificios más grandes deben ocupar el 50 por ciento de los brazos para mejorar el sistema hidráulico; el aumento del cien por ciento en el SK ayudará a eliminar zonas internas sin afectar negativamente los resultados del proceso.

Para que opere correctamente un distribuidor y que éste proporcione una mejor distribución, se requiere que la carga hidráulica este en el rango de 400 a 1 000 mm. Una buena distribución se lleva a cabo manteniendo el flujo de la boquilla a la velocidad mínima. Sin embargo, si la velocidad es alta la distribución de los flujos será inadecuada.

Se debe considerar la instalación de un sello de desbordamiento entre la columna afluyente fija y la sección giratoria. Los diseños antiguos utilizan diversos tipos de trampas de agua, sellos de mercurio, o sellos mecánicos para evitar que el agua se filtre entre la parte fija y la giratoria. Los diseños modernos utilizan un arreglo de desbordamiento que no requiere ninguna junta inferior, pero si incluyen sellos para evitar fricción sobre el mecanismo, lo que evita el mantenimiento de la junta.

En la Ilustración 2.44 se presenta un distribuidor eléctrico con desbordamiento, que cuenta con un cojinete superior que está fuera de la zona de chapoteo. Cuando se actualizan las unidades viejas, normalmente se incorpora este tipo de arreglo a la unidad. Los requisitos de carga de los distribuidores hidráulicos varían aproximadamente con el cuadrado de la corriente. La carga mínima por encima de la línea central de los brazos es de 0.3 a 0.6 m generalmente. Debe estar disponible una mayor carga para dar cabida a los incrementos de flujo. Esta necesidad de aumentar la carga se ha reducido en algunos distribuidores por el uso de

dispositivos de desbordamiento que resultan en la dosificación a través de los brazos adicionales durante los períodos de alto flujo.

### 2.4.3 VENTILACIÓN

Un diseñador debe considerar la adición de un flujo de aire controlado al filtro percolador. En relación con la gestión de la tasa de aplicación hidráulica, los olores normalmente se pueden controlar a un nivel aceptable. Si se requiere de lavado, los gases de escape pueden ser dirigidos al sistema de lavado. Típicamente, es deseable transportar el aire hacia abajo en un filtro percolador. Donde hay dos torres en serie (Ilustración 2.45), es deseable disponer de una corriente descendente en la primera torre y un flujo ascendente en la segunda torre. La unión

de las paredes, columna central, y los medios de soporte deben tener sellos de aire para evitar fugas. Además, un tiro descendente de aire puede eliminar la necesidad de cubiertas.

Si las pérdidas de carga a través de los medios son bajas, se pueden presentar flujos de aire a través de los medios de soporte de forma desigual. Además, esto puede ser un problema cuando hay una gran diferencia entre la temperatura del aire y del agua, y si la ventilación forzada está en la dirección opuesta al tiro natural.

La reducción forzada del aire en uno o dos puntos periféricos del FP, en el invierno, puede resultar en un flujo descendente de aire en la proximidad de la toma y en una corriente ascendente en otras porciones del mismo.

Ilustración 2.44 Arreglo del distribuidor eléctrico impulsado con el desbordamiento (sin sello)

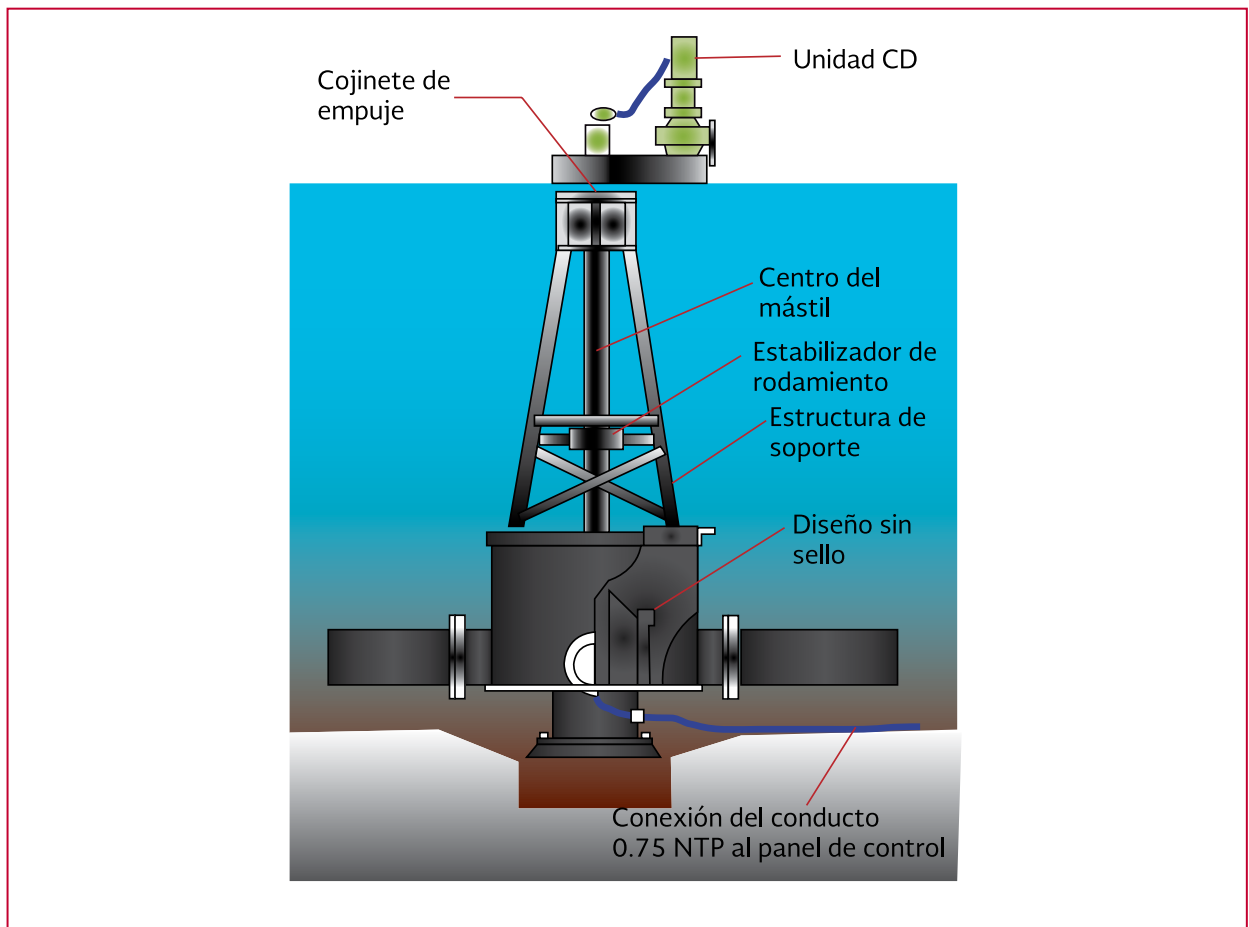
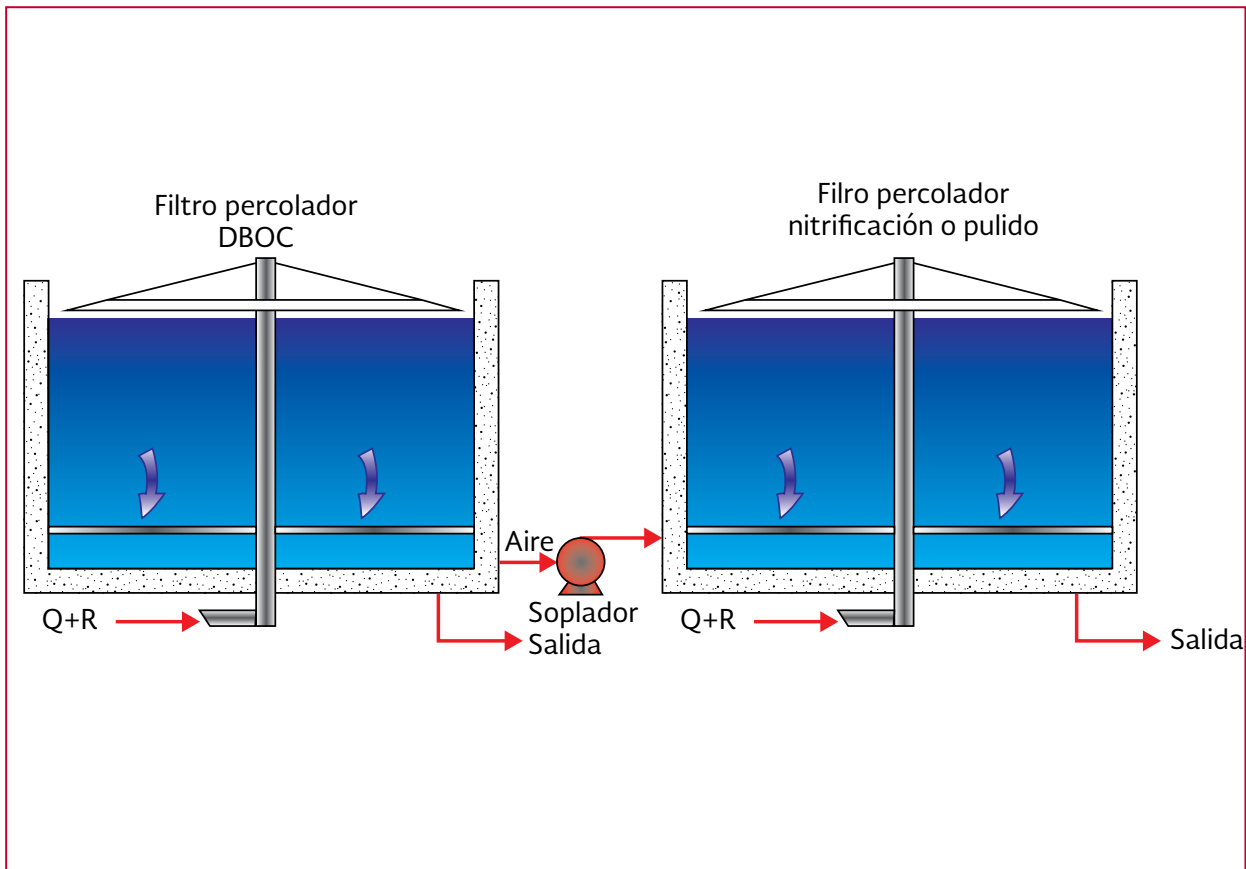


Ilustración 2.45 Lavado con aire usando ventilación forzada



Si existen grandes diferencias entre la temperatura del aire y del agua, es necesario un desagüe subterráneo de aspiración (o descarga) para controlar la distribución del aire. Esto puede estar dispuesto como se presenta en la Ilustración 2.46, si el flujo de aire es bajo, se debe contar con puertos de entrada para evitar el arrastre de gotitas de agua. Las aberturas deben estar dimensionadas y espaciadas según el área requerida. Las cabeceras de desagüe de fibra de vidrio proporcionan una buena operación libre de corrosión.

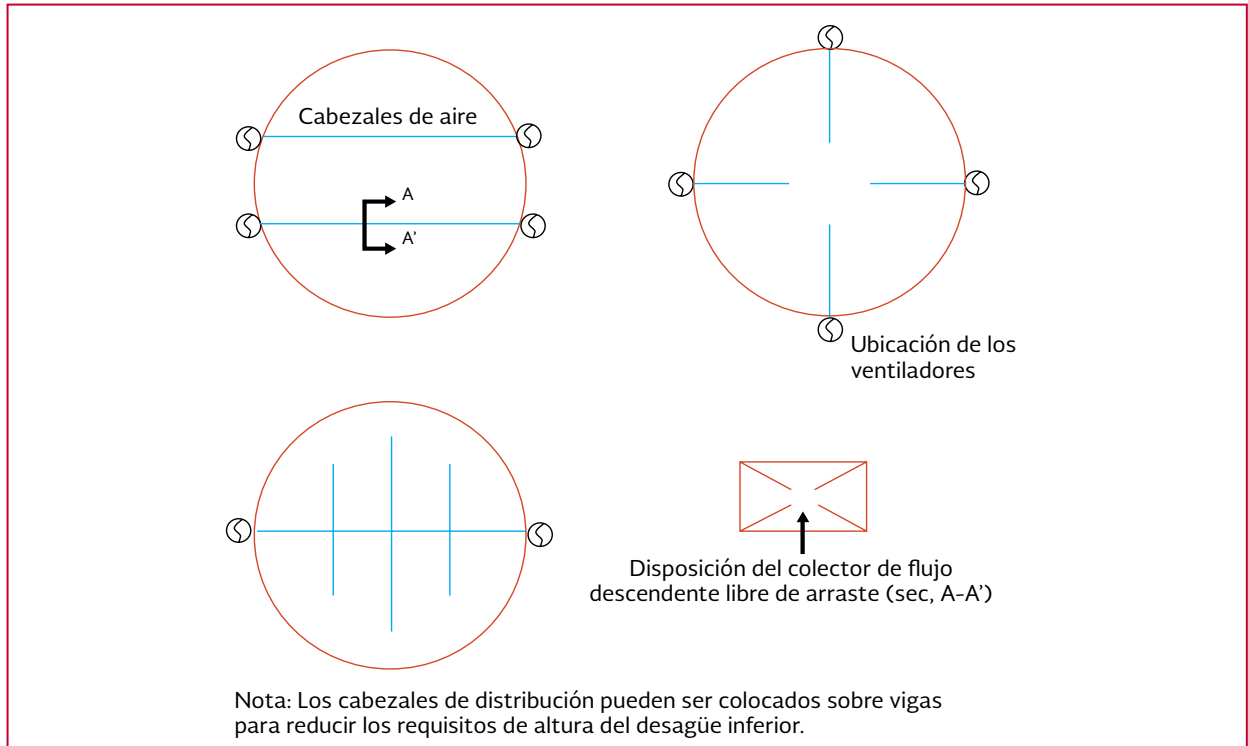
Dependiendo del tipo de ventilación, el diseño de la utilización de ventiladores puede ser de uno, dos, cuatro, o seis colocados en la periferia del filtro percolador. El uso de una cabecera de aire permite colocar a los ventiladores en un solo lugar. Se debe considerar contar con un

ventilador de repuesto. El ventilador de baja carga más eficiente es de flujo axial. Este tipo de ventilador puede proporcionar hasta 170 m<sup>3</sup>/min de flujo de aire a 0.75 KW con una caída de presión de 0.12 a 0.19 kPascuales. Los ventiladores radiales y centrífugos tienen del 50 a 70 por ciento de la capacidad de uno de flujo axial por unidad de energía consumida.

#### 2.4.4 SELECCIÓN DEL MEDIO FILTRANTE

La introducción de medios sintéticos ha mejorado la gama de cargas hidráulicas y orgánicas, más allá de la estrecha gama de los medios de piedra. La Tabla 2.15 presenta una comparación de las propiedades físicas de varios tipos de medios de soporte.

Ilustración 2.46 Distribución del aire en el medio de un filtro percolador



Las propiedades de los medios de soporte, que son de interés primordial, debido a su efecto sobre el rendimiento del FP, son: mayor superficie específica, el porcentaje de espacio vacío, y la eficiencia de humectación. Un área de superficie permite una mayor masa de limo biológico por unidad de volumen, mientras que el aumento de espacio vacío permite mayores cargas hidráulicas y una mejor transferencia de oxígeno. La capacidad de los medios sintéticos para manejar altas cargas hidráulicas y orgánicas es directamente atribuible a la mayor superficie específica y al espacio vacío, en comparación con los medios de piedra y escoria de alto horno. Sin embargo, el factor que gobierna a menudo es la eficiencia de humectación (es decir, la porción de los medios que se humedece y se utiliza).

Mientras que los medios plásticos han ampliado el campo de aplicación de los FPs, el rendimiento del filtro de roca a menudo se puede mejorar significativamente mediante la modificación

de la operación de distribución, o proveyendo una ventilación forzada. El reemplazo o la profundización del filtro con medios plásticos a menudo se justifican en los casos en que la calidad de los medios de roca es pobre, el espacio es limitado, y se espera una expansión de la planta. Sin embargo, bien diseñado y operado, o mejorado, un filtro de roca con profundidad de 1 a 2 m proporcionará una excelente operación y rendimiento en la eliminación de materia orgánica.

La Ilustración 2.47 presenta los medios de soporte típicos utilizados en un filtro percolador. Los medios de soporte son; roca, listones de madera horizontal, módulos de plástico al azar, VTC y de FC. También se utiliza ampliamente, medios verticales semicorrugados (VSC), que utilizan láminas planas alternas en el paquete. Ambos medios de VTC y VSC fueron utilizados desde finales de 1950 hasta principios de 1980. Desde ese momento, los medios de FC han sido

el tipo de material más popular. Sin embargo, los medios de VTC, que fueron utilizados inicialmente, están recuperando su aceptación.

Parker *et al.* (1989) no recomiendan el uso de los medios de soporte de alta densidad de FC de 200-240 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> en aplicaciones de nitrificación terciaria, sobre la base de datos piloto y las conclusiones de Gujer y Boller (1983), que mostraron tasas de nitrificación bajas, en relación a los medios de densidad más baja. Esto es debido al desarrollo de manchas secas por debajo de los puntos de intercepción en los medios de soporte (Onda *et al.*, 1968 Honoso *et al.*, 1980), ya que los medios de mayor densidad

tiene más interrupciones de flujo y, por lo tanto, menos humectación efectiva.

La forma de los medios debe ser un factor en sus características de rendimiento. Una configuración del material debe proporcionar mejores resultados si:

- El tiempo de retención de líquidos fue alto
- Los medios se humedecen fácilmente
- Las incrustaciones dentro de los medios fueron mínimas
- La superficie biológica aerobia fue máxima
- La ventilación (oxigenación) se mejoró

Ilustración 2.47 Tipos de medios de uso común en filtros percoladores



Mientras que la experiencia puede definir las configuraciones óptimas de los medios de soporte, puede ser necesario la realización de estudios a escala piloto o a escala completa para contar con una certeza de que el medio de soporte es el adecuado. Es necesario considerar que existe la posibilidad de que el factor de extrapolación (piloto a escala real) varía según el tipo de medio de soporte, la hidráulica, y el procedimiento de dosificación.

Como se presentan en la Tabla 2.15, el área de superficie específica de los medios de soporte recomendados para la remoción de materia orgánica y para la eliminación combinada de DBO Y DNO es inferior a la utilizada para la nitrificación terciaria. La razón de esto es que a medida que las cargas orgánicas se reducen, el espesor de la biopelícula se reduce, lo que resulta en una mayor área de superficie disponible. Por lo tanto, los medios de superficie de áreas más bajas se utilizan normalmente para la remoción de materia orgánica.

Para compensar la deficiencia de la distribución en medios de roca, estos tienden a utilizar medios más abiertos (roca más grande) y menos área de superficie, con buenos sistemas hidráulicos.

Por otra parte, los factores que son responsables del encharcamiento en los filtros de roca son: el medio de soporte (25 a 50 mm); la degradación de la roca con el tiempo; bajas tasas hidráulicas, por lo general insuficientes para eliminar el exceso de biomasa, residuos industriales que producen biopelículas más gruesas y el exceso de sólidos procedentes de los sedimentadores. El exceso de biomasa y sólidos bloquean los poros primarios, producen condiciones anaerobias que prevalecen, y que generan olores, que se traducen en un rendimiento bajos de

eliminación de materia orgánica. Los medios de roca más grandes (50 a 100 mm) no presentan estos problemas.

Actualmente en la práctica se utilizan medios de plástico en FPs con una área de 88 a 105  $\text{m}^2/\text{m}^3$  para remoción de materia orgánica y en FPs combinados para remover materia orgánica y nitrógeno. Para la nitrificación terciaria se emplea una superficie de 135 a 150  $\text{m}^2/\text{m}^3$ . Sin embargo, el uso de rejillas finas de 3 mm puede permitir el empleo de los medios de alta densidad (135 a 145  $\text{m}^2/\text{m}^3$ ) para la eliminación de materia orgánica. Esta recomendación se debe tomar con precaución, ya que aún no se cuenta con la información suficiente para establecerla como una práctica común.

Históricamente, los filtros de roca en los EE.UU. se han construido de 1 a 2 m de profundidad, y de vez en cuando 2.5 m, donde la limitación en la profundidad está asociada a la falta de una ventilación adecuada producida por el tiro natural. También hay una mayor tendencia al encharcamiento en los filtros más profundos. Aunque son más comunes en Europa, los filtros de roca, como Arnheim, en Alemania, se han construido con 5 m de profundidad y con fuente de ventilación. Desafortunadamente, no existen datos comparativos entre, filtros profundos de roca ventilados y de tiro natural de poca profundidad.

Los FPs con medios de soporte de plástico se construyen comúnmente entre 5 y 8 m de profundidad, aunque algunas unidades pueden alcanzar los 12.8 metros. Los soportes de plástico que sustituye a los medios de roca, normalmente se mantienen en la profundidad original de 1.5 a 2.5 m, el limitante de la profundidad a menudo se atribuye a la estética de la altura de la torre,

capacidad de servicio, requisitos de bombeo, y al diseño estructural de los medios de soporte más que a los aspectos biológicos de la eficiencia. Es deseable aumentar la profundidad del filtro para reducir el flujo requerido para la humectación, lo que reduce también la recirculación. En los filtros más profundos con cargas orgánicas altas, no puede haber una deficiencia de oxígeno en las capas superiores. Sin embargo, una ventilación adecuada y un lavado hidráulico pueden prevenir que la deficiencia de oxígeno se convierta en un problema. Por lo que se recomienda una mayor recirculación para mantener las superficies biológicas aerobias.

El aumento de la eficiencia debido a las profundidades es parcial, ya que también se debe a una mejor distribución hidráulica. Los filtros más profundos tiene mayores tasas hidráulicas medias e instantáneas. Dow Chemical Company (1962) y Albertson y Davies (1984) muestran que la tasa hidráulica promedio debe exceder de  $0.51 \text{ L/m}^2\text{s}$ , para asegurar el máximo rendimiento. Los resultados de los estudios de Dow Chemical Company se presentan en la Ilustración 2.11 y también demuestran que la velocidad de remoción de materia orgánica es independiente de la profundidad en un rango de 3.2 a 12.8 metros. Además, al presentar una mayor profundidad se pueden manejar mayores cargas hidráulicas, lo que favorece un mejor rendimiento del filtro percolador.

La cantidad de exceso de biomasa producida por las aguas residuales afectará la selección de medios de soporte y diseño del proceso. El tratamiento de aguas residuales con cargas orgánicas elevadas puede resultar en una mayor acumulación de biomasa (Joslin *et al.*, 1970, y Schulze, 1960). Se han observado que los biofiltros acumulan más sólidos en los meses

más fríos y que ocurren desprendimientos cuando se calienta el agua residual. Por lo tanto, la capacidad para eliminar continuamente el exceso de sólidos es una característica importante de funcionamiento de los medios de soporte.

Medios de soporte como la roca, la escoria y el plástico, causan un flujo cruzado de las aguas residuales y reducen los efectos de lavado. Por otra parte, los medios de plástico verticales son los preferidos para un lavado vertical que es más eficaz para el control de la biomasa, cuando se tratan aguas residuales con altas cargas orgánicas. El tiempo de residencia en el FP está en función del medio de soporte, así, un medio de cenizas de caldera solidificada tiene mejores características de residencia que la escoria y la escoria es mejor que la roca. Una roca de 64 mm tiene características de residencia de líquido inferiores a los 25 milímetros. Los contenidos de humedad en los medios de grava de 50 mm, en promedio es de un 3.5%, mientras que para escoria de 50 mm es de 11 por ciento.

Es necesario considerar que un mayor contenido de biomasa en la parte superior del medio de soporte puede incrementar el tiempo de residencia del agua residual y por ende puede proporcionar un mejor tratamiento.

El peso reportado del volumen de biomasa/unidad mojada y seca presenta valores muy variados debido al tipo de medios de soporte, las condiciones hidráulicas, la concentración de los residuos, la temperatura de las aguas residuales, la carga y las condiciones de operación. El porcentaje de Sólidos Totales (ST) en la película varía ampliamente, como se presenta en la Tabla 2.16. Hay poca información sobre el contenido de sólidos en la biopelícula. Se utiliza a menudo

un rango de 4 a 6% de los (ST), pero la fuente de estos valores es desconocida. El espesor de la biopelícula puede ser controlado por la tasa promedio de aplicación hidráulica y la intensidad como se indicó anteriormente.

## 2.4.5 REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA

La información presente en la literatura concluye que la eficiencia del FP es controlada por la carga orgánica, si esta se define por la demanda bioquímica de oxígeno. Además, las instalaciones de accionamiento hidráulico pueden ser modificadas para relacionar la carga orgánica con las características de tratabilidad de las aguas residuales. La fórmula NRC (1946) es un medio confiable para el diseño de filtros de roca. Además, se sabe que una mejora en la hidráulica de los FPs, proporciona una alta intensidad de lavado, controla encharcamientos, moscas y olores, al tiempo que mejora la remoción de materia orgánica y mejora de separación de sólidos. El rango de valores para la SK que se presentan en la Tabla 2.12 es para filtros de roca, y es particularmente importante para cargas

que exceden 0.3 kg DBO/m<sup>3</sup>d y cuando los olores y el exceso de desprendimiento tienden a convertirse en problemas significativos.

Como se presenta en la Tabla 2.8, el empleo de la ecuación de Germain, con las conversiones adecuadas permite obtener valores de *k* que podrían ser utilizados para el dimensionamiento de filtros de roca que eliminan materia orgánica. Para definir la eliminación de materia orgánica se utiliza la ecuación de Velz modificada por Eckenfelder (1961 y 1963).

El efecto beneficioso de la recirculación también es inherente en la fórmula de la NRC (1946). Sin embargo, Germain (1966) y Albertson y Davies (1984) no encontraron ningún beneficio de la recirculación una vez establecido el nivel de humectación mínimo. El uso del concepto de SK puede reducir la tasa promedio mínima a 0.51 L/m<sup>2</sup>s, que en la actualidad se considera necesaria para los medios plásticos. Las fórmulas generales de diseño utilizando el modelo de accionamiento hidráulico para el FP, se muestran a continuación:

Específica del sitio:

Tabla 2.16 Reporte de la concentración y cantidad de sólidos en los filtros percoladores

Referencia	Tipo de medio	Tamaño mm	Área m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	Tasa hidráulica, L/m <sup>2</sup> s	Biopelícula	
					Húmeda Kg /m <sup>3</sup>	ST Kg /m <sup>3</sup>
Hawkes (1955)	Roca	NR <sup>b</sup>	NR	0.018	NR	10.6
Bruce y Merkens (1970)	Basura	125	130	0.062	100	NR <sup>b</sup>
	VTC	--	269	0.062	40	NR
	VTC	--	614	0.062	130	NR
	Roca	125	130	0.062	140	NR
Eden <i>et al.</i> (1966)	VTC	--	269	0.012	112	NR
Balakrishman <i>et al.</i> (1969)	Al azar	38	430	0.018	40	1.8
Dow Chemical Co. <sup>a</sup>	VTC	--	292	2.7	270	NR
	VTC	--	292	0.17	60	NR

<sup>a</sup>Máximo y mínimo reportado para DBO<sub>R</sub> carbonosa, 1962-1970

<sup>b</sup>No medido



$$k_{c20} = \frac{\ln\left(\frac{L_o}{L_e}\right)(q)^{0.5}}{(D)\Theta^{T-20}}$$

Ecuación 2.39

General

$$k_2 = k_1\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0.5}\left(\frac{L_1}{L_2}\right)^{0.5}$$

Ecuación 2.40

Normalizado

$$k_{c20} = \frac{\ln\left(\frac{L_o}{L_e}\right)(q)^{0.5}}{(D)\Theta^{T-20}}\left(\frac{6.1}{D}\right)^{0.5}\left(\frac{150}{L_o}\right)^{0.5}$$

Ecuación 2.41

De esta manera, el  $k_{c20}$  compara la tasa de remoción de materia orgánica como si todos los FPs fueran de 6.1 m, la DBO de 150 mg/L, y la temperatura de 20 grados centígrados. En la Tabla 2.17 se presentan las condiciones de diseño y metodología y en la Tabla 2.18 se presenta una comparación de dos diseños.

Los filtros de roca a menudo son rehabilitados eficientemente a costos menores, sin embargo, se deben tomar en cuenta los distribuidores y la ventilación forzada. Ya que estos procesos pueden mejorar significativamente la calidad del efluente del filtro de roca sin aumentar el volumen de los medios de soporte. Muy a menudo el problema de la calidad del efluente es la separación de sólidos. Si la DBO ya está en el rango aceptable, entonces la mejora consiste en la eliminación de los SST en el efluente. Por lo que el rendimiento del FP es, en parte, función del nivel de eliminación de los SST en el pretratamiento y en la eliminación primaria.

Los filtros percoladores deben ser diseñados para maximizar la remoción de materia or-

gánica, y para evitar problemas con la generación de olores por procesos anaerobios. La determinación de la transferencia de oxígeno y la remoción de materia orgánica es un proceso de diseño de dos pasos. En primer lugar, la materia orgánica removida debe calcularse utilizando el modelo LFP (Logan *et al.*, 1987a, 1987b y 1990) y suponer que la transferencia de oxígeno no limita la remoción de la materia orgánica. A continuación, la tasa máxima de transferencia de oxígeno a la biopelícula en los módulos superiores de la torre se calcula y se compara con la remoción de materia orgánica predicha.

En los filtros de Flujo Cruzado (FC) de goteo se reduce la profundidad de la torre, por lo que la recirculación se debe aumentar para mantener el flujo mínimo de humectación. En los últimos años, este criterio ha sido ignorado cuando se sustituyen los medios de roca por los medios de FC de menor a 4 m de profundidad.

Las tasas hidráulicas para los medios de roca son del 15 al 40% de la tasa de humectación mínima establecida por Dow Chemical Company y confirmadas por los estudios Albertson y Davies (1984), y estas tasas por lo general no se han incrementado durante la rehabilitación de los filtros. Estas unidades de FC han presentado una eficiencia menor de lo esperado (Deis *et al.*, 1985; Drury *et al.*, 1986; Malmrose, 1987, y Wood *et al.*, 1989.); una respuesta probable es una pobre humectación a tasas hidráulicas bajas, aunque la cuestión de la capacidad de la eficacia de humectación aún no ha sido resuelta. Hasta que se resuelva esta cuestión, se deben estar conscientes del hecho de que los filtros percoladores de FC en el rango de 1 a 2.4 m de profundidad, no son más eficientes que los medios de roca.

En la Tabla 2.19 se presentan los valores sugeridos de  $k_{20}$  para los medios de plástico utilizando la ecuación de Germain a 150 mg/L de DBO en el efluente primario de las aguas residuales municipales. Los resultados de Hawkes (1983), sobre la hidráulica muestran que los efectos de la temperatura en los filtros de roca son eliminados esencialmente con el control de la biomasa. Sarner (1978) no encontró influencia de la temperatura en sus estudios de alta tasa. Además, si la difusión de líquido controla el proceso, los efectos de la temperatura serán mínimos. Se espera que los distribuidores de accionamiento eléctrico, que proporcionan un control del espesor de la capa, reduzcan los efectos de las temperaturas altas.

La corrección de  $k$  por temperatura está dada por;  $1.035^{T-20}$  en un rango de 5 a 30 grados Celsius. Este valor conservador de corrección se basa en una tasa de reacción de primer orden.

Todos los medios que proporcionan una redistribución del flujo serán más propensos al taponamiento, debido a la reducción de los efectos de lavado. Aplicaciones, tales como el tratamiento de residuos sólidos, el tratamiento previo con mallas finas, y desbaste de la DBO, tienden a producir biomasa gruesa. Por lo que, en tal caso se prefieren los medios de soporte de listones de madera y los verticales. Para la remoción de materia orgánica se han realizado una serie de estudios en las instalaciones que utilizan medios de soporte de alta densidad de plástico (135 a 140  $m^2/m^3$ ). El análisis de los datos de rendimiento indica que los valores de  $k$  desarrollados no son significativamente diferentes a los de los medios de roca que se presentan en la Tabla 2.8. El uso de los medios de soporte de alta densidad con una superficie mayor a 105  $m^2/m^3$  no se recomiendan en base a los niveles excesivos de biomasa retenida y baja eficiencia de humectación.

Tabla 2.17 Condiciones de diseño para filtros percoladores

Condiciones de diseño	Filtro de roca	Filtro de medio plástico
n	0.5	0.5
$k_{c20}$ , (L/s) <sup>0.5</sup> /m <sup>2</sup>	NRC	0.203
D, m	1.52	4.88
T, °C	15	15
$\theta$	1.035	1.035
q, L/m <sup>2</sup> s	0.107	Según lo calculado
R/Q	2	Según sea necesario
DBO,kg/d	1 971	1 971
Volumen, m <sup>3</sup>	2 500	Según sea necesario

Tabla 2.18 Requisitos de diseño de medios filtrantes de roca y plástico

Requisitos de diseño	Filtro de roca	Filtro de medio plástico
Diámetro, m	45.7	26.4
Profundidad, m	2.3	4.88
Volumen, m <sup>3</sup>	3 778	2 670
Carga, kg /m <sup>3</sup> d	0.53	0.73
q + r, L/m <sup>2</sup> s	0.21	0.51
Spülkraft, mm/paso	20-300	30-460

Tabla 2.19 Valores sugeridos de  $k_{20}$  para aguas residuales domésticas con demanda bioquímica de oxígeno de 150 mg/L

Profundidad media m	Medio de roca, <sup>a</sup> (L/s) <sup>0.5</sup> /m <sup>2</sup>		FC 30 (L/s) <sup>0.5</sup> /m <sup>2</sup>	VTC 27 (L/s) <sup>0.5</sup> /m <sup>2</sup>
	R = 1	R = 2		
1.0	0.363	0.384	0.342	b
1.5	0.296	0.314	0.303	0.400
2.0	0.256	0.272	0.278	0.346
3.0	--	--	0.246	0.282
4.0	--	--	0.226	0.245
5.0	--	--	0.211	0.219
6.0	--	--	0.200	0.200
8.0	--	--	0.173	0.173
10.0	--	--	0.155	0.155

<sup>a</sup>Base en  $L=0.58$  kg/m<sup>3</sup> d, DBO=140 mg/L

<sup>b</sup>No hay datos disponibles

El uso del FC 135 para la remoción de materia orgánica no se recomienda en los filtros superficiales o profundos. La razón de esto son los valores bajos de  $k$  reportados de varias unidades a gran escala. La capacidad de tratamiento del FC 135, kg/m<sup>3</sup>d DBO eliminado, ha sido inferior a la del medio FC 98 en varios casos y FC 135 es aproximadamente 30% más costoso.

Los filtros de roca típicamente se han limitado a una profundidad de 2.5 m debido a problemas de ventilación y al exceso de almacenamiento de la biomasa.

Hay filtros percoladores hasta 12.8 m funcionando con éxito en plantas municipales. La práctica general es construir FPs con profundidades de los medios de soporte en un rango de 4.88 a 7.32 m. Sin embargo, si el espacio es limitado, los filtros percoladores se pueden construir de 7.31 a 10.37 m de profundidad.

Los arreglos en filtros percoladores profundos pueden eliminar la necesidad de la recirculación. Al mismo tiempo, la alta carga en la zona superior del filtro requiere de una rutina de lavado de alta intensidad y una ventilación positiva para evitar la sobrecarga y el exceso de acumulación

de biomasa y las limitaciones de oxígeno. Todos los FPs de desbaste se diseñan y operan en paralelo. Algunos filtros están diseñados para operar en serie, sin recirculación, como si se tratara de un solo filtro percolador; es decir, las dos unidades apiladas. El segundo FP en serie a menudo estará en fase endógena, en cuyo caso, el crecimiento puede ser irregular. Otro arreglo considera el concepto de alternación de unidades (O 'Shaughnessey, 1931) cada 3 o 7 días. Esto asegurará crecimiento de la biomasa en toda la profundidad de ambas unidades y proporciona una mayor capacidad para absorber cargas orgánicas pico.

#### 2.4.6 FILTROS NITRIFICANTES

Los procedimientos de diseño para ambos sistemas combinados de nitrificación y nitrificación terciaria siguen evolucionando. Además, las tasas de nitrificación para el FP, típicamente presentan variaciones de sitio a sitio, debido a la sensibilidad de las bacterias nitrificantes a las características del agua residual (OD, pH, DBO y orgánicos inhibitorios).

El diseño de la remoción combinada de materia orgánica (DBO) y nitrógeno (DNO) en filtros

percoladores de doble propósito que utilizan medios de soporte sintéticos, se inició en la década de 1980. Sin embargo, los filtros de roca y de medios sintéticos de baja velocidad y poca carga (Parker y Richards, 1986; Stenquist *et al*, 1974; y la EPA de EE.UU., 1975) han demostrado lograr una plena nitrificación del efluente primario en un sistema de una sola etapa.

La cinética de remoción de materia orgánica en combinación con la nitrificación es compleja. Algunas de las razones de esta complejidad son inherentes al proceso mismo y a la falta de conocimiento técnico de los factores que influyen.

La remoción de materia orgánica se lleva a cabo en la parte superior del FP y la nitrificación en las secciones inferiores. La recirculación puede generar una desnitrificación en las zonas superiores cuando el efluente nitrificado se recircula a través del filtro.

La tasa de nitrificación en las torres combinadas está en función de las características del agua residual, de factores hidráulicos, de la ventilación y del tipo de medio de soporte utilizado. Las características del agua residual incluyen la DBO, los SST y las concentraciones de NTK. Si las aguas residuales han sido parcialmente pretratadas por medios químicos o biológicos, la tratabilidad en el FP se modifica. El papel de la temperatura en estos diseños es complejo debido a las reacciones que compiten por un sustrato limitado (oxígeno, alcalinidad, y el  $N-NH_4$  a concentraciones de primer orden [ $<3$  a  $4$  mg/L]). Los efectos del pH y la presencia de compuestos tóxicos pueden inhibir la eficiencia de remoción de materia orgánica y de nitrógeno.

Harremoës (1982) observó que el fenómeno básico que rige las reacciones en reactores de película fija, es la difusión del sustrato soluble en la biomasa y los productos finales de la biopelícula. El crecimiento de las bacterias nitrificantes sólo puede llegar a ser dominante y operable después de que la mayor parte del sustrato orgánico ha sido eliminado por la biomasa aguas arriba y cuando hay menos competencia por el oxígeno disponible.

Bruce *et al.* (1975) demostraron que para iniciar la nitrificación en el efluente la DBO y la DQO tienen que ser menores de 30 y 60 mg/L, respectivamente, y que la nitrificación completa se produce con una DBO menor de 15 mg/L. Al revisar los trabajos disponibles, Harremoës (1982) concluye que la DBO debe ser inferior a 20 mg/L para iniciar la nitrificación. Parker y Richards (1986) también encontraron en dos estudios piloto que la nitrificación no se inició hasta que la DBO cayó por debajo de 20 miligramos por litro.

Okey y Albertson (1989a) presentan una amplia gama de datos para las torres de doble propósito, sobre la base de la eliminación del NTK frente a la relación de DBO/NTK y considerando la temperatura de las aguas residuales. Estos datos se presentan en la Ilustración 2.26, y demuestran un fuerte efecto inverso con respecto a la temperatura. Se sabe que en un clima cálido aumenta la demanda de oxígeno en la biopelícula, por lo que en muchas ocasiones existen limitaciones de oxígeno en los FPs combinados, privando aún más a las bacterias nitrificantes del suministro de oxígeno necesario.

En la Tabla 2.20 se presentan las condiciones de diseño (Albertson y Okey, 1989) para el

dimensionamiento de un FP de doble propósito (características del afluente y del efluente).

Para obtener bajas concentraciones de  $N-NH_4$ , en los filtros percoladores de doble propósito, éstos deben estar bien irrigados, controlar la biopelícula, las inundaciones y/o el concepto de SK. También es importante el control de depredadores. Se debe considerar la ventilación forzada para asegurar un rendimiento óptimo.

Una recirculación alta puede mejorar la aireación y la nitrificación, pero también reducirá la concentración aplicada de  $N-NH_4$ , que podría tener el efecto opuesto.

Siempre que sea posible, se recomienda que los filtros percoladores nitrificantes sean diseñados para operar de ambas maneras, remoción de materia orgánica o de doble propósito. Los manuales de operación deben definir los procedimientos para establecer el mejor modo de control.

El lavado de rutina del FP nitrificante puede ser especialmente importante en climas fríos, ya que éste acumula más sólidos en el invierno. La acumulación de sólidos disminuye las superficies aerobias, y limita la penetración de oxígeno hacia las bacterias nitrificantes, por lo

que esto puede ser la razón de que la eficiencia se reduce en el invierno.

En un filtro percolador de doble propósito el suministro de aire dependerá de la disposición de éste. En un arreglo en paralelo, el suministro de aire puede consistir de dos ventiladores de  $815 \text{ Nm}^3/\text{min}$  cada uno, preferiblemente en un modo de flujo descendente. En un arreglo en serie lo adecuado es un flujo de aire de  $500 \text{ Nm}^3/\text{min}$  hacia abajo en el filtro principal y hacia arriba en el segundo filtro. Mientras que los sistemas de doble propósito, generan efluentes muy por debajo de los  $2 \text{ mg/L}$  de  $N-NH_4$ , la previsibilidad y procedimientos de diseño no están bien establecidos. Sin embargo, las bajas tasas de  $k_n$  para FPs de doble propósito resultan ser menores o no sensibles a las tasas de nitrificación debido a la limitación de las velocidades de difusión de  $N-NH_4$  en el intervalo de 1 a 3 miligramos por litro.

#### 2.4.7 NITRIFICACIÓN

Pruebas realizadas en una unidad experimental de 0.91 m de diámetro, con una profundidad de 6.55 m y empacada con FC de  $89 \text{ m}^2/\text{m}^3$ , y en donde el flujo de agua residual se distribuye en su superficie por medio de una unidad rotativa, que proporciona una dosificación casi continua,

Tabla 2.20 Condiciones de diseño para DBO combinado y diseño de la nitrificación

	Afluente crudo	Efluente primario <sup>a</sup>	Efluente clarificado
Flujo, de L/s	219	--	--
Demanda bioquímica de oxígeno, mg/L	200	140	10 <sup>b</sup>
Sólidos suspendidos totales, mg/L	200	80	15
Nitrógeno total Kjeldahl, mg/L	30	30	7
Nitrógeno amoniacal, mg/L	18	20	2
$T_{\text{min}}$ , °C	12	--	--

<sup>a</sup>Incluyendo cargas de reciclaje

<sup>b</sup>Medido como DBOC

demonstraron una fuerte dependencia de la tasa de nitrificación sobre la temperatura.

La variabilidad de las tasas de nitrificación de un sitio a otro puede ser establecida de dos maneras: mediante el uso de los datos basados en las tasas de nitrificación aparentes de numerosos sitios (basado en datos del afluente y del efluente), o mediante la predicción de la variación de las tasas dentro del filtro, que se basa en un conjunto de datos más limitado.

El Manual de Diseño de Procesos para el control de nitrógeno (USEPA, 1975) utiliza una velocidad de orden cero de 1.28 g/m<sup>2</sup>d para una densidad media (138 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>). Parker *et al.* (1989) no recomiendan el uso de los medios de alta densidad (> 135 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>) por las malas características de humectación que tienen. Parlin y Peel (1990) reportaron tasas de 0.7 a 1.1 g/m<sup>2</sup>d con bajo N-NH<sub>4</sub> en efluentes, utilizando estos medios. Por lo tanto, se sugiere que se realicen estudios piloto a largo plazo cuando se considera el uso de los medios de alta densidad. Sin embargo, se debe tener precaución porque hay un mayor potencial de ensuciamiento para esta aplicación en medios de alta densidad.

Boller y Gujer (1986) proponen un modelo para las tasas de nitrificación terciarias de la siguiente manera:

$$k_n = e^{0.044(T-10)} \cdot \frac{N}{K_N + N}$$

Ecuación 2.42

dónde:

- $k_n$  = Tasa de nitrificación a cualquier profundidad en el filtro, g/m<sup>2</sup>d
- $T$  = La temperatura de las aguas residuales, ° C

- $N$  = Concentración de carga de N-NH<sub>4</sub>, en mg/L
- $K_N$  = Constante de saturación, mg/L

El efecto de la temperatura [ $e^{0.044(T-10)}$ ] de la tasa es igual a 1.045<sup>T-10</sup>. Este factor es menor que los reportados para la nitrificación con crecimiento suspendido e intermedio para los efectos de temperatura reportados por otros investigadores (Okey y Albertson, 1989; Parker *et al.*, 1990; y Paulson, 1989). Parker *et al.* (1989) reformulan el modelo anterior de la siguiente manera:

$$k_n = \frac{E j_{O_2 máx}}{4.3} \cdot \frac{N_e}{K_N + N_e} e^{-rD}$$

Ecuación 2.43

dónde:

- $E$  = Factor de eficacia de los medios
- $j_{O_2 máx}$  = Tasa máxima de transferencia del oxígeno en la superficie, g/m<sup>2</sup>d (determinado a partir del modelo LFP)
- $D$  = Profundidad en la torre, m
- $r$  = Parámetro empírico que describe la disminución de la tasa de profundidad
- $N_e$  = N-NH<sub>4</sub> en el efluente a la profundidad  $D$ , mg/L

El primer término,  $E \cdot j_{O_2 máx} / 4.3$ , es el término de limitación de oxígeno de la tasa máxima de nitrificación,  $k_n$ , como la influencia de la efectividad ( $E$ ) del medio de soporte.

El segundo término,  $N_e / (K_N + N_e)$ , define el efecto de la constante de saturación y la concentración residual de N-NH<sub>4</sub>. El último término,  $e^{-rD}$ , ajusta la tasa de nitrificación por la disminución de la profundidad.

El término,  $N/(K_N + N)$ , es empleado para ajustar la tasa de nitrificación en un sistema de mezcla completa de lodos activados. Sin embargo, para un flujo pistón este término es remplazado (EE. UU. EPA, 1975) de la siguiente manera:

$$\frac{N}{K_N + N} = \frac{N_o - N_e}{K_N \ln \frac{N_o}{N_e} + N_o - N_e}$$

Ecuación 2.44

dónde:

$N_o$  = Concentración del  $N-NH_4$  del afluente, mg/L

$N_e$  = Concentración del  $N-NH_4$  del efluente, mg/L

Boller y Gujer (1986) encontraron que la corrección,  $N/(K_N + N)$ , provee un mejor ajuste a los datos de la determinación teórica (Ecuación 2.43). Este resultado se utiliza en la formulación de Parker (Parker *et al.*, 1989).

El coeficiente medio de sobresaturación,  $k_n$ , determinado en Central Valley, Utah (Parker *et al.*, 1990), fue de entre 1 y 2 mg/L con limitación de oxígeno. En la Tabla 2.21 se presentan tasas de orden cero y otros coeficientes determinados durante la investigación. Estas tasas de orden cero son más altas que las reportadas por otros estudios, como se presenta en la Ilustración 2.31, y que representan las tasas máximas.

El valor de  $r$  varía de 0 a 0.16. Un valor de 0 implica que no hubo disminución en la tasa de nitrificación en función de la profundidad del medio de soporte. El valor de  $K_N$  se hace más significativo cuando en el efluente el  $N-NH_4$  es mayor a cero.

El valor de  $E$  es, por lo tanto, la relación entre las tasas aparentes/predichas, en el que la tasa de predicha se basa en la capacidad de transferencia

de oxígeno calculada en cada uno de los medios utilizando el modelo de Logan *et al.*

Parker *et al.* (1994), en la revisión de los datos de sistemas terciarios, concluyen que el valor de  $E$  depende de la concentración de los SST de entrada a los filtros percoladores. Para maximizar el rendimiento de los filtros percoladores nitrificantes, los SST en el efluente secundario deben ser mínimos, de preferencia menor a 10 mg/L. Como se señaló anteriormente, menores SST en el afluente disminuyen la DBO y mejoran rendimiento de los FPs de doble propósito.

Los datos que se presentan en la Tabla 2.20 y 2.21 indican la amplia gama de velocidades de eliminación de amoníaco de orden cero que se han observado. Adicionalmente, en la Tabla 2.22 se presentan algunas tasas de nitrificación.

Los datos más recientes son alentadores e indican que se pueden lograr en campo, tasas de remoción de amoníaco de orden cero de 2.5 a 3.0 g/m<sup>2</sup>d. Aunque las tasas reales pueden ser significativamente menores dependiendo de los requerimientos del efluente en materia de nitrógeno amoniacal.

Los autores, Lutz *et al.*, 1990, establecen que los modelos de diseño se basan en materia orgánica y en SST menores a 15 mg/L presentes en el afluente. El modelo de biopelícula se considera dinámico, y para aplicarlo, se debe realizar una serie de cálculos sucesivos para aproximar las variaciones de carga horaria y su efecto sobre la concentración del  $N-NH_4$  en el efluente. Se sugiere que el  $N-NH_4$  en las corrientes de recirculación, sobrenadante del digestor y filtrado, se alimenten durante los períodos de carga baja.

Un procedimiento de diseño alternativo desarrollado por Albertson y Okey (1989) utiliza una metodología un tanto diferente, basado en el análisis de los resultados operativos. La tasa de carga máxima (orden cero) se limita a 1.2 g/m<sup>2</sup>d del N-NH<sub>4</sub>. Este valor máximo se obtiene a partir de la Ilustración 2.28, donde hay un mínimo de dispersión de datos.

