Manual de Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento

Diseño de Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales Municipales: Procesos Avanzados con Fines de Reúso

35

MÉXICO
GOBIERNO DE LA REPÚBLICA

SEMARNAT
SECRETARÍA DE MEDIO AMBIENTE Y RECURSOS NATURALES

CONAGUA
COMISIÓN NACIONAL DEL AGUA

Manual de Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento

Diseño de Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales Municipales: Procesos Avanzados con Fines de Reúso

Comisión Nacional del Agua

www.conagua.gob.mx

Manual de Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento
Diseño de Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales Municipales: Procesos Avanzados con Fines de Reúso

ISBN: 978-607-626-032-6

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 al diseño de plantas de tratamiento de aguas residuales municipales: Procesos avanzados con fines de reúso XI

1. Reúso de las aguas residuales 1
    1.1. Conceptos básicos y terminología 3
    1.2. Tipos de reúso 7
        1.2.1 Reúso agrícola 8
        1.2.2 Reúso industrial 13
        1.2.3 Reúso urbano 20
        1.2.4 Reúso recreativo 21
        1.2.5 Reúso en recarga de acuíferos 24
    1.3. Calidad del agua proveniente de los sistemas de tratamiento biológico de las plantas de tratamiento de aguas residuales 28
    1.4. Requerimientos de calidad del agua residual tratada para los diferentes tipos de reúso 30
        1.4.1 Normativa internacional 30
        1.4.2 Normativa Mexicana 34
    1.5. Alternativas de tratamiento de las aguas residuales para su reúso 59
        1.5.1 Selección de alternativas de tratamiento dependiendo de las opciones de reúso de las aguas residuales tratadas 59
        1.5.2 Sistemas de tratamiento para reúso agrícola 62
        1.5.3 Sistemas de tratamiento para reúso industrial 65
        1.5.4 Sistemas de tratamiento para reúso en recarga de acuíferos 66
    1.6. Ejemplos exitosos de implementación de sistemas de reúso del agua residual tratada 68
2. Procesos para la remoción de nutrientes 77
    2.1. Necesidad de remover los nutrientes para diferentes tipos de reúso de las aguas residuales tratadas 77
    2.2. Implementación de procesos biológicos avanzados para el tratamiento secundario de las aguas residuales 78
    2.3. Procesos biológicos para remoción de nitrógeno 78
        2.3.1 Fundamentos teóricos 80
        2.3.2 Procesos con biomasa suspendida 84
        2.3.3 Procesos con biomasa inmovilizada 111
        2.3.4 Sistemas combinados con biomasa en estado suspendido e inmovilizada 130
    2.4. Procesos biológicos para remoción del fósforo 135
        2.4.1 Fundamentos teóricos y sistemas 136
        2.4.2 Consideraciones generales para el diseño y operación 142

2.4.3 Proceso anaerobio/aerobio con biomasa suspendida 143
2.4.4 Proceso Phostrip 146
2.4.5 Nuevas tecnologías 146
2.4.6 Procesos de recuperación de fósforo 147
2.4.7 Ejemplo de diseño del sistema anaerobio/aerobio 149
2.5. Procesos biológicos para remoción de nitrógeno y fósforo 153
2.5.1 Fundamentos teóricos y sistemas 153
2.5.2 Procedimiento de diseño de un sistema anaerobio/anóxico/aerobio con biomasa suspendida 158
2.5.3 Proceso de cinco fases anaerobio/anóxico/aerobio/anóxico/aerobio 165
2.5.4 Nuevas tecnologías 165
2.5.5 Ejemplo de diseño del sistema anaerobio/anóxico/aerobio 167
2.6. Procesos físico-químicos para remoción de nitrógeno y fósforo 174
2.6.1 Remoción de nitrógeno amoniacal mediante cloración hasta el punto de quiebre 174
2.6.2 Remoción del nitrógeno amoniacal mediante desorción del amoníaco 178
2.6.3 Remoción de nitrógeno mediante intercambio iónico selectivo 184
2.6.4 Remoción de fósforo mediante precipitación seguida de sedimentación 186
2.6.5 Ejemplos de diseño de procesos físico-químicos para remoción de nitrógeno y fósforo 189
3. Procesos avanzados físico-químicos para el tratamiento de efluentes secundarios 197
3.1. Coagulación-floculación y filtración mediante filtros empacados 197
3.1.1 Selección del sistema de coagulación-floculacion para mejorar el desempeño de los filtros empacados de efluentes secundarios 207
3.1.2 Elementos y diseño del sistema coagulación-floculación 220
3.1.3 Filtración de efluentes secundarios 223
3.1.4 Criterios y parámetros de diseño de los filtros empacados 233
3.1.5 Diseño de filtros de arena operados por gravedad 237
3.1.6 Diseño de filtros a presión 249
3.1.7 Ejemplos de diseño de sistemas de coagulación-floculación seguido por filtros empacados con arena. 252
3.2. Filtración con membranas 264
3.2.1 Terminología y clasificación de los procesos de membrana 265
3.2.2 Configuración de los procesos de membrana 267
3.2.3 Ensuciamiento de membranas 270
3.2.4 Microfiltración 272
3.2.5 Ultrafiltración 276
3.2.6 Nanofiltración 276
3.2.7 Ejemplo de diseño de un sistema de microfiltración 278
3.3. Adsorción 279
3.3.1 Fundamentos de la adsorción y tipos de adsorbentes 279

3.3.2 Modos de operación, configuración y diseño de adsorbedores de carbón activado granular 285
3.3.3 Sistema de adsorción con carbón activado en polvo 290
3.3.4 Ejemplo de diseño de adsorbedores de carbón activado granular 292
3.4. Oxidación química 293
3.4.1 Ozonación aplicada a efluentes secundarios 293
3.4.2 Procesos de oxidación avanzada utilizados en el tratamiento de efluentes secundarios 294
3.4.3 Ejemplo de diseño de un sistema de ozonación 308
3.5. Ablandamiento 309
3.5.1 Reactivos químicos aplicados 311
3.5.2 Calidad del agua después del tratamiento cal-carbonato 314
3.5.3 Ablandamiento mediante intercambio iónico 315
3.5.4 Ejemplos mediante un sistema de ablandamiento cal-carbonato y uno por intercambio catiónico 318
3.6. Desorción de gases de agua residual tratada 322
3.6.1 Bases teóricas de la desorción 322
3.6.2 Criterios de diseño de torres de desorción 327
3.6.3 Procedimientos de diseño de torres de desorción 329
3.6.4 Ejemplo de diseño de torres de desorción 330
3.7. Desmineralización 331
3.7.1 Ósmosis inversa 331
3.7.2 Intercambio iónico 350
3.7.3 Electrodíalisis 374

Conclusiones 387
Bibliografía 389
Tabla de conversiones de unidades de medida 409
Tabla abreviaturas 419

Ilustraciones 427
Tablas 431

Presentación

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

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

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

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

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

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

Director General de la Comisión Nacional del Agua

CAPAMA

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 al diseño de plantas de tratamiento de aguas residuales municipales: Procesos avanzados con fines de reúso

Se denomina tratamiento avanzado de las aguas residuales al tratamiento adicional necesario para remover constituyentes suspendidos, coloidales y disueltos que quedan en el agua después de un tratamiento biológico convencional cuando esto es requerido para el reúso del agua tratada. Los constituyentes disueltos pueden ser desde iones inorgánicos (tales como calcio, magnesio, potasio, sulfatos, cloruros), nutrientes (sales de nitrógeno y fósforo), hasta compuestos orgánicos de estructura muy compleja que no fueron degradados en el tratamiento biológico. Los procesos biológicos con remoción simultánea de carbono, nitrógeno y fósforo son procesos innovadores para el tratamiento avanzado de las aguas residuales. Estos procesos tienen requerimientos menores de reactivos químicos y energía, y producen menos lodos comparados con los procesos químicos para remoción de nutrientes.

El uso de plantas de tratamiento de aguas residuales con procesos avanzados permite obtener un agua regenerada de calidad adecuada para su reúso urbano, industrial, recreativo y/o potable. Los sistemas de reúso han adquirido amplia aplicación y aceptación en diferentes regiones del mundo, sobre todo en las zonas áridas y semiáridas, pero también en zonas urbanizadas e industrializadas que tienen un alto consumo de agua el cual incrementa la presión sobre el recurso hídrico. Los requerimientos de calidad más altos corresponden al agua regenerada destinada al reúso potable, indirecto y directo, así como para algunos tipos de reúso urbano e industrial, como por ejemplo para preparación de soluciones de reactivos químicos, para uso en procesos de producción que requieren agua de alta calidad, para los sistemas de calentamiento y generación de vapor. En estos casos se necesita la implementación de una serie de procesos avanzados y para garantizar su efectividad se recomienda partir de efluentes secundarios de muy buena calidad implementando para esto procesos biológicos avanzados.

En este libro se presentan los criterios y métodos de diseño de plantas de tratamiento de aguas residuales en las cuales se utilizan procesos avanzados con la finalidad de obtener agua regenerada para su aprovechamiento en actividades que requieren alta calidad de agua. El libro es una herramienta para técnicos que se dedican al diseño de plantas de tratamiento avanzado de aguas residuales. El libro está conformado por tres secciones. La primera sección se integra por conceptos teóricos relacionados con los diferentes tipos de reúso y sus características. Se presentan los requerimientos de calidad del agua para los diferentes tipos de reúso, recomendaciones de la OMS, USEPA, IWA y otras instituciones, así como el marco normativo nacional e internacional referente al reúso. Se muestran alternativas de tratamiento de las aguas residuales adecuadas para los diferentes tipos de reúso y se describen ejemplos exitosos de implementación de sistemas de reúso del agua residual tratada. La segunda sección presenta diferentes procesos para la remoción de nutrientes en las aguas residuales. Se describen los procesos biológicos avanzados para remoción de nitrógeno, fósforo y materia orgánica en las aguas residuales usando biomasas en estado suspendido e inmovilizado. Se presentan los fundamentos teóricos de los procesos y las configuraciones de los sistemas para su realización, así como los métodos y criterios para su diseño, se desarrollan ejemplos de diseño para los principales sistemas. En este libro se han considerado los siguientes procesos biológicos con biomasa suspendida para remoción de nitrógeno: el proceso anóxico-aerobio, la desnitrificación endógena postanóxica con fuente externa de carbono, el proceso con aireación intermitente, el proceso intermitente por lotes, el proceso de cuatro fases (anóxico, aerobio, anóxico y aerobio). Se presentan algunas consideraciones específicas para el diseño de los sedimentadores secundarios después de un proceso de lodos activados para remoción de nutrientes. Para la remoción de nitrógeno se pueden utilizar procesos biológicos con biomasa inmovilizada. En este libro se presentan los tres procesos más usados: nitrificación en sistemas con biodiscos, desnitrificación en biodiscos sumergidos, biofiltros postanóxicos y preanóxicos. Igual que en el caso anterior, se presentan los criterios y parámetros específicos para el diseño de los sedimentadores secundarios después de procesos con biomasa inmovilizada. Dentro del tema de remoción biológica de nitrógeno se describen y algunos sistemas combinados con biomasa suspendida e inmovilizada: reactores con lecho expandido y fluidificado, y reactores con lecho móvil. En la segunda sección se desarrolla también el tema de remoción biológica del fósforo presente en las aguas residuales. De forma específica se han considera-

do: el proceso anaerobio-aerobio con biomasa suspendida y el proceso Phostip. Se presentan ejemplos de diseño de los sistemas, así como se describen algunas tecnologías nuevas para la remoción y recuperación del fósforo. Un tema importante de la segunda sección es el referente a los procesos biológicos para remoción simultánea de nitrógeno y fósforo. Se presentan en detalle los procesos de tres fases anaerobia, anóxica y aerobia, así como el de cinco fases anaerobia, anóxica, aerobia, anóxica y aerobia. Se presenta un ejemplo de diseño del sistema anaerobio-anóxico-aerobio, así como se describen algunas tecnologías nuevas. En la segunda sección se presentan y los procesos físico-químicos para remoción de nitrógeno y fósforo, consideraciones, criterios y ejemplos de diseño de los sistemas para su implementación. Se consideraron: la remoción de nitrógeno amoniacal mediante cloración hasta el punto de quiebre y mediante desorción del amoníaco, la remoción de nitrógeno mediante intercambio iónico selectivo y la remoción de fósforo mediante precipitación seguida por sedimentación.

La tercera y última sección presenta los procesos avanzados físico-químicos para el tratamiento de efluentes secundarios de los sistemas biológicos, tales como coagulación-floculación y filtración mediante filtros empacados operados por gravedad y a presión, procesos de membrana (microfiltración, ultrafiltración y nanofiltración), adsorción (sistemas con carbón activado granular y en polvo), ozonación y procesos de oxidación avanzada, ablandamiento del agua con reactivos químicos, acondicionamiento de la calidad del agua después del tratamiento con cal-carbonato, ablandamiento mediante intercambio iónico, desorción de gases, desmineralización mediante osmosis inversa, intercambio iónico y electrodiálisis. En cada caso se describen los procesos, se mencionan los criterios, métodos y parámetros de diseño y se dan ejemplos de diseño de los sistemas más utilizados.

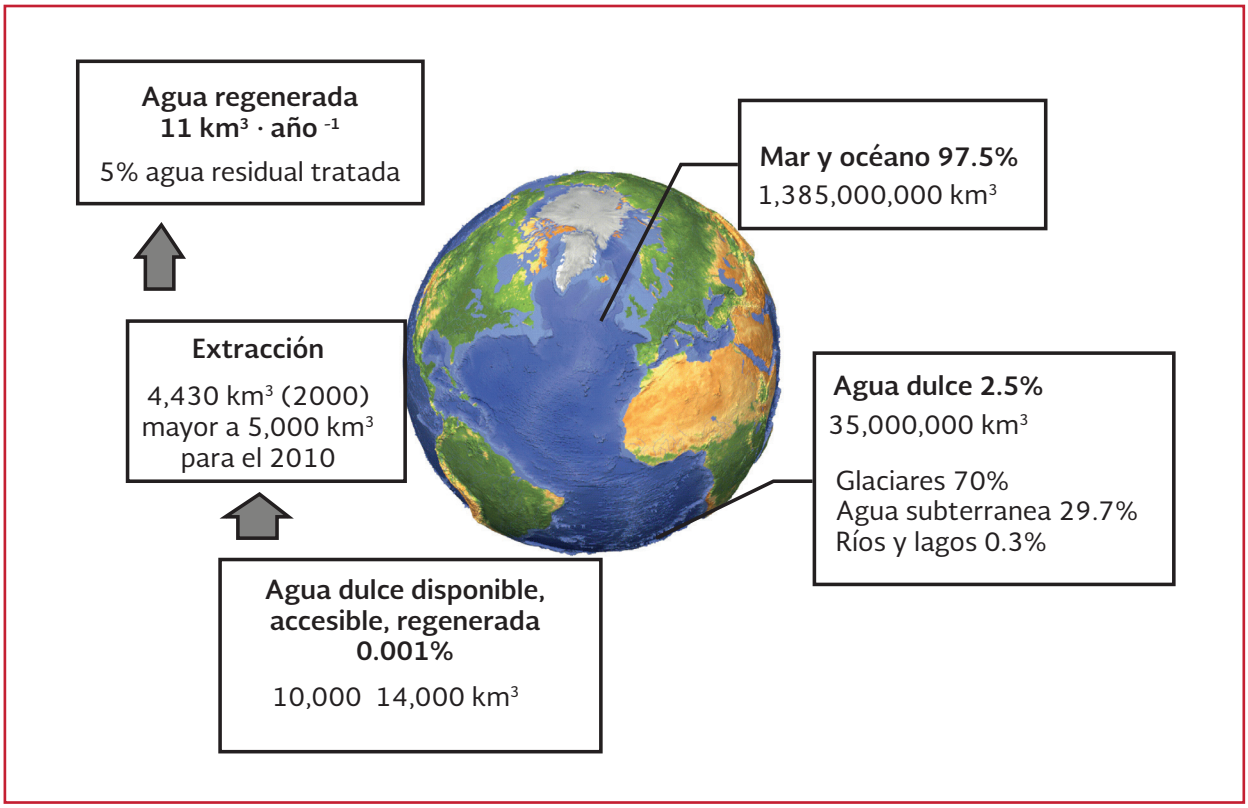
OSMOSIS INVERSA

1

Reúso de las aguas residuales

La civilización del siglo XXI está cambiando el planeta del tal forma que amenaza su capacidad para mantener el crecimiento de la población, el estilo de vida y la existencia de muchas especies. Actualmente, la escasez del agua para consumo humano afecta a todos los continentes. El uso del agua ha aumentado a más del doble en comparación al crecimiento de la población en este último siglo y en un gran número de regiones hay escasez de este recurso. El problema de la escasez de agua puede apreciarse claramente por las estadísticas de la disponibilidad del agua. En la Ilustración 1.1 se puede observar que el 75 por ciento de la superficie del planeta Tierra está cubierto por agua. Sin embargo, en su mayoría es agua salada, con solo 2.5 % de agua. Alrededor del 70 por ciento del agua dulce disponible se encuentra congelada en los casquetes polares y glaciares de la Antártica y Groenlandia, dejando el restante 30 por ciento

Ilustración 1.1 Estadísticas del agua: demanda total de agua y volumen de agua regenerada

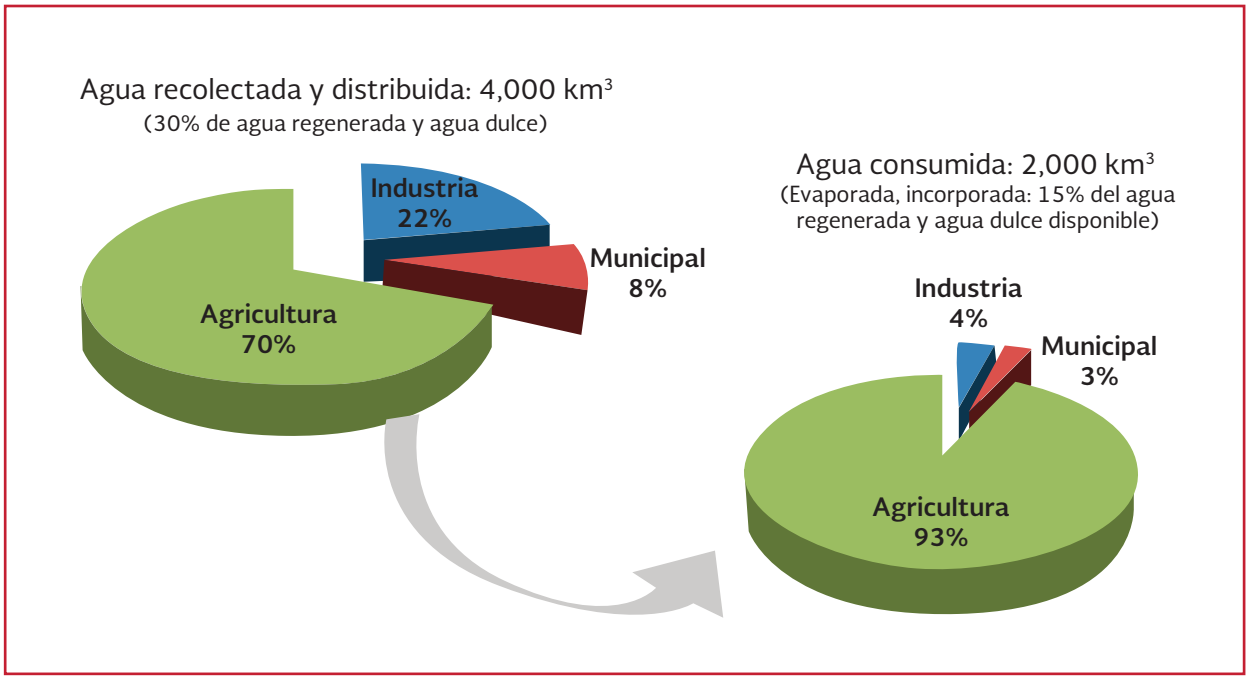


disponible para consumo (IPCC, 2007). Solo el 0.001 por ciento (10 000-14 000 km^3) del total del agua en el planeta es agua accesible y renovable.

El volumen de agua extraída y distribuida en el año 2000 fue de 4 430 km^3; sin embargo para el año 2025 se ha pronosticado un incremento significativo de la demanda de agua a 5240 km^3 (UNEP, 2008). Comparado con la demanda del agua que crece constantemente, la cantidad de agua reutilizada es relativamente pequeña, alrededor de 11 km^3 en el 2009 o 30.3 $Mm^3 \cdot d^{-1}$ (GWI, 2009), lo cual representa solo el 0.2-0.3 por ciento de la demanda total de agua y aproximadamente el 5 por ciento del agua residual recolectada y tratada en todo el mundo. El principal motor para la reutilización del agua es su creciente demanda causada principalmente por el rápido crecimiento de la población, así como su alto consumo, el cual es resultado de la mejora de la calidad de vida y el aumento del ingreso per cápita. En la Ilustración 1.2 se presenta el total del agua recolectada cada año, el volumen utilizado en la agricultura (70 por ciento), industria (22 por ciento) y para agua potable municipal (8 por ciento). Solo la mitad del agua recolectada es consumida, principalmente por la agricultura, mientras que el sobrante es regresado a los cuerpos de agua (50 por ciento) (WWAP, 2009).

La reutilización del agua es apropiada para aplicaciones específicas, generalmente los proyectos de reúso dependen de algunas consideraciones económicas, usos potenciales del agua y requerimientos de las descargas de aguas residuales. Las políticas públicas pueden ser implementadas de tal modo que promuevan la conservación del agua, así como su reúso o la implementación y el desarrollo de fuentes de agua adicionales con costos ambientales considerables. A través de la integración de las fuentes de aguas planeadas y el uso del agua regenerada se puede proveer suficiente flexibilidad para permitir que una agencia del agua responda en términos cortos a las necesidades, así como al incremento de abastecimiento del agua.

Ilustración 1.2 Desglose por sectores de recolección y consumo del agua



1.1. Conceptos básicos y terminología

El agua residual municipal es aquella que procede del empleo del agua suministrada a la población para las diferentes actividades, y que tiene constituyentes que la hacen inadecuada para ser usada otra vez sin previo tratamiento. El agua residual se recolecta mediante el alcantarillado, se conduce mediante emisores a las plantas de tratamiento y después del tratamiento, se descarga a cuerpos de agua receptores o se reutiliza en diferentes actividades (Metcalf & Eddy, 2014). Las aguas residuales, además de patógenos, contienen muchas otras sustancias contaminantes; definir de una forma exacta lo que es un agua residual es complejo, ya que está en función del tipo del uso del agua y también depende del sistema de recolección que se emplea, pudiendo ser:

- Aguas residuales municipales, procedentes de los centros urbanos
- Aguas residuales domésticas, procedentes de zonas residenciales o similares
- Aguas residuales industriales, que provienen de complejos industriales u hospitalarios
- Infiltraciones y aportaciones incontroladas, son aguas que entran de forma directa o indirecta en la red de alcantarillado y no se conoce su composición
- Aguas pluviales, que son aguas resultantes de las escorrentías superficiales

Tabla 1.1 Grado de contaminación de las aguas residuales municipales

Parámetros	Grado de contaminación		
	Fuerte	Medio	Débil
Sólidos totales, $mg \cdot L^{-1}$	1 000	500	200
Sólidos totales fijos, $mg \cdot L^{-1}$	300	150	80
Sólidos totales volátiles, $mg \cdot L^{-1}$	700	350	120
Sólidos sedimentables, $ml \cdot L^{-1}$	250	180	40
Sólidos sedimentables fijos, $ml \cdot L^{-1}$	150	108	24
Sólidos sedimentables volátiles, $ml \cdot L^{-1}$	100	72	16
Sólidos en suspensión, $mg \cdot L^{-1}$	500	300	100
Sólidos en suspensión fijos, $mg \cdot L^{-1}$	100	50	30
Sólidos en suspensión volátiles, $mg \cdot L^{-1}$	400	250	70
Sólidos disueltos, $mg \cdot L^{-1}$	500	200	100
Sólidos disueltos fijos, $mg \cdot L^{-1}$	200	100	50
Sólidos disueltos volátiles, $mg \cdot L^{-1}$	300	100	50
Demanda bioquímica de oxígeno (DBO), $mg \cdot L^{-1}$	400	220	110
Demanda química de oxígeno (DQO), $mg \cdot L^{-1}$	1 000	500	250
Carbono orgánico total (COT), $mg \cdot L^{-1}$	290	160	80
Nitrógeno total (NT), $mg \cdot L^{-1}$	69	35	23
Nitrógeno orgánico ($N_{orgánico}$), $mg \cdot L^{-1}$	29	14	10
Nitrógeno amoniacal ($N\text{-}NH_4^+$), $mg \cdot L^{-1}$	41	20	14
Nitratos ($N\text{-}NO_3^-$), $mg \cdot L^{-1}$	0.4	0.2	0.1
Nitritos ($N\text{-}NO_2^-$), $mg \cdot L^{-1}$	0.1	0.05	0.0
Fósforo total (PT), $mg \cdot L^{-1}$	11.0	5.6	3.7
Fósforo inorgánico ($P_{inorgánico}$), $mg \cdot L^{-1}$	4.7	2.4	1.6

La composición de las aguas residuales puede ser muy variable. En la Tabla 1.1 se presentan valores típicos de algunos parámetros físicoquímicos que ilustran la calidad del agua residual municipal en función del grado de contaminación.

Para describir a las aguas residuales se utilizan diferentes términos, sus tratamientos subsecuentes y los tipos de reúso. Para facilitar la comunicación entre las diferentes disciplinas asociados con la práctica de recuperación y reúso, es importante establecer una amplia comprensión de la terminología utilizada en el campo de la regeneración o recuperación del agua y el reúso.

Con el propósito de ganar la aceptación del público cuando se habla de reúso del agua, el Estado de California en 1995 modificó la disposición del existente código de agua y sustituyó el término agua reciclada por agua regenerada o recuperada, y el termino reciclado por recuperación o regeneración (Estado de California, 2003). El agua regenerada o reciclada hace referencia al agua residual tratada que cumple con la calidad necesaria para su uso directo o controlado, tales como recarga de acuíferos, riego de áreas verdes o agrícola, servicios auxiliares en la industria, incluso para su uso potable directo (Metcalf & Eddy, 2003). El próposito es la conservación y manejo sustentable del agua, en lugar de su descarga a los cuerpos de agua.

La EPA define al reúso como la reutilización del agua regenerada de una aplicación en otra (irrigación, recarga de acuíferos, uso industrial, líneas de incendio, entre otras). El reúso del agua residual es el aprovechamiento del agua previamente utilizada, una o más veces en alguna actividad para suplir las necesidades de otros usos.

La regeneración o recuperación del agua es el tratamiento o procesamiento del agua residual, de tal manera que la calidad obtenida permita que ésta sea reutilizable; éstas deben ser confiables y deben cumplir con criterios específicos de calidad del agua. Se entiende por reúso del agua el uso del agua tratada con fines benéficos como la irrigación de la agricultura y enfriamiento industrial. Las aguas residuales municipales representan la fuente más significativa y segura para la recuperación del agua en comparación con las aguas residuales provenientes de la agricultura, aguas pluviales, escorrentías y descargas industriales.

Muchas comunidades se acercan al límite de sus suministros de fácil acceso, por lo que la regeneración del agua y su reúso se está convirtiendo en una opción atractiva para conservar y extender la disponibilidad del abastecimiento del agua:

- Sustituyendo con agua regenerada aquellas aplicaciones donde no se requiere de una alta calidad
- Aumentando las fuentes de agua y proveyendo una fuente alternativa de abastecimiento para cumplir con las necesidades presentes y futuras
- Protegiendo el ecosistema acuático reduciendo la cantidad de nutrientes y otros contaminantes tóxicos al entrar en los causes del agua
- Reduciendo la necesidad de estructuras que controlen el agua
- Cumplir con regulaciones ambientales mediante una mejor gestión del agua

El reúso del agua es particularmente atractivo en situaciones donde el abastecimiento del agua está comprometido y no puede satisfacer la demanda de agua en una comunidad en crecimiento. En un futuro no lejano, la sociedad solo podrá disponer de agua en pocas cantidades y pocas veces al año.

Las prácticas de reúso del agua actualmente se realizan de manera global, sin embargo, en Estados Unidos comenzó a principios de los años 20, reutilizándola en la agricultura (Arizona y California). De acuerdo a los buenos resultados obtenidos, en Colorado y Florida se desarrollaron posteriormente sistemas para el reúso urbano. En países del Sudeste Asiático, de América Latina y de África, el riego con aguas residuales se llevó a la práctica durante décadas de manera espontánea y no planificada por parte de los agricultores más pobres de las áreas urbanas y periurbanas (Mara & Carnicross, 1990; Bakker, 2000). En Israel, 67 por ciento del agua residual es usada para riego; en India, 25 por ciento y en Sudáfrica, 24 por ciento. En América Latina, alrededor de 400 $m^3 \cdot s^{-1}$ de agua residual cruda es descargada sobre fuentes superficiales y áreas son irrigadas, la mayoría de las veces, con aguas residuales no tratadas (Post, 2006).

Un aspecto de gran preocupación es el efecto del uso de las aguas residuales en la salud. En 1973, la Organización Mundial de la Salud (OMS) publicó un reporte denominado "Reúso de efluentes: Métodos de tratamiento de aguas residuales y su seguridad para la salud", en el cual se advierte, que si las aguas residuales no se tratan pueden convertirse en el agente de enfermedades como el cólera, fiebre tifoidea y otras infecciones entéricas. Los trabajos de investigación a nivel mundial a este respecto continuaron y los conocimientos en salud pública y epidemiología avanzaron. Posteriormente en el 2006, la OMS publico nuevas guías de uso de aguas residuales, excretas y aguas grises (WHO, 2006), las cuales son una herramienta de manejo preventivo de aguas residuales en agricultura para maximizar la seguridad para la salud pública. La guía incluye un análisis microbiano, esencial para determinar el riesgo, información relativa a patógenos presentes en aguas residuales, campos y cosechas regados.

El reúso del agua ofrece una alternativa al abastecimiento del agua que bien podrá utilizarse en áreas urbanas para diferentes usos. Sin embargo, debido a que esta nueva fuente de abastecimiento proviene de aguas residuales tratadas, la aceptación por la población es un inconveniente, así como las regulaciones en materia de riesgos sanitarios. En la Tabla 1.2 se presentan las razones fundamentales para la regeneración y el reúso del agua, sus beneficios y los factores que impulsan su implementación. Una determinante para conocer los requerimientos del tipo de tratamiento y su aplicación es la calidad requerida para los diferentes usos municipales. En la Ilustración 1.3 se presenta una comparación conceptual de la medida en que suceden los cambios en la calidad del agua a través de aplicaciones municipales y los tratamientos de las aguas residuales (Asano T. , 2002). Procesos avanzados usando nuevas tecnologías se aplican para el tratamiento de las aguas residuales en aquellos casos de reúso que requieren mayor calidad de agua, como lo son las recargas de acuíferos y cuerpos de aguas superficiales que se usan para consumo humano.

Existe una tendencia creciente con respecto a la gestión de los recursos hídricos en todo el mundo, la cual se basa en priorizar el uso del

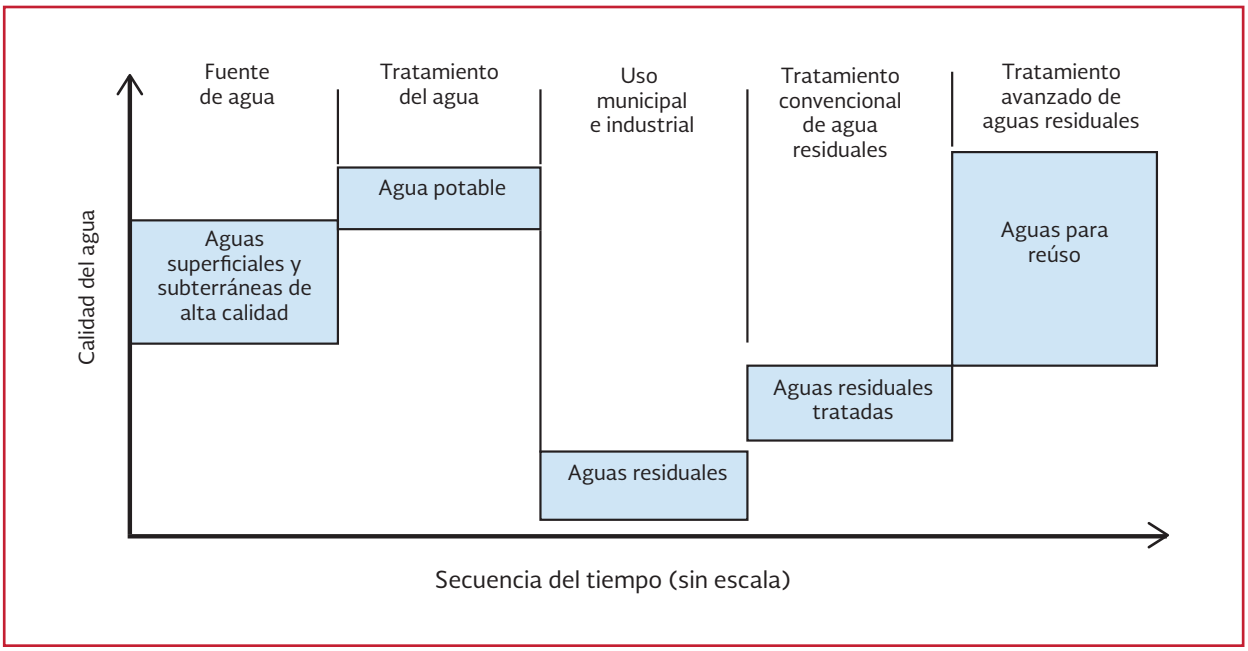
Tabla 1.2 Razón, beneficios y futuro de la regeneración y el reúso del aguaParámetro a en diferentes unidades

Razón fundamental de la regeneración y reúso del agua
• El agua es una fuente limitada
• Reconocer que es posible reciclar el agua y que cada vez se suman más países
• La calidad del agua recuperada es apropiada para muchas actividades no potables, como irrigación, enfriamiento (industrias) y limpieza con lo cual se proveerá una fuente extra de agua, la cual puede resultar efectiva y eficiente
• Para cumplir con el objetivo de la sostenibilidad de los recursos hídricos, es necesario asegurarse de que se utiliza el agua de manera eficiente
• La recuperación y reúso del agua permite la protección del ambiente mediante la reducción del volumen del efluente tratado a ser descargado a diversos cuerpos receptores
Beneficios potenciales de la regeneración y reúso del agua
• Conservación de los suministros de agua dulce
• Administración de los nutrientes que pueden conducir al deterioro del ambiente
• Se promueve la protección de ambientes acuáticos sensibles reduciendo las descargas de los efluentes
• Se contienen ventajas económicas reduciendo la necesidad de crear fuentes de agua suplementarias así como sus estructuras
• Los nutrientes del agua recuperada puede compensar la necesidad de utilizar suplementos fertilizantes
Factores que impulsan la futura implementación del agua regenerada y su reúso
• Proximidad: el agua recuperada será fácilmente disponible para el medio ambiente urbano, sobre todo donde se requieren más fuentes de agua y más costosas
• Confianza: el agua recuperada proporciona una fuente segura de agua
• Versatilidad: técnica y económicamente se proporcionara un tratamiento a las aguas residuales de tal modo que estas pueden ser utilizadas para usos no potables o cumplir con los requerimientos para un agua potable
• Seguridad: el reúso no potable del agua ha sido utilizado desde hace cuatro décadas sin presentar impacto s a la salud
• Demandas de recursos hídricos: aumento de la presión sobre fuentes de agua existente, así como el crecimiento de la población y la creciente demanda en la agricultura
• Responsabilidad física: reconocimiento de los gestores del agua y de aguas residuales con respecto a los beneficios económicos y ambientales al utilizar agua de reúso
• Interés público: incrementar el conocimiento del beneficio de utilizar agua de reúso para que este sea bien aceptado
• Dar un costo preciso del agua: la introducción de cargo por agua de reúso para los consumidores
• Necesidad y oportunidad: factores motivantes para el desarrollo de proyectos con agua de reúso, así como la implementación de condiciones favorables para recuperar agua y poder reutilizarla

agua de acuerdo a su disponibilidad y calidad. Especialmente se hace énfasis en la preservación de la calidad de las fuentes de primer uso utilizando fuentes alternativas como el agua regenerada para aplicaciones en las que se tienen poco riesgo a la salud como el riego de tierras de cultivo y campos de golf. El incremento de la productividad del agua para este reúso es una necesidad urgente en especial en aquellas regiones en donde existe gran escasez de agua. La integración del agua regenerada y reúso dentro de las fuentes de agua permite la preservación de un agua de abastecimiento con una alta calidad por medio de la sustitución de agua regenerada para aplicaciones directas no potables.

Generalmente en el diseño de los sistemas de tratamiento para obtener agua regenerada se usan los mismos criterios que para los sistemas convencionales. Sin embargo, en el primer caso hay aspectos especiales relacionados con la calidad del agua, con la variación en el abastecimiento y la demanda, y con la confiabilidad de los sistemas, que deben ser tomados en consideración. Algunos aspectos ingenieriles que se deben analizar antes de proceder al diseño de los sistemas son:

Ilustración 1.3 Cambios de la calidad del agua durante su uso a través del tiempo



- Evaluación de la demanda con fines de reúso
- Calidad del agua
- Protección a la salud publica
- Alternativas de tratamiento para el agua residual
- Ubicación del sistema de bombeo, colecta y distribución
- Suministro de agua suplementaria y de reserva

1.2. Tipos de reúso

Las principales categorías de reúso del agua residual tratada se presentan en la Tabla 1.3, en orden descendiente de acuerdo al volumen de consumo. Los tipos de reúso más comunes son el aprovechamiento del agua tratada en actividades agrícolas, industriales, recreativas y recarga de acuíferos. En países desérticos como Arabia, Túnez, Egipto e Israel el reusó del agua en agricultura ha tomado enorme importancia. En Estados Unidos, India, México y otros países se practica y el reúso de las aguas regeneradas en la industria (agua para enfriamiento, lavado e inclusive para controlar incendios). En el medio urbano, el agua se reúsa para riego de áreas verdes y plantas de ornato (en parques, jardines, áreas de golf). La mayoría de los proyecto de reúso del agua son para uso no potable. El reúso potable indirecto consiste en la recarga de las fuentes de agua de primer uso con agua regenerada, seguido por un amortiguador ambiental (el agua tratada se mezcla con agua superficial o subterránea) que precede los sistemas de potabilización. La recarga de acuíferos con agua regenerada se clasifica como un reúso potable indirecto, igual la recarga de cuerpos de agua superficiales que se usan para abastecimiento de agua potable. El reúso potable indirecto se ha implementado en varios países y se han realizado investigaciones para medir los impactos asociados a la salud pública por patógenos, virus, metales pesados y en general por el transporte de contaminantes. El reúso potable directo es la introducción de agua regenerada directamente al sistema de distribución de agua potable después de un tratamiento avanzado cumplimiendo

Tabla 1.3 Categorías del reúso del agua y sus aplicaciones típicas

Categoría	Aplicación típica
Agricultura /irrigación	• Riego de cultivos • Viveros comerciales
Riego de jardines	• Parques • Escuelas • Campos de golf • Cementerios • Camellones • Residencial
Industrial: Reciclado y reúso	• Agua de enfriamiento • Alimentación de calderas • Agua para procesos • Construcción pesada
Recarga de acuíferos	• Aumento del nivel del agua • Control para la evitar la intrusión salina • Control de agotamiento del acuífero
Recreacional/ usos ambientales	• Lagos y lagunas • Mejora de los pantanos • Aumento de los caudales • Pesca • Nieve artificial
Uso urbano no potable	• Protección contra el fuego • Aire acondicionado • Agua para inodoro
Reúso potable	• Mezcla en el agua de abastecimiento en los reservorios • Mezcla en el subsuelo • Directa a la tubería de suministro de agua

los estrictos requerimientos de calidad. Hasta el momento se tienen solo dos experiencias de implementación de este tipo de reúso, en Namibia y Estados Unidos de América.

1.2.1 Reúso agrícola

El agua es un recurso indispensable para las actividades humanas, para el desarrollo económico y el bienestar social. En promedio se necesitan 3 000 L de agua por persona para generar los productos necesarios para la alimentación diaria. Aunque la irrigación para fines agrícolas representa apenas 10 por ciento del agua usada, esta es la actividad de mayor consumo de agua dulce del planeta (FIDA, 2006). La agricultura representa una fracción importante del total de la demanda de agua de segundo uso. Los componentes del agua residual tratada que preocupan si ésta se utiliza en agricultura son: salinidad, sodio, elementos traza, cloro residual y nutrientes. Una de las prácticas más comunes de disposición final de las aguas residuales domésticas ha sido la disposición directa sin tratamiento en los cuerpos de agua superficiales y en el suelo; sin embargo, la calidad de estas aguas puede generar dos tipos de problemas: de salud pública, particularmente importantes en países tropicales por la alta incidencia de enfermedades infecciosas, cuyos agentes patógenos se dispersan en el ambiente a través de las excretas o las aguas residuales crudas (Mara D., 1996) y los problemas ambientales, por afectar la conserva-

ción o protección de los ecosistemas acuáticos y del suelo, lo que contribuye a la pérdida de valor económico del recurso y del medio ambiente y genera a su vez una disminución del bienestar para la comunidad ubicada aguas abajo de las descargas (Pierce & Turner, 1990).

La utilización de aguas residuales en áreas agrícolas proviene de los tiempos antiguos en Atenas; sin embargo, la mayor proliferación de sistemas de aplicación de aguas residuales en el suelo ocurrió durante la segunda mitad del siglo XIX, principalmente en países como Alemania, Australia, Estados Unidos, Francia, India, Inglaterra, México y Polonia. En el periodo de la posguerra, la creciente necesidad de optimización de los recursos hídricos renovó el interés por esta práctica en países como África del Sur, Alemania, Arabia Saudita, Argentina, Australia, Chile, China, Estados Unidos, India, Israel, Kuwait, México, Perú, Sudán y Túnez (Parreiras, 2005). Con frecuencia se desconoce la forma como los alimentos se han producido; sin embargo, aguas residuales, a menudo no tratadas, son utilizadas para el riego de 10 por ciento de los cultivos del mundo. Aunque ésta es una práctica en gran parte oculta y sancionada en un gran número de países, muchos agricultores, especialmente aquéllos ubicados en las áreas urbanas, utilizan las aguas residuales porque, además de los beneficios de su uso, no tienen ningún costo y son abundantes, aún durante la época de sequías (Scott, Faruqui, & Raschid, 2004). La actividad agrícola demanda agua residual por la necesidad de un abastecimiento regular que compense la escasez del recurso, por causa de la estacionalidad o la distribución irregular de la oferta de otras fuentes de agua a lo largo del año (Lara, 2003). El uso de aguas residuales presenta beneficios asociados al mejoramiento de la fertilidad de los suelos agrícolas por el aporte de materia orgánica, macronutrientes (N y P) y oligoelementos, como Na y K, permitiendo reducir y en algunos casos eliminar la necesidad del uso de fertilizantes químicos y trayendo beneficios económicos al sector (Scott *et al*., 2004). La preservación del medio ambiente se favorece al evitar las descargas de las aguas residuales a los cuerpos receptores y adicionalmente se reduce el costo del tratamiento requerido (Moscoso, 1993; CEPIS, 2003).

La agricultura requiere mayor cantidad de agua que otros usos, como el doméstico o el industrial; sin embargo, para el uso de aguas residuales debe considerarse aspectos de calidad con el fin de evitar riesgos a la salud pública, principalmente en lo que se refiere a sus características microbiológicas. Ésta es considerada la principal razón para el establecimiento de guías y regulaciones para el reúso seguro de estas aguas en diferentes aplicaciones (Metcalf & Eddy, 2014). Las principales guías que regulan el reúso son las directrices de la Organización Mundial de la Salud (OMS), sobre calidad microbiológica de aguas residuales para irrigación (Tabla 1.4), clasificadas en tres categorías, según sus niveles de parásitos y coliformes fecales en las aguas residuales domésticas (OMS, 1989), y las físico-químicas para calidad de las aguas de riego de la FAO (1992).

En el año 2006 la OMS publicó nuevas guías de uso de aguas residuales, excretas y aguas grises que son una herramienta de manejo preventivo de aguas residuales en agricultura para maximizar la seguridad para la salud pública. La guía incluye el análisis microbiano, esencial para el análisis del riesgo, que comprende la recolección de información relativa a patógenos presentes en aguas residuales, campos y cosechas regados. Estos factores varían según la región,

Tabla 1.4 Directrices de OMS (1989) sobre calidad parasitológica y microbiológica de aguas residuales para uso en agricultura

Categoría	Condiciones de reutilización	Grupo expuesto [a]	Nematodos intestinalesb (promedio aritmético de huevos·L^{-1})*	Coliformes fecales[c] (promedio geométrico·100 mL^{-1})
A	Riego de cultivos probablemente consumidos crudos Campos deportivos, parques públicos.[d]	Agricultores, consumidores, publico	≤1[d]	≤10^{3} [d]
B	Riego de cereales, cultivos industriales, forrajes, pastos y árboles.[e]	Agricultores, pero no niños <15 años y comunidades cercanas. Agricultores incluyendo niños<15 años y comunidades cercanas	≤1 Riego por aspersión ≤0.1 Cualquier tipo de riego	≤10^{5} ≤10^{3}
C	Riego local de cultivos en la categoría B, si no están expuestos los trabajadores y el público.	Ninguno	No aplicable	No aplicable

Notas:

a - En casos específicos, se deberían tener en cuenta los factores epidemiológicos, socioculturales y ambientales de cada lugar y modificar las directrices de acuerdo con ello.

b - Especies Ascaris y Trichuris y anquilostomas.

c - Durante el período de riego.

d - Conviene establecer una directriz más estricta (<200 coliformes fecales ·100 mL^{-1}) para prados públicos, como los de los hoteles, con los que el público puede entrar en contacto directo.

e - En caso de los árboles frutales, el riego debe cesar dos semanas antes de cosechar la fruta y ésta no se debe recoger del suelo. No es conveniente regar por aspersión.

Tabla 1.5 Medidas de control de protección a la salud

Medida de control	Remoción de patógenos (unidades log)	Comentarios
Tratamiento de aguas residuales	1-6	La remoción de patógenos requerida depende de la combinación selectiva de medidas de control para la protección de la salud.
Riego por goteo en cultivos de bajo crecimiento	2	Tubérculos y hortalizas, como lechuga, que crecen justo sobre el suelo con contacto parcial.
Riego por goteo en cultivos de alto crecimiento	4	Cultivos en los que las partes a cosechar no están en contacto con el suelo, como tomates.
Inactivación de patógenos por decaimiento	0.5-2 por día	Es la reducción del número de patógenos por decaimiento que ocurre entre el último riego y el consumo final. La meta en la remoción de unidades log depende de condiciones climáticas(temperatura, intensidad solar) tipo de cultivo, etc.
Lavado con agua	1	Lavado de hortalizas, vegetales y frutas con agua limpia.
Desinfección	2	Lavado de hortalizas, vegetales y frutas con una solución diluida de desinfectante y enjuague con agua limpia.
Pelado	2	Frutas y tubérculos.

clima, estación, etc. y deben ser medidos siempre que sea posible, sobre un sitio específico. La guía no da valores sugeridos para patógenos virales, bacteriales o protozoarios, únicamente valores para huevos de helmintos (<1 HH·L^{-1}) tanto para riego con cómo sin restricción; para el riego por goteo en cultivos de alto crecimiento, no da recomendación alguna. A través de un análisis cuantitativo del riesgo microbiano se puede lograr la remoción de patógenos requerida para no superar el riesgo aceptable por infección (WHO, 2006). Adicionalmente, en la Tabla 1.5 se incluyen las medidas de control para la protección de la salud.

La FAO publicó en 1999 la guía sugerida para aguas tratadas en el reúso agrícola y sus requerimientos de tratamiento (Tabla 1.6). La Agencia Estadounidense de Protección Ambiental (EPA) clasificó el reúso en ocho categorías, de acuerdo con la calidad del agua: urbano, áreas de acceso restringido, agrícola para cultivos consumidos crudos y para cultivos no consumidos crudos, recreacional, industrial, recarga de acuíferos y reúso indirecto potable (EPA, 2004; Metcalf & Eddy, 2003). Adicionalmente, figuran las directrices físico-químicas de la FAO para interpretar la calidad de las aguas de riego. En ellas se clasifica el grado de restricción de uso en tres niveles, de acuerdo con el problema potencial definido por características físico-químicas del agua, como la conductividad y el RAS (relación adsorción/sodio) (Tabla 1.7). En general, los países que tienen una normatividad sobre el reúso de las aguas residuales han tomado como referencia lo establecido por la EPA, en términos de la clasificación por tipos del reúso, y las directrices de la OMS y de la FAO en lo relacionado con límites máximos permisibles de algunas sustancias. En América Latina, algunos países, como Costa Rica (Secretaría de medio ambiente recursos naturales, 1997), México (SEMARNAT, 1997) y Salvador (Ministerio de Medio Ambiente y Recursos Naturales, 2000) tienen reglamentado el reúso.

Los criterios de calidad para la irrigación con aguas residuales en la agricultura dependen también del tipo de cultivo: cuando el reúso agrícola se realiza en cultivos que se consumen crudos y no se procesan comercialmente, como es el caso de las hortalizas frescas, el riego es restringido; cuando se aplica en cultivos que se consumen y se procesan comercialmente, como

Tabla 1.6 Guías sugeridas para aguas tratadas en el reúso agrícola y sus requerimientos de tratamiento

Tipos de reúso agrícola	Calidad del agua residual	Opción de tratamiento
Reúso agrícola en cultivos que se consumen y no se procesan comercialmente	pH 6.5-8.4 DBO<10 mg·L^{-1} Turbiedad<2 UNT Coliformes fecales <14 NMP·100 mL^{-1} Nematodos intestinales <1 HH·L^{-1}	Secundario, filtración, desinfección
Reúso agrícola en cultivos que se consumen y se procesan comercialmente	pH 6.5-8.4 DBO< 30 mg·L^{-1} SST< 30 mg·L^{-1} Coliformes fecales <200 NMP·100 mL^{-1}	Secundario, desinfección
Reúso agrícola en cultivos que no se consumen	pH 6.5-8.4 DBO< 30 mg·L^{-1} SST< 30 mg·L^{-1} Coliformes fecales <200 NMP·100 mL^{-1}	Secundario, desinfección

Tabla 1.7 Directrices para interpretar la calidad de las agua de riego

Problema potencial	Unidades	Grado de restricción de uso		
		Ninguno	Moderado	Severo
Salinidad (afecta la disponibilidad de agua para el cultivo)				
Conductividad eléctrica	$dS \cdot m^{-1}$	<0.7	0.7-3	>3
SST	$mg \cdot L^{-1}$	<450	450-2000	>2000
Infiltración (evaluar usando a la vez CE y RAS)				
Relación adsorción/sodio (RAS)				
0-3	$dS \cdot m^{-1}$	>0.7	0.7-02	0.2
3-6	$dS \cdot m^{-1}$	>1.2	1.2-0.3	0.3
6-12	$dS \cdot m^{-1}$	>1.9	1.9-0.5	0.5
12-20	$dS \cdot m^{-1}$	>2.9	2.9-1.3	1.3
20-40	$dS \cdot m^{-1}$	>5	5-2.9	2.9
Toxicidad de iones específicos (afecta cultivos sensibles)				
Sodio (Na)				
Riego por superficie	RAS	<3	<3-9	>9
Riego por aspersión	$meq \cdot L^{-1}$	<3	<3	
Cloro (Cl)	$meq \cdot L^{-1}$	<4	4-10	>10
Riego por superficie	$meq \cdot L^{-1}$	<3	>3	
Riego por aspersión	$meq \cdot L^{-1}$	<0.7	0.7-3	>3
Boro (B)				
Varios (afectan cultivos sensibles)				
Nitrógeno ($N\text{-}NO_2$)	$mg \cdot L^{-1}$	<5	5-30	>30
Bicarbonato (HCO_2) Aspersión únicamente	$mg \cdot L^{-1}$	1.5	1.5-8.5	>8.5
pH			Rango normal 6.5-8.4	

es el caso del tomate enlatado, y en cultivos que no se consumen por el hombre, como pastos, el riego es no restringido (OMS, 1989).

La presencia de ciertas formas de nutrientes en las aguas residuales beneficiaría más a algunos cultivos que a otros. Para la aplicación del reúso sobre un cultivo específico, es necesario tener en cuenta aspectos como: la capacidad de asimilación de nutrientes, el consumo de agua, la presencia de iones tóxicos, la concentración relativa de sodio (Na) y el contenido de sales solubles, ya que en ciertas condiciones climáticas puede salinizarse el suelo y modificarse la composición iónica, alterándole características como el desarrollo vegetativo y la productividad (Medeiros *et al.*, 2005). Algunos cultivos, como forrajes perennes y turbas y ciertas especies arbóreas y cultivos, como el maíz, el sorgo y la cebada, requieren una elevada capacidad de asimilación de nutrientes, alto consumo de agua, elevada tolerancia a la humedad del suelo, baja sensibilidad a los constituyentes del agua residual y mínima necesidad de control. Otros cultivos, como leguminosas, la mayoría de cultivos de campo (algodón y cereales) y algunos frutales, como cí-

tricos, manzanos y uvas, no requieren agua en exceso, favoreciendo el reúso de las aguas residuales (Valencia, 1998).

Los nutrientes más importantes para los cultivos son el nitrógeno, fósforo, potasio, zinc, boro y sulfato. El agua tratada generalmente contiene suficientes concentraciones de estos para suplir una gran parte de las necesidades de abonos. Arizona y Hawái son los únicos estados de la unión americana que limitan el uso de agua residual conciertos patógenos, para el reúso en agricultura de cultivos no comestibles. En Arizona, los patógenos incluyen virus entéricos, Entamoeba histolytica, Giardia lambia y Ascaris lumbricoides. En la Tabla 1.8 y Tabla 1.9 se presentan las diversas calidades del agua para reúso agrícola establecidas por las guías EPA 1992, la NOM-001-SEMARNAT-1996 y la propuesta por la Dirección General de Construcción y Operación Hidráulica (DGCOH) del Departamento del Distrifo Federal.

1.2.2 Reúso industrial

Los requerimientos de calidad de agua para los usos industriales son diferentes dependiendo del tipo de proceso o actividad. Para el lavado de materia prima, subproductos o productos finales y para los sistemas de enfriamiento se requieren generalmente grandes cantidades de agua con una calidad no tan alta. Por otro lado, existen procesos donde se requiere de una alta calidad de agua, por ejemplo para preparación de soluciones de reactivos químicos, para los procesos de manufactura o para la alimentación de las calderas. Para actividades industriales que requieren grandes cantidades de agua con una calidad no tan alta se pueden usar aguas residuales municipales tratadas, permitiendo así la disminución del consumo de agua de primer uso.

En algunas industrias el reúso del agua puede ser directo de las plantas de tratamiento de las aguas residuales municipales. En otros casos, se puede necesitar un tratamiento adicional con

Tabla 1.8 Calidad del agua requerida para reúso agrícola

	No restringido			Restringido		
	EPA 1992	NOM-001-SEMARNAT-1996	DGCOH 1987	EPA 1992	NOM-001-SEMARNAT-1996	DGCOH 1987
pH	6-9	5-10	7-8	6-9	5-10	7-8
DBO, $mg \cdot L^{-1}$	<10	----	20	<30	----	50
Turbiedad, UNT	<2	----	10	----	----	20
SST, $mg \cdot L^{-1}$	----	----	100	<30	----	100
Coliformes Fecales, $NMP \cdot (100\ mL)^{-1}$	ND	<1000	1000	<200	<1000	10000
Cuenta estándar, $col \cdot mL^{-1}$	----	----	200	----	----	200
Huevos$\cdot L^{-1}$ de Helminto	----	1	1	----	5	1
Grasas y aceites (GyA), $mg \cdot L^{-1}$	----	15	Virtualmente libre	----	15	Virtualmente libre
Material flotante	----	Ausente	----	----	Ausente	----
Sólidos disueltos totales, $mg \cdot L^{-1}$	500-2000	----	2000	500-2000	----	2000

Tabla 1.9 Calidad del agua requerida para reúso agrícola

Parámetro	Valores de los límites máximos permisibles para reúso restringido y no restringido, $mg \cdot L^{-1}$		
	EPA 1992	NOM-001-SEMARNAT-1996	DGCOH 1987
Aluminio	5	----	5
Arsénico	0.10	0.2	0.10
Berilio	0.10	----	----
Boro	0.75	----	1
Cadmio	0.01	0.05	0.01
Cloro	0.1	----	----
Cianuro	----	2	0.1
Cobalto	0.05	----	----
Cobre	0.2	4	0.2
Cromo	----	0.5	0.1
Fluoruro	1	----	1
Hierro	5	----	5
Plomo	5	5	5
Litio	2.5	----	----
Manganeso	0.2	----	0.2
Mercurio	----	0.005	0.002
Molibdeno	0.01	----	----
Níquel	0.2	2	0.2
Selenio	0.02	----	0.02
Vanadio	0.1	----	----
Zinc	2	10	2

el objeto de obtener una mejor calidad del agua o con especificaciones más rigurosas. Algunos ejemplos de aplicaciones industriales donde se puede realizar un reúso directo de aguas regeneradas son para: agua de enfriamiento, vía de transporte de materia prima, subproductos o productos finales, agua de enjuague, lavado de pisos, reactores y equipos, riego de las áreas verdes en el territorio de las industrias.

Para modificar la calidad del agua en ocasiones es necesario un tratamiento complementario, sobre todo si el reúso del agua es utilizado en la manufactura, alimentación a calderas u otras aplicaciones con requerimientos específicos de la calidad del agua. La factibilidad de utilizar agua residual municipal tratada en aplicaciones industriales depende de su costo, disponibilidad, confiabilidad y sustentabilidad comparado con otras fuentes de agua. En los procesos industriales el agua que es utilizada para un proceso puede ser reutilizada con o sin tratamiento previo para otro nuevo proceso. El agua residual generada de las actividades industriales puede ser tratada en el sitio para ser reutilizada o descargada.

Muchos procesos industriales dependen de la disponibilidad inmediata de fuentes de agua seguras, por ejemplo las plantas termoeléctricas, la manufactura del papel, la producción textil, en el procesamiento de alimentos, en procesos químicos, y en refinación del aceite. En general las industrias tienden a usar agua en cantidades

constantes a través de los años, por lo tanto las industrias proveen una oportunidad única para el reúso de las aguas residuales.

En la Tabla 1.10 se presenta una comparación del agua potable utilizada por la industria durante los años 1975, 1995 y 2000. Se observa que en el año 1975 las actividades manufactureras consumieron cerca de $190x10^9$ $m^3 \cdot año^{-1}$ del cual $100x10^9$ $m^3 \cdot año^{-1}$ fue cambiado por el reúso del agua interno. El agua potable utilizada por la industria manufacturera fue alrededor de $71x10^9$ $m^3 \cdot año^{-1}$. En contraste, en 1995 el consumo de agua en la industria de la manufactura disminuyó cerca de la mitad en comparación al año 1975 y actualmente continúa disminuyendo. Hasta ahora el reúso del agua en la industria de la manufactura ha sido mínimo (Houston *et al.*, 2004).

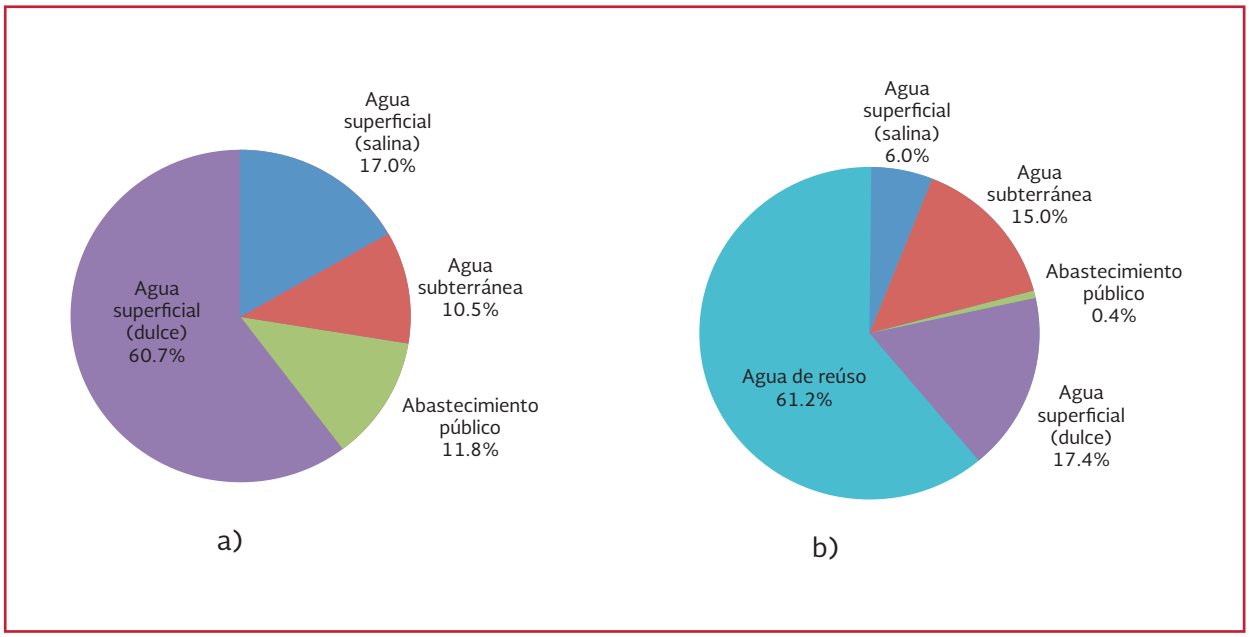
En la Ilustración 1.4 se comparan las fuentes de agua utilizada en la industria de la manufactura durante los años 1975 y 1995 respectivamente. Basados en los datos de 1995, el 61.2 por ciento del total del agua utilizada provino de agua de reúso; lo cual demuestra que existe un creciente interés en el reúso del agua en el sector industrial.