La ecuación de Boller y Gujer (1986), se modifica para ajustar los resultados, y el procedimiento se completa en tres pasos:

1. Una determinación de volumen de los medios de orden cero utilizando medios de 138 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> y una tasa máxima de 1.2 g/m<sup>2</sup>d ( $k_n$ ) en un rango de temperatura de 10 a 30 ° C. Por debajo de 10 ° C, la velocidad se ajusta con  $\Theta = 1.045^{T-10}$
2. Determinación del volumen de los medios de soporte de primer orden, usando una tasa de ( $k$ ) que es igual a la siguiente ecuación, no tiene una corrección de temperatura entre 7 y 30 °C:

$$k'_n = 1.2 \left( \frac{N_e}{N_T} \right)^{0.75} \quad \text{Ecuación 2.45}$$

dónde:

$k'_n$  = Tasa de nitrificación de primer orden, g/m<sup>2</sup>d

$N_T$  = La transición del N-NH<sub>4</sub> como se presentan en la Ilustración 2.29 para la temperatura de operación más fría, mg/L

$N_e$  = Concentración del N-NH<sub>4</sub> del efluente, mg/L

3. El volumen total de los medios es la suma de los volúmenes de orden cero y de primer orden.

El  $k_n$  promedio en función de los efluentes del N-NH<sub>4</sub> utilizados con los dos procedimientos de dimensionamiento (Albertson y Okey, 1989, y Parker *et al.*, 1989) se presentan en la Tabla 2.23. Los valores de  $E \cdot j_{O_2 \max} / 4.3$  y  $r$  fueron de 2.0 g/m<sup>2</sup> d y 0, respectivamente.

En la Tabla 2.23 se presentan las tasas de  $k_n$  de 1.0 y 1.5 mg/L de N-NH<sub>4</sub>. Las condiciones del afluente de 20 mg/L de DBO y de 20 mg/L de SST son más altas que las recomendadas por Parker (Parker *et al.* 1989). Sin embargo, el procedimiento usa los valores recomendados de  $E \cdot K_n O_2 / 4.3 = 2.44$  g/m<sup>2</sup>d,  $k_n = 1.0$  mg/L y  $r = 0.05$  obteniendo los valores que se presentan en la Tabla 2.23, que se comparan con los valores de diseño establecidos por el procedimiento empírico.

Tabla 2.21 Perfil de los parámetros de la nitrificación y tasas de orden cero (Central Valley, Utah)

Periodo	Número de prueba	Temperatura °C	r, m <sup>-1</sup>	E	Máxima $k_n$ , g N/m <sup>2</sup> d
4/17/87 a 5/21/87	1	15.5	0	0.66	2.1
6/19/87 a 7/23/87	2	20.0	0.075	0.89	2.9
7/31/87 a 9/03/87	3	21.5	0	0.83	2.8
10/23/87 a 11/19/87	4	18	0.16	0.99	3.2
11/25/87 a 12/10/87	5	15	0	0.71	2.3
12/21/87 a 1/07/88	6	12	0	0.72	2.3
1/01/88 a 2/25/88	7	11	0	0.81	2.6



Tabla 2.22 Comparación de las tasas de nitrificación experimentales con tasas de transferencia de oxígeno limitadas

Planta	Medio	Temperatura °C	Tasa aparente de orden cero $K_n$ ; g N/m <sup>2</sup> d	Máxima tasa predicha $K_n$ , g N/m <sup>2</sup> d	E
Midland, Michigan	VTC 27 <sup>a</sup>	13	1.2	1.5	0.80
		7	0.93	1.3	0.73
Lima, Ohio	VTC 27 <sup>a</sup>	18	1.2	1.6	0.76
		21	1.8	1.7	1.09
		22	1.5	1.8	0.86
		22	1.2	1.7	0.68
Municipio Bloom, Illinois	VTC 27 <sup>a</sup>	20	1.1	1.7	0.65
		17	1.1	1.7	0.62
Zurich, Suiza (3.9-m torre)	VFd 28 <sup>b</sup>	17-20	1.6	2.0	0.76
	FCa 68 <sup>c</sup>	17-20	1.2	3.4	0.29
Zurich, Suiza (6.8-m torre)	FCa 68 <sup>c</sup>	13	1.1	2.9	0.32

<sup>a</sup> VTC 27 medio vertical a (89 m<sup>2</sup>/m)

<sup>b</sup> VFd 28 medio vertical en (92 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>).

<sup>c</sup> FCa 68 medio de flujo transversal a (223 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>).

Las tasas son comparables en el rango de diseño de 1.5 a 3.0 mg/L de N-NH<sub>4</sub> en el efluente; por lo tanto, el tamaño de las torres, es similar. El procedimiento de Albertson y Okey (1989) no recomienda un valor  $k_n$  de orden cero por encima de 1.2 g/m<sup>2</sup>d hasta que se cuente con una base de datos más extensa. La ecuación de Parker *et al.*(1989) es altamente sensible a los valores de  $k_n$  y al parámetro empírico que describe la disminución de la tasa de profundidad.

## 2.5. CONSTRUCCIÓN DEL FILTRO

### 2.5.1 FORMA DEL FILTRO

La forma de un filtro está relacionada con el tipo de distribuidor utilizado. Debido a que la mayoría de las plantas construidas tienen distribuidores rotativos, los filtros son generalmente circulares, aunque también se

Tabla 2.23 Tasa de nitrificación media predicha por los procedimientos de diseño

Efluente Nitrógeno amoniacal, mg/L	Tasa media de nitrificación, g/m <sup>2</sup> d		
	Fórmula de Parker <i>et al.</i> (1989)		Procedimiento de Albertson y Okey (1989)
	$K_n = 1.0$	$K_n = 1.5$	
0.5 <sup>a</sup>	0.67	0.50	0.90
1.0	1.00	0.67	1.06
1.5	1.20	1.00	1.14
2.0	1.34	1.14	1.17
3.0	1.50	1.33	1.20 <sup>b</sup>
4.0	1.60	1.45	1.20 <sup>b</sup>

<sup>a</sup> Resultados inferiores a 1.0 mg/L de N-NH<sub>4</sub> son proyecciones fiables hasta este momento

<sup>b</sup> Velocidad máxima hasta que más datos a gran escala estén disponibles

utilizan filtros hexagonales y octogonales. Las plantas construidas con distribución de boquilla fija, por lo general tienen filtros rectangulares, pero cualquier forma puede usarse.

### 2.5.2 PAREDES

La mayoría de los filtros tienen los muros de hormigón reforzado alrededor de la circunferencia, por lo general de 0.2 a 0.3 m de espesor. En climas fríos, la pérdida de calor a través de las paredes puede influir en la decisión. En climas fríos, se ha encontrado ventajoso proporcionar barreras contra el viento, ya sea mediante la extensión de las paredes laterales 1.5 a 2.5 m por encima de la parte superior de los medios del filtro o mediante la instalación de una barrera por encima de la pared de filtro. Debido a que la mayoría de los medios sintéticos son auto soportables, las paredes para estos filtros sirven meramente para contener el flujo de aguas residuales y ayudar a mantener la temperatura de las aguas residuales. Una de las paredes más baratas está hecha con paneles de construcción de fibra de vidrio unidos a una lámina de aluminio o de acero. Sin embargo, se debe considerar la vida limitada de los soportes de la estructura de metal con relación a la vida de las estructuras de hormigón, en un análisis de costo del ciclo de vida.

Si se utilizan las paredes con bloques de concreto y prefabricados u otros tipos de materiales económicos, se debe tener cuidado para evitar fugas ya que esta condición puede debilitar la pared y causar decoloración antiestética en la pared exterior. A veces se utilizan revestimientos, pero estos pueden tener una vida menor que la de los medios de soporte, esto, también, debe tenerse en cuenta en el análisis de costo del ciclo de vida.

En caso de que sea necesario inundar periódicamente el filtro, la construcción tendrá que ser modificada para este propósito. El funcionamiento de esta instalación es más complicado ya que la unidad no está disponible durante el periodo de inundación/lavado.

### 2.5.3 INUNDACIÓN

Las inundaciones se hacen a veces en los filtros con el propósito de controlar moscas y encharcamientos en el filtro. En tales casos, las paredes deben ser impermeables y el canal de drenaje deberá estar provisto de puertas. Un tubo de desbordamiento, o una tubería de descarga del filtro aguas abajo de las puertas mencionadas, se emplea para evitar derramar las aguas residuales.

### 2.5.4 DOMOS

En algunos casos, es recomendable cubrir los filtros. Las cúpulas se construyen a menudo de aluminio o de fibra de vidrio y típicamente se utilizan para contener el aire de la ventilación de las torres de lavado químico. Cuando se utilizan las bóvedas, el flujo de aire puede ser ascendente o descendente. Hasta el 75% de los gases de escape pueden ser recirculados directamente, lo que reduce el flujo de gas y los contaminantes al ser limpiados químicamente, reduciendo así los costos químicos.

Debe ser tomado en consideración que la corrosión estará presente en un grado mayor en las unidades cubiertas.

### 2.5.5 DRENAJE

El suelo del filtro debe ser capaz de soportar el sistema de drenaje, el medio de soporte, y la

carga de agua si el filtro ha de ser inundado. Comúnmente se usa como piso un suelo de hormigón con una malla de acero reforzado entre 100 y 200 mm. Este piso se inclina a un canal de drenaje; el gradiente utilizado varía entre 0.5 y 5 por ciento, dependiendo del tamaño del filtro. Los canales de drenajes centrales o periféricos pueden ser utilizados para la eliminación de líquido y paso de aire.

Los pisos intermedios suelen ser innecesarios hasta 12 a 14 m de profundidad para los medios modulares. Para los medios de azar se debe contactar a los proveedores para establecer la profundidad máxima de los medios de soporte. La temperatura de las aguas residuales puede influir en la profundidad permisible de los medios de plástico, ya que algunos se reblandecen a altas temperaturas.

### 2.5.6 ESTRUCTURA DE SOPORTES

Los bloques de filtros prefabricados, manufacturados a partir de arcilla vitrificada u hormigón, son utilizados en las instalaciones de los medios de piedra. Estos bloques son generalmente de forma rectangular y tienen aberturas en la cara superior igual o por lo menos al 20 por ciento de la superficie del bloque. Las aguas residuales que pasan a través del filtro entran en el bloque y fluyen a través de canales dentro del mismo. Estos canales tienen la capacidad suficiente para mantener un flujo que no ocupa más del 50 por ciento del área de sección transversal.

Todo el suelo del filtro de los medios de piedra, con la excepción de la zona superior del canal de drenaje y el apoyo del distribuidor, está cubierto con bloques. Estos bloques se colocan en líneas paralelas perpendiculares al canal de drenaje, si se utili-

za un drenaje central, o perpendicular al diámetro cuando se utiliza un canal de drenaje periférico. Los bloques se colocan sobre una capa delgada de mortero o de arena o directamente en el suelo del filtro y están inclinados hacia el canal de drenaje.

Cuando se utilizan los medios de plástico o de madera, no se utilizan normalmente bloques de desagüe inferior. En su lugar, se pueden utilizar varios sistemas de apoyo menos costosos. La Ilustración 2.48 presenta cuatro sistemas de soporte. Se debe considerar el control de la corrosión para las rejillas. Los recubrimientos de plástico o rejillas de fibra de vidrio proporcionan la mejor resistencia a la corrosión.

El diseño del sistema de soporte puede variar con el tipo de soporte. Medios tubulares Vertical Semicorrugado (VSC) donde el líquido y los sólidos no pueden fluir horizontalmente, requieren un área abierta en la parte inferior del tubo para evitar la acumulación de sólidos. En este caso, se utilizan rejillas o vigas de soporte con canales o pendientes o ranuras en las vigas. Para FC ó medios VTC, que permiten el flujo horizontal, la práctica habitual son las vigas sólidas. En la Tabla 2.24 se presenta el tipo de apoyo a los diversos medios.

Los bloques deben estar limitados para profundidades de medios de soporte entre 1.8 a 2.4 metros. Cuando los bloques son usados para medios de soporte de VTC y FC y de madera los claros pueden ser pocos y la ventilación inadecuada con cargas altas. En la Ilustración 2.48 se presentan los bloques y los soportes de vigas acanaladas. Es necesario mantener suficiente área de contacto con los medios de soporte para evitar trituración sobre los soportes. Además, deben ser consultados los proveedores

de los medios para lograr el diseño de soporte más adecuado.

### 2.5.7 CANAL RECOLECTOR

Los canales de drenaje se emplean para llevar el flujo de agua y para introducir aire a los

desagües inferiores y generar ventilación. Deben ser accesibles para su limpieza. Si se utiliza un afluente central de alimentación, el canal de drenaje puede estar curvado alrededor del pozo. Si los medios del filtro se colocan por encima del canal de drenaje, se emplean cubiertas perforadas o vigas que atraviesan la

Ilustración 2.48 Sistemas de soporte (a)

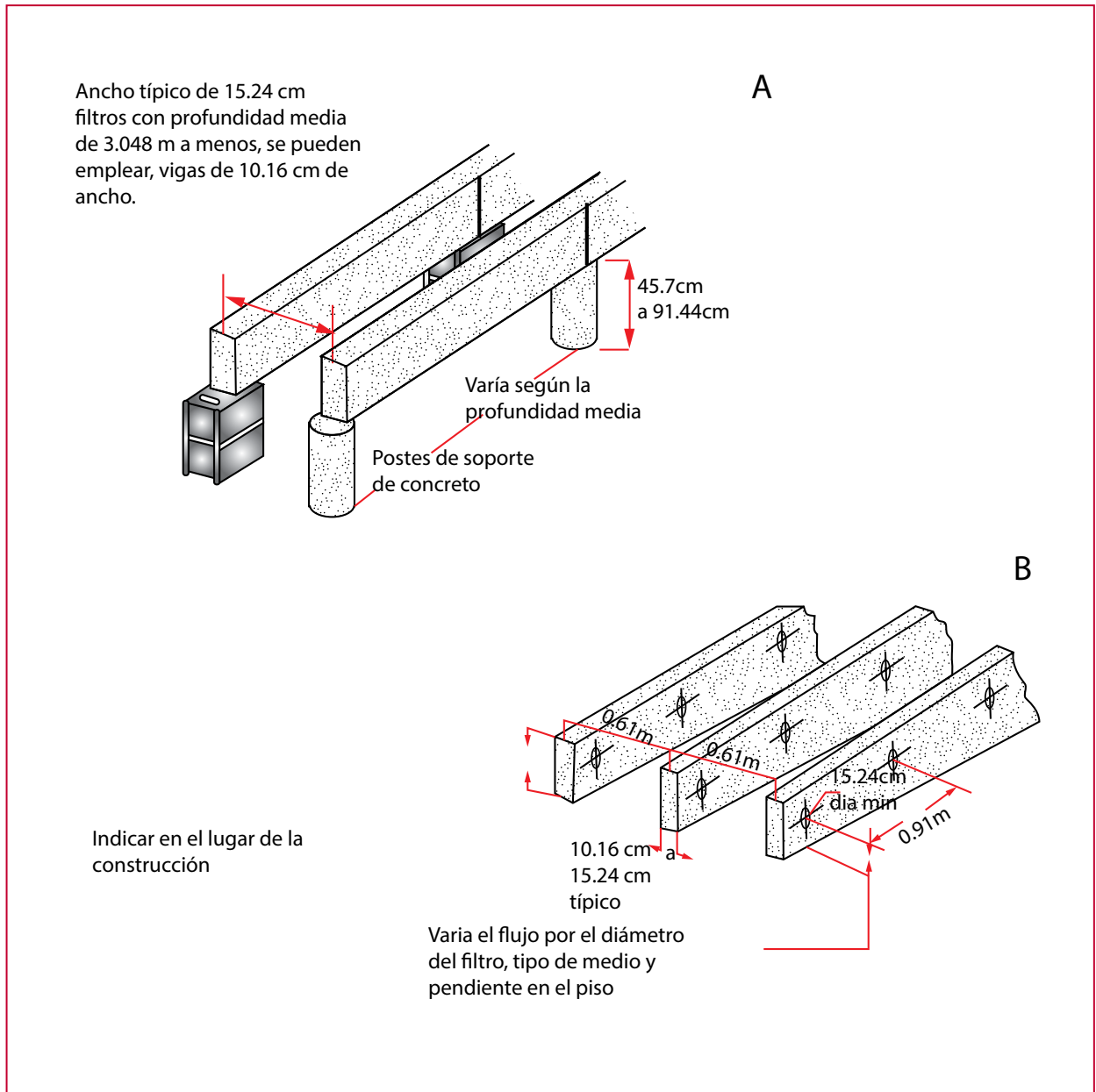


Ilustración 2.48 Sistemas de soporte (b)

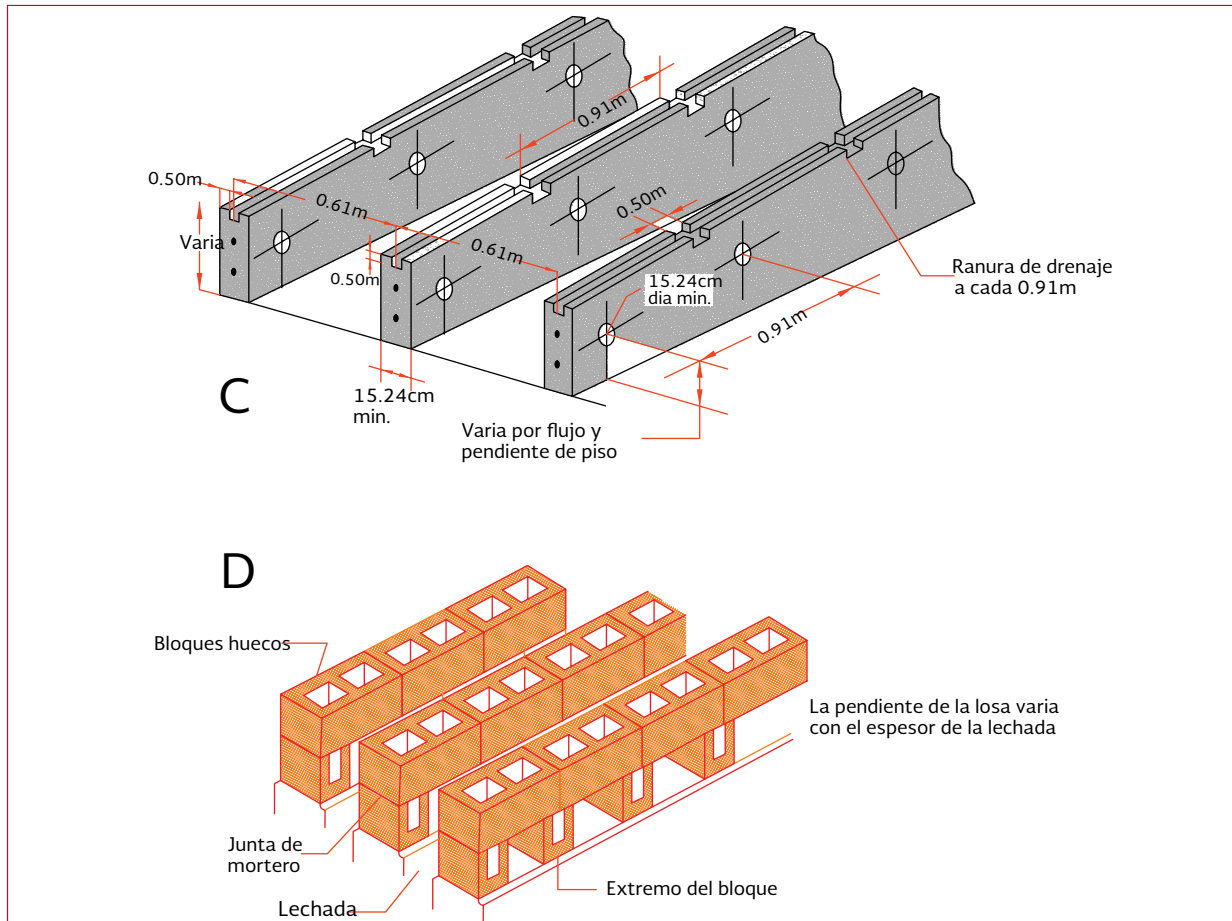


Tabla 2.24 Sistema de apoyo recomendada para los medios filtrantes

Tipo de medio	Bloque	Viga	Corrugado	Rejilla
Roca / escoria	X			
Aleatorios	X			X
Vertical totalmente corrugado		X		
Vertical semicorrugado			X	X
Flujo cruzado		X		
Madera		X		

apertura para proporcionar el apoyo, el drenaje y la ventilación al filtro por encima del canal. Para los pequeños filtros, se emplean cubiertas no perforadas de canales semicirculares que drenan a los bloques del filtro.

Los canales típicamente están diseñados para proporcionar velocidades de 0.6 a 0.9 metros por segundo. Estos pueden ser rectangulares o semicirculares en sección transversal. A flujo

máximo, el nivel del agua en el canal de drenaje esta por lo general por debajo de la parte inferior de los bloques de desagüe en los medios de piedra.

Para los filtros de medios plásticos, a veces se colocan múltiples respiraderos en la pared periférica para proporcionar ventilación. Si este es el caso, el diseño hidráulico requerido para mantener una ventilación adecuada en

el canal de drenaje es menos crítico que en el caso anterior del filtro de los medios de piedra. Sin embargo, para un rendimiento óptimo del filtro, se debe utilizar la ventilación forzada con succión o de descarga individual o múltiple.

### 2.5.8 ESPECIFICACIONES DEL MEDIO DE SOPORTE

La elección de la piedra, como medio de soporte, a menudo se regirá por los materiales disponibles en la localidad o por el costo de transporte. Se utiliza piedra, grava, piedra rota, escoria de alto horno y el carbón de antracita para este propósito. También, se utilizan bloques de secoya y materiales inertes moldeados en las formas apropiadas. Lo que elige el material, es que debe estar sano, duro, limpio, libre de polvo, e insoluble a los componentes del agua residual.

Hay una cierta diferencia de opinión en cuanto a la dimensión óptima de los medios de piedra. Un requisito es que el 95% o más del medio pase una malla de 2 600 mm<sup>2</sup> y sea retenido en una malla de 1 600 milímetros cuadrados. Las piedras generalmente se especifican para ser uniformes en tamaño, con las tres dimensiones tan iguales como sea posible.

El material no debe desintegrarse en condiciones de servicio, tales como romperse en trozos más pequeños o que se desmenuce en material fino.

Las especificaciones para la colocación de la piedra incluyen con frecuencia lo siguiente:

- Al colocar el medio se debe evitar, la rotura y separación en partículas de diferentes tamaños
- Los medios se deben limpiar inmediatamente antes de la colocación

- Los medios serán colocados por un método que no requiera de mucho tráfico en la parte superior del medio que ya fue colocado
- Se recomienda la colocación de los medios por medio de cinta transportadora, carretilla o grúa

Puesto que los medios plásticos, específicamente del tipo (0.61m x 0.61m x 1.22m), se están instalando ampliamente, se deben tomar en cuenta las especificaciones apropiadas y los medios de prueba para asegurar que van a satisfacer los requisitos. Los medios de paquetes son fabricados a partir de Cloruro de Polivinilo (CPV), mientras que los medios al azar se fabrican típicamente a partir de polietileno o polipropileno. Es importante que los medios al azar tengan la fuerza suficiente para resistir el hundimiento debido al peso combinado de los medios, del agua, y de la biomasa.

El cloruro de polivinilo es adecuado como material estructural, siempre y cuando no se exceda la carga de deslizamiento. El cloruro de polivinilo falla por deformación y ésta puede ser lenta, pero continuará siempre que se mantenga la carga. Para determinar la deformación el mejor procedimiento son las pruebas de carga de 4 días, que está limitada por requerir mucho tiempo (4 días/prueba) y costo.

Las pruebas a corto plazo se pueden completar en 2 horas, pero se deben interpretar con cuidado para definir la capacidad útil a largo plazo.

Los medios de CPV pierden fuerza con el tiempo. El plastificante se disipa y los medios también se vuelven más frágiles. Debido a la relación inicial de alta resistencia/peso, los medios excepcionalmente delgados pueden cumplir con

las especificaciones inadecuadamente. Por lo general, este es un problema si no se entiende la relación de los resultados de las pruebas de capacidad de carga a corto y a largo plazo. La temperatura de la prueba es importante porque el CPV pierde fuerza cuando la temperatura supera el rango de 18 a 21 grados Celsius. La prueba de la carga debe llevarse a cabo con la temperatura máxima del agua del día. Debido a que los medios se acercarán a la temperatura del agua en el transcurso de 1 hora, la temperatura máxima en el período de prueba la dicta el diseño. La temperatura de la base de datos es de  $23 \pm 1^\circ \text{C}$  para los proveedores de los medios; sin embargo, esto puede no satisfacer los requisitos específicos.

En la Ilustración 2.49 se presenta el cambio de elasticidad en el módulo por temperatura (Mabbott, 1982), sin embargo, diferentes formulaciones de CPV han proporcionado diferentes respuestas a la temperatura. Los diseñadores deben ser conscientes del hecho de que el CPV es un material no homogéneo al que se le mezclan aditivos para modificar las propiedades físicas y estructurales. Por lo tanto, Ilustración 2.49 no debe ser utilizada como una guía absoluta para el efecto de la temperatura sobre la fuerza. La cantidad y el tipo de aditivo pueden hacer que el CPV sea más o menos sensible a la temperatura. Cuando las temperaturas de las aguas residuales sobrepasan los  $30^\circ \text{C}$ , se deben realizar pruebas estructurales a la temperatura máxima de operación de los medios.

Los medios de soporte, el agua y el peso de limo pueden variar como una función de la carga hidráulica, la concentración de la materia orgánica y la temperatura. Los medios deben ser capaces de soportar una carga estática de hasta

$289 \text{ kg/m}^3$  a la temperatura máxima durante al menos 20 años. Es decir, los medios, después de varios años, se deben deformar de manera uniforme (en línea recta) con la carga. El exceso de biomasa debe ser controlado dentro de esta densidad máxima de  $289 \text{ kg/m}^3$  con el lavado de rutina como se mencionó anteriormente.

El exceso de biomasa y especificaciones inadecuadas pueden causar derrumbes de varios medios. Por lo general, estos colapsos se deben al efecto de temperaturas inadecuadas, bajos requerimientos de fuerza y a la insuficiencia de las propiedades del material. A veces se considera aplicar un margen de decadencia en la fuerza debido a su pérdida con el tiempo.

En la Ilustración 2.50 se presenta la curva de deflexión característica de la prueba de corto plazo. A medida que la carga aumenta en incrementos de 10 por ciento, la desviación frente a la carga debe ser una línea relativamente recta hasta que la carga llega a un punto en el que el fallo causa una deflexión excesiva. Si la deflexión es por lo general entre 0.75 y 1.5 por ciento de la altura de los medios más delgados fallarán a un menor porcentaje de desviación.

Si bien en la práctica la industria ha aumentado la carga hasta que la deflexión media sea de 1 o 2 por ciento o hasta que no se pueda sostener, no se puede tomar esto como una base. Como se presentan en la Ilustración 2.50, los medios permiten un aumento de la carga muy por encima de la deflexión de línea recta en comparación con la carga y antes de que se alcance la deflexión máxima. Sin embargo, en algunos casos los paquetes de medios de soporte fracasan a corto plazo mucho antes de que se alcance el punto de carga máxima.

La Ilustración 2.50 muestra los resultados de una prueba a corto plazo, en donde la capacidad de los medios es definida por el punto superior de la salida de la desviación de la recta, unión de B y C. Esto podría ser de 80 a 85% del valor actual de la fuerza de ensayo a corto plazo de la mayoría de los medios de soporte y es la correcta medición de la capacidad de carga a corto plazo. La prueba de 4 días está precedida por un procedimiento de carga a corto plazo, que se detendrá en la porción lineal de la curva y la carga se mantiene constante durante 96 horas. Como se presentan en la Ilustración 2.51, la carga A era demasiado alta y la carga B dio lugar a un poco menos que 2 por ciento de desviación. Una desviación cerca de 2 por ciento normalmente significaría que algunos paquetes podrían superar el 2 por ciento y no pasan la prueba. Debido a la no homogeneidad del CPV, la prueba de 4 días de deflexión debe ser de 1 a 1.5 por ciento para asegurar que todos los medios aprobaron una desviación menor a 2 por ciento.

En la Ilustración 2.52 se presenta un ejemplo de una prueba para acreditar la capacidad de carga del módulo por efecto de temperatura a largo plazo. Se evaluó la fuerza de 30 mil paquetes de FC de 0.76 mm y en un principio se seleccionó 67 kPa de carga, el objetivo no cumplió una desviación del uno por ciento para el primer día de la prueba de 4 días, esto dio lugar a la decisión de reducir la carga. Aunque no es una prueba de rendimiento válida, se demostró, como lo hizo una prueba de rendimiento comprobatoria subsecuente, que el paquete de 0.76 mm soportaría 62 kPa con menos de un 1.5 por ciento, de desviación en la prueba de 4 días.

Los mismos paquetes de 0.76 mm colocados en vigas de apoyo tendrán menor resistencia. La carga se concentra en el área de contacto de viga-medio de soporte y será de 300 a 400 por ciento más alto que el contacto de carga medio a medio. La capacidad de carga admisible en vigas, como se presenta en la Ilustración 2.53,

Ilustración 2.49 Muestra de CPV rígido: módulo vs la temperatura (Mabbott, 1982)

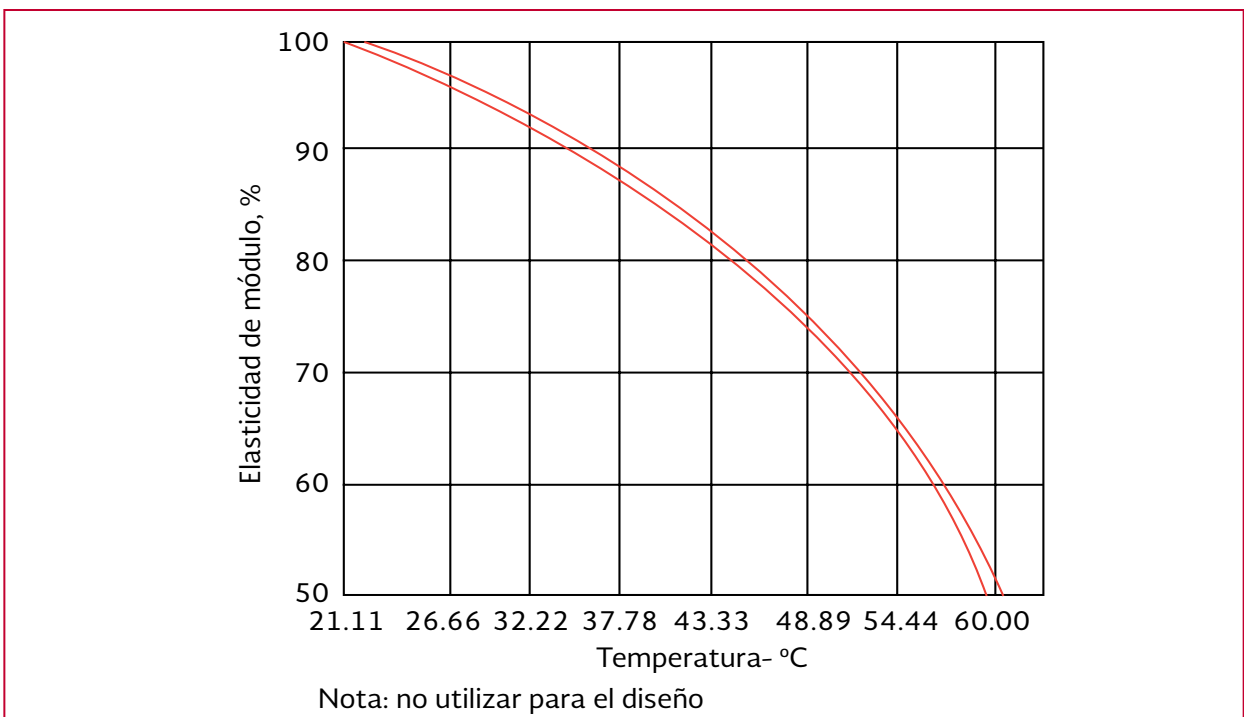




Ilustración 2.50 Curva característica de deflexión, prueba a corto plazo: A = deflexión y asentamiento, B = deformación compresiva, y C = falla de percolación

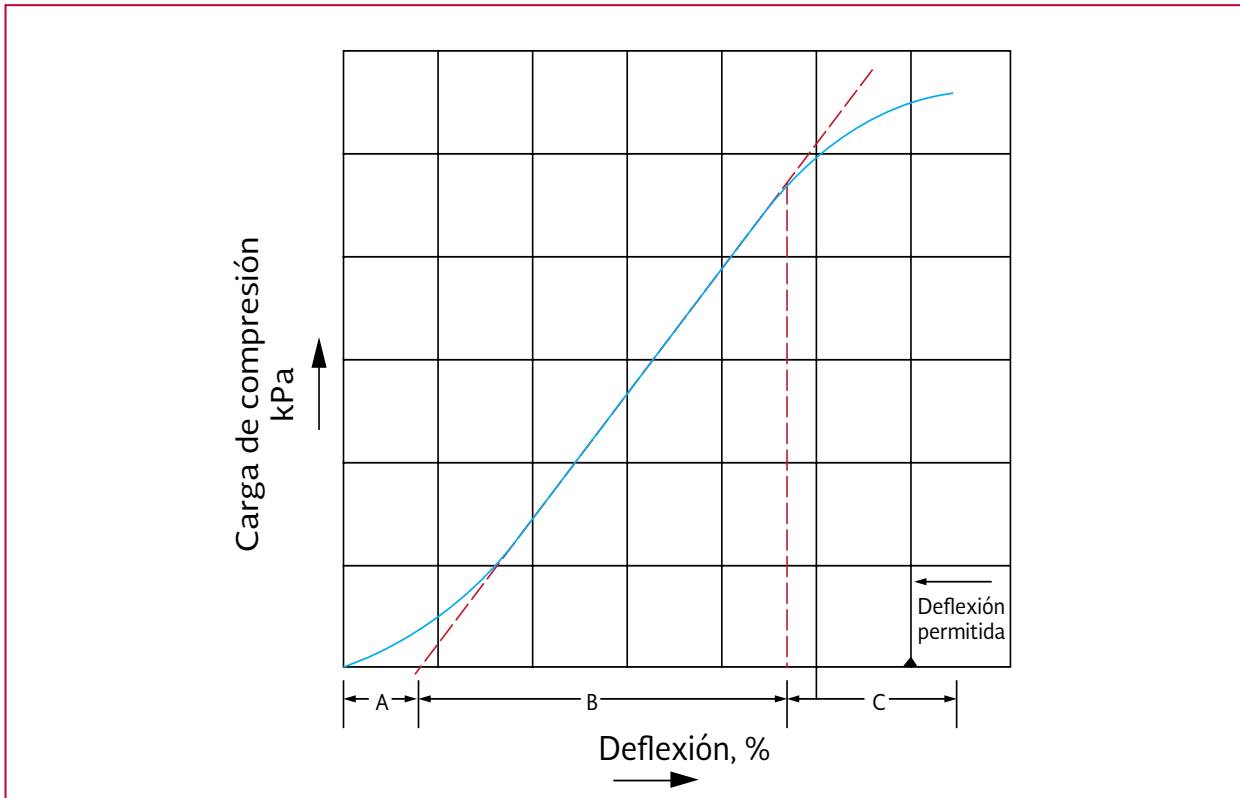


Ilustración 2.51 Característica de la curva de deflexión, prueba a largo plazo (4 días)

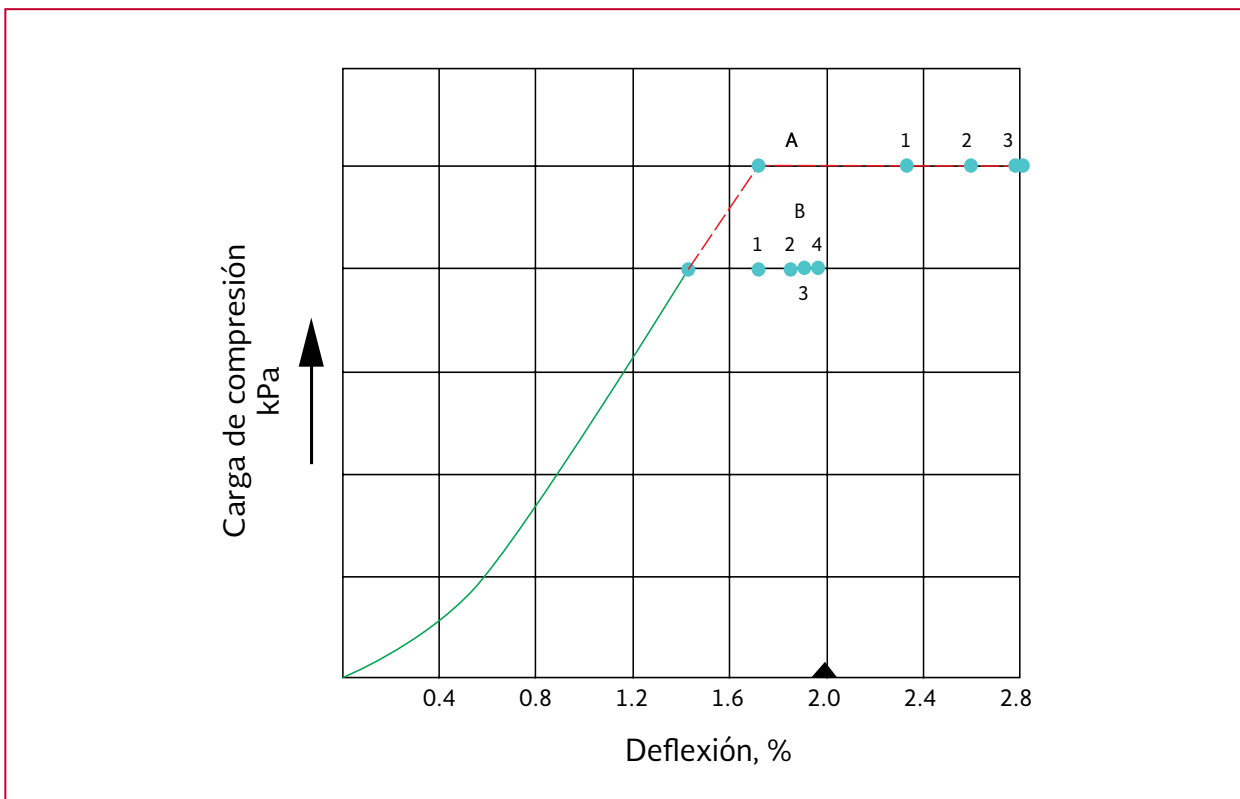
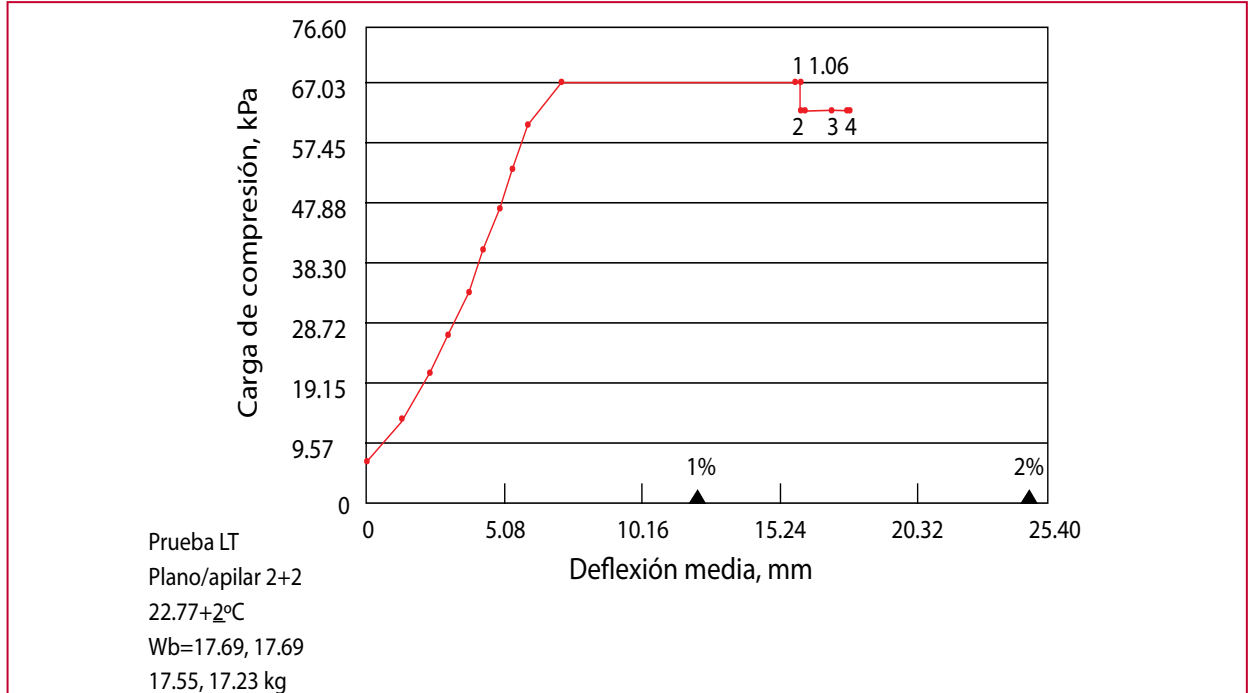


Ilustración 2.52 Prueba a largo plazo para determinar la capacidad de carga



puede ser mayor a 33.5 kPa, debido a que la deflexión era sólo 0.67 por ciento.

Un análisis detallado de la curva de la prueba muestra un efecto perturbador; la deflexión del día 4 al día 5 no disminuye en la Ilustración 2.53 como lo hizo en la Ilustración 2.52. Es decir, los medios fallan por deslizamiento a 33.5 kPa y pueden no tener una verdadera fuerza de 33.5 kPa. Debido a que la carga en el área de contacto sería  $33.5/0.25$  o 134 kPascales.

La relación de la carga de largo/corto plazo es una función de las propiedades de los medios de soporte (controlados por formulación), temperatura de ensayo, diseño de medios, y el grosor de los medios. La Ilustración 2.54 resume los datos a largo y corto plazo para un medio específico, muestra la relación de agrupar el peso que es directamente proporcional al grosor del soporte de hojas sueltas. Los proveedores de los medios deben proporcionar pruebas a corto plazo frente a largo plazo, certificadas de forma

independiente con las propiedades específicas de cloruro de polivinilo.

Si la carga de diseño es de  $289 \text{ kg/m}^3$ , se debe agregar un factor de seguridad para dar cuenta de las características estructurales de cloruro de polivinilo. BF Goodrich (Mabbott, 1982) recomienda un valor de 2.5 por carga real para dar cuenta de las características de fallo de los medios plásticos que no son evidentes en el corto plazo.

Esto daría lugar a un diseño de 720 kilogramos por metros cúbicos. Como resultado, la fuerza de ensayo a corto plazo debe ser de 2.5 a 3.0 veces el peso máximo de funcionamiento de los medios. Por ejemplo, los resultados relativos de las pruebas de 4 días a las pruebas a corto plazo se presentan en la Ilustración 2.54 y en la Tabla 2.25 se presentan las recomendaciones relativas a los criterios de diseño. Estas capacidades de 4 días y de carga a corto plazo deberían estar disponibles a la máxima temperatura de día y de

las condiciones de carga máxima para evitar la insuficiencia de medios de soporte.

Los medios de cloruro de polivinilo que componen el paquete son laminados y luego termoformados en láminas onduladas, por lo que la corrugación por termoformación expande el área de superficie por el adelgazamiento de la hoja. Por ejemplo, si hay 21 láminas de 0.61 m x 1.22 m x 0.61 m en un paquete, el área de superficie plana (dos lados) es 9.52 metros cúbicos. Si las láminas son termoformadas proporcionan 98 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> o 13.6 m<sup>3</sup> por paquete, entonces las láminas termoformadas promedio son de 9.52/13.6 o 0.7 de su espesor original. Así, una lámina de 0.51 mm promediaría 0.36 mm después del termoformado. En los medios corrugados, se pueden usar láminas más grandes.

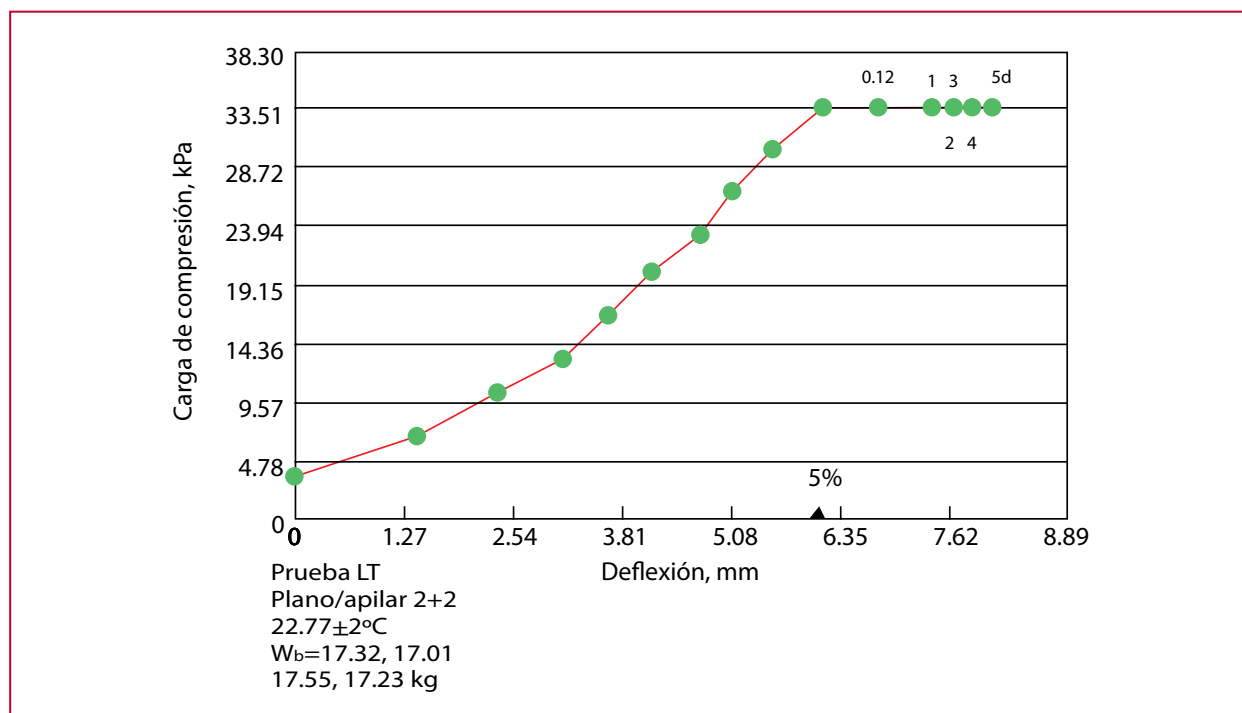
Un espesor de 0.36 mm de lámina termoformada en paquete en FC puede tener puntos fuertes a largo plazo de más de 24 kPa dependiendo de las

propiedades específicas del cloruro de polivinilo. Si bien esto excedería significativamente los requisitos de las especificaciones actuales de una capacidad mínima de ensayo a corto plazo de 17 a 19 kPa, las láminas finas perderán proporcionalmente más resistencia con el tiempo que las láminas más gruesas. Además, como se ha expuesto anteriormente, la resistencia del módulo a 4 días debe ser de 18 kPa y la de prueba de corta duración superará 24 kPa, asegurando un espesor de medios adecuado por pérdida de fuerza con el tiempo.

Por lo tanto, el espesor mínimo de la lámina debe ser 0.51 mm para paquetes de 89 a 105 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> y 0.41 mm para paquetes de 138 a 148 metro cuadrado por metro cúbico.

Debido a que el CPV tiene típicamente una Gravedad Específica (*S<sub>p</sub>*) de 1.35 a 1.45; el volumen de un paquete de CPV es igual a la ecuación siguiente:

Ilustración 2.53 Prueba a largo plazo para determinar la capacidad de carga en las vigas



$$\text{Volumen del CPV, } m^3 = \frac{W_b, \text{ kg}}{(\text{CPV Sp gr}) (1000 \text{ kg} / m^3)}$$

(tc) 0.635 mm (25 mil), un CPV con gravedad específica de 1.45 y un área superficial del medio de 98 metro cuadrado por metro cúbico.

dónde:

$$W_b = \text{Peso del paquete (kg)}$$

Como ejemplo, determinar el calandrado (tc) y el espesor del medio termoformado de la lámina (tt) para un paquete con 21 hojas con un peso de 13.6 kg con valor nominal de espesor de

Determinar el peso de una lámina de 0.61 m X 1.22 m:

Dimensión del paquete: 0.453 m<sup>3</sup>/paquete (0.61\*1.22\*0.61)

$$\text{Peso/lámina} \cdot \text{mil} = \frac{(0.61 \text{ m}) (1.22 \text{ m}) (0.0254 \text{ mm/mil}) (1.45) (1000 \text{ kg/m}^3)}{1000 \text{ mm/m}} = 0.0274 \text{ kg/lámina} \cdot \text{mil}$$

$$t_c \text{ actual} = \frac{13.6 \text{ kg} / \text{paquete}}{(0.0274 \text{ kg} / \text{lámina} \cdot \text{mil}) (21 \text{ lámina} / \text{paquete})} = 23.63 \text{ mil (no 25 mil)}$$

$$\text{termoformado } t_t = 23.63 \cdot \frac{(21 \text{ paquete} / \text{lámina}) (2 \text{ lados}) (1.2 \text{ m}) (0.61 \text{ m})}{(98 \text{ m}^2 / \text{m}^3) (0.453 \text{ m}^3 / \text{paquete})} = 16 \text{ mil}$$

Ilustración 2.54 Relación de la capacidad de plazo largo / corto

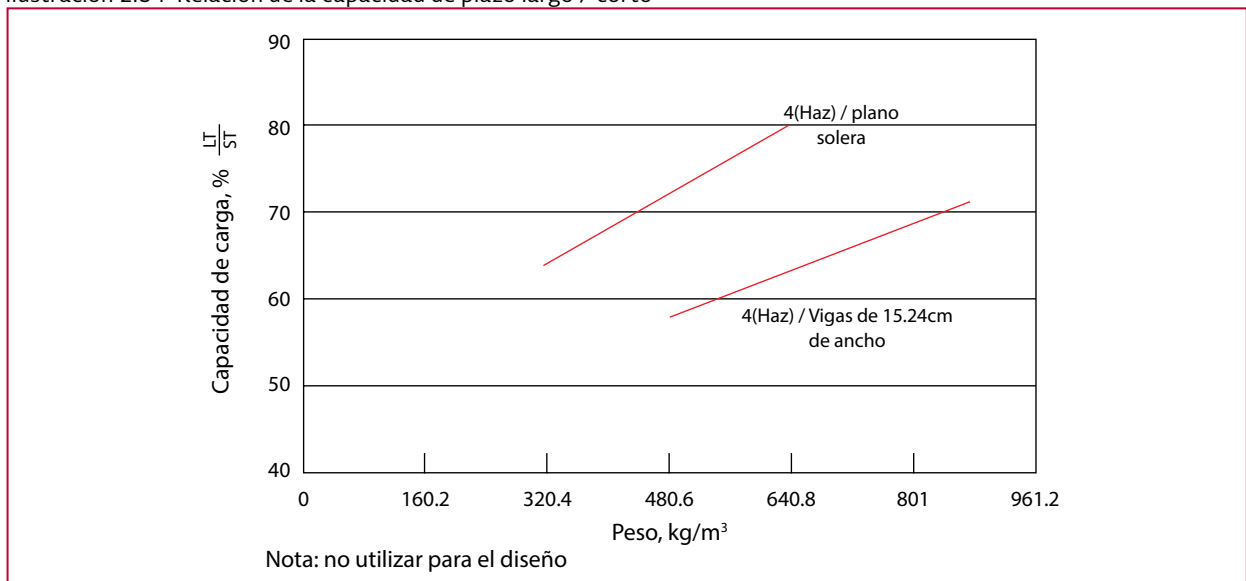


Tabla 2.25 Requisitos de resistencia a largo y corto plazo a temperatura de funcionamiento real

Requerimientos	Capacidad de carga	
	4 Días (largo plazo)	A corto plazo
Resistencia mínima del paquete <sup>a</sup> , kPa	16.8	23.9
Carga mínima del medio, kg/m	52	74
Viga de carga y medio, kg/m	60	90
Capa superior, kPa	57.5	76.6

<sup>a</sup> Utilizar 19 y 29 kPa para los medios de vigas.