En las plantas industriales se pueden implementar y sistemas de reúso de las aguas residuales generadas en los procesos de producción. A diferencia de las aguas residuales domésticas, los efluentes industriales contienen con frecuencia sustancias que no se eliminan mediante un tratamiento convencional, ya sea por estar en concentraciones elevadas, o bien por su naturaleza química. Muchos de los compuestos orgánicos e inorgánicos que se han identificado en aguas

Tabla 1.10 Consumo de agua dulce por industria

Categoría	1975	1995	2000
Eléctrica	120 000	192 000	188 000
Manufactura	71 000	35 000	21 000
Total	191 000	227 000	209 000

Ilustración 1.4 Fuentes de agua de la industria manufacturera a) 1975 y b) 1995



residuales industriales son objeto de regulación especial debido a su toxicidad o a sus efectos biológicos a largo plazo. El control de la contaminación del agua producida por las actividades industriales comenzó alrededor de los años 70s en países como Estados Unidos, España e Inglaterra, estableciendo sistemas de descarga y promoviendo la eliminación de contaminantes, así como la regulación de estos. La tendencia en Europa fue basada en la prevención y control integrado de la contaminación cuyo objetivo es reducir el vertido de algunos contaminantes específicos y emplear sistemas avanzados de tratamiento de aguas residuales *in situ*.

Entre las principales sustancias contaminantes, que se toman obligatoriamente en consideración para fijar valores límite de emisiones a las aguas se encuentran:

- Compuestos órgano-halogenados y sustancias que puedan generarlos en el medio acuático
- Sustancias y preparados cuyas propiedades cancerígenas o mutagénicas puedan afectar a la reproducción en el medio acuático
- Hidrocarburos persistentes y sustancias orgánicas tóxicas persistentes y bioacumulables
- Cianuros
- Biocidas y productos fitosanitarios
- Sustancias que ejercen una influencia desfavorable sobre el balance de oxígeno (computables mediante parámetros agregados tales como DBO, DQO)

Estos contaminantes proceden de industrias muy variadas y por su naturaleza, concentración o caudal del efluente, hacen que dichas aguas residuales demanden un tratamiento antes de su vertido o reutilización.

En la Tabla 1.11 y Tabla 1.12 se presenta la clasificación, por sectores de actividad industrial, de los principales compuestos contaminantes en agua junto con el porcentaje de participación en las emisiones directas en la UE (se han omitido porcentajes inferiores al 10 por ciento).

El uso para fines de enfriamiento es el mayor de los usos industriales del agua residual tratada en México. El agua de enfriamiento es empleada para la condensación de vapor de agua, para enfriar productos o agua caliente que es retornada al sistema que la aprovechó. En el caso de enfriamiento de un sólo paso, el agua se utiliza una sola vez y posteriormente se descarga a su fuente de captación o a otro sistema, como el drenaje. Los criterios de calidad del agua para enfriamiento de un solo paso se basan en la necesidad de evitar el bloqueo del equipo con sólidos, la corrosión y la formación de películas bacterianas.

En muchas ocasiones, a pesar del cumplimiento de esta calidad, se necesita agregar productos inhibidores de corrosión y de crecimiento biológico. La calidad recomendada para el agua de enfriamiento de un sólo paso exige el previo tratamiento de las aguas residuales municipales si éstas se van a utilizar para tal fin. En vista de los grandes volúmenes de agua que se necesitan para el enfriamiento de un sólo paso, la modificación de la calidad del agua es frecuentemente antieconómica, por lo que, generalmente se buscan fuentes de aguas naturales o se aplican sistemas de enfriamiento con recirculación. La recirculación de las aguas de enfriamiento permite reducir substancialmente

Tabla 1.11 Emisoras directas de contaminantes inorgánicos en agua clasificados por actividad

Elemento contaminante	Tipo de industria que lo genera
Arsénico y sus compuestos	• Industrias del metal e instalaciones de calcinación, síntesis de minerales metálicos (22 por ciento) • Industria química inorgánica de base o fertilizantes (20 por ciento) • Producción de cemento y materiales cerámicos (18 por ciento) • Plantas de procesado de residuos peligrosos (10 por ciento)
Cadmio y sus compuestos	• Industrias del metal e instalaciones de calcinación, síntesis de minerales metálicos (66 por ciento)
Cloruros	• Plantas de combustión (40 por ciento) • Industria química inorgánica de base o fertilizantes (30 por ciento) • Industria química orgánica de base (20 por ciento)
Cromo y sus compuestos	• Industrias del metal e instalaciones de calcinación, síntesis de minerales metálicos (87 por ciento)
Cobre y sus compuestos	• Industrias del metal e instalaciones de calcinación, síntesis de minerales metálicos (23 por ciento) • Industria química inorgánica de base o fertilizantes (18 por ciento) • Industria química orgánica de base (12 por ciento) • Plantas de combustión (12 por ciento)
Cianuros	• Industrias del metal e instalaciones de calcinación, síntesis de minerales metálicos (80 por ciento) • Industria química orgánica de base (10 por ciento)
Fluoruros	• Industria química inorgánica de base o fertilizantes (54 por ciento) • Industrias del metal e instalaciones de calcinación síntesis de minerales metálicos (22 por ciento) • Industria química orgánica de base (17 por ciento)
Plomo y sus compuestos	• Industrias del metal e instalaciones de calcinación y sintetización de minerales metálicos (40 por ciento) • Industria química inorgánica de base o fertilizantes (15 por ciento) • Industria química orgánica de base (12 por ciento) • Refinerías de petróleo y gas (12 por ciento)
Mercurio y sus compuestos	• Industria química inorgánica de base o fertilizantes (31 por ciento) • Industrias del metal e instalaciones de calcinación, síntesis de minerales metálicos (18 por ciento) • Industria química orgánica de base (14 por ciento)
Níquel y sus compuestos	• Industrias del metal e instalaciones de calcinación y síntesis de minerales metálicos (44 por ciento) • Industria química inorgánica de base o fertilizantes (13 por ciento) • Industria química orgánica de base (13 por ciento)
Compuestos orgánicos de estaño	• Industrias del metal e instalaciones de calcinación y sínteis de minerales metálicos (86 por ciento)
Fósforo	• Industria química inorgánica de base o fertilizantes (25 por ciento) • Industria química orgánica de base (22 por ciento) • Industria de la madera y papel (18 por ciento) • Industrias lácteas, mataderos y otras (13 por ciento)
Zinc y sus compuestos	• Industrias del metal e instalaciones de calcinación y síntesis de minerales metálicos (33 por ciento) • Industria química orgánica de base (23 por ciento) • Industria química inorgánica de base o fertilizantes (16 por ciento) • Industria de la madera y papel (11 por ciento)

Tabla 1.12 Emisoras directas de contaminantes orgánicos en agua clasificados por actividad

Elemento contaminante	Tipo de industria que lo genera
Benceno, tolueno, etil-benceno y xileno	• Industria química orgánica de base (56 por ciento) • Industrias del petróleo y del gas (17 por ciento) • Industrias del metal e instalaciones de calcinación y síntesis de minerales metálicos (11 por ciento)
Cloroalcanos	• Industria química inorgánica de base o fertilizantes (100 por ciento)
Compuestos orgánicos halogenados	• Instalaciones para la producción de pasta de papel (86 por ciento)
Compuestos organoestánicos	• Industrias del metal e instalaciones de calcinación y síntesis de minerales metálicos (86 por ciento) • Industria química orgánica de base (11 por ciento)
1,2,-Dicloroetano	• Productos químicos orgánicos de base (63 por ciento) • Productos químicos inorgánicos de base o fertilizantes (36 por ciento)
Diclorometano	• Productos químicos orgánicos de base (48 por ciento) • Industria farmacéutica (30 por ciento)
Bromuro de difeniléter	• Instalaciones para pretratamiento de fibras o textiles (100 por ciento)
Dioxinas y furanos	• industrias del metal e instalaciones de calcinación y síntesis de minerales metálicos (41 por ciento) • Instalaciones de combustión (19 por ciento) • Productos químicos orgánicos de base (17 por ciento) • Instalaciones para eliminación de residuos peligrosos (15 por ciento)
Fenoles	• Productos químicos orgánicos de base (47 por ciento) • Refinerías de petróleo y de gas (23 por ciento) • Industrias del metal e instalaciones de calcinación y síntesis de minerales metálicos (11 por ciento)
Hexaclorobenceno Hexaclorobutadieno Hexaclorcociclohexano	• Productos químicos orgánicos de base (90 por ciento)
Hidrocarburos aromáticos policíclicos	• Tratamiento de superficies con disolventes orgánicos (33 por ciento) • Refinerías de petróleo y de gas (27 por ciento) • Industrias del metal e instalaciones de calcinación y síntesis de minerales metálicos (21 por ciento) • Productos químicos orgánicos de base (13 por ciento)
Hidrofluorocarburos	• Productos químicos inorgánicos de base o fertilizantes (48 por ciento) • Productos químicos orgánicos de base (41 por ciento)
Pentaclorofenol	• Industrias del metal e instalaciones de calcinación y sintetización de minerales metálicos (100 por ciento)
Perfluorocarburos	• Industrias del metal e instalaciones de calcinación sintetización de minerales metálicos (82 por ciento)
Tetracloroetileno	• Tratamiento de superficies con disolventes orgánicos (43 por ciento) • Industrias del metal e instalaciones de calcinación y síntesis de minerales metálicos (26 por ciento) • Productos químicos orgánicos de base (12 por ciento) • Productos químicos inorgánicos de base o fertilizantes (12 por ciento)
Tetraclorometano	• Productos químicos orgánicos de base (93 por ciento)
Triclorobencenos	• Productos químicos orgánicos de base (56 por ciento) • Productos químicos inorgánicos de base o fertilizantes (44 por ciento)
1,1,1-Tricloroetano	• Productos químicos inorgánicos de base o fertilizantes (100 por ciento)
Tricloroetileno	• Industrias del metal e instalaciones de calcinación y síntesis de minerales metálicos (32 por ciento) • Productos químicos orgánicos de base (31 por ciento) • Tratamiento de superficies con disolventes orgánicos (24 por ciento)
Triclorometano (Cloroformo)	• Productos químicos orgánicos de base (43 por ciento) • Productos químicos inorgánicos de base o fertilizantes (40 por ciento) • Industria farmacéutica (15 por ciento)

los volúmenes de agua necesarios. Sin embargo, los criterios de la calidad del agua utilizada en este caso son mucho más estrictos. En el proceso de recirculación aumenta la concentración de los contaminantes, debido a la evaporación que ocurre en el sistema. Es por esto que regularmente un volumen determinado de agua es purgado y sustituido por agua fresca. El tratamiento necesario se aplica al agua que sustituye a las purgas. Las bases que rigen la determinación de los criterios de calidad del agua renovada para este tipo de reúso son las siguientes: no deben formarse depósitos en la superficie intercambiadora de calor; se debe evitar la corrosión, la formación de películas bacterianas, el deterioro de la madera que integra las torres de enfriamiento; se debe minimizar la formación de espuma. De acuerdo a lo anterior, se han establecido los criterios de calidad del agua para este tipo de reúso (Tabla 1.13).

Otra aplicación de aguas renovadas es para la alimentación de las calderas. Se puede decir que el agua para alimentación de todo tipo de calderas, debe estar libre de material suspendido y con bajo contenido de oxígeno disuelto. Entre los parámetros de calidad del agua para este tipo de uso, los que se consideran más importantes

Tabla 1.13 Criterios de calidad del agua para uso industrial en los procesos de enfriamiento y calentamiento

Parámetro	Criterio de calidad, $mg \cdot L^{-1}$		
	Enfriamiento		Calentamiento en calderas a baja presión 0-150 $lb \cdot pulg^{-2}$
	De un solo paso	Con recirculación	
Alcalinidad	500	350	350
Aluminio	B	0.1	5
Bicarbonatos	600	24	170
Calcio	200	50	B
DQO	75	75	5
Cloruros	600	500	B
Dureza	850	650	350
Fierro	0.5	0.5	1
Manganeso	0.5	0.5	0.3
Fierro+Manganeso	0.5	-	0.3
Magneso	B	B	B
$N\text{-}NH_4$	B	B	0.1
Grasas y aceites	No flotante	No flotante	No flotante
Oxígeno disuelto	Aerobio	B	2.5
pH	5.0-8.3	B	7-10
SAAM	B	1	1
Sílice	50	50	30
Sólidos suspendidos	-	100	10
Sólidos disueltos	1000	500-800	700
Sulfatos	680	200	B
Temperatura	B	B	B
Zinc	B	B	B
Cobre	B	B	0.5

Notas:
B - aceptable como se reciba.

son: SDT, SS, dureza, fierro, cobre, sílice y aceites. Los requerimientos de calidad del agua se vuelven más estrictos en cuanto más alta sea la presión de operación de la caldera, con objeto de prevenir la formación de depósitos y fallas en los componentes de la misma. El agua residual municipal e industrial puede ser reutilizada también en los procesos de producción. En este caso el agua tratada debe cumplir con los requerimientos específicos de calidad en cada caso concreto. Por ejemplo, para la industria de celulosa y papel, entre los parámetros de mayor relevancia a considerar para el empleo de agua renovada, se encuentran: dureza, alcalinidad, turbiedad, color, fierro, SS, manganeso, algas y bacterias. La dureza en exceso interfiere con las operaciones de lavado, precipitación de carbonato de calcio. El control de pH y gases disueltos es necesario para evitar problemas de corrosión en los equipos. El color puede producir efectos adversos en la brillantez del papel y es particularmente dañino cuando se produce papel blanco o teñido de alta calidad. Los SS y la turbiedad afectan directamente el brillo y propician el crecimiento de lama, la que provoca problemas de operación de las máquinas. Los criterios de calidad presentados en Tabla 1.14 son los aceptados por la mayoría de las plantas productoras de celulosa y papel en los Estados Unidos y corresponden al rango de calidad necesario para la producción de papel mediante los procesos de soda y sulfitos.

1.2.3 Reúso urbano

El agua cruda es generalmente tratada para satisfacer las demandas de agua potable de la población. Sin embargo estas van a depender de diferentes factores como: el estrato socioeconómico, el clima y las tarifas del servicio. El agua potable es utilizada con diferentes propósitos, prevaleciendo el lavado de ropa y el uso en ducha. Las necesidades estrictas de agua potable son esencialmente para las actividades relacionadas con la alimentación, bebida, cocinado, limpieza de platos, limpieza de ropa y baño del cuerpo.

Otras actividades como el uso en sanitarios, lavado de pisos y riego de jardines no requieren agua de calidad potable. Estos últimos usos representan aproximadamente el 30 por ciento del consumo doméstico. Adicionalmente, no se requiere de agua potable para las siguientes actividades urbanas:

Tabla 1.14 Criterios de calidad del agua para uso en los procesos de producción de celulosa y papel

Parámetro	Criterio de calidad
Alcalinidad, $mg \cdot L^{-1}$	75
Dureza de calcio, $mg \cdot L^{-1}$	50
Dureza de magnesio, $mg \cdot L^{-1}$	5
Dureza total, $mg \cdot L^{-1}$	100
Cloruros, $mg \cdot L^{-1}$	75
CO_2 libre, $mg \cdot L^{-1}$	10
Cloro residual, $mg \cdot L^{-1}$	2
Fierro, $mg \cdot L^{-1}$	0.10
Manganeso, $mg \cdot L^{-1}$	0.05
Sílice, $mg \cdot L^{-1}$	20
Sólidos disueltos, $mg \cdot L^{-1}$	250
Turbiedad, UNT	25

- Riego de áreas públicas, parques, y campos deportivos
- Sistemas contra incendios
- Lavado de calles
- Actividades comerciales como lavado de vehículos, de vidrios, control del polvo y producción de concreto para proyectos de construcción

Dentro de los diferentes tipos de reúso se encuentra el contacto directo e indirecto. El reúso en servicios al público con contacto indirecto u ocasional es aquel que se destina a actividades donde el público en general esté expuesto indirectamente o en contacto físico incidental y que su acceso es restringido, ya sea por barreras físicas o personal de vigilancia, entre los que se pueden catalogar los siguientes reúsos:

Riego de jardines y camellones en autopistas; camellones en avenidas; fuentes de ornato, campos de golf, abastecimiento de hidrantes de sistemas contra incendio, lagos artificiales no recreativos, barreras hidráulicas de seguridad y panteones (Tabla 1.15). En la Tabla 1.16 se presentan las directrices de la OMS para reúso municipal no potable.

Algunos de los criterios a tomar en cuenta son la remoción de patógenos y parásitos, y cumplir con la NOM-003-SEMARNAT-1997.

Adecuar un tratamiento eficiente para cumplir con los requerimientos de calidad del agua para este tipo de reúso. Además se ha observado que se cuentan con beneficios económicos y en términos ambientales.

1.2.4 Reúso recreativo

Para que el agua residual tratada sea aceptable en el uso recreativo debe cumplir con ciertos criterios de calidad. Esta debe ser libre de organismos patógenos, no debe contener sustancias que puedan ser tóxicas mediante su ingestión o producir irritación de la piel o los ojos de los seres humanos y también debe ser estéticamente

Tabla 1.15 Valores para los diferentes tipos de reúso directo o indirecto

Tipo de reúso	Promedio mensual	
	Coliformes fecales, NMP·100 mL^{-1}	Huevos de helminto, huevos · L^{-1})
Servicios al público con contacto directo (primario)	<1000	<1
Servicios al público con contacto indirecto , ocasional (secundario)	103-104	≤5

Tabla 1.16 Directrices de OMS para reúsos municipales no potables (lavado de calles y coches, riego de áreas verdes urbanas)

Parámetros	Con y sin contacto directo
Patógenos	Coliformes fecales <2.2 NMP·100 mL^{-1}
SST	<15 mg·L^{-1}
DBO	<20 mg·L^{-1}
G y A	Ausente
Sólidos disueltos totales (SDT)	1 200 mg·L^{-1}*

Notas:

* - puede ser más estricto, dependiendo del pasto. Otros parámetros: F^-, SO_4^{2-}, Cl^-, Cu, Al, As, Zn, Pb, etc.

agradable. Existen varios parámetros de calidad que se han tomado en cuenta en la propuesta de criterios de calidad para este tipo de uso. Entre ellos sobresalen el número de coliformes y el potencial de hidrógeno. Con respecto al contenido de coliformes, se han realizado un gran número de estudios (US EPA, 1992) que han mostrado un incremento estadísticamente significativo de enfermedades en nadadores que han practicado en aguas con concentraciones de coliformes mayores de 2,300 NMP·100 mL^{-1}, aunque también se han presentado casos de enfermedades a concentraciones menores. Con respecto al pH, la condición ideal del agua sería que este fuera de 7.4 unidades, el cual corresponde al del fluido lagrimal del ojo, sin embargo, por razones prácticas se ha recomendado un rango de 6.5-8.3 y 6.0-9.0 para aguas de baja y alta capacidad amortiguadora, respectivamente.

Otros parámetros de interés son la temperatura, la composición química y la claridad del agua. Con respecto a la temperatura, este parámetro se recomienda en el rango de 15-35 grados Celsius. Las características químicas del agua para este tipo de uso deben ser tales que ésta no sea tóxica y no produzca irritación de la piel, oídos o membranas mucosas del individuo. Se reconoce que cuando se practica natación se ingieren pequeñas cantidades de agua. Es por esto que el agua no debe contener compuestos tóxicos al ingerirse. Desde el punto de vista estético es muy importante la claridad del agua, por lo que la turbiedad es un parámetro de control necesario en este tipo de uso, al igual que los nutrientes que podrían causar crecimiento de malezas acuáticas e interferir con la claridad del agua, especialmente el fósforo y el nitrógeno. El olor y los sólidos sedimentables que pudieran formar depósitos en el fondo del cuerpo del agua empleado son otras consideraciones estéticas. Con respecto al olor, este puede ser minimizado al producir un efluente bien oxidado que contenga suficiente oxígeno disuelto para que se mantengan condiciones aerobias. Para estos fines se necesita reducir el contenido de la materia orgánica a valores menores de 20 $mg \cdot L^{-1}$ de demanda bioquímica de oxígeno. En el caso de los sólidos suspendidos, se puede considerar que éstos no afectan al tener un efluente que no exceda de 20 $mg \cdot L^{-1}$ de sólidos suspendidos totales. De acuerdo con lo anterior, en la Tabla

Tabla 1.17 Directrices de OMS para reúso recreativo

Parámetros	Con contacto directo	Sin contacto directo prolongado
Patógenos	Coliformes fecales < 200 NMP·100 mL^{-1}	Coliformes totales < 5,000 NMP·100 mL^{-1}
Sustancias tóxicas	Ausente	Ausente
pH	7.4 (6-9)	6-9
Olor y color	Ausente	Ausente
Sólidos sedimentables	Ausente	Ausente
Materia flotante	Ausente	Ausente
G y A, $mg \cdot L^{-1}$	Ausente	Ausente
SST, $mg \cdot L^{-1}$	<20	<30
DBO, $mg \cdot L^{-1}$	<20	<30
DQO, $mg \cdot L^{-1}$	<30	<60
NT, $mg \cdot L^{-1}$	Ausente	-
Fosfatos, $mg \cdot L^{-1}$	0.2	-
Temperatura	15-35 °C	-

1.17 se presentan los criterios propuestos por la OMS para el uso recreativo con contacto directo (OMS, 1989).

La diferencia de este tipo de uso con el uso recreativo sin contacto directo prolongado es exclusivamente el tiempo de contacto del individuo con el agua renovada. En este último caso no se espera que el individuo se sumerja en el agua más que por razones casuísticas. Este tipo de uso incluye remo, pesca y contacto ocasional derivado de las primeras actividades. En el caso de uso recreativo sin contacto directo prolongado, los criterios de calidad del agua son menos estrictos, reflejando solamente los aspectos estéticos. Es por esto que para definir los objetivos de tratamiento en este caso se consideran ante todo los factores que afectan la calidad estética: materia flotante, sólidos suspendidos y sedimentables, depósitos de lodos, formación de lama, crecimientos excesivos de maleza acuática, olor, color, sabor y turbiedad, grasas, aceites y natas visibles, agentes formadores de espuma, excesiva acidez o alcalinidad que pudieran producir corrosión de botes y muelles. Asimismo, el contenido de bacterias es menos restrictivo, al permitirse valores hasta de 5,000 NMP·100 mL^{-1} de coliformes totales. En la Tabla 1.17 se resumen los valores recomendados de los parámetros de calidad del agua para el uso recreativo sin contacto prolongado.

Cabe mencionar, que en las directrices sobre la calidad del agua para reúso de Estados Unidos no se hace diferencia entre los dos tipos de uso recreativo anteriormente mencionados, y la calidad requerida es igual para ambos. Sin embargo, se introduce otra categoría refiriéndose al uso recreativo en áreas donde el contacto con el agua no se permite (WEF, 1991). Las restricciones con respecto a la calidad necesaria para estos tipos de reúso se presentan en la Tabla 1.18 y como se puede observar, son mucho más estrictas que las recomendadas por la organización mundial de la salud.

Entre los usos municipales no potables se encuentran el lavado de calles, lavado de coches y principalmente, riego de áreas verdes urbanas. Aunque el césped y arbustos son por lo general más resistentes a muchos contaminantes que los cultivos agrícolas, algunos parámetros de calidad del agua para el riego urbano son más restrictivos que para uso agrícola. Esto se debe, principalmente, a consideraciones de peligro potencial a la salud pública, por la presencia de virus y bacterias en los aerosoles que se producen al emplear sistemas de aspersión para el riego urbano. También parámetros como sólidos suspendidos y grasas y aceites se consideran restrictivos en este tipo de uso, ya que es importante prevenir bloqueo en los sistemas de riego.

Tabla 1.18 Normativa de EE. UU. para uso recreativo (incluye con y sin contacto directo) y uso recreativo en áreas donde el contacto con el agua no se permite

Parámetros	Con y sin contacto directo	Contacto no permitido
Patógenos	Coliformes fecales, no detectables	Coliformes fecales < 200 NMP·100 mL^{-1}
pH	6-9	6-9
SST, $mg·L^{-1}$	-	<30
DBO, $mg·L^{-1}$	<10	<30
Turbiedad	<2 UTN	-
Cloro residual, $mg·L^{-1}$	1	1

Los criterios de calidad para este tipo de uso (US EPA, 1991) especifican también concentraciones límites para una serie de elementos, tales como boro, arsénico, aluminio, fluoruros, cobre, sulfatos, cloruros, zinc, litio, plomo, etc. En la Tabla 1.19 se presentan los límites permisibles para la DBO, SST y coliformes fecales. En lo referente al parámetro salinidad se ha propuesto un máximo de 1200 $mg \cdot L^{-1}$, el cual se considera apto para todo tipo de pastos, sin embargo, se reconoce que existen pastos mucho más resistentes a la salinidad, por lo que el criterio particular se debe de definir para cada tipo de pasto en particular. En las directrices del reúso de Estados Unidos la calidad del agua que se sugiere para este tipo de reúso es exactamente igual a la calidad del agua para uso recreativo con contacto directo, es decir, mucho más estricta que la recomendada por la organización mundial de la salud.

1.2.5 Reúso en recarga de acuíferos

La recarga artificial de acuíferos engloba al conjunto de técnicas que permiten, mediante intervención programada e introducción directa o inducida de agua en un acuífero, incrementar el grado de disponibilidad de los recursos hídricos, así como mejorar su calidad. La recarga artificial de los acuíferos con agua residual apropiadamente tratada, llamada actualmente agua regenerada, es una de las soluciones más prometedoras para el abatimiento de los efectos de los fenómenos de agotamiento y salinización de los acuíferos. Las técnicas de recarga son relativamente recientes, fueron desarrolladas en la década 1950-1960 en Europa y Estados Unidos, y durante la última década adquirieron cada vez mayor aplicación y aceptación en diferentes regiones del mundo, sobre todo en las zonas con déficit de agua. Este tipo de reúso de las aguas residuales tratadas se clasifica como reúso potable indirecto o reúso ambiental y se estima que su importancia va a incrementarse en el futuro debido a los efectos del cambio climático, cuyos impactos más fuertes están relacionados con la disponibilidad del agua.

- La recarga de las aguas subterráneas con agua regenerada es un nuevo enfoque para la reutilización del agua como suministro de agua potable. Sin embargo, para que esto pueda ser llevado a cabo es necesario conocer los lineamientos o parámetros de calidad necesarios, así como las normas que se deben cumplir. México cuenta con normatividad vigente para el desarrollo y aplicación de proyectos de Gestión de Recarga Artificial de Acuíferos. Específicamente en los planteamientos abordados en su

Tabla 1.19 Directrices de OMS para reúsos municipales no potables (lavado de calles y coches, riego de áreas verdes urbanas)

Parámetros	Con y sin contacto directo
Patógenos	Coliformes fecales <2.2 $NMP \cdot 100\ mL^{-1}$
SST, $mg \cdot L^{-1}$	<15
DBO, $mg \cdot L^{-1}$	<20
G y A, $mg \cdot L^{-1}$	0
SDT, $mg \cdot L^{-1}$	1200*
Cloro residual, $mg \cdot L^{-1}$	1

Notas:

* - puede ser más estricto, dependiendo del tipo de pasto. Otros parámetros: F^-, SO_4^{2-}, Cl^-, Cu, Al, As, Zn, Pb, etc.

artículo número 7 de la Ley de Aguas Nacionales, menciona: Se declara de utilidad pública el restablecimiento hidrológico de las aguas nacionales, incluida así la recarga artificial de acuíferos de acuerdo con la normatividad respectiva vigente

- La protección, mejoramiento, conservación y restauración de cuencas hidrológicas, acuíferos, cauces, vasos y demás depósitos de agua de propiedad nacional, zonas de captación de fuentes de abastecimiento, zonas federales, así como la infiltración natural o artificial de aguas para reabastecer mantos acuíferos se realizarán acorde con las Normas Oficiales Mexicanas

De acuerdo con lo mencionado anteriormente, se han publicado dos normas que garantizan los planteamientos de dicha demarcación. En este sentido, las normas NOM-014-CONAGUA-2007 y NOM-015-CONAGUA-2007 han sido decretadas para comunicar los propósitos de contribución para la recuperación de acuíferos y protección de calidad de agua subterránea. De la misma manera, se establecen los requisitos y lineamientos generales para la recarga artificial de acuíferos con agua tratada e infiltración de agua pluvial a los acuíferos.

El objetivo de la NOM-014-CONAGUA-2007 (requisitos para la recarga artificial de acuíferos con agua residual tratada), es establecer los requisitos que deben cumplir la calidad del agua, la operación y el monitoreo utilizados en los sistemas de recarga artificial de acuíferos con agua residual tratada.

En específico, la NOM-015-CONAGUA-2007 (infiltración artificial de agua a los acuíferos- características y especificaciones de las obras y del agua) establece la recarga artificial de acuíferos con agua pluvial, así como las características y especificaciones del agua, orientado a las obras y actividades relacionadas. Ademas se destaca que el proceso de infiltración no deberá de afectar la calidad del agua nativa. De la misma manera se sugiere que el agua residual tratada utilizada para la recarga artificial presente los requisitos exigidos por la norma NOM–127–SSA1–1994 en términos de parámetros de microorganismos patógenos y contaminantes.

Cuando se considera el reúso potable como una opción de abastecimiento de agua a la población es necesario distinguir entre el reúso potable directo e indirecto. Actualmente el uso directo del agua regenerada para consumo humano no es una opción viable (Metcalf & Eddy, 2007). Sin embargo, un diverso número de comunidades está planeando e implementando el reúso potable indirecto a través de sistemas para recarga de acuíferos mediante infiltración superficial o inyección directa de agua regenerada a los acuíferos. En todos los casos se está brindando protección a la salud de la población y seguridad del agua mediante el uso de tecnologías avanzadas en el tren de tratamiento de las aguas residuales antes de mezclarlas con el agua de un acuífero o reservorio.

En sentido estricto la recarga de acuíferos puede ser natural, incidental o artificial. La recarga natural se define como la entrada de agua a la zona saturada procedente de la superficie de terreno y asociada al flujo descendente de las aguas hacia la zona saturada. La recarga incidental es aquélla que produce aportaciones al acuífero de manera no intencional: fugas en conducciones o fosas sépticas, retornos de riego entre otros.

La recarga artificial de acuíferos se define como el conjunto de técnicas que permiten aumentar la disponibilidad de aguas subterráneas, con la calidad necesaria, mediante una intervención consciente, directa o indirecta en el ciclo natural del agua (Asano, T., 2006).

Una visión más práctica de la técnica, es la expuesta por (Bouwer, H., 2002): la recarga artificial de acuíferos consiste en disponer agua superficial en balsas, surcos, zanjas o cualquier otro tipo de dispositivo, desde donde se infiltra y alcanza el acuífero.

El objetivo principal de la recarga artificial es aumentar los recursos hídricos subterráneos disponibles, y mejorar la calidad de las aguas. Otros objetivos son:

- Reducción de intrusión marina o salina continental
- Evitar procesos de hundimientos en el terreno
- Almacenar agua en el subsuelo
- Mejorar la calidad mediante técnicas de tratamiento de suelos y acuíferos
- Uso de acuíferos como sistemas de conducción y filtración del agua

Entre sus aplicaciones más usuales suelen encontrarse las siguientes:

- Reducción o eliminación del descenso del nivel piezométrico
- Apoyo a determinados esquemas de utilización conjunta o coordinada
- Mantenimiento hídrico de reservas ecológicas o medioambientales
- Reducción de costos de transporte, almacenamiento o bombeo
- Dilución del contenido de nitratos, cloruros u otros elementos químicos de las aguas de un acuífero.

Los procedimientos ideados para llevar a la práctica las técnicas de recarga artificial son múltiples y variados; sin embargo, resulta clásico el establecimiento de dos grandes grupos de métodos (IGRAC, 2014) dependiendo de si la recarga se efectúa mediante técnicas referidas principalmente a infiltrar agua al acuífero o si se usan técnicas de intercepción del agua para aprovecharla o infiltrarla.

Una condicionante necesaria para implementar una recarga artificial es de disponer de agua que puede provenir de las siguientes fuentes:

- Agua procedente de recursos pluviales permanentes
- Aguas superficiales discontinuas cuyo origen puede ser la escorrentía de tormentas
- Agua residual domestica normalmente con tratamiento secundario
- Agua procedente de otros acuíferos próximos

Existen diferentes técnicas para la reutilización de las aguas residuales para la recarga de acuíferos. La recarga artificial puede ser directa, mediante pozos de inyección o indirecta (también denominada superficial) mediante la infiltración a través de la superficie de la tierra y difusión en el suelo que puede proporcionar un tratamiento adicional del agua antes de llegar al acuífero. La inyección directa del agua puede ser a la zona no saturada (vadosa) o a mayor profundidad a la zona saturada, o directamente a un acuífero confinado.

Es evidente que los requisitos de calidad de agua introducida directamente son mucho mayores

que para la recarga indirecta. Se ha observado que la infiltración a través del suelo y la zona no saturada puede mejorar mucho la calidad cuando el tiempo de residencia en la zona de tratamiento es largo y esto permite que los contaminantes se eliminan eficazmente, sin embargo se debe de tomar en cuenta que el tiempo de residencia necesario dependerá de la naturaleza de los contaminantes y sus concentraciones.

Cuando el agua subterránea se emplea en el suministro de agua potable, los criterios de calidad para el agua de recarga se relacionan con el cumplimiento de los estándares para un agua potable. En el caso de recarga por infiltración superficial, se sugiere que el agua tratada utilizada debe tener una calidad suficiente para permitir que después de su infiltración se cumplieran los requerimientos para uso potable. También es aplicable el criterio que la calidad del agua a infiltrar debe ser al menos la misma a la del acuífero en donde se dispondrá dicha agua.

Si se utiliza el método de inyección directa hay dos posibles criterios que se han seguido: primero, que la calidad del agua debe ser igual a la del agua potable y segundo, que el agua inyectada debe tener una calidad mínima igual a la del agua del acuífero. Esta última opción, sin embargo, deberá considerar también la presencia de trazas de contaminantes que pueden estar presentes en el agua residual y que normalmente no son monitoreados en el agua subterránea.

Una de las opciones más prometedoras para la recuperación de los acuíferos agotados es la utilización de agua residual municipal regenerada para la recarga artificial de acuíferos, conocida por sus siglas en inglés como MAR (Managed aquifer recharge). Se denomina agua regenerada al agua residual apropiadamente tratada o bien efluente de las plantas de tratamiento, de buena calidad, similar a la del agua potable, que aún no pasa al ciclo natural del agua, la cual puede seguirse utilizando en diferentes actividades según la calidad que presente.

El uso de agua para fines potables se considera el más alto nivel de reúso que se puede alcanzar, aunque existen otros usos industriales específicos que requieren de una calidad más estricta en muchos aspectos. El reúso potable directo de aguas residuales tratadas, como ya se mencionó anteriormente, es una opción que debe ser estudiada exhaustivamente antes de ponerse en práctica. Los criterios mínimos de calidad que deberá cumplir el agua para este tipo de reúso serán los criterios vigentes de agua potable. Pero aún el cumplimiento de estos criterios, por sí mismo, no garantiza la potabilidad del agua, pues hay que recordar que los criterios de agua potable no han sido pensados para la eventualidad de reusar en forma directa aguas residuales tratadas y no controlan contaminantes específicos de origen industrial que pueden estar presentes en el agua residual y persistir en el agua tratada después de todos los procesos de tratamiento aplicados.

Para la selección del sistema de tratamiento más adecuado para la recarga del acuífero, además de los factores técnicos, se necesita evaluar otros factores importantes: económicos, ambientales y sociales. Para el caso de recarga por infiltración superficial se sabe que es la técnicas de recarga más económica de todas las disponibles en la actualidad, sobre todo porque los gastos de mantenimiento son muy bajos en comparación con otros sistemas que requieren el empleo de aditivos químicos, un gasto importante de energía, o un complicado mantenimiento de elementos mecánicos. Desde un punto de vis-

ta ambiental la infiltración superficial es segura siempre y cuando se cumplan las restricciones propias del método, entre las cuales se puede destacar: La materia orgánica en el agua por infiltrar debe ser totalmente biodegradable; Los materiales del lecho filtrante deben poseer una capacidad de filtrado mecánico y depuración suficientes; el espesor de la zona no saturada debe ser suficiente para permitir la depuración del agua antes de su llegada al nivel freático; las instalaciones deben ser construidas donde se minimice el impacto sobre el medio natural. Hay que considerar que la reintegración del agua al medio subterráneo, es en general, un hecho ambientalmente positivo. En poblaciones pequeñas las instalaciones de infiltración superficial se integran de forma muy fácil en el medio rural, permitiendo que los sistemas se implementen lejos de la zona poblada, lo cual puede evitar el rechazo por parte de la población de un tipo de instalaciones que, a pesar de ser necesarias, con frecuencia son causa de problemas por el tipo de material que tratan y los efectos secundarios que pueden provocar, como la producción de olores y atracción de insectos.

1.3. Calidad del agua proveniente de los sistemas de tratamiento biológico de las plantas de tratamiento de aguas residuales

Las aguas residuales se caracterizan por su composición física, química y biológica. La Tabla 1.20 se muestran las principales propiedades físicas de agua residual así como sus principales constituyentes químicos y biológicos, y su procedencia.

A lo largo del tiempo, el hombre ha desarrollado diferentes métodos para tratar las aguas residuales. De las características del agua residual y la calidad que deba tener la descarga del efluente, se diseñan los métodos de tratamiento, en la mayoría de los casos se combinan los procesos de tratamiento. El objetivo principal del tratamiento es que el efluente producido pueda ser amigable para el medio ambiente. Para lograr esto, los contaminantes que contiene el agua residual pueden ser eliminados de diferentes maneras, ya sea por métodos físicos, químicos o biológicos.

El tratamiento primario (Tabla 1.21) contempla el uso de operaciones físicas tales como la sedimentación y el desbaste que permiten la remoción de los sólidos sedimentables y flotantes presentes en el agua residual. En la sedimentación se remueven 40-60 por ciento de los SST y 20-40 por ciento de la demanda bioquímica de oxígeno.

El tratamiento secundario tiene como objetivo remover la materia orgánica disuelta y coloidal presente en el agua residual. Por lo general, los procesos microbianos empleados son aerobios, es decir, los microorganismos degradan la materia orgánica en presencia de oxígeno disuelto. El tratamiento secundario supone, de hecho, emplear y acelerar los procesos naturales de eliminación de los residuos orgánicos. En presencia de oxígeno, las bacterias aerobias convierten la materia orgánica en formas estables, como dióxido de carbono y agua, así como otros materiales orgánicos.

La producción de materia orgánica nueva es un resultado indirecto de los procesos de tratamiento biológico, y debe eliminarse antes de descargar el agua en el cauce receptor.

Tabla 1.20 Características fisicoquímicas del agua residual y su lugar de procedencia

Características	Procedencia
Propiedades físicas	
Color	Aguas residuales domésticas e industriales, degradación natural de materia orgánica
Olor	Agua residual en descomposición, residuos industriales
Sólidos	Agua de suministro, aguas residuales domésticas e industriales, erosión del suelo, infiltración y conexiones incontroladas
Temperatura	Aguas residuales domésticas e industriales
Constituyentes químicos orgánicos	
Carbohidratos	Aguas residuales domésticas, industriales y comerciales
Grasas animales, aceites	Aguas residuales domésticas, industriales y comerciales
Pesticidas	Residuos agrícolas
Fenoles	Vertidos industriales
Proteínas	Aguas residuales domésticas, industriales y comerciales
Contaminantes prioritarios	Aguas residuales domésticas, industriales y comerciales
Agentes tensoactivos	Aguas residuales domésticas, industriales y comerciales
Compuestos orgánicos volátiles	Aguas residuales domésticas, industriales y comerciales
Otros	Degradación natural de materia orgánica
Constituyentes químicos inorgánicos	
Alcalinidad	Aguas residuales domésticas, agua de suministro, infiltración de agua subterránea
Cloruros	Aguas residuales domésticas, agua de suministro, infiltración de agua subterránea
Metales pesados	Vertidos industriales
Nitrógeno	Residuos agrícolas y aguas residuales domésticas
pH	Aguas residuales domésticas, industriales y comerciales
Fósforo	Aguas residuales domésticas, industriales y comerciales; aguas de escorrentía
Contaminantes prioritarios	Aguas residuales domésticas, industriales y comerciales
Azufre	Agua de suministro; aguas residuales domésticas, comerciales e industriales
Gases	
Sulfuro de hidrógeno	Descomposición de residuos domésticos
Metano	Descomposición de residuos domésticos
Oxígeno	Agua de suministro; infiltración de agua superficial
Constituyentes biológicos	
Animales	Cursos de agua y plantas de tratamiento
Plantas	Cursos de agua y plantas de tratamiento
Protistas:	Eubacterias: Aguas residuales domésticas, infiltración de agua superficial, plantas de tratamiento. Arqueobacterias: Aguas residuales domésticas, infiltración de agua superficial, plantas de tratamiento
Virus	Aguas residuales domésticas

Tabla 1.21 Tipos de tratamiento de aguas residuales

Tipo de tratamiento	Propósito
Primario	Ajustar el pH y remover materiales orgánicos y/o inorgánicos en suspensión con tamaño igual o mayor a 0.1mm.
Secundario	Remover materiales orgánicos coloidales y disueltos.
Terciario	Remover materiales disueltos que incluyen gases, sustancias orgánicas naturales y sintéticas, iones y bacterias y virus.

Hay diversos procesos alternativos para el tratamiento secundario utilizados en México, incluyendo los filtros biológicos, lagunas de estabilización y lodos activados (Tabla 1.22). En el tratamiento avanzado se emplean combinaciones adicionales de los procesos y operaciones unitarias para remover esencialmente nutrientes, cuya reducción con tratamiento secundario generalmente no es significativa.

1.4. Requerimientos de calidad del agua residual tratada para los diferentes tipos de reúso

1.4.1 Normativa internacional

Los criterios básicos para determinar los parámetros de control de las descargas de aguas residuales a cuerpos receptores y los límites de las restricciones son:

- La calidad requerida del agua en los cuerpos receptores de acuerdo a su uso
- Los diagnósticos de las aguas residuales (concentración y carga)
- La factibilidad técnica y económica de la tecnología de tratamiento aplicable
- El método de disposición
- Capacidad de dilución, autopurificación y acumulación de contaminantes persistentes en los cuerpos receptores

Últimamente, debido a que la calidad en los cuerpos receptores se ha deteriorado considerablemente, no se considera su capacidad de autopurificación y se exige que el agua descargada tenga la calidad que se requiere para el cuerpo receptor.

En este sentido la normativa a nivel internacional se ha vuelto mucho más estricta que la de hace dos y tres décadas. Para el caso de descargas de aguas residuales a cuerpos receptores, además de los niveles de los límites máximos permisibles, que especifican las normas, en muchos países se han definido requerimientos mínimos. En la Tabla 1.23 se presentan los requerimientos mínimos para las descargas de aguas residuales municipales a cuerpos receptores de agua superficiales según la U.S. EPA (U.S. EPA, 1973; U.S. EPA, 1992).

Basado en las recomendaciones, conclusiones de múltiples estudios, reuniones de expertos, así como en la disponibilidad real de tecnologías por los países subdesarrollados, la OMS reafirmó en 2006 las directrices que habían sido recomendadas en 1989 (Tabla 1.24) para el reúso en riego agrícola.

Estos criterios de calidad microbiológica son más accesibles de cumplir, sobre todo, para los

países pobres y en vías de desarrollo que son los que más necesitan fuentes de agua para sus agriculturas, con el empleo de tecnologías de tratamiento sencillas y de bajo costo. En Estados Unidos, la EPA recomienda una normativa a nivel Federal (Tabla 1.25) sobre la reutilización de aguas residuales para uso agrícola, para aquellos estados que no han desarrollado su propia regulación y puedan establecerla.

Las recomendaciones son muy estrictas, más que la OMS, y define una calidad de agua para el riego de cultivos comestibles no procesados comercialmente similar a la calidad del agua potable, lo que implica la utilización de procesos de tratamientos muy eficientes y específicos sobre todo, para la desinfección, pero que pudieran necesitar elevadas dosis de desinfectantes que serían muy agresivos para los cultivos regados,

Tabla 1.22 Cuadro comparativo de diferentes tratamientos biológicos de aguas residuales

Tipo de tratamiento	Ventajas
Filtros biológicos	• Altas eficiencias de remoción, 75-85 por ciento de sólidos en suspensión y microorganismos 95-99 por ciento • Efluente parcialmente nitrificado. • Efluente para reúso agrícola • Menos requerimiento de equipo electromecánico
Lagunas de estabilización	• Bajo costo por obra civil • Bajo costo de operación y mantenimiento • Capacitación nula de operadores
Lodos activados	• Altas eficiencias de remoción 85-95 por ciento de sólidos en suspensión y microorganismos 98-99.5 por ciento • Lodos parcialmente estabilizados • Efluente parcialmente nitrificado • Fácil de estabilizar durante arranque
Humedales artificiales	• Remueve hasta 70 por ciento de sólidos y bacterias

Tabla 1.23 Requerimientos mínimos para descargas de aguas residuales municipales a cuerpos receptores según U.S. EPA

Parámetro	Promedio mensual	Promedio semanal
DBO, $mg \cdot L^{-1}$	30	45
SST, $mg \cdot L^{-1}$	30	45
pH	6-9	6-9
Coliformes fecales, $NMP \cdot 100\ mL^{-1}$	200	400

Tabla 1.24 Recomendaciones de la OMS para reutilización de aguas residuales en riego agrícola

Indicadores biológicos	Hortalizas y frutas crudas	Cereales y cultivos para conservas
Nematodos intestinales (media aritmética $huevos \cdot L^{-1}$)	<1	<1
Coliformes fecales(media geométrica$\cdot 100\ mL^{-1}$)	<1000	
Tratamiento orientativo	Estanques de estabilización* o equivalente	Estanques de estabilizacion[1] o equivalente
Grupo expuesto	Trabajador, consumidor	Trabajador

Notas:

*Cuatro a seis estanques de estabilización con un tiempo mínimo de retención de 20 d a temperatura mayor a 20°C.

Tabla 1.25 Normativa de la Agencia de protección ambiental (EE.UU) sobre la reutilización de aguas residuales para uso agrícola

Tipo de reutilización	Tratamiento	Calidad	Distancia de seguridad
Riegos de cultivos comestibles no procesados comercialmente	Secundario Filtración Desinfección	pH=6-9 < 10 mg·L^{-1} DBO < 2 UNT 1 mg·L^{-1} ClO_2	15 m a fuentes o pozos de agua potable. A 30 m de zonas permitidas al público.
Riego de cultivos que se consumen procesados	Secundario, desinfección	pH=6-9 < 30 mg·L^{-1} DBO < 30 mg·L^{-1} SS < 2 UNT 200 NMP coliformes fecales·100 mL^{-1} 1 mg·L^{-1} ClO_2	90 m de fuentes o pozos de agua potable. A 30 m de zonas permitidas al público.
Riego de pastos de animales productores de leche y cultivos industriales	Secundario, desinfección	pH=6-9 < 30 mg·L^{-1} DBO < 30 mg·L^{-1} SS < 2 UNT 200 NMP coliformes fecales·100 mL^{-1} 1 mg·L^{-1} ClO_2	90 m de fuentes o pozos de agua potable. A 30 m de zonas permitidas al público.

como es el caso del cloro. Estas normas contemplan otros indicadores como pH, demanda bioquímica de oxígeno (DBO) y turbidez o sólidos suspendidos (SS) y definen los tratamientos necesarios en cada caso.

Para el reúso de aguas residuales para riego de parques, jardines públicos y campos deportivos, está debe presentar una buena calidad, con la ventaja de que las plantas que se van a regar (césped y plantas ornamentales), son más tolerantes que los cultivos agrícolas. El sistema de riego utilizado es el de aspersión por lo que habrá que tener en cuenta los posibles problemas de obturación de las boquillas, por esta razón el agua debe tener muy baja turbiedad y sólidos en suspensión. Donde el público tiene acceso directo a prados y parques regados con aguas residuales tratadas, el peligro potencial para la salud humana puede ser mayor que el que presenta el riego de verduras consumidas crudas.

Las recomendaciones de la OMS para el riego de campos deportivos y de zonas verdes con acceso público se muestran a continuación (Tabla 1.26).

La EPA también recomienda en este caso una norma mucho más estricta que la recomendada por la OMS (Tabla 1.27).

En Alemania, además de las normas del Grupo de Trabajo Estatal en Agua, LAWA (Länderarbeitsgemeinschaft Wasser por sus siglas en Aleman), también se han definido requerimientos mínimos para las descargas de aguas residuales tanto domésticas, como industriales a los cuerpos receptores. En estos requerimientos mínimos se establecen por giros industriales los límites de concentración o carga para los diferentes parámetros o grupos de sustancias que no deben excederse. En Tabla 1.28 se presentan los requerimientos mínimos de los valores de SS, DQO y

Tabla 1.26 Recomendaciones de la OMS para el riego de campos deportivos y de zonas verdes con acceso público

Indicadores microbiológicos	Contacto público	
	Directo	No directo
Nematodos intestinales (media aritmética huevos $\cdot L^{-1}$)	<1	<1
Coliformes fecales (medio geométrica$\cdot 100\ mL^{-1}$)	200	1000
Tratamiento recomendado	Estanques de estabilización* o equivalente	Estanques de estabilización* o equivalente
Grupo expuesto	Trabajadores, público	Trabajadores, público

Notas:

*Cuatro a seis estanques de estabilización con un tiempo mínimo de retención de 20d a temperatura mayor a 20°C.

Tabla 1.27 Normas de la Agencia de Protección Ambiental para el riego de parques, campos deportivos, zonas verdes y otros usos

Tipo de reutilización	Tratamiento	Calidad	Distancia de seguridad
Riegos de parques, campos de golf, cementerios, autolavados	Secundario, filtración, desinfección	pH=6-9 < 10 $mg\cdot L^{-1}$ DBO < 2UNT 0 NMP coliformes fecales$\cdot 100\ mL^{-1}$ 1 $mg\cdot L^{-1}$ ClO_2	A 15 cm de fuentes o pozos de agua potable.
Riego de árboles y parques con acceso público prohibido o infrecuente	Secundario, desinfección	pH=6-9 < 30 $mg\cdot L^{-1}$ DBO < 30 $mg\cdot L^{-1}$ SS 0 NMP coliformes fecales$\cdot 100\ mL^{-1}$ 1 $mg\cdot L^{-1}$ ClO_2	A 90 m de fuentes o pozos de agua potable. A 30 m de zonas permitidas al publico.

Tabla 1.28 Requerimientos mínimos para aguas residuales municipales aplicados en la Comunidad Europea

Clasificación según la capacidad de la planta	Sólidos sedimentables $mL\cdot L^{-1}$	Demanda química de oxígeno, $mg\cdot L^{-1}$	Demanda bioquímica de oxígeno, $mg\cdot L^{-1}$
Clase 1. DBO de 60 $kg\cdot d^{-1}$			
Muestra simple.	0.3	-	-
Muestra compuesta a las 2 h	-	180	45
Muestra compuesta a las 24 h	-	120	30
Clase 2. DBO de 60-600 $kg\cdot d^{-1}$.			
Muestra simple.	0.3	-	-
Muestra compuesta a las 2 h	-	160	35
Muestra compuesta a las 24 h	-	110	25
Clase 3. DBO > a 600 $kg\cdot d^{-1}$.			
Muestra simple.	0.3	-	-
Muestra compuesta a las 2 h	-	140	30
Muestra compuesta a las 24 h	-	100	20

DBO para aguas residuales municipales aplicados en la Comunidad Europea (Fresenius *et al.*, 1991). Los requerimientos están clasificados en tres grupos según la capacidad necesaria de las plantas de tratamiento para procesar el contenido de materia orgánica en las aguas residuales.

En Cuba, según especialistas de los Ministerios de la Agricultura y Salud Pública e Instituto Nacional de Recursos Hidráulicos, no existen normas nacionales de calidad, ni de diseño, para el reúso de aguas residuales para riego de ningún tipo. Solo la norma cubana sobre vertimiento de aguas residuales a las aguas terrestres y al alcantarillado, especifica que para la descarga de las aguas residuales a los cuerpos receptores clasificados en la clase B (superficial), los coliformes fecales no deben tener una concentración superior a los 1 000 NMP·100 mL^{-1}, pero no hace referencia a los huevos de helminto; en la clase C, donde se especifica el término de riego con aguas residuales, no se establece un valor a cumplir y se refiere que el límite será fijado por el organismo rector de las aguas terrestres atendiendo al uso, necesidad de conservación y posible riesgo para la salud.

Las entidades que han diseñado e instalado plantas de tratamiento en algunos hoteles para el reúso de sus residuos líquidos en el riego de áreas verdes, se han guiado por normas internacionales, fundamentalmente de la Agencia de Protección Ambiental de EE. UU. Tomando en cuenta los graves problemas de sequía que ha presentado el país en periodos recientes y que pudieran afectar considerablemente las cosechas en los próximos años y la conveniencia de darle un uso productivo a estas aguas, sería razonable la implementación de normas propias, basadas en estudios realizados en las condiciones cubanas, tipos de suelos y cultivos, hábitos higiénicos y de consumo, posibilidades técnicas, entre otras (Lorenzo *et al.*, 2009).

1.4.2 Normativa Mexicana

En México, la calidad necesaria del agua residual tratada para descargas a aguas y bienes nacionales se reglamenta en la NOM-001-SEMARNAT-1996, publicada en el DOF el 6 de enero de 1997. En esta norma se establecen diferentes requerimientos para los principales tipos de cuerpos receptores (ríos, embalses naturales, aguas costeras, suelo y humedales naturales) dividiéndolos en dos o tres categorías (A, B y C) dependiendo de su uso. En el caso de suelo, en la NOM-001-SEMARNAT-1996 se considera solamente el uso en riego agrícola. Para humedales naturales se define también una sola calidad del agua residual. El punto 1 de las *Especificaciones* de la NOM-001-SEMARNAT-1996 establece que *la concentración de contaminantes básicos, metal es pesados y cianuros para las descargas de aguas residuales a aguas y bienes nacionales, no debe exceder el valor indicado como límite máximo permisible* (Tabla 1.29 y 1.35) y que *el rango permisible del potencial de hidrógeno (pH) es de 5 a 10 unidades*. Además se consideran las correcciones publicadas en el DOF el 30 de abril de 1997 en *Aclaraciones a la NOM-001-SEMARNAT-1996*.

El punto 2 de *Especificaciones* de la NOM-001-SEMARNAT -1996 establece que para determinar la contaminación por patógenos se tomará como indicador a los coliformes fecales y que *el límite máximo permisible para las descargas de aguas residuales vertidas a aguas y bienes nacionales, así como las descargas vertidas a suelo (uso en riego agrícola) es de 1,000 y 2,000 NMP (100 mL^{-1}) para el promedio mensual y diario respectivamente*.

Tabla 1.29 Límites máximos permisibles para contaminantes básicos según NOM-001-SEMARNAT-1996

Parámetros	Ríos						Embalses Naturales y Artificiales				Aguas Costeras						Suelo		Humedales Naturales	
(mg·L^{-1}), excepto cuando se especifique	Uso en riego agrícola (A)		Uso público urbano (B)		Protección de vida acuática (C)		Uso en riego agrícola (B)		Uso público urbano (C)		Explotación pesquera, navegación y otros usos (A)		Recreación (B)		Estuarios (B)		Uso en riego agrícola (A)		(B)	
	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.
Temperatura, °C (1)	N.A.	N.A.	40	40	40	40	40	40	40	40.	40	40	40	40	40	40	N.A.	N.A.	40	40
Grasas y aceites (2)	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25
Materia flotante (3)	aus.	aus.	aus.	aus.	aus.	aus.	aus.	aus.	aus.	aus.	aus.	aus.	aus.	aus.	aus.	aus.	aus.	aus.	aus.	aus.
Sólidos sedimentales (mL·L^{-1})	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	N.A.	N.A.	1	2
Sólidos suspendidos Totales	150	200	75	125	40	60	75	125	40	60	150	200	75	125	75	125	N.A.	N.A.	75	125
Demanda bioquímica de oxígeno (5 días)	150	200	75	150	30	60	75	150	30	60	150	200	75	150	75	150	N.A.	N.A.	75	150
Nitrógeno total	40	60	40	60	15	25	40	60	15	25	N.A.	N.A.	N.A.	N.A	15	25	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.
Fósforo total	20	30	20	30	5	10	20	30	5	10	N.A.	N.A.	N.A.	N.A	5	10	N.A	N.A	N.A	N.A

Notas:

P.M. - Promedio mensual; P.D. - Promedio diario; N.A. - No es aplicable; aus.- Ausente.

(A), (B), (C): Tipo de cuerpo receptor según la Ley Federal de Derechos.

(1) Instantáneo; (2) Muestra simple promedio ponderado; (3) Ausente según el método de prueba definido en la NMX-AA-006.

Tabla 1.30 Límites máximos permisibles (LMP) para metales pesados y cianuros según NOM-001-SEMARNAT-1996

Parámetros ($mg \cdot L^{-1}$)	Ríos						Embalses Naturales y Artificiales				Aguas Costeras						Suelo		Humedales Naturales	
	Uso en riego agrícola (A)		Uso público urbano (B)		Protección de vida acuática (C)		Uso en riego agrícola (B)		Uso público urbano (C)		Explotación pesquera, navegación y otros usos (A)		Recreación (B)		Estuarios (B)		Uso en riego agrícola (A)		(B)	
	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.
Arsénico	0.2	0.4	0.1	0.2	0.1	0.2	0.2	0.4	0.1	0.2	0.1	0.2	0.2	0.4	0.1	0.2	0.2	0.4	0.1	0.2
Cadmio	0.2	0.4	0.1	0.2	0.1	0.2	0.2	0.4	0.1	0.2	0.1	0.2	0.2	0.4	0.1	0.2	0.05	0.1	0.1	0.2
Cianuros	1	3	1	2	1	2	2	3	1	2	2	1	2	3	1	2	2	3	1	2
Cobre	4	6	4	6	4	6	4	6	4	6	4	6	4	6	4	6	4	6	4	6
Cromo	1	1.5	0.5	1	0.5	1	1	1.5	0.5	1	0.5	1	1	1.5	0.5	1	1.5	1	0.5	1
Mercurio	0.01	0.02	0.01	0	0.01	0	0.01	0	0.01	0	0.01	0.02	0.01	0.02	0.01	0	0.005	0.01	0.005	0.01
Níquel	2	4	2	4	2	4	2	4	2	4	2	4	2	4	2	4	2	4	2	4
Plomo	0.5	1	0.2	0.4	0.2	0.4	0.5	1	0.2	0.4	0.2	0.4	0.5	1	0.2	0.4	5	10	0.2	0.4
Zinc	10	20	10	20	10	20	10	20	10	20	10	20	10	20	10	20	10	20	10	20

Notas:
P(*) Medidos de manera total.

Tabla 1.31 Fechas de cumplimiento de la NOM-001- SEMARNAT -1996 establecidas para las descargas de aguas municipales

Fecha de cumplimiento a partir de:	Rango de población :
1 de enero de 2000	Mayor de 50,000 habitantes
1 de enero de 2005	de 20,001 a 50,000 habitantes
1 de enero de 2010	de 2,501 a 20,000 habitantes

El punto 3 de *Especificaciones* de la NOM-001-SEMARNAT-1996 establece que *para determinar la contaminación por parásitos se tomará como indicador los huevos de helminto* y que *el límite máximo permisible para las descargas vertidas a suelo (uso en riego agrícola), es de un huevo de helminto por litro para riego no restringido, y de cinco huevos por litro para riego restringido, lo cual se llevará a cabo de acuerdo a la técnica establecida en el anexo 1 de esta Norma*. Por definición *riego no restringido* es *la utilización de agua residual destinada a la actividad de siembra, cultivo y cosecha de productos agrícolas en forma ilimitada como forrajes, granos, frutas, legumbres y verduras*. El término *riego restringido* según la NOM-001-SEMARNAT-1996 es *la utilización de agua residual destinada a la actividad de siembra, cultivo y cosecha de productos agrícolas, excepto legumbres y verduras que se comen crudas*.

Los responsables de descargas que tenían establecidas CPD antes de la entrada en vigor de la NOM-001- SEMARNAT -1996, pueden optar por cumplir con los requisitos de esta norma (punto 4 de *Especificaciones*).

En el punto 5 de Especificaciones de la NOM-001- SEMARNAT -1996 se establecen fechas de cumplimiento para descargas de aguas municipales, dependiendo del número de habitantes (Tabla 1.31) y para descargas no municipales, dependiendo de la carga contaminante expresada como DBO o SST (Tabla 1.32). Como se puede observar el cumplimiento planteado es gradual y progresivo. Las fechas presentadas podrán ser adelantadas por la CONAGUA para algún cuerpo receptor específico, siempre y cuando exista el estudio correspondiente que valide la modificación.

En caso de que actualmente no se cumplen los requerimientos de la NOM-001- SEMARNAT -1996, según el punto 7 de especificaciones de esta norma, se establecen plazos para presentar programas de las acciones u obras a realizar para el control de la calidad del agua de las descargas por parte de los responsables de las descargas. El plazo establecido para descargas a cuerpos receptores tipo B (ríos, uso público urbano) que rebasan 5 veces los límites máximos permisibles de la NOM es de 180 días naturales a partir de su publicación. En los demás casos, los responsables quedan obligados a presentar los programas de acciones u obras en los plazos que se presentan en las Tablas 1.33 y 1.34. La NOM-001-SEMARNAT-1996 obliga a los responsables de las descargas a realizar el monitoreo de las descargas de aguas residuales para determinar el promedio diario y mensual. La periodicidad de análisis y reportes se indican en el punto 8 de Especificaciones (Tabla 1.35 y 1.36).

En situaciones que justifiquen un mayor control de la descargas, como protección de fuentes de abastecimiento por consumo humano, emer-

Tabla 1.32 Fechas de cumplimiento de la NOM-001-SEMARNAT-1996 establecidas para las descargas de aguas no municipales

Fecha de cumplimiento a partir de:	Carga contaminante	
	Demanda bioquímica de oxígeno, $t \cdot d^{-1}$	Sólidos suspendidos totales, $t \cdot d^{-1}$
1 de enero de 2000	mayor de 3.0	mayor de 3.0
1 de enero de 2005	de 1.2 a 3.0	de 1.2 a 3.0
1 de enero de 2010	menor de 1.2	menor de 1.2
Grupo expuesto	Trabajadores, público	Trabajadores, público

Tabla 1.33 Plazos establecidos para que los responsables de las descargas municipales presenten programas de acciones u obras en caso de que se rebasan los LMP que marca la NOM-001- SEMARNAT -1996

Rango de Población	Fecha Límite
mayor de 50 000 habitantes	30 de junio de 1997
de 20 001 a 50 000 habitantes	31 de diciembre de 1998
de 2 501 a 20 000 habitantes	31 de diciembre de 1999

Tabla 1.34 Plazos establecidos para que los responsables de las descargas no municipales presenten programas de acciones u obras en caso de que se rebasan los LMP que marca la NOM-001-ECOL-1996

DBO y/o SST, $t \cdot d^{-1}$	Fecha límite
mayor de 3.0	30 de junio de 1997
de 1.2 a 3.0	31 de diciembre de 1998
menor de 1.2	31 de diciembre de 1999

Tabla 1.35 Frecuencia de muestreos y presentación de reportes para descargas de tipo municipal establecida en la NOM-001- SEMARNAT -1996

Rango de población	Frecuencia de muestreo y análisis	Frecuencia de reporte
mayor de 50,000 habitantes	Mensual	Trimestral
de 20,001 a 50,000 habitantes	Trimestral	Semestral
de 2,501 a 20,000 habitantes	Semestral	Anual

Tabla 1.36 Frecuencia de muestreos y presentación de reportes para descargas de tipo no municipal establecida en la NOM-001- SEMARNAT -1996

DBO, $t \cdot d^{-1}$	SST, $t \cdot d^{-1}$	Frecuencia de muestreo y análisis	Frecuencia de reporte
mayor de 3.0	mayor de 3.0	Mensual	Trimestral
de 1.2 a 3.0	de 1.2 a 3.0	Trimestral	Semestral
menor de 1.2	menor de 1.2	Semestral	Anual

gencias hidroecológicas o procesos productivos fuera de control, la Conagua podrá modificar la periodicidad de muestreos y reportes. Los registros del monitoreo deberán mantenerse para su consulta por un período de tres años posteriores a su realización.

En el punto 9 de Especificaciones de la NOM-001-SEMARNAT-1996 se establece que el responsable de la descarga estará exento de realizar el análisis de alguno o varios de los parámetros que se señalan en esta norma, cuando demuestre que por las características del proceso productivo o el uso que la da al agua, no genera o concentra los contaminantes a exentar, manifestando ante la Conagua, por escrito y bajo protesta de decir verdad. La autoridad podrá verificar la veracidad de lo manifestado por el usuario. En caso de falsedad, el responsable quedará sujeto a lo dispuesto en los ordenamientos legales aplicables.

La norma específica también que en el caso de que el agua de abastecimiento registre alguna concentración promedio mensual de los parámetros referidos en las Tablas 1.29

y 1.30, así como del pH y de los parámetros microbiológicos, la suma de esta concentración al promedio mensual, es el valor que el responsable de la descarga está obligado a cumplir, siempre y cuando lo notifique por escrito a la Conagua.

Si como consecuencia de implementar un programa de uso eficiente y/o reciclaje del agua en los procesos productivos, los contaminantes se concentran en la descarga, y debido a esto se rebasan los límites máximos permisibles, el responsable de la descarga debe solicitar ante Conagua que se analice el caso.

Directrices y normativa para descargas de aguas residuales al alcantarillado municipal.

Los requerimientos generales para las descargas de efluentes industriales al alcantarillado municipal son:

- Los efluentes industriales no deben provocar deterioro estructural del sistema de alcantarillado y las plantas de tratamiento, ni constituir un peligro especialmente para los trabajadores
- Sustancias persistentes que generalmente no se remueven en las plantas de tratamiento municipales, no deben de ser descargadas al alcantarillado municipal si su concentración resultante en el efluente supera los límites máximos permisibles para el cuerpo receptor
- Se deben considerar los posibles efectos de residuos industriales específicos (tóxicos) sobre la eficiencia y la operación de las plantas de tratamiento municipales

Para lograr lo anterior son necesarias medidas contra pH extremos, corrosión, explosión, formación de depósitos de arena y sólidos, películas de grasas y aceites. Los metales pesados y los contaminantes persistentes y tóxicos deben ser removidos mediante pretratamiento antes de la descarga al alcantarillado municipal.

En México, la norma que establecía los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado durante el período 1993-1997, fue la NOM-031-SEMARNAT-1993. Debido a "obstáculos de carácter técnico" en su aplicación, ésta fue sometida a análisis por parte del INE, en coordinación con la Conagua, con autoridades locales y con los diversos sectores involucrados en su cumplimiento, llegándose a la conclusión de que "era necesario reformular la norma, tomando en consideración puntos de vista socio-económicos, la infraestructura existente de los sistemas de alcantarillado, la determinación de parámetros prioritarios, el tamaño de poblaciones y la compatibilidad con otras normas en la materia, y que las disposiciones establecidas sean operativas y su cumplimiento sea gradual y progresivo" (DOF, 9 de enero de 1997). El proyecto de la nueva norma, NOM-002- SEMARNAT -1996 fue publicado en el DOF el 9 de enero de 1997 a fin de que los interesados en un plazo de 90 días presenten sus comentarios al Comité Consultivo Nacional de Normalización. Los comentarios fueron analizados y se realizaron algunas modificaciones al proyecto de la norma. La NOM-002-SEMARNAT-1996 quedó finalmente aprobada como norma oficial en la sesión de fecha 9 de diciembre de 1997. Las respuestas a los comentarios se publicaron en el DOF el 3 de abril de 1998; poco más tarde se publicó la NOM-002- SEMARNAT -1996 (el 3 de junio de 1998), la cual abrogó la anterior NOM-CCA-031-ECOL-1993.

En el punto 1 de *Especificaciones* de NOM-002-SEMARNAT -1996 se establecen los límites máximos permisibles para contaminantes de las descargas de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal (Tabla 1.37). Para las grasas y aceites es el promedio ponderado en función del caudal, resultante de los análisis practicados a cada una de las muestras simples. Los límites máximos permisibles establecidos en la columna instantáneo, son únicamente valores de referencia, en el caso de que el valor de cualquier análisis exceda el instantáneo, el responsable de la descarga queda obligado a presentar a la autoridad competente en el tiempo y forma que establezcan los ordenamientos legales locales, los promedios diario y mensual, así como los resultados de laboratorio de los análisis que los respaldan.

Los puntos 3, 4 y 5 de *Especificaciones* se refieren a las restricciones con respecto al pH, la temperatura y la materia flotante:

- El rango permisible de pH en las descargas de aguas residuales es de 10 a 5.5 unidades, determinando para cada una de las muestras simples. Las unidades de pH no deberán estar fuera del intervalo permisible, en ninguna de las muestras simples
- El límite máximo permisible de la temperatura es de 40°C, medida en forma instantánea a cada una de las muestras simples. Se permitirá descargar con temperaturas mayores, siempre y cuando se demuestre a la autoridad competente por medio de un estudio sustentado, que no daña al sistema del mismo
- La materia flotante debe estar ausente en las descargas de aguas residuales. La Norma Mexicana NMX-AA-006 establece el método de prueba para la determinación de este parámetro

En los puntos 6 y 7 de *Especificaciones* se establece que los límites máximos permisibles para los parámetros demanda bioquímica de oxígeno y sólidos suspendidos totales, que debe cumplir el responsable de la descarga a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal, son los establecidos en la NOM-001-SEMARNAT-1996 o a las condiciones particulares de descarga que corresponde cumplir a la descarga municipal. El responsable de una descarga que no dé cumplimiento a lo

Tabla 1.37 Límites máximos permisibles para contaminantes según NOM-002- SEMARNAT-1996

Parámetros ($mg \cdot L^{-1}$, excepto cuando se especifique otra)	**Promedio mensual**	**Promedio diario**	**Instantáneo**
Grasas y aceites	50	75	100
Sólidos sedimentables ($mL \cdot L^{-1}$)	5	7.5	10
Arsénico total	0.5	0.75	1
Cadmio total	0.5	0.75	1
Cianuro total	1	1.5	2
Cobre total	10	15	20
Cromo hexavalente	0.5	0.75	1
Mercurio total	0.01	0.015	0.02
Níquel total	4	6	8
Plomo total	1	1.5	2
Zinc total	6	9	12

anterior, podrá optar por remover la demanda bioquímica de oxígeno y sólidos suspendidos totales, mediante el tratamiento conjunto de las aguas residuales en la planta municipal, para lo cual deberá de:

- Presentar a la autoridad competente un estudio de viabilidad que asegure que no se generará un perjuicio al sistema de alcantarillado urbano o municipal
- Sufragar los costos de inversión, cuando así se requiera, así como los de operación y mantenimiento que le correspondan de acuerdo con su caudal y carga contaminante de conformidad con los ordenamientos jurídicos locales aplicables

El punto 8 de *Especificaciones* prohíbe descargar o depositar en los sistemas de alcantarillado urbano o municipal, materiales o residuos considerados peligrosos, conforme a la regulación vigente en la materia.

A continuación se establece que la autoridad competente podrá fijar condiciones particulares de descarga a los responsables de las descargas de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado, de manera individual o colectiva, donde se especificarán:

- Nuevos límites máximos permisibles de descarga de contaminantes
- Límites máximos permisibles para parámetros adicionales no contemplados en esta norma

Dicha acción deberá estar justificada por medio de un estudio técnicamente sustentado, presentado por la autoridad competente o por los responsables de la descarga.

El punto 10 de *Especificaciones* se refiere a la frecuencia de muestreo de las descargas (Tabla 1.38).

Los valores de los parámetros en las descargas de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal, se obtendrán de análisis de muestras compuestas, que resulten de la mezcla de las muestras simples, tomadas éstas en volúmenes proporcionales al caudal medido en el sitio y en el momento del muestreo.

En el caso de que el periodo de operación del proceso o realización de la actividad generadora de la descarga, ésta no se presente en forma continua, el responsable de dicha descarga deberá presentar a consideración de la autoridad competente la información en la que se describa su régimen de operación y el programa de muestreo para la medición de los contaminantes.

El cumplimiento de la NOM-002-SEMARNAT-1996 es gradual y progresivo,

Tabla 1.38 Frecuencia de muestreo de las descargas al alcantarillado según NOM-002-SEMARNAT-1996

Horas por día que opera el proceso generador de la descarga	Número de muestras simples	Intervalo máximo entre toma de muestras simples (h)	
		Mínimo	Máximo
Menor que 4	Mínimo 2	-	-
De 4 a 8	4	1	2
Mayor que 8 y hasta 12	4	2	3
Mayor que 12 y hasta 18	6	2	3
Mayor que 18 y hasta 24	6	3	4

conforme al rango de población, tomando como referencia el XI Censo General de Población y Vivienda, 1990. En el punto 11 de las *Especificaciones* se establecen las fechas de cumplimiento de los límites máximos permisibles de esta norma (Tabla 1.39).

Estas fechas de cumplimiento pueden ser modificadas por la autoridad competente, cuando:

- El sistema de alcantarillado urbano o municipal cuente con una o varias plantas de tratamiento en operación y la o las descargas causen efectos nocivos a la misma, el responsable de la descarga queda obligado a presentar a la autoridad competente, en un plazo no mayor de 180 (ciento ochenta) días a partir de la fecha de publicación de esta Norma, un programa de acciones en el cual se establezca en tiempo y forma el cumplimiento de esta Norma Oficial Mexicana
- La autoridad competente, previo a la publicación de esta Norma, haya suscrito formalmente compromisos financieros y contractuales para construir y operar la o las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales
- La Comisión Nacional del Agua oficialmente establezca emergencias hidroecológicas o prioridades en materia de saneamiento, y en consecuencia se modifique la fecha de cumplimiento establecida en la NOM-001-SEMARNAT-1996, referida en el punto 2 de esta Norma, para su descarga correspondiente
- Exista previo a la publicación de esta Norma, reglamentación local que establezca fechas de cumplimiento para los responsables de las descargas a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal

Cuando la autoridad competente determine modificar las fechas de cumplimiento, deberá notificarlo a los responsables de las descargas residuales a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal, conforme a los procedimientos legales locales correspondientes.

A continuación, se presentan algunas disposiciones reglamentarias que establece el capítulo de *Especificaciones* de la NOM-002-SEMARNAT-1996:

Los responsables de las descargas tienen la obligación de realizar los análisis técnicos de las descargas de aguas residuales, con la finalidad de determinar el promedio diario o el promedio mensual. Asimismo, deben conservar sus registros de análisis técnicos por lo menos durante tres años posteriores a la toma de muestras.

El responsable de la descarga podrá quedar exento de realizar el análisis de alguno o varios de los parámetros que se señalan en esta Norma, cuando se demuestre a la autoridad competente que, por las características del proceso productivo, actividades que desarrolla o el uso que le dé al agua, no genera o concentra los contaminantes a exentar, manifestándolo ante la autoridad

Tabla 1.39 Fechas de cumplimiento de los LMP que establece la NOM-002- SEMARNAT -1996

Fecha de cumplimiento a partir de:	Rango de población
1 de enero de 1999	mayor de 50 000 habitantes
1 de enero de 2004	de 20 001 a 50 000 habitantes
1 de enero de 2009	de 2 501 a 20 000 habitantes

competente, por escrito y bajo protesta de decir verdad. La autoridad competente podrá verificar la veracidad de lo manifestado por el responsable. En caso de falsedad, el responsable quedará sujeto a lo dispuesto en los ordenamientos legales aplicables.

El responsable de la descarga, en los términos que lo establezca la legislación local, queda obligado a informar a la autoridad competente, de cualquier cambio en sus procesos productivos o actividades, cuando con ello modifique la calidad o el volumen del agua residual que le fueron autorizados en el permiso de descarga correspondiente.

El responsable de la descarga de aguas residuales que, como consecuencia de implantar o haber implantado un programa de uso eficiente y/o reciclaje del agua en sus procesos productivos, concentre los contaminantes en su descarga, y en consecuencia rebase los límites máximos permisibles establecidos en la presente Norma, deberá solicitar ante la autoridad competente se analice su caso particular, a fin de que ésta le fije condiciones particulares de descarga.

Criterios y recomendaciones para el reúso en riego agrícola

Partiendo de los principios básicos para el uso de aguas residuales en el riego agrícola, anteriormente mencionados, se han elaborado los criterios de la calidad necesaria para este tipo de reutilización y recomendaciones respecto al contenido de algunos elementos persistentes y potencialmente tóxicos que podrían penetrar en la cadena alimenticia, al agua subterránea o acumularse en el suelo contaminándolo, salinizándolo y provocando su colmatación (Tabla 1.40).

Las condiciones que pueden tener un impacto adverso sobre la calidad del agua tratada son:

- Niveles elevados de sólidos disueltos totales
- Descargas industriales de componentes potencialmente tóxicos dentro del sistema del alcantarillado municipal
- La infiltración de agua salada dentro del sistema de alcantarillado en áreas costeras

La salinidad es el parámetro más importante que determina la conveniencia del agua para su uso en irrigación. La tolerancia de las plantas a la salinidad varía mucho. Los cultivos se deberán escoger cuidadosamente para asegurar que éstos puedan tolerar la salinidad del agua irrigada, y hasta cuando el suelo deberá ser correctamente drenado.

El potencial de influencia que el sodio puede tener sobre las propiedades del suelo se indica por la relación de absorción de sodio (RAS), la cual se basa en el efecto del intercambio de sodio sobre la condición física del suelo. La concentración de sodio en el agua relativa a la concentración de calcio y magnesio es expresada como RAS. La influencia de las sales de sodio en el intercambio de la composición del suelo, disminuye la permeabilidad. Esto generalmente ocurre en los primeros centímetros del suelo y está relacionado con un alto contenido de sodio o muy bajo contenido de calcio en el suelo o agua irrigada.

El grado o nivel de tratamiento requerido por una instalación para el tratamiento de las aguas residuales varía de acuerdo con la aplicación específica para el reuso y está asociada directamente a la calidad del agua requerida. Los tra-

Tabla 1.40 Criterios recomendados de calidad del agua residual tratada para su reuso en riego agrícola

Parámetros	Límites máximos permisibles, $mg \cdot L^{-1}$		Observaciones
	Uso continuo	Uso ocasional	
Aluminio	5.00	20.00	En suelos ácidos puede reducir la productividad, en suelos con pH=5.5-8.0 el ion precipita y se elimina la toxicidad.
Arsénico	0.10	2.00	Su toxicidad varía de 0.05 mg·L-1 para el arroz hasta 12 $mg \cdot L^{-1}$ para el pasto tipo Sudán.
Berilio	0.10	0.50	Su toxicidad varía de 0.05 $mg \cdot L^{-1}$ para ciertos tipos de fríjol hasta 5 $mg \cdot L^{-1}$ para ciertas coles.
Boro	0.75	2.00	Es esencial para el crecimiento de las plantas, dosis óptimas en un rango de décimas de $mg \cdot L^{-1}$. Tóxico a niveles de 1 $mg \cdot L^{-1}$ para muchas plantas sensibles como los cítricos. Su contenido en las aguas residuales tratadas generalmente es suficiente para corregir deficiencias de Boro en el suelo. Muchos pastos son relativamente tolerantes en el rango de 2.0 a 10 $mg \cdot L^{-1}$ l.
Cadmio	0.01	0.05	Tóxico para nabos, betabeles y frijoles en concentraciones hasta de 0.1 $mg \cdot L^{-1}$, se recomienda su control cuidadoso.
Cromo	0.10	1.0	Generalmente no se considera como elemento esencial para el crecimiento de las plantas. Existe poca información con respecto a su toxicidad para las plantas. Se recomienda su control cuidadoso.
Cobalto	0.05	5.0	Tóxico para tomates en concentraciones de 0.1 $mg \cdot L^{-1}$ Tiende a ser inactivo en suelos neutros o alcalinos.
Cobre	0.2	5.0	Tóxico para numerosas plantas en concentraciones de 0.1 a 1.0 $mg \cdot L^{-1}$.
Fluoruro	1.00	15.00	Inactivo en suelos neutros y alcalinos.
Fierro	5.00	20.00	No tóxico en suelos airados, pero puede contribuir a la acidificación de los suelos y a la pérdida de Fósforo y Molibdeno esenciales para las plantas.
Plomo	5.00	10.00	En concentraciones arriba de las recomendadas inhibe el crecimiento de las plantas.
Litio	2.5	2.5	Tolerado por la mayor parte de los cultivos hasta 5 $mg \cdot L^{-1}$, excepto cítricos para los cuales se recomiendan concentraciones máximas de 0.075 $mg \cdot L^{-1}$. Alta movilidad en el suelo.
Manganeso	0.20	10.00	Tóxico para muchos cultivos en suelos ácidos, en concentraciones de unas décimas a unos $mg \cdot L^{-1}$.
Molibdeno	0.01	0.05	Sin ser tóxico a las plantas, en concentraciones excesivas puede ser tóxico para el ganado alimentado con forrajes con exceso de Mo.
Níquel	0.20	2.00	Tóxico para numerosos cultivos en concentraciones de 0.5 a 1.0 $mg \cdot L^{-1}$. Su toxicidad se atenúa en suelos neutros o alcalinos.
Selenio	0.02	0.02	Tóxico a las plantas aunque se encuentre en concentraciones bajas y también al ganado alimentado con forrajes cultivados en suelos que contienen Selenio.
Vanadio	0.10	1.00	Tóxico para numerosos cultivos en relativamente bajas concentraciones.
Zinc	2.00	10.00	Tóxico para muchas plantas en un amplio ámbito de concentraciones tóxicas para los distintos cultivos. Su toxicidad disminuye en suelos neutros o alcalinos o en suelos orgánicos o de textura fina.
pH	6-9		La mayoría de los efectos del pH sobre las plantas son indirectos, por ejemplo el pH influye en la toxicidad por metales pesados.
RAS	< 18		La alta relación de adsorción del Sodio puede provocar problemas con la permeabilidad del suelo.
Sólidos disueltos totales	500 - 2,000		SDT < 500 $mg \cdot L^{-1}$, no se han observado efectos negativos. Entre 500 y 1,000 mg·L-1, pueden ser afectadas algunas plantas sensibles. En el rango 1,000 - 2,000 $mg \cdot L^{-1}$ muchos cultivos pueden ser afectados. Concentración > 2,000 $mg \cdot L^{-1}$ el agua puede ser utilizada solamente para plantas tolerables.
Cloro Libre residual	< 1		Algunas plantas sensibles pueden ser afectadas y a niveles de 0.05 $mg \cdot L^{-1}$. En concentraciones mayores que 5 $mg \cdot L^{-1}$ el cloro residual daña a la mayoría de las plantas.

tamientos más sencillos son los que se realizan a base de procesos de separación sólidos-líquidos y desinfección. Sistemas más complejos de tratamientos son combinaciones de procesos físicos, químicos y biológicos que emplean múltiples operaciones para remover contaminantes específicos hasta lograr paso a paso la calidad deseada del efluente.

Los elementos traza en agua tratada normalmente se presentan en concentraciones menores que 100 $\mu g \cdot L^{-1}$ (Asano T. , 1985). Algunos son esenciales para plantas y animales pero todos pueden llegar a ser tóxicos a elevadas concentraciones o dosis (Tangi, 1990).

El cloro residual en concentraciones menores que 1 $mg \cdot L^{-1}$ usualmente no afecta a las plantas. Sin embargo, algunos cultivos sensibles se pueden dañar a niveles más bajos que 0.05 miligramos por litro. El cloro en concentraciones mayores que 5 $mg \cdot L^{-1}$ causan daño a la mayoría de las plantas.

Por lo general, las directrices o normas sobre la calidad microbiológica de las aguas residuales tratadas que se pretende emplear para riego de cultivos sin restricciones, incluso para cultivo de legumbres y verduras que se consumen crudas, contienen reglas explícitas, indicando máximo número de coliformes, y requisitos mínimos de tratamiento (primario, secundario o terciario), según la clase de cultivo que se debe regar (si es para consumo humano o no).

Las normas establecidas en los últimos 50 años han sido, en general, muy estrictas, ya que se han basado en la evaluación teórica de los posibles riesgos que para la salud tiene la supervivencia de agentes patógenos en las aguas residuales, el suelo y los cultivos, más bien que en pruebas epidemiológicas fehacientes del riesgo real. Hasta cierto punto, estas primeras normas se basaron en el concepto de *riesgo nulo*, con el fin de lograr un medio *antiséptico* o carente de agentes patógenos.

En esa época, el método preferido para la eliminación de agentes patógenos, a juzgar por la de coliformes, era el tratamiento biológico secundario seguido por una cloración cuidadosamente controlada. Puesto que esto permite lograr mínimas concentraciones residuales de coliformes, el máximo número permisible de éstas fue también bajo. Por ejemplo, las normas del Departamento de Salud Pública del Estado de California (U.S.EPA, 1992) permitían un total de sólo 2.2-23 coliformes por cada 100 mL, según el cultivo regado y el método de riego empleado. Debido a que no se encontraban pruebas epidemiológicas que justifiquen estos niveles de calidad microbiológica exigida, las restricciones fueron liberadas a un límite máximo de 100 por cada 100 mL, el cual coincidía con las recomendaciones de OMS de los años setenta.

A pesar de la existencia de recomendaciones y restricciones normativas para el uso de aguas residuales tratadas en la agricultura, en ocasiones muy estrictas con respecto a la calidad microbiológica, han surgido graves problemas de salud pública por el riego ilegal de verduras para ensaladas y otros cultivos que se consumen crudos, con aguas residuales sin tratar, práctica muy difundida en muchos países en desarrollo.

En los años 80's la OMS, el Banco Mundial, el Programa de las Naciones Unidas para el Medio Ambiente, el Centro Internacional de Investigaciones para el Desarrollo (Canadá), el Centro Internacional de Referencia sobre

evacuación de Desechos (Suiza), la USEPA y muchas instituciones académicas de todo el mundo han hecho un gran esfuerzo por establecer una base epidemiológica más racional para las directrices sobre el riego con aguas residuales. Con base en los nuevos estudios se han recomendado criterios menos estrictos en lo que se refiere al contenido de coliformes fecales, pero más estrictos respecto al número de huevos de helmintos que, según se reconoció, constituyen el mayor riesgo real para la salud pública proveniente del riego con aguas residuales en las zonas donde la helmintiasis es endémica. Las directrices actuales, recomendadas por la PMS se presentan en la Tabla 1.41 (U.S. EPA, 1992; U.S. Protection of Environment, 1992). Como se puede observar, se plantea la necesidad de reducir el número de huevos de helmintos (de las especies Áscaris y Trichuris y de anquilostomas) en los efluentes a una concentración de uno o menos por litro. Esto significa que se debe eliminar 99.9 por ciento de los huevos de helmintos mediante procesos de tratamiento apropiado en las zonas donde las helmintiasis son endémicas y presentan riesgos tangibles para la salud. Las directrices no toman en cuenta todos los helmintos y protozoarios de importancia para la salud pública, por ejemplo, no se consideran las especies Amoeba ni Giardia. Los nemátodos intestinales estudiados sirven de microorganismos indicadores de todos los agentes patógenos sedimentables, incluyendo los quistes amibianos, suponiéndose que todos los huevos de helmintos y quistes de protozoarios se eliminarán en la misma proporción. La concentración bacteriana permisible es más laxa, marcando una directriz de 1000 coliformes fecales por cada 100 ml para riego sin restricciones de todos los cultivos. Esta concentración se considera técnicamente

Tabla 1.41 Directrices recomendadas sobre la calidad microbiológica de las aguas residuales empleadas en agricultura[a]

Categoría	Condiciones de aprovechamiento	Grupo expuesto	Nematodos intestinales [b](huevos · L^{-1})	Coliformes Fecales (NMP·100 mL^{-1} [c])	Tratamientos para lograr la calidad microbiológica
A	Riego de cultivos que generalmente se consumen crudos, campos de deporte, parques públicos[d]	Trabajadores, consumidores, público	<1	<1000 [d]	Serie de lagunas de estabilización diseñadas para alcanzar la calidad microbiológica indicada o un tratamiento equivalente
B	Riego de cultivos de cereales industriales y forrajeros, praderas y árboles[e]	Trabajadores	<1	No se recomienda ninguna norma	Tiempo de retención en las lagunas de estabilización de 8 a 10 días o una remoción equivalente de helmintos y coliformes fecales
C	Riego local de cultivos de la categoría B cuando ni los trabajadores, ni el público están expuestos	Ninguno	No aplicable	No aplicable	Tratamiento según lo exija la tecnología de riego, como mínimo sedimentación primaria.

Notas:

a - En casos específicos, se deberían tener en cuenta los factores epidemiológicos, socioculturales y ambientales de cada lugar y modificar las directrices de acuerdo con ello.

b - Especies Áscaris y Trichuris y anquilostomas.

c - Durante el período de riego.

d - Conviene establecer una directriz más estricta (<200 coliformes fecales ·100 mL^{-1}) para prados públicos, como los de los hoteles, con los que el público puede entrar en contacto directo.

e - En caso de los árboles frutales, el riego debe cesar dos semanas antes de cosechar la fruta y ésta no se debe recoger del suelo. No es conveniente regar por aspersión.

factible, como se puede ver de la Tabla 1.42 (U.S.EPA, 1992).

Para la calidad microbiológica de las aguas utilizadas en riego de cultivos que van a ser procesados, y también para las utilizadas en riego de forrajes y praderas no se recomienda ninguna norma específica, sin embargo, se sugiere que para la protección de los agricultores conviene reducir hasta cierto punto la concentración bacteriana en las aguas residuales empleadas para cualquier fin. Se puede justificar mayor precaución donde hay grupos muy expuestos que son más susceptibles a la infección. Por otra parte, algunas veces se puede justificar un cierto grado de flexibilidad, como por ejemplo, en regiones donde los helmintos intestinales no son endémicos, no es necesario eliminar un 99.9 por ciento de los helmintos.

Las directrices y las normatividades de muchos países siguen considerando un nivel de calidad del agua residual tratada para uso agrícola más estricto que el recomendado por la OMS. Las directrices de EUA sugieren para el reúso agrícola de cultivos no procesados (irrigación superficial o por aspersión de cualquier cultivo, incluyendo cultivos que se consumen crudos) una calidad de: pH=6-9, DBO <10 $mg \cdot L^{-1}$, turbiedad <2 UNT, coliformes fecales no detectables, cloro residual de 1 miligramo por litro. Para lograr esta calidad se recomienda la aplicación de tratamiento secundario (lodos activados, biofiltros, biodiscos o lagunas), filtración y desinfección. La calidad requerida para las aguas residuales de aplicación en riego agrícola de cultivos que se consumen procesados es: pH=6-9, DBO <30 $mg \cdot L^{-1}$, SST <30 $mg \cdot L^{-1}$, coliformes fecales <200 $NMP \cdot 100\ mL^{-1}$ (los coliformes fecales no deben de exceder 800 $NMP \cdot 100\ mL^{-1}$ en cualquier muestra simple), cloro residual de 1 miligramo por litro. Para lograr esta calidad se recomienda tratamiento secundario y desinfección. Se menciona que algunos sistemas lagunares alcanzan la calidad microbiológica requerida y en estos casos no se necesita desinfección (USEPA, 1992).

En México la aplicación del agua residual tratada en riego agrícola es reglamentada actualmente en la norma NOM-001-SEMARNAT-996,

Tabla 1.42 Remoción de microorganismos en diferentes sistemas de tratamiento

Proceso de tratamiento	Remoción, por ciento			
	Bacteria	Helmintos	Virus	Quiste
Sedimentación primaria	0-90	0-99	0-90	0-90
Sedimentación primaria auxiliada químicamente[a]	90-99	90-99.9[e]	0-90	0-90
Lodos activados[b]	0-99	0-99	0-90	0-90
Biofiltracion[b]	0-99	0-99	0-90	0-90
Lagunas aeradas	90-99	90-99.9[e]	90-99	0-90
Zanjas de oxidación[b]	90-99	0-99	90-99	0-90
Desinfección[c]	99-99.9999[e]	0-90	0-99.99	0-99.9
Lagunas de estabilización[d]	90-99.9999[e]	90-99.9[e]	90-99.99	90-99.99

Notas:

a - se necesitan más estudios para confirmar la eficiencia.

b - incluyendo sedimentación secundaria.

c - cloración u ozonación.

d - la eficiencia de remoción depende del número de lagunas en serie y otros factores ambientales.

e - con un buen diseño y operación apropiada las remociones señaladas son alcanzables.

categoría disposición de aguas residuales en suelo para riego agrícola. De los "contaminantes básicos", para esta categoría de disposición, se establecen restricciones, solamente con respecto a los parámetros materia flotante, la cual debe de ser ausente y con respecto a grasas y aceites (GyA), cuya concentración debe de ser menor de 15 $mg \cdot L^{-1}$ como P.M. y menor de 20 miligramos por litro. En el punto 1 de las *Especificaciones* de la norma se establece que *el rango permisible del potencial de hidrógeno (pH) es de 5 a 10 unidades*. El punto 2 de *Especificaciones* de la NOM-001-SEMARNAT-1996 establece que *para determinar la contaminación por patógenos se tomará como indicador a los coliformes fecales* y que *el límite máximo permisible para las descargas de aguas residuales vertidas a aguas y bienes nacionales, así como las descargas vertidas a suelo (uso en riego agrícola) es de 1000 y 2000* $NMP \cdot (100\ mL)^{-1}$ *para el promedio mensual y diario respectivamente*.

El punto 3 de *Especificaciones* de la NOM-001-SEMARNAT-1996 establece que *para determinar la contaminación por parásitos se tomará como indicador los huevos de helminto* y que *el límite máximo permisible para las descargas vertidas a suelo (uso en riego agrícola), es de un huevo de helminto por litro para riego no restringido, y de cinco huevos por litro para riego restringido, lo cual se llevará a cabo de acuerdo a la técnica establecida en el anexo 1 de esta Norma*. Por definición *riego no restringido* es *la utilización de agua residual destinada a la actividad de siembra, cultivo y cosecha de productos agrícolas en forma ilimitada como forrajes, granos, frutas, legumbres y verduras*. El término *riego restringido* según la NOM-001- SEMARNAT -1996 es *la utilización de agua residual destinada a la actividad de siembra, cultivo y cosecha de productos agrícolas, excepto legumbres y verduras que se comen crudas*.

Normativa Mexicana referente al uso de aguas residuales tratadas en servicios al público

En México la calidad del agua residual tratada para reúso en servicio al público se establece en la NOM-003-SEMARNAT-1997. El proyecto de esta norma fue publicado en el DOF el 14 de enero de 1998, a fin de que los interesados presentaran sus comentarios, como lo establece la fracción I del artículo 47 de la Ley Federal sobre Metrología y Normalización. Los comentarios fueron analizados en el seno del Comité Consultivo Nacional de Normalización para la Protección Ambiental, realizándose modificaciones procedentes a la norma y el 14 de agosto de 1998, las respuestas y los comentarios fueron publicados en el Diario Oficial de la Federación. Habiéndose cumplido el procedimiento de elaboración de normas oficiales mexicanas, el citado Comité aprobó la NOM-003-SEMARNAT -1997 el 22 de abril de 1998 y esta fue publicada el 21 de septiembre de 1998 en el Diario Oficial de la Federación.

Dentro de las definiciones de conceptos que maneja esta norma, los relacionados con las formas de reúso son los que a continuación se presentan.

Lago artificial recreativo: Vaso de formación artificial alimentado con aguas residuales tratadas con acceso al público para paseos en lancha, prácticas de remo y canotaje donde el usuario no tenga contacto directo con el agua.

Lago artificial no recreativo. Vaso de formación artificial alimentado con aguas residuales tratadas que sirve únicamente de ornato, como lagos en campos de golf y parques a los que no tiene acceso el público.

Reúso en servicios al público con contacto directo. Es el que se destina a actividades donde el público usuario esté expuesto directamente o en contacto físico. En lo que corresponde a esta NOM se consideran los siguientes reúsos: llenado de lagos y canales artificiales recreativos con paseos en lancha, remo, canotaje y esquí; fuentes de ornato, lavado de vehículos, riego de parques y jardines.

Servicios al público con contacto indirecto u ocasional. Es el que se destina a actividades donde el público en general esté expuesto indirectamente o en contacto físico incidental con ella y que su acceso es restringido, ya sea por barreras físicas o personal de vigilancia. En lo que corresponde a esta NOM se consideran los siguientes reúsos: riego de jardines y camellones de autopistas; camellones en avenidas; fuentes de ornato, campos de golf, abastecimiento de hidrantes de sistemas contra incendio, lagos artificiales no recreativos, barreras hidráulicas de seguridad y panteones.

En el punto 1 de *Especificaciones* de la NOM-003-SEMARNAT-1997 se presentan los límites máximos permisibles de contaminantes en aguas residuales tratadas destinadas para servicios al público con contacto directo y para servicios con contacto indirecto u ocasional (Tabla 1.43).

Se establece también que la materia flotante debe estar ausente en el agua residual tratada. La Norma Mexicana NMX-AA-006 estabece el método de prueba para la determinación de este parámetro.

El control de metales y cianuros en las aguas residuales tratadas reusadas en servicios al público, según el punto 3 de *Especificaciones* de la NOM-003-SEMARNAT-1997, debe realizarse considerando los LMP de la NOM-001-SEMARNAT-1996 establecidos en la columna que corresponde a embalses naturales y artificiales con uso en riego agrícola.

Finalmente la NOM-003-SEMARNAT-1997 reglamenta que las entidades públicas responsables del tratamiento de las aguas residuales reusadas en servicios al público, tienen la obligación de realizar el monitoreo de las aguas tratadas en los términos de la presente Norma Oficial Mexicana y de conservar al menos durante los últimos tres años los registros de la información resultante del muestreo y análisis, al momento en que la información sea requerida por la autoridad competente.

Con respecto al muestreo de las aguas tratadas para reúso, se establece que los responsables del tratamiento y reúso de las aguas residuales tratadas, tienen la obligación de realizar los muestreos de acuerdo con la NMX-AA-003; la periodicidad y número de muestras será:

- Para los coliformes fecales, materia flotante, demanda bioquímica de oxígeno5, sólidos suspendidos totales y grasa

Tabla 1.43 Límites máximos permisibles para contaminantes según NOM-003-SEMARNAT-1997

	Coliformes fecales ($NMP \cdot 100\ mL^{-1}$)	Huevos de helminto ($h \cdot L^{-1}$)	Grasas y aceites ($mg \cdot L^{-1}$)	DBO ($mg \cdot L^{-1}$)	SST ($mg \cdot L^{-1}$)
Servicios al publico con contacto directo	240	< 1	15	20	20
Servicios al publico con contacto indirecto u ocasional	1 000	< 5	15	30	30

y aceites, al menos 4 (cuatro) muestras simples tomadas en días representativos mensualmente
- Para los huevos de helminto, al menos dos muestras compuestas tomadas en días representativos mensualmente
- Para los metales pesados y cianuros, al menos dos muestras simples tomadas en días representativos anualmente

En el capítulo *Métodos de prueba* de la NOM-003-SEMARNAT-1997, se establece que para determinar coliformes fecales, el responsable del tratamiento y reúso del agua residual podrá realizar los análisis de laboratorio de acuerdo con la NMX-AA-102-1987 (Detección y enumeración de organismos coliformes, organismos coliformes termotolerantes y Escherichia coli presuntiva por el método de filtración en membrana), siempre y cuando demuestre a la autoridad competente que los resultados de las pruebas guardan una estrecha correlación o son equivalentes a los obtenidos mediante el método de tubos múltiples (NMX-AA-42-1987). El responsable del tratamiento y reúso del agua residual, puede solicitar a la Secretaría de Medio Ambiente, Recursos Naturales y Pesca, la aprobación de métodos de prueba alternos. En caso de aprobarse, éstos pueden ser aplicados por otros responsables en situaciones similares. Para la determinación de huevos de helminto se deben aplicar las técnicas de análisis que se señalan en el anexo de esta Norma.

Comparando la NOM-003-SEMARNAT- 1997 con las directrices de OMS, respecto a la calidad del agua tratada para reúso recreativo, se observa que en la categoría *con contacto directo*, las restricciones de la NOM con respecto a coliformes fecales, DBO y SST son similares a los planteados por la OMS para reúso recreativo, sin embargo la NOM permite hasta 15 $mg \cdot L^{-1}$ de grasas y aceites, mientras que las directrices marcan la necesidad de remover completamente las grasas y aceites, la NOM no considera los parámetros pH y temperatura, ni nitrógeno y fósforo, ni olor y color que sí están incluidos en las recomendaciones de OMS. Además, para reúso municipal no potable, con o sin contacto directo, las recomendaciones de la OMS indican una calidad más estricta, mientras que la NOM no hace la diferencia entre reúso recreativo con contacto directo y reúso municipal con contacto directo.

Directrices y normativa para reúso del agua residual para recarga de acuíferos

Otro uso importante de las aguas residuales tratadas es la recarga de acuíferos. Para la recarga de acuíferos por infiltración superficial, una referencia útil, es la norma de calidad mínima que debe cumplir una fuente superficial de suministro para agua potable ya que de cumplirse con esta norma, la posible contaminación por la infiltración de aguas renovadas no será mayor que la que naturalmente ya haya ocurrido. Otro criterio comúnmente aplicado es que la calidad del agua al infiltrase en el acuífero debe tener al menos la misma calidad a la del agua en el acuífero. Dependiendo del uso del acuífero, se han elaborado criterios de calidad específicos para casos concretos de aplicación de recarga.

En la recarga por inyección directa el agua llega a los acuíferos con la misma calidad con que sale de la planta de tratamiento. Es por esto que para la aplicación de este método se requiere de una calidad del agua más alta que en la aplicación de la infiltración superficial, la cual en todo caso dependería del uso del agua subterránea. En la práctica generalmente se ha seguido el criterio

de que el agua inyectada debe tener una calidad mínima igual a la del agua del acuífero.

Cuando el agua subterránea se emplea en el suministro de agua potable, los criterios de calidad para el agua de recarga se relacionan con el cumplimiento de los estándares para un agua potable. En el caso de recarga por infiltración superficial, se sugiere que el agua tratada utilizada debe tener una calidad suficiente para permitir que después de su infiltración se cumplieran los requerimientos para uso potable. También es aplicable el criterio que la calidad del agua a infiltrar debe ser al menos la misma a la del acuífero en donde se dispondrá dicha agua. Si se utiliza el método de inyección directa hay dos posibles criterios que se han seguido: primero, que la calidad del agua debe ser igual a la del agua potable y segundo, que el agua inyectada debe tener una calidad mínima igual a la del agua del acuífero. Esta última opción, sin embargo, deberá considerar también la presencia de trazas de contaminantes que pueden estar presentes en el agua residual y que normalmente no son monitoreados en el agua subterránea.

Las directrices de reúso de Estados Unidos, para el caso de infiltración directa de agua residual tratada a acuíferos de uso potable, además de marcar que el agua usada para este fin debe tener calidad acorde con los estándares de agua potable, también especifica límites para varios parámetros: pH=6.5-8.5, turbiedad < 2 UNT, coliformes fecales no detectables y cloro residual de 1 miligramo por litro. Cuando se aplica infiltración superficial para la recarga de acuíferos de uso potable, las directrices mencionan la necesidad de obtener una calidad del agua infiltrada igual a la de agua potable. Para recarga de acuíferos de uso no potable, se especifica que la calidad necesaria depende del uso y del lugar en forma concreta.

El uso de agua para fines potables se considera el más alto nivel de reúso que se puede alcanzar, aunque existen otros usos industriales específicos que requieren de una calidad más estricta en muchos aspectos. El reúso potable directo de aguas residuales tratadas, como ya se mencionó anteriormente, es una opción que debe ser estudiada exhaustivamente antes de ponerse en práctica. Los criterios mínimos de calidad que deberá cumplir el agua para este tipo de reúso serán, obviamente, los criterios vigentes de agua potable. Pero aún el cumplimiento de estos criterios, por sí mismo, no garantiza la potabilidad del agua, pues hay que recordar que los criterios de agua potable no han sido pensados para la eventualidad de reusar en forma directa aguas residuales tratadas y no controlan contaminantes específicos de origen industrial que pueden estar presentes en el agua residual y persistir en el agua tratada después de todos los procesos de tratamiento aplicados.

Normativa Mexicana para reúso del agua residual en la recarga de acuíferos

En vista de la situación expuesta y del creciente interés en aplicar la tecnología de la recarga artificial, manifestado tanto por instituciones públicas como por particulares, el gobierno federal, a través de la Conagua, para la elaboración de la NOM-014-CONAGUA-2003 convocó a un grupo de trabajo. Para esto se contó con la participación de la propia Semarnat, la Comisión Federal de Electricidad, del Sector Salud (COFEPRIS), del Instituto Mexicano de Tecnología del Agua (IMTA), Gobierno del Distrito Federal, instituciones académicas

(UNAM), asociaciones de profesionistas, empresas y consultores privados. El grupo de trabajo se reunió durante 17 ocasiones entre los años 2002 y 2003 para formular el proyecto de NOM, que más tarde se sometió a las observaciones de la Comisión Federal de Mejora Regulatoria (Cofemer) y de la consulta pública. Esta NOM regula el uso de las aguas residuales en la recarga artificial de acuíferos, y considera al suelo y subsuelo como una planta de tratamiento natural que puede ser aprovechada con una combinación adecuada de pretratamiento-tratamiento naturalpostratamiento, compatible con el método de recarga y con el uso que se le pretenda dar al agua recuperada. Su objetivo es el de establecer los requisitos que deben cumplir: la calidad del agua, la operación y el monitoreo utilizados en los sistemas de recarga artificial de acuíferos con agua residual tratada. Es aplicable a obras planeadas de recarga artificial tanto nuevas como existentes, que descarguen aguas residuales tratadas para este propósito y cuya función sea almacenar e incrementar el volumen de agua en los acuíferos, para su posterior recuperación y reúso. Correspondiendo a los permisionarios del proyecto su cabal cumplimiento.

La NOM-014-CONAGUA-2003 contempla tres tipo de recarga

1. Superficial (aprovechando las capacidades depuradoras del suelo)
2. Subsuperficial (por encima del nivel estático)
3. Directa (inyección al acuífero)

Los niveles de tratamiento necesario, descritos en términos de calidad del agua a recargar, varían de menos a más estrictos de acuerdo al tipo de recarga, a fin de alentar esta práctica.

Un sistema de recarga artificial es una obra o conjunto de obras construidas con el fin específico de recargar un acuífero y se deriva de un proyecto planeado. Para la elaboración del proyecto y del propio sistema se requiere de información y estudios básicos que comprenden:

- Localización
- Características de la fuente de agua de recarga
- Descripción de la hidrogeología de la zona de interés (definición de la geología, unidades hidrogeológicas y parámetros hidráulicos, el modelo hidrogeológico conceptual que incluya la definición de la recarga y descarga, la extracción, uso y aprovechamiento de agua subterránea y la calidad de ésta)

La construcción del sistema de recarga artificial no se permite en sitios contaminados, aún saneados ni en sitios con predominancia de en el subsuelo rocas cársticas, fracturadas, fisuradas o clásticas de grano grueso, sin capacidad de eliminación o atenuación de contaminantes del agua de recarga. En la Tabla 1.44 se indican los requisitos que debe cumplir el agua residual tratada utilizada en la recarga.

Es muy importante hacer la aclaración de que únicamente para un sistema de recarga artificial de tipo superficial o subsuperficial, es posible aplicar agua de recarga con una calidad menor a la establecida en la Tabla 1.48, siempre y cuando no existan aprovechamientos de agua subterránea para usos público-urbano o doméstico a menos de 1 km de distancia del límite exterior de las obras de recarga, y existan captaciones que recuperen el agua de recarga para otros usos distintos a los mencionados. Además debe comprobarse, mediante estudios técnicos, que el suelo

Tabla 1.44 Calidad del agua residual tratada para recarga artificial.

Tipo de contaminante	Tipo de sistemas de recargar	
	Superficial/sub superficial	Directo
Microorganismos patógenos	Remoción o inactivación de microorganismos entero patógenos	Remoción o inactivación total de microorganismos enteropatógenos
Contaminantes regulados por norma	Límites permisibles NOM-127-SSA1-1994	Límites permisibles NOM-127-SSA1-1994
Contaminantes no regulados por norma	DBO=30 $mg \cdot L^{-1}$, COT=16 $mg \cdot L^{-1}$	COT=1 $mg \cdot L^{-1}$

y el subsuelo tienen capacidad para remover o reducir la concentración de aquellos elementos del agua de recarga que excedan los límites establecidos en la modificación a la NOM-127-SSA1-1994. Cuando existan aprovechamientos de uso público-urbano a menos de un 1 km de distancia del límite exterior del sistema de recarga artificial, además de lo indicado en la Tabla 1.48, es necesario llevar a cabo:

a) Proyecto piloto de recarga *in situ*
b) Análisis hidrogeoquímico
c) Modelo numérico de flujo y transporte
d) Estudios toxicológicos o epidemiológicos que determine la Conagua
e) Respetar las distancias mínimas y el tiempo de residencia que se especifican en la Tabla 1.49

Asimismo, debe cumplirse los límites máximos permisibles en el agua de recarga que determine la Conagua, en parámetros no regulados por la modificación a la NOM-127- SSA1-1994, cuya presencia se suponga atendiendo al origen del agua residual.

Todo proyecto planeado debe incluir un programa de monitoreo que, en forma periódica, antes y durante la operación de las obras de recarga, registre:

a) La calidad del agua utilizada en la recarga
b) La calidad del agua derivada de la mezcla del agua de recarga y el agua subterránea nativa
c) Las variaciones de los niveles piezométricos

En los sistemas de recarga artificial de tipo directo, se requiere construir pozos de monitoreo ubicados a distancias equivalentes a ¼, ½ y ¾ de la distancia total entre el pozo de inyección y el punto de extracción más cercano. Para el caso de un sistema de recarga artificial de tipo superficial/subsuperficial se requiere de un mínimo de tres pozos de monitoreo para

Tabla 1.45 Requisitos relativos a la distancia mínima a las captaciones y al tiempo de residencia en el subsuelo del agua de recarga

Variable	Tipos de Recarga	
	Superficial/sub superficial	Directo
Distancia horizontal mínima entre el límite exterior del SRA y las captaciones para uso público-urbano o doméstico	150 m	600 m
Tiempo de residencia del agua de recarga antes de su extracción	6 meses	12 meses

colectar muestras representativas del agua de recarga y del agua efluente de la recarga artificial y para determinar periódicamente las fluctuaciones piezométricas en el domo de recarga y sus inmediaciones.

La NOM-015-CONAGUA-2007 se refiere a la infiltración artificial de aguas pluviales y de escurrimientos superficiales únicamente en el suelo y el subsuelo y se concentra en el manejo del volumen de agua y de los requisitos de calidad mediante un pretratamiento. Para su elaboración, la Conagua tuvo a bien convocar a un grupo de trabajo, contándose con la participación de la propia Semarnat, la Cofepris, el IMTA, el Gobierno del Distrito Federal, la UNAM, asociaciones de profesionistas, empresas y consultores privados. El grupo de trabajo se reunió durante 12 ocasiones entre los años 2005 y 2007 para formular el proyecto de NOM, que más tarde se sometió a las observaciones de la Cofemer y de la consulta pública.

Es importante señalar que la NOM-015-CONAGUA-2007 sólo contempla la infiltración superficial y subsuperficial de aguas pluviales o de escurrimientos superficiales y no la inyección directa al acuífero. Sus objetivos son proteger la calidad del agua de los acuíferos y, al mismo tiempo, aprovechar el agua pluvial y de escurrimientos superficiales para aumentar la disponibilidad de agua subterránea a través de la infiltración artificial. Es aplicable a las personas que ejecuten obras o actividades para la infiltración mediante disposición de aguas pluviales y escurrimientos superficiales al suelo y subsuelo en obras o conjunto de obras que tengan una capacidad mayor a 60 litros por segundo. Esta NOM por ninguna razón implica una autorización, permiso o concesión para la extracción del agua infiltrada al acuífero.

La NOM-015-CONAGUA-2007 establece que no se permite la infiltración de aguas pluviales y de escurrimientos superficiales en sitios contaminados, aún saneados ni en áreas propensas a deslaves o con pendientes abruptas e inestables, a menos que se realicen obras ingenieriles para estabilizar el terreno.

Es importante señalar que no está permitido realizar la disposición al suelo o subsuelo de aguas residuales crudas, o la mezcla de éstas con aguas pluviales o de escurrimiento superficial. La infiltración al suelo y subsuelo se podrá llevar a cabo previendo que se tenga una limpieza de basura de la zona Si la infiltración es al subsuelo y a fin de no afectar la calidad del agua nativa del acuífero, la profundidad máxima de aplicación de las aguas en el subsuelo, debe ser por encima de los 5 m sobre el nivel estático. Además, se debe de contar con un sistema de tratamiento que garantice que el agua en el punto de infiltración tenga los límites establecidos en la NOM-015-CONAGUA-2007 (Tabla 1.46). Para tener un punto de comparación para definir si hay impacto o no en la calidad del agua subterránea nativa, debe de caracterizarse ésta antes y mantener un monitoreo constante de la calidad del agua infiltrándose. En particular, se requiere el monitoreo periódico del acuífero en proyectos que involucren más de un pozo de infiltración y la distancia entre los pozos sea menor a 500 metros.

Los pozos de infiltración deben contar con un dispositivo de cierre manual o automático en la entrada de los mismos. Este se debe mantener cerrado cuando no se realice la disposición de agua pluvial o escurrimiento superficial; durante el primer evento de precipitación o escurrimiento; cundo se presenten inundaciones que afecten la operación del sistema de pretratamiento,

Tabla 1.46 NOM-015-CONAGUA-2007: Calidad de agua pluvial y de escurriemientos superficiales para infiltración al suelo y subsuelo

Contaminante	Unidad de medida	Límite	Método de prueba	Método de muestreo
Grasas y aceites	$mg \cdot L^{-1}$	15	NMX-AA-005-SC-FI-2000	NMX-AA-003-1980
Material flotante	Unidad	0	NMX-AA-006-SC-FI-2000	
Sólidos sedimentables	$mg \cdot L^{-1}$	2	NMX-AA-004-SC-FI-2000	
Sólidos suspendidos totales	$mg \cdot L^{-1}$	150	NMX-AA-034-SC-FI-2001	
Nitrógeno Total	$mg \cdot L^{-1}$	40	NMX-AA-026-SC-FI-2001	
Fósforo Total	$mg \cdot L^{-1}$	20	NMX-AA-029-SC-FI-2001	
Coliformes fecales	$NMP \cdot 100\ mL^{-1}$	No detectable	NMX-AA-042-1987	

o durante la ocurrencia de eventos accidentales de derrames de sustancias o líquidos contaminantes. Las obras de infiltración deben recibir el mantenimiento a más tardar el 1 de mayo de cada año, a fin de restituir la capacidad de retención y remoción de contaminantes. Referente al control en los procesos de recarga de acuífero con aguas residuales tratadas, salió publicada en la *Gaceta oficial del Distrito Federal* (26 de marzo de 2004) la Norma Ambiental para el Distrito Federal NADF-003-AGUA-2002, que establece las condiciones y requisitos para la Recarga en el Distrito Federal por Inyección Directa de Agua Residual Tratada al Acuífero de la Zona Metropolitana de la Ciudad de México.

El objetivo de la NADF-003-AGUA-2002 es proteger el acuífero de la Zona Metropolitana de la Ciudad de México y la salud de la población, regulando las actividades de recarga artificial por inyección directa de agua residual tratada, a través del establecimiento de:

a) Los valores permisibles de calidad del agua utilizada para la recarga artificial del acuífero, entendidos como condiciones particulares de recarga
b) Un programa de actividades para el control y vigilancia de la calidad del agua utilizada antes y después de la recarga artificial del acuífero
c) Los procedimientos administrativos a los que deberán estar sujetos los procesos de construcción y operación de los sistemas de recarga, para su autorización

Referente a la calidad del agua por infiltrar, en las *Disposiciones generales* de dicha Norma se establece que:

- El agua a emplear para la recarga artificial del acuífero, ya sea durante el proyecto piloto o en el sistema de recarga definitivo, deberá cumplir con los límites máximos establecidos para los parámetros incluidos en la presente norma
- En caso de que la fuente de agua a emplear para la recarga artificial del acuífero no cumpla con la calidad requerida, ésta deberá ser sometida a los tratamientos que sean necesarios, previo a las actividades de recarga, hasta alcanzar los valores establecidos en esta norma

- Los muestreos del agua para su análisis deberán efectuarse de conformidad con las especificaciones de la NOM-014-SSA1-1994. La frecuencia con la que deben realizarse los muestreos y análisis del agua de recarga se especifican en el capítulo 7 de esta Norma

Referente a los requisitos para la autorización de construcción y operación de proyectos para recarga del acuífero de la Zona Metropolitana de la Ciudad de México, se establece:

1. El permisionario del proyecto de recarga deberá proporcionar a la autoridad competente y a la Secretaría la siguiente información
   a) El origen y la disponibilidad del agua de recarga
   b) Mapa topográfico incluyendo la localización geográfica de la(s) obra(s)
   c) Características hidrogeológicas del sitio de recarga incluyendo mapas de elevación y de profundidad del nivel freático, de distribución del espesor, de la porosidad, coeficiente de almacenamiento y de la conductividad hidráulica de las rocas que conforman el acuífero a recargar y de la zona
   d) Un mínimo de cuatro perfiles estratigráficos detallados, radiales respecto al sitio de recarga en dirección del gradiente hidráulico, en un radio mínimo de 2 km o a la captación más cercana, obtenido mediante perforaciones exploratorias con recuperación de núcleo continuo, a profundidades mínimas de exploración de 200 m, incluyendo zona saturada y no saturada
   e) Distribución, espesor y continuidad de las capas permeables e impermeables en el subsuelo
   f) Estimación de los coeficientes de dispersión en un radio máximo de 2 km
   g) Características fisicoquímicas y microbiológicas del agua de recarga y del agua del acuífero, en los términos de los parámetros que establece el capítulo 6 de esta norma
   h) Determinación de la posible conexión hidráulica entre acuíferos
   i) Distancia y posible conexión hidráulica entre las obras de recarga y los sitios de extracción de agua subterránea más cercana con respecto a las obras de recarga
   j) Fuentes activas o potenciales de contaminación al subsuelo en un radio de 1 km a las obras de recarga
2. Además de lo solicitado en el punto anterior, el permisionario deberá realizar y presentar a la autoridad competente para su aprobación y a la Secretaría, un proyecto piloto en el sitio de interés, que reproduzca a escala experimental las obras y la operación del sistema de recarga propuesto
   - La operación del proyecto piloto tendrá una duración suficiente hasta alcanzar un equilibrio hidráulico y químico, analizando en el sistema recarga – acuífero en forma continua e ininterrumpida, y apoyado en modelos de análisis hidrogeoquímicos, los siguientes aspectos
     a) La evolución de la calidad del agua de recarga, subterránea nativa y de la mezcla resultante
     b) La interacción del agua con el subsuelo y el método de recarga

c) Las variaciones en la tasa de infiltración y en la elevación de niveles piezométricos

- El permisionario del proyecto piloto de recarga artificial, deberá contar con una red de pozos de monitoreo de la calidad del agua, y del gradiente hidráulico previa a la implementación de la recarga; además deberá construir una red de pozos de observación acorde a la obra propuesta, para monitorear la evolución química y gradiente hidráulico del agua inyectada al subsuelo, ambos sistemas son complementarios
- Para evaluar la efectividad del proyecto piloto, el permisionario deberá presentar a la autoridad competente y a la Secretaría un informe final en términos de la factibilidad técnica y su impacto en la calidad del agua subterránea nativa, al medio ambiente o en aprovechamientos hidráulicos subterráneos, sustentado en los resultados obtenidos

3. Una vez aprobado el proyecto piloto, el permisionario deberá presentar a la autoridad competente y a la Secretaría un proyecto del sistema de recarga que incluya la siguiente información
   a) Diseño de obras del método de recarga
   b) Programa de operación y mantenimiento de las obras
   c) Propuesta de diseño de red de piezómetros de monitoreo, conforme a lo establecido en esta norma
   d) Análisis de las reacciones hidrogeoquímicas esperadas entre el agua de recarga y el agua del acuífero, y entre el agua de recarga y la zona saturada y no saturada
   e) Caudal estimado de agua a recargar
   f) Evaluación del impacto de las obras y operación de los sistemas de recarga en
      - La calidad del agua subterránea nativa a nivel local, regional
      - Fuentes de abastecimiento subterráneas
      - Aprovechamientos hidráulicos subterráneos de terceros
      - Obras civiles de tipo subterráneo
      - Extensión del área del acuífero a modificar, modelo tridimensional de espesor y profundidad de flujo
      - y propiedades hidráulicas
      - Evaluación de los valores de dispersión y transporte en el medio geológico sujeto a la recarga
4. Previo a la autorización de la construcción y operación, los proyectos piloto y de recarga artificial del acuífero deberán contar con la resolución en Materia de Impacto Ambiental, emitida por la Secretaría
5. Los proyectos de recarga artificial del acuífero deberán estar situados en lugares que no afecten estructuras subterráneas como las instalaciones del Sistema de Transporte Colectivo Metro, entre otros
6. Los proyectos de recarga artificial no podrán realizarse en sitios que tengan o hayan tenido
   a) Tanques de combustibles enterrados que presenten o hayan presentado fugas
   b) Basureros

c) Sistemas sépticos domésticos
d) Panteones o cementerios
e) Áreas de aplicación de plaguicidas
f) Cualquier otro determinado en la resolución de Impacto Ambiental

Asimismo, se tendrá que demostrar que el agua recargada no lixivia o promueve el movimiento de los contaminantes presentes en el sitio.