Por lo tanto, el peso del paquete, número de hojas/paquete y la gravedad específica de CPV proporcionan una comprobación rápida y precisa del espesor proporcionado y el peso del paquete. Por otra parte se deben exigir las propiedades del CPV y las pruebas estructurales de los medios de soporte que se están instalando o se instalarán. La capacidad de carga de los paquetes y de su espesor puede ser significativamente diferente en láminas similares si hay una variación en la composición del material. Estas diferencias normalmente se pueden compensar cambiando el espesor.

En torres más altas, el espesor varía según aumenta la carga como una función de la profundidad. En la Tabla 2.26 se presentan las pruebas específicas y los valores recomendados de los parámetros.

Los valores más altos de ASTM D882, D790 y D638 proporcionan la mayor resistencia a expensas de ser más quebradizos. El ensayo de impacto Izod ASTM se utiliza para asegurar que los medios no sean demasiado frágiles. Es necesario proteger a la capa superior de los medios de la radiación ultravioleta.

El procedimiento normal es añadir negro de carbono 2% al cloruro de polivinilo. Además, se sugiere más espesor en la capa superior de la lámina. Esto es particularmente importante cuando no se utiliza la rejilla, en la parte superior del filtro ya que después de 5 a 10 años de exposición el medio de soporte con espesor de 0.635 a 0.76 mm se vuelve frágil y podría ocurrir una falla cuando se le pisa. Si los medios están cubiertos con una rejilla, se puede utilizar un menor espesor de los medios.

Por lo general, los fabricantes de soportes sintéticos proporcionarán supervisión durante la construcción para asegurar una instalación adecuada. El pesaje de los paquetes por el dueño y/o ingeniero es una manera rápida y precisa de asegurarse de que se está instalando el espesor adecuado.

## 2.6. EJEMPLOS DE DISEÑO

A continuación se desarrollarán ejemplos de filtros percoladores, para mostrar los parámetros y consideraciones de diseño. Las variables utilizadas ya han sido definidas con anterioridad y también están definidas en tabla de abreviatu.

Tabla 2.26 Pruebas y propiedades de lámina de cloruro de polivilino recomendado

Propiedad	Valor	Prueba ASTM no.
Gravedad específica	1.4-1.6	D792
Resistencia a la tracción	48 000 a 65 500 kPa	D882a (1 000 µm)
Resistencia a la flexión	65 500-97 000 kPa	D790
Módulo de plasticidad	2.8 x 10 <sup>6</sup> – 3.79 x 10 <sup>6</sup> kPa	D882a (1 000 µm)
Impacto de IZOD (muesca)	27-110 J/m	D256
Distorsión térmica	68-71 ° C mínima	D648 o D1637
	1 820 kPa Carga de la prueba	
Inflamabilidad tiempo de combustión	<5 segundos	D635

<sup>a</sup> Para más de 1 mm, utilizar ensayo ASTM D638

## 2.6.1 FILTRO PERCOLADOR DE MEDIOS DE PIEDRA

Datos

Q= Flujo	25 L/s	2 160 m <sup>3</sup> /d
S= DBO efluente	300 mg/L	0.30 kg/d
H= Altura	2.5 m	
S <sub>e</sub> = DBO afluente	20 mg/L	0.020 kg/d
R= Constante	2	

El sedimentador primario remueve el 28% (R<sub>SP</sub>) de la DBO afluente (S).

Paso 1. Calcular la DBO de salida del sedimentador primario (S<sub>sp</sub>).

$$S_{sp} = S \cdot (1 - R_{SP})$$

$$S_{sp} = (0.3) (1 - 0.28) = 0.216 \text{ kg/m}^3$$

Paso 2. Calcular la eficiencia del filtro percolador.

$$E_1 = \frac{S_{sp} - S_e}{S_{sp}} = \frac{0.216 \text{ kg/m}^3 - 0.02 \text{ kg/d}}{0.216 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0.907 \text{ kg/d}$$

Paso 3. Calcular el factor de recirculación.

$$F = \frac{1 - R}{\left(1 + \frac{R}{10}\right)^2} = \frac{1 + 2}{\left(1 + \frac{2}{10}\right)^2} = 2.08$$

Paso 4. Calcular la carga orgánica que ingresa al filtro percolador.

$$CO_1 = S_{sp} \cdot Q = \left(0.216 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) \left(2\ 160 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}\right)$$

$$= 466.56 \frac{\text{kg DBO}}{\text{d}}$$

Paso 5. Calcular el volumen del filtro percolador.

$$V_1 = \left(\frac{CO_1}{F}\right) \left(\frac{0.4432 E_1}{1 - E_1}\right)^2$$

$$V_1 = \left(\frac{466.56 \text{ kg DBO/d}}{2.08}\right) \left(\frac{0.4432 \cdot 0.907 \text{ kg/d}}{1 - 0.907 \text{ kg/d}}\right)^2$$

$$= 4\ 190.76 \text{ m}^3$$

Paso 6. Calcular el diámetro del filtro percolador.

$$A_1 = \frac{V_1}{H} = \frac{4\ 190.76 \text{ m}^3}{2.5 \text{ m}} = 1\ 676.30 \text{ m}^2$$

$$D_1 = \sqrt{\frac{4 \cdot A_1}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1\ 676.30 \text{ m}^2}{3.1416}} = 46.20 \text{ m}$$

Paso 7. Calcular las cargas orgánicas.

1. Superficial

$$COS_1 = \frac{CO_1}{A_1} = \frac{466.56 \text{ kg DBO}}{1\ 676.30 \text{ m}^2} = 0.278 \frac{\text{kg DBO}}{\text{m}^2 \text{ d}}$$

2. Volumétrica

$$COV_1 = \frac{CO_1}{V_1} = \frac{466.56 \text{ kg DBO/d}}{4\ 190.76 \text{ m}^3} = 0.111 \frac{\text{kg DBO}}{\text{m}^3 \text{ d}}$$

Paso 8. Calcular las cargas hidráulicas.

1. Superficial

$$CHS_1 = \frac{Q(1+R)}{A_1} = \frac{(2\ 160 \text{ m}^3/\text{d})(1+2)}{1\ 676 \text{ m}^2}$$

$$= 3.87 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ d}} = 0.161 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ h}}$$

2. Volumétrica

$$CHV_1 = \frac{Q(1+R)}{V_1} = \frac{(2\ 160 \text{ m}^3/\text{d})(1+2)}{4\ 190.76 \text{ m}^3} = 1.55 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3 \text{ d}}$$

$$= 0.064 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3 \text{ h}}$$

### Resumen de resultados

S <sub>sp</sub> = DBO salida sedimentador primario	0.216 $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
E <sub>1</sub> = Eficiencia	0.907
F = Factor de recirculación	2.08
CO <sub>1</sub> = Carga orgánica	466.56 $\frac{\text{kg DBO}}{\text{d}}$
V <sub>1</sub> = Volumen	4 190.76 m <sup>3</sup>
A <sub>1</sub> = Área	1 676.30 m <sup>2</sup>
D <sub>1</sub> = Diámetro	46.20 m

Resumen de resultados	
COS <sub>1</sub> = Carga oránica superficial	0.278 $\frac{kgDBO}{m^2 d}$
COV <sub>1</sub> = Carga orgánica volumétrica	0.111 $\frac{kgDBO}{m^3 d}$
CHS <sub>1</sub> = Carga hidráulica superficial	3.87 $\frac{m^3}{m^2 d}$
CHV <sub>1</sub> = Carga hidráulica volumétrica	1.55 $\frac{m^3}{m^3 d}$

## 2.6.2 FILTROS PERCOLADORES DE PIEDRA DE DOS ETAPAS (V<sub>1</sub>=V<sub>2</sub>)

Datos

Q	25 L/s	2 160 m <sup>3</sup> /d
S	300 mg/L	0.30 kg/d
H	2.5 m	
S <sub>e</sub>	20 mg/L	0.020 kg/d
R	2	

El sedimentador primario remueve el 28% de la DBO inicial.

Paso 1. Calcular la DBO de salida del sedimentador primario.

$$S_{sp} = S \cdot (1 - R_{sp})$$

$$S_{sp} = (0.3)(1 - 0.28) = 0.216 \text{ kg/m}^3$$

Paso 2. Calcular E<sub>1</sub>, E<sub>2</sub> y E<sub>T</sub>

1. Calcular E<sub>T</sub>

$$E_T = \frac{S_{sp} - S_e}{S_{sp}} = \frac{0.216 \text{ kg/m}^3 - 0.02 \text{ kg/m}^3}{0.216 \text{ kg/m}^3} = 0.907$$

2. Calcular E<sub>2</sub>

$$1 - E_T = \frac{(E_T - E_2)h^2(1 - E_2)}{(E_2)^2}$$

Sustituir E<sub>T</sub> y empezar a iterar con valor E<sub>2</sub>=0.5 y después incrementar el valor.

$$1 - 0.907 = \frac{(0.907 - 0.5)^2 (1 - 0.5)}{0.5^2}$$

$$0.093 = 0.33 \text{ incrementar}$$

$$E_2 = 0.6$$

$$0.093 = \frac{(0.907 - 0.6)^2 (1 - 0.6)}{0.6^2} = 0.1047$$

$$E_2 = 0.61$$

$$0.093 = \frac{(0.907 - 0.61)^2 (1 - 0.61)}{0.61^2} = 0.092$$

$$E_2 = 0.609$$

$$0.093 = \frac{(0.907 - 0.609)^2 (1 - 0.61)}{0.609^2} = 0.093$$

3. Calcular E<sub>1</sub>

$$E_1 = \frac{E_T - E_2}{1 - E_2} = \frac{0.907 - 0.609}{1 - 0.609} = 0.762$$

4. Comprobar E<sub>T</sub>

$$E_T = E_1 + E_2(1 - E_1)$$

$$0.907 = 0.762 + 0.609(1 - 0.762) = 0.907$$

Paso 3. Calcular el factor de recirculación.

$$F = \frac{1 + R}{\left(1 + \frac{R}{10}\right)^2} = \frac{1 + 2}{\left(1 + \frac{2}{10}\right)^2} = 2.08$$

Paso 4. Calcular la carga orgánica para el primer filtro.

$$CO_1 = S_{sp} \cdot Q = \left(0.216 \frac{kg}{m^3}\right) \left(2 160 \frac{m^3}{d}\right) = 46.656 \frac{kgDBO}{d}$$

Paso 5. Calcular el volumen del primer filtro.

$$V_1 = \left(\frac{CO_1}{F}\right) \left(\frac{0.4432 E_1}{1 - E_1}\right)^2$$

$$V_1 = \left(\frac{466.56 \text{ kg DBO/d}}{2.08}\right) \left(\frac{0.4432 \cdot 0.762 \text{ kg/d}}{1 - 0.762}\right)^2 = 451.66 \text{ m}^3$$

Paso 6. Calcular la carga orgánica para el segundo filtro.

$$CO_2 = (CO_1) (1 - E_1)$$

$$CO_2 = (466.56 \text{ kg DBO/d}) (1 - 0.762)$$

$$= 111.04 \frac{\text{kg DBO}}{\text{d}}$$

Paso 7. Calcular el volumen del segundo filtro.

$$V_2 = \frac{CO_2}{\left[\left(\frac{1}{E_2} - 1\right)\left(\frac{1 - E_1}{0.4432}\right)\right]^2 F}$$

$$V_2 = \frac{111.04 \text{ kg DBO/d}}{\left[\left(\frac{1}{0.609} - 1\right)\left(\frac{1 - 0.762}{0.4432}\right)\right]^2 2.08} = 499.56 \text{ m}^3$$

Paso 8. Calcular el diámetro de los filtros.

En este caso  $V_1$  y  $V_2$  son casi iguales, por lo que se tomará un volumen de  $450 \text{ m}^3$  para ambos filtros.

$$A = \frac{V}{H} = \frac{450 \text{ m}^3}{2.5 \text{ m}} = 180 \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 180}{3.1416}} = 15.14 \text{ m}$$

Paso 9. Calcular las cargas orgánicas del primer filtro.

1. Superficial

$$COS_1 = \frac{S_{sp} \cdot Q}{A_1} = \frac{(0.216 \text{ kg/m}^3)(2162 \text{ m}^3/\text{d})}{180 \text{ m}^2}$$

$$= 2.59 \frac{\text{kg DBO}}{\text{m}^2 \text{ d}}$$

2. Volumétrica

$$COV_1 = \frac{S_{sp} \cdot Q}{V_1} = \frac{(0.216 \text{ kg/m}^3)(2160 \text{ m}^3)}{450 \text{ m}^3}$$

$$= 1.04 \frac{\text{kg DBO}}{\text{m}^3 \text{ d}}$$

Paso 10. Calcular las cargas orgánicas segundo filtro.

1. Superficial

$$COS_2 = COS_1 (1 - E_1)$$

$$COS_2 = 2.59 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ d}} (1 - 0.762) = 0.62 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ d}}$$

2. Volumétrica

$$COV_2 = COV_1 (1 - E_1)$$

$$COV_2 = 1.04 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{ d}} (1 - 0.762) = 0.25 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{ d}}$$

Paso 11. Calcular cargas hidráulicas

1. Superficial

$$CHS = \frac{Q(1+R)}{A_2} = \frac{2160 \text{ m}^3/\text{d}(1+2)}{180 \text{ m}^2}$$

$$= 36 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ d}} = 1.50 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ h}}$$

2. Volumétrica

$$CHV = \frac{Q(1+R)}{V_2} = \frac{(2160 \text{ m}^3/\text{d})(1+2)}{450 \text{ m}^3}$$

$$= 14.40 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3 \text{ d}} = 0.60 = \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ h}}$$

Resumen de resultados		
$S_{sp} \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)$	0.216	
$F$	2.08	
$E_T$	0.907	
	1er FP	2° FP
$E$	0.762	0.609
$CO \left( \frac{\text{kg SBO}}{\text{d}} \right)$	466.56	111.04
$V(\text{m}^3)$	451.66	449.56 (Se propone 450)
$A(\text{m}^2)$	180	
$D(\text{m})$	15.14	
$COS \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ d}} \right)$	2.59	0.62
$COV \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{ d}} \right)$	1.04	0.25

Ambos filtros

$CHS \left( \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ d}} \right)$	1.05
$CHV \left( \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3 \text{ d}} \right)$	0.60



### 2.6.3 FILTROS PERCOLADORES DE PIEDRA DE DOS ETAPAS ( $E_1=E_2$ )

Datos

Q	25 L/s	2 160 m <sup>3</sup> /d
S	300 mg/L	0.30 kg/d
H	2.5 m	
Se	20 mg/L	0.020 kg/d
R	2	

El sedimentador primario remueve el 28% de la DBO inicial.

Paso 1. Calcular la DBO de salida del sedimentador primario.

$$S_{sp} = S \cdot (1 - R_{sp})$$

$$S_{sp} = (0.3)(1 - 0.28) = 0.216 \text{ kg/m}^3$$

Paso 2. Calcular  $E_1$ ,  $E_2$  y  $E_T$

1. Calcular  $E_T$

$$E_T = \frac{S_{sp} - Se}{S_{sp}} = \frac{0.216 \text{ kg/m}^3 - 0.02}{0.216 \text{ kg/m}^3} = 0.907$$

2. Calcular  $E_1$  y  $E_2$  para este caso son iguales, se tiene:

$$E_T = E_1 + E_2(1 - E_1)$$

Sustituir  $E_T$  y empezar a iterar con un valor de  $E_1=E_2=0.6$  y después incrementar el valor

$$0.907 = 0.6 + 0.6(1 - 0.6) = 0.84$$

$$E_1 = E_2 = 0.7$$

$$0.907 = 0.7 + 0.7(1 - 0.7) = 0.91$$

$$E_1 = E_2 = 0.695$$

$$0.907 = 0.695 + 0.695(1 - 0.695)$$

$$= 0.907$$

Paso 3. Calcular el factor de recirculación.

$$F = \frac{1 + R}{\left(1 + \frac{R}{10}\right)^2} = \frac{1 + 2}{\left(1 + \frac{2}{10}\right)^2} = 2.08$$

Paso 4. Calcular la carga orgánica para el primer filtro.

$$CO_1 = S_{sp} \cdot Q = \left(0.216 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) \left(2\,160 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}\right) = 466.56 \frac{\text{kg DBO}}{\text{d}}$$

Paso 5. Calcular el volumen del primer filtro

$$V_1 = \left(\frac{CO_1}{F}\right) \left(\frac{0.4432 E_1}{1 - E_1}\right)^2$$

$$V_1 = \left(\frac{466.56 \text{ kg DBO/d}}{2.08}\right) \left(\frac{0.4432 \cdot 0.695 \text{ kg/d}}{1 - 0.695}\right)^2$$

$$= 228.78 \text{ m}^3$$

Paso 6. Calcular el diámetro del primer filtro

$$A = \frac{V_1}{H} = \frac{228.78 \text{ m}^3}{2.5 \text{ m}} = 91.51 \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A_1}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 91.5}{3.1416}} = 10.75 \text{ m}$$

Paso 7. Calcular la carga orgánica para el segundo filtro

$$CO_2 = CO_1(1 - E_1)$$

$$CO_2 = 466.56 \frac{\text{kg}}{\text{d}} (1 - 0.695) = 142.30 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

Paso 8. Calcular el volumen para el segundo filtro.

$$V_2 = \frac{CO_2}{\left[\left(\frac{1}{E_2} - 1\right) \left(\frac{1 - E_1}{0.4432}\right)\right]^2 2.08}$$

$$V_2 = \frac{142.30 \text{ kg DBO/d}}{\left[\left(\frac{1}{0.695} - 1\right) \left(\frac{1 - 0.695}{0.4432}\right)\right]^2 2.08} = 750.13 \text{ m}^3$$

Paso 9. Calcular el diámetro del segundo filtro

$$A_2 = \frac{V_2}{H} = \frac{750.13 \text{ m}^3}{2.5 \text{ m}} = 300.05 \text{ m}^2$$

$$D_2 = \sqrt{\frac{4 \cdot A_2}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 300.05}{3.1416}} = 19.55 \text{ m}$$

Paso 10. Calcular las cargas orgánicas del primer filtro

1. Superficial

$$COS_1 = \frac{Ssp \cdot Q}{A_1} = \frac{(0.216 \text{ kg/m}^3)(2\ 160 \text{ m}^3/\text{d})}{91.51 \text{ m}^2}$$

$$= 5.10 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ d}}$$

2. Volumétrica

$$COV_1 = \frac{Ssp \cdot Q}{V_1} = \frac{(0.216 \text{ kg/m}^3)(2\ 160 \text{ m}^3/\text{d})}{228.78 \text{ m}^3}$$

$$= 1.62 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{ d}}$$

Paso 11. Calcular carga orgánica para el segundo filtro.

1. Superficial

$$COS_2 = COS_1 (1 - E_1)$$

$$COS_2 = 5.10 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ d}} (1 - 0.695) = 1.56 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ d}}$$

2. Volumétrica

$$COV_2 = COV_1 (1 - E_1)$$

$$COS_2 = 1.62 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{ d}} (1 - 0.695) = 0.49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{ d}}$$

Paso 12. Calcular las cargas hidráulicas del primer filtro.

1. Superficial

$$CHS_1 = \frac{Q(1+R)}{A_1} = \frac{(2\ 160 \text{ m}^3/\text{d})(1+2)}{91.51 \text{ m}^2}$$

$$= 70.81 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ d}}$$

2. Volumétrica

$$CHV_1 = \frac{Q(1+R)}{V_1} = \frac{(2\ 160 \text{ m}^3/\text{d})(1+2)}{228.78 \text{ m}^3}$$

$$= 28.32 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3 \text{ d}}$$

Paso 13. Calcular cargas hidráulicas para el segundo filtro

1. Superficial

$$CHS_2 = \frac{Q(1+R)}{A_2} = \frac{(2\ 160 \text{ m}^3/\text{d})(1+2)}{300.5 \text{ m}^2}$$

$$= 21.56 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ d}}$$

2. Volumétrica

$$CHV_2 = \frac{Q(1+R)}{V_2} = \frac{(2\ 160 \text{ m}^3/\text{d})(1+2)}{750.13 \text{ m}^3}$$

$$= 8.64 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3 \text{ d}}$$

Resumen de resultados		
$S_{Sp} \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)$	0.216	
$F$	2.08	
$E_T$	0.907	
	1 <sup>er</sup> FP	2 <sup>o</sup> FP
$E$	0.695	0.695
$CO \left( \frac{\text{kg DBO}}{\text{d}} \right)$	466.56	142.30
$V(\text{m}^3)$	228.78	750.13
$A(\text{m}^2)$	91.51	300.05
$D(\text{m})$	10.75	19.55
$COS \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ d}} \right)$	5.10	1.56
$COV \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{ d}} \right)$	1.62	0.49
$CHS \left( \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ d}} \right)$	70.81	21.56
$CHV \left( \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3 \text{ d}} \right)$	28.32	8.64

## 2.6.4 DOS FILTROS PERCOLADORES CON MEDIO PLÁSTICO DE FLUJO CRUZADO EN PARALELO

### EJEMPLO 1

Datos:

Q	200 L/s
S	300 mg/L
H	7 m
NFP	2
K	$0.203(L/s)^{-0.5}/m^2 a 20^{\circ}C$
T	25 °C
Se	$10 \frac{mg}{L}$
R	2

El sedimentador primario remueve el 25% de la DBO inicial.

Paso 1. Calcular la DBO de salida del sedimentador primario.

$$S_{sp} = S \cdot (1 - R_{sp})$$

$$S_{sp} = 0.3 (1 - 0.25) = 0.225 \text{ kg}/m^3$$

Paso 2. Constante biocinética

Valores de referencia normalizados a 20 grados centígrados.

$$Hn=6.1m; \quad Sn=0.150 \text{ kg}/m^3$$

$$K_T = K_{20} (0.203)^{T-20} \left(\frac{Hn}{H}\right)^{0.5} \left(\frac{Sn}{S_{sp}}\right)^{0.5}$$

$$K_T = (1.035) (0.203)^{25-20}$$

$$\left(\frac{6.1}{7}\right)^{0.5} \left(\frac{0.15}{0.225}\right)^{0.5} = 0.184 \left(\frac{L}{s}\right)^{0.5} / m^2$$

Paso 3. Calcular la carga hidráulica

$$q = \left(\frac{K_T H}{\text{in} \left(\frac{S_{sp}}{Se}\right)}\right)^2 = \left(\frac{0.184 \cdot 7}{\text{in} \left(\frac{S_{sp}}{Se}\right)}\right)^2$$

$$= 0.171 \frac{L}{m^2 s}$$

Paso 4. Calcular el área

1. Calcular el gasto por filtro

$$Q_F = \frac{Q}{NFP} = \frac{200}{2} = 100 L/s$$

2. Calcular el área

$$A = \frac{Q_F}{q} = \frac{100 \frac{L}{s}}{0.171 \frac{L}{m^2 s}} = 584.80 m^2$$

Paso 5. Calcular el diámetro.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A_1}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 584.80}{3.1416}} = 27.29 m$$

Paso 6. Calcular el volumen de un filtro percolador.

$$V = A \cdot H = (584.80 m^2)(7m) = 4093.60 m^3$$

Paso 7. Calcular la carga orgánica volumétrica por filtro percolador.

$$COV = \frac{S_{sp} \cdot Q}{V} = \frac{(0.225 \text{ kg}/m^3)(8640)}{4093.60}$$

$$= 0.47 \frac{\text{kg DBO}}{m^3 d}$$

Resumen de resultados		
S <sub>sp</sub>	225 mg/L	0.225 kg/m <sup>3</sup>
K <sub>T</sub>	0.184 (L/s) <sup>0.5</sup> /m <sup>2</sup>	
q	0.171 L/m <sup>2</sup> s	
Por filtro		
Q <sub>F</sub>	100 L/s	8 640 m <sup>3</sup> /d
V	4 094.60 m <sup>3</sup>	

Resumen de resultados	
A	584.80 m <sup>2</sup>
D	27.29 m
COV	$0.47 \left( \frac{kg\ DBO}{m^3 d} \right)$

## Ejemplo 2

Parámetro	Datos	
Q	150 L/s	12 960 m <sup>3</sup> /d
S	325 mg/L	0.325 kg/m <sup>3</sup>
T	25 °C	
NFP	2 (número de filtros)	
K	$0.173 \left( \frac{L}{s} \right)^{0.5} a\ 20\ ^\circ C$	
H	8	
Se	20 mg/L	0.02 kg/m <sup>3</sup>
SSTe	20 mg/L	0.02 kg/m <sup>3</sup>
NB	2 (número de brazos)	

El sedimentador primario remueve el 25 % de DBO y de SST iniciales.

Paso 1. Calcular la DBO de la salida del sedimentador primario.

$$S_{sp} = S \cdot (1 - R_{SP})$$

$$S_{sp} = 0.325(1 - 0.25) = 0.244\ kg/m^3$$

Paso 2. Constante biocinética.

Valores de referencia normalizados a 20 grados centígrados.

$$H_n = 6.1\ m; S_n = 0.150\ kg/m^3$$

$$K_T = 0.173 - 1.035^{T-20} \left( \frac{H_n}{H} \right)^{0.5} \left( \frac{S_n}{S_{sp}} \right)^{0.5}$$

$$K_T = 0.173 - 1.035^{25-20} \left( \frac{6.1}{8} \right)^{0.5} \left( \frac{0.15}{0.244} \right)^{0.5} = 0.141 \left( \frac{L}{s} \right)^{0.5} / m^2$$

Paso 3. Calcular la carga hidráulica

$$q = \left( \frac{K_T H}{\ln \left( \frac{S_{sp}}{S_e} \right)} \right)^2$$

$$q = \left( \frac{0.141 \cdot 8}{\ln \left( \frac{0.244}{0.02} \right)} \right)^2 = 0.204 \frac{L}{m^2 s}$$

$$= 0.012 \frac{m^3}{m^2 min}$$

Paso 4. Calcular el diámetro de un filtro.

1. Calcular el gasto para un filtro

$$Q_F = \frac{Q}{NFP}$$

$$Q_F = \frac{150}{2} = 75 \frac{L}{s} = 6.480 \frac{m^3}{d}$$

2. Calcular el área.

$$A = \frac{Q_F}{q}$$

$$A = \frac{75}{0.204} = 367.65\ m^2$$

Paso 5. Calcular el diámetro.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 367.65}{\pi}} = 21.64\ m$$

Paso 6. Calcular el volumen.

$$V = A \cdot H$$

$$V = 367.65 \cdot 8 = 2\ 941.2\ m^3$$

Paso 7. Calcular el factor de recirculación.

1. Calcular la carga hidráulica de recirculación.

Se recomienda como mínimo una carga hidráulica total de 0.5 litros por metro cuadrado segundo.

$$q_T = q + q_F \rightarrow q_F = q_T - q$$

$$q_F = 0.5 - 0.204 = 0.296 \text{ L/m}^2 \text{ s}$$

2. Calcular el factor de recirculación.

$$F = \frac{q_F}{q}$$

$$F = \frac{0.296}{0.204} = 1.45$$

Paso 8. Gasto de bombeo.

1. Por filtro.

$$Q_b = A \cdot q_T$$

$$Q_b = 367.65 \cdot 0.5 = 183.83 \text{ L/s} = 15\,882.91 \text{ m}^3/\text{d}$$

2. Por dos filtros.

$$Q_{Tb} = Q_b \cdot NFP$$

$$Q_{Tb} = 183.83 \cdot 2 = 367.66 \text{ L/s}$$

$$= 31\,765.82 \text{ m}^3/\text{d}$$

Paso 9. Calcular la dosificación de operación (SKO) y de lavado (SKL) del brazo distribuidor.

1. Calcular la carga orgánica volumétrica.

$$COV = \frac{Q_F \cdot S_{SP}}{V}$$

$$COV = \frac{6\,480 \cdot 0.244}{2\,941.2} = 0.54 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{ d}}$$

2. Calcular dosificación de lavado tomando valores de la Tabla 2.12 como referencia.

$$SKO = 48.6 \left( \frac{\text{mm}}{\text{paso}} \right) = 0.0486 \left( \frac{\text{m}}{\text{paso}} \right)$$

$$= 1.05 \frac{\text{m}^3 \text{ aplicados}}{\text{paso}}$$

$$SKL = 300 \left( \frac{\text{mm}}{\text{paso}} \right) = 0.3 \left( \frac{\text{m}}{\text{paso}} \right)$$

$$= 6.49 \frac{\text{m}^3 \text{ aplicados}}{\text{paso}}$$

Paso 10. Calcular la velocidad de operación (VO) y de lavado (VL) del brazo distribuidor.

1. Calcular VO.

$$VO = \frac{(1+F) \cdot q}{NB \cdot SKO}$$

$$VO = \frac{(1+1.45) \cdot 0.012}{2 \cdot 0.0486}$$

$$= 0.302 \frac{\text{rev}}{\text{min}} = 3.3 \frac{\text{min}}{\text{rev}}$$

2. Calcular VL.

$$VL = \frac{(1+F) q}{NB \cdot SKL}$$

$$VL = \frac{(1+1.45) \cdot 0.012}{2 \cdot 0.3} = 0.049 \frac{\text{rev}}{\text{min}} = 20.4 \frac{\text{min}}{\text{rev}}$$

#### RESUMEN DE RESULTADOS

$S_{sp}$	2.44 (mg)/L	0.244 (kg)/m <sup>3</sup>	
$K_T$ (L/sm <sup>2</sup> )	0.141		
q	0.204 L/(sm <sup>2</sup> )	0.012 m <sup>3</sup> /(min m <sup>2</sup> )	
Por filtro			
$Q_F$	75 L/s	6 480 m <sup>3</sup> /d	
A(m <sup>2</sup> )	367.65		
D(m)	21.64		
V(m <sup>3</sup> )	2 941.2		
$q_T$ (L/m <sup>2</sup> s)	0.5		
$q_F$ (L/m <sup>2</sup> s)	0.296		
F	1.45		
$Q_b$	183.83 L/s	15 882.91 m <sup>3</sup> /d	
SKO	48.66 mm/paso	0.0486 m/paso	1.05 m <sup>3</sup> aplicado/paso
SKL	300 mm/paso	0.3 m/paso	6.49 m <sup>3</sup> aplicado/paso
VO	0.302 rev/min	3.3 min/rev	
VL	0.049 rev/min	20.4 min/rev	

Nota: Debido a que las velocidades de operación y lavado son diferentes, será necesario instalar un motor de velocidad variable, que permita obtener las velocidades de giro obtenidas.

## 2.6.5 FILTRO PERCOLADOR CON MEDIO PLÁSTICO DE FLUJO CRUZADO

Datos:

Q	75 L/s	6 480 m <sup>3</sup> /d
S <sub>sp</sub>	120 mg/L	0.12 kg/m <sup>3</sup>
H	8 m	
D	21m	
N (N-NH <sub>4</sub> )	30 mg/L	0.03 m <sup>3</sup> /d

¿Cuál es la carga volumétrica de DBO y de N-NH<sub>4</sub>?

¿Cuál es la carga específica de N-NH<sub>4</sub>?

¿Cuál es la eficiencia de remoción aproximada de la DBO a 20 °C?

¿Se esperaría nitrificación en este filtro?

### Solución

Paso 1. Calcular el volumen.

$$A = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

$$A = \frac{\pi \cdot 21^2}{4} = 346.36 \text{ m}^2$$

$$V = A \cdot D$$

$$V = 346.36 \cdot 21 = 7\,273.56 \text{ m}^3$$

Paso 2. Carga volumétrica.

1. DBO

$$COV = \frac{Q \cdot S_{sp}}{V}$$

$$COV = \frac{6\,480 \cdot 0.12}{773.56} = 0.107 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{d}}$$

2. NTK

$$CON = \frac{Q \cdot N}{V}$$

$$CON = \frac{6\,480 \cdot 0.03}{773.56} = 0.027 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{d}}$$

Paso 3. Carga específica de NTK.

1. Área superficial (AS).

Para filtros combinados de remoción de DBO y NTK se emplea un área específica de empaque de 90 metro cuadrado por metro cúbico.

$$AS = AS \cdot V$$

$$AS = 90 \cdot 7\,273.56 = 654\,620.4 \text{ m}^2$$

2. Carga específica.

$$CEN = \frac{Q \cdot NTK}{AS}$$

$$CEN = \frac{6\,480 \cdot 0.03}{654\,620.4}$$

$$= 0.0003 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{d}} = 0.3 \frac{\text{g}}{\text{m}^2 \text{d}}$$

Paso 4. Remoción de la demanda bioquímica de oxígeno.

Con COV = 0.107 Kg/m<sup>3</sup> d y la Ilustración 2.55, calcular la eficiencia de remoción de la demanda bioquímica de oxígeno.

La remoción es del 92 por ciento.

Paso 5. Nitrificación.

De acuerdo a la Tabla 2.27, los valores de:

$$COV = 0.107 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{d}}$$

$$CEN = 0.3 \frac{\text{g}}{\text{m}^2 \text{d}}$$

Se encuentra dentro de lo recomendado para que se realice la nitrificación.

Ilustración 2.55 Remoción de DBO por carga de DBO kg/m<sup>3</sup>d

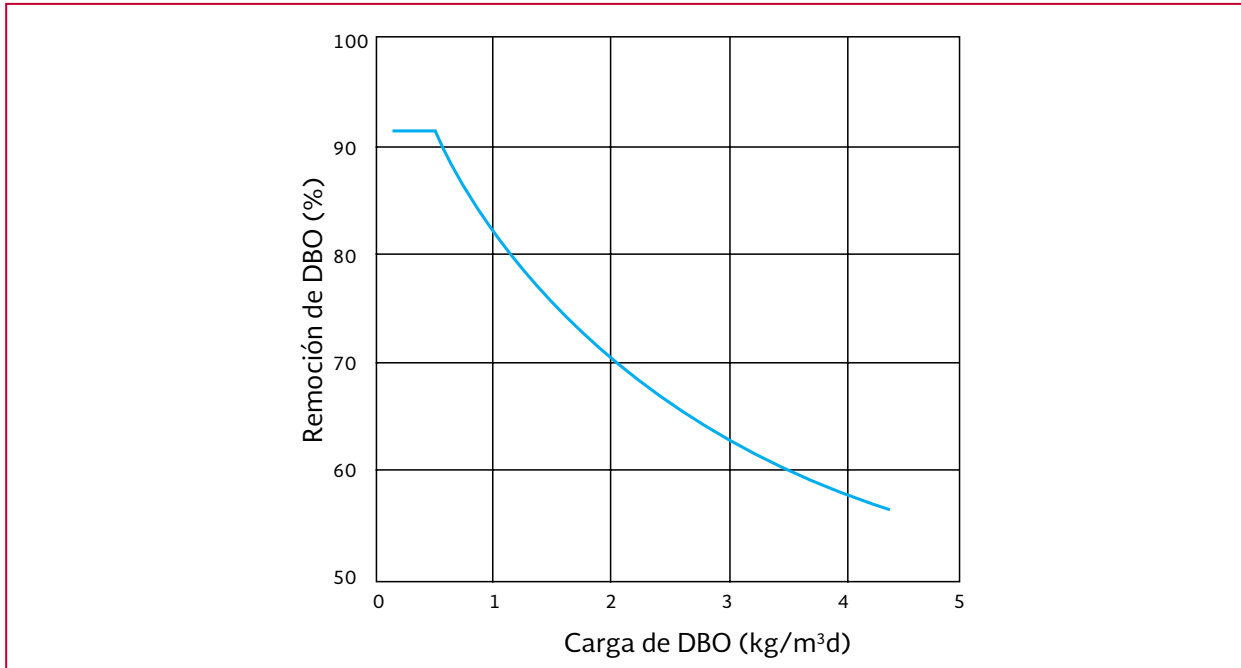


Tabla 2.27 Aplicaciones de filtros percoladores, cargas y calidad de efluentes

Aplicación	Carga		Calidad del efluente	
	Unidad	Rango	Unidad	Rango
Tratamiento secundario	Kg DBO/m <sup>3</sup> d <sup>a</sup>	0.3 – 1.0	DBO, mg/L	15 – 30
			SST, mg/L	15 – 30
Remoción combinada de DBO y nitrificación	Kg DBO/m <sup>3</sup> d	0.1	DBO, mg/L	<10
	g NTK/m <sup>2</sup> d <sup>b</sup>	0.2	N-NH <sub>4</sub> , mg/L	<3
Nitrificación terciaria	g N-NH <sub>4</sub> /m <sup>2</sup> d	0.5 – 2.5	N-NH <sub>4</sub> , mg/L	0.5 – 3
Remoción parcial de DBO	Kg DBO/m <sup>3</sup> d	1.5 – 4.0	Remoción de DBO%	40 – 70

<sup>a</sup> Carga volumétrica.

<sup>b</sup> Carga basada en el área superficial del empaque.

FUENTE: Metcalf and Eddy, Ingeniería de aguas residuales, Tratamiento, vertido y reutilización, 2003

Resumen de resultados	
A (m <sup>2</sup> )	346.36
V (m <sup>3</sup> )	7 273.56
COV (kg/m <sup>3</sup> d)	0.107
CON (kg/m <sup>3</sup> d)	0.027
AS (m <sup>2</sup> )	654 620.4
CEN (g/m <sup>2</sup> d)	0.3

## 2.6.6 FILTRO PERCOLADOR CON MEDIO PLÁSTICO DE FLUJO CRUZADO CON NITRIFICACIÓN TERCIARIA

### Datos

Q	450 L/s	38 880 m <sup>3</sup> /d
S	15 mg/L	0.015 kg/ m <sup>3</sup>
Se	5 mg/L	0.005 kg/m <sup>3</sup>
N(N-NH <sub>4</sub> )	40 mg/L	0.04 kg/ m <sup>3</sup>
N <sub>e</sub> (N-NH <sub>4</sub> )	0.5 mg/L	0.0005 kg/ m <sup>3</sup>
T	25°C	

$K_n$	$1.2 \frac{g}{m^2/m^3}$	Orden cero $0.93 \leq K_n \leq 1.8$
AEE	$138 \text{ m}^2/\text{m}^3$	Área específica del medio
$q_T$	$0.54 \text{ L}/\text{m}^2 \text{ s}$	$0.0324 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ min}$
SOD	75%	Saturación de oxígeno disuelto
NB	2	Número de brazos
fp	1.5	$1.3 \leq fp \leq 1.75$

Empleando el procedimiento de Boller y Grujer calcular el volumen, velocidad de operación y lavado de los brazos, flujo de parte y pérdida de carga a través del filtro.

### Solución

Paso 1. Orden cero

Nitrógeno Amoniacal

En la Ilustración 2.29 se obtiene la concentración de salida de  $\text{N-NH}_4$  ( $N_T$ ) con saturación de oxígeno disuelto al 75% a 25 grados centígrados.

$$N_T = 2.3 \frac{\text{mg}}{\text{L}} = 0.0023 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Carga de nitrógeno oxidado

$$CN_{oxo} = Q(N - N_T)$$

$$CN_{oxo} = 38\,880(0.04 - 0.0023)$$

$$= 1\,465.78 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 1\,465\,780 \frac{\text{g}}{\text{d}}$$

Área superficial del medio

$$AS_o = \frac{CN_{oxo}}{K_n}$$

$$AS_o = \frac{1\,465\,780}{1.2} = 1\,221\,483.33 \text{ m}^2$$

Paso 2. Primer orden.

Carga de nitrógeno oxidado.

$$CN_{ox1} = Q(N_T - N_e)$$

$$CN_{ox1} = 38\,880(0.0023 - 0.0005)$$

$$= 69.98 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 69\,984 \frac{\text{g}}{\text{d}}$$

Ajuste de  $K_n$

$$K'_n = K_n \left( \frac{N_e}{N_T} \right)^{0.75}$$

$$K_n = 1.2 \left( \frac{0.005}{0.0023} \right)^{0.75} = 0.38 \frac{\text{g}}{\text{m}^2 \text{ d}}$$

Área superficial del medio

$$AS_1 = \frac{CN_{ox1}}{K'_n} = \frac{69\,984}{0.38} = 184\,168.42 \text{ m}^2$$

Paso 3. Volumen del filtro

Área superficial total.

$$AS = AS_o + AS_1$$

$$AS = 1\,221\,483.33 + 184\,168.42$$

$$= 1\,405\,651.75 \text{ m}^2$$

Volumen

$$V = \frac{AS}{AEE} = \frac{1\,405\,651.75 \text{ m}^2}{138 \text{ m}^2/\text{m}^3} = 10\,188.88 \text{ m}^3$$

Para un volumen muy grande, se recomiendan dos filtros en paralelo. Volumen por filtro = 5 092.94 metro cúbico.

Área del filtro

$$A = \frac{Q/2}{q_T} = \frac{450/2}{0.54} = 416.67 \text{ m}^2$$

Diámetro del filtro

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 416.67}{\pi}} = 23.03 \text{ m}$$



Altura del filtro

$$H = \frac{V}{A} = \frac{5092.94}{416.67} = 12.22 \text{ m}$$

Paso 4. Calcular la velocidad de operación (VO) y de lavado (VL) del brazo distribuidor.

Calcular VO

$$VO = \frac{q_T}{N_B \cdot SKO}$$

$$SKO = 25 \text{ mm/rev} = 0.025 \text{ m/rev}$$

$$VO = \frac{0.0324}{2 \cdot 0.025} = 0.648 \text{ rev/min} = 1.54 \text{ min/rev}$$

Calcular VL

$$VL = \frac{q_T}{N_B \cdot SKL}$$

$$SKL = 500 \text{ mm/rev} = 0.50 \text{ m/rev}$$

$$VL = \frac{0.0324}{2 \cdot 0.5} = 0.0324 \text{ rev/min} = 30 \text{ min/rev}$$

Nota: Debido a que las velocidades de operación y de lavado son diferentes, será necesario instalar un motor de velocidad variable, que permita obtener las velocidades de giro obtenidas.

Paso 5. Flujo de aire (COV)

$$COV = \frac{QS}{V} = \frac{38880 \cdot 0.015}{5092.94} = 0.115 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{d}}$$

Oxígeno

$$\frac{\text{kg } O_2}{\text{kg } DBO} = 40 \left( 0.8e^{-9COV} + 1.2e^{-0.17COV} \right)$$

$$+ 4.6 \left( \frac{N - N_e}{S} \right) f_p = \frac{\text{kg } O_2}{\text{kg } DBO}$$

$$= 40 \left( 0.8e^{-9(0.115)} + 1.2e^{-0.17(0.115)} \right)$$

$$+ 4.6 \left( \frac{0.04 - 0.0005}{0.015} \right) 1.5$$

$$\frac{\text{kg } O_2}{\text{kg } DBO} = 40 (0.28 + 1.18 + 12.11) 1.5$$

$$= 814.2$$

Carga orgánica

$$CO = Q \cdot S = 38800 \cdot 0.015 = 583.20 \text{ kg/d}$$

Aire (FA)

$$FA = CO \cdot O_2 \cdot 3.5 \frac{\text{Nm}^3}{\text{kg}}$$

$$FA = 583.20 \cdot 814.2 \cdot 3.5$$

$$= 1661945.04 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} = 69247.71 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Calcular el flujo de aire por torre a 25°C. (2 torres).

$$FA_T = \frac{FA}{2} \left( \frac{273 + T}{273} \right)$$

$$FA_T = \frac{1661945.04}{2} \cdot \frac{273 + 25}{273}$$

$$= 907068.90 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} = 37794.54 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

Calcular la velocidad del aire a través de la torre

$$v = \frac{FA}{A}$$

$$v = \frac{907068.90}{416.67} = 2176.95 \frac{\text{m}}{\text{d}}$$

$$= 0.025 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Pérdida de carga a través de la torre.

$$L = \text{Carga de aire} \cdot \frac{\text{kg}}{\text{h}} = CO \cdot O_2$$

$$L = 583.20 \cdot 814.20 = 474841.44 \text{ kg/d}$$

$$= 19785.06 \text{ kg/h}$$

Para un filtro:

$$L = 237420.72 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 9892.53 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\frac{L}{A} = \frac{237420.72}{416.67} = 569.81 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{d}} = 23.74 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{h}}$$

$N_p = \text{Pérdida de carga por empaque}$

$$N_p = 3.15 \cdot H \cdot e^{(6.62 \cdot 10^{-5}) (L/A)}$$

$$N_p = 3.15 \cdot 12.22 \cdot e^{(6.62 \cdot 10^{-5}) (23.74)} = 38.55$$

Para empaque de flujo cruzado y de 138 metro cuadrado por metro cúbico.

$$N = N_p \cdot 1.6$$

Incluye pérdidas por entrada y algunas otras.

$$N = 38.55 \cdot 1.6 = 61.68$$

Calculo de  $\Delta P$ :

$$\Delta P = \frac{V^2}{2g}$$

$$\Delta P = 61.68 \cdot \frac{0.025^2}{2 \cdot 9.81} = 1.96 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m}^2}$$

Resumen de resultados		
$N_T$	2.3 mg / L	0.0023 kg/m <sup>3</sup>
$CN_{oxo}$ (kg/d)	1 465.78	
$AS_o$ (m <sup>2</sup> )	1 221 483.33	
$CN_{oxl}$ (kg/d)	69.98	
$K'_n$ (g/m <sup>2</sup> d)	0.38	
$AS_1$ (m <sup>2</sup> )	184 168.42	
$AS$ (m <sup>2</sup> )	1 405 651.75	
$V$ (m <sup>3</sup> )	10 185.88 (se proponen dos filtros)	
Por filtro		
$V$ (m <sup>3</sup> )	5 092.94	
$A$ (m <sup>2</sup> )	416.67	
$D$ (m)	23.03	
$H$ (m)	12.22	
VO	0.648 rev/min	1.54 min/rev
VL	0.0324 rev/min	30 min/rev
Por dos filtros		
COV (kg/m <sup>3</sup> d)	0.115	
$O_2$ (kg/kgDBO)	814.20	
CO (kgDBO/d)	583.20	
FA (m <sup>3</sup> /d)	1 661 945.04	
Por un filtro		
$FA_T$ (m <sup>3</sup> /d)	907 068.90	
$v$	2 176.95 m/d	0.025 m/s
$L$	474 841.44 kg/d	19 785.06 kg/h
L/A	569.81 kg/(m <sup>2</sup> d)	23.75 kg/(m <sup>2</sup> h)
$N_p$	38.55	
$N$	61.68	
$\Delta P$ (kg/m <sup>2</sup> )	1.96x10 <sup>-3</sup>	



# 3

## PROCESO DE OXIDACIÓN BIOQUÍMICA POR BIODISCOS

### 3.1. INTRODUCCIÓN A BIODISCOS

El proceso de rotación de contacto biológico (RCB) es un proceso que se ha empleado ampliamente para el tratamiento secundario de aguas residuales. El proceso se utiliza para la remoción de materia orgánica, la nitrificación, o el combinado de la remoción de materia orgánica/nitrificación. Como proceso de tratamiento secundario, se ha aplicado ampliamente en donde se requieren efluentes promedio de DBO y SST de 30 miligramo por litro. Se utiliza a menudo en conjunto con la filtración, en donde los límites son 10 mg/L de DBO y de SST y de nitrógeno amoniacal de 1 miligramo por litro.

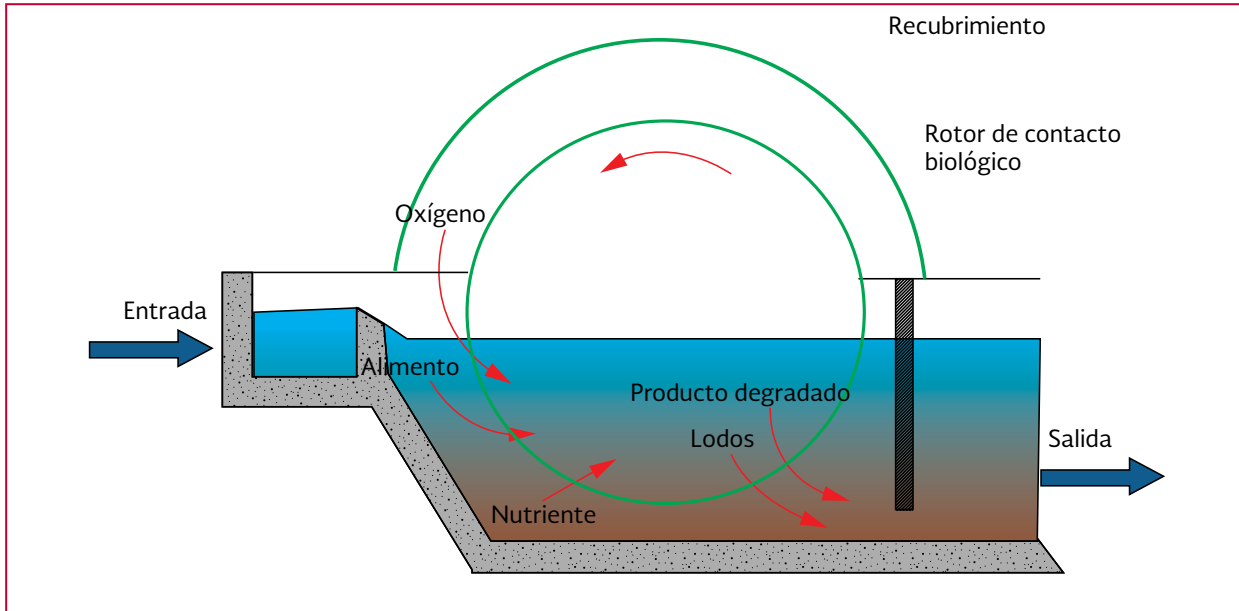
El proceso de RCB es una forma de película fija o de tratamiento biológico de crecimiento adherido. Un paquete de medios sintéticos cilíndrico está montado sobre un eje horizontal, parcialmente sumergido (típicamente 40%) en un tanque que contiene las aguas residuales que se someten a tratamiento. Los medios giran lentamente (1 a 1.6 rev/min) para exponer la película biológica a los alimentos y nutrientes y proporcionar el oxígeno necesario. La masa celular biológica en exceso es “desprendida” de

los medios y se elimina de las aguas residuales por medio de la clarificación y la filtración del efluente. La Ilustración 3.1 presenta una representación gráfica del proceso.

Las ventajas de este sistema son baja carga en la flecha o eje principal, el uso de un sistema de lavado de aire, lo que reduce el espesor de la biomasa, la capacidad de utilizar diámetros grandes y menos medios de los necesarios para una instalación determinada.

Los sistemas de contacto biológico se fabrican comúnmente en unidades estándar con un diámetro aproximadamente de 3.5 m y 7.5 metros. Las unidades de densidad estándar tienen una superficie media de aproximadamente 9 300 m<sup>2</sup> por cada eje, mientras que las unidades de alta densidad normalmente tienen una superficie media de unos 13 900 m<sup>2</sup> por cada eje. Las unidades de densidad estándar se utilizan para la remoción de materia orgánica, donde el crecimiento biológico es relativamente más grueso y los conductos están más abiertos para permitir el flujo de agua residual a través del medio de soporte. Las unidades de alta densidad son utilizadas en las aplicaciones de nitrificación, donde los crecimientos de biopelícula son relativamente delgados.

Ilustración 3.1 Representación general de un biodisco



Los RCB están cubiertos para prevenir el crecimiento de algas, pérdida excesiva de calor en climas fríos, y el deterioro de los medios de polietileno a causa de los rayos ultravioleta. El proceso de RCB se configura típicamente con varias etapas dispuestas en serie, con uno o más ejes que componen cada etapa y con uno o más trenes paralelos para proporcionar el área necesaria de superficie del medio de soporte.

Cada tren consiste típicamente en varios ejes instalados en un tanque común, con deflectores instalados entre los ejes para separar las etapas. El número de etapas requeridas depende del grado de tratamiento deseado, así con una o dos etapas para aplicaciones de desbaste y seis o más etapas para un tratamiento avanzado con nitrificación.

Los ejes se instalan típicamente perpendiculares a la dirección de flujo de las aguas residuales. En plantas diseñadas para tratar relativamente pequeños flujos, los ejes pueden estar orientados en la dirección del flujo de las aguas residuales, como se presenta en la Ilustración

3.2, con deflectores para permitir más de una etapa por eje. El accionamiento mecánico puede ser considerado como un sistema de velocidad constante/torque variable, donde las revoluciones del eje por minuto son relativamente constantes y los requisitos del torque varían con el crecimiento de la biomasa y otras condiciones. El sistema de aire de accionamiento puede ser considerado como un sistema de torque constante/velocidad variable, donde, a una velocidad de aire dada, el torque aplicado al eje es relativamente constante y las revoluciones por minuto del eje varían con el crecimiento de la biomasa y otras condiciones. El proceso de RCB tiene un número de ventajas potenciales, simplicidad y la necesidad de una atención mínima por parte del operador, bajos costos de energía, costos globales bajos, y una rápida recuperación a cargas de choque. Sin embargo, ha habido numerosos ejemplos de fracaso debido a lo siguiente:

- Fallo estructural del eje, del medio de soporte o del sistemas de apoyo de los medios de soporte

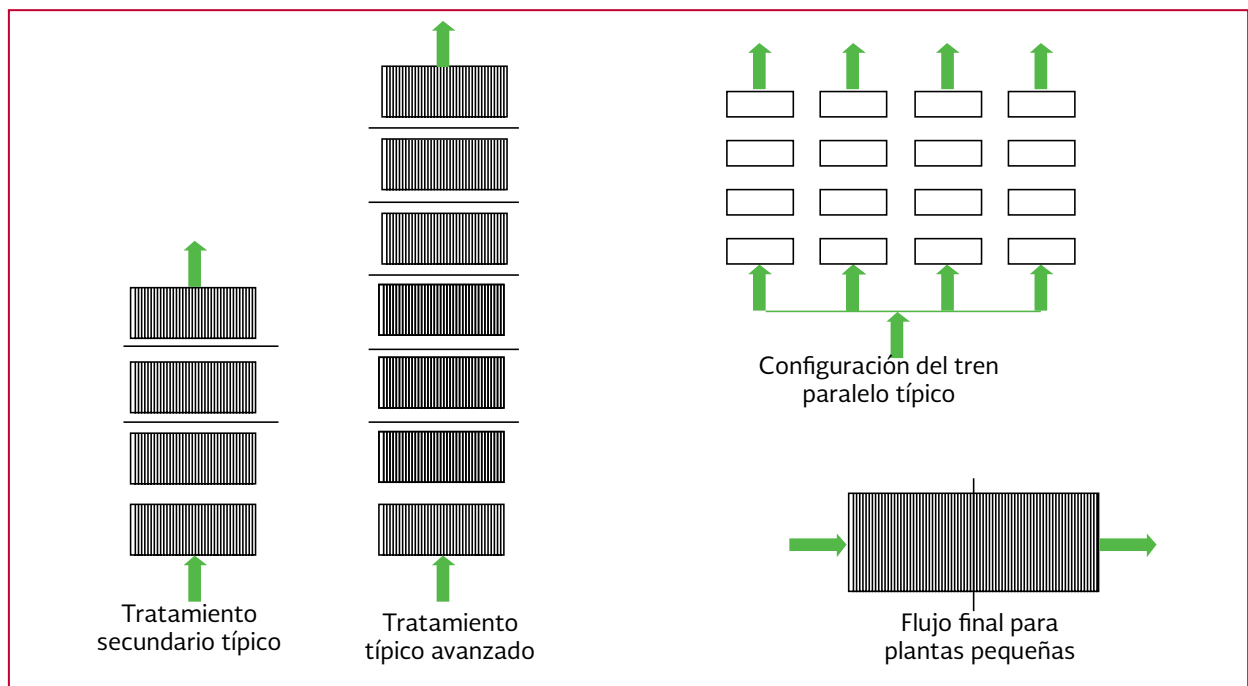
- Menos rendimiento del previsto
- El desarrollo excesivo de organismos indeseables
- El desarrollo de un crecimiento excesivo o irregular de la biomasa
- Funcionamiento inadecuado de los sistemas de aire de accionamiento para la rotación del eje, principalmente, estas fallas se han atribuido a la aplicación incorrecta del proceso o el uso de criterios de diseño inadecuados
- Diseños para ejes y sistemas de apoyo de los medios que eran insuficientes
- Tratamiento de aguas arriba inadecuados
- El no considerar el efecto de las cargas de corriente lateral en el diseño del proceso
- La falta de un conocimiento profundo de la eficiencia en el rendimiento a largo plazo y las características del proceso en el uso a gran escala
- El desarrollo de estándares de diseño

y criterios sobre la base de datos limitados, gran parte de los cuales fueron desarrollados utilizando sistemas de pequeña escala

- La falta general de un enfoque conservador en el desarrollo de las relaciones de diseño para el proceso

Muchos de los problemas se han resuelto y el proceso ha sido utilizado con éxito en numerosos lugares. Además, de los beneficios anticipados o ventajas del proceso de RCB, es esencial que se tengan en cuenta sus limitaciones, el rendimiento a largo plazo que se puede esperar en la aplicación a gran escala, y el conocimiento práctico que se basan en la experiencia en las últimas décadas. Al igual que con cualquier proceso, el tamaño adecuado, un enfoque de diseño conservador y flexible, y una cuidadosa consideración a las especificaciones de los materiales y componentes, son necesarios para que el proceso tenga éxito.

Ilustración 3.2 Proceso de biodiscos, disposiciones de flujo general



## 3.2. CONSIDERACIONES PARA EL PROCESO

La materia orgánica de las aguas residuales se reduce en el proceso de RCB por una combinación de su oxidación por la biopelícula y por la síntesis de nueva masa celular. Los componentes residuales, nutrientes y oxígeno deben ser transferidos del líquido a la biopelícula y los productos de degradación deben ser transferidos de la biopelícula al líquido. Además, los componentes hidrolizados de los residuos deben ser capturados por la biopelícula antes de que ocurra la degradación. Para que el proceso global funcione correctamente, se debe contar con las condiciones ambientales y de proceso adecuadas.

A continuación se presentan las consideraciones de diseño del proceso de rotación de contacto biológico;

- Superficie de los medios
- pH y el equilibrio de nutrientes
- Sustancias tóxicas y sustancias inhibitoras
- La transferencia de oxígeno
- Flujo y la variabilidad de carga
- Temperatura de operación
- El exceso de producción de biomasa

### 3.2.1 ÁREA SUPERFICIAL DEL MEDIO DE SOPORTE

Es esencial un área adecuada de superficie de los medios de soporte para que el proceso de la biopelícula pueda proporcionar una buena remoción de materia orgánica a través de tasas específicas de uso de sustrato, donde ésta debe ir acompañada de la capacidad de transferencia de oxígeno. Por otra parte, es necesario contar

con los medios de soporte suficientes y una operación adecuada para reducir el potencial de desarrollo de organismos molestos y para limitar la acumulación excesiva de biopelícula, que podría dar lugar a daños estructurales en el eje o en los medios de soporte.

La selección del área de superficie de los medios debe facilitar el cumplimiento de los objetivos del diseño, y debe estar equilibrada entre una evaluación conservadora de la capacidad del proceso y la economía.

Dado que las tasas específicas más altas de uso de sustrato se producen cuando el agua residual presenta una concentración de materia orgánica también alta, el proceso puede proporcionar el tratamiento en una sola etapa, con un área superficial más grande. Sin embargo, se corre el riesgo de que la tasa de remoción de materia orgánica se vea reducida. Un diseño puede proporcionar, en las primeras etapas una carga orgánica más pesada y tener tasas altas de uso de sustrato, por lo que se debe tener cuidado, ya que las cargas en las primeras etapas no son lo suficientemente altas como para generar una buena transferencia de oxígeno, propiciando el desarrollo de organismos indeseables, ejes con sobrepeso y los problemas asociados.

Los métodos gráficos (elaborados por proveedores de procesos RCB) para determinar los requerimientos del área media para el proceso, proporcionan superficies inferiores a la necesaria para cumplir con los requisitos para la eliminación de materia orgánica. Sin embargo, éstos han evolucionado a partir de una base de datos mínima y unidades piloto, que generan valores optimistas en el tamaño de los procesos de rotación de contacto biológico. Los modelos desarrollados recientemente, son más confiables

para definir los requisitos de superficie para la remoción de la materia orgánica y de la nitrificación, éstos se presentan y discuten más adelante en este capítulo.

Es necesario considerar que los efectos de la recirculación, de sólidos y de lavado de biopelícula influyen en el rendimiento del proceso. Por lo tanto, se debe realizar una evaluación cuidadosa de los efectos de las corrientes de recirculación, del flujo de entrada y de la carga orgánica, para efectos en la determinación de la superficie de los medios de soporte.

### 3.2.2 pH Y BALANCE DE NUTRIENTES

Al igual que en cualquier proceso de tratamiento biológico, se debe proveer de un pH adecuado y de un equilibrio de nutrientes para obtener un tratamiento eficiente. El pH óptimo para el crecimiento bacteriano es de 6.5 a 7.5 (Metcalf y Eddy, Inc., 1979). Cuando se requiere la nitrificación, el rendimiento óptimo se ha observado a un pH de 7.5 a 8.5 que es ligeramente alcalino. Sin embargo la tasa de nitrificación puede caer rápidamente, con una disminución del pH desde 7.0 a 6.0 (Brenner EL. Al, 1984). Los sistemas de RCB bien alimentados, donde el pH se mantiene en un rango estrecho, pueden ser capaces de tolerar valores de pH por debajo de siete. Sin embargo, si no se cuenta con una buena alcalinidad es difícil de mantener un pH estable.

En los sistemas nitrificantes, la alcalinidad de las aguas residuales es importante debido al consumo de ésta debido a la conversión del amoníaco ( $\text{NH}_3$ ) y a la demanda microbiana de carbono inorgánico como fuente de carbono. Aproximadamente, 7 mg de alcalinidad como

carbonato de calcio, se requieren por cada miligramo de nitrógeno amoniacal oxidado.

Se ha recomendado una alcalinidad residual de 50 a 100 mg/L en el efluente de una planta que nitrifica (Envirex, Inc., 1989). Este nivel de alcalinidad produce típicamente un pH de 7.0 o superior. Sin embargo, puede ser necesaria una adición química cuando las aguas residuales presentan una alcalinidad insuficiente. Como los microorganismos que proporcionan el tratamiento requieren nutrientes para el crecimiento celular, es necesario un adecuado suministro de éstos, para una correcta ejecución del proceso. Se recomienda emplear una relación mínima de 100: 5: 1 (DBO: nitrógeno: fósforo).

### 3.2.3 SUSTANCIAS TÓXICAS

Las sustancias tóxicas o inhibidoras, si están presentes en una concentración suficiente en el afluente de la planta, tendrá un efecto negativo en el tratamiento de las aguas residuales. Además, cantidades excesivas de estas sustancias pueden tener un efecto perjudicial sobre los sólidos y la calidad del efluente. Se debe revisar la literatura técnica actual para obtener información sobre dichas sustancias, si son sospechosas de estar presentes en concentraciones que son perjudiciales para los sistemas biológicos.

### 3.2.4 TRANSFERENCIA DE OXÍGENO

La tasa de transferencia de oxígeno debe ser suficiente para mantener condiciones aerobias en el proceso. Las cargas orgánicas por encima de la capacidad de transferencia de oxígeno del sistema dan como resultado una reducción del rendimiento, olores, y el desarrollo de organismos indeseables. Estudios de aireación suplementaria aplicada a los RCB indican una eficiencia de



transferencia de oxígeno de 2 a 2.5% (Chou, 1978).

Si se supone que la tasa de transferencia de oxígeno para una unidad es 2.5%, con un área de 9 300 m<sup>2</sup>, entonces con un flujo de 7 m<sup>3</sup>/min se tendrá una tasa de transferencia de oxígeno de aproximadamente de 8.3 g oxígeno por metro cuadrado día. Por otra parte, las tasas máximas de transferencia de oxígeno de 6.8 hasta 8.3 g oxígeno/m<sup>2</sup>d, son consistentes con la tasa de eliminación de nitrógeno amoniacal máxima reportada de aproximadamente 1.5 g nitrógeno/m<sup>2</sup>d sobre la base de que se requieren 4.6 kg de oxígeno/kg de nitrógeno amoniacal oxidado.

Los fabricantes de equipos de RCB históricamente han recomendado cargas orgánicas máximas en la primera etapa de aproximadamente de 20 g DBO soluble por metro cuadrado día.. Esto equivale a una carga orgánica de 39 g DBO/m<sup>2</sup>d, sobre una base de DBO total para un agua residual municipal típica con un 50% de la DBOS en el efluente primario. Un estudio de 23 plantas indicó el desarrollo del organismo indeseables debido a la limitación de oxígeno en la primera etapa, causada por cargas orgánicas superiores a los 31.2 g DBO /m<sup>2</sup>d en los medios de soporte (Weston, Inc., 1985). Por lo que, es recomendable que en la primera etapa las cargas máximas estén en un rango de 12 a 15 g DBO soluble/m<sup>2</sup>d para RCB que no estén aireados mecánicamente (Envirex, Inc., 1989). El fabricante indica que las cargas por debajo de estos niveles proporcionan un margen de seguridad contra cargas inesperadas y evita la formación de sulfuro. Otro fabricante recomienda cargas máximas en la primera etapa de 12 a 20 g de DBOS por metro cuadrado día.

Se debe tener en cuenta como limitación de carga orgánica un valor de aproximadamente 29 g de

DBO /m<sup>2</sup>d (base de DBO total) en cualquier fase del proceso de rotación de contacto biológico. Este criterio limita las cargas y el crecimiento de organismos molestos permitiendo obtener una buena capacidad de transferencia de oxígeno al sistema.

### 3.2.5 VARIACIONES DE GASTO Y CARGA

Los períodos de carga más altos del día se compensan con los valores más bajos del efluente durante los períodos de baja carga. Un alto grado de variabilidad en el flujo del afluente o en la carga orgánica, pueden generar problemas de operación en el proceso. Si las relaciones del flujo pico superan una relación de 2.5 al flujo promedio, se recomienda que la regulación del flujo se incorpore al diseño. También, se debe estar consciente de la variabilidad de la carga orgánica, incluyendo el efecto de la recirculación. La regulación del flujo puede compensar la variabilidad tanto del afluente como de la carga y eliminar unidades adicionales. Es recomendable el empleo de un tanque de regulación cuando se presentan cargas altas de recirculación o cambios anormales en las concentraciones orgánicas del afluente, esta acción puede colaborar a obtener un desempeño satisfactorio, sobre todo si se debe cumplir con una normatividad. En ausencia de un tanque de regulación, sería necesario adicionar más medios de soporte al proceso de rotación de contacto biológico.

Además, de las variaciones diarias, se deben tener en cuenta las cargas diarias máximas que pueden resultar de las operaciones industriales u otras condiciones variables, ya que la calidad del efluente debe ser alcanzada durante los períodos pico de carga, y no sólo en condiciones

normales, por lo que los factores de seguridad en horas pico deben ser incorporados en el diseño.

### 3.2.6 TEMPERATURA DE OPERACIÓN

En los RCB la remoción de la materia orgánica y la nitrificación se ven reducidas a temperaturas bajas del agua residual. Es importante que se revisen cuidadosamente a largo plazo las temperaturas de las aguas residuales y se seleccione una temperatura de cálculo para el período de funcionamiento más crítico en clima frío. Para situaciones en las que el afluente varía estacionalmente, cada temporada debe ser evaluada para determinar qué período es crítico para propósitos de diseño. Las tasas de remoción de materia orgánica y de nitrificación reportadas por los fabricantes de equipos de RCB son relativamente constantes por arriba de los 13 °C y se presenta una disminución significativa por debajo de esta temperatura.

### 3.2.7 PRODUCCIÓN DE SÓLIDOS

Es necesaria la estimación de la producción del exceso de sólidos para el dimensionamiento de las instalaciones del manejo de lodos de la planta. La producción de sólidos en el proceso de RCB es una función de la síntesis de nueva masa celular, de su desintegración, por respiración endógena y de la pérdida de sólidos del sistema causado por los SST en el efluente de proceso de clarificación que es recirculado al biodisco.

En general, la producción de sólidos puede esperarse que sea similar a otros procesos de película fija. Se ha reportado que la producción de residuos sólidos es equivalente a 0.4 a 0.6 kg/kg de la DBOT removida por el proceso. El valor bajo representa a un sistema de carga

ligera con una mayor oxidación endógena de la masa celular y el valor alto representa una carga orgánica alta que ingresa al sistema.

Se debe utilizar un enfoque conservador en las estimaciones de producción de sólidos para dar cuenta de los períodos de alto desprendimiento de biomasa procedente de los medios de soporte y tomar en cuenta las temperaturas bajas donde la respiración endógena será menor. Las concentraciones de lodos secundarios típicos para el proceso de RCB se reportan entre 2.5 a 3% , también se han reportado concentraciones de 4 a 5% de los lodos secundarios obtenidos por espesamiento, por gravedad o con lodo primario. Al igual que con otros procesos de tratamiento biológico aerobio de aguas residuales, se puede esperar que la volatilidad de los sólidos varíe en un rango de 70 a 80 por ciento.

Es una práctica general, utilizar sedimentadores con mecanismos de remoción de sólidos convencionales. Los sedimentadores con extracción de tipo sifón no son necesarios, ya que diluyen los sólidos sedimentados y además la cantidad de sólidos a ser eliminada es baja. Además, de que las tuberías de captación, o aberturas son propensas al taponamiento.

## 3.3. MÉTODOS PARA REMOCIÓN DE DBO EN BIODISCOS

Se han propuesto numerosos modelos y ecuaciones para la estimación de la remoción de materia orgánica en los sistemas de rotación de contacto biológico. Varias de estas relaciones propuestas se describen en esta sección. Los datos reales de rendimiento de plantas son comparados con un modelo y con curvas de diseño publicadas por dos fabricantes.

Algunos modelos de diseño se basan en una DBO soluble y otros se basan en una DBO total.

### 3.3.1 MODELO CINÉTICO DE MONOD

Como parte de un estudio financiado por la Agencia de Protección Ambiental (EPA) de Estados Unidos de América. Weston, Inc., 1985, presentó un enfoque de diseño sobre la base de la cinética de crecimiento de Monod según lo descrito por Clark *et al.* (1978). Utilizando un enfoque de balance de masas, asumiendo condiciones de equilibrio y otras hipótesis simplificadas, se obtuvo la siguiente relación:

$$R = (F_i/A_i)(S_o - S_i) = (P_i S_i)/(K_i S_i)$$

Ecuación 3.1

dónde:

- R = Sustrato consumido por unidad de área de superficie media por unidad de tiempo
- $F_i$  = Tasa de flujo de aguas residuales para la etapa i, L/s
- $A_i$  = Área de la etapa i m<sup>2</sup>
- $S_o$  = DBO soluble en el afluente de la etapa i, mg/L
- $S_i$  = DBO soluble en el efluente de la etapa i, mg/L
- $P_i$  = Zona de potencia constante para la etapa i, mg/L
- $K_i$  = Constante media de velocidad en la etapa i, mg/L

Sobre la base de un análisis de datos de 11 instalaciones del proceso RCB, los valores de la tasa máxima de remoción (P) y de la constante de velocidad media (K), se determinaron mediante la linearización de la Ecuación 3.1 ( $1/R = (K/PS+1/P)$ ). La mayoría de las instalaciones son de impulsión de aire, y ninguna estaba sobrecargada orgánicamente (cargas de DBO total en la primera etapa por debajo de 31 g DBO/m<sup>2</sup>d), los valores de

P y de K se determinaron para las etapas 1 a 4 de la siguiente manera: Etapa 1;  $P_1 = 1\ 000$  gpd/ft<sup>2</sup>-mg/L y  $K_1 = 161$  mg/L; etapa 2;  $P_2 = 667$  gpd/ft<sup>2</sup>-mg/L y  $K_2 = 139$  mg/L; etapa 3;  $P_3 = 400$  gpd/ft<sup>2</sup> mg/L y  $K_3 = 82$  mg/L, y la etapa 4;  $P_4 = 100$  gpd/ft<sup>2</sup> mg/L y  $K_4 = 25$  mg/L. Utilizando los coeficientes anteriores, la Ecuación 3.1 se puede utilizar para obtener S a la salida de una etapa dada:

$$S_i = \frac{[HL_i(S_o - K_i)] - P_i + ([HL_2(S_o - K_2) - P_2]^2 + [4(HL_3)^2](K_3 \cdot S_o)]^{0.5}}{2(HL_i)}$$

Ecuación 3.2

dónde:

$HL_1, HL_2$  y  $HL_3$  = Tasa de carga hidráulica por etapa.

La Ilustración 3.3 presenta una solución al modelo de Clark para varias concentraciones de entrada como una función de la tasa de la carga orgánica.

### 3.3.2 MODELO DE SEGUNDO ORDEN

Los valores del modelo propuesto se compararon con los datos obtenidos de nueve plantas a escala real y no existió una discrepancia importante (Brenner *et al.*, 1984). El modelo fue desarrollado en base a la ecuación de Levenspiel (Levenspiel, 1972), que es;

$$C_n = \frac{-1 + [1 + 4kt(C_{n-1})]^{0.5}}{2kt} \quad \text{Ecuación 3.3}$$

dónde:

- $C_n$  = DBO soluble del efluente de la etapa n, mg/L
- k = Constante de reacción, L/mg h
- t = Tiempo promedio de retención hidráulica en la etapa n, h

Se determinó una tasa  $k$  de 0.083 L/mg h que es adecuada para las aguas residuales municipales y se utilizó una relación área/volumen del tanque de los medios de soporte de 4.9 L/m<sup>2</sup> para determinar los tiempos de residencia hidráulicos. La Ilustración 3.4 es una gráfica de soluciones para el modelo de Opatken para diversas concentraciones de DBO en el afluente y los supuestos que se indican en función de la carga orgánica. Una vez más, se asumió el 50% de la DBO soluble, para el afluente y efluente.

### 3.3.3 MODELO EMPÍRICO

Las relaciones matemáticas desarrolladas para el proceso del filtro percolador se pueden emplear para predecir el rendimiento de los sistemas de RCB, debido a que también es un proceso de crecimiento adherido o de biopelícula. Benjes (1977) presenta una relación empírica para predecir el rendimiento de los procesos de rotación de contacto biológico. La relación se basa en las ecuaciones de Velz y Schultze.

La relación predice la fracción de la DBO del afluente que queda en el efluente del proceso como una función del volumen de los medios y de la carga hidráulica:

$$\frac{S_e}{S_i} = e^{-k(V/Q)^{0.5}} \quad \text{Ecuación 3.4}$$

dónde:

- $S_e$  = DBO total en el efluente, mg/L, kg/m<sup>3</sup>
- $S_i$  = DBO total en el afluente, mg/L, kg/m<sup>3</sup>
- $e$  = Número natural 2.7183
- $V$  = Volumen de los medios, L, m<sup>3</sup>
- $Q$  = Caudal promedio, L/min
- $k$  = Constante de reacción, 0.30 L/mg h

La Ilustración 3.5 es un gráfico de soluciones al modelo Benjes para varias concentraciones del afluente en función de la velocidad de carga orgánica.

Ilustración 3.3 Modelo de Clark predictivo de un biodisco, cinética de Monod, remoción de DBO: (1) Los valores son de DBO total, (2) Se asume un 50% de DBO soluble, (3) Temperatura > 13 ° C (4) Tres etapas, 50% de la superficie en la primera etapa, y (5) La densidad estándar del medio (g/m<sup>2</sup>d)

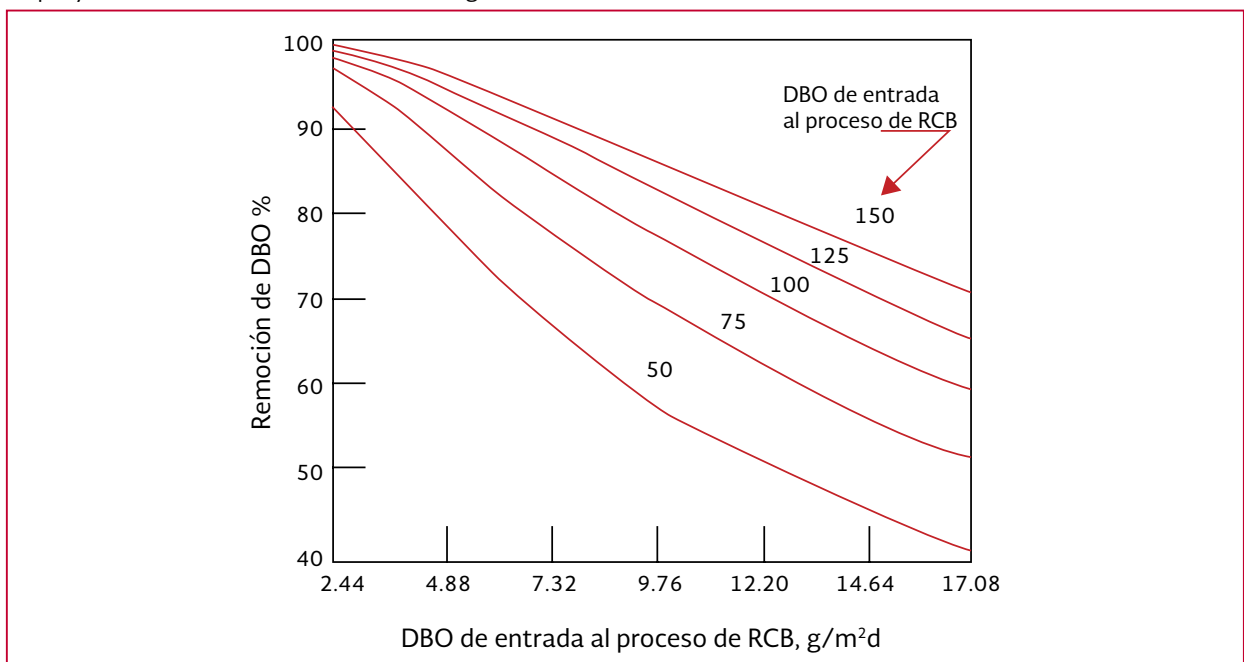


Ilustración 3.4 Modelo predictivo de Opatken, de un biodisco, cinéticas de segundo orden, eliminación de DBO: (1) Los valores son totales DBO, (2) Temperatura > 13 ° C, (3) Asumiendo un 50% de DBO soluble, (4) Tres etapas, con un 50% de la superficie media en la primera fase, y (5) Medios de densidad estándar

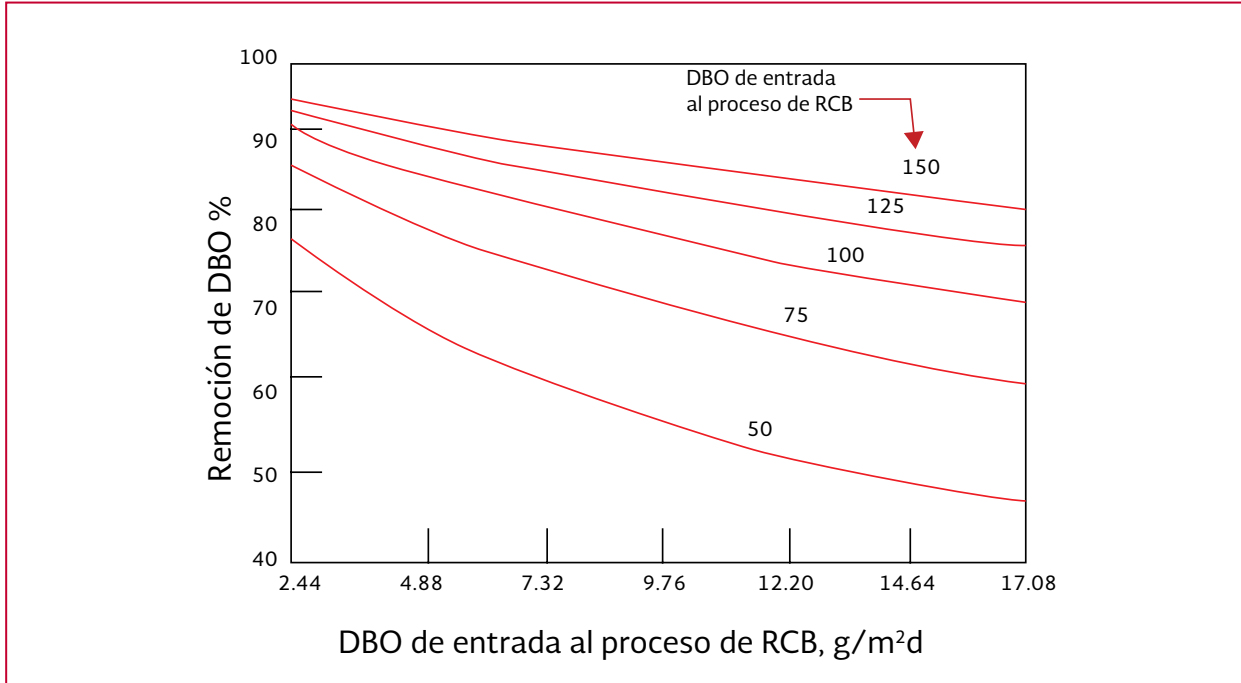
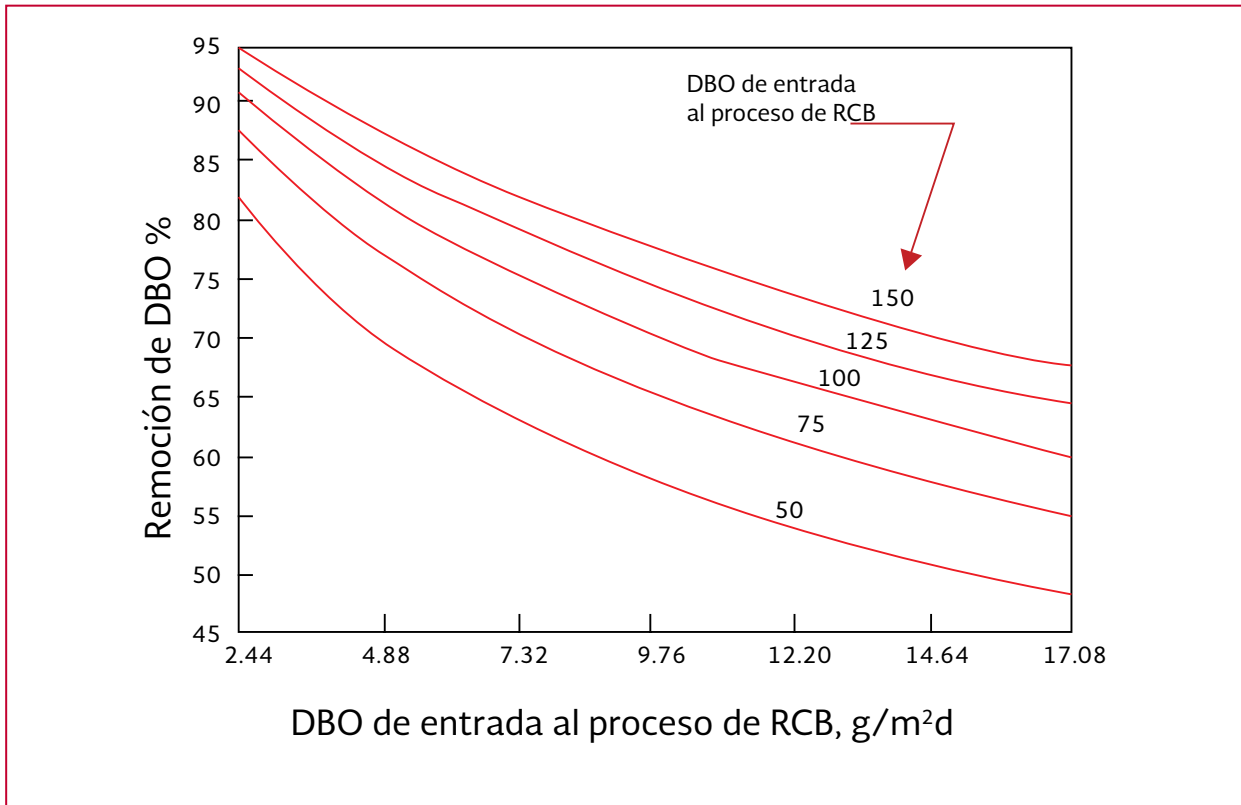


Ilustración 3.5 Modelo predictivo de Benjes de un biodisco, eliminación de DBO: (1) Los valores son totales DBO, (2) Temperatura > 13 ° C, y (3) Medios de densidad estándar



### 3.3.4 CURVAS DE FABRICANTES PARA DISEÑO

Los fabricantes del proceso de RCB utilizan relaciones de diseño que se han desarrollado a partir de estudios experimentales a gran escala. Un fabricante, utiliza un enfoque de diseño basado en una familia de curvas para predecir la DBO del efluente como una función de la tasa de la carga hidráulica y de la DBO soluble del afluente. Las curvas de diseño fueron generadas a partir de una relación experimental desarrollada entre la DBO soluble del efluente y la carga orgánica (kg DBOS/m<sup>2</sup>d) de los medios de soporte. La Ilustración 3.6 presenta estas relaciones de diseño, asumiendo un 50% de la DBO soluble, también muestra una relación recomendada por Envirex.

Además, del procedimiento de diseño para establecer los requisitos de superficie de los medios de soporte, los fabricantes utilizan otros factores, tales como, cargas orgánicas máximas por etapa individual del sistema, correcciones de temperatura para operación en clima frío, características del agua residual, entre otros. Con respecto a los modelos presentados en las secciones anteriores, puede hacerse una comparación de la carga orgánica que puede resultar en un nivel dado de tratamiento para cada uno de ellos.

En la Tabla 3.1 se presenta la comparación de las aguas residuales típicas municipales de 125 mg/L de DBO total en el efluente primario, el 50% es soluble y para dos niveles diferentes de tratamiento: 76% de eliminación de la DBO total para un tratamiento secundario y un 90% de eliminación de la DBO total.

Como se presentan en la Tabla 3.1, hay una amplia gama de velocidades de carga orgánica

aplicables a los dos niveles de tratamiento según lo predicho por los modelos o enfoques de diseño. El modelo de Benjes predice el mayor requerimiento de área superficial en cada caso y requiere aproximadamente 1.9 veces el área de los medios de soporte para la aplicación de tratamiento secundario y más de 3.0 veces el área de los medios para la aplicación de los tratamientos avanzados, que la predicha por el modelo o enfoque de diseño que da el requisito más bajo de medios. Se debe tener cuidado en la selección y uso de los modelos de diseño en esta situación.

La Ilustración 3.7 compara el rendimiento predicho por las relaciones de diseño de dos fabricantes, con datos de 16 plantas a escala real y con datos de 11 plantas adicionales (Doran, 1994). La Ilustración 3.8 compara el rendimiento predicho por el modelo de Benjes con los datos de las 27 plantas y muestra las soluciones para 75, 125, y 175 mg/L de DBO total, algunos de los datos de las plantas indican un mejor rendimiento y otros indican uno peor. El modelo Benjes, con  $k = 0.3$ , parece indicar el rendimiento medio esperado, pero no sería adecuado para un enfoque de diseño conservador y además no cuentan con un factor de seguridad.

La Ilustración 3.9 presenta las curvas, de  $k$  de 0.2 a 0.4, superpuestas sobre los mismos datos de la planta. Un  $k$  de 0.27 abarcaría aproximadamente el 75% de los datos (Ilustración 3.9) y sería análogo a un factor de seguridad de aproximadamente 25% del volumen de los medios de soporte, en comparación con el uso de 0.30, un  $k$  de 0.25 abarcaría aproximadamente el 85% de los datos de la Ilustración 3.9, un factor de seguridad más grande puede limitar la calidad del efluente, carga pico o carga orgánica, y otros factores específicos del lugar.

Ilustración 3.6 Manufactura de un biodisco-bases de diseño, la eliminación DBO supone: (1) Los valores de DBO son totales, (2) Temperatura > 13 ° C, y (3) 50% DBO soluble

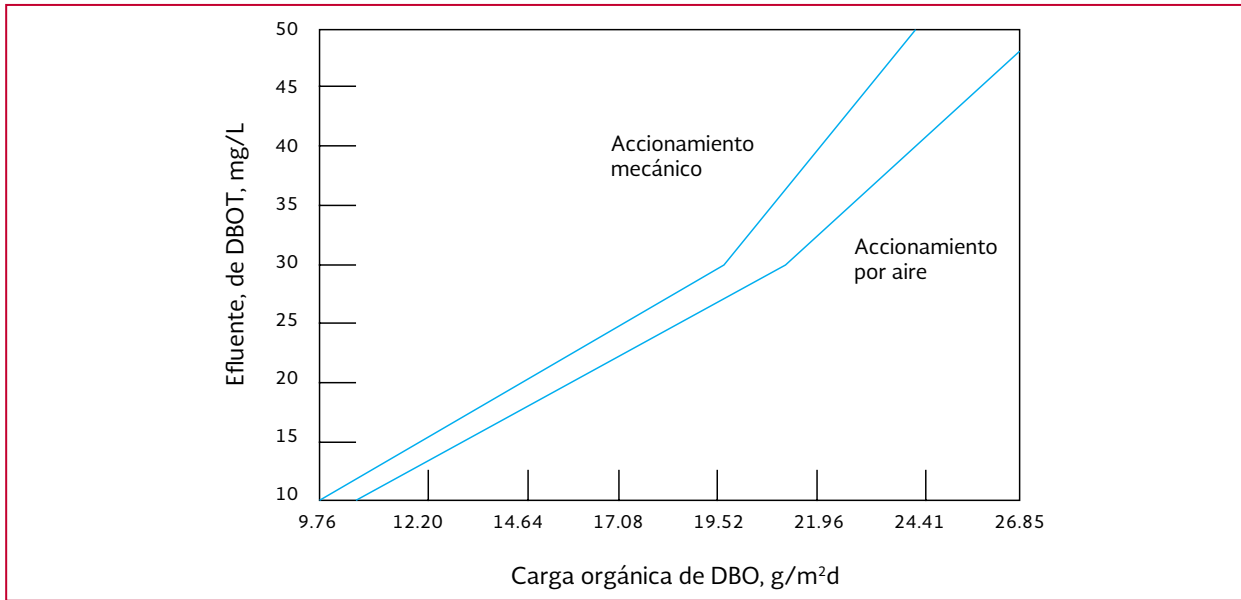
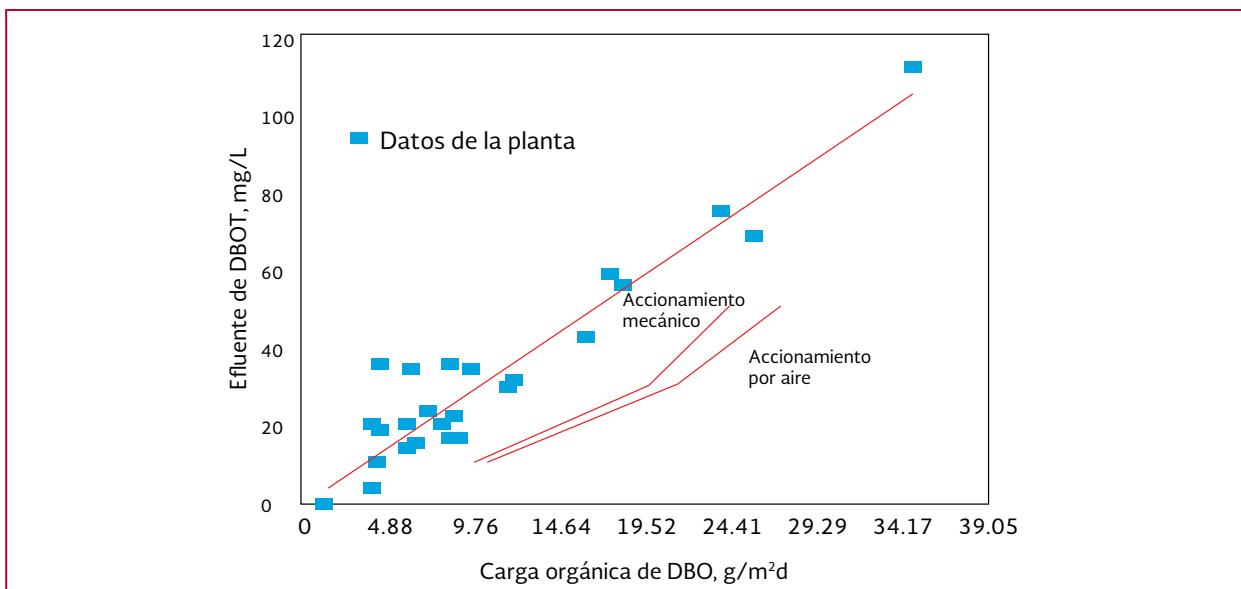


Tabla 3.1 Comparación de las cargas orgánicas de los modelos de diseño

Modelo predictivo o enfoque de diseño	Carga total de kg de DBO/m² d	
	Eliminación del 76%	Eliminación del 90%
Modelo de Clark	12.7	6.8
Modelo Opatken	15.1	3.9
Modelo Benjes	11.2	3.4
Envirex, Inc., una unidad de mecánica	19.5	10.7
Envirex, Inc., una unidad de aire	21.0	12.2
Envirex, Inc., menor a 100 mg/L del afluente	13.2	7.3
LYCO, Inc.	17.6	8.8
Proceso de Walker, Inc.	15.1	8.3

Ilustración 3.7 Predicciones del fabricante del equipo en comparación con los datos de planta a escala completa, en la remoción de DBO



### 3.4. CORRECCIÓN POR TEMPERATURA

Se puede esperar que las temperaturas frías de las aguas residuales reduzcan las tasas de

crecimiento microbiano y el consumo del sustrato. La relación de van't Hoff-Arrhenius se ha aplicado a sistemas biológicos para ajustar las constantes cinéticas con relación a la temperatura.

Ilustración 3.8 Modelo predictivo de biodiscos de Benjes vs datos de planta a escala real, eliminación de DBO: (1) Los valores son total de DBO, (2)  $k = 0.30$ , (3) Temperatura  $> 13^\circ\text{C}$ , y (4) Medios de densidad estándar

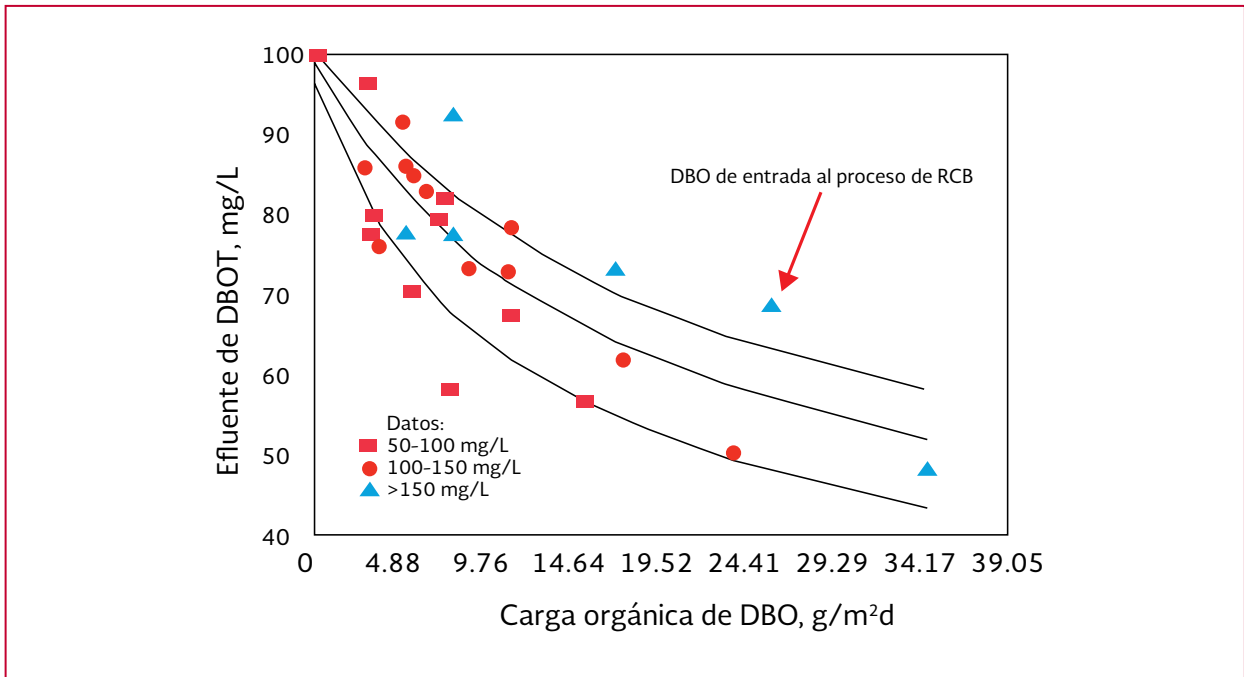
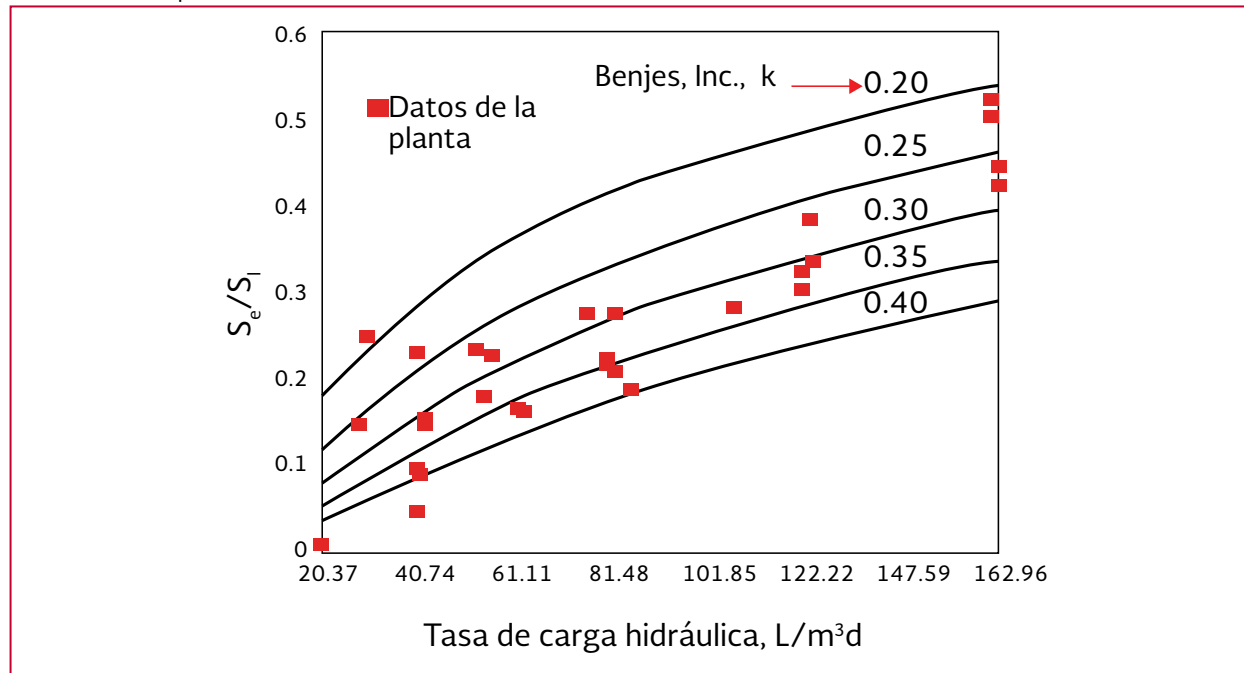


Ilustración 3.9 Modelo predictivo de biodiscos de Benjes, efecto de la tasa de  $k$  en el rendimiento previsto (densidad estándar media supuesta)





$$\frac{K_T}{K_{20}} = \theta^{(T-20)} \quad \text{Ecuación 3.5}$$

dónde:

- $K_T$  = Reacción a la temperatura, T, ° C
- $K_{20}$  = Velocidad de reacción a 20 ° C
- $\theta$  = Coeficiente de temperatura

Se emplean actualmente los valores de  $\theta$  de 1.01 a 1.05 para la remoción de materia orgánica en los sistemas de tratamiento biológico de crecimiento adherido. Para el proceso de RCB, (Weston, Inc., 1985) los datos reales de campo a gran escala son escasos y no han proporcionado una verificación adecuada del coeficiente de temperatura. Para determinar el efecto de la temperatura sobre la tasa de  $k$  de la Ecuación 3.4 Benjes (1977) evaluó los datos de varias plantas reales y a escala piloto. De una  $k$  típica de 0.3 a temperaturas de más de 13 ° C, la  $k$  se redujo a valores típicos de aproximadamente 0.2 a 7 ° C y 0.15 a 5 grados Celsius.