7. Deberá demostrarse que el agua de recarga permanecerá en el acuífero receptor un período mínimo de 1 año, previo a su extracción para cualquier uso subsecuente

Referente a las disposiciones para el cierre y clausura de los pozos y del sistema de recarga artificial en la NADF-003-AGUA-2002 se establece:

- Los pozos de recarga y de observación que se hayan construido, tanto para el proyecto piloto como para el sistema definitivo de recarga del acuífero de la Zona Metropolitana de la Ciudad de México, una vez concluida su vida útil, deberán ser clausurados conforme a lo especificado en la NOM-004-CONAGUA-1996
- El proceso de abandono y sellado de pozos, así como la clausura del sistema de recarga deberá ser atestiguado por un representante de la Secretaría

Referente a los informes del sistema de recarga artificial en la NADF-003-AGUA-2002 se indica que el permisionario del sistema de recarga artificial del acuífero, ya sea del proyecto piloto o el definitivo, deberá presentar semestralmente a la Secretaría los resultados de los análisis de calidad del agua de recarga y del acuífero, de acuerdo con los parámetros y con la frecuencia señalada en esta norma, en un informe que incluya en el período reportado, la interpretación de resultados y al menos lo siguiente:

- El análisis de la calidad del agua de recarga, mismo que deberá incluir las curvas con la dinámica de dicha calidad
- El análisis de la calidad del agua del acuífero en las inmediaciones del sitio de recarga propuesto, mismo que deberá incluir las curvas con la dinámica de dicha calidad
- El volumen de agua recargada y la tasa de recarga
- Velocidad y dirección del flujo subterráneo
- La frecuencia y el tipo de mantenimiento proporcionado al sistema de recarga artificial

Referente a las contingencias de operación NADF-003-AGUA-2002 especifica:

- En caso de que durante la operación del proyecto piloto o del sistema de recarga artificial se detecte la presencia de algún contaminante que rebase los límites establecidos en la presente Norma, o bien cambios no deseados en el comportamiento del acuífero, que puedan representar un riesgo a la salud o al ambiente, se deberá suspender inmediatamente la recarga y dar aviso a la Secretaría, presentando las acciones correctivas para su evaluación y análisis conjunto
- En contingencia la Secretaría y el permisionario del sistema de recarga artificial en caso de así requerirse, deberán coordinarse con las autoridades competentes, para determinar las

acciones conducentes para eliminar la contingencia y reducir sus efectos

1.5. Alternativas de tratamiento de las aguas residuales para su reúso

1.5.1 Selección de alternativas de tratamiento dependiendo de las opciones de reúso de las aguas residuales tratadas

El tratamiento de aguas residuales es una combinación de procesos y operaciones físicas, químicas y biológicas bien establecidas en la práctica de la ingeniería sanitaria, su principal objetivo es remover sólidos, materia orgánica, bacterias y en algunos casos apreciables cantidades de nutrientes del agua residual cruda. Los términos generales para describir los diferentes grados o niveles de tratamiento, en orden ascendente son:

- Preliminar
- Primario
- Secundario
- Terciario o tratamiento avanzado
- Desinfección para la remoción de patógenos

Para establecer un tipo de tratamiento es necesario conocer los requerimientos para el tratamiento de las aguas residuales y la demanda de reúso potencial que se pretende llevar a cabo, es decir ya sea de tipo agrícola, industrial, o cualquier otro tipo de reúso debe cumplir con los criterios de calidad establecidos para el efluente.

En la Tabla 1.47 y Tabla 1.48 se presentan los posibles tratamientos que se pueden dar a los diferentes tipos agua, ya se uso urbano o ambiental.

El tratamiento primario consiste en la remoción de materia suspendida del agua residual usual-

Tabla 1.47 Reúsos del agua y sus tratamientos

Tipo de uso	Tratamiento		
	Terciario con desinfección	Secundario con desinfección	Primario avanzado con desinfección
Uso Urbano			
Lavado de autos	X		
Lavandería	X		
Compactación de suelo, elaboración de concreto		X	
Ambiental y otros usos			
Embalses naturales o artificiales para uso urbano (NOM-001-SEMARNAT-1996)		X	
Aguas costeras para recreación (NOM-001-SEMARNAT-1996)			X
Acuacultura	X	X	
Recarga de agua subterránea			
Barrera de intrusión salina	X		
Recarga de acuíferos usados como fuente de agua potable	X		

Tabla 1.48 Tipos de uso del agua y sus tratamientos

Tipo de uso	Tratamiento		
	Terciario con desinfección	Secundario con desinfección	Primario avanzado con desinfección
Uso urbano			
Contacto no directo: riego de jardines y camellones en autopistas; camellones en avenidas, fuentes de ornato, campos de golf, abastecimientos de hidratantes de sistemas contra incendio, lagos artificiales no recreativos, barreras hidráulicas de seguridad y panteones.	X	X	X
Contacto directo: Llenado de lagos y canales artificiales recreativos con paseo en lancha, remo, canotaje, esquí, fuentes de ornato, lavado de vehículos, riego en parques y jardines	X		
Servicios privados (excusados y mingitorios, riego de jardines domésticos, lavado de auto en el hogar)	X		
Riego agrícola			
Riego no restringido: La utilización del agua residual destinada a la actividad de siembra, cultivo y cosecha de productos agrícolas en forma limitada como forrajes, granos, frutas legumbres, y verduras.	X	X	
Riego restringido: la utilización del agua residual destinada a la actividad de siembra, cultivo y cosecha de productos agrícolas, excepto legumbres y verduras que se consumen crudas.		X	X
Comercial e industrial			
Refrigeración, aire acondicionado y torres de enfriamiento.	X	X	

mente mediante procesos de sedimentación, con este tratamiento se remueve del 45-65 por ciento de los SST y de un 25-35 por ciento de la demanda bioquímica de oxígeno. Normalmente este es el proceso de tratamiento a que se somete el agua. Precedente al tratamiento secundario.

El tratamiento primario avanzado es la remoción de materia suspendida del agua residual mediante procesos de floculación y sedimentación. Este tratamiento remueve del 60 al 90 por ciento de los SST, del 40 al 70 por ciento de la DBO y del 70 al 90 por ciento de fósforo (WEF, 2004).

El tratamiento secundario consiste de procesos biológicos para la remoción de la DBO soluble y suspendida. Típicamente este proceso alcanza remociones del 80 al 95 por ciento de la DBO del agua residual cruda. El tratamiento con lagunas de estabilización es un proceso biológico y se considera de tipo secundario. Este tratamiento es en único secundario que remueve patógenos y parásitos gracias a sus largos periodos de retención mayores a 10 días.

También, hay otros aspectos importantes involucrados en la correcta selección de una planta de tratamiento de aguas residuales para reúso, como:

- La escala de la planta: que puede ser dividida en diferentes categorías atendiendo al flujo de aguas residuales, tipo de recolección y transporte (alcantarillado), así como la población: ciudad o pueblo, comunidad local, u hogar
- Costo de inversiones: Minimizando las construcciones civiles y la importación de materiales

- Costo de mantenimiento y operación: Minimización de los consumos de energía, equipos, partes de repuesto, compuestos químicos y personal calificado
- Aspectos culturales: Minimización de instalaciones no estéticas, olores y la proliferación de vectores
- La tecnología del tratamiento utilizado debe ser compatible con los hábitos, costumbres y cultura local

La selección de la combinación de procesos unitarios del tratamiento de aguas residuales más adecuada para las condiciones de un sitio específico requiere: (1) definición de los criterios de selección que permitan la rápida eliminación de los procesos inapropiados, (2) evaluación preliminar de ingeniería y costos de diversos sistemas de tratamiento que cumplan los criterios de selección, y (3) diseño detallado de ingeniería para el mejor sistema, basado en la evaluación preliminar de ingeniería y costos.

- Costo del ciclo de vida: Incluye los costos de instalación y operación, que generalmente se capitalizan a lo largo del proyecto para brindar una base común de comparación entre diferentes opciones
- Efectividad en función de los costos. Medida económica importante, expresada a menudo como un costo unitario que brinda una base para la comparación entre diferentes opciones. Las comparaciones del costo unitario deben ser adecuadas. Por ejemplo, las economías de escala generalmente reducen el costo unitario del tratamiento de aguas residuales, pero no son necesariamente efectivos en función de los costos, si los flujos de aguas residuales no son lo suficientemente altos para permitir que la tecnología funcione óptimamente
- Confiabilidad: Consiste en medir el rendimiento de un sistema en relación con las expectativas sin problemas de fallo en el tratamiento de aguas residuales para cumplir los objetivos de calidad del agua. La confiabilidad debe estar relacionada con una operación simple y fácil mantenimiento. Los sistemas confiables que requieren operadores especializados y mantenimiento cuidadoso
- Operación simple y fácil mantenimiento
- Rendimiento: Generalmente, se mide en términos de porcentaje de remoción o se expresa en concentraciones comunes de efluentes tratados. Las concentraciones de afluentes y efluentes tratados requeridas para cumplir los objetivos de calidad del agua determinan si el rendimiento de una opción específica de tratamiento o combinación de opciones es aceptable
- Capacidad para cumplir los objetivos de calidad del agua: Este es un criterio primario de selección. Cualquier sistema que no cumpla esos objetivos no debe considerarse más adelante
- Disponibilidad del equipo principal. Si el equipo no está disponible local o regionalmente o no es asequible debido a costos elevados de transporte, la opción puede excluirse de futuras consideraciones
- Equipo y provisiones disponibles localmente: Aquí también se aplica el concepto sobre disponibilidad del equipo principal
- Uso de energía: Generalmente, se prefiere opciones que requieren poco o ningún uso de energía

- Producción de residuos para buscar un tratamiento para sus lodos o es aconsejable seguir opciones que minimicen la producción de lodos

1.5.2 Sistemas de tratamiento para reúso agrícola

La tecnología de tratamiento que se pretenda instalar para reusar las aguas residuales en riego agrícola debe tener en cuenta:

- Tipo de cultivo (pueden asimilar diferentes calidades de agua).Técnicas y sistemas de riego (contenido de partículas que pudieran bloquear o tapar las boquillas u orificios de salida)
- Contenido de nutrientes exigidos (para eliminar o reducir el uso de productos agroquímicos)
- Manejo laboral de las aguas residuales y del riego para la protección de los agricultores (contenido de patógenos)
- Criterios de Salud Pública para la protección de los consumidores (contenido de patógenos)

Como consecuencia del enfoque de las legislaciones hacia la remoción de materia orgánica y de nutrientes de las aguas residuales (sean estas domésticas o industriales), la mayoría de las normas técnicas para el diseño, construcción y operación de plantas de tratamiento se orientan hacia el control de parámetros físicos (temperatura, pH, sólidos totales, sólidos suspendidos), químicos (metales, aceites, polímeros, aniones y cationes) y biológicos (demanda bioquímica de oxígeno y oxígeno disuelto). Solo recientemente, se incluye la detección de bacterias patógenas (coliformes totales y termotolerantes), pero muy pocas normas técnicas consideran la determinación de huevos de nemátodos, a pesar de la elevada tasa de incidencia en la población.

Las lagunas de estabilización constituyen la tecnología propuesta por las Organización Mundial y Panamericana de la Salud (OMS-OPS) y el Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente (CEPIS-OPS) para países tropicales y subtropicales, recomiendan que dispongan como mínimo de 4 a 5 celdas o estanques, con tiempos totales de retención entre 10 y 20 d o superiores. Se plantea como ventaja que solo requieren un 20 por ciento de la inversión y 10 por ciento de los costos de operación que demandan otras tecnologías. Existe una estrecha relación entre el tiempo de retención en las lagunas de estabilización y la eficiencia de remoción de microorganismos (Ilustración 1.5) con 20 d de retención se obtienen remociones entre 2 y 4 unidades logarítmicas para los virus y entre 5 y 6 logaritmos para las bacterias, para lograr un 100 por ciento de eliminación de huevos de helmintos se necesitan tiempos de retención superiores a 10 d. Además, las lagunas presentan la desventaja de requerir grandes extensiones de terreno con topografía llana y pueden generar malos olores y vectores, por lo tanto, hay que disponer de áreas amplias, baratas y alejadas de las ciudades (Veliz *et al.*, 2009).

El Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria refiere el grado de eficiencia previsto en la eliminación de los principales agentes patógenos microbiológicos para varios procesos de tratamiento de aguas residuales (Tabla 1.49).

Ilustración 1.5 Eliminación prevista de microorganismos según los tiempos de retención

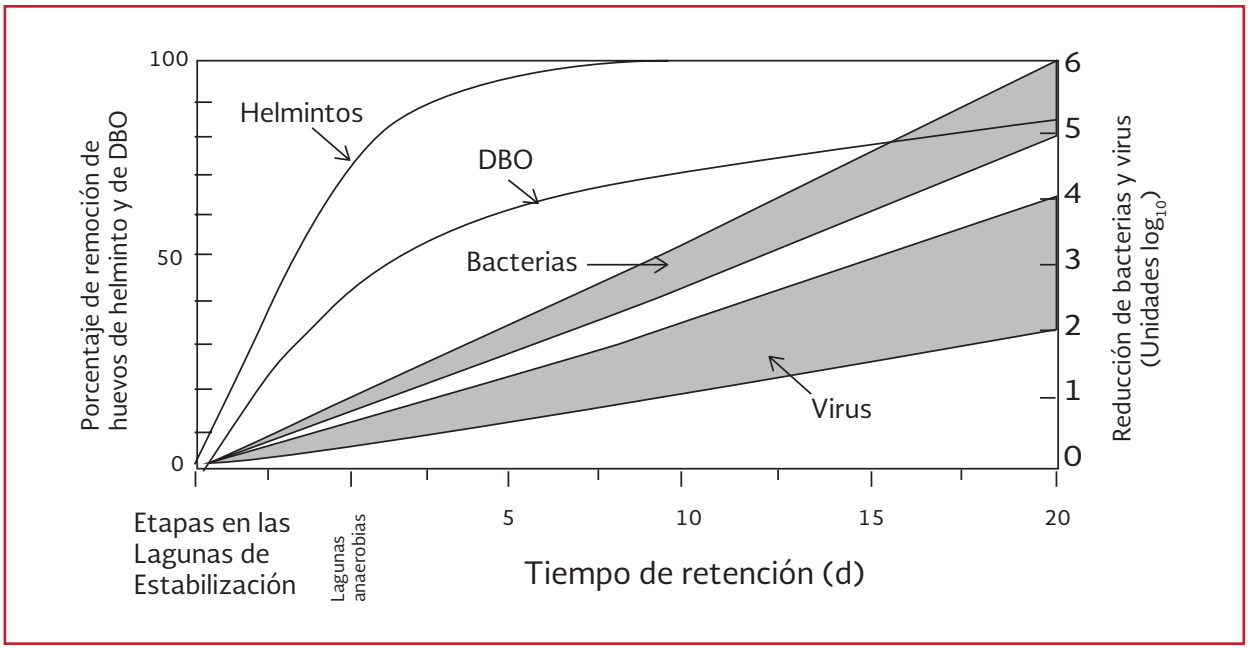


Tabla 1.49 Grado de eficiencia previsto en la eliminación de los principales agentes patógenos

Procesos de tratamiento[1]	Eliminación (unidades logarítmicas$_{10}$) de:			
	Bacterias	Helmintos	Virus	Quistes
Sedimentación primaria sencilla	0-1	0-2	0-1	0-1
Con ayuda química[2]	1-2	1-3	0-1	0-1-
Lodo activado[3]	0-2	0-2	0-1	0-1
Biofiltración[4]	0-2	0-2	0-1	0-1
Laguna ventilada[4]	1-2	0-2	1-2	0-1
Zanja de oxidación	1-2	0-2	1-2	0-1
Desinfección[5]	2-6	0-1	0-4	0-3
Estanques de estabilización de desechos[6]	1-6	1-3	1-4	1-4
Depósitos de efluentes[7]	1-6	1-3	1-4	1-4

1. Puede incluir otros.
2. Se necesitan investigaciones más detalladas para confirmar los resultados.
3. Incluida la sedimentación secundaria.
4. Incluidos los estanques de sedimentación.
5. Cloración u ozonación
6. Los resultados dependen del número de estanques en serie y de otros factores ambientales
7. Los resultados dependen del tiempo de retención, que varía con la demanda.

Con tratamientos convencionales (sedimentación, lodos activados, filtros biológicos, lagunas, zanjas de oxidación o tratamientos primarios avanzados), a menos que se suplementen con desinfección, no es posible un efluente con menos de 1 000 coliformes fecales por 100 mililitros.

La desinfección (generalmente mediante cloración), se puede emplear para reducir el número de bacterias en los efluentes de una planta de tratamiento convencional si esta funciona bien. Sin embargo, es muy difícil y costoso mantener una tasa elevada y uniforme de eficacia en la

desinfección, además, la cloración no garantiza la remoción de los huevos de helmintos.

Por otra parte, en la cloración por reacción con la materia orgánica presente, se forman productos organoclorados tóxicos como los trihalometanos que son cancerígenos, por lo que se han realizado estudios con otras alternativas entre las que se encuentran la desinfección por rayos ultravioleta, el tratamiento con ozono y la solarización (desinfección por la luz solar).

En varios países se ha empleado la filtración rápida en arena para mejorar los efluentes del tratamiento biológico secundario cuando se pretende emplearlos en agricultura y acuicultura, sobre todo, para poder eliminar mejor los sólidos y materias en suspensión y reducir la demanda bioquímica de oxígeno. La experiencia en el empleo de esta práctica indica que la reducción de las concentraciones de bacterias y virus podría ser solo nominal. Sin embargo, la eliminación de huevos de helmintos en una planta de filtración en buen funcionamiento puede ser sustancial. La mejor variante de tratamiento debe considerar una combinación de al menos dos procesos de tratamiento, uno inicial que permita la remoción de contaminantes físico químicos (ejemplos: tratamientos biológicos cuando la disponibilidad del terreno lo permita o tratamiento primario avanzado por coagulación-floculación para áreas menores) y una imprescindible etapa final de desinfección, que pudiera considerar la opción de un proceso de ozonización, por su gran poder en la eliminación de bacterias, quistes y virus.

La ozonización de aguas se ha convertido en un método muy atractivo en muchos campos, por el gran poder oxidante y bactericida del ozono, y se han reportado sus beneficios para otros procesos de tratamiento, como por ejemplo, para la coagulación–floculación, por lo que la combinación de la ozonización con otras etapas de pre-tratamiento significaría un aumento sensible en la eliminación de la carga orgánica, inorgánica y microbiológica de estos residuales, posibilitando el reúso de estas aguas (Véliz E., 2004).

Otra alternativa de tratamiento para obtener un agua con la calidad requerida para estos fines es: tratamiento preliminar seguido de un reactor anaerobio de flujo ascendente (RAFA) y un humedal subsuperficial con desinfección como última etapa. Existen otras configuraciones semejantes que pueden obtener el mismo nivel de tratamiento.

En America Latina, el máximo nivel de tratamiento biológico del agua residual implementada ha sido el suficiente para alcanzar los criterios de descarga a cuerpos receptores establecidos por la normativa de cada páis. De acuerdo con la revisión realizada por Silva (2008). Los principales sistemas de tratamiento en nuestro medio son las lagunas facultativas, los lodos activados y los tratamientos biológicos, considerados estos últimos como tratamiento secundario avanzado.

Desde el punto de vista de calidad microbiológica, Blumenthal *et al.* (2000) definieron que se debe realizar tratamiento de desinfección para el riego de cultivos que se consumen crudos, con base en esto, los sistemas de tratamiento convencionales implementados no son aptos para este tipo de reúso. Sin embargo para la reutilización de agua residual en agricultura de cultivos que se procesan industrialmente, como la caña de azúcar, se recomienda pretratamiento como lo exige el sistema de riego implementado y al menos una sedimentación primaria (Blumenthal *et al.*, 1996).

Las principales características de los sistemas de tratamiento fueron analizadas por (Silva, 2008) y sus características se presentan en la Tabla 1.50 donde se estable el nivel de tratamiento apto para reúso de agua residual. En la Tabla 1.51 se presentan diferentes tratamiento para los diferentes tipos de reúso agrícola clasificados por la FAO.

1.5.3 Sistemas de tratamiento para reúso industrial

La reúso del agua en la industria es un método efectivo para reducir la descarga de aguas residuales en el sistema de alcantarillado público o en un cuerpo de agua receptor.

El uso múltiple de las aguas de procesamiento resulta especialmente económico en casos en que se requiere agua para transportar las materias primas y para los procesos de enfriamiento y lavado, siempre que el tratamiento de reutilización no sea demasiado costoso. También es propicio utilizar la misma agua varias veces, cuando sólo puede obtenerse agua de cuerpos de agua superficiales a un costo elevado. Esto resulta particularmente válido cuando el agua de procesamiento utilizada no está demasiado contaminada o puede ser tratada satisfactoriamente mediante los métodos usuales.

Las aguas de enfriamiento son un ejemplo típico de poder aplicar el método de uso múltiple ya que presentan un bajo grado de contaminación, sólo han sido calentadas durante el proceso de enfriamiento.

En muchas fábricas, el agua de enfriamiento, después de ser recirculada una o varias veces, se utiliza finalmente como agua de procesamiento, con o sin enfriamiento previo. Por ejemplo en fundiciones, el agua caliente se utiliza para procesos que requieren temperaturas más elevadas. Después de ser tratadas en torres de enfriamiento, estas aguas se pueden utilizar en los procesos productivos o recircularlas para concluir en un sistema cerrado de reúso.

Tabla 1.50 Características de los principales niveles de tratamiento

Característica	Nivel de tratamiento			
	Preliminar	**Primario**	**Secundario**	**Terciario**
Contaminantes removidos	Solidos gruesos Grasas Acondicionamiento químico	Sólidos suspendidos sedimentables Materia orgánica suspendida	Sólidos suspendidos Materia orgánica suspendida Nutrientes:15-50 por ciento	Contaminantes específicos Materia orgánica fina y soluble Nutrientes patógenos.
Remoción	DBO: 0-5 por ciento coliformes: 0 por ciento nutrientes: 0 por ciento	SS:60-70 por ciento DBO: 30-40 por ciento Coliformes: 30-40 por ciento Nutrientes:< 20 por ciento	SS: 60-99 por ciento DBO: 60-99 por ciento Coliformes: 60-99 por ciento Nutrientes:15-50 por ciento	SS: >99 por ciento DBO: >99 por ciento Coliformes: >99.9 por ciento Nutrientes:> 90 por ciento
Estanques de estabilización de desechos[6]	1-6	1-3	1-4	1-4
Mecanismo predominante	Físico	Físico	Biológico o químico	Biológico o químico
Cumple patrón de vertimiento	No	No	Usualmente si	Si
Cumple patrón de reúso	No	No	Usualmente si	Si

Tabla 1.51 Guías sugeridas para las aguas tratadas en el reúso agrícola y sus requerimientos de tratamiento

Tipo de Reúso agrícola	Tratamiento	Calidad
Reúso agrícola en cultivos que se consumen y no se procesan comercialmente	Secundario- Filtración -desinfección.	pH= 6.5-8.4 DBO < 10 mg·L^{-1} 14 NMP ·100 mL^{-1} < 1 huevo·L^{-1}
Reúso agrícola en cultivos que se consumen y se procesan comercialmente	Secundario-desinfección.	pH= 6.5-8.4 DBO < 30 mg·L^{-1} SS < 30 mg·L^{-1} 200 NMP coli fecal·100 mL^{-1}
Reúso agrícola en cultivos que no se consumen	Secundario-desinfección	pH= 6.5-8.4 DBO < 30 mg·L^{-1} SS < 30 mg·L^{-1} 200 NMP ·100 mL^{-1}

El agua residual industrial contiene muchas veces residuos de materia prima y de otras sustancias utilizadas en el proceso productivo. Son muchas las empresas interesadas en recuperar dichas sustancias, en tanto las mismas pueden reutilizarse o venderse; además, con ello se facilita y abarata la purificación de las aguas residuales. Generalmente se aplica a efluentes concentrados.

Los requisitos principales para la recuperación de sustancias son: que este proceso puede realizarse en forma económica y que exista un mercado de las mismas.

Para la recuperación de materiales reutilizables se emplea una variedad de métodos, tales como:

- Sedimentación
- Precipitación
- Interceptores o trampas de grasa y aceite
- Artesas de rebose
- Filtro prensa y de vacío
- Centrífugas
- Evaporación
- Intercambio iónico
- Filtración
- Membranas
- Osmosis inversa

Algunas veces, la recuperación forma parte del sistema de circulación de agua en la planta o puede ser también un requisito previo para la reutilización económica de aguas residuales, como en el caso de las plantas de galvanoplastia, fábricas de papel y la industria química.

El agua residual municipal e industrial puede ser reutilizada también en los procesos de producción. En este caso el agua tratada debe cumplir con los requerimientos específicos de calidad para cada caso.

1.5.4 Sistemas de tratamiento para reúso en recarga de acuíferos

Los sistemas de tratamiento de agua residuales típicos en los países desarrollados incluyen por al menos una operación física de separación para remover el material sedimentable y flotante, seguido de un proceso biológico que se utiliza para estabilizar la materia orgánica.

El proceso de obtención de un agua residual regenerada consta fundamentalmente de cuatro elementos:

1. La implantación de un control de descargas a la red de saneamiento que asegure la ausencia de contaminantes que puedan impedir la reutilización del agua regenerada
2. Un tratamiento biológico secundario capaz de producir un efluente con un contenido de SST inferior a 10-20 mg L-1 y valores equivalentes de DBO
3. Un tratamiento adicional destinado a reducir el contenido de SST y turbiedad del efluente secundario a los niveles requeridos, así como a la completa desinfección del mismo. Este proceso de tratamiento constituye propiamente la fase de regeneración del agua residual
4. Un depósito regulador de los caudales de agua regenerada, a fin de adecuar la producción de la planta a la demanda de uso y asegurar una cierta reserva de agua regenerada

Los extensos trabajos de experimentación y de seguimiento de las instalaciones de regeneración de agua residual existentes en California y Florida ponen de manifiesto que un buen efluente secundario, filtrado mediante un filtro de arena, o de arena y carbón, con la adición de coagulante (alúmina, generalmente), y una desinfección con cloro con un tiempo de contacto de entre 30 minutos (Florida) y 2 horas (California), hasta alcanzar la eliminación de coliformes, permite obtener un agua regenerada desprovista de virus y bacterias patógenas. Por lo tanto, esta agua residual regenerada ofrece una garantía de calidad similar a la de un agua potable de consumo público (Asano, 1990), cuando se trata de utilizarla para usos no potables.

El grado de automatización y control de las plantas de regeneración de agua existentes es muy variado, pero se debe exigir como mínimo los siguientes controles:

- Un buen seguimiento del proceso de tratamiento biológico mediante muestreos integrados diarios, como mínimo. Es de suma importancia realizar al menos un análisis diario de coliformes fecales (muestra compuesta) la cual debe tomarse en el efluente del proceso de desinfección
- Tener un control continuo de la turbiedad del efluente secundario y del mismo efluente una vez filtrado
- Tener un control de la concentración de desinfectante al término del proceso para garantizar la ausencia de microorganismos patógenos durante su distribución y almacenamiento

En general, las plantas de tratamiento de agua destinadas a usos municipales (riego agrícola y de jardinería) e incluso industrial (refrigeración) suelen ser explotadas por los propios municipios, bien directamente o bien a través de una empresa de servicios. Estas plantas de regeneración guardan un gran parecido con las plantas potabilizadoras de agua, en cuanto que todo el personal está mentalizado sobre la necesidad de producir un agua de calidad satisfactoria y de aplicar medidas correctoras urgentes, ante cualquier alteración del proceso, para evitar que un agua de insuficiente calidad pueda salir de la planta de regeneración. Generalmente, los municipios son los encargados de la distribución y gestión del agua regenerada constituyendo así un nuevo servicio público de calidad.

De acuerdo a la calidad del agua que se requiere para la recarga del acuífero se utilizan diferentes tipos de tratamiento además que también depende del tipo agua con el cual se llevara a cabo la recarga, es decir en ocasiones es necesario un tratamiento primario (si el agua cuenta con sólidos o materia coloidal) o remoción de algún nutriente. En la Tabla 1.52 se presentan diferentes alternativas para la remoción de contaminantes específicos.

Los tratamientos terciarios o regeneradores que se utilizan como complemento al proceso convencional de tratamiento biológica, permiten eliminar contaminantes disueltos o en suspensión, elementos nutritivos, metales específicos, y otros componentes peligrosos. La gama de tratamientos terciarios disponibles actualmente se divide en tres grandes grupos: físicoquímicos, biológicos y de desinfección.

1.6. Ejemplos exitosos de implementación de sistemas de reúso del agua residual tratada

La reutilización del agua residual en agricultura es una práctica tradicional en ciertos países, particularmente en China, India, Indonesia y Vietnam.

Uno de los países con mayor utilización de aguas residuales tratadas es Israel, debido a los

Tabla 1.52 Tipos de tratamiento utilizados para la remoción de diferente contaminantes

Proceso	Sólidos suspendidos	Coloides	Materia orgánica	Materia orgánica disuelta	Nitrógeno y fósforo	Constituyentes traza	Solidos disueltos totales	Bacterias	Protozoos y helmintos	Virus
Tratamiento secundario	X			X						
Secundario con remoción de nutrientes				X	X					
Filtración profunda	X							X	X	
Filtración superficial	X		X					X	X	
Microfiltración	X	X	X					X	X	
Ultrafiltración	X	X	X					X	X	X
Flotación de aire disuelto	X	X	X						X	X
Nanofiltración			X	X		X	X	X	X	X
Osmosis inversa				X	X	X	X	X	X	X
Electrodiálisis		X					X			
Carbón activado				X		X				
Intercambio iónico					X	X	X			
Oxidación avanzada			X	X						
Desinfección			X					X	X	X

problemas de escasez de agua que este presenta. El 10 por ciento del consumo total de agua en este país corresponde a reutilización de aguas residuales. En la ciudad de Arad se han realizado evaluaciones de la contaminación de suelos por esta práctica, donde se identificó una alta remoción de microorganismos patógenos en el suelo, así mismo se mostró una buena correlación entre la reducción de indicadores fecales, el contenido de materia orgánica y el pH (Campos, 2000; Silva, 2008). Brasil es uno de los países con diversas experiencias de utilización de agua residual, no solo en agricultura sino en uso urbano e industrial. La estación experimental Jesus Netto, en Sabes ocupa un área de 12 300 m^2 y trata 60 $L{\cdot}s^{-1}$ de efluentes sanitarios por medio de dos sistemas de tratamiento que operan en paralelo, uno por lodos activados y el otro por reactor anaerobio de flujo ascendente. De esta estación son reutilizados 20 $L{\cdot}s^{-1}$ para la industria Coats Corrente, esta fue la primera iniciativa de reúso desarrollada a escala piloto y posteriormente a escala real gracias al compromiso de la comunidad. Su permanencia a lo largo del tiempo muestra la viabilidad técnica de este tipo de aplicaciones (Filho, 2003).

En Populina, localidad del estado de Sao Paulo, se realiza el riego con agua residual tratada para la producción de gramíneas para alimentación animal, este uso se caracteriza como reúso no potable. El sistema de tratamiento evaluado consiste en la capacidad del suelo como tratamiento a través de cuatro módulos de riego que posteriormente colectan los excedentes y se disponen al río. Los principales efectos del riego con agua residual sobre el suelo evidencian un aumento de materia orgánica en los primeros 15 cm, mejorando consecuentemente su estructura. El uso de agroquímicos se redujo debido al aporte de carga orgánica del agua residual Se identificaron impactos negativos en la salinidad del suelo (da Silva, 2003).

Dado que la utilización de agua residual tiene un impacto, no sólo en términos de salud pública, sino en aspectos sociales, culturales, normativos y económicos, entidades como la Organización Mundial para la Salud (OMS), el Programa de Naciones Unidas para el Medio Ambiente (PNUMA), el Centro de las Naciones Unidas para los Asentamientos Humanos (HABITAT), la Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y Alimentación (AO) y el Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente (CEPIS), han enfocado sus esfuerzos para investigar acerca del potencial del reúso del agua, generando guías, lineamientos y proyectos, como los descritos anteriormente.

Una de las experiencias más sobresalientes en Latinoamérica acerca de evaluación de potencial del reúso de agua residual en la agricultura, fue el proyecto *Sistemas Integrados de Tratamiento y Uso de Aguas Residual es en América Latina: Realidad y Potencial*, desarrollado por el CEPIS en convenio con el Centro Internacional de Investigación para el Desarrollo (IDRC) y Organización Panamericana para la Salud (OPS) (Moscoso & Young, 2002). Este proyecto consistió en estudiar las experiencias en tratamientos de agua residual doméstica y su uso en la agricultura urbana con el fin de recomendar estrategias de diseño e implementación (Lorenzo *et al.*, 2009). Dichas recomendaciones proponen un modelo de sistema integrado de tratamiento y uso de aguas residuales domésticas para producción agrícola, priorizando la remoción de patógenos para proteger la salud pública (Moscoso & Young, 2002).

Como caso de estudio del proyecto de sistemas de tratamiento integrado para reúso de agua residual en agricultura descrito anteriormente, en Ibagué, Colombia se evaluó la viabilidad de una propuesta para uso productivo, la cual contemplaba el reúso de las aguas residuales provenientes de lagunas facultativas con tratamiento preliminar y primario. La planta de tratamiento trataba alrededor de 1.439 $L \cdot s^{-1}$. Uno de los logros más sobresalientes de esta experiencia fue la vinculación del Ministerio de Medio Ambiente de Colombia y el Ministerio de Desarrollo Económico, que contribuyó a la documentación de un proyecto de Ley sobre la reutilización del agua (Vanegas, 2002), evidenciando así, la integralidad del modelo propuesto.

Otras experiencias específicas en la zona de estudio, han sido desarrolladas por el instituto CINARA de la Universidad del Valle, que ha evaluado a nivel teórico y experimental la potencialidad del reúso de agua residual doméstica para el riego de cultivos restringidos. Estas investigaciones han demostrado que existe potencial de reutilización del agua residual desde el punto de vista de la calidad microbiológica y agrológica (Madera, 2003; Silva, Torres & Madera, 2008; Valencia, 1998).

Uno de estas experimentos consistió en evaluar el efluente de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Cañaveralejo (PTAR-C) para el riego de un cultivo de caña de azúcar. En este estudio se emplearon dos calidades del efluente tratado bajo las modalidades de tratamiento primario convencional (TPC) y avanzado (TPA) y agua de pozo como testigo. Los resultados mostraron que tanto los efluentes tratados por TPC y TPA como el agua pozo, son potencialmente utilizables para el riego de caña de azúcar desde el punto de vista de la calidad agronómica y metales pesados (Silva, 2008).

Por su parte, Osorio (2006) realizó una evaluación teórica de opciones de oferta de agua para riego de cultivos en distritos agroalimentarios proyectados en el Valle del Cauca, tomando como caso de estudio el distrito agroalimentario de Palmira. Los resultados reafirman la viabilidad del uso de las aguas residuales domésticas para riego agrícola, en términos de disponibilidad y control de impacto por las actividades citado en: (Silva, 2008).

En recientes estudios realizados por investigadores del Centro de Investigaciones del Ozono de la República de Cuba, en conjunto con investigadores de la Universidad Autónoma de Sinaloa (UAS) en México, se ha desarrollado una tecnología de tratamiento de estos residuos para su reúso en riego agrícola que combina tres etapas de tratamiento (coagulación-floculación, filtración y ozonización). Se ha demostrado con experimentos hasta escala de planta piloto, en las instalaciones de la UAS, que se obtienen elevados porcentajes de remoción de contaminantes físico químicos y microbiológicos superiores al 90 y 99.999 por ciento respectivamente (Tabla 1.53) lo que permite cumplir con la calidad de agua exigida por las normas internacionales para riego agrícola.

En la Tabla 1.54 se presenta un listado con países de América Latina que han utilizado sus aguas residuales para reúso en su mayoría en la agricultura, se observa también que uno de los métodos más empleados son los sistemas lagunares.

El proyecto SWITCH-Lima identificó en 2008 que Lima Metropolitana tenía 37 experiencias

Tabla 1.53 Remoción de contaminantes durante cada etapa del tratamiento y remoción total al final del esquema de tratamiento.

Etapas	pH	UNT	SST, $mg \cdot L^{-1}$	Color, U Pt-Co[a]	Absorción, 254 nm	OD, $mg \cdot L^{-1}$	DQO, $mg \cdot L^{-1}$	CF, $NMP \cdot 100\ mL^{-1}$
AC	7.75	330	324	1 550	0.878	3.41	178	22 400 000
C-F	7.71	9	17	144	0.33	4.11	44	9 200 000
Ozono	7.58	4	7	30	0.07	21.9	15	12
Remoción total	2.2	98.8	97.8	98.1	92.0	6.42[b]	91.6	99.999

Notas:
AC: agua cruda sin tratamiento.
C-F: proceso de coagulación-floculación.
a Unidades platino-cobalto
b Veces que se incrementa el oxígeno disuelto.

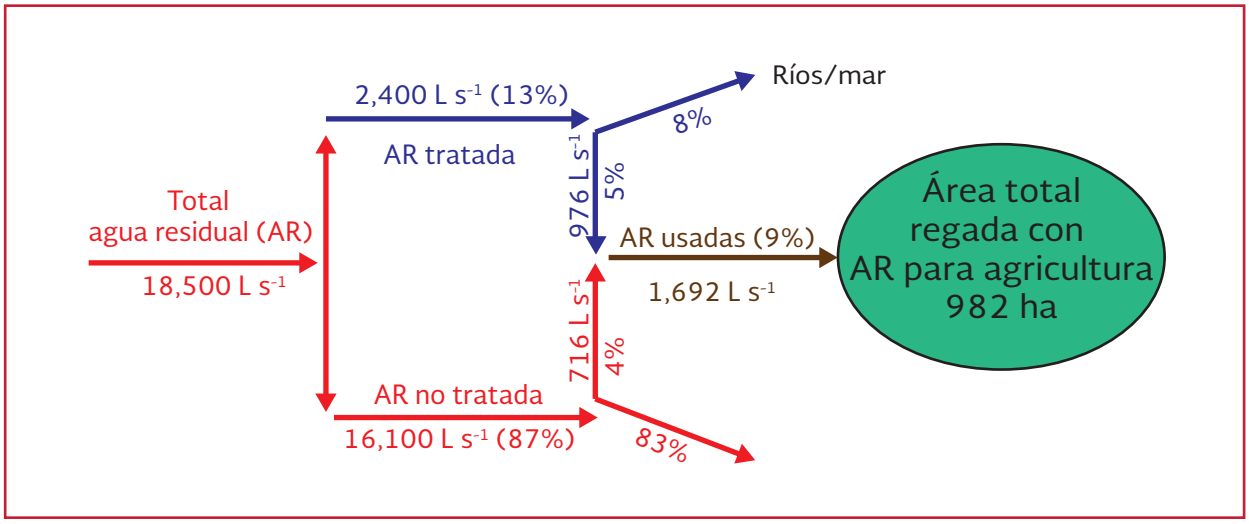
Tabla 1.54 Calidad microbiológica de las aguas residuales empleadas para riego en los casos estudiados

País de localización	Alcantarillado			Tratamiento	
	Población servida, por ciento	Caudal, $L \cdot s^{-1}$	Descarga	Tipo de planta	Disposición final
Argentina	37	2,900	PT	Lagunas facultativas	Riego agrícola
Bolivia	77	520	PT	Lagunas facultativas	
Chile	97	470	PT y mar	Lodos activados	Riego agrícola
México	80	4,600	Canal riego y PT	Floculación	Riego agrícola
Perú	84	370	PT	Lagunas facultativas	Riego agrícola
República Dominicana	90	600	PT	Lagunas aireadas	Riego agrícola
Brasil	46	150	PT y mar	Lagunas facultativas	Laguna
Costa Rica	79	50	PT	Lodos activados	Estero
Ecuador	85	52	PT	Lagunas facultativas	Río
Venezuela	52	3,400	PT y lago	Lagunas de estabilización	Lago
Chile	98	13,400	Ríos (riego agrícola)	-	-
Colombia	78	1,380	Ríos y planta piloto	-	Río
Guatemala	75	19	Quebrada y planta piloto	-	Quebrada
Nicaragua	55	2	Quebrada y planta piloto	-	Quebrada

Notas:
PT: Planta de tratamiento.

de utilización de aguas residuales en el riego de áreas verdes y agrícolas, abastecidas por 30 plantas de tratamiento privadas, municipales y de Sedapal. Como se puede apreciar en la Ilustración 1.6, estas experiencias se desarrollaban sobre 982 ha que utilizaban un

Ilustración 1.6 Esquema del manejo de las aguas residuales domésticas de Lima durante el 2008



caudal aproximado de 1692 L·s^{-1}, equivalente a solo el 9 por ciento de los desagües recolectados en Lima, de los cuales el 58 por ciento estaba constituido por aguas residuales tratadas y el 42 por ciento restante usaban desafortunadamente el agua cruda sin tratar. Resulta paradójico que se utilizara agua sin tratar, mientras que el 41 por ciento del agua tratada se descargaba a los ríos y el mar. Asimismo es importante mencionar que en el 2008 el 91 por ciento del agua residual producida en Lima se descargaba al mar sin darle ninguna utilidad en una ciudad ubicada en un desierto (IPES, 2009).

Sin embargo, dicho Proyecto también identificó el gran interés que los municipios han mostrado en los últimos años por sustituir el agua potable por agua residual para el riego de sus áreas verdes. Este creciente interés ha determinado que actualmente el Ministerio de Vivienda, Construcción y Saneamiento lidere un proceso de implementación de los Lineamientos de Política para la Promoción del Tratamiento para el reúso de las Aguas Residuales Domésticas y Municipales en el Riego de Áreas Verdes Urbanas y Periúrbanas, promulgados en noviembre de 2010.

Por otro lado podemos decir que las principales plantas operadas por Sedapal han sido localizadas en diferentes lugares disponibles de la ciudad, con el único propósito de reducir la demanda de agua para riego de áreas verdes y agrícolas aledañas. Sin embargo la mayoría de estas plantas se ubican en el ámbito periurbano y por tanto sus efluentes son fácilmente utilizables para el reúso. Las plantas de Sedapal tienen una buena ubicación para el reúso, y se aprovecha el 28 por ciento de sus efluentes en el riego de 378 ha verdes, debido principalmente a que estos se descargan directamente a los cuerpos receptores en una cota por debajo de las áreas aledañas potenciales de reúso.

En términos de recarga de acuíferos con agua residual se han reportado números estudios, por ejemplo En Furnes, Bélgica, la compañía intermunicipal del agua de la región Furnes (IWVA) es la responsable de la distribución del agua potable en la parte occidental de la planicie costera. Sin embargo con el paso de los años y el crecimiento de la población su principal fuente de abastecimiento de agua (una pequeña Duna en la región de San André) se vio limitada debido a su sobre explotación. Como solución a esta

problemática se decidió realizar la recarga artificial del acuífero no confinado de la Duna de San André, lo cual ayudaría a potenciar los valores ecológicos de las zonas de dunas, así como mejorar la calidad de las aguas subterráneas naturales y disminuir su extracción.

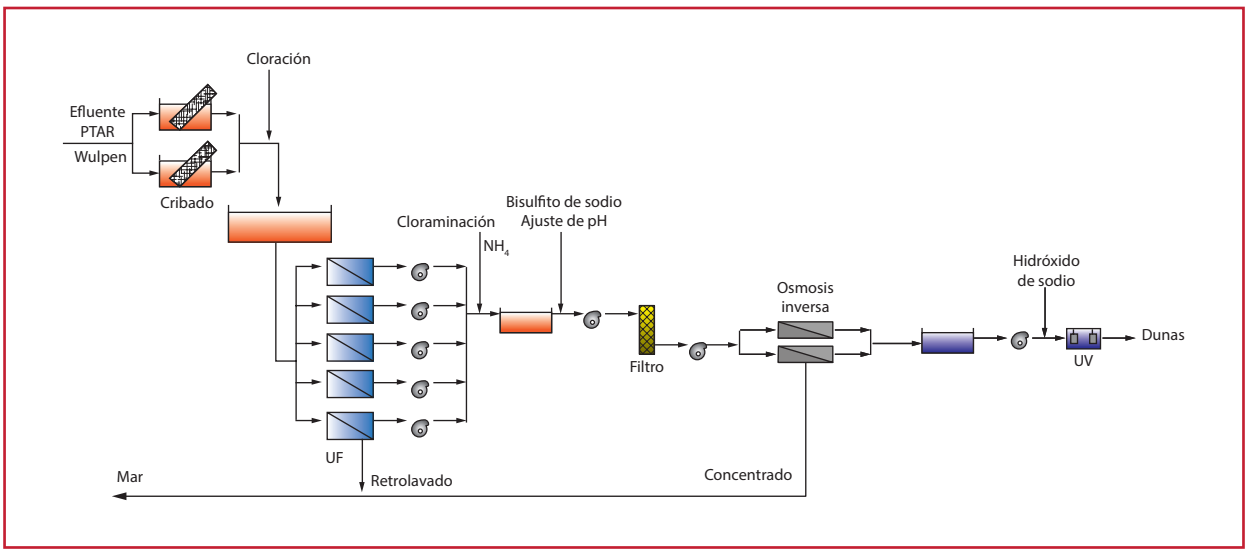
Para realizar la recarga al acuífero se seleccionó el efluente de una planta de tratamiento de aguas residuales (PTAR), Wulpen cercana a la región. El tren de tratamiento de la planta de Wulpen está constituido por rejillas, clarificador primario, lodos activados, precipitación química del fósforo y clarificador secundario. Una vez obtenido el efluente se envía a la planta de Torreele (Ilustración 1.7) donde se aplica el tratamiento avanzado para recargar el acuífero:

- El efluente el llevado por gravedad hasta unas par de rejillas mecánicas de 1mm
- Se añade cloro para controlar el crecimiento de microorganismos
- Desde el depósito de efluente, el agua fluye hacia a cinco trenes paralelos de membranas de ultrafiltración
- El permeado entra en un depósito de contención después de haber sido cloraminado. Se añade un inhibidor de incrustaciones y ácido sulfúrico para su control
- Se dosifica bisulfito de sodio ($NaHSO_3$) para neutralizar el cloro libre y el efluente se hace pasar a través de cartuchos de filtros con un tamaño de poro de 15µm
- Se recibe el efluente en dos sistemas de osmosis inversa
- Antes de entrar al sistema de desinfección con UV y enviar el efluente a las dunas se ajusta el pH a 6.5 dosificando hidróxido de sodio

El agua regenerada con pH de 6.5 se transporta al sitio de recarga/extracción de San André, a través de una tubería de 2.5 kilometros. El agua alimenta un estanque artificial con una superficie de 18 200 metros cuadrados.

El análisis del tiempo de residencia ha indicado que se tarda hasta casi 5 años de la última recarga de agua en el mismo punto para llegar a los pozos de extracción. Estos cálculos son con confirmado por los resultados de una prueba de trazador (Vandenbohede *et al.*, 2008).

Ilustración 1.7 Diagrama de flujo del tren de tratamiento de la PTAR Torreele con tratamiento avanzado



Los autores mencionan que la reutilización de las aguas regeneradas en Torreele logró la recarga de acuíferos en San André y dio lugar a gestión sostenible de las aguas subterráneas. La combinación de UF y osmosis inversa, permitió la reutilización del efluente de las aguas residuales en una forma efectiva y fiable. Las bacterias y agentes patógenos nunca fueron encontrados esto fue tanto en el agua de regenerada como en el agua subterránea extraída.

La implementación del sistema de osmosis inversa cumple dio lugar a un efluente que cumple todos los requisitos de las directrices de agua potable además que se observó que el tratamiento es económicamente factible (van Houtte & Verbauwhede, 2012). La calidad del agua regenerada obtenida para la infiltración fue comparada con las normas de (USEPA E. p., 2007), (WHO W. H., 2003) y (DWD, 1998) y se observó que se encuentra por debajo de los límites máximos permisibles tanto en análisis bacteriológicos (coliformes fecales, E.Coli, enterococos) como en metales (Cu, Ni, Z, As, Al).

Otro claro ejemplo es el implementado en Fred Hervey, de El Paso, Texas, su planta de tratamiento de aguas residuales de Fred Hervey está situada en el noreste de El Paso Texas. Las características de aridez de esta región, aunadas a un gran crecimiento poblacional cercano a los dos millones de habitantes, hacen que el agua sea un factor limitante para el desarrollo.

En 1985 la PTAR de Ciudad Juárez comenzó a operar con el objetivo primordial de mejorar el abastecimiento público. Anteriormente a esta fecha, las aguas negras no tratadas desembocaban en el canal aguas negras. Este canal corre paralelo al Río Bravo y desemboca en ése aproximadamente 80 millas río abajo.

Las ciudades de El paso y Juárez están asentadas sobre el acuífero conocido como Bolsón del Hueco. Sin embargo, el abastecimiento de agua potable se establece en diferentes proporciones. Así de este acuífero Ciudad Juárez obtiene el 100 por ciento para su consumo de agua potable y municipal, y acorto plazo se comenzará a transferir agua de la Mesilla. En el caso de El Paso, esta ciudad extrae del Bolsón del Hueco aproximadamente 47 por ciento; 20 por ciento proviene del Bolsón de la Mesilla y 33 por ciento del agua del Río Bravo. Para el uso agrícola el agua proviene en su totalidad de los escurrimientos del Río Bravo. Las aguas del Bolsón del Hueco han mantenido el crecimiento de esta región del Paso Norte. Sin embargo, las tasas de extracción exceden en gran medida la tasa de recarga marcando drásticamente una condición de uso no sustentable del recurso hídrico. Se ha reportado que la extracción es de 15 a 20 veces mayor que la tasa de recarga.

Alrededor del 2001 miembros del vecindario El Paso Lower Valley las poblaciones cercanas a la planta de tratamiento se quejaron antes diversas autoridades sobre los olores de la PTAR Norte de Cd. Juárez, basándose en problemas sobre la salud, tales como alergias, problemas de las vías respiratorias superiores, falta de aliento, asma, dolores de cabeza y dificultad para concentrarse.

Las razones ofrecidas para explicar los fuertes olores y los altos niveles de H_2S incluyeron el almacenamiento de montones de lodos mojados en y cerca de la planta para aguas residuales, y gradientes insuficientes en las alcantarillas que portan las aguas residuales al centro tratador. Debido a que las aguas residuales se quedan en las alcantarillas por más tiempo, las bacterias anaerobias tienen más tiempo

para producir el H_2S y otros gases mientras éstas descomponen las aguas residuales.

Para reducir las emisiones de H_2S incluyeron la reducción y/o la eliminación del almacenamiento de los lodos en el sitio, la contención de olores por medio de tapas de polietileno puestas sobre los arroyos entrantes de desechos y los tornillos de Arquímedes para elevar el agua, y la descomposición.

Actualmente la planta de tratamiento es funcional y se realizó con el objeto de abastecer a la población mediante la recarga del El Bolsón del Hueco (acuífero no confinado).

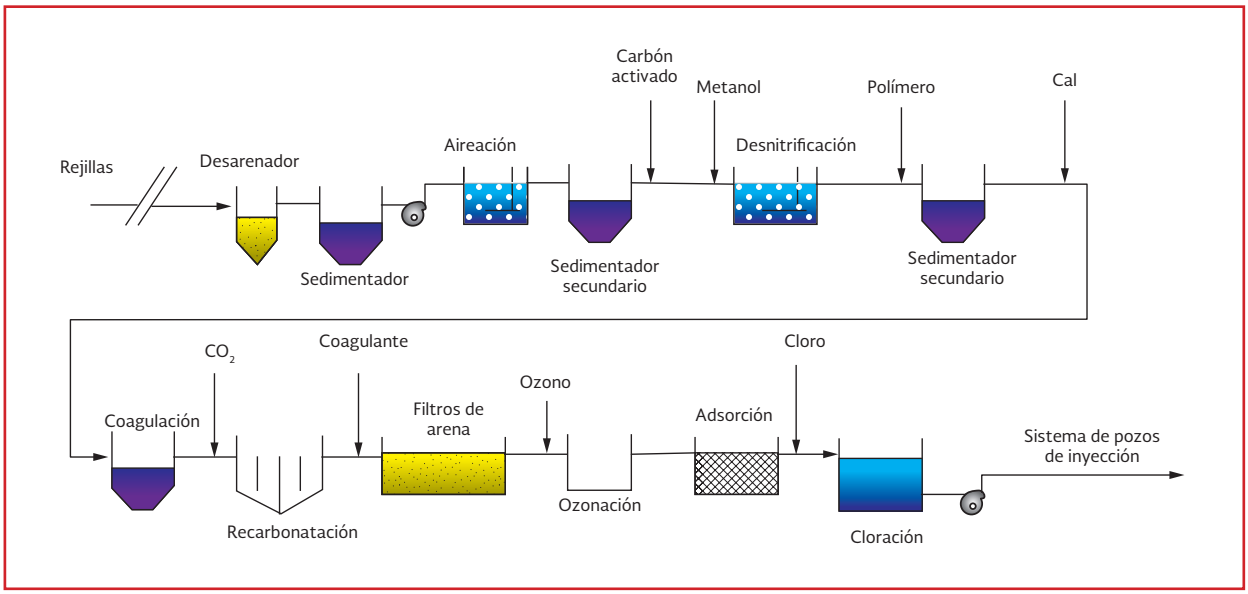
Para realizar la recarga, el agua se conduce desde la planta de tratamiento hasta una serie de 10 pozos de inyección ubicados a 5 km de la planta, cada pozo cuenta con una profundidad de 244 m. La recarga se lleva a cabo con agua efluente de la planta de tratamiento de Fred Hervey., dicha planta está constituida por el siguiente tren de tratamiento (Ilustración 1.8):

- Cribado
- Desarenado
- Sedimentación primaria
- Homogenización
- Tratamiento biológico secundario con carbón activado en polvo de dos etapas
- tratamiento con cal
- Recarbonatación de dos etapas
- Filtración en arena
- Ozonación y filtración en carbón activado granular
- Cloración

El agua que se produce en la planta Fred Hervey no es para consumo humano, sin embargo, cumple con los estándares de agua potable. Principalmente se utiliza para:

- Sistemas de irrigación
- En las torres de enfriamiento de refrigeración de la planta Newman de El Paso Electric
- Sistema de riego del campo de golf Painted Desert Dunes

Ilustración 1.8 Diagrama de flujo del tratamiento de la planta de Fred Hervey en El Paso Texas



- Mantener la humedad en el hábitat de la vida silvestre del desierto
- Recarga del acuífero Bolsón del Hueco

El agua regenerada provee al año unos 900 millones de galones de agua a la planta Newman, mientras que el campo de golf recibe anualmente unos 200 millones de galones. En el 2010 fueron más de 500 millones de galones de agua los que ingresaron al acuífero Bolsón del Hueco.

2

Procesos para la remoción de nutrientes

2.1. Necesidad de remover los nutrientes para diferentes tipos de reúso de las aguas residuales tratadas

La descarga de aguas residuales tratadas con alto contenido de nutrientes (N y P) a cuerpos de agua puede causar problemas de eutrofización, favoreciendo el crecimiento excesivo de algas y malezas acuáticas.

Sin embargo, si las aguas residuales van a ser utilizadas en reúso, como por ejemplo riego agrícola, la presencia de nutrientes puede reducir la necesidad de adicionar fertilizantes suplementarios, aprovechando la materia orgánica y nutrientes del agua. En este caso, un tratamiento de remoción de nutrientes (tratamiento avanzado o terciario) disminuiría el valor del agua regenerada.

Por otro lado, para el caso de reúso industrial se pueden presentar problemas de tipo biológico al utilizar agua regenerada (si no cumple con las especificaciones requeridas) con presencia de nutrientes, ya que contribuyen al crecimiento microbiano en los sistemas de enfriamiento, por ejemplo.

En equipos industriales, el crecimiento microbiano suele ocurrir en zonas de bajo flujo (0.6 $m \cdot s^{-1}$), pero también en flujos mucho mayores (1.5 a 2 $m \cdot s^{-1}$). Este crecimiento provoca problemas en los intercambiadores de calor, causando corrosión en forma directa (debido a los sub-productos ácidos o corrosivos) o indirecta (formando un escudo entre las superficies metálicas y los inhibidores de corrosión). Estas películas biológicas pueden crecer rápidamente y taponar los intercambiadores de calor, el empaque y las boquillas de distribución de agua o aerosoles de las torres de enfriamiento.

Adicionar los procesos unitarios para mejorar la calidad del agua con fines de reúso a una planta de tratamiento de aguas residuales en operación puede no ser una opción factible debido a los costos de adición de nuevas instalaciones para garantizar una mejor calidad del efluente. La remoción de nutrientes es recomendada para minimizar los riesgos de eutrofización, cuando efluentes pobremente tratados y sin posibilidades de reúso se disponen a cuerpos de aguas protegidos por la normatividad. Un manejo apropiado de las aguas residuales debe considerar el reúso de agua y aprovechamiento de nutrientes como primera opción. Si el reúso no es factible y el efluente puede causar problemas de eutrofización se considera entonces la remoción

de nutrientes en concordancia con la normatividad y la clasición de dicho cuerpo de agua.

Los métodos de tratamiento avanzado de las aguas residuales se pueden clasificar en función del tipo de operación o proceso unitario, o por el objetivo principal de eliminación que se pretende conseguir. En la Tabla 2.1 se presenta la principal función de eliminación de constituyentes y los tipos de operaciones y/o proceso aplicables para desarrollar esta función (Metcalf & Eddy, 2014).

El tratamiento avanzado puede ser empleado para diversas aplicaciones en reúso de las aguas residuales, para las cuales es preciso obtener efluentes de alta calidad, como puede ser el caso del agua empleada para enfriamiento industrial o para la recarga de acuíferos.

2.2. Implementación de procesos biológicos avanzados para el tratamiento secundario de las aguas residuales

Durante muchas décadas, los procesos biológicos para el tratamiento de aguas residuales estaban dirigidos exclusivamente a la remoción de materia orgánica y solidos suspendidos; y no fue hasta finales de los años 80 y principios de los 90, que se dio importancia a los efectos negativos causados sobre los cuerpos de agua por la presencia de altos contenidos de nitrógeno y fósforo en el agua residual descargada.

En los sistemas de lodos activados, filtro percolador y biodisco, la remoción de nutrientes es limitada, por lo cual se aplican principalmente para la remoción de materia orgánica y nitrificación. La Tabla 2.2 presenta la calidad promedio en los efluentes y remoción de nutrientes en sistemas de tratamiento de aguas residuales (Modificado de von Sperling & de Lemos Chernicharo, 2005).

El tratamiento avanzado se define como el nivel de tratamiento necesario, más allá del tratamiento secundario convencional para la eliminación de constituyentes de las aguas residuales que merecen especial atención, tales como los nutrientes, compuestos tóxicos, materia orgánica residual o sólidos en suspensión. Se denominan procesos biológicos avanzados, a los nuevos procesos o modificaciones de los sistemas convencionales que permiten remoción de materia orgánica, así como remoción de nutrientes (nitrógeno y fósforo) simultáneamente. Algunos procesos avanzados para la remoción de nitrógeno y fósforo son el sistema A^2O, proceso UCT y proceso Bardenpho.

Además de los procesos biológicos para remoción de nutrientes, otros procesos u operaciones unitarias son utilizados como tratamiento avanzado con esta finalidad, tal como la cloración al punto de quiebre, desorción con aire, intercambio iónico y precipitación química.

2.3. Procesos biológicos para remoción de nitrógeno

Los sistemas de tratamiento biológico de aguas residuales se pueden clasificar con base en el tipo de crecimiento microbiano como:

- Procesos de biomasa suspendida
- Procesos de biomasa fija
- Procesos combinados

Tabla 2.1 Eliminación de constituyentes por medio de operaciones y procesos de tratamiento avanzados

Objetivo	Operación y/o proceso unitario
Eliminación de solidos suspendidos	Filtración
Oxidación de amonio	Nitrificación biológica
Eliminación de nitrógeno	Nitrificación/desnitrificación biológica
Eliminación de nitratos	Desnitrificación biológica en etapas separadas
Eliminación biológica de fósforo	Eliminación de fósforo en la línea principal y auxiliar.
Eliminación biológica conjunta de nitrógeno y fósforo	Nitrificación/desnitrificación biológica y eliminación de fósforo
Eliminación física o química de nitrógeno	Arrastre por aire, cloración al punto de quiebre e intercambio iónico
Eliminación de fósforo por adición de reactivos químicos	Precipitación química con sales metálicas o con cal
Eliminación de compuestos tóxicos y materia orgánica refractaria	Adsorción sobre carbón activado, lodos activados-carbón activado en polvo y oxidación química
Eliminación de solidos inorgánicos disueltos	Precipitación química, intercambio iónico, ultrafiltración, osmosis inversa, electrodiálisis
Remoción de compuestos orgánicos volátiles	Volatilización y arrastre con aire

Tabla 2.2 Calidad y remoción de nutrientes en sistemas de tratamiento de aguas residuales

Sistema	Calidad promedio del efluente ($mg \cdot L^{-1}$)			Eficiencia de remoción promedio (por ciento)		
	Nitrógeno amoniacal	Nitrógeno total	Fósforo total	Nitrógeno amoniacal	Nitrógeno total	Fósforo total
Tratamiento primario	>20	>30	>4	<30	<30	<35
Lodos activados convencional	<5	>20	>4	>80	<60	<35
Lodos activados con aireación extendida	<5	>20	>4	>80	<60	<35
Filtro percolador de baja carga	5-10	>20	>4	65-85	<60	<35

El primero se caracteriza por mantener a los microorganismos responsables de la conversión de la materia orgánica en suspensión dentro del medio líquido. El segundo por el contrario mantiene a los microorganismos adheridos a una superficie fija o medio de soporte y el tercero es una combinación de biomasa fija y en suspensión.

En concentraciones elevadas, uno de los contaminantes más importantes del agua es el nitrógeno. Las actividades agrícolas e industriales han aumentado casi al doble la concentración de nitrógeno fijado anualmente en la biosfera (Bock, 1995). Parte importante de este nitrógeno llega a los cuerpos de agua debido a su presencia en las descargas de aguas residuales, provocando problemas de toxicidad para los organismos acuáticos, además de cambios ambientales como la eutrofización (Laws, 1993).