En la Tabla 3.2 se proporcionan los factores de diseño para ajustar los requisitos de área de la superficie de los medios soporte para la temperatura de diseño de los principales fabricantes de equipos de RCB.

Se prevé que los sistemas nitrificantes son más sensibles a las bajas temperaturas que los

sistemas diseñados para la remoción de materia orgánica. Los tiempos de residencia de sólidos a temperaturas bajas son más de dos veces mayores que las requeridas a temperaturas más cálidas para una nitrificación eficiente, (US, EPA, 1977).

### 3.5. MODELOS DE NITRIFICACIÓN EN BIODISCOS

Los procesos de RCB han sido diseñados para proporcionar la nitrificación en sistemas combinados con la materia orgánica, donde se proporciona suficiente área de los medios de soporte para llevar a cabo tanto la remoción de materia orgánica y la oxidación del amoníaco. Para las aguas residuales municipales típicas, el fabricante de procesos de RCB indica que la nitrificación comienza en el proceso de RCB cuando la concentración total de DBO se ha reducido a 30 mg/L o menos (15 mg/L DBOS o menos). Brenner *et al.* (1984), basados en un análisis de datos, plantea que los valores máximos de las tasas de nitrificación no pueden ser alcanzadas en el proceso de RCB, si las concentraciones de DBO soluble son menores a 5 miligramos por litro.

Una relación basada en la cinética de Monod propuesta por Pano *et al.* (1981) es la siguiente:

Tabla 3.2 Factores de ajuste de medios de superficie

Temperatura °C	Relaciones de eliminación de DBO por factor de corrección de temperatura		
	A	B	C
18	1.00	1.00	1.00
13	1.00	1.00	1.00
10	0.87	0.83	0.87
7	0.76	0.71	0.73
6	0.67	0.66	0.65
4	0.65	0.62	---

$$Z = k_N \left[ \frac{C_i}{K_N + C_i} \right] \quad \text{Ecuación 3.6}$$

dónde:

$Z$  = Tasa de eliminación de nitrógeno amoniacal en el RCB, g/m<sup>2</sup>d

$k_N$  = Tasa de eliminación de nitrógeno amoniacal máxima g/m<sup>2</sup>d

$C_i$  = Concentración de nitrógeno amoniacal en el proceso de RCB, mg/L

$K_N$  = Constante de saturación media de eliminación de nitrógeno amoniacal, mg/L

Los valores para  $k_n$  y  $K_n$  de 0.478 y 0.4, respectivamente, fueron obtenidos a partir de datos a escala piloto a 15 ° C (Brenner *et al.*, 1984).

El diseño utilizado por el fabricante A (Tabla 3.2) está basado en una tasa de oxidación del amoníaco de orden cero, de 1.5 g/m<sup>2</sup>d a 13°C, para las concentraciones de sustrato de más de 5 mg/L de nitrógeno amoniacal, y con una tasa de remoción de amoníaco de primer orden para las concentraciones de sustrato menores de 5 miligramos por litro. Envirex, Inc., utiliza una familia de curvas de diseño, como las que se presentan en la Ilustración 3.10, para determinar el área necesaria de superficie de los medios para la nitrificación. Sobre la base de una evaluación de datos a gran escala, a temperaturas elevadas, Brenner *et al.* (1984) reportan una tasa de orden cero máxima de 1.5 g/m<sup>2</sup>d, que no se incrementa con temperaturas superiores a 13 grados centígrados. Esto concuerda con las recomendaciones de dos fabricantes, donde los ajustes del área no deben ser hechos para temperaturas superiores a 13 grados centígrados.

Es posible que las tasas de eliminación de amoníaco de más de 1.5 g/m<sup>2</sup>d estén limitadas por las capacidades de transferencia de oxígeno en el proceso. También, una alta depredación puede ser un factor en la reducción de las tasas de nitrificación a temperaturas elevadas.

Un fabricante recomienda que las siguientes tasas de nitrificación específicas se utilicen para los intervalos indicados de remoción de amoníaco: rango de remoción de N-NH<sub>4</sub>, 45 a 5, 5 a 3, y 3 a 2 mg/L, para tasas de remoción de 1.5, 1.2, y 0.75 g/m<sup>2</sup>d, respectivamente.

Con el enfoque anterior, un fabricante recomienda, que se calcule para cada rango el área necesaria de los medios (m<sup>2</sup>), y que se sumen para determinar las necesidades de la superficie total para la nitrificación. Este enfoque es similar al de otro fabricante, en el que se asume una tasa máxima de remoción de amoníaco de 1.5 g/m<sup>2</sup>d y que es para disminuir las concentraciones de amoníaco a menos de 5 miligramo por litro. En los sistemas de nitrificación, es importante tener presente el nitrógeno orgánico, que también puede estar disponible para la nitrificación, debido a su hidrólisis a amoníaco durante el proceso. Randtke *et al.* (1978) determinaron que el nitrógeno orgánico soluble en plantas a gran escala es en promedio de 1.5 mg/L y que aproximadamente 1 mg/L de esta cantidad fue material orgánico refractario que está presente en las aguas residuales crudas. Sobre la base de sus estudios, Barth y Bunch (1979), proponen que el nitrógeno total Kjeldahl (NTK) presente en el afluente está disponible para la nitrificación y que puede ser utilizado como base del dimensionamiento del biodisco:

$$NTK_a = NTK_t - 1 \text{ mg/L} - (0.055 \text{ DBOR})$$

Ecuación 3.7

dónde:

$NTK_a$  = NTK disponible para la nitrificación,

$NTK_t$  = NTK total en el afluente del proceso de RCB

$DBOR$  = DBO eliminada en el proceso de RCB

Esta relación asume que aproximadamente 1 mg/L del NTK presente en el afluente es refractario y no está disponible para la nitrificación, y que un 5.5% de la DBO eliminada por el proceso se utiliza para la síntesis de nueva masa celular. El valor del NTK, está disponible para la nitrificación y se utiliza como la base para dimensionar el biodisco. Brenner *et al.* (1984), mencionan que es muy importante considerar el contenido de NTK en las corrientes de recirculación (sobrenadante del digestor, agua de deshidratación, licores de proceso, entre

otras) para su inclusión en el diseño del proceso.

### 3.6. BASES DE DISEÑO

De la ecuación de conservación del sustrato, en condiciones de régimen estacionario, se tiene:

$$Q S_o = Q S - COS \cdot AS \quad \text{Ecuación 3.8}$$

En la que:

$Q$  = Caudal ( $m^3/d$ )

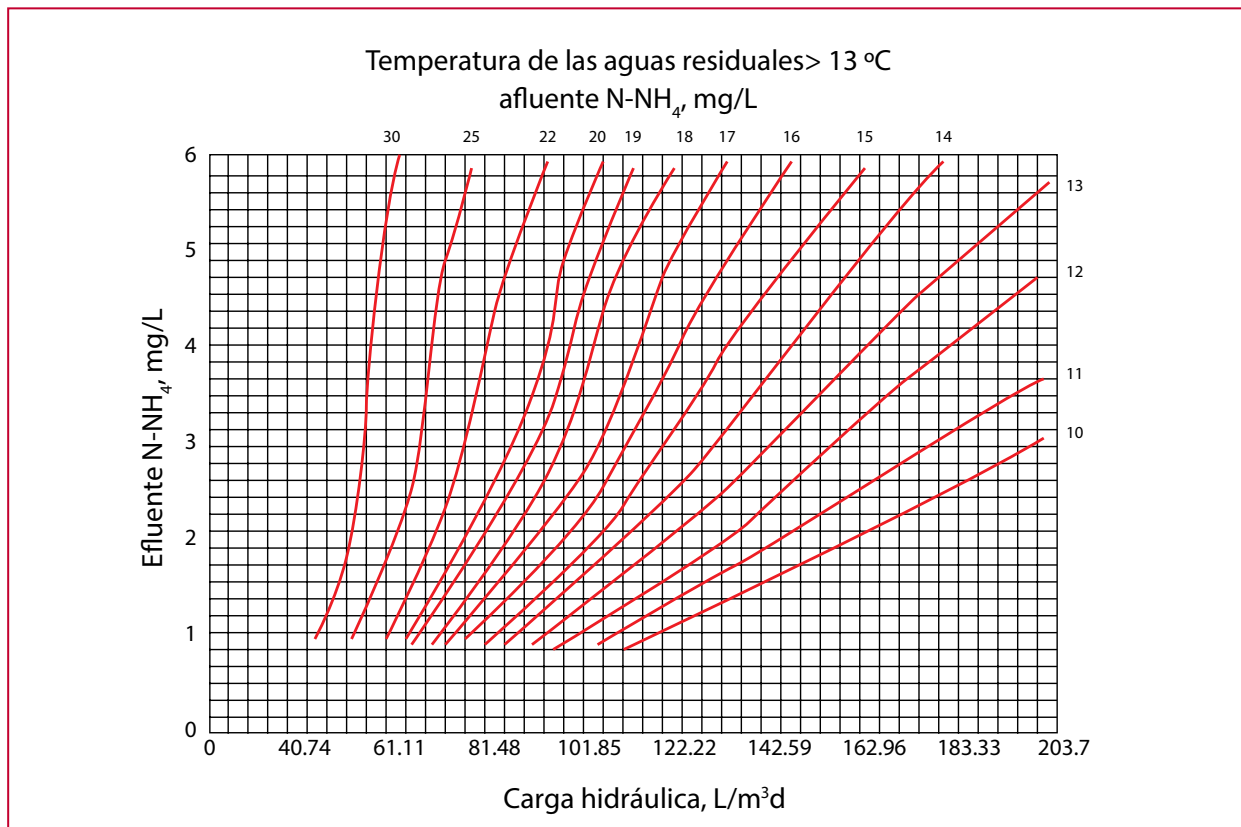
$S$  = Concentración de la DBO en el afluente ( $kg/m^3$ )

$S_o$  = Concentración de la DBO en el efluente ( $kg/m^3$ )

$COS$  = Substrato específico consumido ( $g/m^2 d$ )

$AS$  = Área superficial ( $m^2$ )

Ilustración 3.10 Base de diseño del fabricante, la nitrificación de las aguas residuales domésticas



### 3.6.1 TRATAMIENTO PARA ELIMINACIÓN DE DBO

$$AS = \frac{Q(S - S_o) \cdot T_c \cdot P}{COS} \quad \text{Ecuación 3.9}$$

Dónde se han incorporado dos factores:

- Para tener en cuenta la repercusión de la temperatura se ha introducido un factor  $T_c$
- Para tener en cuenta el estado de aireación de las aguas residuales, se introduce un factor  $P$

Para calcular  $COS$  (g/m<sup>2</sup>d) de la DBOS eliminada, en el caso de aguas urbanas domésticas o similares, se utiliza la ecuación de Monod. Así se tiene:

$$COS = \frac{19.4 S_o}{15.1 + S_o} \quad \text{Ecuación 3.10}$$

Con otro tipo de aguas será necesario hallar la cinética de la interacción mediante pruebas de laboratorio.

Para el cálculo de  $T_c$  se puede considerar la siguiente ecuación:

$$T_c = 10 \cdot 537^{(12.7 - T)} \quad \text{Ecuación 3.11}$$

Válidas para temperaturas inferiores a los 12.7°C. Para temperaturas iguales o superiores a los 12.7°C,  $T_c = 1$  siendo  $T$  la temperatura en grados Celsius.

Para el cálculo de  $P$  se toma:

$P = 1$ ; para aguas no tratadas previamente o pretratadas de forma aerobia

$P = 1.5$ ; para aguas tratadas de forma anaerobia (fosas sépticas)

En los procesos por biodisco es conveniente prever una subdivisión en etapas. Así, en la primera etapa se podrá aplicar una carga orgánica superficial inferior a 60 gramos por metro cuadrado día. A la segunda etapa se podrá aplicar una carga orgánica superficial inferior a 30 g/m<sup>2</sup> d, teniendo presente que la eliminación de materia orgánica durante la primera etapa se puede esperar que sea de aproximadamente un 60% de la DBO soluble.

### 3.6.2 ELIMINACIÓN DE DBO Y NITRÓGENO AMONICAL

Empleando la ecuación de conservación, se tiene:

$$Q S_o = Q S - COSN \cdot ASN \quad \text{Ecuación 3.12}$$

$$S = N-NH_4$$

$$S_o = N-NH_{4e}$$

Se tiene:

$$ASN = \frac{Q(S - S_o) TN}{COSN} \quad \text{Ecuación 3.13}$$

El factor  $TN$  se introduce para tener en cuenta la influencia de la temperatura.

Para el cálculo de  $COSN$ , (g/m<sup>2</sup>d) del N-NH<sub>4</sub> eliminado se utiliza una fórmula que tiene en cuenta la cinética que depende de N-NH<sub>4</sub> (NH) y de N-NH<sub>4e</sub> (NH<sub>e</sub>).

$$COSN = \frac{NH \cdot NH_e}{(NH + NH_e + 0.05 NH \cdot NH_e) 2}$$

Ecuación 3.14

Para el cálculo de  $TN$  se utiliza la fórmula siguiente:

$$TN = \frac{0.7 T}{T - 4.13} \quad \text{Ecuación 3.15}$$

Válida para valores de  $T$  (en °C) inferiores a 12.7 °C, para valores de  $T$  iguales o superiores a 12.7 °C,  $TN$  es igual a uno.

La superficie  $ASN$  así determinada, es complementaria de la superficie necesaria para reducir la DBO a un valor inferior a 15 miligramo por litro.

La superficie total necesaria para la remoción de materia orgánica y de nitrógeno amoniacal será:

$$AST = AS + ASN \quad \text{Ecuación 3.16}$$

Se recomienda o es deseable que el tratamiento sea subdividido en etapas, con un mínimo de cuatro.

Finalmente en la Tabla 3.3 se presenta las características principales a considerar en el diseño de los biodiscos.

## 3.7. DISEÑO FÍSICO

### 3.7.1 ARREGLO DE BIODISCOS

En la planificación de la distribución física, un diseñador debe tener en cuenta el acceso a los equipos para fines de mantenimiento y de necesidades futuras de ampliación de la planta.

Es conveniente que el diseño del biodisco tome en cuenta los accesos a los rodamientos, celdas de carga, válvulas de aire y otros equipos que requieren inspección y mantenimiento de rutina. Además, debe tener en cuenta la posibilidad de remplazar un eje para su reparación, así como el acceso de una grúa entre los trenes.

Se deben considerar desagües y drenajes para facilitar el vaciado de los tanques para su inspección y mantenimiento. Se debe contar con sopladores portátiles u otros sistemas de ventilación adecuada para proporcionar una entrada segura a cualquier espacio confinado.

Se debe considerar durante el diseño, la futura construcción de trenes paralelos u otros procesos para proporcionar una capacidad futura o mejorar el tratamiento. Se debe reservar el espacio adecuado para estas instalaciones, según corresponda. Es una práctica común considerar futuros aumentos de la capacidad hidráulica del 50% o más.

### 3.7.2 VOLUMEN DEL TANQUE

El volumen del depósito para contener a los RCBs es típicamente de un tamaño de 4.9 L/m<sup>2</sup> para las unidades de medios de baja densidad. Los tanques para unidades de alta densidad son diseñados con el mismo tamaño y configuración para simplificar el diseño y obtener una construcción económica.

### 3.7.3 CONTROL DEL FLUJO HIDRÁULICO

El flujo de agua residual a través del proceso es por gravedad desde el afluente hasta el efluente. El diseño hidráulico, debe considerar la posibilidad de una división de flujo entre unidades paralelas, para aislar los trenes de proceso o para facilitar el mantenimiento y para controlar la primera carga orgánica. La capacidad de proporcionar una alimentación por pasos es de particular importancia en un tren multieje, ya que esto permitirá que en la primera etapa las cargas orgánicas sean más uniformes en los ejes que la componen.

Tabla 3.3 Características típicas de los discos biológicos

Carga hidráulica	0.04 – 0.06 m/d 0.02 – 0.08 m/d 0.06 – 0.10 m/d
Para remoción de DBO	0.06 – 0.24 m/d
Para DBO/SS < 30/30 mg/L	0.08 – 0.16 m/d
Para remoción de N	0.06 – 0.07 m/d
Para DBO/SS < 15/15 mg/L y nitrificación	0.03 – 0.08 m/d
<b>Carga orgánica superficial</b>	
Sobre la primera etapa	50 – 60 g DBO/m <sup>2</sup> d menor a 100 g DBO/m <sup>2</sup> d menor a 31 g DBO/m <sup>2</sup> d
DBO soluble	12 – 20 g DBO/m <sup>2</sup> d
DBO total	30 – 40 g DBO/m <sup>2</sup> d
Tiempo de retención	50 – 70 minutos
Coefficiente de Temperatura	1.02 – 1.04
<b>Ejes</b>	
Velocidad de rotación	1 – 2 RPM
Longitud	menor a 7.5 m
Diámetro	13 – 25 mm
Motores	3.7 – 5.6 kW/eje
<b>Discos</b>	
Número de discos por eje	575 – 658
Número de etapas en serie	4 – 5
Diámetro	3.0 – 3.6m 2.0 – 3.0m
Espesor	10 mm
Material, planos o corrugados	Poliestireno o polietileno
Sumergencia	40%
Velocidad de rotación periférica	20 – 30 cm/s
Separación	3 – 4 cm
Área de discos por eje	9 300 – 11 700 m <sup>2</sup>
Área superficial específica del medio	115 – 174 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
<b>Sedimentador Secundario</b>	
Carga de sólidos para caudal pico	147 – 148 kg/m <sup>2</sup> d
Tiempo de retención	4.0 h
Carga superficial	33 m/d
<b>Efluente</b>	
DBO total	15 – 30 mg/L
DBO soluble	7 – 15 mg/L
N - NH <sub>3</sub>	1 – 10 mg /L
N - NO <sub>3</sub>	2 – 7 mg/L
<b>Lodos</b>	
Producción	0.04 – 0.05 kg/kg DBO <sub>removida</sub>
Concentración de sólidos	2 – 5 %
<b>Eficiencia</b>	
Remoción de DBO	80 – 95 %

Tabla 3.3 Características típicas de los discos biológicos(continuación)

Energía	
Consumo	0.6 W/m <sup>2</sup>
Costo	US \$3.2 - \$5.4/m <sup>2</sup>

El flujo se divide comúnmente en paralelo, lo que proporciona un canal con baja pérdida de carga (perpendicular a la trayectoria del flujo de tren). A menudo se emplea la aireación del canal afluente en los diseños para reducir el potencial de septicidad y mantener los sólidos en suspensión en los canales de baja velocidad. Los canales de alimentación del afluente deben ser de una forma simétrica para reducir los posibles problemas de distribución desigual de la carga en los trenes.

### 3.7.4 MEDIO DE SOPORTE

Las unidades de contacto biológico presentan configuraciones de baja, media y alta densidad. Con unidades de baja densidad se tiene una superficie media de aproximadamente 118 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> y las unidades de alta densidad tiene una superficie media de 180 metro cuadrado por metro cúbico.

Los medios de baja densidad se utilizan en las primeras etapas de los sistemas de RCB diseñados para la remoción de materia orgánica y para reducir los posibles problemas de obstrucción de los medios de soporte y los problemas de sobrepeso causados por las acumulaciones de biomasa. Los medios de alta densidad se utilizan típicamente en las últimas etapas de los sistemas para lograr valores relativamente bajos de DBO y para llevar a cabo la nitrificación. Los medios de densidad media son recomendados, como un medio de transición para ser instalados después de las etapas iniciales del proceso, donde se

utilizan los medios de baja densidad, y que precede a los medios de alta densidad.

### 3.7.5 SISTEMA DE MOVIMIENTO O GIRO DE BIODISCOS

Los sistemas mecánicos de accionamiento se componen de un motor eléctrico, de un reductor de velocidad, y de una correa o cadena de tracción. Los reductores de velocidad de varias etapas se utilizan en lugar de la transmisión por correa o cadena. Por lo general, las unidades mecánicas de 3.7 KW (5 Hp) se utilizan para unidades de tamaño normal de 3.5 m de diámetro y 7.5 m de longitud. Las unidades mecánicas de tracción han sido diseñadas para un funcionamiento a 1.2 a 1.6 rev/min, y las unidades de aire se han diseñado para un funcionamiento de 1.0 a 1.4 revoluciones por minuto. Las velocidades de rotación deben ser consistentes y más aún, el crecimiento de la biomasa debe ser mantenido para evitar el peso desigual en el eje. El crecimiento desigual puede causar cargas cíclicas en los sistemas mecánicos de tracción y una rotación desigual en los sistemas. A menudo se acelera y si no se corrige, puede conducir a un tratamiento inadecuado y a la incapacidad de mantener la rotación en la unidad. Para los sistemas mecánicos de tracción, los materiales y el motor se deben seleccionar para que resistan los efectos corrosivos de un entorno operativo húmedo. La flexibilidad de una velocidad rotacional debe ser proporcionada por una polea alternativa o por el accionamiento de un sistema de velocidad variable.

Las unidades con sistema de aire deben contar con un amplio suministro de reserva para mantener velocidades de rotación, y proporcionar a corto plazo velocidades de rotación relativamente elevadas para controlar el crecimiento excesivo o un desequilibrio de la biomasa. Los datos disponibles indican que puede ser necesario un caudal de aire de 11.3 m<sup>3</sup>/min o más por eje para mantener 1.2 rev/min en una situación de alta carga (Brenner *et al.*, 1984).

Los ajustes manuales de la velocidad de un eje accionado con aire pueden afectar el suministro de aire a otras unidades y su velocidad de rotación. Este problema ha sido superado en algunas instalaciones, mediante sensores de rotación y con válvulas de ajuste automático en los ejes individuales para mantener las revoluciones seleccionadas por minuto.

En algunos casos también se emplea el aire para la eliminación de olores o para reducir las cargas orgánicas en la primera etapa, por lo que el tanque puede estar equipado con difusores de burbujas gruesa y con un flujo aproximado de 4.2 a 11.3 m<sup>3</sup>/min de aire, que varía, dependiendo de los medios, revoluciones por minuto, la temperatura de las aguas residuales, el grosor y características de limo, y otras condiciones. La cantidad de aire necesaria para los sistemas es difícil de predecir y puede variar considerablemente de un eje a otro y con el tiempo, dependiendo de las condiciones ambientales y de la carga.

### 3.7.6 CONTROL DE BIOMASA

La biomasa que cubre la superficie de los medios de soporte es necesaria para obtener un tratamiento eficiente. Sin embargo, un grosor

de la biopelícula excesivo puede causar daños crónicos en el proceso, debido a un peso excesivo o desigual en el eje, el consumo excesivo de energía, crecimientos de fauna molesta y de olores causados por las condiciones anaerobias dentro de la capa de limo. Las instalaciones deben ser diseñadas para controlar el peso del eje, como una indicación de la acumulación de biomasa y como un medio para controlar el peso del eje, si la biomasa se desarrolla más allá del rango recomendado por el fabricante.

El exceso de biomasa puede ser controlado mediante la eliminación de mamparas entre las etapas o reduciendo la carga orgánica por etapas; aumentando la velocidad de rotación; o retirando temporalmente un tren de servicio; con aireación suplementaria; o alternando o invirtiendo la dirección de rotación; o limpiando químicamente los medios. El diseño debe permitir una o más alternativas para el control de la biomasa.

### 3.7.7 CUBIERTAS

El proceso de RCB requiere de una cubierta para su protección contra; las condiciones atmosféricas, el deterioro de los medios por luz ultravioleta, el crecimiento de algas, entre otras. Los sistemas RCB se han instalado con cubiertas de plástico reforzado con fibra de vidrio (PRFV). Aunque, algunas cubiertas se han construido de mampostería, madera tratada, y de metal o lámina. Las cubiertas de PRFV se diseñan típicamente en secciones para facilitar su envío al sitio de trabajo y para permitir una posterior remoción para reparaciones del proceso de RCB o el retiro de los ejes. Lo anterior, también se debe considerar para los diseños que utilizan otro tipo de cubierta.



El diseñador debe considerar también la ventilación adecuada, la humedad y control de la condensación, la pérdida de calor, y la corrosión causada por la atmósfera húmeda dentro del edificio o la cubierta.

### 3.8. EJEMPLOS DE DISEÑO

#### 3.8.1 EJEMPLO 1. MÉTODO DE STEELS

En las plantas grandes de biodiscos, para tratamiento de aguas residuales domésticas, se prefiere emplear como parámetro de diseño la carga hidráulica superficial (caudal por unidad de área de disco), por lo que el método de Steels es muy utilizado para este propósito. Para la aplicación del método se requiere conocer la carga hidráulica de diseño y el factor de corrección para el número de etapas de biodiscos. En la Tabla 3.4 se incluyen dichos parámetros.

Datos

Q	50 L/s	4,320 m <sup>3</sup> /d
S	200 mg/L	0.20 kg/m <sup>3</sup>
S <sub>e</sub>	20 mg/L	0.020 kg/m <sup>3</sup>
D del disco	3.6 m	
Etapas	4	

#### Solución

Se proponen dos trenes en paralelo de 25 L/s = 2 160 metro cúbico por día.

Paso 1. Calcular la eficiencia requerida

$$E = \frac{S - S_e}{S} \cdot 100 = \frac{200 - 20}{200} \cdot 100 = 90\%$$

Paso 2. Determina la Carga Hidráulica (CH) a partir de la Ilustración 3.11 para un 90% de remoción de DBO.

$$\begin{aligned} 1/CH &= 1/18 \cdot 500 \text{ m}^2 / \text{m}^3 / \text{min} \\ &= 1/18 \cdot 500 \text{ min} / \text{m} = 1/12.85 \text{ d/m} \end{aligned}$$

$$CH = 0.078 \text{ metro cuadrado por día}$$

Paso 3. Calcular el Área Superficial (AS) de los discos.

$$AS = \frac{Q}{CH} = \frac{2 \cdot 160}{0.078} = 27 \cdot 692.31 \text{ m}^2$$

Paso 4. Calcular el Área Superficial Corregida (ASc) del disco, según la Tabla 3.4.

$$ASc = 27 \cdot 692.31 \cdot 0.87 = 24 \cdot 092.31 \text{ m}^2$$

Paso 5. Calcular el número de discos de 3.6 m por etapa o eje.

1. Calcular el Área por Etapa (ASE)

$$ASE = \frac{24 \cdot 092.31}{4} = 6 \cdot 023.08 \text{ m}^2$$

2. Calcular número de discos por etapa

$$\begin{aligned} \text{No. de discos} &= \frac{6 \cdot 023.08}{2 \left( \frac{\pi \cdot 3.6^2}{4} \right)} \\ &= 295.97 \frac{\text{discos}}{\text{ejes}} = 296 \frac{\text{discos}}{\text{ejes}} \end{aligned}$$

Paso 6. Calcular la Carga Orgánica Superficial (COS) para la primera etapa.

$$\begin{aligned} COS &= \frac{2160 \cdot 0.20}{2 \left( \frac{\pi \cdot 3.6^2}{4} \right) \cdot 296} \\ &= 0.071 \frac{\text{kg DBO}}{\text{m}^2 \text{ d}} = 71 \frac{\text{g DBO}}{\text{m}^2 \text{ d}} \end{aligned}$$

La carga anterior es apropiada, pues es menor que la carga máxima recomendada de 100 g DBO/m<sup>2</sup> d (Tabla 3.3) para la primera etapa del biodisco.

Resumen de resultados	
E	90%
CH	0.078 m/d
Por tren	
AS	27 692.31 m <sup>2</sup>
ASc	24 092.31 m <sup>2</sup>
ASE	6 023.08 m <sup>2</sup>
No. De discos/eje	296
COS	71 g DBO/m <sup>2</sup> d

### 3.8.2 EJEMPLO 2

Proyecto de una planta de tratamiento de aguas residuales urbanas buscando sólo remoción de la demanda bioquímica de oxígeno.

Datos

Q	100 L/s	8 640 m <sup>3</sup> /d
S	175 mg/L	0.175 kg/m <sup>3</sup>
S <sub>e</sub>	30 mg/L	0.030 kg/m <sup>3</sup>
COS	0.02 kg/m <sup>2</sup> d	
T mínima	18 °C	
T <sub>c</sub>	1	
P	1	
Etapas	4	

Se proponen cinco trenes en paralelo de 20 L/s = 1 728 m<sup>3</sup>/d

Paso 1. Calcular el Área Superficial. Como la temperatura no es menor a 12.7 °C, T<sub>c</sub> = 1, y el agua no tiene tratamiento previo P = uno.

$$AS = \frac{Q(S - S_e \cdot T_c \cdot P)}{COS} = \frac{1\,728(0.175 - 0.030)(1)(1)}{0.020} = 12\,528\text{m}^2$$

Paso 2. Según la Tabla 3.4, calcular el Área Superficial Corregida (ASc) del disco.

$$ASc = 12\,528 \cdot 0.87 = 10\,899.36\text{m}^2$$

Paso 3. Calcular el número de discos de 3.6 m por etapa o eje.

1. Calcular el Área por Etapa (AE)

$$AE = \frac{10\,899.36}{4} = 2\,724.80\text{m}^2$$

2. Calcular número de discos por etapa

$$\begin{aligned} \text{No. de discos} &= \frac{2\,724.80}{2\left(\frac{\pi \cdot 3.6^2}{4}\right)} \\ &= 297.4 \frac{\text{discos}}{\text{eje}} = 298 \frac{\text{discos}}{\text{eje}} \end{aligned}$$

Ilustración 3.11 Curva de eficiencia de remoción del método de Steels

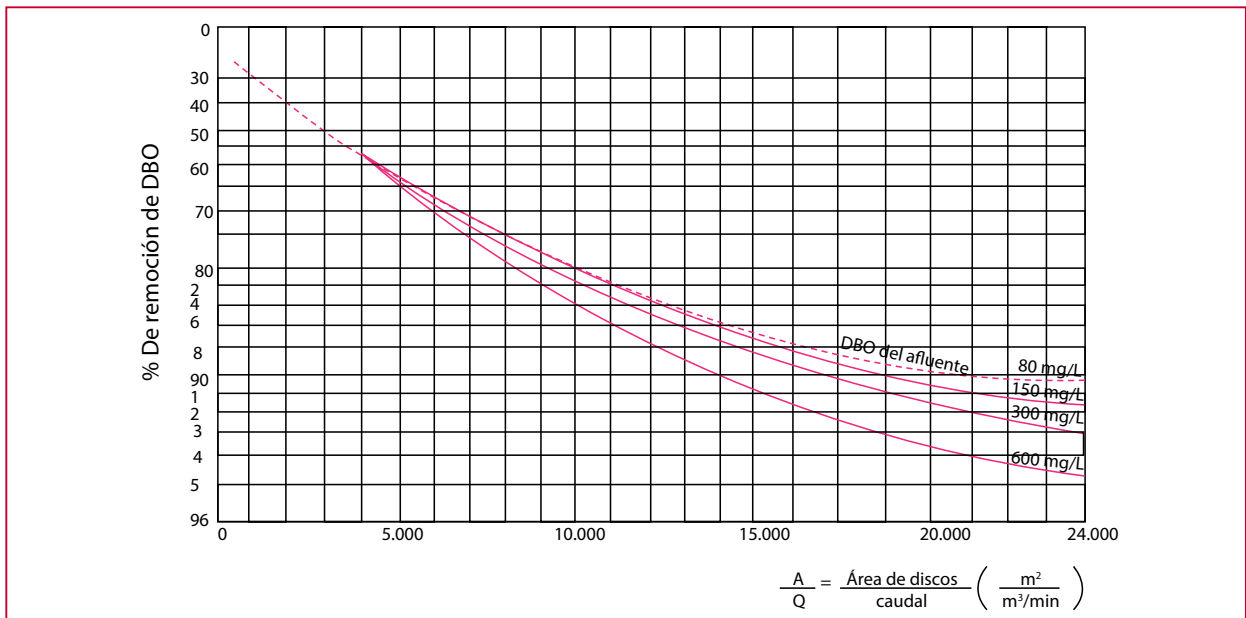


Tabla 3.4 Factores de corrección de área por número de etapas

Número de etapas	Factor	% Máximo de remoción de DBO
3	0.91	85
4	0.87	90
>4	0.85	90

Resumen de resultados	
Por tren	
AS	12 528 m <sup>2</sup>
ASc	10 899.36 m <sup>2</sup>
AE	2 724.80 m <sup>2</sup>
No. de discos/eje	134

### 3.8.3 EJEMPLO 3

Proyecto de un planta para el tratamiento de aguas residuales urbanas con remoción de DBO y nitrificación.

Datos

Q	120 L/s	11,232 m <sup>3</sup> /d
S	140 mg/L	0.140 kg/m <sup>3</sup>
S <sub>e</sub>	20 mg/L	0.020 kg/m <sup>3</sup>
COS	0.022 kg/m <sup>2</sup> d	
T mínima	18 °C	
T <sub>c</sub>	1	
P	1	
Etapas BDO	4	
Etapas N	2	
NH	45 mg/L	0.030 kg/m <sup>3</sup>
NH <sub>e</sub>	5 mg/L	0.002 kg/m <sup>3</sup>
Etapas NH <sub>4</sub> -N	1	

Se proponen cuatro trenes en paralelo de 30 L/s = 2 592 metro cúbico día.

Paso 1. Calcular el área superficial. Como la temperature no es menor a 12.7 °C, T<sub>c</sub> = 1, y el agua no tiene tratamiento previo P = uno.

$$AS = \frac{Q(S - S_e)(T_c)(P)}{COS}$$

$$AS = \frac{2\,590(0.140 - 0.020)(1)(1)}{0.022} = 14\,138.18\,m^2$$

Paso 2. Calcular la carga de nitrógeno (COSN)

$$COSN = \frac{NH \cdot NH_e}{(NH + NH_e + 0.05 NH \cdot NH_e)2}$$

$$COSN = \frac{45 \cdot 5}{(45 + 5 + 0.05 \cdot 45 \cdot 5)2} = 3.67 \frac{g}{m^2 d}$$

Paso 3. Calcular el área superficial por nitrificación

$$ASN = \frac{2\,590(0.045 - 0.005)(1)(1)}{0.00367} = 28\,228.88\,m^2$$

Paso 4. Calcular el área total (AST)

$$AST = AS + ASN$$

$$AST = 14\,138.18 + 28\,228.88 = 42\,367.06\,m^2$$

Paso 5. Calcular el número de discos de 3.6 m por etapa o eje para la demnada bioquímica de oxígeno.

1. Calcular el área por etapa (AE)

$$AE = \frac{14\,138.18}{4} = 3\,534.55\,m^2$$

2. Calcular número de discos por etapa

$$\begin{aligned} \text{No. de discos} &= \frac{3\,534.55}{2 \left( \frac{\pi \cdot 3.6^2}{4} \right)} \\ &= 173.69 \frac{\text{discos}}{\text{eje}} = 174 \frac{\text{discos}}{\text{eje}} \end{aligned}$$

Paso 6. Calcular el número de discos de 3.6 m por etapa o eje para nitrificación.

1. Calcular el área por etapa (ASEN)

$$ASEN = \frac{28\,228.88}{2} = 14\,114.44\,m^2$$

2. Calcular número de discos por etapa

$$\text{No. de discos} = \frac{14\ 114.44}{2 \left( \frac{\pi \cdot 3.6^2}{4} \right)}$$

$$= 693.58 \frac{\text{discos}}{\text{ejes}} = 694 \frac{\text{discos}}{\text{ejes}}$$

Resumen de resultados	
Por tren	
AS	14 138.18 m <sup>2</sup>
COSN	3.67 g/ m <sup>2</sup> d
ASN	28 228.88 m <sup>2</sup>
AST	42 367.06 m <sup>2</sup>
AE	3 534.55 m <sup>2</sup>
No. de discos/eje DBO	174
ASEN	14 114.44 m <sup>2</sup>
No. de discos/eje N	694

### 3.8.4 EJEMPLO 4

Desarrollar el diseño de un sistema RCB por etapas.

Datos

Q	60 L/s	5.184 m <sup>3</sup> /d
S	140 mg/L	0.140 kg/m <sup>3</sup>
S <sub>e</sub>	20 mg/L	0.020 kg/m <sup>3</sup>
COS	0.015 kg/m <sup>2</sup> d	

Solución

Paso 1. Calcular el área superficial

$$AS = \frac{Q(S - S_e)}{COS}$$

$$AS = \frac{5\ 184(0.140 - 0.020)}{0.015} = 41\ 472.00\text{m}^2$$

Paso 2. Calcular número de ejes.

Emplear 9 300 m<sup>2</sup>/eje

$$\text{No. de ejes} = \frac{41\ 472}{9\ 300} = 4.46 \text{ ejes} = 5 \text{ ejes}$$

Por lo tanto utilizar 5 ejes de 9 300 m<sup>2</sup>/eje (AS) para la primera etapa

Paso 3. Seleccione el número de trenes y número de etapas.

Asumir: 5 trenes con 3 etapas/tren

$$\frac{\text{Flujo}}{\text{Tren}} = \frac{5\ 184}{5} = 1\ 036.8 \text{ m}^3/\text{d}$$

Paso 4. Calcular la concentración de DBO en cada etapa utilizando la siguiente ecuación:

$$S_n = \frac{-1 + \sqrt{1 + (4)(0.00974)(AS/Q)S_{n-1}}}{(2)(0.00974)(AS/Q)}$$

Ecuación 3.17

dónde

S<sub>n</sub> = Concentración de DBO en la etapa n, mg/L

AS = Área de superficie del disco en la etapa n, m<sup>2</sup>

Q = Flujo m<sup>3</sup>/d

1. Etapa 1

$$AS/Q = 9\ 300/1\ 036.8 = 8.97 \text{ d/m}$$

$$S = 140 \text{ g/m}^3$$

$$S_1 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \cdot 0.00974 \cdot 8.97 \cdot 140}}{2 \cdot 0.00974 \cdot 8.97}$$

$$S_1 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 48.93}}{0.175} = 34.71 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} = 34.71 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

2. Etapa 2

$$AS/Q = 9\ 300/1\ 036.8 = 8.97 \text{ d/m}$$

$$S = 34.71 \text{ g/m}^3$$

$$S_n = \frac{-1 + \sqrt{1 + (4)(0.00974)(AS/Q)S_{n-1}}}{(2)(0.00974)(AS/Q)}$$

$$S_2 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 12.13}}{0.175} = 14.99 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} = 14.99 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

3. Etapa 3

$$AS/Q = 9\ 300/1\ 036.8 = 8.97 \text{ d/m}$$

$$S = 14.99 \text{ g/m}^3$$

$$S_3 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \cdot 0.00974 \cdot 8.97 \cdot 14.99}}{2 \cdot 0.00974 \cdot 8.97}$$

$$S_3 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 5.24}}{0.175} = 8.56 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} = 8.56 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

Debido a que la DBO requerida en el efluente es de 20 mg/L el diseño propuesto es satisfactorio. Paso 5. Determinar la carga orgánica superficial e hidráulica.

1. Carga orgánica superficial de la primera etapa

$$CO = \frac{5\,184 (0.140 - 0.020)}{5 \cdot 9\,300} = 0.013 \frac{Kg}{m^2 d}$$

2. Carga Orgánica Superficial General (COSG)

$$COSG = \frac{5\,184 \cdot 0.140}{3 \cdot 5 \cdot 9\,300} = 0.005 \frac{Kg}{m^2 d}$$

3. Carga hidráulica general (CHG)

$$CHG = \frac{5\,184}{3 \cdot 5 \cdot 9\,300} = 0.037 \frac{m^3}{m^2 d}$$

Resumen de resultados	
AS	41 472.00 m <sup>2</sup>
Número de trenes	5
Flujo/tren	1 036.8 m <sup>3</sup> /d
Número de etapas	3
S <sub>1</sub>	34.71 mg/L
S <sub>2</sub>	14.99 mg/L
S <sub>3</sub>	8.56 mg/L
CO	0.013 kg DBO/m <sup>2</sup> d
COSG	0.005 kg DBO/m <sup>2</sup> d
CHG	0.037 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> d

Comentario: Debido a las concentraciones bajas de DBO en las etapas 2 y 3, en éstas puede ocurrir la nitrificación.

### 3.9. PROBLEMAS Y ACCIONES CORRECTIVAS

Los problemas abordados en la siguiente sección incluyen baja capacidad de tratamiento que debe ser resuelta por la reducción o aumento de la capacidad de carga de la planta, sólidos suspendidos en el efluente y DBO asociada y la corrosión de los sistemas de apoyo de los medios de soporte. Cuando el rendimiento del tratamiento es inadecuado, la causa o causas

deben ser plenamente comprendidas antes de diseñar mejoras en los procesos, por ejemplo

- Concentraciones de sustrato altas en el efluente pueden indicar la falta de capacidad del proceso de RCB, o cargas orgánicas altas de entrada, o problemas operacionales
- Concentración baja de sustrato soluble en el efluente pero concentraciones de sustrato total elevadas indican una remoción de sólidos inadecuada
- Los desequilibrios nutricionales, cambios de pH excesivos y cargas orgánicas variables indican problemas causados por descargas industriales
- El pH bajo en el sistema de nitrificación, indica la necesidad de adicionar alcalinidad
- Los flujos altos instantáneos pueden perturbar el proceso al reducir los tiempos de residencia en el sistema y en el proceso de clarificación

#### 3.9.1 CAPACIDAD DE TRATAMIENTO INADECUADO.

Esto se debe a las cargas de recirculación de sólidos mal calculadas, a un rendimiento más bajo que el previsto por las curvas de diseño y a cargas industriales o de otro tipo. La solución a los problemas de capacidad de tratamiento es la construcción de unidades adicionales o realizar medidas para reducir la carga orgánica de entrada. Se pueden aplicar las siguientes medidas:

- Control y tratamiento por separado de cargas de recirculación
- Implementar programas de pretratamiento

- Mejorar el grado de tratamiento preliminar y primario
- Instalar los procesos de RCB adicionales
- Construir filtros percoladores en serie o en paralelo con los proceso de rotación de contacto biológico
- Construir instalaciones de lodos activados, en serie o en paralelo con los procesos del proceso de rotación de contacto biológico

Las unidades adicionales del proceso reducirían la carga orgánica e hidráulica en las instalaciones del proceso de biodisco y aumentarán el grado de tratamiento. La reducción de cargas también tiende a mitigar los problemas de deficiencia de oxígeno, el crecimiento de organismos indeseables y el peso excesivo del eje, que son sintomáticos de los sistemas sobrecargados.

La construcción de otros sistemas de tratamiento biológico, ya sea en paralelo o aguas arriba de los RCBs, logran los mismos resultados.

### 3.9.2 EXCESO DE CARGAS EN LA PRIMERA ETAPA

Las siguientes acciones deben ser consideradas para resolver cargas excesivas en la primera etapa:

- Quitar mamparas entre etapas para aumentar el área de comunicación prevista en la primera fase del proceso
- Aumentar la velocidad de rotación del proceso para incrementar la transferencia de oxígeno y estimular el desprendimiento de los medios
- Añadir aireación suplementaria a los sistemas mecánicos de tracción
- Distribuir la carga orgánica entre las primeras etapas del proceso

- Añadir productos químicos al agua residual cruda para mejorar la remoción de materia orgánica durante el tratamiento primario

### 3.9.3 CRECIMIENTO DE LA BIOMASA EXCESIVA

El crecimiento de la biomasa excesiva resulta de una carga orgánica alta. Si la capacidad del sistema es inadecuada para permitir el control de la biomasa mediante los métodos descritos, se deben considerar las siguientes acciones:

- Limpieza química de los medios con sosa cáustica u otro tratamiento químico apropiado para eliminar la acumulación de limo
- Inversión alternativa de la dirección de rotación del proceso
- La interrupción o reducción del flujo al tren sobrecargado para que los microorganismos mueran de hambre y así reducir la masa por metabolismo endógeno

Usando los procedimientos anteriores se puede tener un efecto negativo a corto plazo sobre la eficiencia del tratamiento. Además, los procedimientos anteriores incrementarán temporalmente las cargas a las unidades que quedan en servicio y puede acelerar el crecimiento de la biomasa en esas unidades.

En las instalaciones sujetas a las condiciones de sobrecarga crónica, es importante vigilar cuidadosamente el peso del eje, haciendo mediciones de células de carga de rutina. Esto particularmente durante el invierno (menor tasa endógena) y durante periodos de cargas orgánicas altas.

### 3.9.4 DESPRENDIMIENTO IRREGULAR DE BIOMASA EN EL SISTEMA (LOPING)

El loping es resultado de un crecimiento de la biomasa desigual, que causa una velocidad de rotación no uniforme. Una condición de loping puede ser difícil de controlar en un eje. Pueden ser exitoso la disminución de la carga o el aumento de la frecuencia de aire y la velocidad de rotación. Otra solución, tales como la limpieza química o metabolismo endógeno, pueden ser necesarios para resolver un problema grave de loping.

### 3.9.5 ALTA CONCENTRACIÓN DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS EN EL EFLUENTE DEL SEDIMENTADOR

Los sólidos coloidales generalmente son floculados durante el tratamiento biológico, dando como resultado su eliminación en la clarificación secundaria. Una sobre carga de sólidos fi-

nos en suspensión puede ser un problema para el cumplimiento de la calidad del efluente. Un mecanismo de control de los sólidos en suspensión puede ser el empleo de coagulantes y/o de polímeros durante la clarificación y la filtración del efluente del sedimentador. Una tasa de vertimiento excesivo o el diseño del sedimentador pueden ser la causa de la carga alta de sólidos en suspensión en el efluente.

### 3.9.6 CORROSIÓN DE SOPORTE DE MEDIOS

La corrosión de los medios de soporte, puede ser el resultado de la calidad del agua residual, productos de degradación biológica, del tipo de material de soporte, materiales de soldadura incompatibles, u otros factores. Puede ser necesario separar o sustituir material de soldadura selectiva para mantener la integridad del sistema o utilizar protección catódica. En algunas plantas de tratamiento este problema sólo se da en ciertos lugares o etapas del proceso

# 4

## PROCESO DE SEDIMENTACIÓN SECUNDARIA PARA FILTROS PERCOLADORES Y BIODISCOS

### 4.1. INTRODUCCIÓN A LA SEDIMENTACIÓN

La sedimentación se utiliza en los tratamientos de aguas residuales para separar sólidos en suspensión de las mismas. Esta eliminación de sólidos se basa en la diferencia del peso específico entre las partículas y el líquido donde se encuentran. Este proceso puede producirse en una o varias etapas o en varios de los puntos del proceso de tratamiento.

En una planta típica, la sedimentación ocurre en tres fases del tratamiento: 1) En los desarenadores, en los cuales la materia inorgánica (arena) se elimina del agua residual; 2) en los sedimentadores primarios, en donde los sólidos (orgánicos y otros) se separan; 3) en los sedimentadores secundarios, en los cuales se remueve la biomasa y sólidos suspendidos de los reactores biológicos, como en los procesos de Filtros Percoladores (FPs) y Biodiscos (RCB) proceso de rotación de contacto biológico.