El nitrógeno en las aguas residuales se puede encontrar en diferentes formas: nitrógeno orgánico, nitrógeno amoniacal (NH_4^+), nitritros (NO_2^-) y nitratos (NO_3^-) y en concentraciones variables. Normalmente, en las aguas residuales

municipales suele presentarse mayoritariamente en sus formas reducidas, es decir, como nitrógeno orgánico y amoniacal, en proporciones de 40 y 60 por ciento respectivamente, mientras la presencia de las formas de nitratos y nitritos es menor al 1 por ciento (EPA, 1993). A la suma del nitrógeno asociado a los compuestos orgánicos y el que se encuentra en forma amoniacal se le denomina nitrógeno Kjeldahl, y a las formas de nitrito y nitrato se les conoce como nitrógeno nítrico.

Inicialmente, el nitrógeno presente en el agua residual se encuentra principalmente en forma de nitrógeno orgánico (urea y proteínas), el cual es transformado a nitrógeno amoniacal a partir de reacciones enzimáticas (amonificación). La forma predominante es el NH_4^+ como consecuencia del pH característico del agua residual municipal, aunque para pH muy básico el equilibrio se desplaza hacia la forma no ionizada (NH_3). El nitrógeno nítrico suele presentarse en forma de NO_3^-, ya que el NO_2^- en el medio es muy inestable, al ser fácilmente oxidable a NO_3^-. La presencia de NO_3^- en el agua residual afluente a una planta suele ser baja (alrededor de 1 por ciento), debido a que el nitrato es usado como aceptor final de electrones en ausencia de oxígeno, situación característica en las redes de alcantarillado.

En las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales, entre un 5-10 por ciento del nitrógeno total contenido en el agua residual afluente es eliminado en la sedimentación primaria en forma de nitrógeno orgánico particulado. Por otro lado, en el sistema de lodos activados convencional, se elimina entre el 10-30 por ciento del nitrógeno total para satisfacer las necesidades nutricionales de la biomasa (Sedlak, 1991). En la mayoría de los casos esta eliminación no es suficiente para cumplir con los límites de descarga establecidos. Por ello, se han desarrollado sistemas de tratamiento que permitan las condiciones adecuadas para llevar a cabo la remoción de nitrógeno mediante la nitrificación-desnitrificación, donde el nitrógeno presente en las aguas residuales es transformado a nitrógeno gas.

2.3.1 Fundamentos teóricos

Nitrificación

El proceso de nitrificación consiste en la transformación del nitrógeno amoniacal en nitrato por acción de un conjunto de bacterias quimioautótrofas, las cuales utilizan el carbono orgánico (CO_2 o HCO_3^-) como principal fuente de carbono y obtienen la energía necesaria para su crecimiento a partir de la oxidación del nitrógeno amoniacal. La nitrificación del nitrógeno amoniacal se realiza en dos etapas llevadas a cabo por dos grupos diferentes de bacterias: amonioxidantes (AOB) y nitritoxidantes (NOB). La transformación del nitrógeno amoniacal a nitritos es realizado por bacterias como las del género Nitrosomonas, de acuerdo a la siguiente reacción:

$$2NH_4^+ + 3O_2 \xrightarrow{Nitrosomas} 2NO_2^- + 4H^+ + \\ + 2H_2O + Energía$$

Ecuación 2.1

Y la oxidación de nitritos a nitratos es realizada por bacterias como las del género Nitrobacter, la cual se representa mediante la siguiente ecuación:

$$2NO_2^- + O_2 \xrightarrow{Nitrobacter} 2NO_3^- + Energía$$

Ecuación 2.2

Para condiciones típicas en las plantas de tratamiento de aguas residuales, la amonioxidación corresponde a la etapa limitante del proceso de nitrificación, por lo que la reacción global queda representada como:

$$2NH_4^+ + 2O_2 \rightarrow NO_3^- + 2H^+ + H_2O + Energía$$

Ecuación 2.3

También, se ha de considerar la reacción de síntesis de microorganimos implicados, que como se ha comentado anteriormente, asimilan una fracción del amonio del agua residual para producir tejido celular. Esta reacción de síntesis, asumiendo como fórmula química de la biomasa $C_5H_7NO_2$, corresponde con la siguiente ecuación:

$$4CO_2 + HCO_3^- + NH_4^+ + H_2O \rightarrow C_5H_7NO_2 + 5O_2$$

Ecuación 2.4

Por lo tanto, la reacción global que representa el proceso de nitrificación a partir de las reacciones de oxidación y síntesis se muestra a continuación:

$$4CO_2 + HCO_3^- + 22NH_4^+ + 37O_2 \rightarrow C_5H_7NO_2 + 21NO_3^- + 20H_2O + 42H^+$$

Ecuación 2.5

En la reacción global de la nitrificación se puede observar que se produce un consumo considerable de alcalinidad, equivalente a 7.14 $mg{\cdot}L^{-1}$ como $CaCO_3$ por cada $mg{\cdot}L^{-1}$ de NH_4^+, lo cual provoca un importante descenso del pH si el agua residual no presenta suficiente alcalinidad.

La tasa de crecimiento de los microorganismos nitrificantes, principalmente Nitrosomonas, es muy baja, y mucho menor que la tasa de crecimiento de los microorganismos responsables de la conversión de la materia carbonosa. Por lo tanto, si se desea realizar el proceso de nitrificación en los sistemas de tratamiento, se debe establecer un tiempo de retención de sólidos (TRS) el cual permita el desarrollo de bacterias nitrificantes, antes de que sean lavadas del sistema en la corriente de purga.

En la etapa de nitrificación se consigue oxidar el nitrógeno amoniacal a nitrato, pero para transformar ese nitrato a nitrógeno gas, y por lo tanto reducir el contenido de nitrógeno del agua residual, se requiere de una segunda etapa llamada desnitrificación.

Desnitrificación

En condiciones anóxicas (ausencia de oxígeno pero presencia de nitratos), los nitratos son utilizados por microorganismos heterótrofos facultativos como aceptor de electrones para degradar la materia orgánica. De este modo, hay una reducción de los nitratos a nitrógeno gas dando fin al proceso de remoción biológica de nitrógeno (Ecuación 2.6).

Para que este proceso tenga lugar de forma eficiente es fundamental mantener condiciones anóxicas en el reactor, ya que las bacterias heterótrofas facultativas prefieren utilizar el oxígeno como aceptor de electrones antes que el nitrato. El crecimiento bacteriano en presencia de nitrato resulta menos eficiente que el crecimiento en presencia de oxígeno, ya que no se genera la misma cantidad de energía en forma de ATP (Adenosín trifosfato) por unidad de materia orgánica medida como DQO (Brock, 1994).

$$2NO_3^- + 2H^+ \rightarrow N_2 + 2.5O_2 + H_2O$$

Ecuación 2.6

Si se considera la síntesis de biomasa (C5H7NO2), la degradación de la materia orgánica del agua residual como fuente de carbono (C10H19O3N) y el consumo de nitrógeno amoniacal por asimilación, la reacción global de eliminación de nitrato se puede escribir como (WEF, 1998):

$$NO_3^- + 0.345C_{10}H_{19}O_3N + H^+ + 0.267HCO_3^- + \\ +0.267NH_4^+ \rightarrow 0.612C_5H_7O_2N + 0.5N_2 + \\ +0.655CO_2 + 2.3H_2O$$

Ecuación 2.7

Como se puede observar, en esta etapa se compensa la disminución de alcalinidad del proceso de nitrificación.

Factores ambientales que influyen en la nitrificación y desnitrificación

Los siguientes factores ambientales influyen en la tasa de crecimiento de los organismos nitrificantes y, como consecuencia, en la tasa de oxidación de nitrógeno amoniacal. También, tienen influencia en la tasa de desnitrificación; sin embargo, los organismos desnitrificantes son menos sensibles que los nitrificantes.

- Temperatura
- pH
- OD
- Presencia de sustancias tóxicas o inhibitorias

a) Temperatura

La temperatura afecta significativamente la tasa de crecimiento (μ_{max}) de los organismos nitrificantes. De acuerdo a Dowming (1978), el efecto de la temperatura en la tasa de crecimiento puede describirse mediante la siguiente ecuación:

$$\mu_{\max(T)} = \mu_{20\,^{\circ}C}\theta^{(T-20)}$$ Ecuación 2.8

Donde:

$\mu_{max(T)}$ = Tasa máxima de crecimiento a temperatura T, d^{-1}

$\mu_{max20^{\circ}}$ = Tasa máxima de crecimiento a 20 °C, d^{-1}

θ = coeficiente de corrección por temperatura

T = temperatura, ° C

Por lo tanto, por cada incremento de 7 °C en la temperatura, la tasa de crecimiento aumenta al doble, y cada descenso de 7°C implica una reducción a la mitad de la tasa de crecimiento.

La nitrificación ocurre en un rango de temperatura de 5 a 50 °C, con un óptimo desempeño a temperaturas de 25 a 36 °C (Arceivala, 1981; Barnes & Bliss, 1983).

Referente a la desnitrificación, este proceso puede ocurrir a temperaturas de 0 a 50 °C, alcanzando un nivel óptimo en el rango de 35 a 50 °C (Barnes & Bliss, 1983). La tasa de desnitrificación (SDNR, por sus siglas en ingles) se ve afectada por la temperatura, dicho efecto puede ser expresado mediante la siguiente ecuación:

$$SDNR_T = SDNR_{20\,^{\circ}C}\theta^{(T-20)}$$ Ecuación 2.9

Donde:

$SDNR_T$ = Tasa de desnitrificación específica a temperatura T, mg $NO_3 \cdot mg^{-1}$ SSV$\cdot d^{-1}$

$SDNR_{20\,^{\circ}C}$ = Tasa de desnitrificación específica a 20 °C, mg $NO_3 \cdot mg^{-1}$ SSV$\cdot d^{-1}$

θ = coeficiente de corrección por temperatura, Arceivala (1981) menciona valores en un rango de 1.03 a 1.20, predominando valores cercanos a 1.08; un valor de 1.026 es usado en Metcalf & Eddy (2003).

T = temperatura, ° C

b) pH

Con base en Downing (1978), la tasa de nitrificación es óptima y aproximadamente constante a pH en un rango de 7.2 a 8; a pH menor de 7.2, la tasa de crecimiento decrece con respecto al pH de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$\mu_{\max(pH)} = \mu_{\max}[1 - 0.83(7.2 - pH)]$$

Ecuación 2.10

Donde:

$\mu_{max(pH)}$ = Tasa máxima de crecimiento a pH dado, d^{-1}

μ_{max} = Tasa máxima de crecimiento a pH de 7.2, d^{-1}

La Ecuación 2.10 es válida en rango de pH de 6 a 7.2; para un desempeño estable, es recomendable mantener el pH en un rango de 6.5 a 8 (EPA, 1993).

Hay cierta variación en la literatura con respecto al pH ideal para la desnitrificación. Arceivala (1981) índica valores en un rango de 7.5 a 9.2, mientras Barnes y Bliss (1983) sugieren un rango entre 6.5 a 7.5, con una reducción en la tasa de desnitrificación a un pH de 6 u 8 del 70 por ciento. EPA (1993) reporta una máxima tasa de desnitrificación a pH entre 7 y 7.5; a pesar de la variación de los valores, se puede concluir que el pH debe estar cerca de la neutralidad y se deben evitar valores menores a seis y mayores a ocho.

c) Oxígeno disuelto

Para la nitrificación, Downing (1978) recomienda que la concentración de OD no debe ser menor a 0.5 miligramos por litro. Sin embargo, EPA (1993) recomienda un mínimo de 2.0 $mg \cdot L^{-1}$ para evitar problemas cuando se presentan concentraciones pico de nitrógeno amoniacal.

La ausencia de oxígeno es un pre-requisito fundamental en la etapa de desnitrificación. Son necesarias condiciones anóxicas en el flóculo, Por lo tanto, es posible que ocurra la desnitrificación, a pesar de la presencia de bajas concentración de OD en el medio, debido a que las bacterias desnitrificantes están presentes en el micro-ambiente anóxico dentro de los flóculos.

d) Presencia de sustancias tóxicas o inhibitorias

Las sustancias tóxicas pueden inhibir seriamente el crecimiento de las bacterias nitrificantes, especialmente de las Nitrosomonas, las cuales son más sensibles. Han sido publicadas por Sedlak (1991), Randall *et al.* (1992) y EPA (1993) listas de sustancias y del porcentaje de inhibición que provocan en estos organismos. Las bacterias desnitrificantes son menos sensibles que las nitrificantes; Además, el efecto de la presencia de sustancias tóxicas o inhibitiorias tiene un menor impacto en la desnitrificación,

debido a que las bacterias desnitrificantes estan presentes en mayor diversidad de especies que las nitrificantes.

2.3.2 Procesos con biomasa suspendida

Los sistemas de tratamiento para la remoción biológica de nitrógeno alternan fases aerobias y anóxicas bajo diferentes condiciones de operación. Estos sistemas se pueden clasificar en dos grupos:

1) Sistemas de cultivo simple. Estos sistemas utilizan el mismo cultivo biológico para realizar los procesos de remoción de materia orgánica, nitrificación y desnitrificación
2) Sistemas de cultivo mixto. Estos procesos se llevan a cabo por diferentes cultivos biológicos. Así, en estos sistemas, un cultivo realiza las operaciones de remoción de materia orgánica y nitrificación, y otro cultivo el proceso de desnitrificación, contando cada uno de los reactores con su respectivo sedimentador secundario

Los procesos de cultivo simple son los más utilizados, ya que los sistemas de cultivo mixto presentan elevados costos de construcción y operación, que en algunos casos se incrementan debido a la necesidad de adicionar metanol u otra fuente de carbono para que se pueda llevar a cabo el proceso de desnitrificación (WEF & ASCE, 1992).

Los procesos simples, pueden ser clasificados a su vez en función de la posición relativa de las etapas aerobia y anóxica en:

- Sistema de pre-desnitrificación (remoción de nitrógeno con carbón del agua residual cruda)
- Sistema de post-desnitrificación (remoción de nitrógeno con carbón de la respiración endógena o con fuente externa de carbono)
- Proceso Bardenpho de cuatro etapas
- Zanja de oxidación
- Reactor de operación intermitente (reactor discontinuo secuencial)

En la Tabla 2.3 (Modificada de von Sperling & de Lemos Chernicharo, 2005) se presenta una comparación entre las capacidades de los

Tabla 2.3 Capacidad de varios procesos para alcanzar diferentes concentraciones de nitrógeno en sus efluentes

Proceso	Nitrógeno amoniacal < 5 $mg \cdot L^{-1}$ [a]	Nitrógeno total		
		8-12 $mg \cdot L^{-1}$	6-8 $mg \cdot L^{-1}$	3-6 $mg \cdot L^{-1}$
Reactor completamente aerobio	X	__	__	__
Reactor con pre-desnitrificación	X	X	X[b]	__
Reactor con post-desnitrificación	X	X	__	__
Bardenpho de cuatro etapas	X	X	X[c]	X
Zanja de oxidación	X	X	X	__
Reactor discontinuo secuencial	X	X	__	__

Notas:

a-La nitrificación ocurre adecuadamente si se provee de un TRS en la zona aerobia mayor a 5 d aproximadamente.

b-Con altas tasas de recirculación interna (entre 200 y 400 por ciento).

c- Con un eficiente control automático del oxígeno disuelto.

sistemas biológicos para remoción de nitrógeno. Todos los procesos son capaces de nitrificar alcanzando concentraciones de nitrógeno amoniacal <5 $mg \cdot L^{-1}$, si el TRS en la zona aerobia es mayor a 5 días (inclusive mayores, si la temperatura, OD y pH en el reactor son bajas). En términos de nitrógeno total, todas las variantes mencionadas son capaces de obtener concentraciones en el rango de 8-12 $mg \cdot L^{-1}$, pero solo el sistema Bardenpho puede producir un efluente con una concentración entre 3-6 miligramos por litro.

Proceso anóxico/aerobio (pre-desnitrificación)

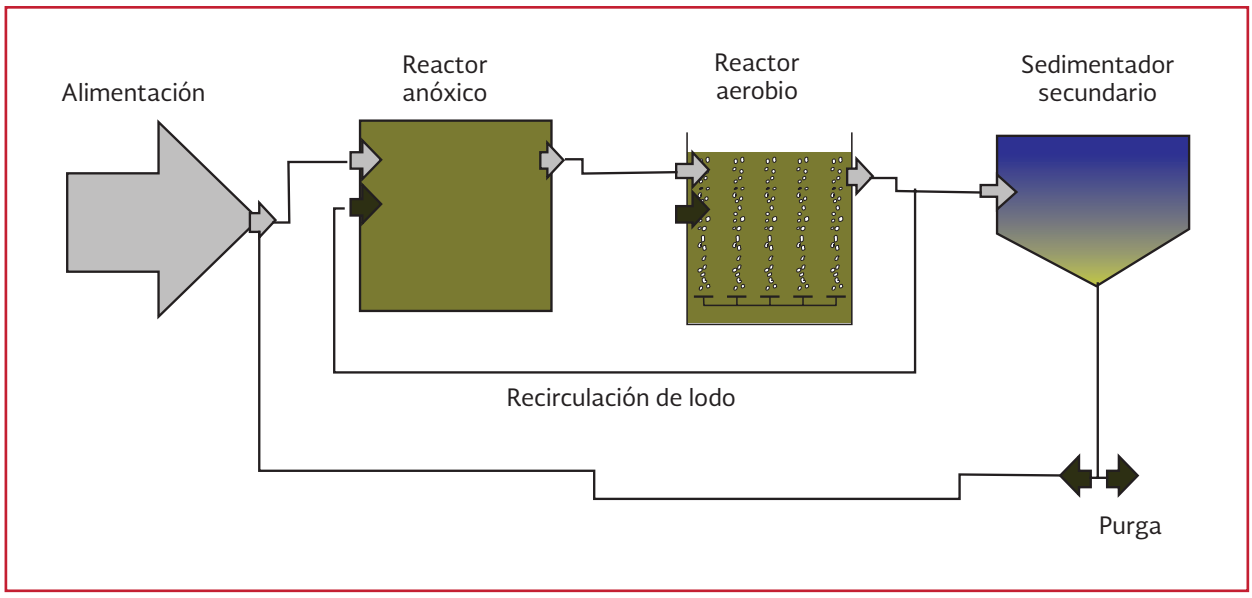
En este sistema el agua residual es tratada primero en la etapa anóxica y posteriormente en la aerobia. Los nitratos llegan al tanque anóxico por medio de una corriente de recirculación interna del tanque aerobio al anóxico, utilizándose para la desnitrificación la materia orgánica contenida en el agua residual. Esta alternativa supone una reducción en las necesidades de oxígeno requeridas para la remoción de materia orgánica carbonosa porque parte de la materia orgánica carbonosa es removida utilizando nitrato como aceptor de electrones. La Ilustración 2.1 presenta el esquema de un sistema de pre-desnitrificación. Este proceso también es llamado Ludzack-Ettinger.

Algunas ventajas de este sistema son:

- Bajos tiempos de retención en la zona anóxica, comparado con el sistema de post-desnitrificación
- Reducción en el consumo de oxígeno debido a que la estabilización de la materia orgánica se realiza utilizando los nitratos como aceptor de electrones
- Posibilidad de reducir el volumen de la zona aerobia, ya que parte de la DBO es estabilizada en la zona anóxica (la reducción del volumen debe ser tal que no afecte la nitrificación)
- No es necesario un tanque separado de re-aireación, como en el arreglo de post-desnitrificación

Una desventaja es, para alcanzar altas eficiencias de desnitrificación, son necesarias altas

Ilustración 2.1 Sistema de pre-desnitrificación



tasas de recirculación, las cuales no son económicamente recomendables. Por esta razón, las tasas de recirculación interna están limitadas a 400 o 500 por ciento. En la Tabla 2.4 se presentan los parámetros típicos de diseño de un sistema ánoxico/aerobio (pre-desnitrificación) (von Sperling & de Lemos Chernicharo, 2005).

Procedimiento de diseño

A continuación se presenta el procedimiento de diseño de un sistema anóxico/aerobio.

Zona aerobia

1. Determinación del TRS en el tanque aerobio (zona de nitrificación)
   a) Determinación del crecimiento específico (de acuerdo a la Ecuación 2.11) para las bacterias nitrificantes

$$\mu_n = \left(\frac{\mu_{nm} N}{k_n + N}\right)\left(\frac{OD}{k_o + OD}\right) - k_{dn} \quad \text{Ecuación 2.11}$$

Donde:

μ_n = velocidad de crecimiento de bacterias nitrificantes, g SSV·g^{-1} SSV·d^{-1}
μ_{nm} = velocidad máxima de crecimiento específico de bacterias nitrificantes, g SSV·g^{-1} SSV·d^{-1}
N = concentración de N en el efluente, mg·L^{-1}
k_n = coeficiente de saturación para el N, mg·L^{-1}
k_{dn} = coeficiente de decaimiento endógeno de las bacterias nitrificantes, g SSV·g^{-1} SSV·d^{-1}
OD = concentración de oxígeno disuelto, mg·L^{-1}
k_o = coeficiente de saturación para el OD, mg·L^{-1}

Los coeficientes cinéticos para las bacterias heterótrofas y nitrificantes en un sistema de lodos activados a temperatura de 20 °C se presentan en la Tabla 2.5 y Tabla 2.6 respectivamente (Metcalf & Eddy, 2003).

Los valores de los coeficientes cinéticos seleccionados deben ser corregidos con respecto a la temperatura. Los valores para θ para corrección por temperatura de los coeficientes cinéticos para bacterias heterótrofas y nitrificantes se presenta en la Tabla 2.7 y Tabla 2.8 (Metcalf & Eddy, 2003).

   b) Con los valores de θ presentados en la Tabla 2.8 y la Ecuación 2.8, corregir por efecto de la temperatura la velocidad específica de crecimiento de las bacterias nitrificantes
   c) Cálculo del TRS de diseño con las siguientes ecuaciones

$$TRS_{teórico} = \frac{1}{\mu_n} \quad \text{Ecuación 2.12}$$

$$TRS_{diseño} = 1.5 \times TRS_{teórico} \quad \text{Ecuación 2.13}$$

Donde:

1.5 es un factor de seguridad

2. Determinación del volumen del reactor aerobio
   a) Cálculo de la producción diaria de

Tabla 2.4 Parámetros típicos de diseño de un sistema anóxico/aerobio

Proceso	TRS, d		SSLM, $mg \cdot L^{-1}$	TRH, h		RLA, por ciento de afluente	Recirculación interna, por ciento de afluente
	Total	Zona aerobia		Zona anóxica	Zona aerobia		
Anóxico/aerobio	6-10	≥ 5	1500-3500	0.5-2.5	4-10	25-100	100-400

Notas:
RLA-Recirculación de lodos activados.

Tabla 2.5 Coeficientes cinéticos para bacterias heterótrofas en sistemas de lodos activados

Coeficiente	Unidades	Intervalo	Valor típico
μ_m	g SSV·g^{-1} SSV·d^{-1}	3-13.2	6
K_s	g DQO·m^{-3}	5-40	20
Y	g SSV· g^{-1} DQO	0.3-0.5	0.4
k_d	g SSV·g^{-1} SSV·d^{-1}	0.06-0.2	0.12
f_d	Adimensional	0.08-0.2	0.15

Tabla 2.6 Coeficientes cinéticos para las bacterias nitrificantes en un sistema de lodos activados

Coeficiente	Unidades	Intervalo	Valor típico
μ_{nm}	g SSV·g^{-1} SSV·d^{-1}	0.20-0.90	0.75
k_n	$mg \cdot L^{-1}$	0.5-1.0	0.74
Y_n	g SSV·g^{-1} N-NH_4	0.10-0.15	0.12
k_{dn}	g SSV·g^{-1} SSV·d^{-1}	0.05-0.15	0.08
k_o	$mg \cdot L^{-1}$	0.40-0.60	0.50

Tabla 2.7 Valores para θ para corrección por temperatura de los coeficientes cinéticos para bacterias heterótrofas

Coeficiente	Intervalo	Valor típico
μ_m	1.03-1.08	1.07
K_s	1	1
k_d	1.03-1.08	1.04

Tabla 2.8 Valores para θ para corrección por temperatura de los coeficientes cinéticos para bacterias nitrificantes

Coeficiente	Intervalo	Valor típico
μ_{nm}	1.06-1.123	1.07
k_n	1.03-1.123	1.053
k_{dn}	1.03-1.08	1.04

SST ($P_{X,SST}$) por medio de la siguiente ecuación

$$P_{X,SST} = \frac{QY(S_0 - S_e)}{1 + k_d(TRS)} \frac{1}{0.85} + \frac{f_d k_d QY(S_0 - S_e)}{1 + k_d(TRS)} \frac{1}{0.85} + \\ + \frac{QY_n(NO_x)}{1 + k_d(TRS)} k_{dn} \frac{1}{0.85} + QSSV_{nb} + Q(SST_0 - SSV_0)$$

Donde:

Q = Caudal de afluente, $m^3 \cdot d^{-1}$
S_0 = Concentración de DBO en el afluente, $mg \cdot L^{-1}$
S_e = Concentración de DBO en el efluente, $mg \cdot L^{-1}$
TRS = Tiempo de retención de sólidos, d

k_d = Coeficiente de decaimiento endógeno para bacterias heterótrofas, g SSV·g^{-1} SSV·d^{-1}

f_d = Fracción de la masa celular que permanece como residuo celular, adimensional

Y = Coeficiente de rendimiento de bacterias heterótrofas, mg SSV·mg^{-1} DBO

Y_n = Coeficiente de rendimiento de bacterias nitrificantes, mg SSV·mg^{-1} N-NH_4

Se asume que NOx = 80 por ciento NTK ya que no se puede realizar el balance de nitrógeno. El error en esta asumción no es significativo, ya que la fracción que representan las bacterias nitrificantes en los SSVLM es pequeña.

Por lo tanto, para determinar el volumen del tanque de aireación se utiliza:

$$V_{ae} = \frac{P_{X,SST}\,TRS}{X_{SSLM}} \qquad \text{Ecuación 2.14}$$

3. Determinación del caudal y del porcentaje de recirculación de lodo. Para determinar estos parámetros se parte del balance de masa de los sólidos del sistema reactor-sedimentador secundario, obteniendo las ecuaciones que se muestren a continuación. La concentración de los SSTl.sed. depende de las características de compresión de la biomasa y varía entre 8 000 y 15 000 miligramos por litro

$$Q_r = \frac{X_{SSVLM}\,Q}{SSV_{l.sed} - X_{SSVLM}} \qquad \text{Ecuación 2.15}$$

$$Por\ ciento\ R = \frac{Q_r}{Q} \times 100 \qquad \text{Ecuación 2.16}$$

El por ciento R puede variar de 25 a 100

4. Determinación de la cantidad de nitrógeno oxidado a nitratos (NOx)

$$NO_x = NTK_i - N_e - \frac{0.12P_{x,bio}}{Q} \qquad \text{Ecuación 2.17}$$

Donde:

NTK_i = Concentración de NTK en el afluente, mg·L^{-1}

N_e = Concentración de N-NH_4 en el eflunte, mg·L^{-1}

$P_{x,bio}$ (kg SSV·d^{-1}) es la producción de biomasa y puede ser calculada a partir de la siguiente ecuación:

$$P_{X,bio} = \frac{QY(S_0 - S_e)}{1 + k_d(TRS)} + \frac{f_d k_d QY(S_0 - S_e)(TRS)}{1 + k_d(TRS)} + \\ + \frac{QY_n(NO_x)}{1 + k_{dn}(TRS)} k_{dn}$$

5. Determinación de TRH en el tanque de aireación. El TRH del tanque aerobio puede ser de 4 a 10 h (von Sperling & de Lemos Chernicharo, 2005)
6. Determinación del requerimiento teórico de oxígeno (R_0) en kg·d^{-1}, para la degradación de la materia orgánica y la nitrificación

$$R_0 = Q(S_0 - S_e) - 1.42P_{x,bio} + 4.33\,QNO_x$$

Ecuación 2.18

7. Cálculo del flujo de aire requerido, asumiendo que el aire contiene un 23.3

por ciento de oxígeno y el aire tiene un peso específico de 1.2 kilogramos por metro cúbico

$$Q_{aire\,teórico} = \frac{R_0}{0.232\,\gamma_{aire}} \qquad \text{Ecuación 2.19}$$

Para determinar la cantidad real requerida de aire, se tiene que tomar en consideración la eficiencia de transferencia de oxígeno del sistema de aireación, el cual generalmente es de 7 por ciento. Por lo tanto, el requerimiento real de aire en $m^3 \cdot d^{-1}$ se calcula con la ecuación

$$Q_{aire} = \frac{Q_{aire\,teórico}}{0.07} \qquad \text{Ecuación 2.20}$$

8. Cálculo de la alcalinidad que es utilizada en el proceso de nitrificación, tomando en cuenta que se consumen 7.14 gramos de $CaCO_3$ por gramo de $N\text{-}NH_4$

Zona anóxica

9. Determinación de la biomasa activa (X_b) en el tanque anóxico en gramo por metro cúbico

$$X_b = \left[\frac{Q(TRS)}{V_{ae}}\right]\left[\frac{Y(S_0 - S_{e)}}{1 + k_d(TRS)}\right] \qquad \text{Ecuación 2.21}$$

10. Cálculo de la recirculación interna (RI) en decimales. Se realiza usando NO_x determinados en el diseño de la zona aerobia y la concentración de $N\text{-}NO_3$ deseada en el efluente. El RI en el proceso Anóxico/Aerobio puede ser del 100 al 400 por ciento del afluente

$$RI = \frac{NO_x}{NO_e} - 1 - R \qquad \text{Ecuación 2.22}$$

Donde:

NO_e = Concentración de $N\text{-}NO_3$ deseada en el efluente, $mg \cdot L^{-1}$

R = Recirculación de lodo en decimales, adimensional

11. Determinación de la cantidad de $N\text{-}NO_3$ alimentados al tanque anóxico

Flujo al tanque anóxico=RI Q+R Q

NO_x alimentados=Flujo al tanque anóxico×NO_e

12. Determinación del volumen del tanque anóxico. El TRH del tanque anóxico en un sistema Anóxico/Aerobio puede variar desde 0.5 a 2.5 horas (von Sperling & de Lemos Chernicharo, 2005)

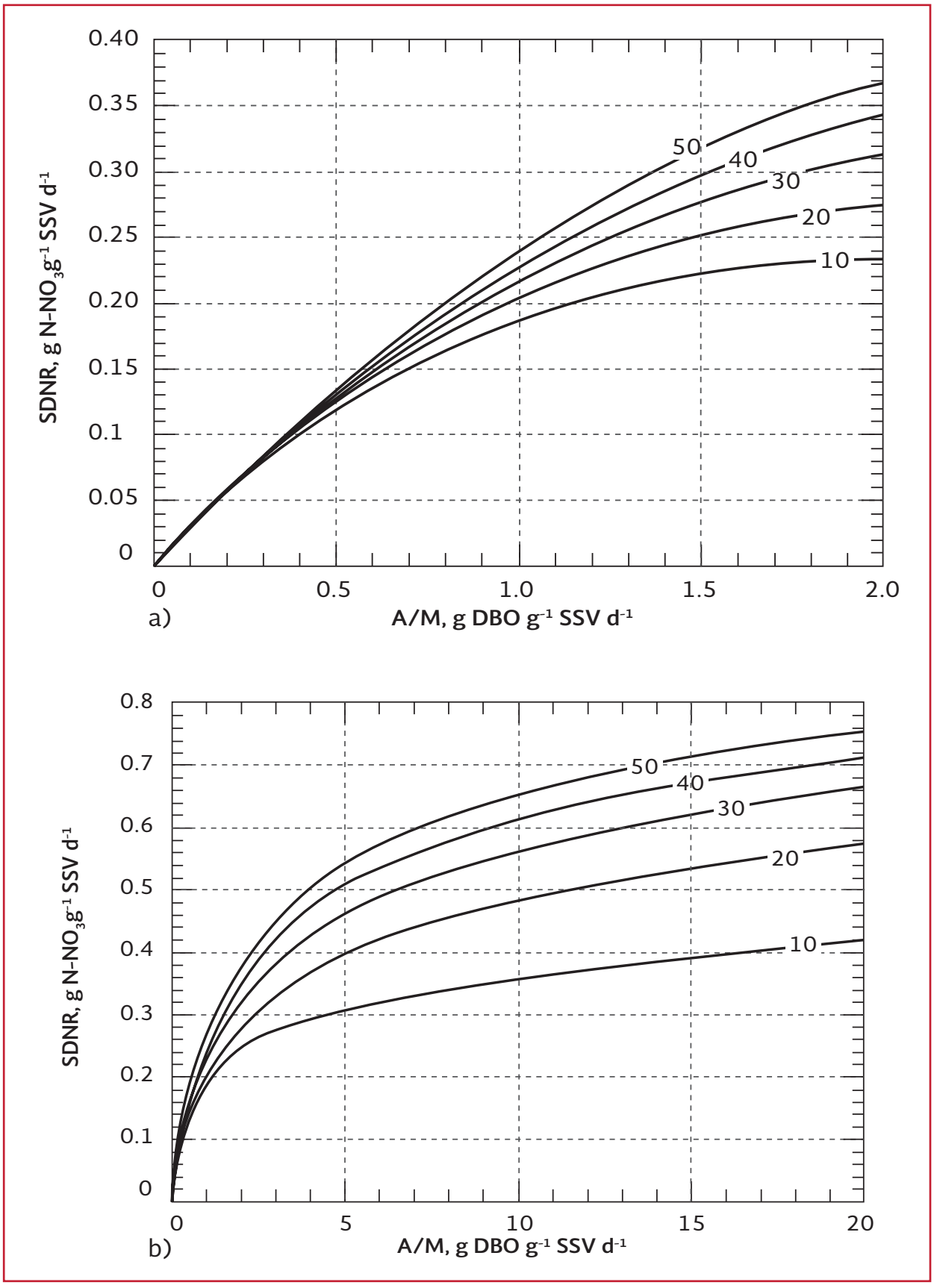
$$V_{anox} = TRH_{anox} Q \qquad \text{Ecuación 2.23}$$

13. Determinación de la relación alimento/microorganismo de la zona anóxica (A/M_b) en gramos de DBO por gramo de SSV por día

$$A/M_b = \frac{QS_0}{X_b V_{anox}} \qquad \text{Ecuación 2.24}$$

14. Mediante la Ilustración 2.2, Determinar de la tasa específica de desnitrificación (SDNR) en g $NO_3 \cdot g^{-1}$ SSV$\cdot d^{-1}$ a 20 ° C de acuerdo a la relación A/M_b calculada y la fracción de la DQO del afluente fácilmente biodegradable

Ilustración 2.2 Determinación de la tasa específica de desnitrificación (SDNR) a 20 ° C de acuerdo a la relación A/M_b y la fracción de la DQO del afluente fácilmente biodegradable



15. Corregir por temperatura (utilizando la Ecuación 2.9) la tasa específica de desnitrificación (SDNR)
16. Determinación de la cantidad de N-NO_3 que pueden ser reducidos en el tanque anóxico diseñado

$$NO_r = V_{anox}(SDNR)\,X_b \qquad \text{Ecuación 2.25}$$

Donde:

NO_r = Cantidad de N-NO_3 que pueden ser reducidos en el tanque, $g \cdot d^{-1}$

Posteriormente, comparar el valor de NO_r con el de NO_x alimentado al tanque anóxico:

- Si NO_r es igual a NO_x alimentado o hasta un 10 por ciento mayor, el diseño es aceptable
- Si NO_r es mayor que NO_x alimentado, reducir el TRH_{anox} y repetir los cálculos desde el punto 12
- Si NO_r es menor que NO_x alimentado, aumentar el TRH_{anox} y repetir los cálculos desde el punto 12

17. Al terminar el diseño, determinar la tasa específica de desnitrificación observada ($SDNR_{obs}$)

$$SDNR_{obs} = SDNR\left(\frac{X_b}{SSLM}\right) \qquad \text{Ecuación 2.26}$$

18. Cálculo del O_2 suplementado por la reducción de los nitratos en la zona anóxica ($kg \cdot d^{-1}$)

$$O_{2dn} = 2.86\,g\,O_2 \cdot g^{-1}N - NO_3\left[\frac{(NO_x - NO_e)}{1000}\right]Q$$

Ecuación 2.27

Donde:

NO_x = Concentración de nitratos producidos en el tanque aerobio, $mg \cdot L^{-1}$

NO_e = Concentración de N-NO_3 deseada en el efluente, $mg \cdot L^{-1}$

Por lo tanto, se hace una corrección al requerimiento teórico de oxígeno (R_0) debido al oxígeno suministrado por la desnitrificación

$$O_2\ neto\ requerido = R_0 - O_{2dn} \qquad \text{Ecuación 2.28}$$

Donde:

R_0 = requerimiento teórico de oxígeno para la degradación de la materia orgánica y la nitrificación, $kg \cdot d^{-1}$

El paso 7 de la determinación del flujo de aire requerido en el tanque de aireación es realizado nuevamente con el valor del O_2 neto requerido calculado.

19. Determinación del requerimiento de potencia del sistema de mezclado en el reactor anóxico a partir de la siguiente ecuación

$$P = V_{anox}\left[\frac{10\,kW}{10^3 m^3}\right] \qquad \text{Ecuación 2.29}$$

Donde:

P = Potencia requerida, kW

V_{anox} = Volumen del tanque anóxico, m^3

20. Revisión de la alcalinidad en todo el proceso para determinar la alcalinidad que es necesaria adicionar. Elaborar un balance de alcalinidad con base en la siguiente ecuación

Alcalinidad para mantener un pH alrededor de 7 = Alcalinidad del influente
−Alcalinidad utilizada en la nitrificacion + Alcalinidad producida en la desnitrificacion +
+Alcalinidad que debe ser adicionada

La alcalinidad utilizada en la nitrificación fue calculada en el punto 8. La alcalinidad producida en la desnitrificación es calculada con la siguiente ecuación, expresada como gramo por metro cúbico.

$$Alc_{desnitrificación} = 3.57 \frac{g\,CaCO_3}{g\,N - NO_3}(NO_x - Ne)$$

Ecuación 2.30

Donde:

NO_x = Concentración de nitratos producidos en la zona aerobia, $mg \cdot L^{-1}$
Ne = Concentración de nitratos en el efluente, $mg \cdot L^{-1}$

La alcalinidad necesaria para mantener el pH en el intervalo de 6.8-7 es de 70 a 80 gramo por metro cúbico. Por lo tanto, para calcular la alcalinidad que es necesaria adicionar ($g \cdot m^{-3}$) se utiliza la ecuación:

$$Alcalinidad\ para\ adicionar = \\ = Alc_{pH \approx 7} - Alc_{inf} + Alc_{nitrificación} - Alc_{desnitrificación}$$

Donde:

$Alc_{pH \approx 7}$ = alcalinidad necesaria para mantener el pH en el intervalo de 6.8-7, $g \cdot m^{-3}$
Alc_{inf} = alcalinidad del afluente, $g \cdot m^{-3}$
$Alc_{nitrificación}$ = alcalinidad consumida en la nitrificación, $g \cdot m^{-3}$
$Alc_{desnitrificación}$ = alcalinidad producida en la desnitrificación, $g \cdot m^{-3}$

La alcalinidad total para adicionar diariamente ($kg \cdot d^{-1}$) se calcula con:

$$Cantidad\ total\ de\ alcalinidad = \\ = Q \times Alcalinidad\ para\ adicionar$$

Ecuación 2.31

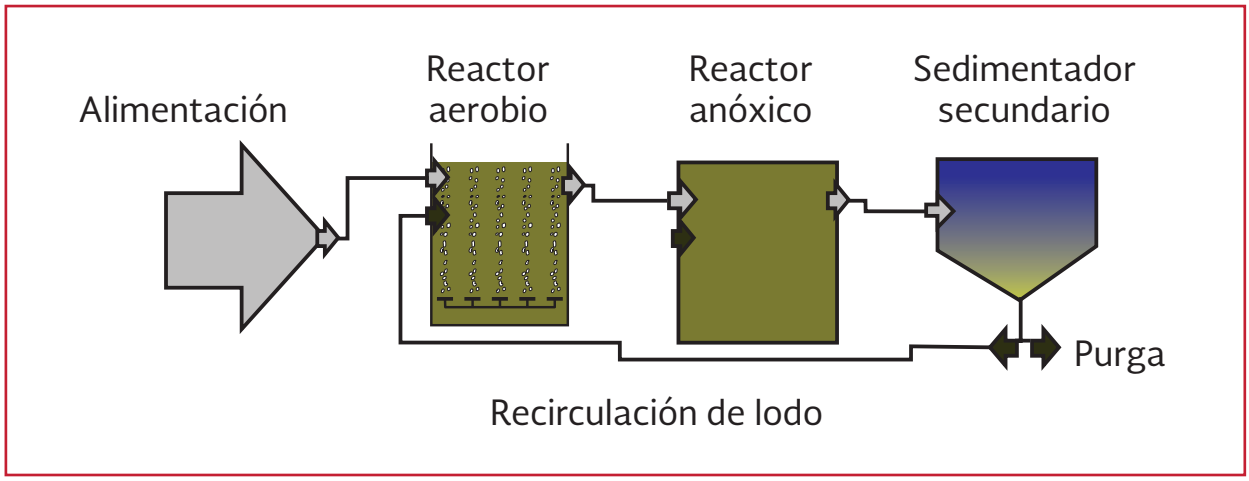
Desnitrificación endógena post-anóxica con fuente de carbono externa

Este sistema comprende de una zona aerobia seguida de una zona anóxica y, opcionalmente, de una zona aerobia final. La remoción de materia orgánica y la producción de nitratos ocurren en la zona aerobia. Los nitratos formados entran a la zona anóxica, donde son reducidos a nitrógeno gas. Por lo tanto, no es necesario una recirculación interna, como en el sistema de pre-desnitrificación. Este sistema, sin la zona aerobia final, es llamado proceso Wuhrmann. En la Ilustración 2.3 se presenta el diagrama de flujo de un sistema de post-desnitrificación.

La desventaja es que la desnitrificación se lleva a cabo bajo condiciones endógenas, ya que la mayoría de la materia orgánica ha sido removida en la zona aerobia. Por lo tanto, la tasa de desnitrificación es lenta (0.015 a 0.045 mg $NO_3 \cdot mg^{-1}$ $SSV \cdot d^{-1}$), lo cual implica mayores tiempos de retención en la zona anóxica, comparado con el sistema de pre-desnitrificación.

Una manera de incrementar la tasa de desnitrificación es mediante la adición de una fuente externa de carbono, tal como el metanol. Aunque esta práctica permite el aumento de la tasa de desnitrificación, es menos frecuente

Ilustración 2.3 Sistema de nitrificación-desnitrificación



su aplicación en países desarrollados, debido a que requiere la adición continua de producto químico.

Otra posibilidad para incrementar la tasa de desnitrificación en la zona anóxica, es dirigir una parte del agua residual cruda a la zona anóxica. Sin embargo, está practica deteriora la calidad del efluente debido a la introducción de nitrógeno no nitrificado (nitrógeno amoniacal).

La zona final de re-aeración, con un corto tiempo de retención (aproximadamente 30 minutos), es para liberar el nitrógeno gas y para adicionar oxígeno disuelto previamente a la sedimentación. En la Tabla 2.9 se muestran los parámetros típicos de un sistema aerobio/ anóxico.

Proceso Bardenpho de cuatro etapas

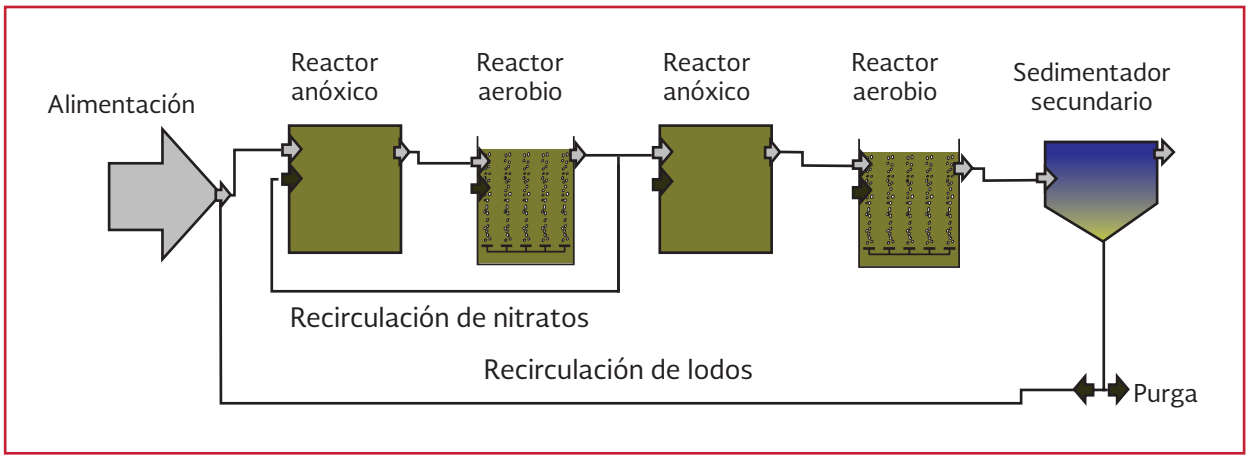
El proceso Bardenpho (Ilustración 2.4) incorpora cuatro etapas donde se alternan zonas anóxicas y aerobias (anóxica/aerobia/anóxica/aerobia). Corresponde a una combinación de los arreglos presentados anteriormente, que comprende de una zona de pre-desnitrificación, post-desnitrificicación y además de la re-aireación final. Existe una corriente de recirculación interna desde el primer reactor aerobio (situado en la segunda posición) hacia el reactor anóxico inicial. En el tercer reactor, también anóxico, se reducen los nitratos producidos en el segundo reactor (aerobio), completando el proceso de desnitrificación. Esta etapa utiliza como fuente de carbono a la materia orgánica resultante del proceso endógeno de los microorganismos (post-desnitrificación).

Tabla 2.9 Parámetros típicos de diseño de un sistema aerobio/ anóxico

Proceso	TRS, d		SSLM, $mg \cdot L^{-1}$	TRH, h		RLA, por ciento de afluente
	Total	Zona aerobia		Zona aerobia	Zona anóxica	
Aerobio/ anóxico	6-10	≥ 5	1500-3500	5-10	2-5	100

Notas:
RLA-Recirculación de lodos activados.

Ilustración 2.4 Sistema Bardenpho de cuatro etapas



El último de los reactores es aerobio, y permite la desorción del nitrógeno gaseoso producido anteriormente, para facilitar la sedimentación de los lodos en el sedimentador secundario. Hay una corriente de recirculación de lodos hacia el reactor anóxico situado en la primera posición, y una corriente de purga de lodo para ajustar el tiempo de retención de sólidos. Las eficiencias de remoción de nitrógeno en este sistema son altas, de al menos el 90 por ciento. Sin embargo, este sistema requiere de reactores de gran volumen. La Tabla 2.10 presenta los parámetros típicos de diseño de un sistema Bardenpho para la remoción de nitrógeno (von Sperling & de Lemos Chernicharo, 2005).

Proceso con aireación intermitente

Es este sistema, el agua residual se hace circular alrededor de un canal ovalado o circular (70 a 100 veces por día) a través de zonas con y sin aireación (nitrificación-desnitrificación).

Es un proceso rápidamente adaptable para la remoción de materia orgánica y nitrógeno. La aireación se suministra en uno o más zonas o puntos del canal de reacción mediante rotores horizontales, aireadores mecánicos de baja velocidad, discos rotatorios o difusores sumergidos. La concentración de OD será mayor en los puntos de aireación y decrecerá debido al consumo de oxígeno por los microorganismos conforme el licor mezclado circula a lo largo del reactor. Después de un suficiente tiempo de circulación se formarán zonas anóxica aguas arriba de los puntos de aireación. La localización y dimensionamiento de las zonas anóxicas variará con el tiempo debido al consumo de oxígeno, y las tasas de transferencia variarán con la calidad del agua residual y el flujo. Por lo tanto, para asegu-

Tabla 2.10 Parámetros típicos de diseño de un sistema Bardenpho de cuatro etapas

Proceso	TRS, d		SSLM, $mg \cdot L^{-1}$	TRH, h		RLA, por ciento de afluente	Recirculación interna, por ciento de afluente
	Total	Zona aerobia		Zona anóxica	Zona aerobia		
Bardenpho de cuatro etapas	10-30	≥ 8	1500-4000	1-3 (1er. etapa) 2-5 (2da. etapa)	5-10 (1er. etapa) 0.5-1 (etapa final)	25-100	100-400

Notas:
RLA-Recirculación de lodos activados.

rar la desnitrificación en este sistema, se requiere un control adecuado del oxígeno transferido al licor mezclado. La Ilustración 2.5 presenta el diagrama de flujo (a) y una fotografía de vista superior de una zanja de oxidación (b). En la Tabla 2.11 se presentan los criterios de diseño de los sistemas con aireación intermitente para la remoción de nitrógeno (Metcalf & Eddy, 2003).

Proceso intermitente por lotes para remoción de nitrógeno (reactor discontinuo secuencial)

Estos sistemas tienen operación cíclica. Cada ciclo consiste de 4 etapas: llenado, reacción, sedimentación y decantación, y si es necesario, una etapa de reposo. Durante la etapa de llenado, algunos nitratos remanentes del ciclo previo pueden ser removidos si es apagada la aireación. Por lo tanto, ocurre la pre-desnitrificación con materia orgánica del agua residual cruda. Si es establecida una etapa anóxica después la etapa de reacción aerobia, puede ocurrir la post-desnitrificación bajo condiciones endógenas. La ventaja de este sistema es que no requiere de corrientes de recirculación y tanque de sedimentación. La Ilustración 2.6 representa las etapas de operación de un reactor discontinuo secuencial para remoción de nitrógeno. La Tabla 2.12 muestra los parámetros típicos de diseño de este sistema (Metcalf & Eddy, 2003).

Consideraciones y criterios de diseño de los sedimentadores secundarios después de un proceso de lodos activados para remoción de nutrientes

La carga hidráulica superficial y la carga de sólidos superficial son los dos principales parámetros para el diseño de sedimentadores secundarios. Estos dos parámetros dependen del diseño y operación del sistema de lodos activados, el cual determina las características del flóculo

Ilustración 2.5 a) Sistema de nitrificación-desnitrificación en zanja de oxidación; b) fotografía de vista superior de una zanja de oxidación

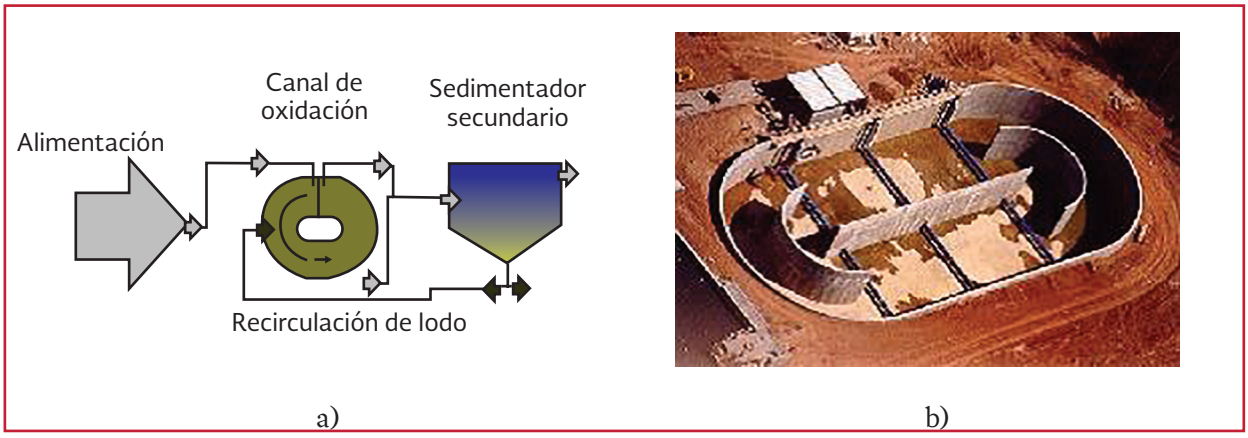


Tabla 2.11 Parámetros típicos de diseño de un sistema de Zanja de oxidación para la remoción de nitrógeno

Proceso	TRS, d	SSLM, $mg \cdot L^{-1}$	TRH, h			RLA, por ciento de afluente
			Total	Zona aerobia	Zona anóxica	
Zanja de oxidación	20-30	2000-4000	18-30	Variable	Variable	50-100

Notas:
RLA-Recirculación de lodos activados.

Ilustración 2.6 Esquema de un reactor discontinuo secuencial para la remoción de nitrógeno

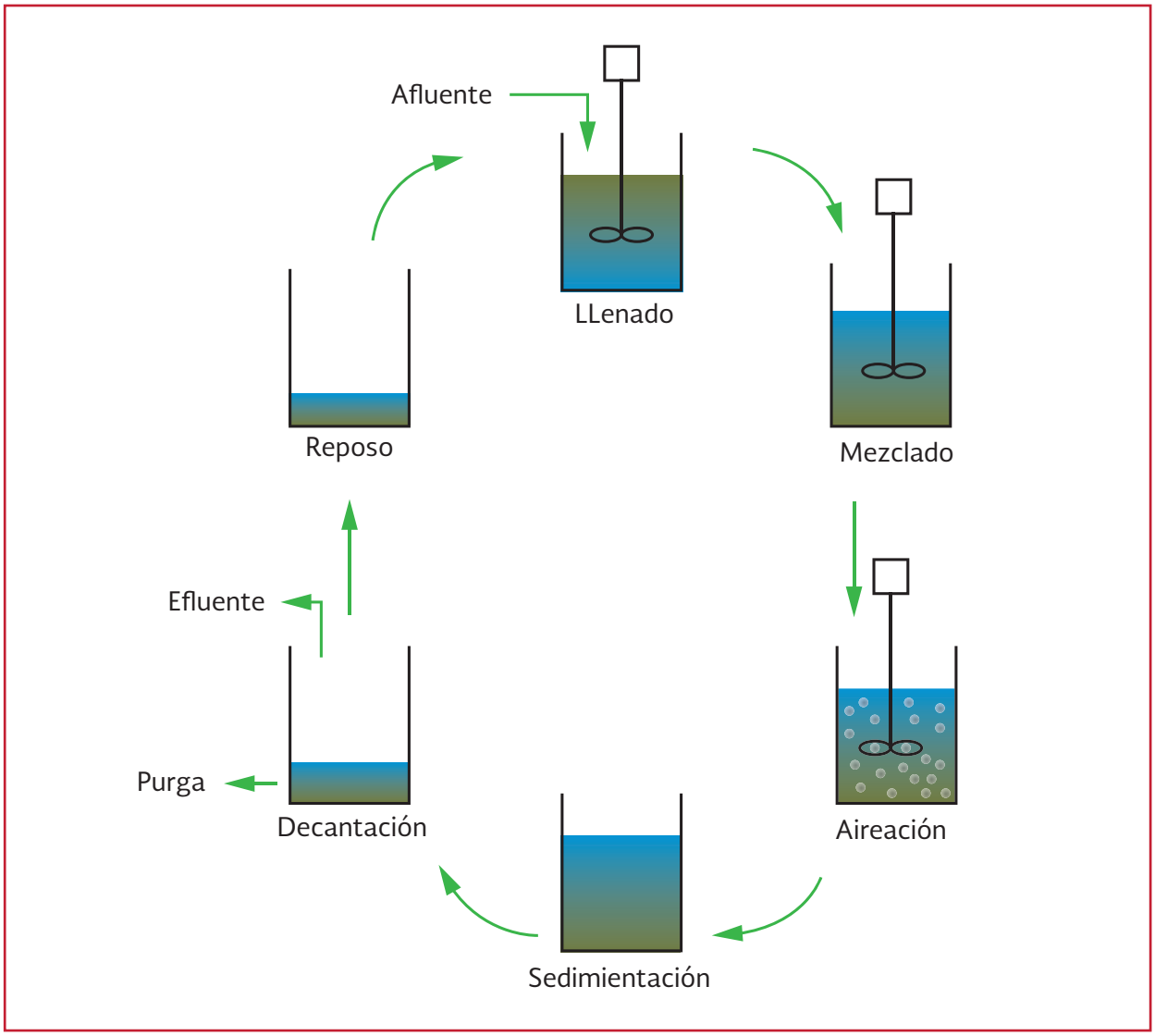


Tabla 2.12 Parámetros típicos de diseño de un reactor discontinuo secuencial para remoción de nitrógeno

Proceso	TRS, d	SSLM, mg·L^{-1}	TRH, h		
			Total	Zona anóxica	Zona aerobia
Reactor discontinuo secuencial	10-30	3000-4000	20-30	Variable	Variable

y la cantidad de sólidos dispersos que no son capturados durante la sedimentación. El uso de selectores biológicos (como en los procesos de remoción de nitrógeno) resulta en flóculos más grandes y densos, por lo cual se tiene un mejor desempeño en la sedimentación y espesamiento en los tanques de sedimentación. En la Tabla 2.13 se presentan los criterios de diseño de sedimentadores secundarios para sistemas de lodos activados (Metcalf & Eddy, 2014).

En los sedimentadores secundarios, el lodo tiene un cierto tiempo de retención. Para licor mezclado nitrificado, bajo ciertas condiciones tal como altas temperaturas, la situación se hace favorable para que ocurra la desnitrificación.

Tabla 2.13 Criterios de diseño de sedimentadores secundarios en sistemas de lodos activados

Tipo de tratamiento	Carga hidráulica superficial ($m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$)		Carga de sólidos superficial ($kg \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$)		Profundidad, m
	Caudal promedio	Caudal máximo	Caudal promedio	Caudal máximo	
Sedimentación después de un tanque de lodos activados con aeración (excepto aireación extendida)	16-28	36-56	4-6	10	4-5.5
Sedimentación después de un tanque de lodos activados con aireación extendida	8-16	24-32	1-5	8	4-5.5
Selectores biológicos, remoción biológica de nutrientes	24-32	40-64	5-8	10	4-5.5

Como resultado, los nitratos formados en el reactor son reducidos a nitrógeno gas en el tanque de sedimentación secundaria. Esto implica la formación de burbujas de N_2, las cuales evitan las sedimentación del lodo arrastrándolo a la superficie. Este lodo saldrá con el efluente final, deteriorando la calidad del agua en términos de sólidos suspendidos y demanda bioquímica de oxígeno. Este problema es particularmente común en regiones con climas templados, donde las temperaturas favorecen la nitrificación y desnitrificación. Algunos indicadores de ocurrencia de la desnitrificación en sedimentadores secundarios se muestran en la Tabla 2.14 (Gerardi, 2006).

Por lo cual, algunas medidas correctivas para evitar la desnitrificación son:

- Incrementar la tasa de recirculación de lodo
- Incrementar la tasa de recirculación de lodo y adicionar coagulantes y/o polímeros para espesar los lodos secundarios
- Utilizar periodos anóxicos en los tanques aerobios

Otras tecnologías y nuevos desarrollos

Nitrificación y desnitrificación simultánea

En el proceso de nitrificación y desnitrificación simultánea (SND), la remoción biológica del nitrógeno amoniacal y nítrico ocurren al mismo tiempo en un único reactor (Keller *et al.*, 1997; Helmer & Kunts, 1998). Se han propuesto dos

Tabla 2.14 Indicadores de desnitrificación en los sedimentadores secundarios

Indicador	Razón fundamental
Burbujas	Liberación de N_2, CO_2 y N_2O durante la degradación anóxica de la DBO soluble.
Burbujas y sólidos	Burbujas atrapadas en los flóculos.
Sólidos oscuros	Lodo viejo (oscuro) presente en el sistema de tratamiento, de manera que crecen bacterias nitrificantes para producir NO_3.
Remoción de NO_3 a través de sedimentador secundario	Utilización de NO_3 en la degradación de la DBO soluble.
Liberación de N_2O	Captura y detección de N_2O alrededor del sedimentador secundario.
Incremento de la alcalinidad	Producción de alcalinidad durante la desnitrificación
Disminución del potencial óxido-reducción	Disminución del NO_3 resulta en una disminución del potencial óxido-reducción.

mecanismos que dan respuesta a este proceso, uno de carácter físico y otro de carácter biológico (Robertson & Kuenen, 1984; Hibiya *et al.*, 2003).