Existen, básicamente, tres tipos de tanques de sedimentación: tanques de flujo horizontal, tanques de flujo radial y tanques de flujo ascensional. Los primeros son tanques

rectangulares, con el fondo inclinado hacia una tolva de extracción de lodos en el extremo de la entrada. Aunque se denominan tanques de flujo horizontal, el agua ingresa en un nivel inferior al de la cresta del vertedor de salida; así, los sólidos más pesados se depositan muy cerca de la entrada y los más livianos, progresivamente, hacia la salida. Los tanques de flujo radial son circulares con el fondo inclinado hacia una tolva central; el afluente ingresa por el centro, en un nivel inferior al del vertedor perimetral de salida, existiendo un flujo tanto radial como ascensional con una de velocidad decreciente entre la entrada y la salida. Los tanques de flujo ascensional pueden ser cuadrados o circulares, constituidos por una pirámide o cono invertido, con el fondo fuertemente inclinado hacia una tolva central; el afluente entra por el centro y fluye hacia abajo, para luego moverse radial y ascensionalmente hacia el vertedor de salida. Los tanques de sedimentación también pueden clasificarse con base en el método de recolección y extracción de lodos. Básicamente, existen cuatro tipos:

- Tanques de flujo horizontal con recolección manual y remoción mediante vaciado del tanque



- Tanques de flujo horizontal con recolección mecánica y remoción mediante vaciado del tanque
- Tanques de flujo ascensional con recolección mediante asentamiento en una tolva profunda y extracción mediante presión provista por una cabeza diferencial
- Tanques de flujo horizontal y de flujo radial con recolección mecánica y extracción mediante presión provista por una cabeza diferencial

El uso de equipo mecánico de recolección de lodos tiene las siguientes ventajas: permite disponer de menor volumen de lodos en el tanque, requiere menos mano de obra para retirar el lodo, la frecuencia y período de purga se ajustan a los requerimientos de operación, la rastra de lodos puede regularse y controlarse automáticamente y como el lodo permanece menos tiempo en el tanque, hay menos riesgo de que se vuelva séptico. Entre las desventajas de la recolección mecánica se señala el costo del equipo y su mantenimiento. Si un sedimentador secundario está mal diseñado, la concentración de SST en el efluente será alta y en consecuencia la DBO del efluente aumentará proporcionalmente de acuerdo a lo siguiente:

$$DBO = DBOS + f_b(SST) \quad \text{Ecuación 4.1}$$

dónde:

$$f_b = \text{Contenido de DBO en el efluente de los SST (mg DBO/mg SST)}$$

La Demanda Biológica de Oxígeno Soluble (DBOS) se mide del filtrado de la prueba de SST. Al igual que con el proceso de lodos activados (LA), el efecto de los SST en la calidad del efluente es una función de la carga de la DBO

(kg/m<sup>3</sup>d) y de la temperatura. Es necesario considerar que si las cargas orgánicas son reducidas y la temperatura del agua es alta, el valor de  $f_b$  será menor. Un estudio realizado por Brown y Caldwell (1978) muestra la relación entre la  $f_b$ , y la carga en el Filtro Percolador (FP) la cual se presentan en la Ilustración 4.1.

En una PTAR la reducción de la DBO debida a SST está influenciada por la temperatura de las aguas, ya que a menor temperatura la tasa de descomposición endógena se reduce. Sin embargo, en una prueba de DBO a 20 °C se acelera la tasa de oxidación de materia orgánica y, en consecuencia, el resultado de la DBO debida a SST aumenta en el invierno. Es decir:

$$f_b = f_{b20}(\theta^{T-20}) \quad \text{Ecuación 4.2}$$

dónde:

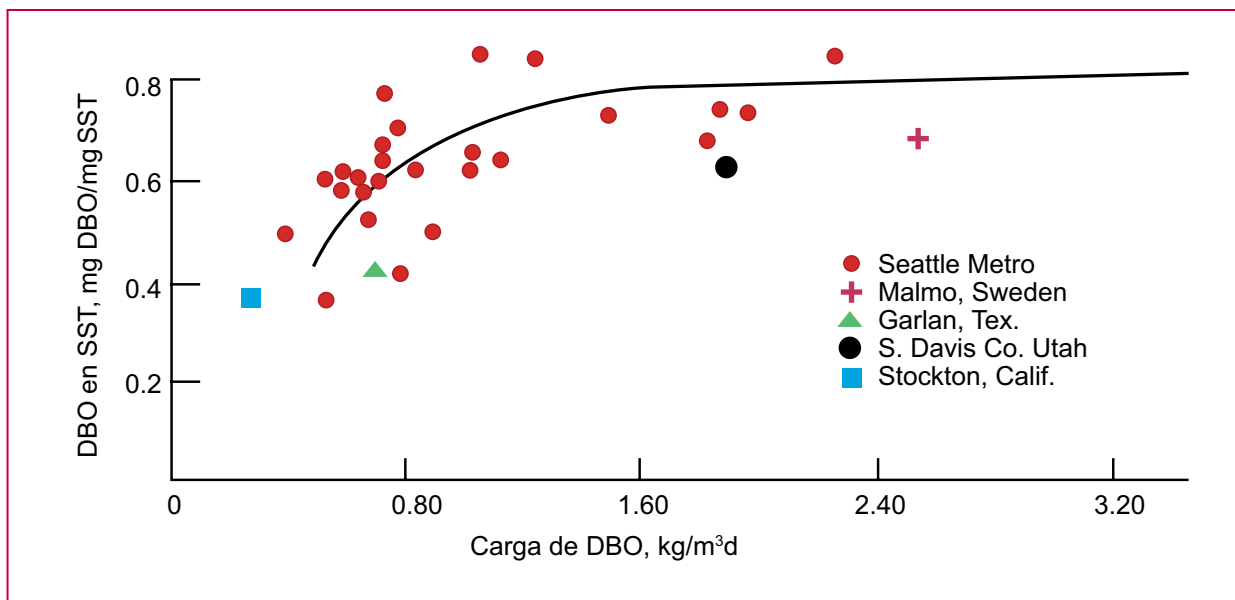
$$\theta = 1.020 \text{ a } 1.025.$$

Por lo anterior, un agua fría, con temperatura menor a 20 °C, se reduce la tasa de remoción de materia orgánica y la velocidad de sedimentación de las partículas, esto normalmente se produce en los períodos más fríos del año. La reducción de la bioactividad en el lecho fijo también puede resultar en una menor biofloculación. Por lo anterior, queda establecido que el rendimiento general de cualquier proceso biológico (FP, RCB, y LA) está inherentemente ligado a la claridad del efluente de la etapa de separación sólido-líquido.

## 4.2. TIPOS DE SEDIMENTACIÓN

Existen cuatro tipos de sedimentación que se dan en la mayoría de los procesos de sedimentación de las aguas residuales, en un mayor o menor

Ilustración 4.1 Contenido de DBO del efluente frente sólidos suspendidos totales y carga del filtro percolador



grado, dependiendo de los criterios de diseño utilizados y de la operación de las unidades.

Tipo I. Corresponde a la sedimentación de partículas discretas que ocurre en los desarenadores. Donde las partículas se asientan de manera independiente y con una velocidad constante en función de las leyes de Newton.

Tipo II. La sedimentación floculenta se define como una aglomeración de partículas, que inicialmente sedimentan de forma independiente y que se agrupan conforme descienden, dando como resultado un aumento en su velocidad de sedimentación. No hay modelos matemáticos disponibles para predecir la velocidad de sedimentación o los cambios en la velocidad con respecto a profundidad del sedimentador, por lo que, se recomienda llevar a cabo pruebas de sedimentación en laboratorio con columnas de 1.2 a 2.0 m de altura, para definir estos efectos. Al fomentar la floculación se mejorará la velocidad de sedimentación y se reduce la salida de sólidos suspendidos totales.

Tipo III. La sedimentación retardada o zonal ocurre en la parte inferior del sedimentador secundario o de un espesador por gravedad, en donde la concentración de SST es más alta que en la parte floculenta. Como resultado, se forma una masa de sólidos y se establecen como una zona o un manto de lodos, y las partículas permanecen en la misma posición relativa entre sí. Por consiguiente, una zona de agua relativamente clara (ZAC) o una zona libre de sedimentación (tipo II) se forma por encima de la capa de lodos.

Tipo IV. La sedimentación por compactación se produce cuando en la parte inferior del tanque, en donde la compresión se produce como una función del tiempo. También se producen una zona de transición entre los tipos tres y cuatro. Este tipo de sedimentación se produce en la zona inferior de los sedimentadores primarios y de los espesadores. En los sedimentadores secundarios puede ocurrir en menor grado, dependiendo del diseño y de la operación del proceso.

En la Tabla 4.1 se presentan las características de los sedimentadores más comunes para un filtro percolador. El efluente más difícil de sedimentar es el que proviene de los filtros percoladores de desbaste (muy cargado), ya que el agua contiene principalmente sólidos sin metabolizar y células biológicas jóvenes. El efluente es turbio debido a la reducción del nivel de biofloculación. Por lo que, un efluente del filtro percolador de desbaste requiere las mismas consideraciones de diseño que son necesarias para remociones altas de SST en sedimentadores primarios. Estas mismas consideraciones se extienden a FPs diseñados para la remoción combinada de DBO/DNO, donde los sólidos pueden ser floculantes pero con bajas concentraciones de SST, por lo que no producen una sedimentación tipo III. Por lo tanto, estos diseños de sedimentadores deben proporcionar buenas condiciones de entrada con baja turbulencia, tiempo de residencia adecuado, baja tasa de desbordamiento (TD), y un adecuado arreglo de los vertedores para el control de la velocidad de salida.

Para mejorar la sedimentación mediante el aumento de la concentración de sólidos floculantes se diseña un biofiltro activado (BFA)

con cargas orgánica de 0.2 a 0.8 kg/m<sup>3</sup>d, es decir, para cambiar el régimen de sedimentación de tipo dos a tres. También, se produce algo de oxidación adicional cuando los SST son recirculados al filtro, lo que puede mejorar la naturaleza floculante de los sólidos.

#### 4.2.1 FLOCULACIÓN DE AGUAS RESIDUALES

Durante mucho tiempo se ha practicado la floculación mecánica de aguas residuales crudas para mejorar la eliminación de materia orgánica y de sólidos. Se ha encontrado que los floculadores mecánicos instalados en el centro de los sedimentadores circulares proporcionan un mejor rendimiento que los sedimentadores convencionales, aún sin la adición de productos químicos.

Se debe tener en cuenta que muchos de estos dispositivos también proporcionan un mayor control de la distribución de flujo en el sedimentador y son una medida de reducción de la energía del agua de entrada. En consecuencia estos dos conceptos, se deben incorporar a las características del diseño del sedimentador.

Tabla 4.1 Características de sedimentación de sistemas de filtros percoladores en plantas de tratamiento de aguas residuales municipales

Tipo	Tratamiento	Carga de DBO, kg/m <sup>3</sup> d	SST/SSTLM, mg/L	Retorno LA, % Q	Régimen de asentamiento
FP	Desbaste	>1.0	40-120	---	Tipo I-II
FP	DBO	0.2-1.0	40-120	---	Tipo II
FP	DBO, DNO <sup>b</sup>	0.1-0.3	40-120	---	Tipo II
FP	DNO <sup>b</sup> Terciario	0.1-0.2	10-30	---	Tipo I-II
BFA	DBO	0.2-0.8	500-1 000	5-10	Tipo II-III
BFA/ LA	DBO	0.8-0.3	1 000-3 500	40-70	Tipo II-III
FP/CS	Floculación	0.2-1.0	500-1 500	10-30	Tipo II-III
FP/ LA	DBO	1.0-3.0	1 000-3 500	40-100	Tipo II-III

<sup>a</sup> SSTLM = Sólidos Suspendedos Totales en el Licor Mezclado.

<sup>b</sup> DNO = Demanda Nitrogenada de Oxígeno

FP = Filtro Percolador, BFA = Biofiltros Activado, LA = Lodos Activados, CS = Contacto de Sólidos.

Hay una serie de aspectos que se deben considerar en la floculación de los efluentes de los procesos de biopelícula fija antes de ingresar al sedimentador secundario. Cuatro de los factores principales son:

- Efectos del tratamiento previo en el flóculo biológico
- Nivel de energía
- Método de floculación
- Tiempo requerido para lograr la floculación

Cuando el agua y sólidos salen de la etapa biológica y se transportan al sedimentador se deben adoptar las siguientes medidas:

- Evitar las caídas de agua de más de 200 mm
- Eliminar las estructuras de control y tuberías con velocidades mayores a 0.3 m/s
- Proporcionar 5 minutos o más de floculación hidráulica antes de la zona de sedimentación

#### 4.3. CONSIDERACIONES Y PROCEDIMIENTOS DE DISEÑO

En la actualidad la forma dominante más utilizada en los sedimentadores es la circular. En el diseño de un sedimentador se deben tomar en cuenta las interacciones de sus componentes. Por ejemplo, es una ventaja obvia introducir la alimentación, a la zona de sedimentación, con la menor turbulencia posible, por lo tanto, se diseña una entrada más grande. Sin embargo, también es evidente que el aumento en el tamaño de la entrada reducirá la capacidad de

distribución, debido a que el nivel de energía contenida es demasiado bajo. En la Tabla 4.2 se presentan los efectos de los diversos factores de sedimentación.

Cuando hay un aumento de sólidos en el afluente debido a la recirculación, se debe adicionar más volumen a la profundidad del sedimentador, y se debe proporcionar una adecuada capacidad de transporte de lodos para asegurar su eliminación. En el diseño de los sedimentadores, se debe considerar también el flujo de recirculación, su energía de entrada, y su disposición (es decir, el desbordamiento o subdesbordamiento). Los flujos de recirculación pueden generar sus propias corrientes de energía, lo que puede aumentar la velocidad en el punto de extracción. Estas corrientes también pueden ser perjudiciales para la sedimentación; es decir, las altas tasas de recirculación pueden inducir corrientes de velocidad localizadas a lo largo del mecanismo de remoción de lodos. La generación de corrientes localizadas desestabilizará el sedimentador independientemente de su ubicación, a la entrada, en el efluente, o en la eliminación de lodos.

La velocidad máxima en la tubería de la alimentación es dependiente del diseño de entrada y no debe superar los 0.60 metros por segundo. Los puertos de salida del sedimentador deben estar situados lo más alto posible de la columna para contener la turbulencia en las partes superiores de la alimentación. Las salidas no deben extenderse más de 0.75 m por debajo del nivel de líquido a 0.9 m de la parte inferior del pozo de alimentación. Para una mejor calidad del efluente, se debe utilizar un dispositivo de disipación de energía para controlar y dirigir el flujo hacia la salida de la columna central. Por otra parte, es deseable que el afluente sea

descargado a una zona de dispersión de energía, que reorienta el flujo a una descarga tangencial horizontal. En ese caso, la velocidad de entrada se puede aumentar a 0.75 m/s y la parte inferior de los puertos de salida de la columna central estarán a una distancia de 1.0 m o menos de la superficie. La energía disipada de entrada (EDE), proporciona un flujo uniforme como se presenta en la Ilustración 4.2, y además, reduce la profundidad requerida de la alimentación.

Algunos diseños han utilizado compuertas móviles para modificar la velocidad. A largo plazo, el funcionamiento y la necesidad de este refinamiento debe considerarse cuidadosamente porque las experiencias del uso correcto son pocas. La profundidad de los orificios de salida, como se presenta en la Ilustración 4.3, debe limitarse a 0.8 m o menos para minimizar la profundidad de la alimentación. El volumen de la estructura de entrada EDE es pequeña, ya que su diámetro será de un 8 a 10% del sedimentador. El tiempo de residencia mínimo será de aproximadamente 8 a 10 segundos sobre la base de flujo máximo. El número de puertos de salida puede variar de 4 a 12 en los sedimentadores más grandes, éstos pueden ser colocados cada 1.2 o 1.5 m sobre el perímetro de energía disipada de entrada. También es importante proporcionar una parte inferior totalmente cerrada (incluyendo aberturas o puertos), para ampliar el flujo más allá de la abertura (aproximadamente 0.2 a 0.3 m), como se presenta en la Ilustración 4.3, para dirigir

completamente el flujo de entrada en un patrón horizontal y tangencial.

Actualmente, se favorece el uso de las entradas con disipación de energía tangencial dirigida. Pues proporciona un bajo esfuerzo de corte y bajo consumo de la energía de movimiento de circulación, lo que se traduce en una mejor sedimentación, ya que se utiliza la energía hidráulica para promover el crecimiento de flóculos en la zona de alimentación. La baja velocidad desarrollada por el flujo tangencial permite promover el crecimiento del flóculo, mejorando la calidad del efluente.

En la actualidad, no existe un consenso en cuanto a la velocidad de descenso máxima óptima, aunque los pozos de alimentación más grandes suelen reducir la velocidad promedio a menos de 1.0 metros por segundo. Se sugiere que la velocidad de descenso se limite a un valor de 0.75 m/s o menor a flujo máximo de alimentación y que la velocidad media sea menor o igual a 0.5 metros por segundo.

La profundidad del pozo de alimentación está en función de las condiciones de configuración y de operación del sedimentador. La Ilustración 4.4 presenta una aproximación para establecer la profundidad de alimentación. La profundidad mínima del pozo de alimentación es mayor o igual a 0.9 metros. La profundidad de alimentación debe ser menor o igual a 1.22 m para sedimentadores pequeños (15 m de

Tabla 4.2 Diseño del sedimentador características / interacciones.

Área de la superficie	Profundidad del agua en tramo recto
Pendiente de piso	Columna central y configuración de entrada
Configuración del vertedor	Diámetro y profundidad del pozo de alimentación
La velocidad de la rastra	Mampara Stamford / borde voladizo
Colocación de la tolva de lodos	Configuración de colector de lodos

Ilustración 4.2 Energía de disipación en la entrada e hidráulica de floculación en la mampara de alimentación

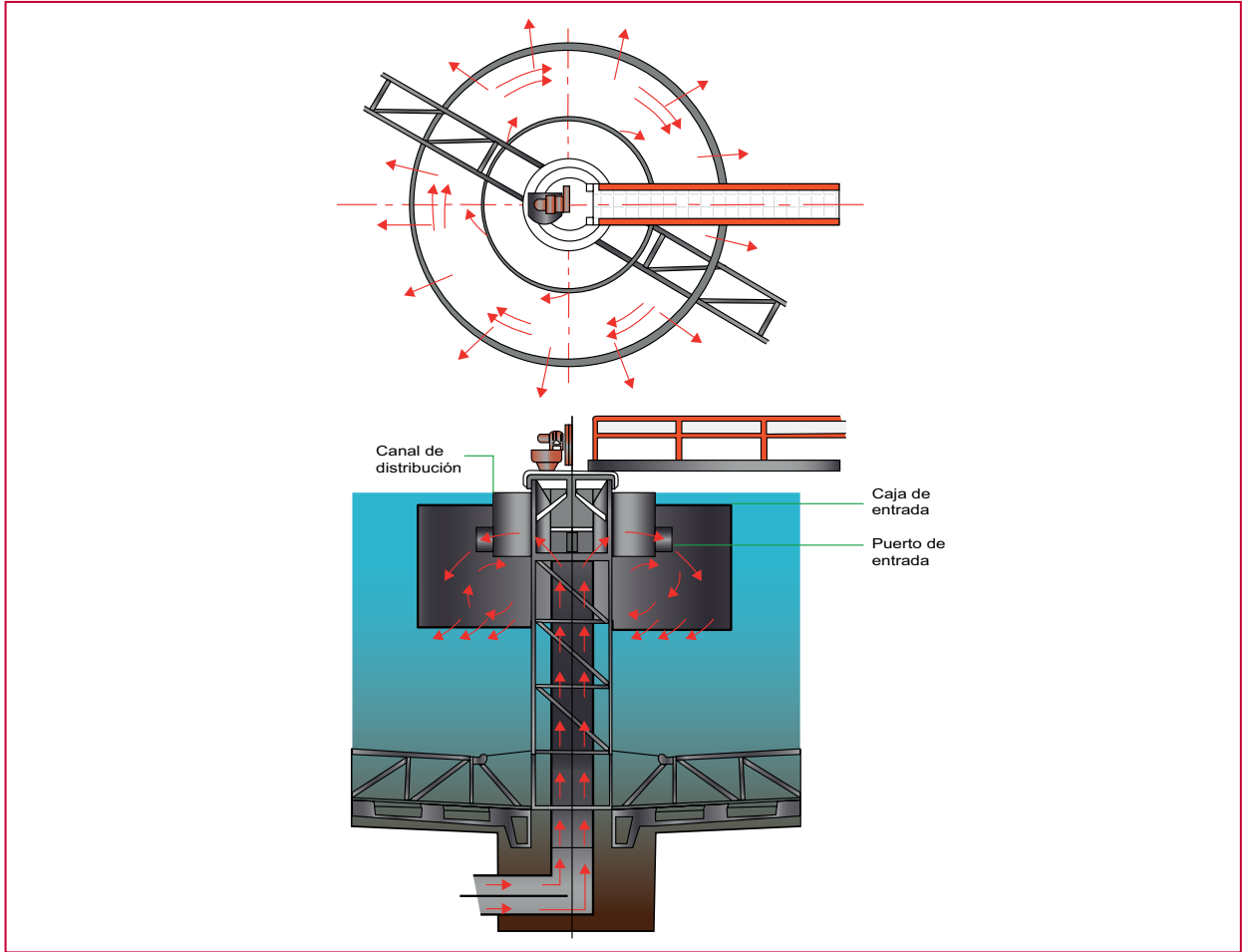
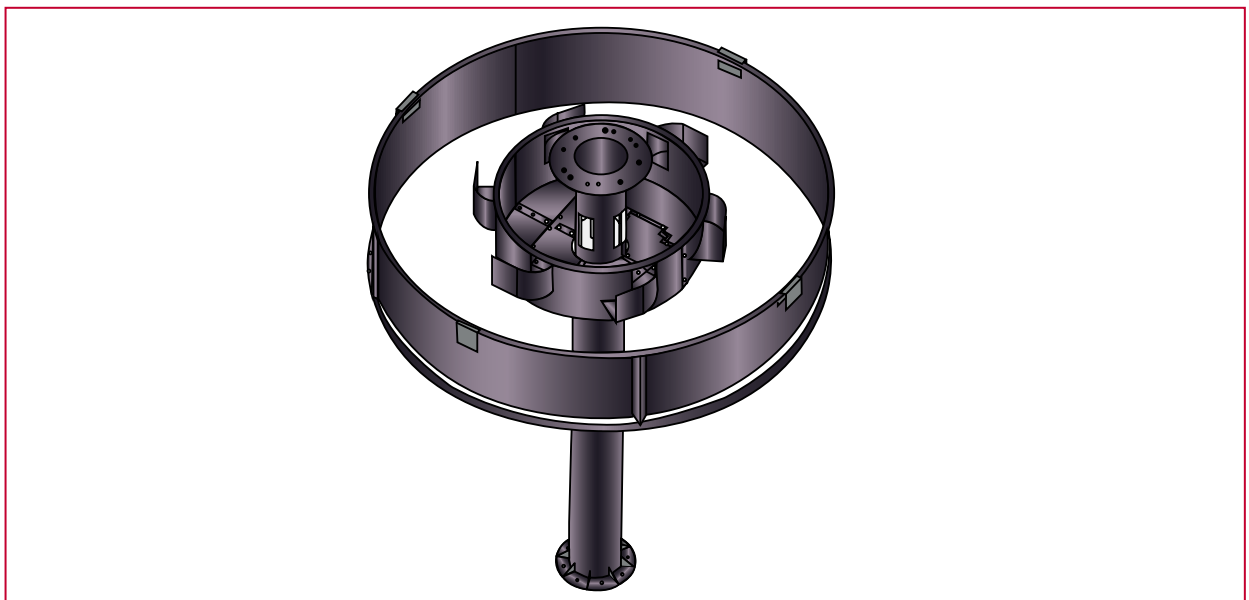


Ilustración 4.3 Disposición general de la estructura de entrada del sedimentador mejorado



diámetro) menor o igual a 1.8 m para unidades de hasta 60 m de diámetro. La decisión sobre la profundidad se debe basar en la profundidad del agua en la orilla (PAO) del sedimentador, la ZAC y la pendiente del fondo, lo que limita la socavación de los lodos, y el tipo de tasa de alimentación al sedimentador.

La alimentación en pozos profundos causa un manto de lodos excesivo a purgar, especialmente en los sedimentadores poco profundos y grandes. Para sedimentadores primarios, intermedios y finales de procesos de biopelícula fija, el flujo máximo del manto de lodos denso ( $d_v$ ) es esencialmente cero porque está por debajo de la profundidad del agua a la orilla. Los sedimentadores FP/CS y FP/LA pueden reducir su capacidad debido a la disminución del volumen de clarificación durante flujos pico. Por lo tanto, la práctica general es proporcionar un sedimentador más profundo o más grande.

Hoy en día se reconoce que los sedimentadores deben construirse más profundos cuando los

diámetros son más grandes, porque se disminuye la eficiencia de residencia hidráulicas que está en función de la relación diámetro/PAO (IAWQ, 1992). Los datos recopilados de sedimentadores de pulpa y papel por Erdman (1958) mostraron una relación entre la profundidad del agua en el centro del sedimentador (PACS) y la eficiencia, por lo tanto, en la Ilustración 4.5 se presentan los resultados de la PAO y la eficiencia de residencia hidráulica. Si bien es más económico utilizar sedimentadores más profundos, esto no siempre es posible, por lo que la tasa de desbordamiento debe ser modificada en función del PAO (zona de agua clara). Además, como demuestra la experiencia, un buen desempeño se puede lograr con las cargas superficiales, si se aplica la tasa hidráulica adecuada.

Por ejemplo, se han reportado relaciones entre la TD, PAO, y ZAC (IAWQ, 1992), para sedimentadores primarios (SP), sedimentadores primarios-espesadores (SP-E), sedimentadores intermedios (SI) y sedimentadores de FP con pendientes de piso mayores o iguales a 1:12.

Ilustración 4.4 Perfil de profundidades: flujos promedio y máximo

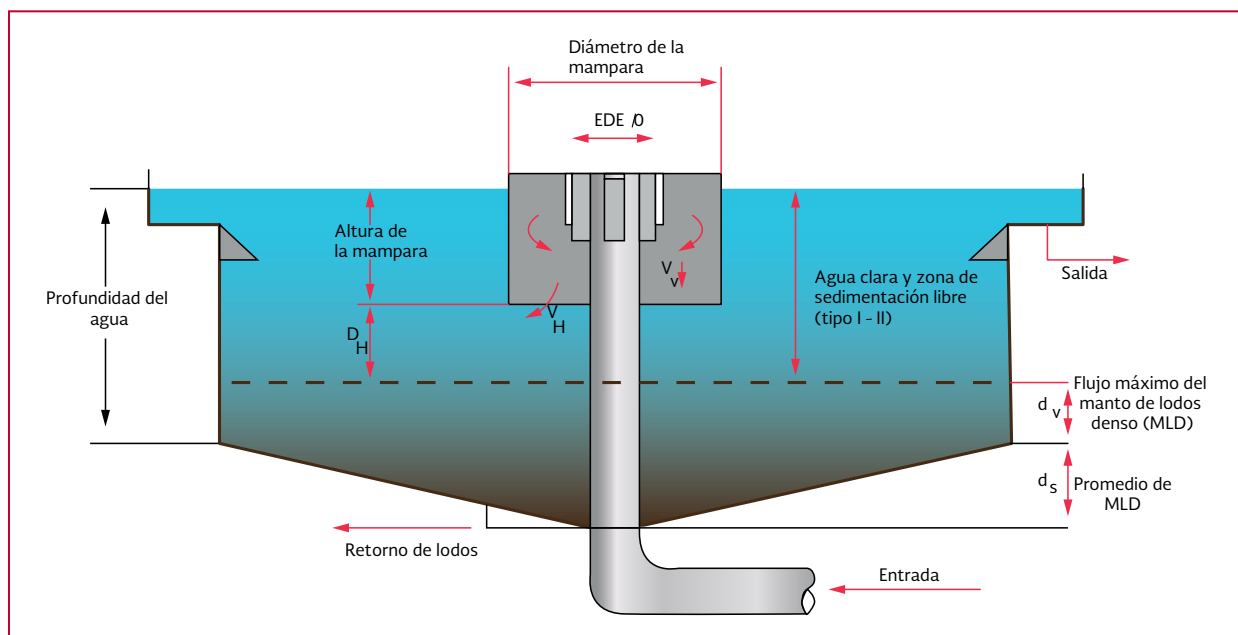
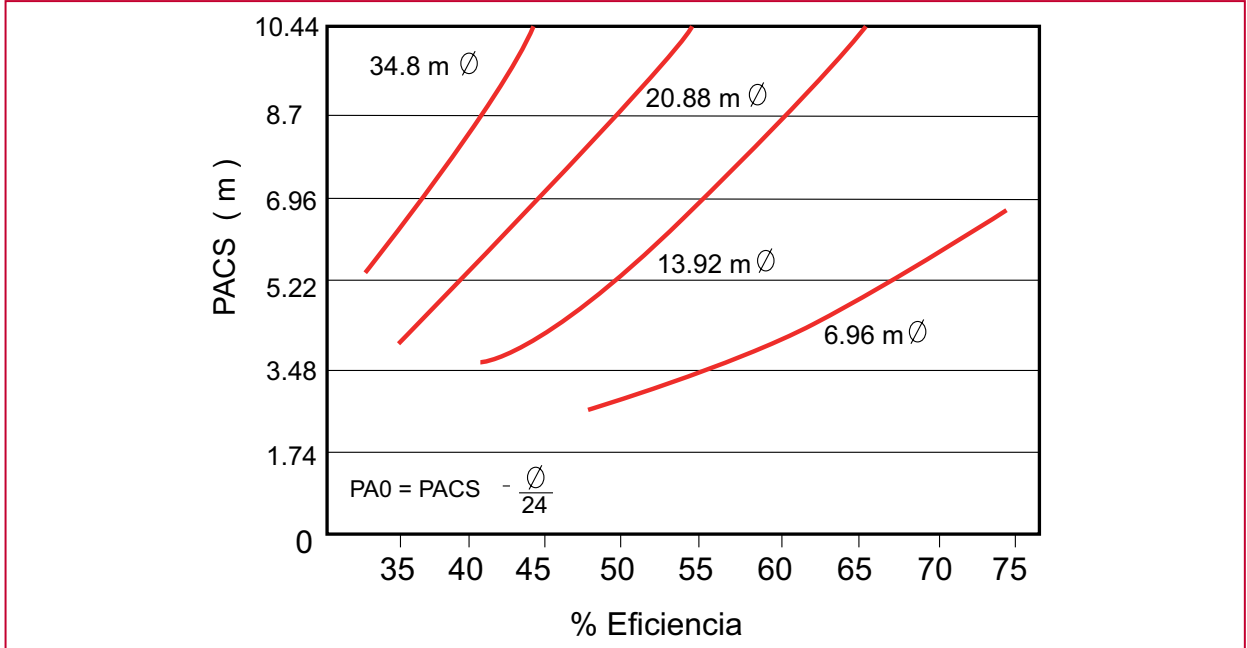


Ilustración 4.5 Eficiencia vs profundidad del agua en el centro del sedimentador (PACS)



$$\text{Máxima TD (m/h)} \leq 0.182 \text{ PAO}^2 \quad (\text{PAO} = 1.83 \text{ a } 3.05 \text{ m}) \quad \text{Ecuación 4.3}$$

$$\text{Promedio TD (m/h)} \leq 0.092 \text{ PAO}^2 \quad (\text{PAO} = 1.83 \text{ a } 3.05 \text{ m}) \quad \text{Ecuación 4.4}$$

$$\text{Máxima TD (m/h)} \leq 0.556 \text{ PAO} \quad (\text{PAO} = 3.05 \text{ a } 4.57 \text{ m}) \quad \text{Ecuación 4.5}$$

$$\text{Promedio TD (m/h)} \leq 0.278 \text{ PAO} \quad (\text{PAO} = 3.05 \text{ a } 4.57 \text{ m}) \quad \text{Ecuación 4.6}$$

Para FP/CS y FP-LA /con inclinación del suelo  $\geq$  01:12

$$\text{Máxima TD (m/h)} \leq 0.182 \text{ ZAC}^2 \quad (\text{ZAC} = 1.82 \text{ a } 3.05 \text{ m}) \quad \text{Ecuación 4.7}$$

$$\text{Promedio TD (m/h)} \leq 0.091 \text{ ZAC}^2 \quad (\text{ZAC} = 1.82 \text{ a } 3.05 \text{ m}) \quad \text{Ecuación 4.8}$$

$$\text{Máxima TD (m/h)} \leq 0.556 \text{ ZAC} \quad (\text{ZAC} = 3.05 \text{ a } 4.57 \text{ m}) \quad \text{Ecuación 4.9}$$

$$\text{Promedio TD (m/h)} \leq 0.278 \text{ ZAC} \quad (\text{ZAC} = 3.05 \text{ a } 4.57 \text{ m}) \quad \text{Ecuación 4.10}$$

Cuando se utilicen suelos planos (WEF, 1996) la tasa de desbordamiento permitida debe reducirse a 0.34 metros por hora. Esto compensa el claro reducido (DH) entre el pozo de alimentación y el manto de lodos. Sin embargo, un enfoque

alternativo es aumentar el PAO en un rango de 1.0 a 1.5 m (Parker, 1983 y 1991, y Parker y Stenquist, 1986) para mantener mayores tasas de desbordamiento. El espacio libre, DH, bajo el pozo de alimentación será entonces similar



para sedimentadores con pendiente y fondo liso. Mientras que la práctica general es diseñar sedimentadores más profundos para minimizar las superficies, las unidades superficiales pueden proporcionar un rendimiento equivalente al nominal adecuado. Las unidades existentes a menudo requieren la actualización de las entradas, de pozos de alimentación, de estructuras de efluentes, y de mecanismos de retiro de lodos para proporcionar un rendimiento óptimo y maximizar la capacidad (Albertson y Alfonso, 1995; Albertson y Hendricks, 1992, y WEF, 1992).

La inclinación del suelo será un factor significativo para proporcionar una buena sedimentación y la capacidad de procesar los sólidos sedimentados de una manera ordenada. En la Ilustración 4.6 se presentan las recomendaciones del manual de diseño, *Dewatering Municipal Wastewater Sludges* (EPA 1987), para la inclinación del suelo de los sedimentadores primarios. La inclinación del suelo también debe variar como una función de los requisitos de diseño y del tamaño del sedimentador. La pendiente cónica debe prever una profundidad mínima para evitar la formación de canales o cortocircuitos en la tolva de lodos. En la Tabla 4.3 se presentan pendientes mínimas para sedimentadores con sistemas de rastras.

Recientemente la mayoría de las experiencias revelaron que mejorar las prácticas de recolección, transporte y eliminación de lodos pueden dar lugar a una sedimentación eficiente y a un mejor manto de los lodos.

El arreglo de las mamparas de efluentes montados en la pared mejoró la capacidad y el rendimiento de los sedimentadores. El diseño de la mampara Lincoln utiliza una extensión

horizontal colocada en el interior de la parte inferior del canal de recolección montado en la pared, mientras que el diseño Stamford utiliza una mampara inclinada montada por debajo de los canales de recolección. Los resultados de las pruebas de mamparas Stamford (Semon, 1982) se presentan en la Ilustración 4.7 y demuestran que la capacidad operativa se amplió de 1.36 a 1.7 m/h sin una pérdida significativa de sólidos suspendidos por los vertedores. La Ilustración 4.8 presenta tres diseños de mamparas Lincoln/Stamford. La extensión horizontal recomendada de la mampara se define por:

$$\text{Mampara Stamford (mm)} = 460 \text{ mm} + 16.7 \text{ mm/m } (\varnothing-9 \text{ m})$$

$$\text{Mampara Stamford} \geq 460 \leq 1\ 200 \text{ mm}$$

Las extensiones o mamparas pueden ser o bien una parte de la artesa o una mampara separada montada en la pared. Esta debe ser colocada a una distancia suficiente por debajo de la superficie del agua de los sedimentadores secundarios para prevenir el crecimiento de algas en la superficie de la misma.

Para retirar los lodos del sedimentador secundario existen dos metodologías o equipos, una por medio de rastras y otras por succión (se requiere de una fuente de aire), sin embargo, el procedimiento de diseño determina la cantidad y la profundidad de los lodos a ser transportados y establece el mecanismo de retiro de los mismos. Así, si es de succión se calcula el diámetro del tubo y el flujo de aire requerido y si es del tipo de rastra se establecer el ángulo de acceso, su velocidad y su profundidad.

En sedimentadores con diámetros de 30 a 35 m que reciben altas cargas de SST es recomenda-

Ilustración 4.6 Recomendaciones para la configuración base del sedimentador primario

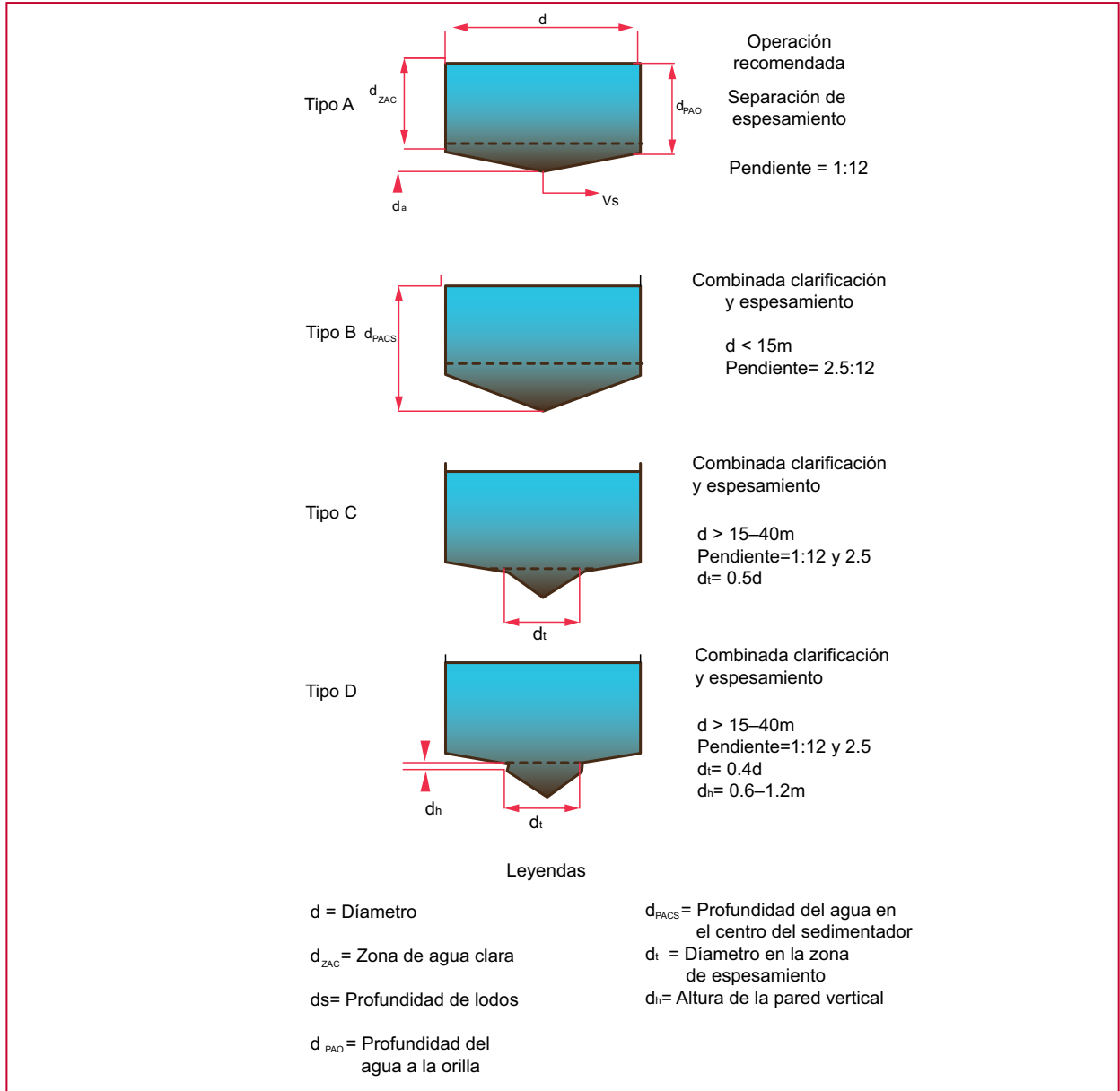


Tabla 4.3 Ejemplo del desnivel mínimo de los pisos vs diámetro de sedimentadores con raspadores

Diámetro, m	SP, SI, SFP <sup>a</sup>	Pendiente del piso, m/m SP-E <sup>b</sup>	FP/CS, FP/ LA
10	0.20:1.0	0.30:1.0	0.24:1.0
20	0.120:1.0	0.25: 1.0	0.14:1.0
30	0.083:1.0	0.20:1.0	0.100:1.0
40	0.083:1.0	0.05/0.2: 1.0	0.041/0.125:1.0
50	0.083:1.0	0.05/0.2: 1.0	0.041/0.125:1.0
60	0.083:1.0	0.05/0.2: 1.0	0.041/0.125:1.0

<sup>a</sup> El espesamiento de los lodos no se practica; SP = sedimentadores primarios, SI = sedimentadores intermedios y SFP = sedimentadores de filtro percolador. SP-E = sedimentadores primarios espesadores, FP = filtros percoladores, CS = contacto de sólidos LA = lodos activados

<sup>b</sup> Coespesamiento de lodos primarios y secundarios. La zona de espesamiento es el 50% del diámetro.

Ilustración 4.7 Mejora del sedimentador con mampara Stamford

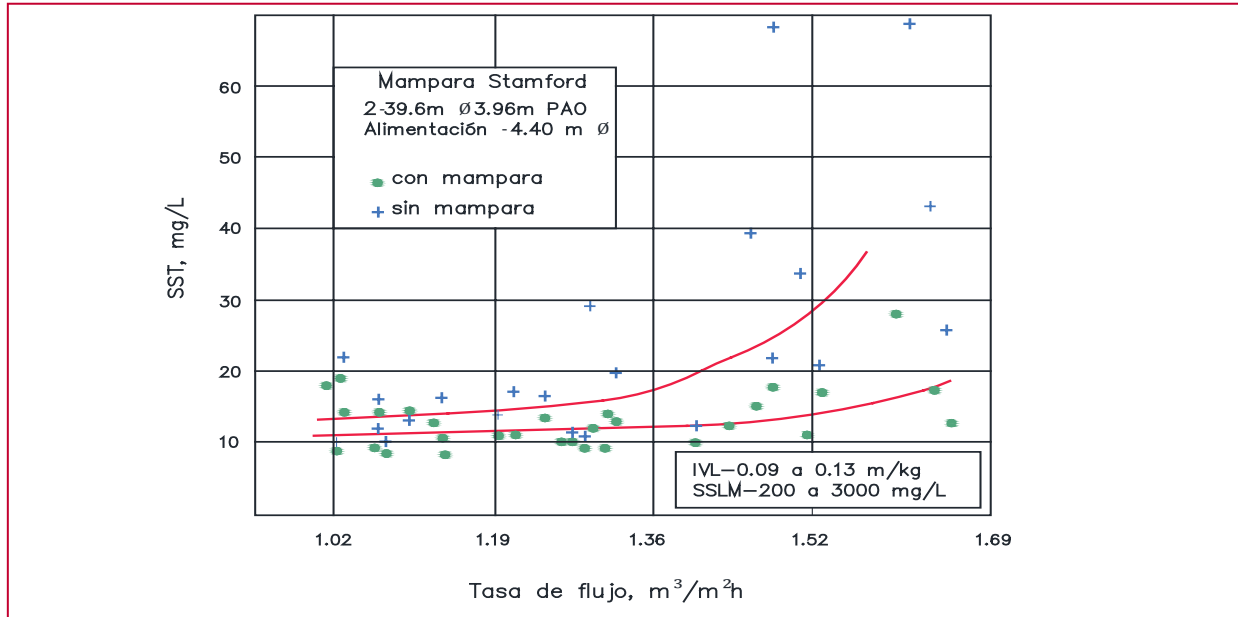
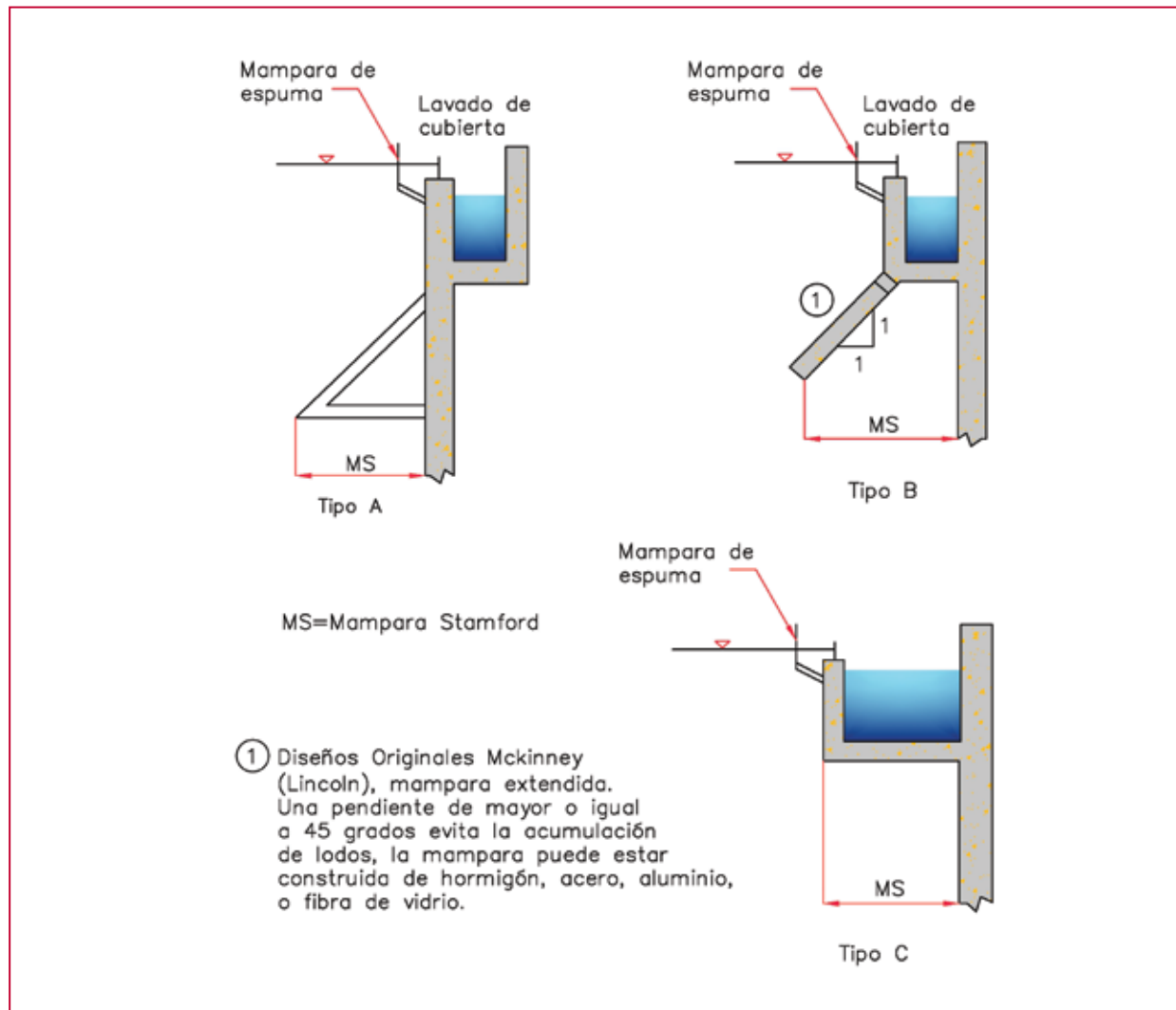


Ilustración 4.8 Arreglos de los deflectores McKinney (Lincoln) / Stamford



ble instalar cuatro brazos para ayudar al movimiento de los lodos hacia la tolva, a menudo se requieren para sedimentadores primarios que co-espesan lodos. Los dos brazos adicionales generalmente se extienden de un 25 a un 50 por ciento del diámetro del sedimentador. El tamaño y la ubicación de la tolva de lodos es importante para el rendimiento óptimo (Albertson, 1994) de un sedimentador secundario circular. La cantidad de los lodos a ser removidos aumenta geométricamente conforme se acercan a la tolva. Si la tolva está situada a un 10 por ciento del radio, el 99 por ciento de los lodos serán retirados. Si la tolva es demasiado pequeña, entonces las altas velocidades de salida pueden causar cortocircuitos a través de la capa de lodos.

Una tolva larga y estrecha que se extiende aproximadamente de 5 a 7 por ciento a 23 a 25 por ciento del radio del sedimentador proporciona mejores resultados. La zona de la tolva debe limitar la velocidad de salida del lodo de 1.5 a 3.0 metros por minuto. Para sedimentadores pequeños la velocidad no debe exceder 1.5 m/min para evitar los cortocircuitos. La relación entre longitud y anchura de la tolva se recomienda de 3 a 3.5:1. La profundidad de la tolva es menos significativa y se sugieren múltiples salidas (dos a cuatro) en la tubería para reducir el potencial de remolinos o vórtices y de cortocircuitos. En la Ilustración 4.9 se presenta un arreglo general de la tolva de lodos.

Los sedimentadores rectangulares y circulares correctamente diseñados, producirán un efluente equivalente, sin embargo, hay una preferencia general por diseños circulares para sedimentadores secundarios y para unidades más pequeñas. Hay referencias a la longitud/anchura del tanque rectangular, como criterio importante de diseño. En realidad, la longitud

puede ser el factor más importante para disipar la energía de entrada. Típicamente, los sedimentadores rectangulares deben tener una longitud mínima de 40 m y preferiblemente son de 60 a 80 metros. Los tanques más largos han demostrado consistentemente ser más eficientes.

Al igual que los tanques circulares, los rectangulares actuarán de manera más eficiente cuando se construyen con la profundidad adecuada. El incremento de la profundidad reduce la velocidad del flujo hacia adelante, por lo tanto, se produce una menor turbulencia.