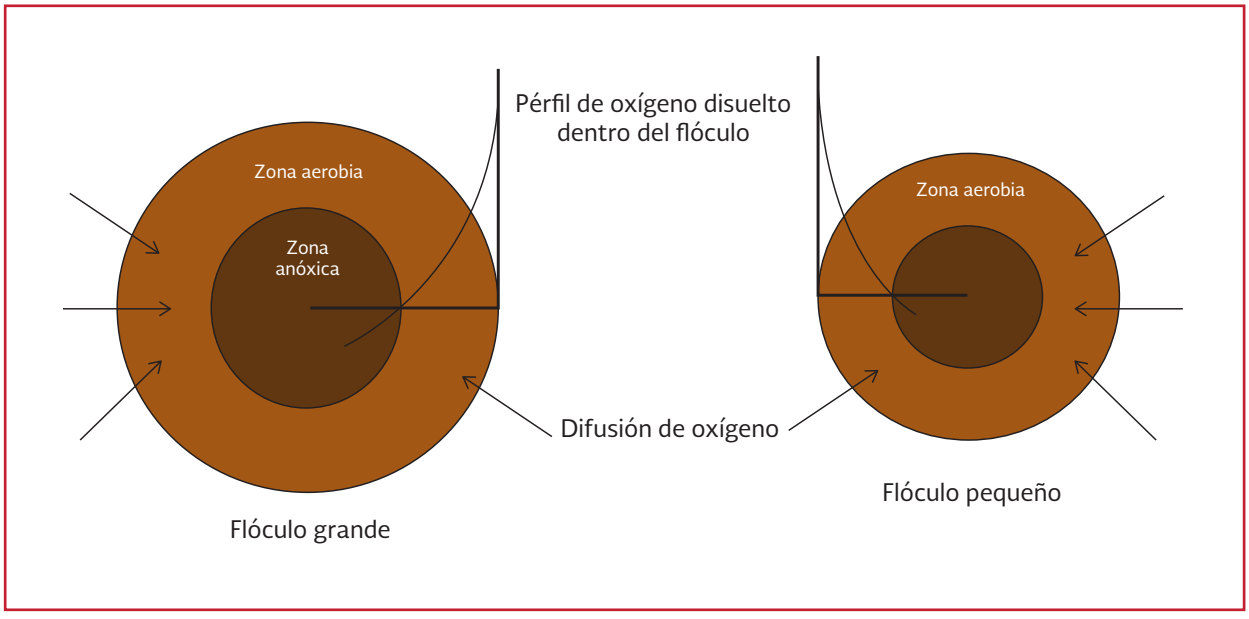
El mecanismo físico se encuentra gobernado por los gradientes de concentración de oxígeno disuelto (OD) dentro de los flóculos del proceso de lodos activados o dentro de las biopelículas debido a la limitación para su difusión a través del flóculo. En la Ilustración 2.7 se presenta un esquema del perfil de dos flóculos de diferente tamaño. En esta figura se puede observar que el tamaño del flóculo influye en la difusión del oxígeno a través de él, lo que condiciona la existencia de zonas aerobias y anóxicas dentro del mismo flóculo. En este tipo de flóculos con zonas claramente diferenciadas, las bacterias autótrofas se distribuyen sobre la periferia del flóculo, en donde las concentraciones de oxígeno se encuentran por encima de 1-2 mg $O_2 \cdot L^{-1}$, mientras que las bacterias desnitrificantes se ubican en el interior del flóculo, en donde la concentración de oxígeno es muy baja (Zhu *et al.*, 2008).

Por otro lado, el mecanismo biológico contradice al concepto convencional de ingeniería de los procesos de nitrificación autótrofa aerobia y desnitrificación heterótrofa anóxica. En aguas residuales y suelos se han identificado ciertas especies de microorganismos heterótrofos nitrificantes y aerobios desnitrificantes (Patureau *et al.*, 1998; Hu & Kung, 2000; Kim *et al.*, 2005). Desde el punto de vista microbiológico, el proceso es consecuencia de la oxidación de NH_4 por heterótrofas nitrificantes y la redución de NO_3/NO_2 por desnitrificantes aerobias (Robertson & Kuenen, 1984; Wyffels *et al.*, 2003).

Dentro de los factores que condicionan la operación de un proceso de nitrificación y desnitrificación simultánea (SND) se encuentran:

- Carbono orgánico. Es considerado un parámetro crítico del proceso debido a que una concentración alta de materia orgánica provoca la inhibición de las bacterias autótrofas nitrificantes mientras que una concentración baja conduce al déficit

Ilustración 2.7 Perfil de dos flóculos microbianos de diferente tamaño en donde se indica la diferenciación entre la zona aerobia y la zona anóxica de acuerdo con la difusión del oxígeno disuelto a través del flóculo



de dador de electrones para las bacterias desnitrificantes

- Oxígeno disuelto. La concentración de oxígeno disuelto tiene un efecto doble sobre el rendimiento del proceso SND. Por una parte, la baja concentración de oxígeno disuelto suprime el proceso de nitrificación, mientas que altas concentraciones de oxígeno disuelto inhiben el proceso de desnitrificación. Munch *et al.* (1996) determinaron que a concentraciones de oxígeno disuelto en torno a 0.5 mg O_2 L^{-1} las velocidades de nitrificación y desnitrificación eran iguales
- Tamaño del flóculo. Desde el punto de vista físico el proceso SND tiene lugar en flóculos de tamaño grande (>125 μm) debido a las limitaciones en la difusión del oxígeno disuelto (Li & Ganczarczyk, 1990, 1993; Pochana & Keller, 1999)

Proceso Sharon (nitrificación parcial-desnitrificación)

El proceso SHARON es un tratamiento biológico de aguas residuales con altas concentraciones de nitrógeno amoniacal o baja relación C/N siguiendo la ruta del nitrito (Hellinga *et al.*, 1998). Ha sido utilizado para el tratamiento de aguas residuales procedentes de la deshidratación de lodos primarios, de residuos de lodos activados, lechos de secado y de incineradoras (van Dongen *et al.*, 2001). En este proceso, la nitrificación se detienes tras la primera etapa (el amonio se transforma en nitrito, pero éste no es oxidado a nitrato). La nitrificación parcial puede ser acoplada con el proceso de desnitrificación (a partir de nitrito) para reducir el nitrito a nitrógeno gas. Comparado con el proceso convencional de nitrificación-desnitrificación vía nitrato, el proceso tienes las siguientes ventajas (Beccari *et al.*, 1983; Turk & Mavinic, 1989; Peng & Zhu, 2006):

1. Un 25 por ciento menor del consumo de oxígeno en la fase aerobia, lo que implica un ahorro importante de energía
2. El requerimiento de dadores de electrones es de hasta un 40 por ciento menor que la fase anóxica
3. La velocidad de desnitrificación a partir de nitrito es 3 a 5 veces mayor que la de desnitrificación a partir de nitrato (Gee & Kim, 2004)

La eliminación del sistema de las bacterias nitritoxidantes es un punto crítico para el proceso de nitrificación parcial, ya que estas bacterias oxidan el nitrito a nitrito y convierten una nitrificación parcial en nitrificación completa (Hellinga *et al.*, 1998). Se deben controlar diferentes parámetros para eliminar del sistema de forma selectiva a las bacterias nitritoxidantes, donde se incluye la concentración de OD, temperatura, TRS, concentración de sustrato e inhibidores químico. Es posible alcanzar una nitrificación parcial mediante la regulación de uno o más de estos factores. Es necesario considerar la viabilidad económica cuando se están utilizando estos parámetros de control del proceso.

Se han definido concentraciones de OD para llevar a cabo la nitrificación parcial que van desde 0.3 a 2.5 $mg{\cdot}L^{-1}$ (Wyffels *et al.*, 2004). Altas concentraciones de OD (> 2 $mg{\cdot}L^{-1}$) podrían convertir la nitrificación parcial en completa, mientras que concentraciones inferiores a 0.5 $mg{\cdot}L^{-1}$ puede reducir considerablemente la tasa de nitrificación. Se ha verificado en diversos estudios que una concentración de 1-1.5 $mg{\cdot}L^{-1}$ es adecuado para la nitrificación parcial-desnitri-

ficación en sistemas reales para tratamiento de aguas residuales municipales (Hao & van Loosdrecht, 2002; Peng *et al.*, 2003).

Las bacterias amonioxidantes tienen mayor tasa de crecimiento que las bacterias nitritoxidantes a una temperatura de 20°C, mientras que la tasa de crecimiento de las bacterias amonioxidantes es menor a temperaturas inferiores a 15 °C (Hellinga *et al.*, 1998). Por lo tanto, una alta temperatura no solamente favorece el crecimiento de las amonioxidantes, también incrementa la diferencia entre las tasas de crecimiento en ambos grupos de bacterias (Balmelle, 1992; Hunik, 1993; Yoo *et al.*, 1999). Debido al efecto de la temperatura, las bacterias amonioxidantes necesitan mayor TRS que las nitritoxidantes a temperaturas por debajo de 15° C, mientras la tendencia se invierte a temperaturas por encima de este valor. Por ello, seleccionando un adecuado TRS es posible llevar a cabo el lavado de las bacterias con un crecimiento más lento (bacterias nitritoxidantes), permitiendo la oxidación del amonio pero no la del nitrito. El nitrógeno de las aguas residual puede ser eliminado mediante el proceso SHARON usando un TRH aerobio menor de 2 días (Jetten *et al.*, 1997; Mulder, van de Graaf *et al.*, 1995; Helio *et al.*, 2004).

La nitrificación de elevadas concentraciones de nitrógeno amoniacal hace que el pH del proceso descienda significativamente. Por cada mol de amonio (NH_4^+) oxidado se producen 2 moles de protones (H^+) de acuerdo a la Ecuación 2.1. La mitad de los protones producidos pueden ser neutralizados siempre que la alcalinidad disponible en la corriente afluente al proceso SHARON presente una relación equimolar entre el bicarbonato y el amonio. La neutralización del mol de protones (H^+) restante se puede realizar, bien con la adición de una base (NaOH), o bien mediante el proceso de desnitrificación. Para llevar a cabo el proceso de desnitrificación es necesario la adición de materia orgánica como fuente de carbono externo para los organismos heterótrofos desnitrificantes. La selección de una u otra alternativa para compensar el descenso del pH dependerá de las necesidades específicas de la PTAR y el costo económico de la fuente de carbono orgánico a emplear para el proceso de desnitrificación, concibiendo esta última alternativa como la más adecuada debido al elevado costo que supone el control del pH mediante la adición de una base. Según Hellinga *et al.*, 1998 los costos económicos derivados de emplear metanol (CH_3OH) como fuente de carbono orgánico son entre un 40 y un 50 por ciento menores de lo que supone emplear hidróxido de sodio para ajustar el pH. Además, el proceso de desnitrificación no sólo permite recuperar alcalinidad para amortiguar el descenso del pH, sino que completa la eliminación del nitrógeno vía nitrito de la corriente de agua residual.

Esta situación hace que la aplicación del proceso sea apropiada para corrientes con elevada concentración de N-amoniacal, como es el caso del sobrenadante de la digestión anaerobia de los lodos en las PTAR, en las cuales sea más importante reducir considerablemente el elevado contenido de nitrógeno, que conseguir una concentración de nitrógeno muy baja para cumplir con el límite de descarga impuesto para el nitrógeno en la normatividad. Debido a que este sobrenadante es una corriente de retorno a cabeza de planta, que representa menos del 1 por ciento del caudal afluente, pero supone entre un 15 y un 20 por ciento del nitrógeno amoniacal que ingresa a la planta, su tratamiento mediante la tecnología SHARON resulta apropiado (van Kempen *et al.*, 2001).

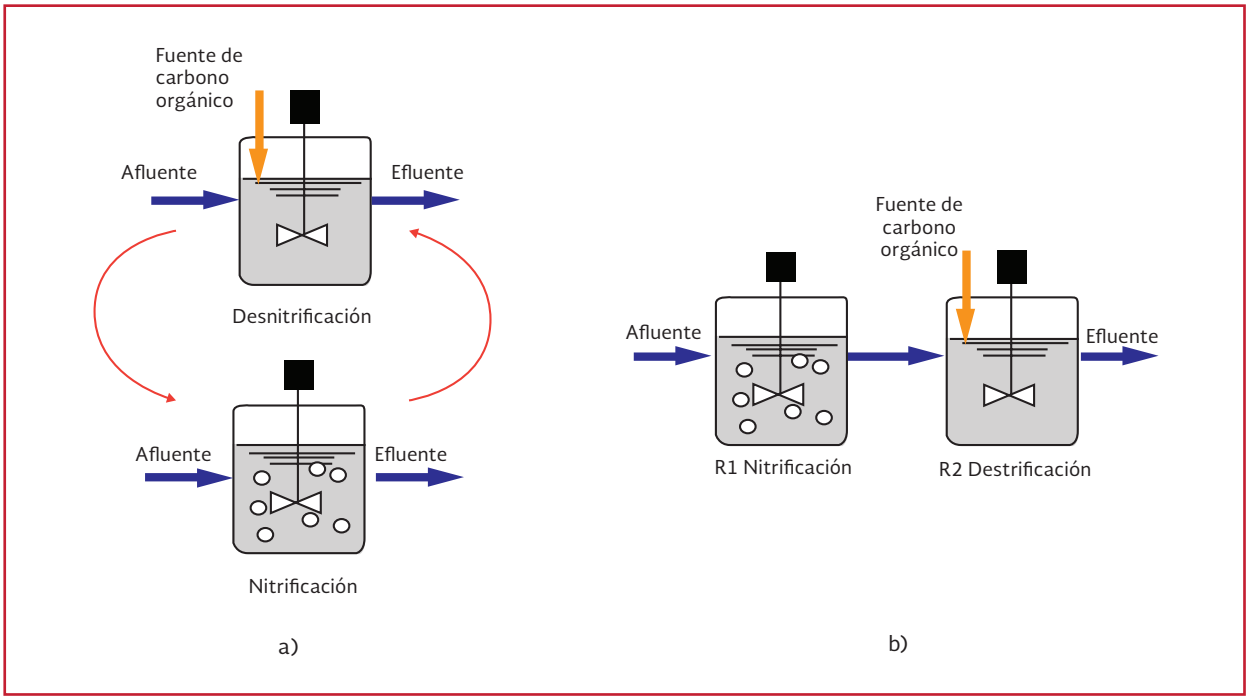
El proceso de nitrificación y desnitrificación en un sistema SHARON se puede realizar en un único reactor alternando etapas aerobias y anóxicas, o en un sistema de reactores independientes. La Ilustración 2.8 a) muestra la operación del proceso SHARON mediante ciclos de aireación intermitente que dan lugar a la alternancia de etapas aerobias y anóxicas en un único reactor; mientras que en la Ilustración 2.8 b) se muestra la operación del proceso SHARON mediante el acoplamiento de dos reactores en serie, el primero en condiciones aerobias y el segundo en condiciones anóxicas. La adición de materia orgánica para llevar a cabo la desnitrificación se realiza en condiciones anóxicas en ambos esquemas de operación.

Oxidación anaerobia de amonio (ANAMMOX)

El proceso de oxidación de amonio en condiciones anaerobias (ANAMMOX, Anaerobic Ammonia Oxidation), desarrollado por la Universidad de Delft en los años 90, es un proceso de bajo costo para eliminación de N de las aguas residuales (van de Graaf *et al.*, 1995; Strous *et al.*, 2003), el amonio es oxidado a nitrógeno gas por bacterias amonioxidantes anaerobias con el nitrito como aceptor de electrones. Al ser bacterias autótrofas no se necesita adicionar carbono porque el CO_2 funciona como principal fuente de carbono (van de Graff *et al.*, 1996).

Las bacterias involucradas en el proceso ANAMMOX son organismos autótrofos, principalmente de las especies Candidatus Brocadia y Candidatus Kuenenia, que emplean el dióxido de carbono (CO_2) como fuente de carbono inorgánico. No es necesario disponer de materia orgánica externa, por lo que resulta ser un proceso de bajo costo para la eliminación del nitrógeno de las aguas residuales (van de Graaf *et al.*, 1995). No obstante, debido a las bajas velocidades de crecimiento de las bacterias involucradas

Ilustración 2.8 Esquemas del proceso SHARON-desnitrificación: a) Operación en un único reactor mediante ciclos de aireación intermitente, y b) Operación en dos reactores independientes, el primero en condiciones aerobias y el segundo en condiciones anóxicas



en este proceso se requieren altos TRS para obtener concentraciones adecuadas de biomasa. De manera generalizada se ha propuesto el desarrollo de esta tecnología mediante cultivos de soporte sólido debido a su potencial para el enriquecimiento de la biomasa (Zhu *et al.*, 2008). Algunas alternativas de cultivos en suspensión como el reactor discontinuo secuencial (Strous *et al.*, 1998) y biorreactor con membranas se perfilan como opciones adecuadas para la aplicación del proceso a escala industrial (Wyffels *et al.*, 2004).

La Ecuación 2.32 representa la reacción estequiométrica del proceso ANAMMOX, que incluye la síntesis bacteriana. La aplicación del proceso de oxidación anaerobia de amonio (ANAMMOX) requiere de un proceso de nitrificación parcial previo, comúnmente realizado en un sistema SHARON, el cual permita obtener una relación molar entre el amonio y el nitrito ligeramente inferior a 1. La combinación de estos procesos puede realizarse mediante el acoplamiento de dos reactores en serie independientes o en un único reactor.

$$NH_4^+ + 1.31NO_2^- + 0.066HCO_3^- + 0.13H^+ \rightarrow$$
$$1.02N_2 + 0.23NO_3^- + 0.066CH_2O_{0.5}N_{0.15} + 2.3H_2O$$

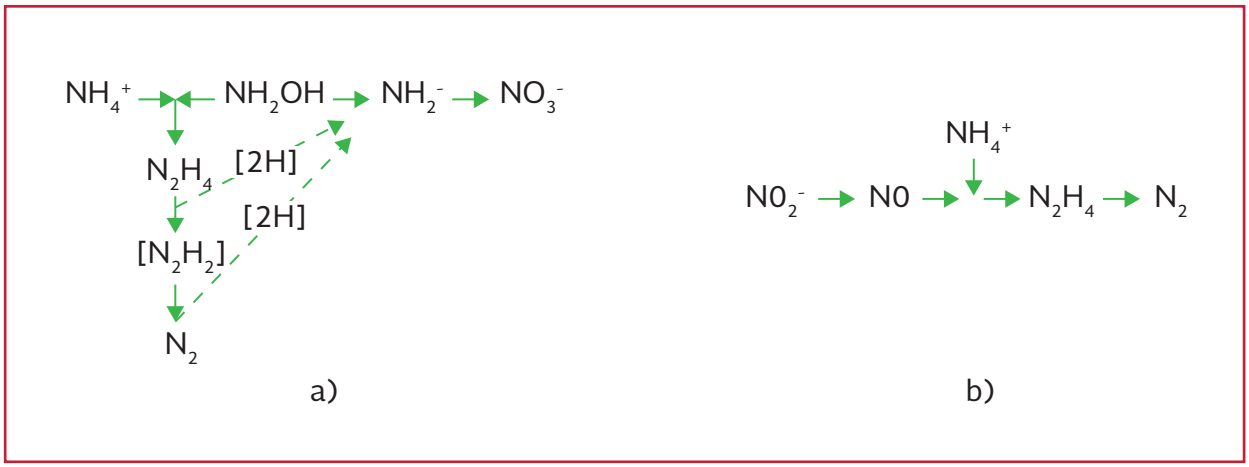
Ecuación 2.32

Pocos años después del descubrimiento del proceso ANAMMOX, van de Graaf *et al.*, (1997) propusieron una posible ruta metabólica para el proceso (Ilustración 2.9a). Se sabe que la hidracina (N_2H_4) y la hidroxilamina (NH_2OH) son algunos intermediarios del proceso (van de Graaf *et al.*, 1997; Schalk *et al.*, 1998). Strous *et al.*, (2006) propusieron una ruta involucrando al óxido nítrico (NO) como intermediarios en lugar de la hidroxilamina, como se había asumido previamente (Ilustración 2.9b).

Entre los factores que se han identificado como los más relevantes para alcanzar el desarrollo de los organismos ANAMMOX que permitan la operación estable en su aplicación industrial se encuentran: la temperatura, el pH, concentraciones de nitrito y amonio, ciertos componentes inhibidores y el oxígeno.

La temperatura óptima de operación se ha establecido en 40°C, y para temperaturas menores o iguales a 10°C no se ha detectado actividad en estos organismos. El rango de pH óptimo se encuentra entre 6.7-8.3, aunque se ha llegado a detectar actividad incluso a valores de pH de 9.0. Las formas no ionizadas de amonio (amoniaco, NH_3) y nitrito (ácido nitroso, HNO_2) han sido identificadas como posibles inhibidores de

Ilustración 2.9 Posibles rutas metabólicas para el proceso de oxidación anaerobia de amonio (ANAMMOX)



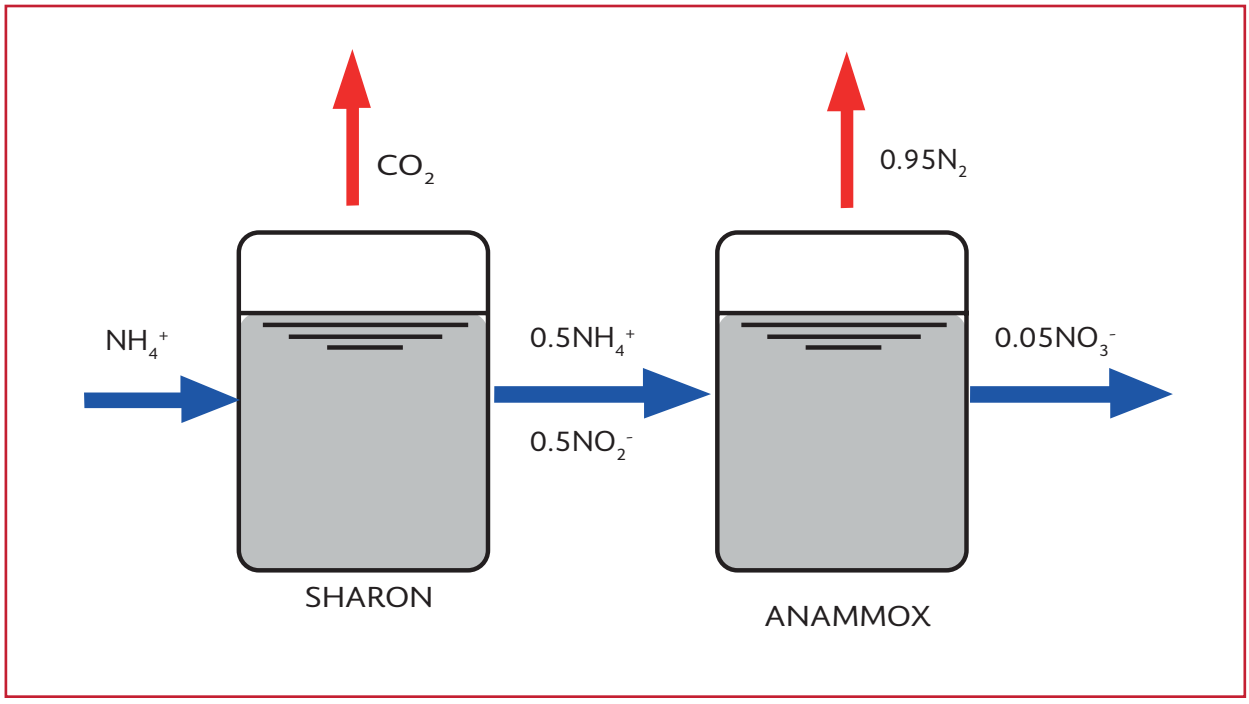
los organismos ANAMMOX. El efecto de la inhibición depende de las especies de microorganismos involucrados, el período de exposición y la aclimatación. Asimismo, la presencia y concentración de ciertos antibióticos, sulfuros y materia orgánica pueden ocasionar la pérdida de la actividad bacteriana (Cervantes, 2009).

Según van de Graaf *et al.*, (1997) el oxígeno inhibe completamente la actividad de los organismos ANAMMOX, aunque esta inhibición resultó ser reversible. No obstante, Sliekers *et al.*, (2002) demostraron que aunque la actividad de los organismos ANAMMOX desciende en presencia del oxígeno es posible alcanzar la remoción completa del nitrógeno de las aguas residuales mediante el desarrollo de los organismos AOB y los organismos ANAMMOX. En este caso, el desarrollo de los organismos ANAMMOX se debe al gradiente de oxígeno en la biopelícula o el flóculo formado, que permite la existencia de zonas anóxicas en el interior de éstos.

Nitrificación parcial combinada con oxidación anaerobia de amonio (SHARON-ANAMMOX)

Como se comentó anteriormente, la aplicación del proceso de oxidación anaerobia de amonio o ANAMMOX requiere de un proceso de nitrificación parcial previo. La combinación de estos procesos puede realizarse mediante el acoplamiento de dos reactores independientes en serie o un único reactor. La disposición del sistema en reactores independientes permite una mayor flexibilidad de operación debido a que cada proceso puede ser controlado de manera independiente, obteniendo así una mayor estabilidad de operación y calidad del efluente (van Dongen *et al.*, 2001). Por otro lado, mediante la operación combinada del proceso en un único reactor se obtienen altas velocidades de eliminación de nitrógeno por unidad de volumen, por lo que se requiere menos espacio para su construcción.

Ilustración 2.10 Combinación de los procesos de nitrificación parcial y oxidación anaerobia de amonio en reactores independientes: SHARON y ANAMMOX



A continuación se describen las características de la combinación del proceso de nitrificación parcial con el proceso ANAMMOX en dos reactores independientes y en un único reactor.

Combinación de los procesos de nitrificación parcial y ANAMMOX en dos reactores independientes

La combinación de los procesos de nitrificación parcial y ANAMMOX consiste en que sólo el 50 por ciento del amonio (nitrificación parcial) que contiene el agua residual sea oxidado a nitrito. Este primer paso suele llevarse a cabo mediante la aplicación de la tecnología SHARON. Posteriormente, el efluente del reactor SHARON es dirigido hacia el segundo reactor para llevar a cabo la oxidación anaerobia del amonio restante, mediante la acción de los microorganismos ANAMMOX. En la Ilustración 2.10 se encuentra representada la combinación de los procesos SHARON y ANAMMOX en reactores independientes en serie.

Combinación de los procesos de nitrificación parcial y ANAMMOX en un único reactor

La remoción de nitrógeno de las aguas residuales por la combinación de los procesos SHARON-ANAMMOX en un único reactor es una alternativa eficiente frente a la eliminación convencional del nitrógeno vía nitrato, debido a que supone un ahorro de costos, especialmente para el tratamiento de aguas residuales que contienen altas concentraciones de nitrógeno amoniacal y carecen de materia orgánica. Este proceso es realizado por organismos autótrofos que requieren de pequeñas cantidades de oxígeno, lo que supone un ahorro de energía (menos costos de aireación) y, dependiendo del tipo de sistema empleado y su configuración, puede llegar a suponer un ahorro de espacio debido a lo compacto que resulta este tipo de tecnologías. El consumo de oxígeno es un 63 por ciento menor y la necesidad de una fuente de carbono orgánico es inexistente (ahorro del 100 por ciento) en comparación con un proceso convencional (Kuai & Verstraete, 1998).

Cuando la operación se lleva a cabo en un único reactor, el funcionamiento del proceso consiste en airear de manera continua el reactor, asegurando concentraciones bajas de oxígeno disuelto; de esta manera se consigue que los organismos amonioxidantes (AOB) se sitúen en la parte externa de la biopelícula. Conforme los microorganismos crecen, el espesor de la biopelícula aumenta, ocasionando que el oxígeno se consuma antes de que pueda penetrar en el interior de la misma. Por tanto, si la biopelícula permanece estable, las condiciones anóxicas en las zonas próximas a la superficie del medio de soporte o interior del flóculo permitirán el desarrollo de los organismos ANAMMOX (Sliekers *et al.*, 2002; van Loosdrecht & Salem, 2005).

Tal y como se acaba de indicar, conseguir mantener concentraciones de oxígeno bajas es totalmente necesario para el desarrollo de ambos grupos de microorganismos. La ruta del nitrito en este tipo de sistemas se ve favorecida como consecuencia de la mayor afinidad por el oxígeno que tienen los organismos AOB frente a los organismos NOB. Además, el crecimiento de los organismos NOB se ve limitado como consecuencia de la competencia por el sustrato (NO_2^-) entre éstos y los organismos ANAMMOX bajo condiciones limitadas de OD (Cervantes, 2009). Como ejemplos de esta aplicación tecnológica se encuentran el proceso CANON (Sliekers *et*

al., 2002) y el proceso OLAND (Pynaert *et al.*, 2003), que se diferencian entre sí básicamente en la configuración del reactor.

Bioaumentación de organismos nitrificantes (Proceso BABE)

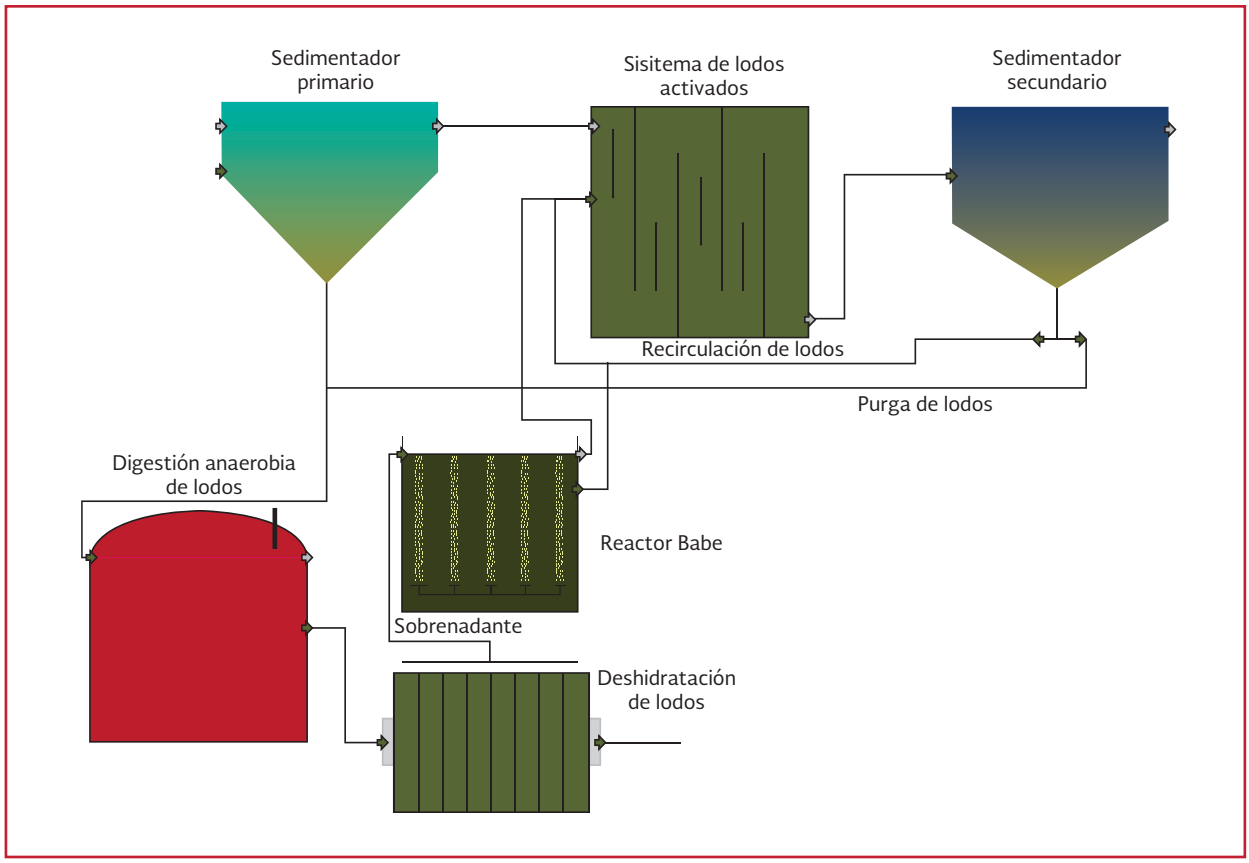
Los procesos de bioaumentación de organismos nitrificantes se basan en el desarrollo de biomasa nitrificante "in situ" a partir de la combinación de la corriente de sobrenadante de la digestión de lodos y de la corriente de recirculación de lodos en un reactor o sistema de reactores independientes. De esta manera se favorece el crecimiento y la agregación de las bacterias nitrificantes en flóculos, lo que previene que sean depredadas por protozooarios y favorece su permanencia en el sistema una vez el lodo es sedimentado y recirculado nuevamente (Salem *et al.*, 2003). Mediante la utilización de corrientes secundarias generadas en la propia PTAR se incrementa el crecimiento de organismos nitrificantes afines a las características del agua residual afluente al proceso. Inicialmente se planteó la idea de alimentar el sistema de lodos activados con una corriente enriquecida con organismos nitrificantes cultivados externamente. Sin embargo, el crecimiento de bacterias en cultivos en suspensión puede no tener los resultados deseados debido a la depredación por parte de protozooarios una vez la corriente se integre en la línea de aguas de la PTAR (van Loosdrecht & Salem, 2005), además las bacterias introducidas podrían no ser de las especies de organismos nitrificantes óptimos para la PTAR especifica.

Es importante destacar que este tipo de tecnologías no se enfocan sólo en aumentar el crecimiento de organismos AOB, sino que buscan obtener la oxidación de amonio a nitrato. El potencial tóxico del nitrito y el ácido nitroso para el resto de microorganismos involucrados en la depuración de aguas, así como para las especies presentes en los ecosistemas receptores de agua residual, hacen que la acumulación de nitrito en la línea principal de agua de la PTAR no sea conveniente (van Loosdrecht & Salem, 2005).

La aplicación de este tipo de tecnología es especialmente interesante en plantas de tratamiento construidas que se encuentran al límite de su capacidad, y requieran optimizar su funcionamiento en términos de eliminación de nitrógeno. Se aplica cuando el tiempo de retención de sólidos aerobio es insuficiente para llevar a cabo el proceso de nitrificación, y además, se puede utilizar también para mejorar el proceso de desnitrificación mediante el incremento del tiempo de retención de sólidos anóxico a expensas de la reducción del tiempo de retención de sólidos aerobio. Asimismo, la introducción de un proceso de bioaumentación de organismos nitrificantes en el diseño de una nueva PTAR permite el dimensionamiento de sistemas de menor tamaño.

En la Ilustración 2.11 se presenta el diagrama de flujo de una PTAR con bioaumentación de organismos nitrificantes en el sistema BABE (Bio-Augmentation Batch Enhanced). Los resultados prácticos de la implementación a escala industrial de la tecnología BABE plantean que el efecto de la acumulación de bacterias nitrificantes mejora el rendimiento de remoción de nitrógeno en un sistema de lodos activados hasta en un 60 por ciento (van Loosdrecht & Salem, 2005), y se reduce en un 50 por ciento la superficie necesaria en comparación con sistemas convencionales de nitrificación y desnitrificación (Salem *et al.*, 2003).

Ilustración 2.11 Planta de tratamiento de aguas residuales con bioaumentación de organismos nitrificantes BABE



Recuperación de energía vía descomposción de N_2O-Proceso CANDO®

El proceso CANDO® (Coupled Aerobic-anoxic Nitrous Descomposition Operation) por sus siglas en ingles, es una tecnología desarrollada por la Universidad de Standford de remoción de nitrógeno en aguas residuales, con una subsecuente recuperación de energía mediante la oxidación de óxido nitroso. Este proceso involucra tres etapas: 1) oxidación del amonio a nitrito (nitrificación parcial), 2) reducción de nitrito a óxido nitroso y 3) descomposición/combustión del óxido nitroso con oxígeno o metano (generado en un sistema de digestión anaerobia) para la recuperación de energía (Scherson *et al.*, 2014). Está tecnología se encuentra en etapa de evaluación, sin embargo, promete un importante aprovechamiento de energía a partir de la remoción de nitrógeno en aguas residuales.

Ejemplo de diseño de sistema anóxico/aerobio (pre-desnitrificación)

Se desea diseñar un sistema de pre-desnitrificación para el tratamiento de un agua residual con un caudal promedio de 9 820 $m^3 \cdot d^{-1}$ (114 $L \cdot s^{-1}$), una concentración de DBO y NTK del efluente del sedimentador primario de 341 y 40 $mg \cdot L^{-1}$ respectivamente. Dimensionar la zona anóxica y aerobia para alcanzar una concentración de DBO y $N\text{-}NH_4$ en el efluente del sistema de 6 y 0.5 $mg \cdot L^{-1}$ respectivamente. El diagrama de flujo de este sistema de presenta en la Ilustración 2.1. En la Tabla 2.15 se presentan los parámetros de diseño del sistema.

Tabla 2.15 Parámetros de diseño-ejemplo sistema anóxico/aerobio

Características del agua residual	
DBO afluente, S_0 ($mg \cdot L^{-1}$)	239
DBO efluente, S_e ($mg \cdot L^{-1}$)	6
DQO/ DBO	1.8
Nitrógeno Total Kjeldahl afluente, NTK_{afl} ($mg \cdot L^{-1}$)	40
Concentración de $N\text{-}NH_4$ en el afluente, N_a ($mg \cdot L^{-1}$)	25
Concentración de $N\text{-}NH_4$ en el efluente, N_e ($mg \cdot L^{-1}$)	0.5
Concentración de $N\text{-}NO_3$ en el efluente, NO_e ($mg \cdot L^{-1}$)	6
Alcalinidad del afluente, Alc_a ($g\ CaCO_3 \cdot m^{-3}$)	150
Fracción de la DQO del afluente fácilmente biodegradable (f_{fb}), típicamente 8-25 por ciento (Metcalf & Eddy, 2003)	0.25
SST_0 ($mg \cdot L^{-1}$)	90
SSV_0 ($mg \cdot L^{-1}$)	70
SSV/ SST	0.77
SSV_{nb} ($mg \cdot L^{-1}$)	30
Temperatura (° C)	24
Coeficientes cinéticos y relaciones (Con base en Tabla 2.5 a Tabla 2.8)	
Coeficiente de rendimiento de bacterias heterótrofas, Y ($mg\ SSV \cdot mg^{-1}$ DBO)	0.5
Coeficiente de rendimiento de bacterias nitrificantes, Y_n ($mg\ SSV \cdot mg^{-1}\ N\text{-}NH_4$)	0.15
Coeficiente de decaimiento endógeno para bacterias heterótrofas a T=20 °C, k_d (d^{-1})	0.14
Velocidad máxima de crecimiento específico de bacterias nitrificantes a T=20 °C, μ_{nm} ($g\ SSV \cdot g^{-1}\ SSV \cdot d^{-1}$)	0.80
Coeficiente de saturación para N a T=20 °C, k_n ($mg \cdot L^{-1}$)	0.80
Coeficiente de decaimiento endógeno de las bacterias nitrficantes a T=20 °C, k_{dn} ($g\ SSV \cdot g^{-1}\ SSV \cdot d^{-1}$)	0.1
Coeficiente de saturación para el OD a T=20 °C, k_o ($mg \cdot L^{-1}$)	0.6
Fracción de la masa celular que permanece como residuo celular, f_d (adimensional)	0.15
Relación $DQO_{fb}/N\text{-}NO_3$ que son consumidos, $g\ DQO_{fb} \cdot g^{-1}\ N\text{-}NO_3$	5.2
Parámetros de diseño (Con base en Tabla 2.4)	
X_{SSLM} ($mg \cdot L^{-1}$)	3500
X_{SSVLM}/ X_{SSLM}	0.77
Concentración de oxígeno disuelto en el tanque aerobio, OD ($mg \cdot L^{-1}$)	2

A continuación se presentan las cálculos para el diseño del sistema anaerobio/anóxico/aerobio.

Zona aerobia

1) Determinación del TRS en el tanque aerobio (zona de nitrificación)
   a) Determinación del crecimiento específico para las bacterias nitrificantes

- Corrección por temperatura de los coeficientes cinéticos

$$\mu_{nm,24\,°C} = (0.80\ g\ SSV \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1})(1.07)^{24-20} = \\ = 1.05\ g\ SSV \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}$$

$$k_{n,24\,°C} = (0.80\ mg \cdot L^{-1})(1.053)^{24-20} = \\ = 0.98\ mg \cdot L^{-1}$$

$$k_{dn,24\,°C} = (0.1\ g\ SSV \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1})(1.04)^{24-20} = \\ = 0.12\ g\ SSV \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}$$

$$\mu_n = \left[\frac{(1.05\, g\, SSV \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1})(0.5\, mg \cdot L^{-1})}{0.98\, mg \cdot L^{-1} + 0.5\, mg \cdot L^{-1}}\right]$$
$$\left(\frac{2\, mg \cdot L^{-1}}{0.5\, mg \cdot L^{-1} + 2\, mg \cdot L^{-1}}\right) - 0.12\, g\, SSV.g^{-1} SSV \cdot d^{-1}$$

$$\mu_n = 0.16\, g\, SSV \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}$$

b) Cálculo del TRS de diseño

$$TRS_{teórico} = \frac{1}{0.16\, g\, SSV \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}} = 6.1\, d$$

$$TRS_{diseño} = 1.5 \times 6.1\, d = 9.2\, d$$

2) Determinación del volumen del reactor aerobio

a) Cálculo de la producción diaria de SST ($P_{X,SST}$). Se asume que NO_x = 80 por ciento NTK ya que no se puede realizar el balance de nitrógeno

$$NO_x = (40\, g \cdot m^{-3})(0.8) = 32\, g \cdot m^{-3}$$

- También, es necesario corregir por temperatura el coeficiente k_d de las bacterias heterótrofas con un valor de θ 1.04

$$k_{d,T} = k_{d,20\,°C}\, \theta^{T-20}$$

$$k_{d,24\,°C} = 0.14(1.04)^{24-20} = 0.16\, d^{-1}$$

$$P_{X,SST} = 532\,781 + 117\,638 + 3\,163 + 294\,600 + \\ + 196\,400 = 1\,144\,582\, g\, SST \cdot d^{-1} = \\ = 1144.6\, kg\, SST \cdot d^{-1}$$

$$V_{ae} = \frac{(1\,144\,582\, g\, SST \cdot d^{-1})(9.2\, d)}{(3500\, g \cdot m^{-3})} = \\ = 3\,008.6\, m^3 \approx 3\,009\, m^3$$

b) Verificación del TRH en el tanque aerobio

$$TRH = \frac{3009\, m^3}{9820\, m^3 \cdot d^{-1}} = 0.306\, d \approx 7.5\, h$$

El TRH en el tanque aerobio está dentro de los valores típicos de un proceso anóxico/aerobio.

3) Determinación del caudal y del porcentaje de recirculación de lodo:

$$X_{SSVLM} = (0.77)(4000\, g \cdot m^{-3}) = 3080\, g \cdot m^{-3}$$

Se seleccionó una concentración de $SSTl_{.sed}$ de 12 000 g·m^{-3}; por lo tanto, los $SSV_{l.sed}$ son:

$$X_{SSVLM} = (0.77)(12\,000\, g \cdot m^{-3}) = 9\,240\, g \cdot m^{-3}$$

$$Q_r = \frac{(3080\, g \cdot m^{-3})(9820\, m^3 \cdot d^{-1})}{(9240\, g \cdot m^{-3}) - (3080\, g \cdot m^{-3})} = 4910\, m^3 \cdot d^{-1}$$

$$P_{X,SST} = \frac{(9820\, m^3 \cdot d^{-1})(0.5\, g \cdot g^{-1})[(234-6) g \cdot m^{-3}]}{1 + (0.16\, d^{-1})(9.2\, d)} \frac{1}{0.85} + \\ + \frac{(0.15)(0.16\, d^{-1})(9820\, m^3 \cdot d^{-1})(0.5\, g \cdot g^{-1})[(234-6) g \cdot m^{-3}](9.2\, d)}{1 + (0.16\, d^{-1})(9.2\, d)} \frac{1}{0.85} + \\ + \frac{(9820\, m^3 \cdot d^{-1})(0.15\, g \cdot g^{-1})(32\, g \cdot m^{-3})}{1 + (0.12\, d^{-1})(9.2\, d)} (012.\, d^{-1}) \frac{1}{0.85} + \\ + (9820\, m^3 \cdot d^{-1})(30\, g \cdot m^{-3}) + (9820\, m^3 \cdot d^{-1})[(90-70) g \cdot m^{-3}]$$

$$Por\ ciento\ R = \frac{4910\ m^3 \cdot d^{-1}}{9820\ m^3 \cdot d^{-1}} \times 100$$

$$Por\ ciento\ R = 50$$

El porcentaje de recirculación de lodo en un sistema anóxico/aerobio es del 25-100 por ciento.

4) Determinación de la cantidad de nitrógeno oxidado a nitratos (NO_x)

$$P_{X,bio} = \frac{(9820\ m^3 \cdot d^{-1})(0.5\ g \cdot g^{-1})[(234-6)g \cdot m^{-3}]}{1+(0.16\ d^{-1})(9.2\ d)} +$$
$$+ \frac{(0.15)(0.16\ d^{-1})(9820\ m^3 \cdot d^{-1})(0.5\ g \cdot g^{-1})[(234-6)g \cdot m^{-3}](9.2\ d)}{1+(0.16\ d^{-1})(9.2\ d)} +$$
$$+ \frac{(9820\ m^3 \cdot d^{-1})(0.15\ g \cdot g^{-1})(32\ g \cdot m^{-3})}{1+(0.12\ d^{-1})(9.2\ d)}(0.12\ d^{-1})$$

$$P_{X,bio} = 452\,864 + 99\,992 + 2\,689 = 555\,545\ g\ SSV \cdot d^{-1}$$

$$NO_x = (40\ g \cdot m^{-3}) - (0.5\ g \cdot m^{-3}) -$$
$$- \frac{0.12(555\,545\ g\ SSV \cdot d^{-1})}{(9820\ m^3 \cdot d^{-1})} = 32.4\ g \cdot m^{-3}$$

5) Determinación del requerimiento teórico de oxígeno (R_0) en kg·d^{-1}, para la degradación de la materia orgánica y la nitrificación

$$R_0 = (9820\ m^3 \cdot d^{-1})[(234-6)g \cdot m^{-3}] -$$
$$- 1.42(555\,545\ g\ SSV \cdot d^{-1}) +$$
$$+ 4.33(9820\ m^3 \cdot d^{-1})(32.4\ g \cdot m^{-3})$$

$$R_0 = 2\,827\,753.5\ g\ O_2 \cdot d^{-1} \approx 2\,828\ kg\ O_2 \cdot d^{-1}$$

6) Cálculo del flujo de aire requerido, asumiendo que el aire contiene un 23.3 por ciento de oxígeno y el aire tiene un peso específico de 1.2 kilogramos por metro cúbico

$$Q_{aire\ teórico} = \frac{2\,828\ kg\ O_2}{0.232\,(1.2\ kg \cdot m^{-3})} = 10\,158\ m^3 \cdot d^{-1}$$

$$Q_{aire} = \frac{10\,158\ m^3 \cdot d^{-1}}{0.07} = 145\,115\ m^3 \cdot d^{-1}$$

7) Cálculo de la alcalinidad que es utilizada en el proceso de nitrificación, tomando en cuenta que se consumen 7.14 g $CaCO_3$ por g N-NH_4. Sabiendo que en el afluente se tienen 25 gramos de nitrógeno amoniacal por metro cúbico

$$Alc_{nitrificación} = 7.14 \frac{g\ CaCO_3}{g\ N-NH_4}(25\ g\ N-NH_4 \cdot m^{-3}) =$$
$$= 178.5\ g\ CaCO_3 \cdot m^{-3}$$

Zona anóxica

8) Determinación de la biomasa activa (X_b) en el tanque anóxico

$$X_b = \left[\frac{(9820\ m^3 \cdot d^{-1})(9.2\ d)}{3009\ m^3}\right]$$
$$\left[\frac{(0.4\ g \cdot g^{-1})[(234-6)g \cdot m^{-3}]}{1+(0.16\ d^{-1})(9.2\ d)}\right] = 1\,108\ g \cdot m^{-3}$$

9) Cálculo de la recirculación interna (RI) en decimales

$$RI = \frac{32.4\ g \cdot m^{-3}}{6\ g \cdot m^{-3}} - 1 - 0.5 = 3.9$$

10) Determinación de la cantidad de N-NO_3 alimentados al tanque anóxico

$$Flujo\ al\ tanque\ anoxico = (3.9)(9820\ m^3 \cdot d^{-1}) + \\ + (0.5)(9820\ m^3 \cdot d^{-1}) = 43\,208\ m^3 \cdot d^{-1}$$

$$NO_x\ alimentado = (43\,208\ m^3 \cdot d^{-1}) + \\ + (0.5)(9820\ m^3 \cdot d^{-1}) = 43\,208\ m^3 \cdot d^{-1}$$

11) Determinación del volumen del tanque anóxico. Se seleccionó un TRH de 1.5 horas

$$V_{anox} = (1.5\ h)\left(\frac{1\ d}{24\ h}\right)(9820\ m^3 \cdot d^{-1}) = 614\ m^3$$

12) Determinación de la relación alimento/microorganismo de la zona anóxica (A/M_b)

$$A/M_b = \frac{(9820\ m^3 \cdot d^{-1})(234\ g \cdot m^{-3})}{(1108\ g \cdot m^{-3})(614\ m^3)} = \\ = 3.38\ g\ DBO \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}$$

13) Determinación de la tasa específica de desnitrificación (SDNR) en g NO_3^- ·g^{-1} SSV·d^{-1}. Con base en la Ilustración 2.2, la relación A/M_b calculada y la fracción de la DQO del afluente fácilmente biodegradable.

$$SDNR_{20°C} = 0.36\ g\ NO_3^- \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}$$

$$SDNR_{24°C} = 0.36 \times 1.026^{24-20} = \\ = 0.4\ g\ NO_3^- \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}$$

14) Cálculo de la cantidad de N-NO_3 que pueden ser reducidos en el tanque anóxico diseñado

$$NO_r = (614\ m^3)(0.4\ g\ NO_3^- \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}) \\ (1108\ g \cdot m^{-3}) = 272\,125\ g \cdot d^{-1}$$

Como NO_r es 5 por ciento mayor que NO_x alimentado, se acepta el TRH seleccionado.

15) Determinación de la tasa específica de desnitrificación observada ($SDNR_{obs}$)

$$SDNR_{obs} = (0.4\ g\ NO_3^- \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}) \\ \left(\frac{1108\ g \cdot m^{-3}}{9820\ g \cdot m^{-3}}\right) = 0.045\ g\ NO_3^- \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}$$

16) Cálculo del O_2 suplementado por la reducción de los nitratos en la zona anóxica:

$$O_{2dn} = 2.86 \frac{g\ O_2}{g\ N - NO_3}\left[\frac{(32.4\ g \cdot m^{-3} - 6\ g \cdot m^{-3})}{1000}\right] \\ (9820\ m^3 \cdot d^{-1}) = 741.5\ kg\ O_2 \cdot d^{-1}$$

- Corrección al requerimiento teórico de oxígeno (R_0) debido al oxígeno suplementado por la desnitrificación

$$O_2\ neto\ requerido = 2\,828\ kg\ O_2 \cdot d^{-1} - \\ - 741.5\ kg\ O_2 \cdot d^{-1} = 2087\ kg\ O_2 \cdot d^{-1}$$

- El paso de la determinación del flujo de aire requerido en el tanque de aireación es realizado nuevamente con el valor del O_2 neto requerido calculado

$$Q_{aire\ teórico} = \frac{2087\ kg\ O_2 \cdot d^{-1}}{0.232\,(1.2\ kg \cdot m^{-3})} = 7\,496.4\ m^3 \cdot d^{-1}$$

$$Q_{aire} = \frac{7\,496.4\ m^3 \cdot d^{-1}}{0.07} = 107\,091.4\ m^3 \cdot d^{-1}$$

17) Determinación del requerimiento de potencia del sistema de mezclado en el reactor anóxico.

$$P = (614\,m^3)\left[\frac{10\,kW}{10^3\,m^3}\right] = 6.14\,kW$$

2.3.3 Procesos con biomasa inmovilizada

Los sistemas de tratamiento con biomasa inmovilizada pueden ser utilizados para la remoción biológica de materia orgánica y nitrógeno (nitrificación-desnitrificación) en aguas residuales.

Actualmente, los sistemas de biomasa fija han sido aplicados variando su configuración y condiciones de operación. Con lo cual, han mostrado ventajas sobre el resto de los sistemas biológicos de tratamiento. Por ello, han sido utilizados ampliamente para el tratamiento de aguas residuales municipales e industriales. Entre las principales ventajas de estos sistemas son:

- Incremento de la concentración de biomasa en el sistema
- Altas tasas de conversión de sustrato debido a las altas concentraciones de microorganismos
- Independencia del lavado del sistema, dado que la operación del reactor es independiente de las restricciones físico-biológicas de la tasa de crecimiento
- Menores volúmenes de los reactores
- Baja susceptibilidad a las sobrecargas (temperatura, inhibidores)
- Posible eliminación de sedimentadores o procesos de separación

Fundamentos teóricos de los procesos

En los procesos de biomasa fija, los microorganismos forman una biopelícula sobre un lecho, disco u otro material de soporte, tal como piedras, cintas o materiales plásticos, sobre el cual es aplicada el agua residual. La biopelícula se puede definir como una delgada capa compuesta de una numerosa y diversa población de organismos vivos en la que se incluyen bacterias, protozoarios, rotíferos, algas, hongos, gusanos y larvas de insectos, los cuales oxidan a los compuestos orgánicos e inorgánicos del agua residual incorporándolos en su metabolismo.

En los reactores de biomasa fija, o simplemente reactores de biopelícula, se encuentran:

- Filtros percoladores
- Discos biológicos rotatorios (biodiscos)
- Reactores de lecho fijo
- Reactores de lecho móvil

Formación de la biopelícula

En un reactor de biomasa fija, la biopelícula se forma rápidamente en presencia de materia orgánica y oxígeno, aunque frecuentemente la biopelícula no es visible hasta después de 5 días. El incremento de la remoción de materia orgánica después de 2 o 3 días se debe al rápido crecimiento de los microorganismos y a su actividad. La remoción de materia orgánica se estabiliza en un periodo de 7 a 10 días, a 20°C, sin embargo, la maduración de la biopelícula puede tomar varias semanas (WEF, 2000).

En pocas horas, la colonización inicial de la biopelícula resulta de la adhesión de bacterias gram negativas y flageladas. Las bacterias filamentosas forman parte de la biopelícula, quizá cuando los colonizadores iniciales adoptan una morfología diferente. La formación de la biopelícula se puede dividir en tres fases. En la primera fase una capa orgánica cubre la superficie que será colonizada. Esta capa orgánica aparece rápida-

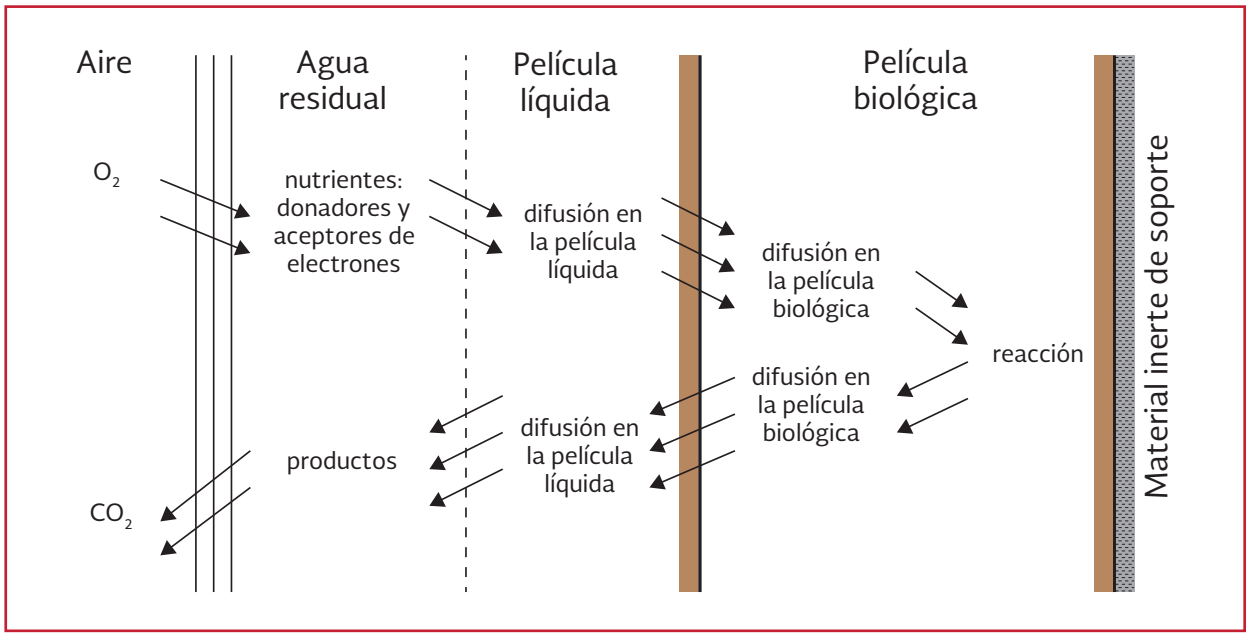
mente y por lo general el tipo de material de los medios de soporte no es un factor que afecte la formación de la biopelícula.

En la segunda fase las bacterias entran en contacto con la superficie por el movimiento browniano, por su propia movilidad o el transporte turbulento. La adsorción a la superficie del medio es reversible de modo que las células pueden separarse después. Durante esta fase la adsorción es controlada por las fuerzas de van der Waals y enlaces químicos. En la tercera fase se lleva a cabo una adhesión permanente irreversible en la cual las células producen exopolímeros extracelulares en la superficie para formar una matriz polisacárida que se extiende desde la superficie de las bacterias llamada glucocálix. Estos polisacáridos ayudan a fijar la biopelícula a la superficie del material de soporte, además existen orgánulos de fijación como fimbrias y pilis. El glucocálix está formado por manano, glucano, manosa, galactosa, xilosa, glucoproteínas, se piensa que son los mismos polímeros que aparecen en la biofloculación. El glucocálix sirve a los microorganismos para defenderse de predadores y de sustancias químicas, representando un ecosistema estable.

Cuando la biopelícula entra en contacto con el agua residual los nutrientes contenidos en ella se difunden a través de la película líquida que se forma sobre la biopelícula. De forma similar el oxígeno del aire se difunde a través de la biopelícula para junto con otros nutrientes, alcanzar la biopelícula en la cual se difundirán hasta las paredes celulares (Ilustración 2.12). Posteriormente los nutrientes son introducidos a la célula para ser utilizados generalmente por medio de reacciones redox. La célula expulsa los productos del metabolismo que ya no le son útiles, los cuales se difundirán, primero a través de la película líquida para quedar en suspensión o para ser arrojados al aire.

El crecimiento de la biopelícula se debe a la ingestión de sustancias como materia orgánica, oxígeno, elementos traza, los cuales son requeridos por la actividad biológica a través de la fase líquida que es la fuente de contacto. Estas sustancias chocan con la biopelícula y viajan a tra-

Ilustración 2.12 Difusión de oxígeno y nutrientes a la superficie de la biopelícula



vés de ella, por difusión molecular son ingeridos y metabolizados. Si las sustancias orgánicas son coloidales entonces no se difundirán directamente dentro de la biopelícula y tendrán que ser hidrolizadas a moléculas más sencillas para poder ser difundidas y metabolizadas (Shigehisa & Takane , 1994).

Como los microorganismos de la biopelícula consumen nutrientes y oxígeno, ellos se reproducen y la película aumenta en grosor (Ilustración 2.13). Cuando la biopelícula tiende a ser demasiado gruesa, el oxígeno disuelto se consume antes de que penetre hasta la base de la película, entonces empiezan a formarse condiciones anaerobias en la profundidad de la biopelícula. Esta parte de la biopelícula queda privada de nutrientes porque estos son metabolizados antes de que puedan llegar al fondo. Sin oxígeno, los microorganismos aerobios del interior de la biopelícula mueren y los microorganismos anaerobios predominan.

Las biopelículas en condiciones normales de operación tienen un espesor entre 0.25 y 10 mm dependiendo de su localización dentro del reactor. Aquellas superficies expuestas a una carga orgánica más alta tienen un espesor más grueso

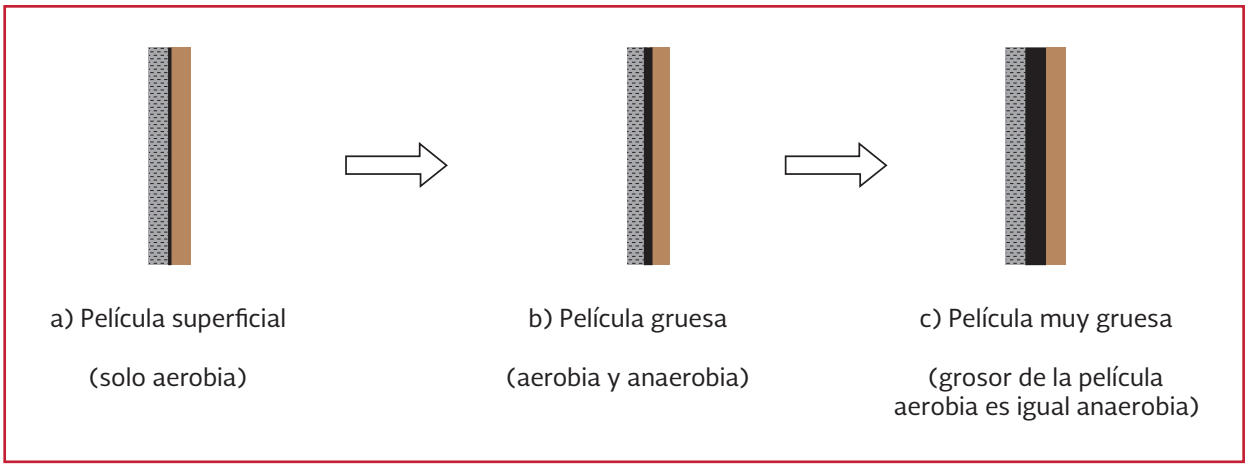
El contenido de materia orgánica influye en gran parte sobre la densidad y composición de la flora microbiana. Los parámetros principales que influyen en el desarrollo de la biopelícula son:

- Aireación
- Temperatura
- pH
- Material orgánico
- Nutrientes inorgánicos y sus combinaciones

La distribución de los microorganismos en la biopelícula depende de varios factores, incluyendo las características del agua residual, condiciones hidráulicas, ventilación y recirculación. La diversidad y densidad de organismos varía con la profundidad debido al cambio de sustrato disponible (WEF, 2000).

La biopelícula puede contener bacterias, hongos, algas y protozoarios. Las bacterias predominantes son aquellas que tienen la capacidad para desarrollar crecimientos zoogleales, donde las bacterias están agregadas a una matriz común que ellas mismas secretan donde viven en simbiosis (WEF, 2000). Los géneros más comunes son Achromobacterium, Alcaligenes, Flavobacterium, Pseudomonas y Zooglea.

Ilustración 2.13 Grosor de la película aerobia y anaerobia



También se pueden encontrar formas filamentosas como Sphaerotilus y bacterias nitrificantes (Nitrosomonas y Nitrobacter).

Los protozoarios y algunos metozoarios juegan un papel importante, algunos protozoarios como Vorticella y Carchosium contribuyen a la clarificación del efluente, mediante la depredación y floculación de bacterias libremente suspendidas. Los metozoarios también pueden ingerir bacterias libres, pero su principal función es la de alimentarse de la película microbiana, impidiendo su acumulación (WEF, 2000).

Configuración de los sistemas

Filtro percolador

El filtro percolador, o también llamado filtro rociador, es uno de los sistemas más antiguos para el tratamiento de aguas residuales. A pesar de esto, es sumamente efectivo y se pueden obtener eficiencias en la remoción de sólidos disueltos y de la DBO de un 70 a un 85 por ciento. Este filtro consiste en un recipiente, generalmente de geometría circular, que contiene un medio a través del cual el agua pueda fluir. El lecho o cama que atraviesa el agua, consiste de materiales diversos: originalmente y todavía hoy en día, se emplea como medio, rocas de forma circular de 1.5 a 5" de diámetro. Actualmente, con más frecuencia, se emplean otros medios como esferas de plástico, y otras partículas sintéticas de bajo peso específico, que proporcionan gran área superficial.

En el filtro percolador, se forma con el tiempo un medio biológico en el cual proliferan las bacterias y demás microorganismos que se encargan de consumir la materia orgánica que se desea remover del agua de tratamiento. Para que las condiciones sean aerobias, en el medio del filtro debe haber huecos y espacios suficientes que permitan que el aire pueda circular para proporcionar el oxígeno que requieren las bacterias y organismos aerobios. El agua que entra al filtro biológico, se distribuye proporcionalmente a lo largo de todo el medio, a través de un distribuidor rotatorio. El término de filtro biológico tal vez no sea muy apropiado ya que el sistema como tal no es un filtro, sino un medio a través del cual se favorece el contacto de las bacterias con el agua que contiene materia orgánica en solución. La masa de microorganismos que crece y prolifera en el medio estático que proporciona el medio del filtro biológico, eventualmente llega a ser tan grande y pesada que se desprende físicamente del medio que lo sostiene y es arrastrado por la corriente al fondo del recipiente del filtro, donde aparece junto con el efluente tratado. Para separar esta masa biológica del agua tratada, se requiere posteriormente de un sedimentador secundario.

La profundidad de los biofiltros varía en un rango grande, dependiendo principalmente del tipo de empaque empleado. Para filtros empacados con piedras las profundidades normales son de 1.8 a 2.4 m (Metcalf & Eddy, 2003). Para filtros empacados con medio sintético las profundidades varían de 1.5 a 10 metros.

Los filtros percoladores pueden ser empacados con roca o materiales sintéticos de diversas formas, su profundidad varía de 1 a 12 metros. Los dos parámetros que caracterizan el empaque son la superficie específica y el porcentaje de los espacios vacíos del lecho. Para los empaques con roca los valores típicos son: área superficial específica de 80-110 $m^2 \cdot m^{-3}$ y un porcentaje de

espacios vacíos de 45-55 por ciento (Ramalho S. , 1996).

En función de las cargas hidráulicas y orgánicas aplicadas los filtros se clasifican como de: baja, media y alta tasa. La carga hidráulica es el volumen total de líquido, incluyendo la recirculación, por unidad de tiempo y área del filtro ($m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$). La carga orgánica se expresa como los kilogramos de DBO por unidad de volumen del medio filtrante por unidad de tiempo ($kg \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$) (Metcalf & Eddy, 2003).

Los filtros de baja tasa se diseñan para cargas hidráulicas de 1- 4 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$ y cargas orgánicas de 0.07-0.22 kg $DBO \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$, mientras que los filtros de alta tasa con empaque de plástico son de 10-75 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$, con cargas orgánicas de 0.6 a 3.2 kilogramos de DBO por metro cúbico por día. Para filtros empacados con rocas las cargas son entre 10–40 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$, con cargas orgánicas de 0.4 a 2.4 kilogramos de DBO por metro cúbico por día. Sin embargo, se ha encontrado que no se generan obstrucciones a cargas hidráulicas de 4-10 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$ y cargas orgánicas de 0.24-0.48 kg $DBO \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$, siendo estos los filtros a carga intermedia (Metcalf & Eddy, 2003).

Nitrificación en filtros biológicos

Se han utilizado dos enfoques de diseño para llevar a cabo la nitrificación en filtros percoladores: 1) remoción combinada de DBO y nitrificación y 2) nitrificación terciaria.

En la remoción combinada de DBO y nitrificación, las bacterias heterótrofas desplazan a las bacterias nitrificantes por el área superficial debido a que tienen mayor tasa de crecimiento y mayores tasas de rendimiento biomasa/sustrato. La mayor parte del crecimiento de biomasa nitrificante ocurre solo después que la DBO soluble haya sido removida por debajo de 5 a 10 $mg \cdot L^{-1}$ (Harremöes, 1982). En la remoción combinada de DBO y nitrificación se utilizan cargas orgánicas volumétricas mucho menores que las aplicadas en remoción de DBO para proveer de área de medio adicional para las bacterias nitrificantes.

Para obtener una eficiencia de nitrificación del 90 por ciento, se recomienda una carga orgánica volumétrica menor a 0.08 kg $DBO \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$ utilizando rocas como medio de soporte (WEF, 2011). Se puede esperar un 50 por ciento de eficiencia de nitrificación a una carga orgánica volumétrica alrededor de 0.22 kilogramos por metro cúbico por día. Es necesario utilizar una carga orgánica superficial tan baja como 2 kg $DBO \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$ para obtener una remoción de nitrógeno amoniacal ≥ al 90 por ciento. Se ha observado que el incremento de la tasa de recirculación mejora el desempeño de la nitrificación.

Daigger *et al.*, 1994 encontraron que la oxidación de la DBO y nitrógeno amoniacal en filtro percoladores puede ser caracterizada mediante la tasa de oxidación volumétrica definida mediante la siguiente ecuación:

$$VOR = \frac{[S_0 + 4.6NO_x]Q}{V\left(\frac{10^3\, g}{1\, kg}\right)} \qquad \text{Ecuación 2.33}$$

Donde:

VOR = Tasa de oxidación volumétrica, $kg \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$

S_0 = Concentración de DBO en el afluente, $g \cdot m^{-3}$

NO_x = concentración de nitrógeno amoniacal del afluente oxidado, $g \cdot m^{-3}$

Q = Caudal del afluente, $m^3 \cdot d^{-1}$

V = volumen de empaque, m^3

Usando la Ecuación 2.33, se determinó la tasa volumétrica de nitrificación de tres plantas, resultando en un rango de 0.4 a 1.3 kilogramos por metro cúbico por día. El grado de nitrificación puede ser estimado con un valor de VOR asumido y la concentración de DBO del afluente.

La Ecuación 2.34 presenta la relación entre la tasa específica de nitrificación ($g \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$) y la relación DBO/NTK del afluente para sistemas con remoción combinada de DBO y nitrificación (WEF, 2000):

$$R_n = 0.82\left(\frac{DBO}{NTK}\right)^{-0.44} \qquad \text{Ecuación 2.34}$$

Donde:

R_n = Tasa específica de nitrificación, $g \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$

DBO/NTK = relación DBO/NTK del afluente, $g \cdot g^{-1}$

Pearce & Edwards (2011) propusieron un modelo para predecir la concentración de nitrógeno amoniacal del efluente en función de la carga hidráulica, de DBO y de nitrógeno amoniacal relativo al área superficial y temperatura.

$$N_e = 20.81(DBO_L)^{1.03}(N_L)^{1.52}(Iv)^{-036}(T)^{-0.12}$$

Ecuación 2.35

Donde:

N_e = Concentración promedio de nitrógeno amoniacal en el efluente, $mg \cdot L^{-1}$

DBO_L = Carga superficial específica de DBO, $g \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$

N_L = Carga superficial específica de $N\text{-}NH_4$, $g \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$

Iv = Carga hidráulica superficial específica, $L \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$

T = Temperatura del efluente del filtro, °C

Con respecto a la nitrificación terciaria, existen plantas de tratamiento con filtros percoladores con empaque plástico usados para la nitrificación después del tratamiento secundario. Las ventajas de la nitrificación terciaria son: 1) bajo consumo de energía, 2) operación simple y 3) desempeño estable.

En aplicaciones para nitrificación terciaria, muy poca DBO es alimentada al filtro percolador, desarrollando una biopelícula delgada que consiste en gran proporción de bacterias nitrificantes. La concentración de $N\text{-}NH_4$ en el efluente varía con las estaciones y puede ser < 1 $mg \cdot L^{-1}$ a temperaturas cálidas y <1 a 4 $mg \cdot L^{-1}$ a bajas temperaturas. Las cargas hidráulicas puede estar en el rango de 0.1 a 1 $L \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$ y es usado una recirculación para mantener el empaque mojado. Algunos sistemas de nitrificación terciaria han sido construidos sin un subsecuente sistema de separación sólido-líquido debido a la baja tasa neta de rendimiento de las bacterias nitrificantes. La Tabla 2.16 presenta las aplicaciones, cargas y calidad del efluente de filtros percoladores (Metcalf & Eddy, 2003).

Discos biológicos rotatorios

Los discos biológicos rotatorios o biodiscos han sido empleados recientemente para el tratamiento de varios tipos de aguas residuales, incluyendo las municipales. También, han sido

Tabla 2.16 Aplicaciones, cargas y calidad del efluente de filtros percoladores

Aplicación	Carga		Calidad del efluente	
	Unidad	Rango	Unidad	Rango
Tratamiento secundario	kg DBO·m^{-3}·d^{-1}	0.3-1	DBO, mg·L^{-1} SST, mg·L^{-1}	15-30 15-30
Remoción combinada de DBO y nitrificación	kg DBO·m^{-3}·d^{-1} g NTK·m^{-2}·d^{-1}	0.1-0.3 0.2-1	DBO, mg·L^{-1} $N\text{-}NH_4$, mg·L^{-1}	< 10 < 3
Nitrificación terciaria	g $N\text{-}NH_4$·m^{-2}·d^{-1}	0.5-2.5	$N\text{-}NH_4$, mg·L^{-1}	0.5-3
Remoción parcial de DBO	kg DBO·m^{-3}·d^{-1}	1-5-4	por ciento remoción DBO	40-70

usados para la remoción biológica de nutrientes involucrando condiciones aerobias y anóxicas, por lo cual se han desarrollado diferentes esquemas para este fin. Algunas de las aplicaciones de los biodiscos son:

- Remoción de materia orgánica
- Nitrificación
- Desnitrificación (pre-desnitrificación y post-desnitrificación)
- Nitrificación y desnitrificación acompañada de remoción de materia orgánica

Los biodiscos consisten en una serie de discos circulares de poliestireno o poletileno con diámetros comprendidos entre 3 a 4 metros. Estos discos se mantienen paralelos entre sí y unidos a un eje horizontal rotatorio que pasa a través de sus centros. Los ejes tienen longitudes de 7.5 m aproximadamente. El área superficial estándar de los biodiscos es de 9300 metros cuadrados. La superficie del disco es el medio en el cual crecen y proliferan los microorganismos en forma de biopelícula. Comúnmente, la mitad del disco está sumergido en el agua y la otra mitad se encuentra en el aire en forma alterna y cíclica, ya que los discos están girando continuamente. De esta manera, cuando las bacterias están en el aire tienen la posibilidad de captar el oxígeno que requieren para su metabolismo, mientras que cuando están en el seno del líquido, pueden alimentarse de la materia orgánica disuelta y nutrientes. Ocasionalmente, llegan a desprenderse flóculos biológicos, los cuales deben separarse en un posterior sedimentador secundario.

Los biodiscos pueden tener mayor rendimiento que los filtros biológicos debido a que presentan las siguientes características:

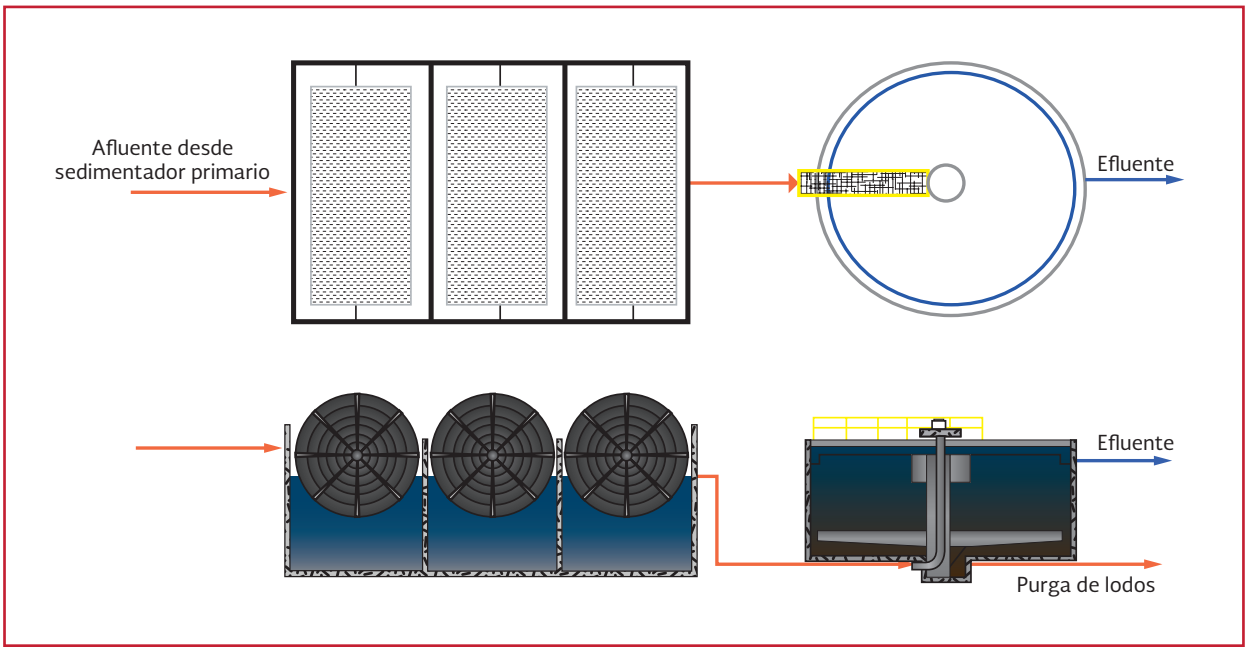
- Operan a menor carga orgánica (alimento/microorganismo)
- Operan a mayor TRS
- Presentan mejor control de cortos circuitos

En la Ilustración 2.14 se presenta un esquema de un biodisco y sedimentador secundario para el tratamiento de aguas residuales.

Los biodiscos pueden ser de dos tipos:

- Parcialmente sumergidos (40 por ciento) dentro del tanque contenedor de agua residual. Rotan lentamente entre 1-1.6 revoluciones por minuto (rpm). Generalmente se utiliza alguna fuerza mecánica para rotar los biodiscos. La Ilustración 2.15a muestra un esquema de este sistema
- Sumergidos (70-90 por ciento). En estos biodiscos es utilizado aire para proveer

Ilustración 2.14 Sistema de discos biológicos rotatorios y sedimentador secundario



oxígeno y rotación, las ventajas para este tipo de sistema es que reducen la carga sobre el eje y los rodamientos, además existe un mejor control de la biomasa por la agitación. En la Ilustración 2.15b es presentado un esquema de este sistema

Nitrificación en discos biológicos rotatorios

Como en los filtros biológicos, la nitrificación en los discos biológicos rotarios se puede llevar a cabo simultáneamente a la remoción de materia orgánica o de manera separada en otra etapa. En el caso de nitrificación separada, en la primera etapa del sistema se presenta la remoción de la materia orgánica, por lo que se desarrolla una biopelícula gruesa de bacterias heterótrofas. En las etapas subsecuentes, se presenta la nitrificación, debido al bajo contenido de DBO, aunado a la presencia de NH_4 y OD, induciendo el crecimiento de bacterias autótrofas nitrificantes que oxidan el amonio a nitritos y nitratos. El número de series depende del objetivo del tratamiento, se requieren de 2-4 etapas para la remoción de DBO y de más de 6 etapas para la realizar la nitrificación. Las etapas pueden ser utilizando bafles en un tanque simple o mediante el uso de tanques separados en serie. Una vez operado el sistema se promoverá al crecimiento biológico en diferentes grados y de etapa en etapa. El grado de desarrollo en cada etapa dependerá principalmente de la concentración orgánica soluble en cada etapa. En la Ilustración 2.16 se presentan dos esquemas de biodiscos multi-etapas para la remoción de materia orgánica y nitrificación.

Para el dimensionamiento de estos sistemas, inicialmente se usaba la carga hidráulica en $m^3 \cdot m^2 \cdot d$; recientemente, el criterio de diseño preferible es la carga orgánica por unidad de superficie del medio por día (kg $DBO_{total} \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$ o kg $DBO_{soluble} \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$); en el caso de la nitrificación, la carga de nitrógeno se expresa como kilogramo de NH_4 por metro cuadrado por día. La Tabla 2.17 presenta los principales criterios de diseño de sistemas de biodiscos para la remoción de materia orgánica y nitrificación (von

Ilustración 2.15 Disco biológico: a) parcialmente sumergido; b) sumergido

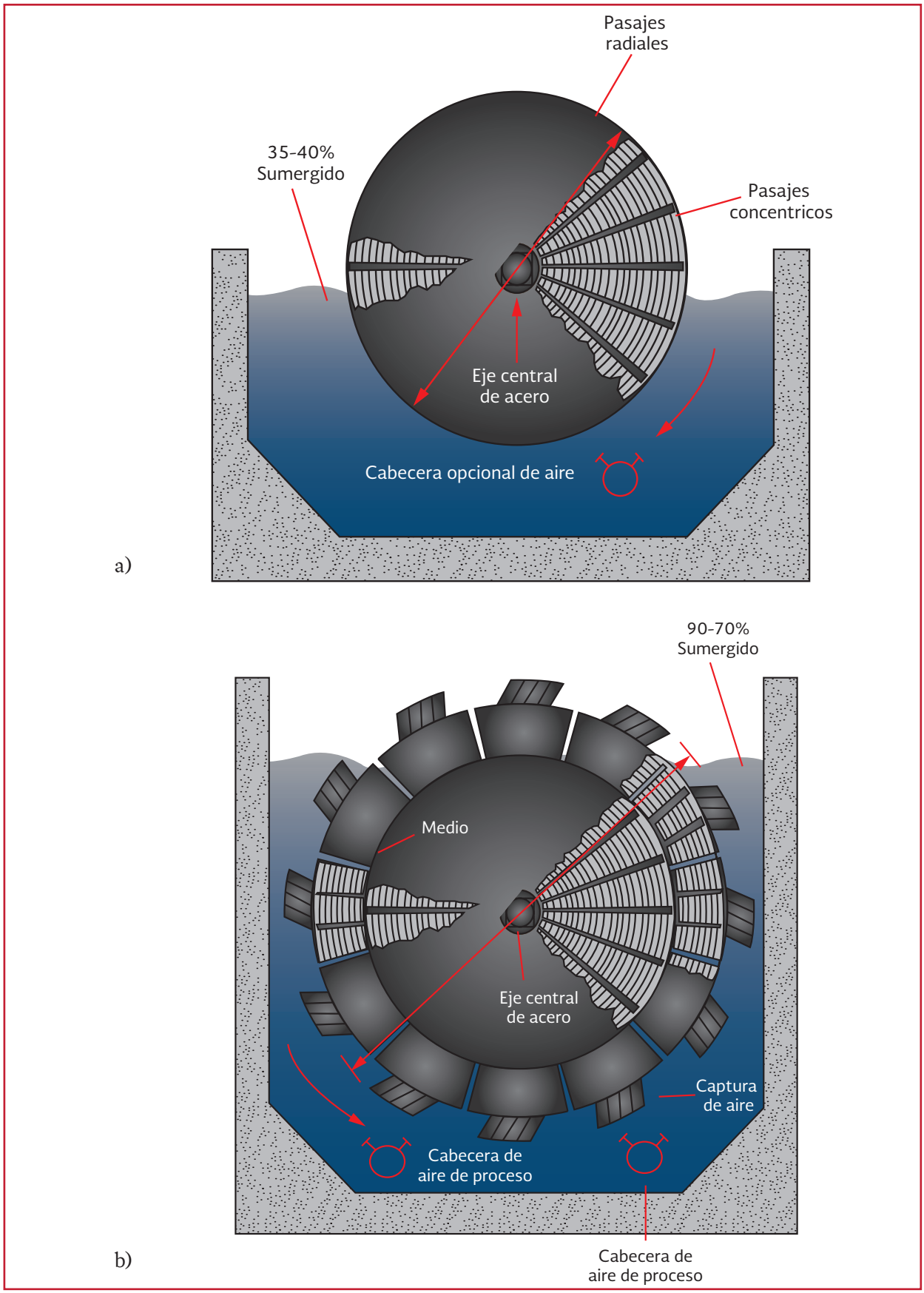


Ilustración 2.16 Sistema de biodiscos multi-etapas. a) sistema de biodiscos con eje perpendicular al flujo de agua; b) sistema de biodiscos con eje paralelo al flujo de agua

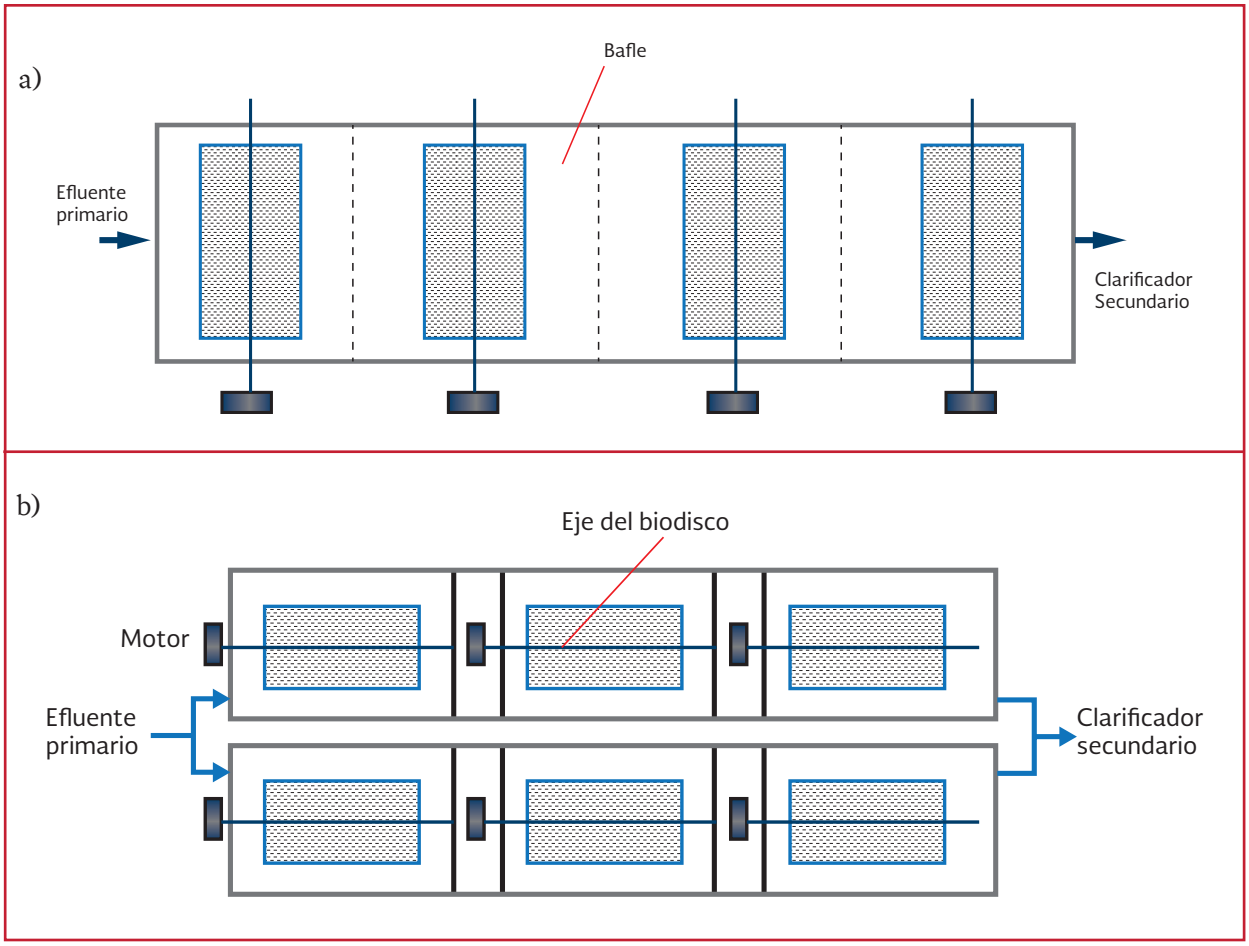


Tabla 2.17 Criterios de diseño para biodiscos para remoción de materia orgánica y nitrificación

Parámetro	Unidad	Objetivo del tratamiento		
		Remoción de DBO	Remoción de DBO con nitrificación	Nitrificación separada
Carga hidráulica	$m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$	0.08-0.16	0.03-0.08	0.04-0.1
Carga orgánica superficial	g $DBO_{soluble} \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$. g $DBO_{total} \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$.	3.7-9.8 9.8-17.2	2.4-7.3 7.3-14.6	0.5-1.5 1-2.9
Carga orgánica máxima en la 1era etapa	g $DBO_{soluble} \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$. g $DBO_{total} \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$	19-29 39-59	19-29 (14*) 39-59 (30*)	-
Carga de $N\text{-}NH_4$	g $N\text{-}NH_4 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$.	-	0.7-1.5	1-2
Tiempo de retención hidráulico	h	0.7-1.5	1.5-4	1.2-2.9
Efluente DBO	$mg \cdot L^{-1}$.	15-30	1.5-4	1.2-2.9
Efluente $N\text{-}NH_4$	$mg \cdot L^{-1}$.	-	<2	<2

Sperling & de Lemos Chernicharo, 2005). En la Tabla 2.18 se presentan algunas recomendaciones para el diseño de cada elemento de los discos biológicos rotatorios.

Procedimiento de diseño

1. Determinación de número de etapas de biodiscos necesarios con base en la

Tabla 2.18 Recomendaciones para el diseño de discos biológicos rotatorios

Elemento	Recomendación
Eje	L=8.23 m, de los cuales 7.62 m se ocupan por el medio.
Medio	• Discos de polietileno de alta densidad. • Se suministran con diferentes configuraciones o corrugados. • Espesor 1mm hasta 1.5 mm.
Tipos de medio según la superficie del medio por eje:	• Baja densidad (9 290 m^2 por eje de L=8.23 m cuando D=3.7 m) (para primeras etapas). • Media y alta densidad (11 150-16 750 m^2 por eje de L=8.23 m cuando D=3.7 m) (para etapas intermedias y finales).
Rotación	1 hasta 2 rpm.
Volumen del tanque:	0.0049 $m^3 \cdot m^{-2}$ de superficie del medio.
Altura típica	1.5 m (permite sumergir el 40 por ciento del medio).
Recirculación del efluente	Si $DBO_{soluble}$ del afluente es mayor de 150 $mg \cdot L^{-1}$.

$DBO_{soluble}$ del efluente deseada (Tabla 2.19). En general, se utilizan dos etapas para remoción DBO y tres etapas para remoción combinada de DBO y nitrificación (von Sperling & de Lemos Chernicharo, 2005)

2. Determinación del área superficial necesaria de medio. Se empieza por el área de la 1era. etapa (A1) expresada en m^2. Elegir una carga orgánica superficial de la Tabla 2.17. Si el diseño se realiza con base en DBO soluble, se usa CO superficial basada en DBO soluble. Si es utilizada la DBO total, se usa CO superficial basada en DBO total

$$A_1 = \frac{Q_{med} DBO}{CO_{superficial}} \qquad \text{Ecuación 2.36}$$

Donde:

Q_{med} = Caudal medio de afluente, $m^3 \cdot d^{-1}$

DBO = Concentración de DBO del afluente, $g \cdot m^{-3}$

$CO_{superficial}$ = Carga orgánica superficial, g $DBO \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$

3. Comprobación del dimensionamiento frente a las sobrecargas orgánicas. Verificar en la Tabla 2.17 si la carga máxima es aceptable para la primera etapa

$$Q_{DBO\max} = \frac{Q_{\max} DBO_{\max}}{A_1} \qquad \text{Ecuación 2.37}$$

$$DBO_{\max} = 1.97 DBO \qquad \text{Ecuación 2.38}$$

Tabla 2.19 Valor recomendado de N con respecto a la DBO soluble en el efluente

DBOsoluble efluente ($mg \cdot L^{-1}$)	Número de etapas recomendadas
>25	1
15-25	1-2
10-15	2-3
<10	3-4

Donde:

Q_{max} = Caudal máximo de afluente, $m^3 \cdot d^{-1}$

DBO_{max} = Concentración de DBO máxima del afluente, $g \cdot m^{-3}$

4. Determinación de la carga hidráulica superficial (q) expresada como $m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$. Comprobar que el valor se encuentre en el intervalo (Tabla 2.17) recomendado

$$q = \frac{Q_{med}}{A_1} \qquad \text{Ecuación 2.39}$$

5. Se determina la remoción de DBO en la primera etapa ($R_{etapa\ 1}$) para la carga hidráulica superficial determinada en el punto 4 con la Ilustración 2.17 y se determina la DBO del efluente de la 1era etapa. Con este valor, calcular el área de la segunda etapa mediante las siguientes ecuaciones

$$DBO_{1era} = DBO\left(1 - \frac{R}{100}\right) \qquad \text{Ecuación 2.40}$$

$$A_2 = \frac{Q_{med} DBO_{1era}}{CO_{superficial}} \qquad \text{Ecuación 2.41}$$

6. Se determina la carga hidráulica superficial. Y se verifica que esté en el intervalo recomendado. Se sigue el mismo procedimiento si hay una tercera etapa
7. Sí hay una etapa separada de nitrificación, calcular el área superficial utilizando la siguiente ecuación

$$A_{nitrificación} = \frac{(Q_{med})(N - NH_4)}{CO_{superficial} N - NH_4} \qquad \text{Ecuación 2.42}$$

Donde:

$N\text{-}NH_4$ = Concentración de NH_4 del afluente, $g \cdot m^{-3}$

$CO_{superficial} N\text{-}NH_4$ = Carga orgánica superficial para nitrógeno amoniacal, g $NH_4 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$

8. Determinación del volumen del tanque con base en la recomendación de 0.0049 $m^3 \cdot m^{-2}$ del medio. Además, calcular el área de los tanques, si se recomienda una H de 1.5 m, la cual permite sumergir un 40 por ciento los discos

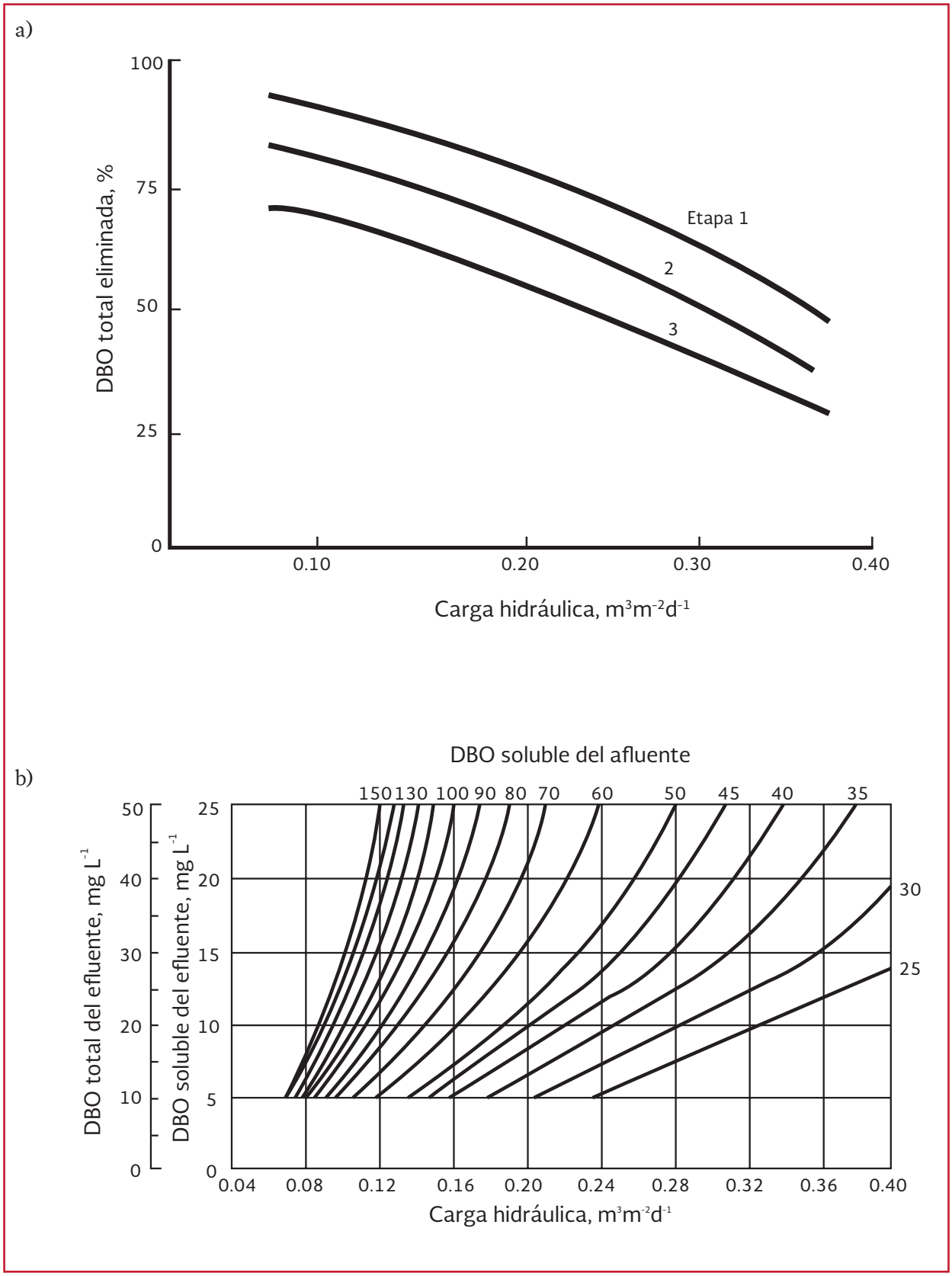
Desnitrificación en discos biológicos sumergidos

Para llevar a cabo el proceso de desnitrificación en biodiscos, estos deben estar completamente sumergidos en el agua residual. Los biodiscos sumergidos son rotados mecánicamente a una velocidad de 1.6 revoluciones por minuto.

Este proceso ha sido aplicado posterior a un tratamiento secundario de nitrificación para reducir el nitrito/nitrato producido. Generalmente es utilizada una fuente de carbono exógena para proveer un donador de electrones tal como metanol que pueda oxidarse biológicamente utilizando nitritos o nitratos. Tanto los proceso de biomasa sumergida como suspendida, han sido utilizados para la desnitrificación postanóxica de manera exitosa. Un ejemplo de esta configuración en sistemas con biomasa suspendida es el sistema Wuhrmann.

También, se ha aplica la configuración donde la unidad anóxica es la primera etapa y la materia orgánica presente en las aguas residuales es uti-

Ilustración 2.17 a) Curvas de diseño con base en la carga hidráulica superficial y remoción de la DBO total; b) Curvas de diseño con base en la carga hidráulica superficial y DBO total y soluble para T>10°C



lizada para la reducción de nitratos. Los nitratos deben ser introducidos a esta etapa por medio de la recirculación de agua nitrificada desde el biodisco aerobio para nitrificación. Esta configuración es similar a la utilizada en el sistema Ludzack-Ettinger (pre-desnitrificación). La recirculación requerida es del 100-300 por ciento del caudal de afluente a la planta de tratamiento, obteniendo una reducción de hasta 75 por ciento de los nitratos. La Ilustración 2.18 muestra los esquemas de las dos configuraciones mencionadas para la remoción de materia orgánica y nitrógeno en biodiscos.

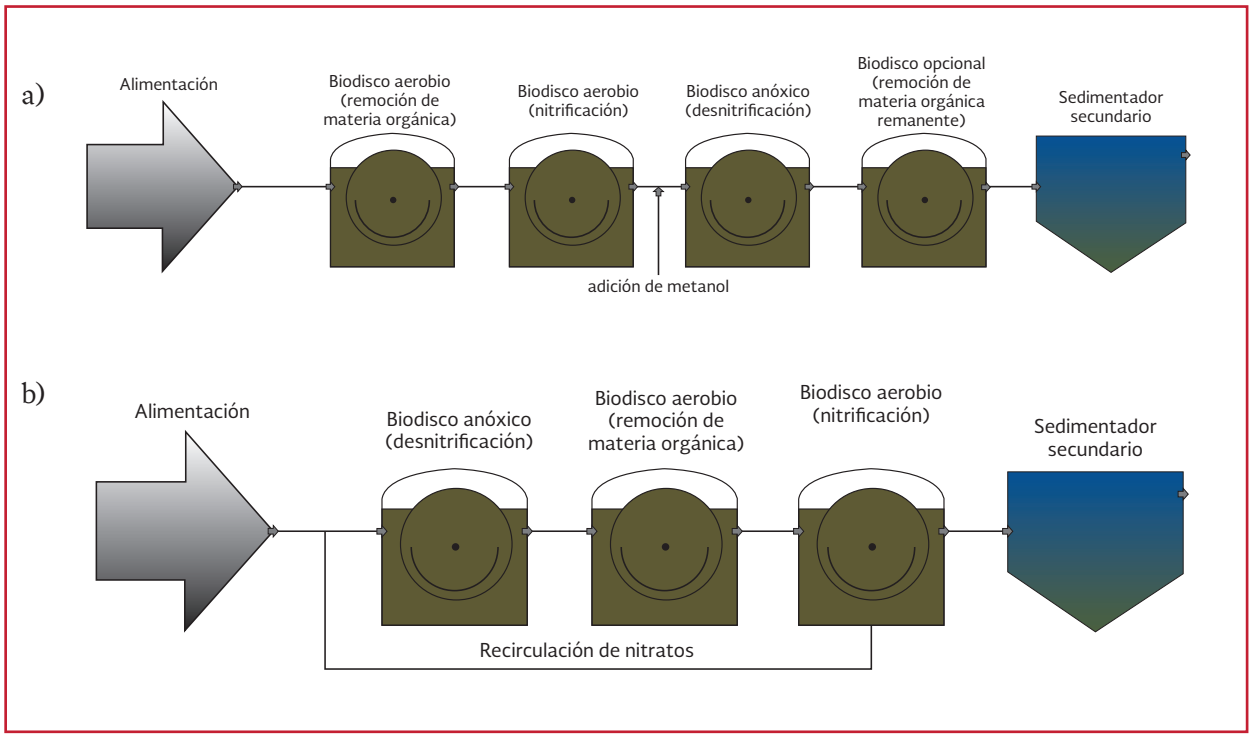
Biofiltros postanóxicos y preanóxicos

Los filtros empacados de flujo descendente para desnitrificación postanóxica están constituidos por lechos profundos de 1.2-2 m, los cuales han sido utilizados para la remoción postanóxica de nitratos. Esta tecnología brinda remoción de solidos suspendidos y desnitrificación. En la Tabla 2.20 se reportan algunos criterios típicos para su diseño.

El empaque del filtro puede ser arena y el tamaño seleccionado debe ser lo suficientemente pequeño para proporcionar una filtración efectiva y suficiente área superficial para el crecimiento microbiológico, pero suficientemente grande para retener sólidos, sin presentar una pérdida de carga excesiva. Aplicando cargas hidráulicas de 80 a 100 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$ se pueden alcanzar concentraciones de SST< 5 miligramos por litro. Con una apropiada concentración de metanol se pueden lograr concentraciones de nitrógeno total en el afluente de 1-3 miligramos por litro. Una sobredosis de metanol puede propiciar la generación de malor olores, debido a la sulfato reducción biológica en el filtro.

Durante la operación de los filtros desnitrificantes, incrementa gradualmente la pérdida de carga debido a la acumulación de sólidos, creci-

Ilustración 2.18 Sistema de biodiscos para remoción de materia orgánica y nitrógeno: a) configuración de post-desnitrificación; b) configuración de pre-desnitrificación



miento de la biomasa y acumulación de nitrógeno gas producto de la desnitrificación. El medio filtrante es sacudido con agua periódicamente para liberar el nitrógeno gas acumulado, a una tasa de 12 m· h^{-1} durante 3 a 5 minutos. Es requerido un retrolavado con aire y agua cada 24 a 48 h, dependiendo de la acumulación de sólidos y pérdida de carga. Se estima que la capacidad de acumulación de sólidos es de alrededor 4 kg SST·m^{-3} antes de que ocurran altas pérdidas de carga. Los criterios típicos de diseño de filtros descendentes para desnitrificación son mostrados en la Tabla 2.20; la Ilustración 2.19 presente un sistema de biofiltración para la desnitrificación postanóxica.

El proceso de lecho empacado de flujo descendente Biocarbone® ha sido evaluado a escala piloto para la remoción de nitrógeno, obteniendo una concentración de nitrógeno total del efluente menor a 8 mg·L^{-1} operando a un carga de nitratos de 4 kg NO_3·m^{-3}·d^{-1}, a una temperatura de 10 a 12 °C en aplicación postanóxica.

Referente a la desnitrificación postanóxica en filtros empacados de flujo ascendente, las patentes Biostyr® y Biofor® han sido evaluados con este fin. Se ha reportado que pueden manejar cargas de nitrógeno de 3 a 4 kg NO_3 ·m^{-3}·d^{-1} para alcanzar concentraciones de NO_3 menores a 5 miligramos por litro. En la Tabla 2.21 y Tabla 2.22 se criterios de diseño para ambos sistemas (Tejero, 2010; Degremont Technologies, 2011; Biostyr, 2010).

Procedimiento de diseño

A continuación se presenta el procedimiento de diseño de un biofiltro desnitrificante de flujo descendente

1. Determinación de las dimensiones y el número de filtros requeridos
   a) Calcular el área total de filtración con base en la carga de NO_3. Elegir una carga de NO_3 y profundidad (H)

Ilustración 2.19 Biofiltro aerobio de lecho sumergido

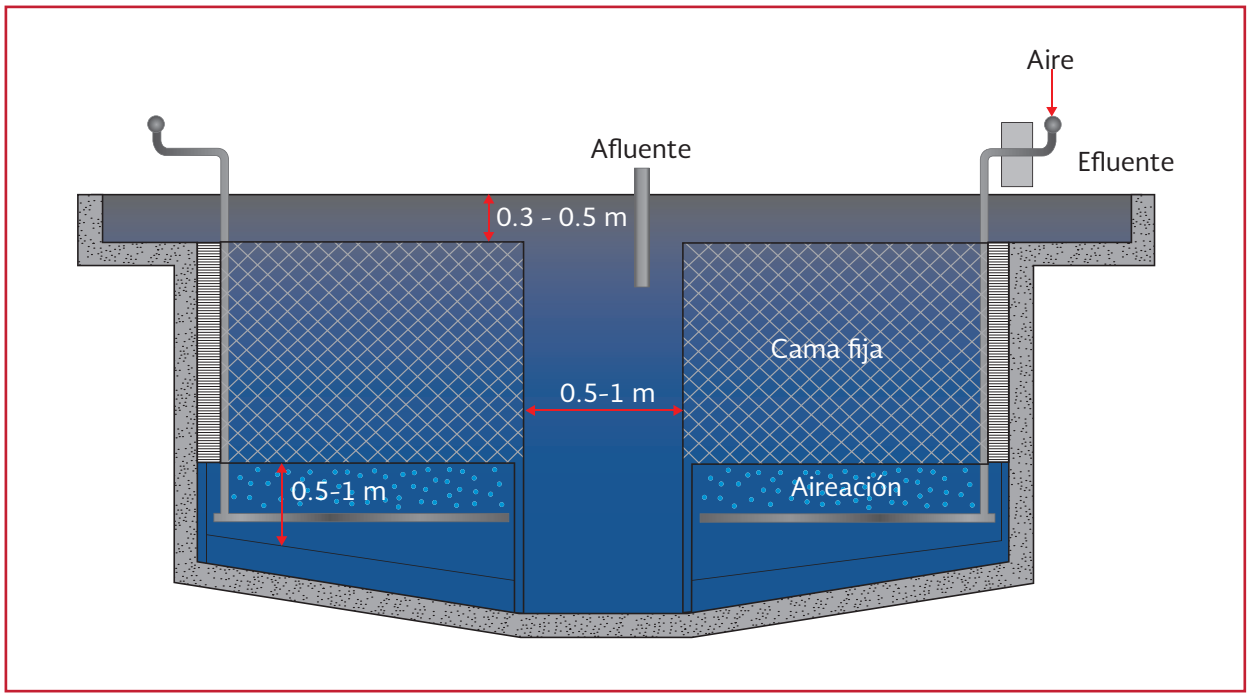


Tabla 2.20 Criterios típicos de diseño para filtros descendentes desnitrificantes

Parámetro	Unidades	Valor	
		Rango	Típico
Empaque:			
Tipo		Arena	Arena
Tamaño efectivo	mm	1.8-6	4
Esfericidad	adimensional	0.8-0.9	0.82
Gravedad especifica	adimensional	2.5-2.7	2.6
Profundidad (H)	m	1.2-1.8	1.6
Carga hidráulica superficial (q):			
20°C	$m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$	60-120	100
10°C	$m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$	30-90	80
Carga de NO_3			
20°C	$kg \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$	1.4-1.8	1.6
10°C	$kg \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$	0.8-1.2	1
Tiempo de contacto de lecho vacío	min	20-30	20
Relación metanol/NO_3	adimensional	3-3.5	3.2
Aireación antes del retrolavado			
Tasa de flujo	$m^3 \cdot m^{-2} min^{-1}$	1.2-1.6	1.5
Duración	s	20-40	30
Tasa de retrolavado con aire	$m^3 \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$	90-120	110
Tasa de retrolavado con agua	$m^3 \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$	15-25	20
Duración	min	10-20	15
Frecuencia	$veces \cdot d^{-1}$	1	1
Sacudida con agua			
Tasa de flujo	$m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$	10-14	12
Duración	min	3-5	4
Frecuencia	$veces \cdot d^{-1}$	12	12

Tabla 2.21Criterios de diseño del sistema Biostyr®

Parámetro	Valores medios	Valores máximos
Carga orgánica volumétrica	3-6.5 kg $DQO \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$	7-10 kg $DQO \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$
Carga de sólidos	0.5-2 kg $SST \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$	22-4 kg $SST \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$
Concentración DBO afluente	88-235 $mg \cdot L^{-1}$	_____
Velocidad de filtración del agua	15-2 $m \cdot h^{-1}$	4.5-10 $m \cdot h^{-1}$
Altura efectiva	2.5-6 m	_____
Espesor del lecho	1.5-4 m	_____
Producción de lodos	0.35-.5 kg SST· kg^{-1} DQO	_____
Consumo especifico de energía	1-1.4 $kWh \cdot kg^{-1}$ DQO	_____
Rendimiento	65-80 por ciento	_____

$$A_{total} = \frac{\frac{Remoción\ de\ NO_3}{Carga\ NO_3}}{H} \qquad \text{Ecuación 2.43}$$

b) Calcular el área total de filtración con base en la carga hidráulica superficial. De acuerdo a la Tabla

Tabla 2.22 Parámetros de diseño del sistema Biofor®.

Aplicación	Parámetro	
Remoción de DBO	Tasa de filtración	3-12 $m \cdot h^{-1}$
	Carga orgánica volumétrica	2-8 kg $DBO \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$
Nitrificación	Tasa de filtración	3-16 $m \cdot h^{-1}$
	Carga orgánica volumétrica	0.5-2 kg $N\text{-}NH_3 \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$
Pre-desnitrificación	Tasa de filtración	10-35 $m \cdot h^{-1}$
	Carga orgánica volumétrica	3-7 kg $N\text{-}NO_3 \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$
Post-desnitrificación	Tasa de filtración	10-30 $m \cdot h^{-1}$
	Carga orgánica volumétrica	1-1.5 kg $N\text{-}NO_3 \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$

2.20, elegir una carga hidráulica superficial

$$A_{total} = \frac{Q}{q} \qquad \text{Ecuación 2.44}$$

c) Elegir como área al resultado mayor

2. Determinación el flujo de agua de retrolavado y el flujo de aire de retrolavado. De la Tabla 2.20, seleccionar las tasas de retrolavado
3. Cálculo del requerimiento de metanol con base en la relación metanol/nitratos
4. Determinación de la producción diaria de sólidos

Consideraciones y criterios de diseño de los sedimentadores secundarios después de procesos con biomasa inmovilizada

En los sedimentadores que siguen un proceso de biomasa fija, el mecanismo de sedimentación predominante es la sedimentación floculenta (tipo II). Su diseño puede ser similar al de los sedimentadores en los sistemas de lodos activados. Sin embargo, se diferencian en que tiene un menor contenido de sólidos en suspensión y no es necesaria una recirculación de lodos. Todo el lodo de los tanques de sedimentación se envía a estabilización o se retorna a los sedimentadores primarios. Con un diseño adecuado del sedimentador secundario, un proceso con biomasa inmovilizada de una etapa puede alcanzar concentraciones de DBO y SST menores a 20 miligramos por litro. La Tabla 2.23 presenta los criterios de diseño de sedimentadores secundarios de un proceso de biomasa inmovilizada (Metcalf & Eddy, 1996).

Ejemplo de diseño de un biofiltro postanóxico desnitrificante de flujo descendente

Se desea diseñar un sistema de biofiltración postanóxica desnitrificante de flujo descenden-

Tabla 2.23 Criterios de diseño de sedimentadores secundarios seguidos de procesos de biomasa inmovilizada

Tipo de tratamiento	Carga hidráulica superficial ($m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$)		Carga de sólidos superficial ($kg \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$)		Profundidad, m
	Caudal promedio	Caudal máximo	Caudal promedio	Caudal máximo	
Sedimentación después de un filtro percolador	16-24	41-49	3-5	7.8	3-4.5
Sedimentación después de biodiscos (efluente secundario)	16-32.5	41-40	4-6	9.8	3-4.5
Sedimentación después de biodiscos (efluente nitrificado)	16-24	32.5-41	3-5	7.8	3-4.5

te para el tratamiento de un efluente secundario con un caudal promedio de 8 000 $m^3 \cdot d^{-1}$ (93 $L \cdot s^{-1}$). Dimensionar el sistema de biofiltración para alcanzar una concentración de SST y N-NO_3 en el efluente de 5 y 2.2 $mg \cdot L^{-1}$ respectivamente. En la Tabla 2.24 se presentan los parámetros de diseño del sistema.

1) Determinación de las dimensiones del biofiltro
   a) Determine el área del filtro con base en la carga de nitrógeno

$$Remoción\ de\ NO_3 = [(25-2)g \cdot m^{-3}]$$
$$(8\,000\ m^3 \cdot d^{-1})\left[\frac{1\,kg}{10^3 g}\right] = 184\,kg \cdot d^{-1}$$

De la Tabla 2.20, seleccionar la carga de NO_3 a 20°C y profundidad. Se eligió 1.6 $kg \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$ y 1.6 m de profundidad.

$$V_{total} = \frac{184\,kg \cdot d^{-1}}{1.6\,kg \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}} = 115\,m^3$$

$$A_{total} = \frac{V_{total}}{D} = \frac{115\,m^3}{1.6\,m} = 71.9\,m^2 \approx 72\,m^2$$

   b) Determine el área del filtro con base en la carga hidráulica superficial. De la Tabla 2.20, se eligió una carga hidráulica superficial de 100 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$

$$A_{total} = \frac{8\,000\,m^3 \cdot d^{-1}}{100\,m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}} = 80\,m^2$$

Por lo tanto, la carga hidráulica controla el diseño y se elige un área de 80 m^2.

   c) Se asume instalar 5 filtros, manteniendo 1 de reserva para cuando sea necesario realizar mantenimiento de alguna unidad. El uso de los filtros debe rotarse para mantener activa la biopelícula en todos los filtros. Por lo tanto el área de cada filtro es

$$A_{filtro} = \frac{80\,m^2}{4} = 20\,m^2$$

   d) Se establece una configuración cuadrada de los filtros, por lo tanto el largo (L) y ancho (W) de filtro es

Tabla 2.24 Parámetros de diseño-Ejemplo biofiltro postanóxico desnitrificante

Características del agua residual	
NO_3 afluente, NO_0 ($mg \cdot L^{-1}$)	25
NO_3 efluente, NO_e ($mg \cdot L^{-1}$)	2.2
SST afluente, SST_0 ($mg \cdot L^{-1}$)	20
Temperatura (T), °C	20
Concentración de N-NH_4 en el afluente, N_a ($mg \cdot L^{-1}$)	25
Parámetros de diseño (con base en la Tabla 2.20)	
Frecuencia de retrolavado	Una vez/d
Tasa de retrolavado con agua, $m^3 \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$	20
Tasa de retrolavado con aire, $m^3 \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$	110
Frecuencia de sacudida con agua	Una vez/ 2 h
Rendimiento biomasa/sustrato con metanol, g $SSV \cdot g^{-1}$ DQO	0.18
SSV/SST	0.85
No. de unidades	5

$$L_{filtro} = W_{filtro} = \sqrt{20\ m^2} = 4.47\ m \approx 4.5\ m$$

2) Determinación del flujo de agua y aire de retrolavado y el porcentaje de agua producto utilizada para el retrolavado
   a) Aplicando una tasa de retrolavado de 110 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$, determine el caudal de aire de retrolavado por filtro

$$Q_{aire} = (110\ m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1})(20\ m^2) = 2\,200\ m^3 \cdot d^{-1}$$

   b) Aplicando una tasa de retrolavado de 20 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$, determine el caudal de agua de retrolavado por filtro

$$Q_{agua} = (20\ m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1})(20\ m^2) = 400\ m^3 \cdot d^{-1}$$

c) Determine el volumen de agua de retrolavado, si la frecuencia es 1 retrolavado cada 24h para cada filtro con una duración de 15 minutos

$$V_{agua\ retrolavado} = (7.4\ m^3 \cdot min^{-1})(15\ min \cdot filtro^{-1})$$
$$(4\ filtros) = 444\ m^3$$

   d) Determine el porcentaje de agua producto utilizada como agua de retrolavado

$$444\ m^3 \cdot d^{-1} \Big/ 800\ m^3 \cdot d^{-1} = 0.0555 \approx 5.6\ por\ ciento$$

3) Determine el volumen de agua utilizada para sacudir el empaque, si se realiza a una frecuencia de 12 por día con una duración de 3 min y un flujo de 12 metros cúbicos por metro cuadrado por día. También, calcular el porcentaje de agua producto total utilizada en el retrolavado y la sacudida del medio filtrante

$$V_{agua\ sacudida} = (80\ m^3)(12\ m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1})$$
$$(3\ min \cdot sacudida^{-1})(12\ sacudidas \cdot d^{-1})$$
$$\left[\frac{1h}{60\ min}\right] = 576\ m^3 \cdot d^{-1}$$

   a) Determine el porcentaje de agua producto utilizado para sacudir el medio filtrante

$$576\ m^3 \cdot d^{-1} \Big/ 8\,000\ m^3 \cdot d^{-1} = 0.072 \approx 7.2\ por\ ciento$$

   b) El porcentaje total de agua producto utilizada es

$$5.6 + 7.2 = 12.8\ por\ ciento$$

4) Determinación del requerimiento de metanol. Utilizando una relación metanol/NO_3 de 3.2 kilogramos de metanol por kilogramo de nitratos.

$$Requerimiento_{metanol} = (3.2\ kg\ metanol \cdot kg^{-1} NO_3)$$
$$(184\ kg\ NO_3 \cdot d^{-1}) = 588.8\ kg\ metanol \cdot d^{-1}$$

5) Calculo de la producción diaria de sólidos, asumiendo que el total de solidos= sólidos filtrados + producción de biomasa
   a) Determinación de los sólidos filtrados

$$Remoción\ de\ NO_3 = [(20 - 5)g \cdot m^{-3}]$$
$$(8\,000\ m^3 \cdot d^{-1})\left[\frac{1\ kg}{10^3\ g}\right] = 120\ kg \cdot d^{-1}$$

   b) Determinación de la producción de biomasa, sabiendo que la demanda teórica de oxígeno del metanol es 1.5 g DQO·g^{-1} metanol ($CH_3OH + 1.5O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$)

$$Biomasa = \left(\frac{0.18\ g\ SSV}{g\ DQO}\right)\left(\frac{1.5\ g\ DQO}{g\ CH_3OH}\right)$$
$$\left(\frac{588.8\ kg}{d}\right) = 159\ kg\ SSV \cdot d^{-1}$$

$$SST = (159\ kg\ SSV \cdot d^{-1})(0.85\ g\ SSV \cdot g^{-1} SST) =$$
$$= 187.1\ kg\ SST \cdot d^{-1}$$

c) El total de sólidos es

$$Total\ de\ solidos = 120\ kg\ SST \cdot d^{-1} +$$
$$+ 187.1\ kg\ SST \cdot d^{-1} = 307.1\ kg\ SST \cdot d^{-1}$$

$$V_{filtro} = (20\ m^2)(1.6\ m) = 32\ m^3$$

$$\frac{Solidos\ almacenados}{d} = \left(\frac{307.1\ kg}{d}\right)\left(\frac{1}{4\ filtros}\right)$$
$$\left(\frac{filtro}{32\ m^3 \cdot d^{-1}}\right) = 2.4\ kg\ SST \cdot m^{-3}$$

Debido a que la cantidad de sólidos almacenados es menor a 4 kg SST·m^{-3}, el retrolavado puede ser requerido solo una vez cada 2 días. Sin embargo, para mantener un buen estado del filtro, es recomendable que se realice 1 vez al día.

2.3.4 Sistemas combinados con biomasa en estado suspendido e inmovilizada

Los sistemas de biomasa inmovilizada sobre soportes inertes presentan varias ventajas tales como una mayor concentración de biomasa en el reactor, mayor actividad metabólica, mayor resistencia a sustancias toxicas y mejores características de sedimentabilidad del lodo, entre otras (Cohen, 2001). Sin embargo, pueden presentar problemas de taponamiento del medio debido al excesivo crecimiento de la biopelícula. Por lo cual, a principios de los años 70 y durante los 80 se desarrollaron una nueva clase de procesos biológicos los cuales combinan biomasa en estado suspendido e inmovilizada para el tratamiento de aguas residuales. Estos son los reactores de flujo ascendente y descendente de lecho empacado y reactores de lecho fluidizado, los cuales no requieren de sedimentación secundario. La principal ventaja de estos sistemas es el bajo requerimiento de espacio en comparación al área requerida en los sistemas de lodos activados. Además de ser utilizados para la remoción de materia orgánica, pueden ser aplicados para nitrificación terciaria y desnitrificación después de un proceso de biomasa suspendida o de biomasa fija con nitrificación.

Reactores con lecho expandido y fluidizado

En un reactor de lecho fluidizado el medio de soporte es mantenido en suspensión mediante la introducción de agua o aire por el fondo del reactor generando altas velocidades de ascensión en el rango de 10-30 m·h^{-1} (Nicolella *et al.*, 2000). Los reactores de lecho expandido son similares a los reactores de lecho fluidizado pero son operados a menores velocidades resultando en una incompleta fluidización del medio de soporte de la biopelícula. En los reactores de lecho fluidificado convencionales las velocidades de ascensión deseadas se pueden alcanzar independientemente del flujo de alimentación mediante la recirculación de agua tratada; por lo cual requiere el ajuste adecuado de la velocidad de ascensión. Si la velocidad es muy baja el medio de soporte sedimentará al fondo del reactor. Si la velocidad es muy alta, el medio es lavado fuera del reactor.