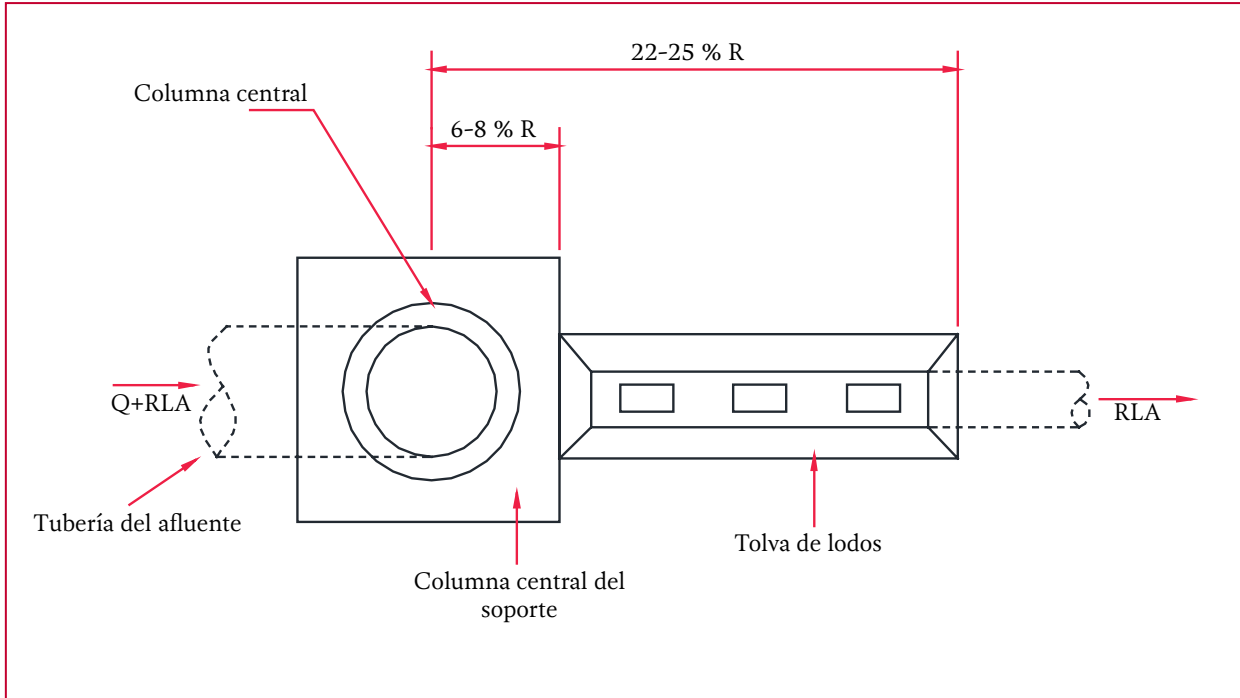
Debido a que los tanques más largos manejan más flujo, la profundidad también debería aumentar en función de la longitud para reducir la velocidad de flujo hacia adelante. La profundidad de los tanques más grandes (de 60 a 80 m) debe ser de 4.0 a 4.8 metros. La pendiente del suelo debe proporcionar al menos de 1.2 a 1.5 m de profundidad de lodos o manto de lodos, que tiene como punto inicial la unión piso/pared, esto en condiciones medias de carga. La tolva de lodos puede estar situada en el extremo inicial o entrada del agua, a un tercio o la mitad de la longitud o al final del tanque.

#### 4.4. EJEMPLOS DE DISEÑO

Se presenta un ejemplo de la integración de los diversos factores de diseño. La tabla 4.4 expone los requisitos de diseño para este ejemplo, mientras que la Ilustración 4.10 e Ilustración 4.11 presentan el tipo de sedimentador que será diseñado.

Se propone una pendiente simple del suelo de 1:12 metro por metro. El sedimentador secundario será diseñado sobre la base de la ZAC por encima de la profundidad máxima

Ilustración 4.9 Disposición general de la tolva de lodos



de lodos. Como se presenta en la Tabla 4.4, la máximo PAO disponible es 4.6 m y la tolerancia (preliminar) del  $d_V$  (Ilustración 4.4) para condiciones pico es de 0.7 m, dejando un ZAC de 4.6 a 0.7, o de 3.9 m. El diseño calculará la TD y la tasa de carga de lodo (VCL) permitida, en función del índice de volumétrico de lodos (IVL) y de los sólidos suspendidos en el retorno de lodo (RL).

$$TD_{MAX} = 0.556(3.9 \text{ m}) = 2.17 \text{ m/h}$$

$$TD_{PROM} = 0.278 (3.9 \text{ m}) = 1.08 \text{ m/h}$$

$$Total A_{MAX} = \frac{(2.20 \text{ m}^3/\text{s})(3600 \text{ s/h})}{(2.17 \text{ m/h})} = 3650 \text{ m}^2$$

$$Total A_{PROM} = \frac{(1.2 \text{ m}^3/\text{s})(3600 \text{ s/h})}{(1.08 \text{ m/h})} = 4000 \text{ m}^2 \text{ (guía)}$$

Tamaño de sedimentadores (preliminar):

$$\phi = \left[ \frac{4000 \text{ m}^2}{(3 \text{ unidades})(0.785)} \right]^{0.5} = 41.2 \text{ m}$$

$$3 = 41.5 \text{ m } \phi \text{ 4.6 m PAO}$$

Por lo tanto, se requieren 3 unidades con un diámetro de 41.5 m y una profundidad de tramo recto de 4.6 metros.

Con el dimensionamiento preliminar de los sedimentadores completado, se asumen un valor inicial de 0.7 m de profundidad para cambios programados en el flujo máximo del día ( $d_V$ ).

Durante condiciones de flujo promedio, la capa de lodos sería igual o inferior a la profundidad del agua ala orilla. Las condiciones de funcionamiento de los sedimentadores se presentan en la Tabla 4.4 y el cambio programado se determina para tres sedimentadores en línea. El desplazamiento máximo programado al día sería 0.49 m o menor que la suposición inicial de 0.7 metros. Con una ZAC de 4.1 m, el diámetro de los sedimentadores se reduciría a 41.0 m y el valor  $d_V$  será 0.50 metros. Los sedimentadores secundarios serán tres con diámetro de 41 m y profundidades de 4.6 metros. Revisando la TD permitida con una ZAC de 4.6 a 0.5 m ó 4.1 m, la TD máxima de diseño es de

2.27/2.00 m/h y en promedio de 1.28/1.09 (IAWQ, 1992).

La tasa de carga de lodos máxima al día es de 7.67 kg/m<sup>2</sup>d, por lo que Daigger (1995) estableció, con esta tasa y un IVL de 120 mL/g, una concentración de sólidos en la recirculación de 13 000 miligramos por litro. A una carga promedio de 5.27 kg/m<sup>2</sup>d, la concentración de sólidos en la recirculación puede ser de 15 000 miligramos por litro. Un colector de lodos bien diseñado será capaz de producir una concentración de 12 000 miligramos por litro.

La Columna Central (CC) y de salida:

$$CCV_{MAX} \leq 0.6 \text{ m/s}$$

$$(Q + RLA_{MAX}) = 0.973 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Puertos} = 125\% \text{ del área de la CC}$$

$$\text{Área} = \frac{0.973 \text{ m}^3/\text{s}}{0.60 \text{ m/s}} = 1.62 \text{ m}^2$$

$$\text{Diámetro CC} = 1.44 \text{ m (utilizar 1.45 m)}$$

$$\text{Área de los puertos} = \frac{(1.25)(1.62 \text{ m}^2)}{4 \text{ puertos}}$$

$$= 0.51 \text{ m}^2 \text{ cada uno}$$

Diseño de la columna del centro:

$$\text{Diámetro} = 1450 \text{ mm}$$

$$\text{Puertos } 4 = 750 \text{ mm profundidad}$$

$$\bullet 650 \text{ mm ancho}$$

Disipación de la energía de entrada:

$$(Q + RLA)_{PROM/MAX} = 0.60 \text{ a } 0.973 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Puerto } V_{PROM} / V_{MAX}$$

$$= 0.36 \text{ a } 0.61 \text{ m/s (0.36 m/s guía)}$$

$$\text{Profundidad} = 0.8 \text{ m}$$

$$\text{Área del puerto} = \frac{0.60 \text{ m}^3/\text{s}}{(8)(0.36 \text{ m/s})}$$

$$= 0.208 \text{ m}^2 \text{ cada uno}$$

Diseño de EDE:

$$\text{Tamaño} = 40 \text{ m} \bullet 0.8 \text{ m profundidad de agua}$$

$$8 \text{ Puertos} = 700 \text{ mm profundidad} \bullet 300 \text{ mm ancho}$$

Alimentación del Floculantes (Af)

$$\text{media/máxima } Q + RAS = \frac{0.60 \text{ a } 0.973 \text{ m}^3/\text{s}}{0.973 \text{ m}^3/\text{s}}$$

$$\text{media/máxima } V_v = 0.5 \text{ a } 0.75 \text{ m/min}$$

$$(0.75 \text{ m/min guía})$$

$$\text{Peso de alimentación } \phi = \left[ \frac{(0.973 \text{ m}^3/\text{s})(60 \text{ s/min})}{(0.75 \text{ m/min})(0.785)} \right]^{0.5}$$

$$= 9.6 \text{ m (utilizar 10.0 m)}$$

La profundidad mínima de Af sería la profundidad del puerto de EDE de 0.70 m + 0.75 a 0.9 m de espacio libre para la parte inferior de la alimentación, o 1.45 m mínimo y la profundidad tope es 1.6 metros.

El claro mínimo recomendado ( $D_H$ ) en el pozo de alimentación es:

$$D_H \text{ recomendado} = \frac{(10.0 \text{ m}^2)(0.785)}{(0.9V_H/V_V)(10.0 \text{ m})(3.14)} = 2.78 \text{ m}$$

El  $D_H$  máximo disponible es de

$$\text{Disponible } D_H = PAO - d - Af_D$$

$$= 4.6 - 0.5 - 1.45 = 2.65 \text{ m}$$

Por lo tanto, la alimentación será de 10.0 m de diámetro por 1.45 m de profundidad. El objetivo de tener  $0.9 V_H/V_V$  de velocidad a la máxima  $d_v$  no se podría lograr. La profundidad del pozo de alimentación de flujo máximo fomentará la limpieza del manto de lodo a causa de los valores altos de la velocidad ( $V_H$ ).

El volumen del pozo de alimentación con diámetro de 10.0 m y con 4.6 m de PAO es 361 m<sup>3</sup>. Este volumen proveerá 6.2 minutos de residencia para la floculación de los SST a 0.973 m<sup>3</sup>/s y 15 minutos con un caudal medio de 0.6 metros cúbicos por segundo.

El diseño será un solo vertedor montado en la artesa o en la pared interior como una mampara

Tabla 4.4 Diseño de base para sedimentadores primarios y secundarios

	Promedio diario	Máximo del día
Flujo m <sup>3</sup> /s	0.400	0.733
RLA, en m <sup>3</sup> /s	0.165	0.240
SSTLM, mg/L	3 500	2 960
RSS, mg/L	12 000	12 000
IVL, mg/L	120	120
TD, m/h	1.07	1.96
VCL, kg/m <sup>2</sup> d	5.27	7.67
Inv. cambiar, kg <sup>a</sup>	0	6 300
Inv. cambiar la profundidad, (d <sub>v</sub> ), m <sup>b</sup>	0	0.49

<sup>a</sup> Inv, turno =  $(3.5-2.96 \text{ kg/m}^3) (35\ 000 \text{ m}^3) / 3 = 6\ 300 \text{ kg}$ .

<sup>b</sup> Inv. Profundidad turno =  $(6\ 300 \text{ kg}) / (12 \text{ kg/m}^3) (0.8) (42.5 \text{ m}^2) (0.785) = 0.49 \text{ m}$ .

RLA = Retorno de lodo activado, SSTLM = sólidos suspendidos Totales en el licor mezclado, RSS = retorno de sólidos suspendidos, IVL = índice de volumen de lodos TD = tasa promedio de derrame VCL = velocidad de la carga de lodos

Ilustración 4.10 Estructura general de un sedimentador mejorado de aguas residuales

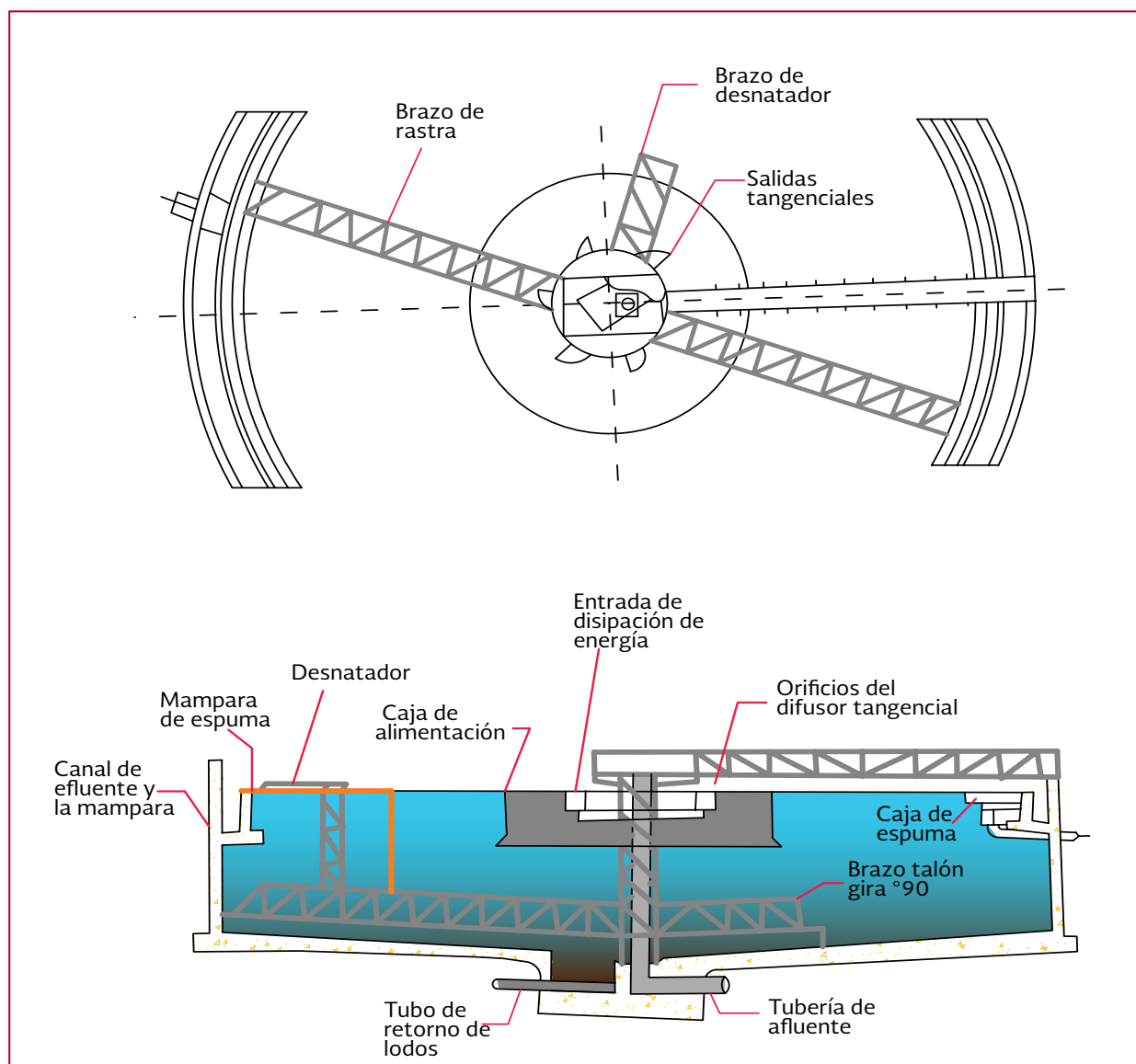
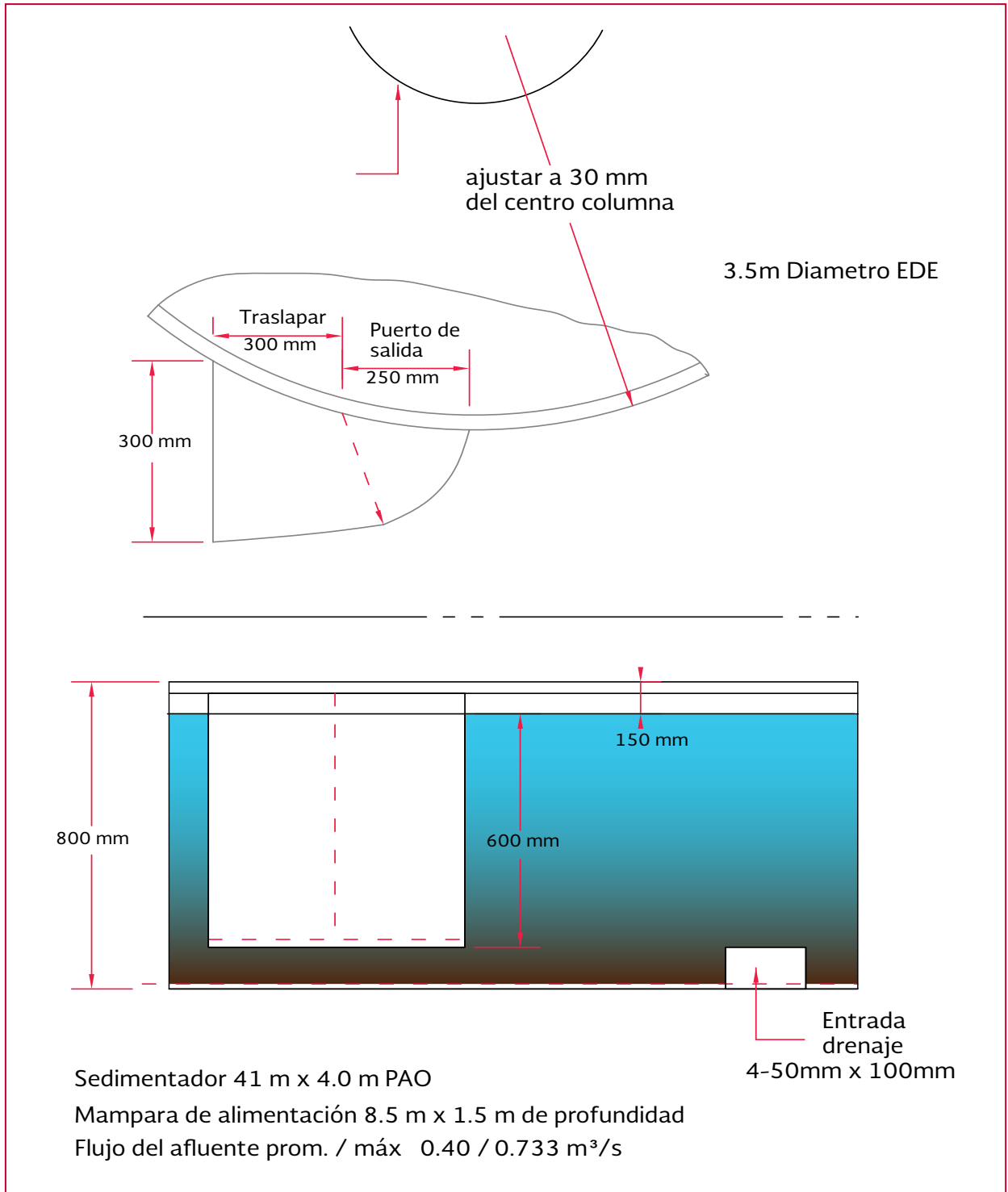


Ilustración 4.11 Energía disipada de entrada (EDE) en el sedimentador primario





Lincoln/Stamford. La proyección horizontal (MS) de la mampara de lavado (Ilustración 4.8) será tipo C

$$\text{Mampara Stamford} = 460 + 1.67 \text{ mm/m} \\ (41 \text{ m} \phi - 9 \text{ m}) = 994 \text{ mm (utilizar 1 000 mm)}$$

El suelo del sedimentador sería atravesado por dos rastras de diámetro completo y dos más de medio diámetro. La profundidad de las rastras se estrecha desde 250 mm en la pared a 750 mm en la tolva de lodos siguiendo los procedimientos de diseño establecidos por Albertson y Okey (1992).

Se sugiere un variador de velocidad con un rango de velocidad de punta de 3 y 7 metros por minuto. La rastra podrá operar a velocidad más alta cuando los mantos superan la zona cónica, lo que reduce la ZAC y la capacidad de clarificación. Los requisitos de transporte y por lo tanto la velocidad de la rastra, pueden cambiar debido a la VCL, al IVL y a los sólidos suspendidos totales.

La tolva de lodos del sedimentador, con diámetro de 41 m, puede procesar un máximo de 0.24

m<sup>3</sup>/s de lodo de recirculación. El sedimentador es de tamaño intermedio y tiene un PACS-PAO de 1.7 metros. La velocidad seleccionada de recirculación de lodos en el plano de la tolva (Ilustración 4.9) fue de 0.73 m/s sobre una base menor o igual a 1.5 (PACS-PAO).

El diseño de la tolva es:

$$\text{Área} = \frac{(0.24 \text{ m}^3/\text{s})(60 \text{ s}/\text{min})}{2.4 \text{ m}/\text{min}} = 6 \text{ m}^2 \\ \text{Ancho} = \frac{6 \text{ m}^2}{3.5 \text{ m}} = 1.71 \text{ m}$$

El tamaño de la tolva es de 1.3 m de ancho x 4.6 m de largo x 0.75 m de profundidad. La tubería de recirculación es de 600 mm de diámetro para una velocidad de flujo de 0.85 m/s, por lo que se requieren tres aberturas uniformemente espaciadas, cada una con una superficie de 94 248 mm<sup>2</sup> (307 mm x 307 mm o área equivalente).

Los sedimentadores circulares son los más comunes, y además, la descarga de las rastras a la tolva central produce un desbordamiento máximo de sólidos y minimiza el flujo de sólidos hacia el efluente.

## CONCLUSIONES

La información presentada en este libro de diseño de plantas de tratamiento de aguas residuales municipales mediante procesos de oxidación bioquímica con biomasa fija brinda los componentes básicos de diseño de los filtros percoladores que son; el sistema de distribución, el medio de soporte, el sistema de drenaje, la estructura de contención, la estación de bombeo de transferencia y el sedimentador secundario.

Además, existen factores que se deben considerar tales como: la composición de las aguas residuales, la tratabilidad de las aguas residuales, el pretratamiento, el tratamiento primario, la recirculación, las cargas hidráulicas y orgánicas, la ventilación, la temperatura, el tipo de medio y la profundidad del filtro percolador, que están relacionados entre sí, por lo que sus efectos individuales y combinados deben ser considerados en el proceso de diseño.

Como parte de la guía de diseño el libro presenta modelos y formulaciones que correlacionan datos de los factores del proceso que modifican el rendimiento del filtro percolador, entre ellos están: los factores hidráulicos, los tiempos de residencia, la carga orgánica y la transferencia de masa. Se debe tener en cuenta que son aproximaciones. Es decir, las formulaciones no son universales y, en muchos casos, son adecuaciones sólo para la proyección del sitio en específico.

Los filtros percoladores se pueden emplear para eliminar  $N-NH_4$  del efluente, en el diseño se debe tener en cuenta que el proceso de nitrificación es sensible a la disponibilidad de oxígeno, a altas o bajas temperaturas, a la configuración de los medios, al sistema hidráulico, a la toxicidad, al pH bajo y a bajos niveles de alcalinidad.

Se debe contemplar en el diseño del filtro percolador, un pretratamiento adecuado, para mejorar el funcionamiento del filtro percolador y por lo tanto, la eficiencia y la calidad del efluente.

En el libro se presentan consideraciones de diseño tales como: la construcción de paredes, domos, drenajes, especificaciones de los medios filtrantes, sus soportes, canales recolectores (para el control de moscas y encharcamientos en el filtro), ecuaciones, parámetros y ejemplos de diseño.

El diseño de biodiscos va encaminado a la remoción de materia orgánica, la nitrificación, o la eliminación combinada de DBO/ nitrógeno amoniacal.

Las consideraciones de diseño del proceso contemplan; la superficie de los medios, el pH y el equilibrio de nutrientes, las sustancias tóxicas o sustancias inhibitoras, la transferencia de oxígeno, el flujo como una variabilidad de carga, la temperatura de operación y el exceso de producción de biomasa.

Las consideraciones de diseño físico contemplan el arreglo de biodiscos, el volumen del tanque, el control del flujo hidráulico, el medio de soporte, el sistema de movimiento o giro del biodisco, el control de biomasa y los tipos de cubierta.

El diseño de biodiscos para la remoción de materia orgánica comprende métodos, modelos predictivos, ecuaciones, curvas de diseño publicadas por fabricantes de RCB y ejemplos como material de apoyo en el diseño.

Dentro de la planificación para la construcción del biodisco es esencial una buena distribución física, el diseñador debe considerar accesos para la operación y el mantenimiento de los equipos, para necesidades futuras de crecimiento de la planta y acceso a grúas para el posible remplazo de los ejes del RCB o para su reparación.

Por lo que, este libro está desarrollado para que se puedan comprender plenamente los principales parámetros de diseño, que se emplean en los procesos de filtros percoladores, biodiscos y sus limitaciones.

Finalmente, en un último capítulo se aborda el concepto de sedimentación, los cuatro tipos que existen y en que partes se presentan en una PTAR. Se explica brevemente como están constituidos y los componentes que los conforman, y además, se presenta un ejemplo de diseño.



## BIBLIOGRAFÍA

- Albertson, O.E. (1989a) Slow Down That Trickling Filter! *Opero Forum*, 6, 1, 15.
- Albertson, O.E. (1989b) Slow-Motion Trickling Filters Gain Momentum. *Opero Forum*, 6, 8, 29.
- Albertson, O.E. (1990) Know Your ARs from Your ks. Unpublished paper available from Enviro Enterprises, Inc., Box 84312, Salt Lake City, UT 84165-0312.
- Albertson, O.E. (1991) Improving the Rapid Sludge Removal Collector. *Proc. Water Pollut. Control Fed. 64th Annu. Conf Exposition, Toronto, Ont., Can.*
- Albertson, O.E. (1991) Update: SK Concept and Electrically Driven Distributors. Discussion prepared for designers, operators, and owners. Unpublished.
- Albertson, O.E. (1992) U.S. Pat Nos. 5,096,588 and 5,160,435.
- Albertson, O.E. (1994) Sludge Hopper Design for Activated Sludge Clarifiers. *Proc. Conf Environ. Eng., Am. Soc Civ. Eng., Boulder, Colo.*
- Albertson, O.E. (1995) Excess Biofilm Control by Distributor Speed Modulation. *J. Environ. Eng.*, 121 (4), 330.
- Albertson, O.E., and Alfonso, P. (1995) Clarifier Performance Upgrade. *Water Environ. Technol.*, 7, 3, 56.
- Albertson, O.E., and Davies, G. (1984) Analysis of Process Factors Controlling Performance of Plastic Bio-Media. Paper presented at 57th Annu. Conf. Water Pollut. Control Fed., New Orleans, LA.
- Albertson, O.E., and Eckenfelder, w.w. (1984) Analysis of Process Factors Affecting Plastic Media Trickling Filter Performance. Paper presented at 2nd Int. Conf. on Fixed Film BioI. Processes, Washington, D.C.
- Albertson, O.E., and Hendricks, P. (1992) Bulking and Foaming Organism Control of Phoenix, AZ, WWTP. *Water Sci. Technol.*, 26,3,461.
- Albertson, O.E., and Okey, R.W. (1988) Trickling Filters Need to Breathe Too. Paper presented at Iowa Water Pollut. Control Fed. Meeting, Des Moines, Iowa.
- Albertson, O.E., and Okey, R.W. (1989) Procedure developed for American Surfpac Corp. for sizing dual- purpose towers. Unpublished.
- Albertson, O.E., and Okey, R.W. (1992) Evaluating Scraper Designs. *Water Environ. Technol.*, 4, 1,62. Albertson, O.E., and Walz, T. (1997) Optimizing Primary Clarification and Thickening. *Water Environ.*
- Albertson, O.E., and Okey, R.W. (1992) Wastewater Characterization and Data Analysis. Paper presented at the Utah Water Environ. Fed. Meeting, Sto George, Utah.
- Albertson, O.E., *et al.* (1992) Expansion and Upgrading of Columbus, OH, WWTPs to

- Advanced Wastewater Treatment. *Water Sci. Technol.*, 25, 4, 1. *Am. Soc. Civ. Eng.*, 98, 471.
- American Public Health Association; American Water Works Association; and Water Environment Federation (1995) *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. 19th Ed., Washington, D.C.
- American Surfpac Corporation (1984) Process designs provided by O. Albertson, Enviro Enterprises, Salt Lake City, Utah, for Wauconda, Ill., and Buckeye Lake, Ohio.
- Ames, W.F., *et al.* (1962) Transient Operation of the Trickling Filters. *J. Sanit. Eng. Div., Proc. Am. Soc. Civ. Eng.*, 88, 21.
- Anderson, N.E. (1945) Design of Final Settling Tanks for Activated Sludge. *Sew. Works J.*, 17, 1, 50.
- Antonie, R.L. (1976) *Fixed Biological Surfaces-Wastewater Treatment*. CRC Press, Boca Raton, Fla.
- Archer, E., and Robinson, L. (1970) *Handbook of Trickling Filter Design*. Public Works Journal Corp., Ridgewood, N.J.
- Argaman, Y., and Kaufman, W.J. (1970) Turbulence and Flocculation. I. *Sanit. Eng. Div., Proc. Am. Soc. Civ. Eng.*, 96, 223.
- Aspegren, H., *et al.* (1992) Nitrifying Trickling Filters. A Pilot Study of Malmo, Sweden. *Malmo Water and Sew. Works, Malmo, Swed.*
- Atkinson, B., *et al.* (1963) Recirculation, Reaction Kinetics, and Effluent Quality in a Trickling Filter Flow Model. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 35, 1307.
- Aurelio Hernández Muñoz (1994) *Depuración de Aguas Residuales*, Madrid, España, ISBN: 84-380-0077-0, 521-525, 590-591
- Balakrishnan, S., *et al.* (1968) Unpublished report.
- Balakrishnan, S., *et al.* (1969) Organics Removal by a Selected Trickling Filter Media. *Water and Wastes Eng./Ind.*, Jan./Feb., A-22.
- Barth, E.F., and Bunch, R.L. (1979) Biodegradation and Treatability of Specific Pollutants. EPA-600/9-79-034.
- Baxter and Woodman, Inc. (1973) Report Prepared for Sanitary District of Bloom Township on Pilot Studies Carried out to Study Nitrification. Chicago Heights, Ill.
- Benjes, H.H., Jr. (1977) Small Community Wastewater Treatment Facilities-Biological Treatment Systems. Prepared for U.S. EPA Technol. Transfer Natl. Seminar Small Wastewater Treat. Syst., Culpl Wesner/Culp, El Dorado Hills, Calif.
- Benzie, W., *et al.* (1963) Effects of Climatic and Loading Factors on Trickling Filter Performance. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 35, 445.
- Billmeier, E. (1988) The Influence of Blade Height on the Removal of Sludge from Activated Sludge Settling Tanks. *Water Sci. Technol.*, 20, 4, 165.
- Boller, M., and Gujer, W. (1986) Nitrification in Tertiary Trickling Filters Followed by Deep Bed Filters. *Water Res. (G.B.)*, 20, 1363.
- Boyle, W.H. (1975) Don't Forget Sidewater Depth. *Water Waste Eng.*, 32.
- Brenner *et al.* (1984) Design Information on Rotating Biological Contactors. EPA-600/2-84-106, U.S. EPA, Cincinnati, Ohio.
- Brown and Caldwell (1978) Fixed Growth Reactors for Municipality of Metropolitan Seattle. West Point Pilot Study, Vol. III, Seattle, Wash.
- Brown and Caldwell Consultants (1975) Report on Tertiary Treatment Pilot Plant Studies, City of Sunnyvale, California. Walnut Creek, Calif.
- Brown and Caldwell Consultants (1978) Fixed Growth Reactors for Municipality of Me-

- tropolitan Seattle. In West Point Pilot Plant Study, Vol. 111, Walnut Creek, Calif.
- Bruce, A.M., and Boon, A.G. (1971) Aspects of High Rate Biological Treatment of Domestic and Industrial Waste Waters. *Water Pollut. Control (G.B.)*, 70, 5, 487.
- Bruce, A.M., and Merkens, J.C. (1970) Recent Studies of High Rate Biological Filtration. *Water Pollut. Control (G.B.)*, 2 449.
- Bruce, A.M., and Merkens, J.e. (1973) Further Studies of Partial Treatment of Sewage by High-Rate Biological Filtration. *Water Pollut. Control (G.B.)*, 5 499.
- Bruce, A.M., *et al.* (1970) Research Development in High-Rate Biological Treatment. *J. Inst. Public Health Eng.*
- Bruce, A.M., *et al.* (1975) Pilot-Scale Studies on the Treatment of Domestic Sewage by Two-Stage Biological Filtration-With Special Reference to Nitrification. *Water Pollut. Control (G.B.)*, 80.
- Bryan, E.H. (1962) Two Stage Biological Treatment: Industrial Experience. Proc. 11th South. Munic. Ind. Waste Conf, Univ. N.C., Chapel Hill, 136.
- Bryan, E.H. (1983) Development of Synthetic Media for Biological Treatment of Municipal and Industrial Wastewaters. In *Fixed Film Biological Processes for Wastewater Treatment*. Noyes Data Corp., Park Ridge, N.J.
- Bryan, E.H., and Moeller, D.H. (1960) Aerobic Biological Oxidation Using Dowpac. Paper presented at the Third Biol. Waste Treat. Conf., Manhattan Coll., Riverside, N.Y.
- Buttz, J. (1992) Laguna WWTP-Secondary Clarifier Stress Test. Rep. to City Santa Rosa, Calif., CH2M Hill, Oakland, Calif.
- Chen, G.H., *et al.* (1989) Modeling of the Simultaneous Removal of Organic Substances and Nitrogen in a Biofilm. *Water Sci. Technol. (G.B.)*, 21 790.
- Chipperfield, P.N.J. (1968) The Development, Use and Future of Plastics in Biological Treatment. In *Afluent and Water Treatment*. 4th Ed., 60.
- Chou, C.C. (1978) Oxygen Transfer Capacity of Clean Media Pilot Reactors at South Shore. Autrotrol Corp. memorandum, Milwaukee, Wis.
- Clark, J.H., *et al.* (1978) Performance of a Rotating Biological Contactor under Varying Wastewater Flow. I. *Water Pollut. Control Fed.*, 50, 896.
- Cook, E.E., and Kincannon, D.F. (1971) An Evaluation of Trickling Filter Performance. *Water Sew. Works*, April, 90.
- Communication regarding effects of flooding on snail population.
- Crine, M., *et al.* (1990) Evaluation of the Performances of Random Media in Aerobic Trickling Filters. *Water Sci. Technol.*, 22 (112), 227.
- Culp, G. (1963) Direct Recirculation of High Rate Trickling Filter Effluent. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 35, 742.
- Daigger, G.T. (1995) Development of Refined Clarifier Operating Diagrams Using an Updated Settling Characteristics Database. *Water Environ. Res.*, 67, 95.
- Daigger, G.T., and Roper, R.E. (1985) The Relationship Between SVI and Activated Sludge Settling Characteristics. I. *Water Pollut. Control Fed.*, 57, 859.
- Daigger, G.T., CH2M Hill, Denver, Colorado (1992) Response to reviewer's comments on effects of nozzles for the Hillsboro, Oreg., wastewater treatment plant pilot study.
- Daigger, G.T., *et al.* (1984) A Comparative Evaluation of Trickling Filter Media Performance: Effluent Quality. Paper presented at 2nd Int. Conf. on Fixed Film Biol. Processes, Arlington, Va.



- Darby, w.A. (1939) Flocculation in Theory and Practice. Water Works Sew., June.
- Das, D., et al. (1993) Floc Breakup in Activated Sludge Plants. Water Environ. Res., 65, 138.
- Daviss, M.R.Y. (1951) Alternating Double Filtration at Works of Birmingham Tame and Rea District Drainage Board. Sew. Ind. Wastes, 23 (4), 437.
- Deis, G., et al. (1985) Modular Plastic Media for Shallow Bed Trickling Filter Applications. Paper presented at Specialty Conf. on Environ. Eng., Am. Soc Civ. Eng., Environ. Eng. Div., Boston, Mass.
- Dick, R.L (1976) Folklore in the Design of Final Settling Tanks. I. Water Pollut. Control Fed., 48, 633. Eimco PMD (1974) Technology and Development Report on Activated Sludge Flocculation (Internal report). Salt Lake City, Utah.
- Doran, M.D., Strand Associates, Inc., Madison, Wis. (1994) Personal Communication.
- Envirex, Inc. (1989) Specific RBC Process Design Criteria. Waukesha, Wis.
- Dow Chemical Company (1962) Some Performance Characteristics of Waste Oxidation Trickling Filters. Internal Rep. PF604-4 by R.D. Riggs, Midland, Mich.
- Dow Chemical Company (1964) Surfpac Process Evaluations. Rep. AA-1925, Midland, Mich. Dow Chemical Company (circa 1965) Discussion and Examples on Water Cooling in Surfpac Biol. Oxidation Media, Midland, Mich.
- Dow Chemical Company (1966) Performance Comparison Between Close-Space Media and Surfpac. Internal Rep. AA2226 by J.G. Sak, Midland, Mich.
- Dow Chemical Company (1967) Internal Rep. on Pilot Testing High-Density VFC Media Conducted at Sedalia, Mo.
- Drury, D.D., et al. (1986) Evaluation of High Density Crossflow Media for Rehabilitating an Existing Trickling Filter. J. Water Pollut. Control Fed., 58, 364.
- Dubuque, Iowa (1991) Pilot studies conducted by the city of Dubuque, Iowa.
- Duddles, G.A., and Richardson, S.E. (1973) Application 01 Plastic Media Trickling Filters for Biological Nitrification Systems. EPA-R2173-199, U.S. EPA, Cincinnati, Ohio.
- Duddles, G.A., et al. (1974) Plastic Medium Trickling Filters for Biological Nitrogen Control. J. Water Pollut. Control Fed., 46, 937.
- Eckenfelder, w.w. (1961) Trickling Filtration Design and Performance. J. Sanit Eng. Div., Proc. Am. Soco Civ. Eng., 87, 33.
- Eckenfelder, w.w. (1963) Trickling Filter Design and Performance. Part III. Trans. Am. Soco Civ. Eng., 128,371.
- Eckenfelder, W.W. (1966) Industrial Water Pollution Control. McGraw-Hill, Inc., New York, N.Y. Eckenfelder, w.w., and Barnhart, W. (1963) Performance of a High-Rate Trickling Filter Using Selected Media. J. Water Pollut. Control Fed., 35, 1535.
- Eckenfelder, W.W. (1966) Industrial Water Pollution Control. McGraw-Hill, Inc., New York, N.Y. Eckenfelder, w.w., and Barnhart, W. (1963) Performance of a High-Rate Trickling Filter Using Selected Media. J. Water Pollut. Control Fed., 35, 1535.
- Eden, G.E., et al. (1964) Measurement and Significance of Retention in Percolating Filters. J. Proc., Inst. Sew Purif., 513.
- Eden, G.E., et al. (1966) Biological Filtration Using Plastic Filter Medium. J. Proc., Inst. Sew. Purif., 562. Edmonson, J.H., and Goodrich, S.R. (1943) Further Experiments on Nitrification and Recirculation in Trickling Filters. J. Proc., Inst. Sew. Purif., 2, 17.
- Egan, J.T., and Sandlin, M. (1960) Evaluation of Plastic Trickling Filter Media. Ind. Wastes (Chicago), 5 (4),71.

- Envirex, Inc., Waukesha, Wis. (1992) Personal Communication.
- Erdman, A. (circa 1958) Internal Rep. on Effect of DEW/Dia Ratio on Clarification Efficiency. Dorr- Oliver, Stamford, Conn.
- Figueroa, L., and Silverstein, J. (1988) The Effect of Particulate BODs on Nitrification in a Biofilm Process. Paper presented at the Rocky Mountain Water Pollut. Control Assoc. Annu. Conf., Snowmass, Colo.
- Figueroa, L., and Silverstein, J. (1991) Pilot-Scale Trickling Filter Nitrification at the Longmont WWTP. Proc. Environ. Eng. Specialty Conf., Am. Soc Civ. Eng., Reno, Nev.
- Fischer, A.J., and Hillman, A. (1940) Improved Sewage Clarification by Pre-Flocculation Without Chemicals. Sew. Works J., 12,280.
- Galler, W.S., and Gotaas, H.G. (1964) Analysis of Biological Filter Variables. J. Sanit. Eng. Div., Proc. Am. Soc Civ. Eng., 90, (6), 59.
- Gerlich, J.E. (1967) Better Than the Pilot Model. Am. City., October.
- Germain, J.E. (1966) Economical Treatment of Domestic Waste by Plastic-Medium Trickling Filters. J. Water Pollut. Control Fed., 38, 192.
- Gonenc, L.E., and Harremoës, P. (1981) Nitrification in Rotating Disc Systems-L Criteria for Transition From Oxygen to Ammonia Rate Limitations. Water Res. (G.B), 19 (9), 1119.
- Gonenc, L.E., *et al.* (1985) Nitrification in Rotating Disc Systems. 1. Criteria for Transition from Oxygen to Ammonia Rate Limitation. Water Res. (G.B.), 19, 9, 1119.
- Gromiec, M.J., and Malina, J.F., Jr. (1970) Verification of Trickling Filter Models using Surfpac. Rep. EHE-70-13 (CRWR-60), Univ. of Texas, Center for Res. in Water Resour., Civ. Eng. Dept., Austin, Tex.
- Gujer, W., and Boller, M. (1983) Operating Experience with Plastic Media Tertiary Trickling Filters for Nitrification. In Design and Operation of Large Wastewater Treatment Plants. Von der Ende and H.B. Tench (Eds.), Pergamon Press, Oxford, Eng., 201.
- Gujer, W., and Boller, M. (1986) Design of a Nitrifying Trickling Filter Based on Theoretical Concepts. Water Res. (G.B.), 20, 1353.
- Gullicks, H.A., and Cleasby, J.L. (1986) Design of Trickling Filter Nitrification Towers. J. Water Pollut. Control Fed., 58, 60.
- Gullicks, H.A., and Cleasby, J.L. (1990a) Cold-Climate Nitrifying Biofilters: Design and Operating Considerations. J. Water Pollut. Control Fed., 62, 50.
- Gullicks, H.A., and Cleasby, J.L. (1990b) Nitrification Performance of a Pilot-Scale Trickling Filter. J. Water Pollut. Control Fed., 62, 40.
- Günther, F.w. (1984) Thickening Zone and Sludge Removal in Circular Final Settling Tanks. Water Sci. Technol., 16, 303.
- Harrernoés, P. (1981) Criteria for Nitrification in Fixed Film Reactors. Preprint for Water Sci. Technol. Harrernoés, P. (1982) Criteria for Nitrification in Fixed-Film Reactors. Water Sci. Technol., 14, 167. Harremoés, P., *et al.* (1981) Design of Fixed Film Nitrification and Denitrification Units Based on Laboratory and Pilot Scale Results. Paper presented at the Europäische Abwasser Symp., Munich, Ger.
- Harrison, J.R., and Daigger, G.T. (1987) Discussion of: A Comparison of Trickling Filter Media. J. Water Pollut. Control Fed., 59, 915.
- Harrison, J.R., and Timpany, P.L. (1988) Design Considerations with the Trickling Filter Solids Contract Process. Proc. Joint

- Can. Soc Civ. Eng./Am. Soc Civ. Eng. Conf Environ. Eng., Vancouver, B.C., Can.
- Harvey, B.R., et al. (1963) Neutron Scattering: A Technique for the Direct Determination of the Amount of Biological Film in a Percolating Filter. *J. Proc., Inst. Sew. Purif.*, 5 (2),495.
- Hawkes, H.A. (1957) Film Accumulation and Grazing Activity in the Sewage Filters at Birmingham. *J. Proc., Inst. Sew. Purif.*, 2, 88.
- Hawkes, H.A. (1959) The Effects of Methods of Sewage Application on the Ecology of Bacteria Beds. *Ann. Appl. Biol. (G.B.)*, 47 (2), 339.
- Hawkes, H.A. (1963) *The Ecology of Waste Water Treatment*. Pergamon Press, New York, N.Y.
- Hawkes, H.A. (1983) *The Applied Significance of Ecological Studies of Aerobic Processes*. Volume 3, Academic Press, London, Eng., 273.
- Hawkes, H.A., and Jenkins, S.H. (1964) Comparison of Double Filtration and Alternating Double Filtration of an Industrial Sewage Using Bed Having Controlled Frequency of Dosing. *Sb. Vys. Sk. Chem.-Technol. Praze, Technol. Vody (Czech.)*, 8, 87.
- Hicks, R. (1970) Odor Control in Wastewater Treatment Systems. *Proc. 2nd Intl. Clean Air Congress, Washington, D.C.*, 867.
- Honoso, Y., et al. (1980) Characteristic Evaluation of Trickling Filter Process. *Water Res. (G.B.)*, 14 (6), 581.
- Howland, W.E. (1953) Effect of Temperature on Sewage Treatment Processes. *Sew. Ind. Wastes*, 25, 161.
- Howland, W.E. (1958) Flow Over Porous Media as in a Trickling Filters. *Proc. 12th Ind. Waste Conf., Purdue Univ., West Lafayette, Ind.*, 435.
- Huang, Ci-S; and Hopson, N.E. (1974) Nitrification Rate in Biological Processes. *J. Environ. Eng.*, EE2, April,409.
- Hutchinson, E.G. (1973) A Comparative Study of Biological Filter Media. Paper presented at Biotechnol. Conf., Massey Univ., Palmerston North, N.Z.
- International Association on Water Quality (1992) Clarifier Design. In *Process Design Manual for Biological Nutrient Removal*. Technomic, Lancaster, Pa.
- Jenks and Adamson Consulting Engineers, Palo Alto, California (1994) Personal Communication.
- Joslin, J.R., et al. (1970) High-Rate Biological Filtration: A Comparative Assessment. Paper presented at joint meeting of East and West Midlands branches at Town Hall, Burton-on- Trent, Eng.
- Katz, W.J., and Rohlich, G.A. (1956) A Study of the Equilibria and Kinetics of Adsorption by Activated Sludge. In *Biological Treatment of Sewage and Industrial Wastes*. Reinhold Publishing Corp., New York, N.Y.
- Kincannon, D.F., and Stover, E.L. (1982) Design Methodology for Fixed Film Reactors-RBCs and Trickling Filters. In *Civil Engineering for Practicing and Design Engineers*. Volume 2, 107.
- Lamotta, E.J. (1976) Internal Diffusion and Reaction in Biological Flocs. *Environ. Technol.*, 10, 8, 765.
- Norris, D.P., et al. (1982) High Quality Trickling Filter Effluent Without Tertiary Treatment. I. *Water Pollut. Control Fed.*, 54, 1087.
- Levenspiel, O. (1972) *Chemical Reaction Engineering*. John Wiley & Sons, New York, N.Y.
- Lin, C.S., and Heck, G. (1987) Design and Performance of the Trickling Filter/Solids Contact Process for Nitrification in a Cold

- Climate. Paper presented at 60th Annu. Conf. Water Pollut. Control Fed., Philadelphia, Pa.
- Logan, B.E., et al. (1987a) A Fundamental Model for Trickling Process Design. I. Water Pollut. Control Fed., 59, 1029.
- Logan, B.E., et al. (1987b) Engineering Implications of a New Trickling Filter Model. I. Water Pollut. Control Fed., 59, 1017.
- Logan, B.E., et al. (1990) O<sub>2</sub> Limitations in CH<sub>4</sub> and NH<sub>4</sub> Utilizing Biofilms. Proc. Am. Soc. Civ. Eng. Conf. on Environ. Eng., Washington, D.C.
- Logan, B.E., University of Arizona, Tucson (1990) Personal Communication.
- Lumb, c., and Barnes, J.P. (1948) Periodicity of Dosing Percolating Filters. I. Proc., Inst. Sew. Purif., I, 83. Lutz, M., et al. (1990) Full-Scale Performance of Nitrifying Trickling Filters. Paper presented at 63rd Annu. Conf. Water Pollut. Control Fed., Washington, D.C.
- LYCO, Inc. (1992) Rotating Biological Surface (RBS) Wastewater Equipment. RES Design Manual, Marlboro, N.J.
- Mabbott, J.W. (1982) Structural Engineering of Plastic Media for Wastewater Treatment by Fixed Film Reactors. Proc. 1st Int. Conf. Fixed Film Processes, Kings Island, Ohio.
- Malrnrose, P., Havens and Emerson, Saddle Brook, New Jersey (1987) Personal Communication to Tom English regarding effect of depth on k factor on shallow cross-flow towers.
- Matasci, R.N., et al. (1988) Trickling Filters/Solids Contact Performance with Rock Filters at High Organic Loadings. I. Water Pollut. Control Fed., 60, 68.
- McCann, KJ., and Sullivan, R.A. (1980) Aerated Rotating Biological Contactors: What are the Benefits? Proc. 1st Natl. Symp. Rotating Biol. Contactor Technol., Champion, Pa.
- Mehta, D.S., et al. (1972) Oxygen Theory in Biological Treatment Plant Design. I. Sanit. Eng. Div., Proc. Am. Soc. Civ. Eng., 98, 471.
- Metcalf & Eddy Wastewater Engineering: Treatment and Reuse, New York (2003), ISBN: 0-07-112250-8, 888-890, 932-940
- Metcalf and Eddy, Inc. (1979) Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse. McGraw-Hill, Inc., New York, N.Y.
- Metcalf and Eddy, Inc. (1991) Wastewater Engineering, 3rd Ed., McGraw-Hill, Inc., New York, N.Y. National Research Council (1946) Sewage Treatment at Military Installations. Sew. Works L, 18 (5), 787.
- Norris, D.P., et al. (1982) Production of High Quality Trickling Filter Effluent Without Tertiary Treatment. I. Water Pollut. Control Fed., 54, 1087.
- Okey, R.W., and Albertson, O.E. (1989a) Evidence for Oxygen-Limiting Conditions During Tertiary Fixed-Film Nitrification. I. Water Pollut. Control Fed., 61, 510.
- Okey, R.W., and Albertson, O.E. (1989b) Diffusion's Role in Regulating Rate and Masking Temperature Effects in Fixed Film Nitrification. I. Water Pollut. Control Fed., 61, 500.
- Okey, RW, and Albertson, O.E., CRM and Enviro Enterprises, Inc., Salt Lake City, Utah (1991) Personal Communication to Task Force on nitrification on dual-purpose biotowers.
- Onda, K., et al. (1968) Mass Transfer Coefficients Between Gas and Liquid Phases in Packed Columns. J. Chem. Eng. (Jpn.), 1, 56.
- Opatken, EJ. (1980) Rotating Biological Contactors-Second Order Kinetics. Proc. 1st Natl. Symp. Rotating Biol. Contactor Technol., Vol. I, EPA-600/9-80-046a, Champion, Pa.

- Orr, P., and Lawty, R. (1989) Operating Experience with Large Random Packed Biofilm Reactors. Proc. Int. Assoc. Water Pollut. Res. Control Conf., Paris, Fr.
- O'Shaughnessey, F.G. (1931) Some Considerations in the Oxidation of Sewage. Proc. Assoc. Managers Sew. Disp. Works Con! (G.B.), 1, 74.
- Packham, R.F. (1988) Unit Processes Biological Filtration. Manual of British Practice in Water Pollution Control, Inst. Water Environ. Manage., London, Eng.
- Pano, A., et al. (1981) The Kinetics of Rotating Biological Contactors Treating Domestic Wastewater. Water Quality Series UWR-L/Q-8104, Utah State Univ., Logan.
- Paper presented at 62nd Annu. Conf. Water Pollut. Control Fed., San Francisco, Calif.
- Parker, D.S, et al. (1994) Effect of Operating Variable on Nitrification Rates in Trickling Filters. Paper presented at WEFTEC '94, Chicago, Ill.
- Parker, D.S. (1983) Assessment of Secondary Clarification Design Concepts. J. Water Pollut. Control Fed., 55, 349.
- Parker, D.S. (1991) The Case for Circular Clarifiers. Water Eng. Manage., 22, April.
- Parker, D.S., and Matasci, R.N. (1989) The TF/SC Process at Ten Years Old, Past, Present and Future. Paper presented at 62nd Annu. Conf. Water Pollut. Control Fed., San Francisco, Calif.
- Parker, D.S., and Richards, T. (1986) Nitrification in Trickling Filters. J. Water Pollut. Control Fed., 58, 896.
- Parker, D.S., and Stenquist, R.J. (1986) Flocculator-Clarifier Performance. I. Water Pollut. Control Fed., 58,214.
- Parker, D.S., Brown and Caldwell Consultants, Walnut Creek, California (1992) Personal Communication to Task Force regarding Figure 3.26 in the manual.
- Parker, D.S., et al. (1970) Characteristics of Biological Floccs in Turbulent Regimes, Sanit. Eng. Res. Lab. Rep. No. 70-5, Univ. Calif., Berkeley.
- Parker, D.S., et al. (1971) Physical Conditioning of Activated Sludge Floc. I. Water Pollut. Control Fed., 43, 1817.
- Parker, D.S., et al. (1972) Floc Breakup in Turbulent Flocculation Processes. J. Sanit. Eng. Div., Proc. Am.
- Parker, D.S., et al. (1989) Enhancing Reaction Rates in Nitrifying Trickling Filters Through Biofilm Control. J. Water Pollut. Control Fed., 61, 618.
- Parker, D.S., et al. (1990) New Trickling Filter Applications in the U.S.A. Water Sci. Technol., 22(112), 215.
- Parker, D.S., et al. (1995) Effect of Operating Variables on Nitrification Rates in Trickling Filters. Water Environ. Res., 67, 1111.
- Parker, D.S., et al. (1997) Maximizing Trickling Filter Nitrification Rates Through Biofilm Control: Research Review and Full Scale Application. Water Sci. Technol., 36, 1,255.
- Parlin, L., and Peel, J. (1990) Biological Ammonia Removal at Reno-Sparks, Nevada: Nitrification Using High Density Plastic Media Towers. Paper presented at Calif. Water Pollut. Control Assoc. Annu. Meeting.
- Paulson, C. (1989) Nitrification in the '90s. Water Eng. Manage., Sept., 57.
- Pierce, D. (1978) Upgrading Trickling Filters. EPA-430/9-78-004, U.S. EPA, Washington, D.C.
- Pike, E., WRc, Medmenham, England (1991) Personal Communication to Task Force regarding English formulation and test conditions.
- Piret, E.L., et al. (1939) Aerodynamics of Tric-

- ling Filters. *Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev.*, 30 (6), 706.
- Pomeroy, R. (1963) Controlling Sewage Plant Odors. *Consulto Eng. (G.B.)*, 20, 101.
- Poon, C.P.D., et al. (1984) Trickling Filter Renovation with Plastic Media. Paper presented at 2nd Int. Conf. on Fixed Film Biol. Processes, Arlington, Va., 1167.
- Randtke, et al. (1978) Soluble Organic Nitrogen Characteristics and Removal. EPA-600/2-78-030, Cincinnati, Ohio.
- Rankin, R.S. (1955) Evaluation of the Performance of Biofiltration Plants. *Trans. Am. Soc. Civ. Eng.*, 120, 823.
- Recommended Standards for Sewage Works (1971) Great Lakes-Upper Miss. River Board State Sanit. Eng., Health Ed. Serv., Albany, N.Y.
- Reh, C.W., et al. (1977) An Approach to Design of RBCs for Treatment of Municipal Wastewater. Paper presented at Am. Soc. Civ. Eng. Natl. Environ. Eng. Conf., Nashville, Tenn.
- Richards, T. (1984) Evaluation of Biological Tower/Suspended Growth Systems. Paper presented at 2nd Int. Conf. on Fixed Film Biol. Processes, Arlington, Va., 1584.
- Richards, T., and Reinhart, D. (1986) Evaluation of Plastic Media in Trickling Filters. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 58, 774.
- Richards, T., City of Atlanta, Georgia (1985) Personal Communication regarding comparative performance of standard high-density media.
- Rincke, G., and Wolters, N. (1971) Technology of Plastic Medium Trickling Filters. *Proc. 5th Water Pollut. Res. Conf.*, Oxford, Eng.
- Roessler, J.F., and Smith, R. (1969) A Mathematical Model for a Trickling Filter. U.S. Dep. of the Interior, Fed. Water Pollut. Control Assoc., Robert A Taft Water Res. Center, Cincinnati, Ohio. Communication regarding effects of flooding on snail population.
- Samer, E. (1984) Effect on Filter Medium, Substrate Concentration, and Substrate and Hydraulic Loading on Trickling Filter Performance. Paper presented at 2nd Int. Conf. on Fixed Film Biol. Processes, Arlington, Va.
- Sampayo, F.F. (1973) The Use of Nitrification Towers at Lima, Ohio. Paper presented at 2nd Annu. Conf. Water Manage. Assoc., Columbus, Ohio.
- Sarner, E. (1978) Plastic Packed Trickling Filters. *Dep. of Water Resour. Eng. and Environ. Eng., Univ. of Lund, Swed.*
- Sarnpayo, F.F., and Metcalf, P.C. (1984) Performance of Nitrification Towers at Sidney, Ohio, and Lima, Ohio. Paper presented at 2nd Int. Conf. on Fixed Film Biol. Processes, Arlington, Va., 2, 1468.
- Sawyer, C.N., et al. (1973) Nitrification and Denitrification Facilities, Wastewater Treatment. U.S. EPA Technol. Transfer, Cincinnati, Ohio.
- Scheible, O.K., and Novak, I.I. (1980) Upgrading Primary Tanks with Rotating Biological Contactors. *Proc. 1st Natl. Symp. Rotating Biol. Contactor Technol.*, Vol. II, EPA-600/9-80-046b, Champion, Pa.
- Schroeder, E.D. (1982) Trickling Filters: Reliability, Stability and Potential Performance. Paper presented at 1st Int. Conf. on Fixed Film Biol. Processes, Kings Island, Ohio.
- Schroeder, E.D., and Tchobanoglous, G. (1976) Mass Transfer Limitations on Trickling Filter Design. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 48, 772.
- Schulze, K.L. (1960) Load and Efficiency of Trickling Filters. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 32, 245. Semon, J., Bureau of Sanitation, Stamford, Connecticut (1982) Per-

- sonal Communication regarding effluent deflection baffles at Stamford, Conn.
- Semon, J., Stamford, Connecticut (1982) Private communication.
- Skochdopole (1967) Internal memo summarizing survey of the media weights in trickling filters from Dow Chemical Company, Midland, Mich.
- Slapper, J., et al. (1992) Rating the Central Valley TF/SC Facility. Paper presented at 65th Annu. Conf. Water Environ. Fed., New Orleans, La.
- Slechta, A., and Owen, W. (1974) Capabilities of the ABF Process. Tech. Publ. No. KT-7259, Neptune Microfloc, Inc., Corvallis, Oreg.
- Slechta, A., and Owen, W. (1975) Soluble Organic Removal with the ABF Process. Proc. 3rd Annu. Pollut. Control Conf., Water and Wastewater Equipment Manuf. Assoc., Chicago, Ill.
- Smith, R.S., et al. (1951) Direct Recirculation for High Rate Trickling Filters. Fed. Security Agency, U.S. Publ. Health Serv., Washington, D.C. Soc Civ. Eng., 98, 79.
- Sorrels, J.H., and Zeller, P.J. (1956) Two Stage Trickling Filter Performance. Sew. Ind. Wastes, 28, 943. Stenquist, R.J., and Kelly, K.A (1980) Converting Rock Trickling Filters to Plastic Media-Design and Performance. EPA-600/2-80-120, U.S. EPA, Washington, D.C.
- Stenquist, R.J., et al. (1974) Carbon Oxidation-Nitrification in Synthetic Media Trickling Filters. J. Water Pollut. Control Fed., 46, 2327.
- Stukenberg, J.R., et al. (1983) Activated Sludge Clarifier Design Improvements. J. Water Pollut. Control Fed., 55, 341.
- Suschka, J. (1987) Hydraulic Performance of Percolating Biological Filters and Consideration of Oxygen Transfer. Water Res. (G.B.), 21 (8), 865.
- Technol., 9, 12, 41.
- Timpany, P.L., and Harrison, J.R. (1989) Trickling Filter Solids Contact Performance from the Operator's Perspective. Paper presented at 62nd Annu. Conf. Water Pollut. Control Fed., San Francisco, Calif.
- Tomlinson, T.G., and Hall, H. (1955) The Effect of Periodicity of Dosing on the Efficiency of Percolating Filters. J. Proc., Inst. Sew. Purif., 1, 40.
- U.S. Environmental Protection Agency (1971) Process Design Manual for Suspended Solids Removal. Technol. Transfer, Washington, D.C.
- U.S. Environmental Protection Agency (1975) Process Design Manual for Nitrogen Control. U.S. EPA Technol. Transfer, EPA-625/1-77-007, Washington, D.C.
- U.S. Environmental Protection Agency (1977) Process Control Manual for Aerobic Biological Wastewater Treatment Facilities. EPA-III/A-524-77, Office Water Program Oper., Washington, D.C.
- U.S. Environmental Protection Agency (1987) Design Manual: Dewatering Municipal Wastewater Sludges. EPA-625/1-87-014, Office Res. Dev., Cincinnati, Ohio.
- U.S. Environmental Protection Agency (1987) Process Design Manual for Phosphorus Removal. EPA-625/1-87-001, Cincinnati, Ohio.
- U.S. Environmental Protection Agency (1991) Assessment of Single-Stage Trickling Filter Nitrification. EPA-430/9-91-005, Office of Water.
- U.S. Environmental Protection Agency (1991) Assessment of Single Stage Trickling Filter Nitrification. Prepared by HydroQual, Inc., Contract 68-08-0023, Washington, D.C.

- Upton, J., and Cartwright, D. (1984) Basic Design Criteria and Operating Experience of a Large Nitrifying Filter. *Water Pollut. Control (G.B.)*, 83 (3), 340.
- Velz, C.J. (1948) A Basic Law for the Performance of Biological Filters. *Sew. Works J.*, 20, 607. Wanner, J., and Gujer, W. (1984) Competition in Biofilms. Paper presented at 12th Annu. Conf. Int.
- Wahlberg, E.J., et al. (1992) Influence of Activated Sludge Flocculation on Secondary Clarification. *Proc. Water Environ. Fed. 65th Annu. Conf. Exposition*, New Orleans, La.
- Wahlberg, E.J. (1992) Activated Sludge Bio-Flocculation: Measurement, Influencing Factors and Physical Enhancement. Ph.D. thesis, Clemson Univ., S.e.
- Wahlberg, E.J., et al. (1993) Field Application of the CRTCC's Protocol for Evaluating Secondary Clarifier Performance: a Comparison of Sludge Removal Mechanisms in Circular Clarifiers. Paper presented at Annu. Conf. Rocky Mt. Water Pollut. Control Assoc., Albuquerque, N.M.
- Wahlberg, E.J., et al. (1994) Influence of Activated Sludge Flocculation Time on Secondary Clarification. *Water Environ. Res.*, 66, 779.
- Walker Equipment Company (1953) ClariFlow Inlet Device. U.S. Pat. No. 2,635,757.
- Walker Process, Inc., Aurora, Ill. (1992) Personal Communication.
- Wanner, J., and Gujer, W. (1984) Competition in Biofilms. Paper presented at 12th Annu. Conf. Int. Assoc. Water Pollut. Res. Control, Amsterdam, Neth.
- Warden, J.H. (1981) The Design of Rakes for Continuous Thickeners. *Filtr. Sep.*, 18,2, 113.
- Water Environment Federation (1992) Design of Municipal Wastewater Treatment Plants. 3rd Ed., Manual of Practice No. 8, Alexandria, Va.; Am. Soc. Civ. Eng. Manual and Report on Engineering Practice No. 76, New York, N.Y.
- Water Environment Federation (1992) Problem Solvers-Baffles Reduce Clarifier Turbulence. *Water Environ. Technol.*, 4, 12,64.
- Water Environment Federation (1996) Design of Municipal Wastewater Treatment Plants. Manual of Practice No. 8, Alexandria, Va.
- Water Environment Federation (1998) Design of Municipal Wastewater Treatment Plants. 4th Ed., Manual of Practice No. 8, Alexandria, Va.; Am. Soc. Civ. Eng. Manual and Report on Engineering Practice No. 76, New York, N.Y. Water Manage. Assoc., Columbus, Ohio. *Water Pollut. Control Fed.*, 46, 2327.
- Water Pollution Control Federation (1985) Clarifier Design. Manual of Practice No. FD-8, Washington, D.C.
- WEF, ASCE, EWRI (2010) Design of Municipal Wastewater Treatment Plants *Water Environment Federation, American Society of Civil Engineers, Environment and Water Resources Institute*, ISBN: 978-0-07-166358-8, Cap 14: 15-18, 94-96
- Weston, Inc. (1985) Review of Current RBC (Rotating Biological Contactor) Performance and Design Procedures. EPA-600/2-85-033, U.S. EPA, Water Eng. Res. Lab., Cincinnati, Ohio.
- Wheatley, A.D., and Williams, LL. (1981) Some Comparative Studies on the Wetting and Stability of Biological Filter Media. *Water Pollut. Control (G.B.)*, 433.
- Williams, C.R., et al. (1973) Results of Pilot Tests on Biological Treatment of Combined Food Processing/Domestic Wastewater at Tracy, California. Paper presented at Water Wastewater Equipment Manuf. As-



- soc., Ind. Water and Pollut. Control, Chicago, III.
- Williamson, K., and McCarty, P.L. (1976a) A Model of Substrate Utilization by Bacterial Films. I. Water Pollut. Control Fed., 48, 9.
- Williamson, K., and McCarty, P.L. (1976b) Verification Studies of the Biofilm Model for Bacterial Substrate Utilization. I. Water Pollut. Control Fed., 48, 281.
- Wilson, T.E. (1991) Rectangular Clarifiers Should be Considered. Water/Eng. Manage., 26, April, 20.
- Wishart, J.M., and Wilkinson, R. (1941) The Purification of Settled Sewage in Percolating Filters in Series with Periodic Change in the Order of the Filters. I. Proc., Inst. Sew. Purif., 15.
- Wittenmeyer, J.D., and Sak, J.G. (1967) Plastic Media Roughing Towers Provides Most Economical Treatment. Paper presented at Ohio Water Pollut. Control Meeting.
- Wood, D.K., et al. (1989) Evaluation Shows Plastic Media to be More Effective than Rock Trickling Filters. Paper presented at Calif. Water Pollut. Control Fed. Meeting, Palm Springs.
- Zirnerle, J.R., et al. (1982) Upgrading Trickling Filters with Primary Effluent Filtration. Proc. Am. Soc Civ. Eng. Environ. Eng. Div. Specialty Conf., Minneapolis, Minn.

# TABLA DE CONVERSIONES DE UNIDADES DE MEDIDA

Sigla	Significado	Sigla	Significado
mg	miligramo	kg/m <sup>3</sup>	kilogramo por metro cúbico
g	gramo	l/s	litros por segundo
kg	kilogramo	m <sup>3</sup> /d	metros cúbicos por día
mm	milímetro	Sm <sup>3</sup> /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 <sup>3</sup>	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 <sup>2</sup> = 100 mm <sup>2</sup>	0.15	in <sup>2</sup>
1 m <sup>2</sup> = 10 000 cm <sup>2</sup>	1.19	yd <sup>2</sup>
1 hectárea (ha) = 10 000 m <sup>2</sup>	2.47	acres
1 km <sup>2</sup> = 100 ha	0.38	mi <sup>2</sup>
Sistema Inglés	Sistema métrico	
1 in <sup>2</sup>	6.45	cm <sup>2</sup>
1 ft <sup>2</sup> = 144 in <sup>2</sup>	0.09	m <sup>2</sup>
1 yd <sup>2</sup> = 9 ft <sup>2</sup>	0.83	m <sup>2</sup>
1 acre = 4 840 yd <sup>2</sup>	4 046.90	m <sup>2</sup>
1 milla <sup>2</sup> = 640 acres	2.59	km <sup>2</sup>

## Volumen/capacidad

Sistema métrico	Sistema inglés	Siglas
1 cm <sup>3</sup>	0.06	in <sup>3</sup>
1 dm <sup>3</sup> = 1 000 cm <sup>3</sup>	0.03	ft <sup>3</sup>
1 m <sup>3</sup> = 1 000 dm <sup>3</sup>	1.30	yd <sup>3</sup>
1 litro (L) = 1 dm <sup>3</sup>	1.76	pintas
1 hectolitro (hL) = 100 L	21.99	galones
Sistema Inglés	Sistema métrico	
1 in <sup>3</sup>	16.38	cm <sup>3</sup>
1 ft <sup>3</sup> = 1 728 in <sup>3</sup>	0.02	m <sup>3</sup>
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	
<b>Longitud</b>				
Pie	pie, ft.,'	0.30	metro	m
Pulgada	plg, in,"	25.40	milímetro	mm
<b>Presión/esfuerzo</b>				
Kilogramo fuerza/cm <sup>2</sup>	kg <sub>f</sub> /cm <sup>2</sup>	98 066.50	pascal	Pa
Libra/pulgada <sup>2</sup>	lb/ plg <sup>2</sup> , PSI	6 894.76	pascal	Pa
atmósfera técnica	at	98 066.50	pascal	Pa
metro de agua	m H <sub>2</sub> O (mca)	9 806.65	pascal	Pa
mm de mercurio	mm Hg	133.32	pascal	Pa
bar	bar	100 000.00	pascal	Pa
<b>Fuerza/ peso</b>				
kilogramo fuerza	kg <sub>f</sub>	9.80	newton	N
<b>Masa</b>				
libra	lb	0.45	kilogramo	kg
onza	oz	28.30	gramo	g
<b>Peso volumétrico</b>				
kilogramo fuerza/m <sup>3</sup>	kg <sub>f</sub> /m <sup>3</sup>	9.80	N/m <sup>3</sup>	N/m <sup>3</sup>
libra /ft <sup>3</sup>	lb/ft <sup>3</sup>	157.08	N/m <sup>3</sup>	N/m <sup>3</sup>
<b>Potencia</b>				
caballo de potencia	CP, HP	745.69	watt	W
caballo de vapor	CV	735.00	watt	W
<b>Viscosidad dinámica</b>				
poise	μ	0.01	pascal segundo	Pa s
<b>Viscosidad cinemática</b>				
viscosidad cinemática	v	1	stoke	m <sup>2</sup> /s (St)
<b>Energía/ Cantidad de calor</b>				
caloría	cal	4.18	joule	J
unidad térmica británica	BTU	1 055.06	joule	J
<b>Temperatura</b>				
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/s<sup>2</sup>

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 <sup>2</sup>	m <sup>2</sup>	km <sup>2</sup>	ha	mi <sup>2</sup>	acre	ft <sup>2</sup>	in <sup>2</sup>
cm <sup>2</sup>	1.00						0.001	0.155
m <sup>2</sup>	10 000.00	1.00					10.764	1 550.003
km <sup>2</sup>			1.000	100.000	0.386	247.097		
ha		10 000.00	0.010	1.000	0.004	2.471		
mi <sup>2</sup>			2.590	259.000	1.000	640.000		
acre		4 047.00	0.004	0.405	0.002	1.000		
ft <sup>2</sup>	929.03	0.09					1.000	0.007
in <sup>2</sup>	6.45						144.000	1.000

Volumen								
de / a	cm <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	L	ft <sup>3</sup>	gal. EUA	acre-ft	in <sup>3</sup>	yd <sup>3</sup>
cm <sup>3</sup>	1.000		0.001				0.061	
m <sup>3</sup>		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 <sup>3</sup>		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 <sup>3</sup>	16.387		0.016		0.004		1.000	
Yd <sup>3</sup>		0.765		27.000				1.000

Gasto								
de / a	l/s	cm <sup>3</sup> /s	gal/día	gal/min	l/min	m <sup>3</sup> /día	m <sup>3</sup> /h	ft <sup>3</sup> /s
l/s	1.000	1 000.000		15.851	60.000	86.400	3.600	0.035
cm <sup>3</sup> /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 <sup>3</sup> /día	0.012	11.570	264.550	0.183	0.694	1.000	0.042	
m <sup>3</sup> /h	0.278		6 340.152	4.403	16.667	24.000	1.000	0.010
ft <sup>3</sup> /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 <sup>2</sup>	millones gal/día/acre	m/día	pie/s	Darcy
cm/s		1.000	21 204.78		864.000	0.033	
gal/día/pie <sup>2</sup>			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 <sup>2</sup>	lb/in <sup>2</sup>	mm de Hg	in de Hg	m de H <sub>2</sub> O	ft de H <sub>2</sub> O
atmósfera		1.000	1.033	14.696	760.000	29.921	10.330	33.899
kg/cm <sup>2</sup>		0.968	1.000	14.220	735.560	28.970	10.000	32.810
lb/in <sup>2</sup>		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 <sup>2</sup> /s	gal/día/pie	m <sup>2</sup> /día
cm <sup>2</sup> /s		1.000	695.694	8.640
gal/día/ft		0.001	1.000	0.012
m <sup>2</sup> /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	epm a ppm	ppm a epm	epm a gpg	gpg a epm	ppm a ppm CaCO <sub>3</sub>
calcio Ca <sup>+2</sup>	20.04	0.04991	1.1719	0.8533	2.4970
hierro Fe <sup>+2</sup>	27.92	0.03582	1.6327	0.6125	1.7923
magnesio Mg <sup>+2</sup>	12.16	0.08224	0.7111	1.4063	4.1151
potasio K <sup>+1</sup>	39.10	0.02558	2.2865	0.4373	1.2798
sodio Na <sup>+1</sup>	23.00	0.04348	1.3450	0.7435	2.1756
bicarbonato (HCO <sub>3</sub> ) <sup>-1</sup>	61.01	0.01639	3.5678	0.2803	0.8202
carbonato (CO <sub>3</sub> ) <sup>-2</sup>	30.00	0.03333	1.7544	0.5700	1.6680
cloro (Cl) <sup>-1</sup>	35.46	0.02820	2.0737	0.4822	1.4112
hidróxido (OH) <sup>-1</sup>	17.07	0.05879	0.9947	1.0053	2.9263
nitrito (NO <sub>2</sub> ) <sup>-1</sup>	62.01	0.01613	3.6263	0.2758	0.8070
fosfato (PO <sub>4</sub> ) <sup>-3</sup>	31.67	0.03158	1.8520	0.5400	1.5800
sulfato (SO <sub>4</sub> ) <sup>-2</sup>	48.04	0.02082	2.8094	0.3559	1.0416
bicarbonato de calcio Ca(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	805.00	0.01234	4.7398	0.2120	0.6174
carbonato de calcio (CaCO <sub>3</sub> )	50.04	0.01998	2.9263	0.3417	1.0000
cloruro de calcio (CaCl <sub>2</sub> )	55.50	0.01802	3.2456	0.3081	0.9016
hidróxido de calcio Ca(OH) <sub>2</sub>	37.05	0.02699	2.1667	0.4615	1.3506
sulfato de calcio (CaSO <sub>4</sub> )	68.07	0.01469	3.9807	0.2512	0.7351
bicarbonato férrico Fe(HCO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub>	88.93	0.01124	5.2006	0.1923	0.5627
carbonato férrico Fe <sub>2</sub> (CO <sub>3</sub> ) <sub>3</sub>	57.92	0.01727	3.3871	0.2951	0.8640
sulfato férrico Fe <sub>2</sub> (CO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	75.96	0.01316	4.4421	0.2251	0.6588
bicarbonato magnésico Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	73.17	0.01367	4.2789	0.2337	0.6839
carbonato magnésico (MgCO <sub>3</sub> )	42.16	1.02372	2.4655	0.4056	1.1869
cloruro de magnesio (MgCl <sub>2</sub> )	47.62	0.02100	2.7848	0.3591	1.0508
hidróxido de magnesio Mg(OH) <sub>2</sub>	29.17	0.03428	1.7058	0.5862	1.7155
sulfato de magnesio (MgSO <sub>4</sub> )	60.20	0.01661	3.5202	0.2841	0.6312

epm = equivalentes por millón

ppm = partes por millón

gpg = granos por galón

p.p.m. CaCO<sub>3</sub> = partes por millón de carbonato de calcio



### Tabla abreviaturas

SK	Intensidad del rociado (mm/paso de un brazo)
q+r	Carga hidráulica promedio, (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> h)
a	Número de brazos
n	Velocidad de rotación, (rpm)
θ	Constante igual a 1.035, variando de 1.015 a 1.045
T	Temperatura del agua residual
k <sub>T</sub>	Constante a cualquier temperatura, (°C) o velocidad de reacción a la temperatura T, ° C
k <sub>20</sub>	Constante a 20°C o velocidad de reacción a 20 ° C
Θ	Coefficiente de temperatura
L	Factor de carga/constante, mm/paso;
Q	Caudal del efluente instantáneo o tasa de carga, L/s o L/m <sup>2</sup> s
Q <sub>A</sub>	Flujo del afluente diario promedio o tasa de carga, L/s o L/m <sup>2</sup> s
X	Factor de atenuación.
ΔP	Caída de presión o fuerza motriz, kPa
D	Profundidad de los medios, que incluye desagüe inferior, m
ρ <sub>0</sub>	Densidad del aire exterior, kg/m <sup>3</sup>
ρ	Densidad media del aire en la torre, en kg/m <sup>3</sup>
P	Presión de aire estándar, 1.0 atm a nivel del mar
M	Peso molecular del aire húmedo
t <sub>d</sub>	Temperatura de bulbo seco, ° C
H	Humedad del aire, lb H <sub>2</sub> O/lb aire.
Δp	Carga de presión de conducción natural, en H <sub>2</sub> O
T <sub>o</sub>	Temperatura exterior, ° R
T <sub>m</sub>	Temperatura del agua, °R
D	Profundidad torre, ft
°R	° F + 460.
Y <sub>N</sub>	Rendimiento neto
f <sub>p</sub>	Factor de pico, máximo/promedio.
C <sub>C</sub>	Carga de la demanda química de oxígeno
C <sub>B</sub>	Carga de la demanda bioquímica de oxígeno
DQO	DQO del afluente, kg/d
DBO	DBO del afluente, kg/d
NTK <sub>(OX)</sub>	NTK del afluente - rendimiento neto del nitrógeno orgánico (- N Org) – NTK del efluentes, kg/d
a	Flujo del aire real, am <sup>3</sup> /min
N	Flujo de aire estándar, Nm <sup>3</sup> /min
T <sub>o</sub>	Temperatura ambiente del aire, ° C.

v	Velocidad del aire superficial, m/s
g	Aceleración de la gravedad, 9.8 m/s <sup>2</sup>
N	Resistencia de la torre, número de cabezas de velocidad perdidos en la torre
$\Delta P$	Pérdidas de cabeza totales, en kPa
$N_p$	Pérdida de empaque, cabezas de velocidad
L	Líquido de carga, lb/hr (kg/h)
A	Área de superficie superior de la torre (m <sup>2</sup> )
D	Profundidad media, ft (m).
$E_1$	Eficiencia de remoción de DBO del filtro percolador de la primera etapa y del sedimentador, %
$W_1$	Carga de DBO al filtro en la primera etapa y del sedimentador %
V	Volumen del filtro (área superficial por la profundidad del medio) m <sup>3</sup>
R/Q	Relación de recirculación (gasto de la recirculación / gasto del afluente de la planta),
P	Factor de peso, para las plantas de filtros percoladores, es de 0.9
$E_2$	Eficacia de remoción de DBO después del filtro percolador de la segunda etapa y del sedimentador, %
$W_2$	Carga de DBO que llega al segundo filtro percolador no incluye recirculación (kg/d)
K	Constante que depende de la temperatura de las aguas residuales, T, y del flujo del afluente, Q
$L_e$	DBO del efluente del filtro, (mg/L 20°C)
$L_o$	DBO del afluente al filtro, (mg/L 20°C)
D	Profundidad del filtro, m
Q	Caudal del afluente, L/s
R	Flujo de recirculación, L/s
a	Radio de filtro, m
T	Temperatura de las aguas residuales, ° C.
$A_s$	Superficie media total 1 000 m <sup>2</sup>
F	Velocidad de flujo del afluente, lb/d
S	DBOS del afluente, mg/L
$S_e$	DBOS del efluente mg/L
$\mu_{max}$	Tasa máxima de utilización de sustratos específicos, kg DBO/d/1 000 m <sup>2</sup> del área de superficie de los medios ( $A_s$ )
$K_b$	Constante de proporcionalidad, kg/d /1 000 m <sup>2</sup> de superficie media ( $A_s$ )
$E_1$	Eficiencia de remoción de DBO del filtro percolador de la primera etapa y del sedimentador en %
$W_1$	Carga de DBO al filtro de la primera etapa, no incluye recirculación, (kg/d)
V	Volumen del filtro (área superficial por la profundidad del medio) m <sup>3</sup>
F	Numero de pasos de la materia orgánica
$E_2$	Eficiencia de remoción de DBO después del percolador de la segunda etapa y del sedimentador en %
$W_2$	Carga de DBO que llega al segundo filtro percolador no incluye recirculación (kg/d)
R/Q	Relación de recirculación (gasto de la recirculación/gasto afluente a la planta)
P	Factor de peso, para la planta de filtros percoladores es de 0.9
K	Constante de velocidad de primer orden

$A_{s,m}$	Área de superficie media y coeficiente, $m^2/m^3$
$L_D$	DBO removida en la profundidad en la profundidad D mg/L
D	Profundidad del filtro, (m)
K	Número de brazos
t	Tiempo de contacto del líquido, min
C	Constante
D	Profundidad del filtro
q	Tasa de carga hidráulica, $m^2/m^2d$
n	Constante característica de los medios del filtro
k	Constante de velocidad determinada experimentalmente entre 0.51 y 0.76 $d^{-1}$
Q	Carga hidráulica, ( $m^3/m^2 d$ )
n	Constante, característica de los medios de filtro
$k_s$	Coefficiente global de tratabilidad basado en DBOS ( $m^3/d$ ) $0.5 / m^2$
$A_s^1$	Área de la superficie limpia, ( $m^2 / m^3$ )
D	Profundidad de los medios, (m)
q	Tasa hidráulica del afluente, ( $m^3 / m^2 d$ )
n	Coefficiente hidráulico
m	Modificador de superficie para la pérdida efectiva en zona de aumento
$K_s$	$A_s K_s$
R	Relación de recirculación, R/P
K	Coefficiente de velocidad de primer orden, $d^{-1}$
$\theta$	Coefficiente de corrección de la temperatura.
f	SST· DBO / SST, el coeficiente de respiración endógena del efluente SST.
$L_o$ y $L_e$	DBOS + f (SST)
n	0.5 para la correlación de datos.
$k_n$	Tasa de nitrificación a cualquier profundidad en el filtro, $g/m^2d$
N	Concentración de carga de $N-NH_4$ , en mg/L
$K_N$	Constante de saturación, mg/L
E	Factor de eficacia de los medios
$j_{(O_2 \max)}$	Tasa máxima de transferencia del oxígeno en la superficie, $g/m^2 d$ (determinado a partir del modelo LFP)
D	Profundidad en la torre, m
r	Parámetro empírico que describe la disminución de la tasa de profundidad
$N_e$	$N-NH_4$ en la profundidad en el efluente a la profundidad D, mg/L
$N_o$	Concentración del $N-NH_4$ del afluente, mg/L
$N_e$	Concentración del $N-NH_4$ del efluente, mg/L
R	Sustrato consumido por unidad de área de superficie media por unidad de tiempo
$F_i$	Tasa de flujo de aguas residuales para la etapa i, gpd
$A_i$	Área de la etapa i, $m^2$

$S_o$	DBO soluble en el afluente para la etapa $i$ , mg/L
$S_i$	DBO soluble en el efluente pra la etapa $i$ , mg/L
$P_i$	Zona de potencia constante para la etapa $i$ , mg/L
$K_i$	Constante media de velocidad de la etapa $i$ , mg/L
$C_n$	DBO soluble del efluente de la etapa $n$ , mg/L
$k$	Constante de reacción, L/mg h
$t$	Tiempo promedio de retención hidráulica en la etapa $n$ , h
$S_e$	DBOT en el efluente kg/m <sup>3</sup>
$S_i$	DBOT en el afluente kg/m <sup>3</sup>
$e$	Número natural 2.718 3
$V$	Volumen de los medios, m <sup>3</sup>
$Q$	Caudal promedio, gpm
$k$	Constante de reacción, 0.30 L/mg h
$Z$	Tasa de eliminación de nitrógeno amoniacal en la etapa RCB, g/m <sup>2</sup> -d
$k_N$	Tasa de eliminación de nitrógeno amoniacal, en el RCB mg/L
$C_i$	Concentración de nitrógeno amoniacal en el proceso de RCB, mg /L
$K_N$	Constante de saturación media de eliminación de nitrógeno amoniacal, mg/L
$NTK_a$	NTK disponible para la nitrificación
$NTK_t$	NTK total en el afluente del RCB
DBOR	DBO eliminado en el proceso de RCB
FP	Filtro percolador
LA	Lodos activados
NTK	Nitrógeno total kjeldahl
SST	Solidos suspendidos totales
DQO	Demanda química de oxígeno
BFA	Biofiltro activado
DBOS	Demanda bioquímica de oxígeno soluble
DBOT	DBO total
DNO	Demanda nitrogenosa de oxígeno
PTAR	Plantas de tratamiento de aguas residuales
DQOT	DQO total
VTC	Vertical totalmente corrugado
VP	Valor del permanganato
FDA	Filtración doble alterna
SAH	Área de superficie activa humedecida
EH	Eficiencia de humectación
ASL	Área de superficie limpia
FC	Flujo cruzado
SK	Intensidad de rociado

VSC	Vertical semicorrugado
C/AE	carga aplicada / área de contacto efectiva
ST	sólidos totales
RCB	rotor de contacto biológico
PRFV	plástico reforzado con fibra de vidrio
TD	Tasa de desbordamiento
ZAC	Zona de agua clara
CS	Contacto de sólidos
SSTLM	Sólidos suspendidos totales en el licor mezclado
PACS	Profundidad del agua en el centro del sedimentador
RLA	Retorno de lodos activados
SP	Sedimentador primario
SI	Sedimentadores intermedios
SFP	Sedimentador del filtro percolador
VCL	Velocidad de la carga de lodos
IVL	Índice de volumen de lodos
$Y_N$	Rendimiento neto
$L_c$	Carga de la demanda carbonosa de oxígeno
$L_b$	Carga de la demanda bioquímica de oxígeno
$f_p$	Factor pico
PAO	Profundidad del agua a la orilla
TD	Tasa de desbordamiento
EDI	Energía disipada
DH	Espacio libre mínimo
Af	Alimentación del floculante
$D_1$	Profundidad de referencia
$D_2$	Profundidad de FP
$k_1$	Valor de referencia
$k_2$	Coefficiente normalizado
$S_1$	DBO de referencia
$S_2$	DBO de operación
$K_{c20}$	Valor normalizado de $k_{20}$ para la profundidad y la carga de $D_1$ y $S_2$ empleada
$N_T$	Transición de N-NH <sub>4</sub> para la temperatura de operación mas fria mg/L
$k_n$	Tasa de nitrificación de primer orden g/m <sup>2</sup> d
$W_b$	Peso del paquete kg
$f_b$	Contenido de DBO en el efluente de los SST





# ILUSTRACIONES

Ilustración 1.1 Forma típica de las bacterias	2
Ilustración 1.2 Lecho fijo sin recirculación	3
Ilustración 1.3 Lecho fijo con recirculación	3
Ilustración 1.4 Procedimiento de lecho fluidificado y filtro	3
Ilustración 1.5 Esquema de un proceso de lechos bacterianos	4
Ilustración 2.1 Esquema de un filtro percolador	8
Ilustración 2.2 Corte y detalles de un filtro percolador típico	8
Ilustración 2.3 Filtro percolador	9
Ilustración 2.4 Medio de soporte de piedra	10
Ilustración 2.5 Medio de soporte de madera	10
Ilustración 2.6 Medio de soporte de piezas de plástico	11
Ilustración 2.7 Medio de soporte de bloques de plástico	11
Ilustración 2.8 Efectos de la frecuencia de dosificación en la operación de un filtro percolador (Albertson, 1989)	17
Ilustración 2.9 Diagramas de flujo de PTAR con filtros percoladores de una y dos etapas	21
Ilustración 2.10 Superficie específica en contacto con el medio basado en correlaciones de Onda et al., 1968. (Gullicks and Cleasby, 1990 <sup>a</sup> )	26
Ilustración 2.11 Efecto de la tasa hidráulica sobre la remoción de DBO a velocidad constante. (Dow Chemical Co. 1962)	26
Ilustración 2.12 Relación entre la carga hidráulica y el tiempo de residencia (Balakrishnan et al 1969)	27
Ilustración 2.13 Control del crecimiento de la biomasa y de moscas con dosificación de baja frecuencia (Hawkes, 1963)	30
Ilustración 2.14 Sistema de control de la unidad de distribución eléctrica	32
Ilustración 2.15 Modelación Spülkraft (SK) en función del caudal y carga	32
Ilustración 2.16 Efectos del periodo de dosificación durante la transferencia de oxígeno y espesor liso: película de líquido , a) dinámica y b) estática , después de la interrupción del flujo	33

Ilustración 2.17 Efecto de la temperatura sobre la velocidad del aire a través del medio	38
Ilustración 2.18 Requerimientos de oxígeno vs la carga en la demanda química de oxígeno / demanda bioquímica de oxígeno con relación 2.0	39
Ilustración 2.19 Adición de DBO debido a los SST presentes en el efluente de los filtros de roca	42
Ilustración 2.20 Guía para la selección de la relación de la recirculación	44
Ilustración 2.21 Eliminación de DBO vs (a) carga hidráulica y (b) carga orgánica a dos profundidades medias de 89 m <sup>2</sup> / m <sup>3</sup> del medio VTC. (Bruce y Merkens, 1970 <sup>a</sup> , 1970b y 1973 <sup>a</sup> )	45
Ilustración 2.22 Determinación de $\mu_{max}$ y $k_b$	46
Ilustración 2.23 Nivel de nitrificación en función de la DBO del efluente	49
Ilustración 2.24 Desempeño del carbón combinado en la oxidación-nitrificación (Stenquist y Kelly, 1980)	49
Ilustración 2.25 Estudio de nitrificación en torres de doble propósito, eliminación del NTK frente DBO: NTK, 20 °C (Okey y Albertson, 1991)	50
Ilustración 2.26 Tasas de nitrificación relativa en función de la relación DBO/NTK	51
Ilustración 2.27 Tasa de nitrificación por unidad de superficie de filtro en función de la concentración de oxígeno a granel. Hay una transición de la difusión de la película líquida de reacción de primer orden de 0.5 (1/2) debido a una penetración parcial de la biopelícula. El cálculo de las constantes de reacción están basadas en asumir una constante estequiométrica, $f_N = 4 q_{O_2} / q_{N - NH_3}$	51
Ilustración 2.28 Tasa de carga de N-NH <sub>4</sub> vs a las tasas de eliminación	52
Ilustración 2.29 Concentraciones transitorias de N-NH <sub>4</sub> en función de la temperatura (Okey y Albertson, 1989 <sup>a</sup> )	52
Ilustración 2.30 Resultados de la nitrificación terciaria de Midland, Michigan (Duddles <i>et al.</i> , 1974)	53
Ilustración 2.31 Efecto de la temperatura sobre la tasa de nitrificación de filtros percoladores nitrificantes (Parker <i>et al</i> 1990)	54
Ilustración 2.32 Efecto en la tasa de nitrificación por N-NH <sub>4</sub> , en el efluente, tasa hidráulica, y el oxígeno disuelto (Okey y Albertson, 1989a)	55
Ilustración 2.33 Efecto de la carga orgánica en la eficiencia de la nitrificación de los filtros percoladores de roca (EPA de los EE.UU., 1975)	56
Ilustración 2.34 Predicciones de eliminación de DBO de modelos británicos y estadounidenses	60
Ilustración 2.35 Relación de n a la zona de superficie del medio (Roessler y Smith, 1969)	61
Ilustración 2.36 Efecto hidráulico en la constante de tratabilidad $k_c$ (Albertson, 1990)	63
Ilustración 2.37 Estudios de carga simultáneas de Midland, Michigan (Dow Chemical Co., 1962)	64
Ilustración 2.38 Curvas de diseño $k_{20}$ para aguas residuales de biodegradabilidad similar a las aguas residuales domésticas	65
Ilustración 2.39 Relación de los efluentes SST • DBO / SST a la carga orgánica	66
Ilustración 2.40 Estación de bombeo de un filtro percolador con nivel controlado de recirculación	68
Ilustración 2.41 Distribuidor hidráulico de propulsión rotativo	71
Ilustración 2.42 Distribuidor rotativo típico con chorros de frenado y accionamiento eléctrico	73
Ilustración 2.43 Adaptación del accionamiento eléctrico periférico	74

Ilustración 2.44 Arreglo del distribuidor eléctrico impulsado con el desbordamiento (sin sello)	75
Ilustración 2.45 Lavado con aire usando ventilación forzada	76
Ilustración 2.46 Distribución del aire en el medio de un filtro percolador	77
Ilustración 2.47 Tipos de medios de uso común en filtros percoladores	78
Ilustración 2.48 Sistemas de soporte (a)	93
Ilustración 2.49 Muestra de CPV rígido: módulo vs la temperatura (Mabbott, 1982)	97
Ilustración 2.50 Curva característica de deflexión, prueba a corto plazo: A = deflexión y asentamiento, B = deformación compresiva, y C = falla de percolación	98
Ilustración 2.51 Característica de la curva de deflexión, prueba a largo plazo (4 días)	98
Ilustración 2.52 Prueba a largo plazo para determinar la capacidad de carga	99
Ilustración 2.53 Prueba a largo plazo para determinar la capacidad de carga en las vigas	100
Ilustración 2.54 Relación de la capacidad de plazo largo / corto	101
Ilustración 2.55 Remoción de DBO por carga de DBO kg/m <sup>3</sup> d	112
Ilustración 3.1 Representación general de un biodisco	118
Ilustración 3.2 Proceso de biodiscos, disposiciones de flujo general	119
Ilustración 3.3 Modelo de Clark predictivo de un biodisco, cinética de Monod, remoción de DBO: (1) Los valores son de DBO total, (2) Se asume un 50% de DBO soluble, (3) Temperatura > 13 ° C (4) Tres etapas, 50% de la superficie en la primera etapa, y (5) La densidad estándar del medio (g/m <sup>2</sup> d)	125
Ilustración 3.4 Modelo predictivo de Opatken, de un biodisco, cinéticas de segundo orden, eliminación de DBO: (1) Los valores son totales DBO, (2) Temperatura > 13 ° C, (3) Asumiendo un 50% de DBO soluble, (4) Tres etapas, con un 50% de la superficie media en la primera fase, y (5) Medios de densidad estándar	126
Ilustración 3.5 Modelo predictivo de Benjes de un biodisco, eliminación de DBO: (1) Los valores son totales DBO, (2) Temperatura > 13 ° C, y (3) Medios de densidad estándar	126
Ilustración 3.6 Manufactura de un biodisco-bases de diseño, la eliminación DBO supone: (1) Los valores de DBO son totales, (2) Temperatura > 13 ° C, y (3) 50% DBO soluble	128
Ilustración 3.7 Predicciones del fabricante del equipo en comparación con los datos de planta a escala completa, en la remoción de DBO	128
Ilustración 3.8 Modelo predictivo de biodiscos de Benjes vs datos de planta a escala real, eliminación de DBO: (1) Los valores son total de DBO, (2) $k = 0.30$ , (3) Temperatura > 13 ° C, y (4) Medios de densidad estándar	129
Ilustración 3.9 Modelo predictivo de biodiscos de Benjes, efecto de la tasa de $k$ en el rendimiento previsto (densidad estándar media supuesta)	129
Ilustración 3.10 Base de diseño del fabricante, la nitrificación de las aguas residuales domésticas	132
Ilustración 3.11 Curva de eficiencia de remoción del método de Steels	139
Ilustración 4.1 Contenido de DBO del efluente frente sólidos suspendidos totales y carga del filtro percolador	147

Ilustración 4.2 Energía de disipación en la entrada e hidráulica de floculación en la mampara de alimentación	151
Ilustración 4.3 Disposición general de la estructura de entrada del sedimentador mejorado	151
Ilustración 4.4 Perfil de profundidades: flujos promedio y máximo	152
Ilustración 4.5 Eficiencia vs profundidad del agua en el centro del sedimentador (PACS)	153
Ilustración 4.6 Recomendaciones para la configuración base del sedimentador primario	155
Ilustración 4.7 Mejora del sedimentador con mampara Stamford	156
Ilustración 4.8 Arreglos de los deflectores McKinney (Lincoln) / Stamford	156
Ilustración 4.9 Disposición general de la tolva de lodos	158
Ilustración 4.10 Estructura general de un sedimentador mejorado de aguas residuales	160
Ilustración 4.11 Energía disipada de entrada (EDE) en el sedimentador primario	161

## TABLAS

Tabla 1.1 Características principales de los procesos de biopelícula fija y en lodos activados	4
Tabla 2.1 Información general sobre el diseño de filtros percoladores	7
Tabla 2.2 Efecto del tipo de medio del área de medio y el área de superficie en el tiempo de retención.	27
Tabla 2.3 Recomendaciones preliminares para las tasas Spülkraft	31
Tabla 2.4 Densidades relativas de la torre, aire y fuerzas de corriente de aire	36
Tabla 2.5 Corriente de aire en un filtro percolador con medios superficiales y profundos.	37
Tabla 2.6 Reducción de Huang y Hopson (1974) datos de placa plana inclinada.	48
Tabla 2.7 Coeficientes para el modelo Británico	59
Tabla 2.8 Ecuación Germain $k$ y $k$ normalizada, valores inherentes a la fórmula National Research Council	61
Tabla 2.9 Valores $k_{20}$ para aguas residuales domésticas con demanda bioquímica de oxígeno de 15 mg/L	64
Tabla 2.10 Tasas de desbordamiento recomendados para sedimentadores primarios	67
Tabla 2.11 Ejemplo del horario de funcionamiento de la bomba	68
Tabla 2.12 Guía para las tasas de dosificación de filtros percoladores en función de la carga de DBO	70
Tabla 2.13 Efecto del diseño de distribuidor en el valor Spülkraft (SK)	71
Tabla 2.14 Ejemplo de determinación de la velocidad del distribuidor	71
Tabla 2.15 Comparación de las propiedades físicas de los medios disponibles para filtros percoladores.	72
Tabla 2.16 Reporte de la concentración y cantidad de sólidos en los filtros percoladores	81
Tabla 2.17 Condiciones de diseño para filtros percoladores	83
Tabla 2.18 Requisitos de diseño de medios filtrantes de roca y plástico	83
Tabla 2.19 Valores sugeridos de $k_{20}$ para aguas residuales domésticas con demanda bioquímica de oxígeno de 150 mg/L	84
Tabla 2.20 Condiciones de diseño para DBO combinado y diseño de la nitrificación	86
Tabla 2.21 Perfil de los parámetros de la nitrificación y tasas de orden cero (Central Valley, Utah)	89
Tabla 2.22 Comparación de las tasas de nitrificación experimentales con tasas de transferencia de oxígeno limitadas	90
Tabla 2.23 Tasa de nitrificación media predicha por los procedimientos de diseño	90
Tabla 2.24 Sistema de apoyo recomendada para los medios filtrantes	94
Tabla 2.25 Requisitos de resistencia a largo y corto plazo a temperatura de funcionamiento real	101
Tabla 2.26 Pruebas y propiedades de lámina de cloruro de polivinilo recomendado	102
Tabla 2.27 Aplicaciones de filtros percoladores, cargas y calidad de efluentes	112

Tabla 3.1 Comparación de las cargas orgánicas de los modelos de diseño	128
Tabla 3.2 Factores de ajuste de medios de superficie	130
Tabla 3.3 Características típicas de los discos biológicos	135
Tabla 3.4 Factores de corrección de área por número de etapas	140
Tabla 4.1 Características de sedimentación de sistemas de filtros percoladores en plantas de tratamiento de aguas residuales municipales	148
Tabla 4.2 Diseño del sedimentador características / interacciones.	150
Tabla 4.3 Ejemplo del desnivel mínimo de los pisos vs diámetro de sedimentadores con raspadores	155
Tabla 4.4 Diseño de base para sedimentadores primarios y secundarios	160