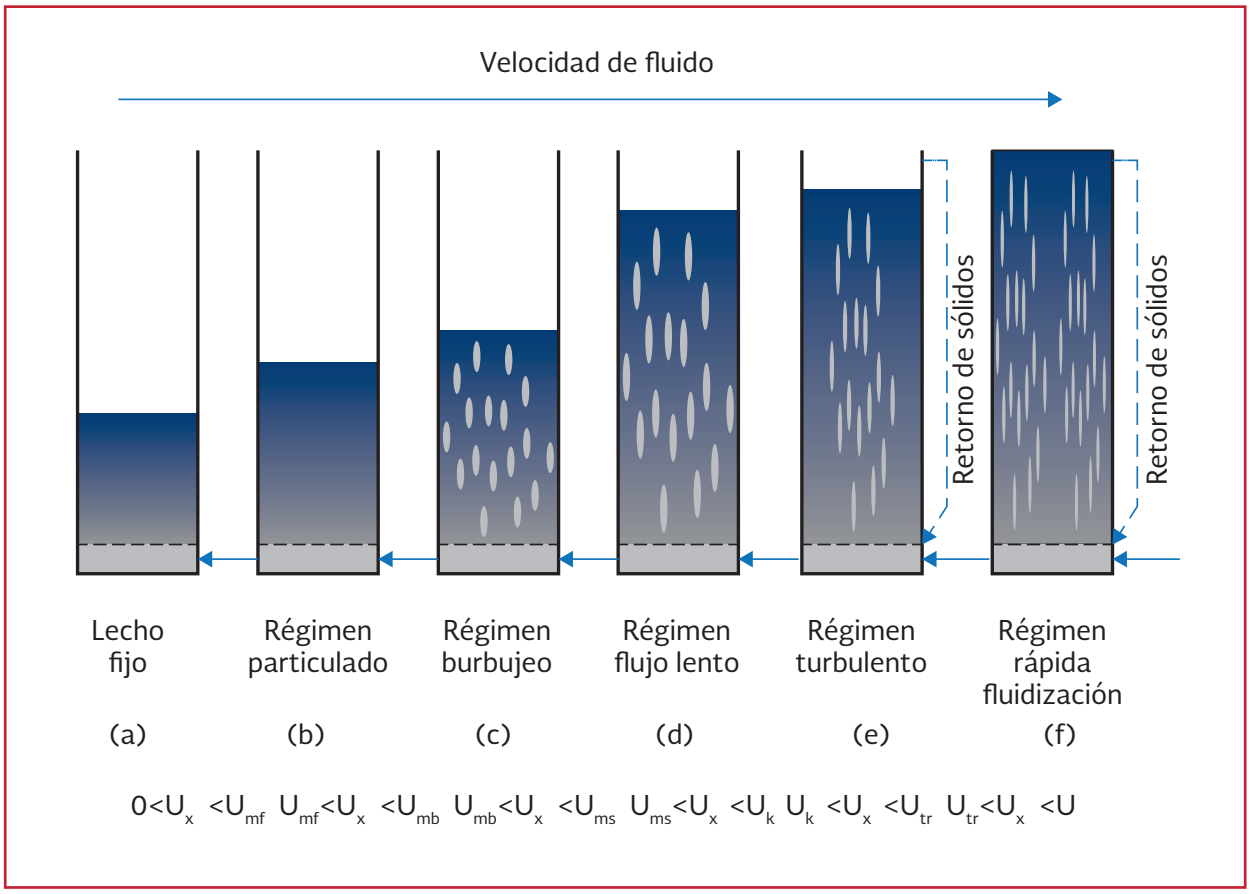
Las principales ventajas de la fluidización consisten en que los sólido son vigorosamente

agitados por el fluido que circula a través del lecho, y se asegura que no existan gradientes de temperatura en el lecho aun con reacciones fuertemente exotérmicas o endotérmicas. El movimiento de los sólidos también da lugar a elevadas velocidades de transmisión de calor hacia la pared o los tubos de refrigeración sumergidos en el lecho. Además de esto, se presentan un mezclado más uniforme que en los reactores de lecho fijo. Los gradientes de concentración axial y radial se disminuyen permitiendo un mejor contacto entre el líquido y sólido mejorando la eficiencia en los procesos de degradación (Eolia Water, 2009).

Una vez que el agua residual ingresa al reactor, las partículas presentan una leve expansión, la velocidad del fluido a la cual se llega a este fenómeno se conoce como Velocidad Mínima de Fluidización (Umf). A partir de este punto la masa del sólido y fluido, presenta las características de flujo de un líquido. A medida que la velocidad del fluido se incrementa más allá de la velocidad mínima de fluidización, el lecho continúa expandiéndose y se mantiene homogéneo por un tiempo, hasta que se comienzan a observar burbujas, las cuales incrementan en tamaño e intensidad con el aumento de la velocidad. En la Ilustración 2.20 se identifican seis tipos de regímenes de fluidización mostrados esquemáticamente.

Como se puede observar en la Ilustración 2.20, la velocidad del fluido tiene una gran influencia sobre el comportamiento del lecho, sobre las burbujas y sus características. En el régimen (a), el intervalo de velocidades es de 0 a Umf se observa un comportamiento de lecho fijo. El valor

Ilustración 2.20 Régimen de fluidización debido al aumento en la velocidad de ascensión del fluido a través del lecho



de Umf depende del diámetro de partícula, densidad y viscosidad del fluido y de la densidad del sólido.

En la Ilustración 2.21 se puede observar la configuración general de un sistema de lecho fluidizado para el tratamiento biológico de aguas residuales.

Criterios de diseño de reactores de lecho fluidizado para desnitrificación post-anóxica

En estos reactores son aplicadas tasas de recirculación del efluente de 2:1 a 5:1 para mantener altas velocidades de ascensión y fluidizar el medio de soporte (arena u otro). El intenso mezclado provee una buena transferencia de masa, desarrollando una biopelícula densa equivalente a una concentración de biomasa de 20 a 30 gramos por litro. En la Tabla 2.25 se presentan los criterios de diseño de un reactor de lecho fluidizado para desnitrificación post-anóxica.

Estos sistemas son operados sin la necesidad de filtración o clarificación del efluente. El medio de soporte es removido de la zona superior del reactor, y se hace pasar a través de una bomba de cillaza para separar los sólidos del soporte y regresarlo al reactor.

Ilustración 2.21 Reactor de lecho fluidificado de tres fases

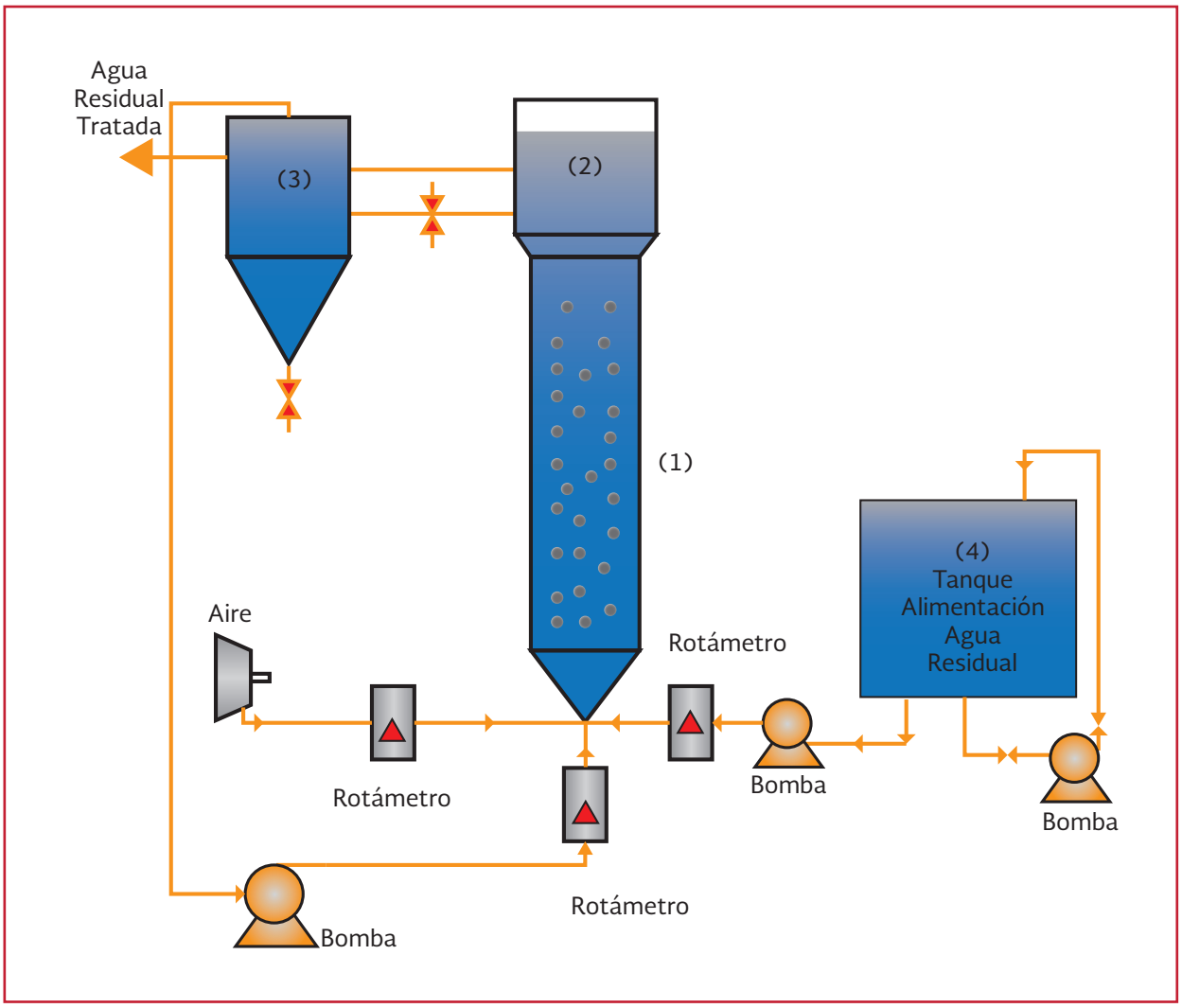


Tabla 2.25 Criterios típicos de diseño de reactor de lecho fluidizado para desnitrificación post-anóxica

Parámetro	Unidades	Valor	
		Rango	Típico
Empaque:			
Tipo		Arena	Arena
Tamaño efectivo	mm	0.3-0.5	0.4
Esfericidad	adimensional	0.8-0.9	0.8-0.85
Coeficiente de uniformidad	adimensional	1.25-1.5	≤1.4
Gravedad especifica	adimensional	2.4-2.6	2.6
Profundidad	m	1.5-2	2
Expansión del lecho	por ciento	75-150	100
Velocidad de ascensión	$m \cdot min^{-1}$	0.6-0.7	0.6
Carga hidráulica superficial	$m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$	400-600	500
Tasa de recirculación	adimensional	2:1-5:1	2:1-5:1
Carga de NO_3			
13°C	$kg \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$	2-4	3
20°C	$kg \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$	3-6	5
Tiempo de contacto de lecho vacío	min	20-30	15
Relación metanol/NO_3	adimensional	3-3.5	3.2

Reactores con lecho móvil

Los reactores con lecho móvil se consideran como la combinación de un sistema de lodos activados y un sistema de biomasa fija. El principio básico del proceso de lecho móvil es el crecimiento de biomasa en medios de soporte que se mueven en el reactor biológico mediante la agitación generada por sistemas de aireación (reactores aerobios) o por sistemas mecánicos en reactores anóxicos o anaerobios. Comúnmente, los soportes son de material plástico con densidad próxima a 1 $g \cdot cm^{-3}$ que les permite moverse fácilmente en el reactor, incluso con porcentajes de llenado del 70 por ciento. La Ilustración 2.22 presenta el medio de soporte en un reactor de lecho móvil.

El buen mezclado del reactor proporciona una eficiente transferencia de masa y elimina el riesgo de la presencia de cortos circuitos y atascamiento de los medios con la biomasa y otros sólidos. Además, pueden operarse fácilmente en continuo sin necesidad de recirculación de biomasa, debido a que es posible mantener un crecimiento controlado de los microorganismos (tiempo de retención de sólidos) independientemente del tiempo de retención hidráulico.

La biopelícula que se forma en la superficie del soporte se caracteriza por una mayor actividad que los flóculos biológicos. A su vez, los soportes plásticos empleados contienen una elevada superficie específica. Estas dos particularidades hacen que los reactores de lecho móvil sean de volumen mucho menor que los sistemas de lodos activados. El crecimiento de la biopelícula en el soporte induce anaerobiosis en las capas internas, provocando el desprendimiento de la biopelícula; estos sólidos desprendidos del soporte pasan a ser el exceso de lodo que hay que extraer del sistema (purga de lodo) y por tanto no requiere una recirculación de los mismos al reactor.

Ilustración 2.22 Medio de soporte en reactor de lecho móvil

De forma general, las principales ventajas que presenta el proceso de lecho móvil frente a los procesos biológicos convencionales son:

- Reducción del volumen del reactor biológico debido a que el medio de soporte proporciona una superficie específica elevada para el crecimiento microbiano
- No requiere recirculación de biomasa al reactor. Esto da lugar a que la cantidad de biomasa en el sistema no dependa de la separación final del lodo y en consecuencia de problemas habituales encontrados en los sistemas de lodos activados relacionados con la sedimentabilidad del lodo
- Sencillo control y operación. Por una parte, el proceso no presenta los problemas de atascamiento por lo cual no requiere etapas de retrolavado; además, no es necesario un control de la purga de lodos ya que el sistema mantiene la biomasa en el reactor hasta que es desprendida del soporte
- Permiten la generación de una biomasa característica de cada tipo de reactor (aerobio, anóxico o anaerobio) dando lugar a la obtención de un biopelícula con una elevada actividad. Experimentalmente se ha constatado que las tasas de nitrificación y desnitrificación en este tipo de procesos son superiores a las obtenidas en los procesos convencionales
- Recuperación rápida del proceso ante inhibiciones. El desarrollo de la biopelícula en el soporte plástico se realiza de forma estratificada, de manera que en presencia de inhibidores o posibles picos de carga solo se ven afectadas las primeras capas de la biopelícula, produciéndose un decremento del rendimiento del proceso. Sin embargo, la recuperación del sistema es rápida, una vez pasado el inhibidor

Las dos principales desventajas de los reactores de lecho móvil para remoción biológica de nutrientes son en primer lugar los costos de inversión para el material de soporte y en la operación se puede requerir una concentración de oxígeno disuelto alta para mantener altas tasas de nitrificación.

Criterios de diseño

El medio de soporte (típicamente de polietileno) debe tener una geometría tal que provea una alta área superficial específica (250-515 $m^2 \cdot m^{-3}$). Los reactores son llenados normalmente con medio de soporte un tercio a dos tercios de su volumen. Además, es utilizada una criba en la salida del efluente para evitar la salida del medio de soporte. Debido a la relativa baja concentración de sólidos suspendidos en el efluente del sistema (100 – 250 $mg \cdot L^{-1}$), no es requerida una recirculación de lodo. La Tabla 2.26 presenta las cargas orgánicas típicas en reactores de lecho móvil (Metcalf & Eddy, 2014).

2.4. Procesos biológicos para remoción del fósforo

Los procesos de remoción biológica de fósforo (RBF) son una alternativa viable y una opción atractiva para remover sustratos orgánicos y fósforo del agua residual.

Para que tenga lugar la eliminación biológica de fósforo en las plantas de tratamiento de aguas residuales, es necesario someter a la biomasa a condiciones de ausencia de oxígeno y nitrato, es decir anaerobias, antes de entrar a una fase donde esté presente el aceptor de electrones, fase anóxica (cuando el nitrato está presente) o a una fase aerobia (cuando el oxígeno está presente) (Baetens, 2001).

La eliminación de este nutriente también se relaciona al control de la eutroficación, ya que el fósforo es el nutriente limitante en la mayoría de los sistemas de aguas naturales. Anteriormente, esta reducción de fósforo se realizaba mediante un proceso químico de adicción de sales de aluminio o hierro, pero en la década de los 80's el éxito de plantas biológicas de remoción de fósforo alentó el uso de esta tecnología, la cual tiene ventajas en la reducción de costos asociados a los químicos y en la reducción de la producción de lodos en comparación con la precipitación química.

La finalidad del proceso es remover el fósforo proveniente del agua residual incorporándolo a la biomasa, la cual es removida del proceso como resultado de la purga de lodos. Los organismos acumuladores de fósforo se manipulan para crecer y consumir fósforo en sistemas donde la configuración permite a éstos una ventaja competitiva frente a otras bacterias.

Tabla 2.26 Cargas orgánicas típicas en reactores de biopelícula de lecho móvil

Aplicación	Carga orgánica superficial, $g \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$	Carga orgánica volumétrica, $kg \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$
Remoción DBO, parcial	15-20	4.5-6
Tratamiento secundario	5-15	1.7-5
Pre-nitrificación	4-5	1.2-1.5
Nitrificación	0.4-1.4	0.1-0.4
Pre-desnitrificación	0.2-1	0.1-0.3
Post-desnitrificación	1-2	0.3-0.6

2.4.1 Fundamentos teóricos y sistemas

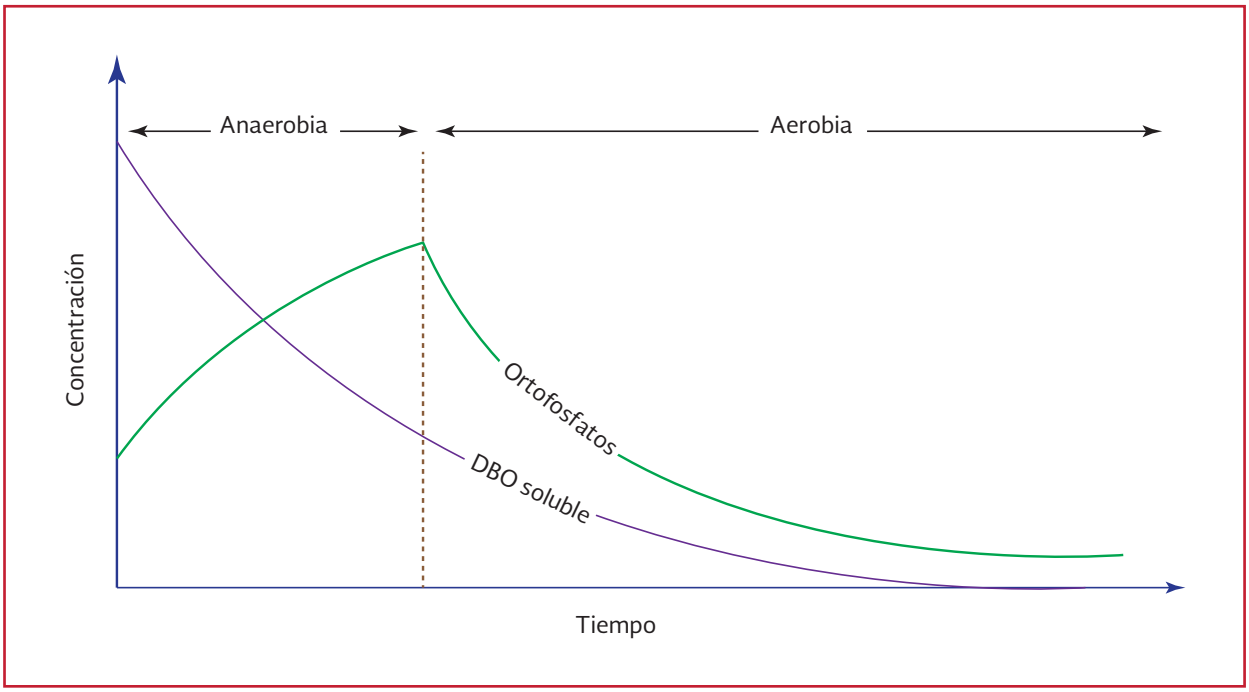
El proceso de remoción biológica de fósforo (RBF) se caracteriza por la introducción de una fase anaerobia y una subsecuente fase aerobia; La RBF está basada en los siguientes puntos (Sedlak, 1991; IAWQ, 1995):

- Ciertas bacterias son capaces de acumular cantidades en exceso de fósforo en forma de polifosfatos. Estos microorganismos son llamados organismos acumuladoras de fósforo (por sus siglas en inglés, PAO). El género de bacterias Acinetobacter es mencionada frecuentemente como PAO
- Estas bacterias son capaces de remover sustratos simples producto de la fermentación en la zona anaerobia y después, asimilarlos como productos, almacenándolos dentro de sus células
- En la zona aerobia, la energía es producida por la oxidación de estos productos almacenados. Incrementa la acumulación de polifosfatos en la célula

La zona anaerobia es considerada un selector biológico para las bacterias acumuladoras de fósforo. En esta zona las PAO tiene ventaja en términos de competencia, ya que estas pueden asimilar el sustrato antes que otros microorganismos, los cuales no son organismos acumuladores de fósforo. Por lo tanto, esta zona anaerobia permite el desarrollo o la selección de una gran población de PAO en el sistema, las cuales absorben cantidades substanciales de fósforo en el medio líquido. El fósforo es removido del sistema con el lodo de purga (Sedlak, 1991).

La Ilustración 2.23 (Metcalf & Eddy, 2003) presenta un perfil típico de la DBO soluble y los ortofosfatos en la zona anaerobia y aerobia en un sistema de lodos activados para la remoción de fósforo. La concentración de DBO soluble disminuye en la zona anaerobia, aunque no haya

Ilustración 2.23 Variación de la concentración de DBO soluble y ortofosfatos en la zona anaerobia y aerobia en un sistema de lodos activados diseñado para la remoción de fósforo



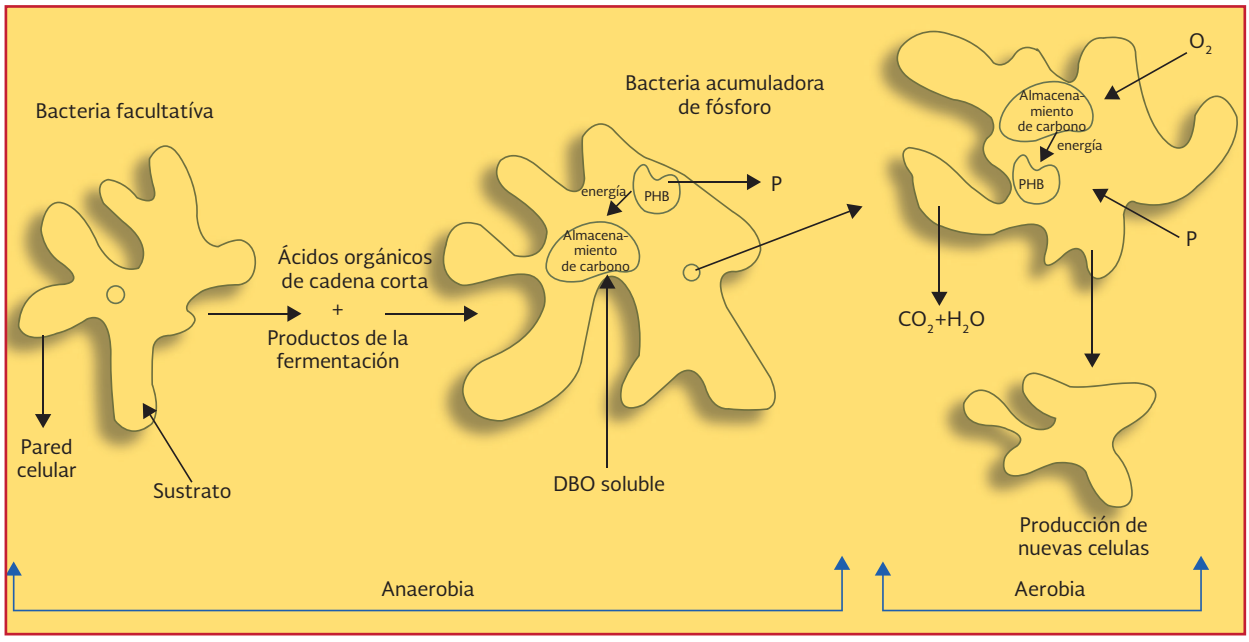
aceptores de electrones aerobios o anóxicos. En la zona anaerobia, mientras la concentración de DBO soluble disminuye, la concentración de fósforo soluble aumenta. Subsecuentemente, en la zona aerobia, la concentración de fósforo disminuye, mientras la concentración de DBO soluble continua decayendo.

Las PAO requieren de alternación entre condiciones anaerobias y aerobias para producir su energía interna, moléculas orgánicas y componentes para la acumulación de polifosfatos. En la Ilustración 2.24 se muestra el mecanismo de la remoción biológica de fósforo.

Condiciones anaerobias

- Producción de ácidos grasos volátiles por bacterias facultativas. Parte de la materia orgánica biodegradable (DBO soluble) es convertida a través de procesos fermentativos en moléculas orgánicas simples de bajo peso molecular, tales como ácidos grasos volátiles. Esta conversión es realizada usualmente por organismos facultativos en el agua cruda o en la zona anaerobia. Los ácidos orgánicos volátiles están disponibles en el medio líquido. No hay suficiente tiempo para la hidrólisis y la conversión de la materia orgánica particulada del afluente
- Acumulación de ácidos grasos volátiles por las PAO. Las PAO le dan preferencia a los ácidos grasos volátiles en lugar de otros sustratos, los cuales son asimilados rápidamente y acumulados en sus células. Las PAO asimilan estos productos de la fermentación mejor que otros organismos presentes en los sistemas de lodos activados. Como consecuencia, hay una selección en la población microbiana, prevaleciendo las PAO en la zona anaerobia
- Liberación de fosfatos. La liberación de fosfatos que se acumularon previamente por los organismos (en la fase aerobia) suministra energía para el transporte de sustrato y para la formación y almacenamiento de productos orgánicos metabólicos, tales como el polihidroxibutirato (PHB)

Ilustración 2.24 Esquema del mecanismo de la remoción biológica de fósforo



Condiciones aerobias

- Consumo del sustrato acumulado y asimilación de fosfatos. El PHB es oxidado a dióxido de carbono y agua. Los fosfatos solubles son removidos de la solución por las PAO y son acumulados en sus células para la generación de energía en la fase anaerobia
- Producción de nuevas células. Debido al uso del sustrato, la población de PAO incrementa.
- Remoción del fósforo por el desecho de lodos. El fósforo es incorporado en grandes cantidades dentro de las células de las PAO y es removido del sistema a través de la remoción del lodo de exceso

Factores que influyen en la remoción biológica de fósforo

Los siguientes factores influyen en la remoción biológica de fósforo (EPA, 1987; Sedlak, 1991):

Factores ambientales

- OD
- Temperatura
- pH
- Nitratos en la zona anaerobia

Parámetros de diseño

- Edad del lodo
- Tiempo de retención hidráulico y configuración de la zona anaerobia
- Tiempo de retención hidráulico de la zona aerobia
- Métodos de tratamiento de los lodos de desecho

Características del afluente

- Sólidos suspendidos totales en el efluente

a) Oxígeno disuelto

La remoción biológica de fósforo depende de la alternación de condiciones anaerobias y aerobias. Naturalmente, no hay presencia de oxígeno disuelto disponible en la zona anaerobia. Ha sido reportado que la presencia de OD en la zona anaerobia disminuye la remoción de fósforo y causa el crecimiento de bacterias filamentosas. El OD puede provenir del agua residual cruda a través de infiltración, bombas de tornillo, turbulencia y cascadas en la entrada de las estructuras, aeración en los desarenadores y vórtices creados por agitadores en la zona anaerobia.

Para la zona aerobia, no hay estudios que acepten los efectos de la concentración de OD en la remoción de fósforo. El mecanismo de remoción biológica de fósforo sugiere que la concentración de OD puede afectar la tasa de remoción de fósforo en la zona aerobia, no significativamente, siempre que haya suficiente tiempo de aireación.

Sin embargo, hay evidencia que en las plantas de tratamiento la concentración de OD en la zona aerobia debe mantenerse entre 1.5 y 3 miligramos por litro. Si el OD es muy bajo, la remoción de fósforo puede reducirse y la nitrificación puede limitarse, provocando el desarrollo de lodo con pobre sedimentabilidad. Si el OD es muy alto, se puede reducir la eficiencia de la desnitrificación debido al OD que entra en la primera zona anóxica. Como consecuencia, se puede presentar un aumento en la concentración de

nitratos, la cual afecta la liberación de fósforo en la zona anaerobia.

b) Temperatura

La remoción biológica de fósforo ha sido aplicada exitosamente en un amplio rango de temperaturas y al parecer, la capacidad de remoción de fósforo no se ve afectada a bajas temperaturas. Sin embargo, hay indicaciones de que la tasa de liberación de fósforo es menor a temperaturas bajas, por lo que son necesarios largos tiempos de retención en la zona anaerobia para alcanzar una completa fermentación y/o consumo de sustrato.

c) pH

Estudios sobre la influencia del pH en la remoción de fósforo sugieren los siguientes puntos:

- La remoción de fósforo es más eficiente a pH entre 7.5 y 8
- La remoción de fósforo se reduce significativamente a pH menores a 6.5 y toda la actividad es inhibida a un pH cercano a 5

d) Nitratos en la zona anaerobia

La entrada de nitratos en la zona anaerobia reduce la eficiencia de la remoción de fósforo. Esto es debido a que la reducción de los nitratos en la zona anaerobia usa el sustrato que, de lo contrario, podría estar disponible para la asimilación de las bacterias acumuladoras de fósforo. Como consecuencia, los nitratos tienen el efecto de reducir la relación DBO/P en el sistema. El efecto de los nitratos depende en la DBO del afluente y la concentración de fósforo, así como del tiempo de retención de sólidos.

La variedad de procesos disponibles para la remoción biológica de fósforo tienen diferentes métodos de recirculación interna y, por lo tanto, el potencial de regresar o no nitratos a la zona anaerobia es diferente entre ellos. También, se debe tener cuidado con respecto a la recirculación de nitratos a través de la recirculación de lodos del sedimentador secundario.

e) Edad del lodo

Los sistemas que operan a altos tiempos de retención de sólidos o edad de lodos, producen menos lodo en exceso. La principal ruta de remoción de fósforo en el sistema es a través de exceso de lodos, ya que el fósforo es acumulado en altas concentraciones en las células bacterianas. Por lo tanto, entre más grande sea el tiempo de retención de sólidos, es menor la producción de sólidos, es menos el desecho de lodos y por lo tanto menor la remoción de fósforo en el sistema. Por ello, los sistemas de aireación extendida son menos eficientes que los sistemas de lodos activados convencionales en la remoción de fósforo.

Sistemas con largos tiempos de retención de sólidos requieren altas relaciones DBO/P en el afluente para alcanzar concentraciones de fósforo soluble en el efluente menores a 1 miligramo por litro.

f) Tiempo de retención hidráulica y configuración de la zona anaerobia

El tiempo de retención hidráulica en la zona anaerobia ha sido establecido entre 1 y 2 horas. Este periodo de tiempo es suficiente para producir los ácidos grasos volátiles en la fermentación, los cuales son consumidos por las bacterias

acumuladoras de fósforo. Después de 2 horas, la mayoría de la DBO aplicada ha sido removida de la solución.

Deben evitarse periodos extendidos de tiempo en la zona anaerobia, ya que pueden causar la liberación de fósforo sin el consumo de ácidos orgánicos. Cuando esto ocurre, no hay suficiente carbono almacenado dentro de las células para producir la energía necesaria para la absorción total del fósforo liberado.

La configuración de la zona anaerobia también afecta la remoción de fósforo. La división de la zona anaerobia en dos o más compartimientos en serie mejora la remoción de fósforo. Naturalmente, los costos de las paredes de división y el incremento de los equipos de mezclado requeridos deben ser considerados.

g) Tiempo de retención hidráulica en la zona aerobia

La zona aerobia juega un papel importante, creando las condiciones para la absorción del fósforo después de su liberación en la zona anaerobia. Como la etapa aerobia es diseñada para permitir el tiempo suficiente para la remoción de DBO y nitrificación, se espera que también haya el suficiente tiempo para la absorción de fósforo. Estos aspectos se vuelven críticos si la zona aerobia no está completamente oxigenada. No se han encontrado resultados concluyentes acerca del tiempo de retención requerido, pero hay algunos indicios que 1 a 2 horas son suficientes.

h) Métodos de tratamiento de los lodos de desecho

Se debe tener cuidado especial en el tratamiento de lodos para evitar condiciones anaerobias que favorezcan la liberación del fósforo almacenado en la biomasa. Con respecto a esto, deben tomarse en cuenta los siguientes puntos:

- Es preferible el espesamiento de los lodos por medio de un sistema DAF (flotación con aire disuelto) que el espesamiento a gravedad
- Es preferible la digestión aerobia que la anaerobia
- El desaguado del lodo por medio de procesos rápidos y continuos en lugar de la utilización de equipos con operación intermitente o métodos muy tardados

i) Características del afluente

En la remoción biológica de fósforo, deben de estar disponibles los productos de la fermentación para las bacterias acumuladoras de fósforo. Cuanto mayor sea su disponibilidad en la zona anaerobia, mayor será la remoción de fósforo. Es importante que la materia orgánica esté disponible en su forma soluble (DBO soluble) para hacer posible la fermentación, ya que los cortos tiempos de retención en la zona anaerobia dificultan la asimilación de la materia orgánica difícilmente biodegradable, tal como la DBO particulada.

Sedlak (1991) mencionó que una relación DBO:P mínima de 15:1 es conveniente para obtener una baja concentración de fósforo soluble en el efluente en sistemas con tiempos de retención de sólidos relativamente cortos.

La Water Research Commission (1984) reportó los siguientes puntos referentes a la RBF:

- Si la concentración de la DQO fácilmente biodegradable (DQO_{fb}) en el afluen-

te (aproximadamente igual a la DQO soluble) es menor que 60 $mg \cdot L^{-1}$, independientemente de la concentración de DQO total, es muy probable que no se pueda lograr una remoción de fósforo significativa en ningún proceso

- Si la concentración de la DQO_{fb} es mayor que 60 $mg \cdot L^{-1}$, se puede lograr la remoción de fósforo, siempre que no haya presencia de nitratos en la zona anaerobia. La remoción del P incrementa rápidamente con el incremento de la concentración de DQO biodegradable
- La habilidad de prevenir la presencia de nitratos en la zona anaerobia depende de la relación DQO/NTK del afluente y del proceso utilizado para la remoción de fósforo. A continuación, se indican algunas limitaciones para aguas residuales municipales:
  - DQO/NTK > 13 mg DQO·mg^{-1} N. Es posible una completa remoción de los nitratos. Es recomendado el proceso Phoredox
  - DQO/NTK > 9 a 13 mg DQO·mg^{-1} N. No es posible la remoción completa de los nitratos, pero se pueden evitar los nitratos de la zona anaerobia utilizando el proceso UCT modificado
  - DQO/NTK > 7 a 9 mg DQO·mg^{-1} N. El proceso UCT modificado no puede evitar los nitratos de la etapa anaerobia, Es recomendado el proceso UCT, previendo que la recirculación interna de la zona aerobia a la anaerobia es controlada adecuadamente

Sistemas para la remoción biológica de fósforo

Barnard (1974) fue el primero en esclarecer la necesidad de una etapa anaerobia entre la biomasa y el agua residual antes de la degradación aerobia para llevar a cabo la remoción biológica de fósforo. Una gran variedad de procesos para la RBF han sido desarrollados y aplicados en plantas de tratamiento de aguas residuales existentes; la selección del diseño ha dependido de los procesos y equipos que cuentan las plantas previamente, de las características del agua residual y de los equipos necesarios. Las tres configuraciones de procesos para la RBF utilizadas son:

1. Remoción de fósforo sin nitrificación
2. Remoción de fósforo con nitrificación y alta relación DBO/P
3. Remoción de fósforo con nitrificación y baja relación DBO/P

Remoción de fósforo sin nitrificación

El término Phoredox, introducido por Barnard (1975), es usado para representar cualquier proceso con una secuencia anaerobia/aerobia (A/O) para promover la eliminación biológica de fósforo. En este proceso, el lodo sedimentado y espesado es recirculado al tanque anaerobio. La nitrificación no ocurre en el proceso A/O, ya que es diseñado a bajos tiempos de retención de sólidos con valores desde 2 a 3 días a 20 grados Celsius y 4 a 5 días para 10 grados Celsius. El relativo bajo tiempo de retención de sólidos es adecuado para el crecimiento y desarrollo de las bacterias acumuladoras de fósforo. Aunque la RBF se ha realizado en sistemas sin nitrificación, los procesos de remoción simultánea de nitrógeno y fósforo tiene la ventaja al reducir el efecto negativo de los nitratos en el desempeño del proceso.

Proceso Phoredox (A/O)

La configuración básica del proceso para la remoción biológica de fósforo consiste de una

zona anaerobia seguida de una zona aerobia. Barnard lo llamó como el proceso Phoredox y también ha sido referido como el proceso Anaerobio/Óxico (A/O). Los TRS en la zona aerobia son de 2 a 4 d, dependiendo de la temperatura, por lo tanto, no ocurre la nitrificación. El tiempo de retención hidráulico en la zona anaerobia es de 30 min a 1 h, permitiendo que ocurra la producción de ácidos grasos volátiles por bacterias facultativas y el metabolismo anaerobio de las bacterias acumuladoras de fósforo. En la Ilustración 2.25 se presenta el diagrama de flujo de un sistema Phoredox.

2.4.2 Consideraciones generales para el diseño y operación

Todos los procesos para RBF requieren el contacto anaerobio del agua residual y el lodo activado, seguido de una zona anóxica o aerobia para la biooxidación de los poli-β-hidroxialcanoatos (PHA) almacenados intracelularmente y el consumo de fósforo por las bacterias acumuladoras de fósforo. En vista de estos requerimientos básicos, las consideraciones de diseño de los procesos para la RBF comprenden (1) necesidades del tratamiento, (2) características del agua residual (afluente), (3) tiempo de contacto en la zona anaerobia, (4) fuentes suplementarias de ácidos grasos volátiles (AGV), (5) TRS y (6) diseño del tanque aerobio y sistema de aeración. Los factores operacionales constituyen (1) el efecto de la adición de nitratos y oxígeno al tanque anaerobio, (2) tratamiento de los lodos de desecho y (3) alcalinidad y potencial de hidrógeno.

Características del agua residual

Debido a que los procesos de RBF se ven afectados por las características del afluente de agua residual, incluyendo la DQO_{fb} y los AGV, la medición de estos constituyentes es esencial para evaluar el diseño y el desempeño de los sistemas para la remoción biológica de fósforo. La cantidad de fósforo removido por estos procesos está relacionado directamente con la cantidad de acetato y propionato tomada por las PAO en la zona anaerobia y convertida en productos carbonosos acumulados que proveen energía y crecimiento en las subsecuentes zonas anóxicas y aerobias (Gerber, 1986). Han sido utilizados diferentes parámetros para evaluar el desempeño de los procesos de remoción biológica de fósforo. Los parámetros mostrados en la Tabla 2.27 están ordenados de acuerdo al de mayor correlación con la utilización de AGV en los sistemas de RBF para alcanzar una concentración de P soluble en el efluente ≤ 0.5 miligramos por litro.

Ilustración 2.25 Proceso Phoredox o A/O

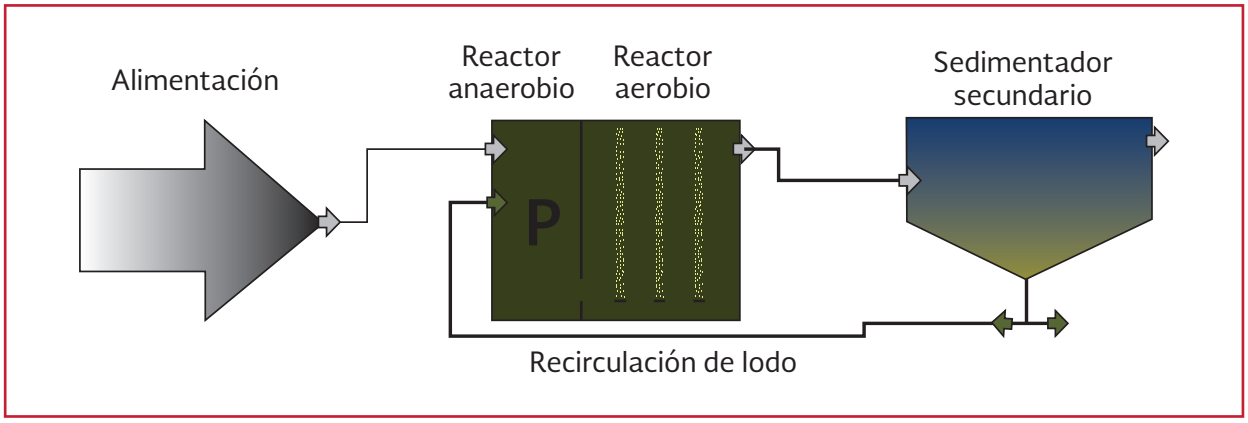


Tabla 2.27 Relaciones mínimas del afluente de agua residual para alcanzar una concentración de P soluble menor a 0.5 $mg \cdot L^{-1}$ en sistemas para RBF

Parámetro	Valor	Referencia
AGV:P	8	(Wentzel *et al.*, 1990)
DQO_{fb}:P	18	(Barnard, 2006)
DBO:P	30	(Sedlak, 1991)
DQO:P	60	(USEPA, 2010)

Fuentes suplementarias de AGV

Una fuente suplementaria de AGV se puede obtener adicionando una fuente de carbono exógeno aceptable o por la producción en el sitio mediante la fermentación del lodo primario de desecho. El proceso de fermentación del lodo primario produce AGV con un 50 por ciento de acetato y 30 por ciento de propionato. La presencia del propionato favorece la selección de los PAO sobre los organismos acumuladores de glucógeno, GAO (por sus siglas en ingles).

La fermentación del lodo primario se puede llevar a cabo en un tanque separado sin calentamiento, en un clarificador de lodos o en un espesador a gravedad. Los TRS del lodo son en el rango de 3 a 6 d, dependiendo de la temperatura, con el fin de evitar la actividad metanogénica, lo cual resultaría con el consumo de los AGV producidos (Rabinowitz & Oldham, 1985). A estos TRS, la producción de AGV varía desde 0.1 a 0.3 g $AGV \cdot g^{-1}$ SSV aplicado al fermentador. La concentración de AGV en el líquido del fermentador puede variar desde 150 a 300 $mg \cdot L^{-1}$, dependiendo del diseño y la operación. Asumiendo que el afluente de agua residual sin tratar tiene una concentración de SSV de 200 $mg \cdot L^{-1}$ y la remoción en el sedimentador primario es del 65 por ciento, el potencial de producción de AGV es de 13 a 26 $mg \cdot L^{-1}$ (normalizado con el flujo del afluente). Para está cantidad de producción de AGV el potencial de remoción de fósforo es de 2 a 4 miligramos por litro. Sin embargo, no todos los AGV producidos son mandados al tanque anaerobio ya que una fracción de los AGV son contenidos en el lodo de desecho del fermentador.

2.4.3 Proceso anaerobio/aerobio con biomasa suspendida

El proceso A/O se utiliza para llevar a cabo conjuntamente la oxidación de carbono y eliminación de fósforo del agua residual. El proceso A/O es un sistema de cultivo en suspensión de lodo único que combina secuencialmente etapas aerobias y anaerobias. Si es requerido que, adicionalmente, se lleve a cabo la nitrificación, es necesario procurar el suficiente tiempo de retención en la fase aerobia. El lodo sedimentado se recircula a la entrada del sistema y se mezcla con el agua residual entrante. Bajo condiciones anaerobias, el fósforo presente en el agua residual y en la masa celular recirculada se libera en forma de fosfatos solubles. En esta etapa también se produce una cierta eliminación de la demanda bioquímica de oxígeno. A continuación, el fósforo es asimilado por la masa celular de la zona aerobia. El fósforo es separado de la corriente líquida a través de la purga del lodo activado. La concentración de fósforo en el efluente depende principalmente de la relación DBO/fósforo en el agua residual a tratar. Se ha

observado que cuando esta relación es superior 10:1 se pueden alcanzar concentraciones de fósforo soluble en el efluente iguales o inferiores a 1 miligramos por litro. En los casos en los que la relación DBO/fósforo es inferior a 10:1, se pueden añadir sales metálicas al proceso para conseguir concentraciones bajas de fósforo en el efluente. En la Tabla 2.28 se presentan los parámetros típicos de diseño para la eliminación de fósforo en un sistema anaerobio/aerobio.

Procedimiento de diseño

1. Selección de la concentración de fósforo deseada en el efluente
2. Determinación de la posible concentración de fósforo en el efluente con base en la relación DQO/P
   - Si la relación DQO/P es mayor que 40, la concentración de P en el efluente será posiblemente menor que 1 $mg \cdot L^{-1}$ con un óptimo diseño y operación
   - Si la relación DQO/P es menor que 40, será difícil obtener una concentración de P menor que 1 $mg \cdot L^{-1}$ en el efluente. Por lo cual, va a ser necesario un sistema de pre-fermentación para adicionar AGV al sistema para RBF o pulimento del efluente mediante precipitación química
3. Determinación del TRH en el tanque anaerobio (TRHan) de acuerdo a las relaciones DQO/DBO y DQO/P
   - Si la relación DQO/DBO es mayor que 2 y la relación DQO/P es mayor que 40, usar la Ilustración 2.26 (a) para seleccionar un TRH apropiado, con base en la remoción de fósforo deseada, si la remoción de fósforo es menor que 6 $mg \cdot L^{-1}$. Si la remoción requerida es mayor que 6 $mg \cdot L^{-1}$, de acuerdo a la Ilustración 2.26 (c) utilizar una fracción de masa anaerobia de 25 por ciento o mayor
   - Si la relación DQO/DBO es mayor que 2 y la relación DQO/P es menor que 40, usar la Ilustración 2.26 (b) para seleccionar un TRH apropiado. Si no se puede alcanzar la concentración de P requerida, utilizar pre-fermentación o pulimento mediante precipitación química. Si es seleccionado precipitación química, usar el TRH seleccionado de la Ilustración 2.26 (b). Si es seleccionado pre-fermentación, usar una fracción de masa anaerobia de 5 a 10 por ciento
   - Si la relación DQO/DBO es menor que 2 y la relación DQO/P es mayor que 40, usar un TRH mínimo de 90 min o una fracción de masa anaerobia mínima de 15 por ciento
   - Si la relación DQO/DBO es menor que 2 y la relación DQO/P es menor que 40, usar un TRH mínimo de 90 min o una fracción de masa anaerobia mínima de 15 por ciento. Sin embargo, utilizar la Ilustración 2.26 (b) para estimar si es o no

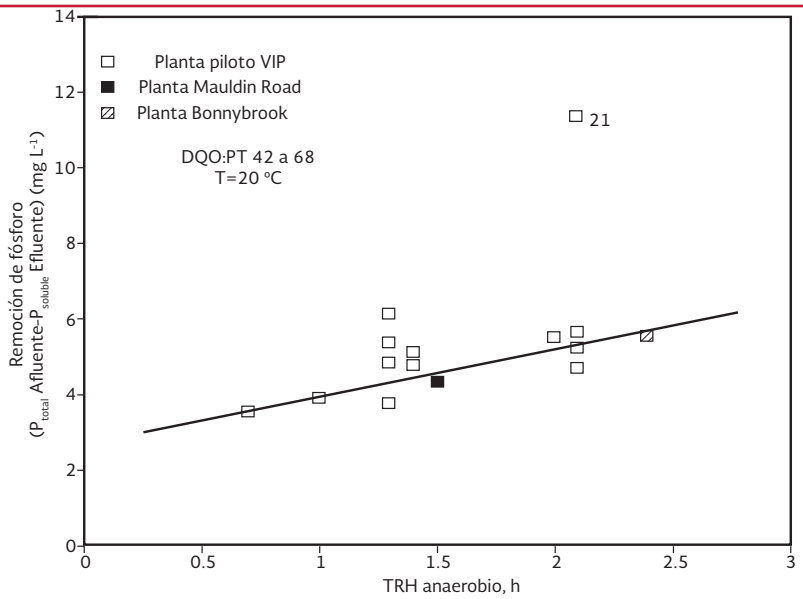
Tabla 2.28 Parámetros típicos de diseño de un sistema A/O

Proceso	TRS, d	SSLM, $mg \cdot L^{-1}$	TRH, h		RLA, por ciento de afluente
			Zona anaerobia	Zona aerobia	
A/O	2-5	3000-4000	0.5-1.5	1-3	25-100

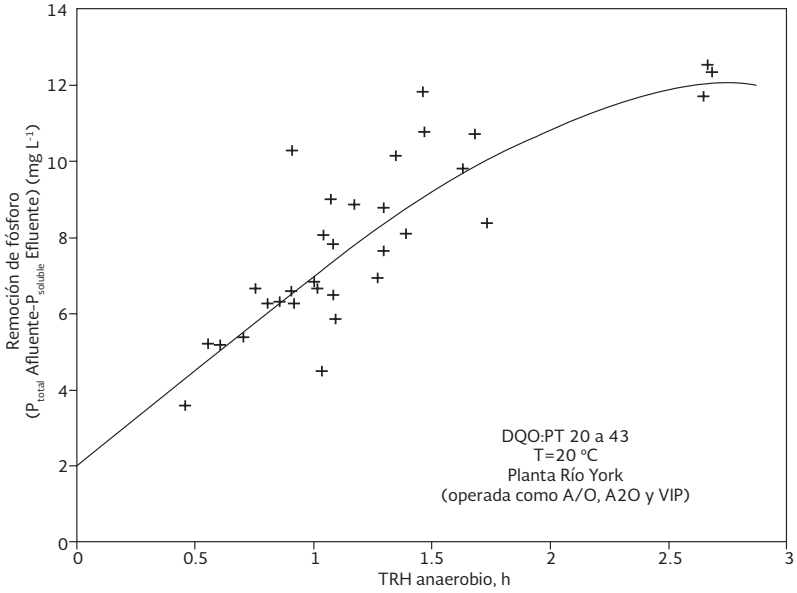
Notas:
RLA-Recirculación de lodos activados.

Ilustración 2.26 Efecto del TRH anaerobio y la fracción de masa anaerobia en la remoción biológica de fósforo

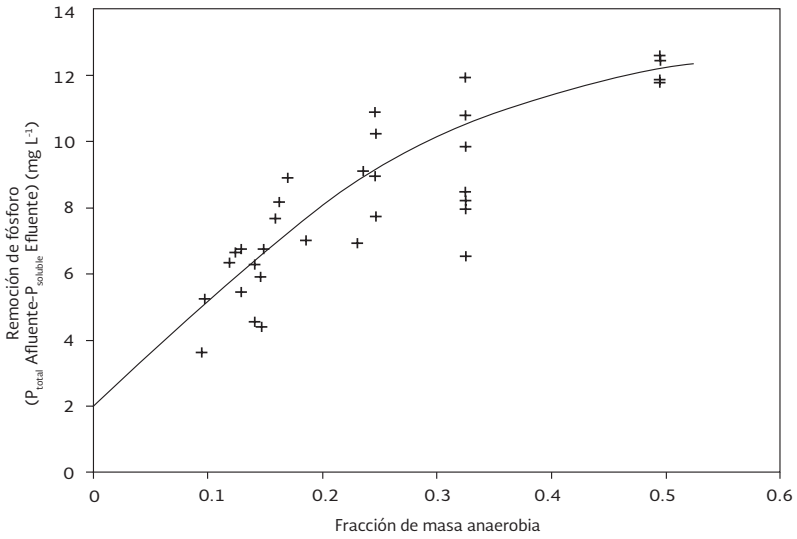
a)



b)



c)



suficiente la remoción de fósforo que puede ser obtenida con un TRH en el tanque anaerobio de 2 h o menos para alcanzar la calidad del efluente deseada. Si no se puede alcanzar la concentración de P requerida, utilizar pre-fermentación o pulimento mediante precipitación química

4. Si la DQO del agua residual está limitada, por ejemplo, DQO/P menor que 40, corregir el TRH en el tanque anaerobio seleccionado por efecto de la temperatura usando un valor de θ de 1.045 para temperaturas menores a 20 grados Celsius
5. Determinación del volumen del reactor anaerobio con la Ecuación 2.45

$$V_{an} = \frac{Q}{TRH_{an}} \qquad \text{Ecuación 2.45}$$

6. Determinación del requerimiento de potencia del sistema de mezclado en el reactor anaerobio
7. Determinación del volumen del reactor aerobio con base en la producción diaria de SST ($P_{X,SST}$)
8. Verificar que el TRH del tanque aerobio este dentro de los parámetros típicos de un sistema A/O
9. Determinación del requerimiento del oxígeno en el tanque aerobio
10. Determinación de la concentración de P removido en el lodo de exceso

2.4.4 Proceso Phostrip

En el proceso Phostrip, se desvía a un tanque anaerobio de eliminación de fósforo, una parte del lodo de recirculación del proceso de tratamiento biológico. El tiempo de retención en el tanque anaerobio varía, normalmente entre 8-10 horas. El fósforo liberado en este tanque se extrae junto con el sobrenadante, y el lodo activado de bajo contenido en fósforo se recircula al tanque de aireación. El sobrenadante rico en fósforo se trata con cal o con otro coagulante en un tanque independiente, y se conduce a los tanques de sedimentación primaria o a un tanque de floculación-clarificación independiente para separar los sólidos. El fósforo se extrae del sistema como componente del precipitado químico. Los sistemas Phostrip diseñados con criterios conservadores y los sistemas de lodos activados asociados son capaces de conseguir, consistentemente, efluentes con contenidos totales de fósforo inferiores a 1.5 $mg \cdot L^{-1}$ antes de la filtración.

2.4.5 Nuevas tecnologías

Proceso BCFS®

El proceso BCFS® (traducido del holandés, remoción química-biológica de nitrógeno y fosforo) fue desarrollado por "Groot Salland". Este proceso está basado en las ideas del proceso Phostrip, evitando la las grandes inversiones en

Tabla 2.29 Parámetros típicos de diseño para un sistema PhoStrip

Proceso	TRS, d	SSLM, $mg \cdot L^{-1}$	TRH, h		RLA, por ciento de afluente	Recirculación interna; por ciento del afluente
			Zona anaerobia	Zona aerobia		
PhoStrip	5-20	1000-3000	8-12	4-10	50-100	10-20

Notas:
RLA-Recirculación de lodos activados.

infraestructura extra. El proceso es diseñado especialmente para optimizar la actividad de los organismos acumuladores de fósforo desnitrificantes, por sus siglas en ingles DPAO (van Loosdrecht *et al.*, 1998).

Se puede optimizar la nitrificación operando altos TRS (45 días). La baja producción de lodos asociada limita la capacidad de remoción intracelular de fósforo (van Loosdrecht *et al.*, 1997). El fósforo que no pudo ser acumulado en el lodo, es removido químicamente. Por lo tanto, es situado un compartimiento al final del tanque anaerobio constituido por bafles, en el cual sedimenta parcialmente el lodo. El sobrenadante rico en fósforo es bombeado del tanque y precipitado en el espesador de lodos (van Loosdrecht *et al.*, 1998;1997)

Sistema Renpho y Renpho modificado

En el sistema Renpho (Anaerobio/Aerobio/Anóxico/Aerobio) (Rensink *et al.*, 1988), el afluente y la recirculación directa de lodos son mezclados en la fase anaerobia donde es liberado el fosforo. Subsecuentemente, el lodo pasa a través de una fase aerobia donde se lleva a cabo la acumulación de fósforo y la nitrificación. En la fase anóxica, una corriente de afluente es añadida y los nitratos formados son reducidos, previsto de electrones por la materia orgánica fácilmente biodegradable presente en la alimentación. En la fase aerobia final, son removidos la materia orgánica y fósforo remanentes. Después de la sedimentación, una fracción de los lodos son bombeados a un separador anaerobio, donde es liberado el fósforo de las células, Los lodos son recirculados a la primera fase aerobia. El sobrenadante del separador es generalmente mandado a un Crystalactor®, en el cual es recuperado el fósforo.

Sin embargo, la remoción de nitrógeno en el sistema Repho es de 70 por ciento a bajas temperaturas y 80 por ciento a altas temperaturas. Para mejorar la nitrificación-desnitrificación, en el sistema Renpho modificado el lodo procedente del separador anaerobio es recirculado a la fase anóxica, permitiendo el desarrollo de organismos DPAO (Rensink *et al.*, 1997).

2.4.6 Procesos de recuperación de fósforo

El fósforo mineral, el cual es utilizado como principal fuente de fósforo en las prácticas modernas de agricultura es un recurso limitado. Se ha proyectado que ocurra un consumo significativo de las reservas globales de fósforo a finales del siglo XXI (Cordell *et al.*, 2009); No obstante, basados en las más recientes proyecciones, las reservas conocidas estarán disponibles hasta los próximos 300 a 400 años (van Kauwenbergh, 2010). Sin embargo, con el aumento de la demanda de fósforo y la exploración de nuevas reservas, la extracción de minerales de menor calidad y la adopción de equipos de procesamiento más costosos, aumentará el precio del fósforo en el futuro. Por ello, el fósforo presente en los lodos de las plantas de tratamiento de aguas residuales y las corrientes de retorno pueden ser vistos como un activo que debe ser recuperado y reutilizado como fertilizante en lugar de un nutriente que debe ser tratado y dispuesto.

Recuperación de fósforo como fosfato de magnesio y amonio

El fosfato de magnesio y amonio, comúnmente conocido como estruvita, tiene una limitada solubilidad en agua y forma incrustaciones en las estructuras de salida de los digestores anae-

robios y en los procesos subsecuentes (equipos de desaguado, tuberías de conducción de las corrientes secundarias) causando problemas operacionales y de mantenimiento significativos. El objetivo de los procesos de recuperación de fósforo en forma de estruvita es obtener un producto cristalizado con suficiente pureza y características físicas que lo hagan adecuado para el reúso como fertilizante.

La reacción estequiométrica de la precipitación de estruvita (Ecuación 2.46) se muestra a continuación.

$$Mg^{+2} + NH_4^{+} + PO_4^{-3} + 6H_2O \rightarrow MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$$

Ecuación 2.46

Típicamente, el producto de las concentraciones molares de los iones que constituyen la estruvita en el líquido del digestor anaerobio no es suficientemente alto para inducir significativamente la formación de estruvita, por lo que limita la recuperación de la estruvita. Para resolver esta limitación en el proceso, es añadida una sal de magnesio a un cristalizador. La adición del magnesio es no solo el único requerimiento para la generación de estruvita. El pH y las condiciones hidrodinámicas dentro del cristalizador deben ser controlados para optimizar la remoción del fósforo y generar un producto de suficiente tamaño que pueda ser separado fácilmente de la fase líquida y de otros sólidos suspendidos.

Procesos fisicoquímicos para la recuperación de fósforo

Algunos procesos físico-químicos utilizados para la recuperación de fósforo, basados en cristalización del fósforo en forma de estruvita se presentan a continuación:

Proceso AirPrex®

Este proceso fue desarrollado por Berliner Wasserbetriebe (Alemania) en colaboración con el Instituto Tecnológico de Berlín. En este proceso, la estruvita es cristalizada directamente de la corriente de lodos del digestor anaerobio, en lugar de la corriente secundaria, para prevenir la formación de estruvita en el proceso de desaguado del lodo. El proceso AirPrex® consiste en un tanque aerobio con doble etapa, ya sea como tanques separados o como un tanque con una pared de división, con un TRH aproximado de 8 horas. Es utilizado un sistema de aeración en cada etapa para inducir el mezclado del lodo y el arrastre del CO_2 para incrementar el potencial de hidrógeno. Es usado cloruro de magnesio como fuente de magnesio y es agregado en la primera, segunda o ambas etapas. Con la formación de la estruvita y el desarrollo de partículas con suficiente peso, esta sedimenta al fondo de una sección cónica en cada etapa. El producto es descargado intermitentemente o continuamente de cada etapa y transferido por un tornillo transportador a un lavador de arena. El producto lavado es almacenado húmedo o subsecuentemente secado.

Cristalizador de lecho fluidizado con forma cónica

Este sistema fue desarrollado por Multiform Harvest Inc. (EUA). El cristalizador consiste en una sección cónica y una zona de separación sólido-líquido localizada en la parte superior. Las dimensiones de la sección cónica son seleccionadas para proveer un rango deseable de velocidad de ascensión superficial. El TRH es típicamente menor a 1 hora. Con el crecimiento de los cristales de estruvita, estos sedimentan hacia el fondo del cono donde son removidos

intermitentemente, procesados a través de un tamiz o un tambor, desinfectados y embolsados para un subsecuente procesamiento. El cloruro de magnesio y el hidróxido de sodio son añadidos a través de un sistema de inyección por el fondo del cono para proveer condiciones supersaturadas e incrementar el pH al rango deseado.

Crystalactor®

El Crystalactor® es un cristalizador de lecho fluidizado desarrollado por DHV (Holanda). El cristalizador consiste de un reactor cilíndrico con una zona de separación sólido-líquido localizada en la parte superior. El efluente es recirculado por el fondo del reactor donde es mezclado con la corriente secundaria e inyectado al cristalizador a través de unas boquillas para alcanzar una óptima distribución del líquido. La tasa de recirculación es ajustada para mantener una velocidad de ascensión superficial en un rango de 40 a 75 $m \cdot h^{-1}$ en la sección de reacción del tanque. El TRH basado en el flujo de la corriente secundaria es típicamente menor a 1 hora.

Proceso NuReSys®

El proceso NuReSys® (NUtrien REcovery SYstem) fue desarrollado por Akwadok/NuReSys (Belgica). El proceso consiste en un tanque de arrastre de CO_2 seguido de un cristalizador agitado mecánicamente y una zona de sedimentación. El tanque de arrastre opera a un TRH de 0.5 a 1 h donde el CO_2 es arrastrado mediante agitación mecánica y aireación. En el cristalizador, la agitación mecánica provee el mezclado y la hidrodinámica propicia para la formación de los pellets de estruvita. Es utilizado cloruro de magnesio como una fuente de magnesio e hidróxido de sodio para ajustar el pH entre 8.1 a 8.3; el TRH típico en el cristalizador es 0.5 a 1 hora.

Proceso Phosnix®

El cristalizador Phosnix®, desarrollado por Unitika Ltd (Japón), consiste en una zona cilíndrica de reacción con una sección de fondo cónico y una sección de separación sólido-líquido-gas en la parte superior. El cristalizador es aireado para proporcionar mezclado e incrementar el pH mediante el arrastre del CO_2 del líquido. Es utilizado cloruro de magnesio como una fuente de magnesio e hidróxido de sodio para ajustar el potencial de hidrógeno.

2.4.7 Ejemplo de diseño del sistema anaerobio/aerobio

Se desea diseñar un sistema A/O para el tratamiento de un agua residual con un caudal promedio de 4000 $m^3 \cdot d^{-1}$ (46 $L \cdot s^{-1}$), una concentración de DBO y fósforo total del efluente del sedimentador primario de 224 $mg \cdot L^{-1}$ y 6 $mg \cdot L^{-1}$ respectivamente. Dimensionar el tanque anaerobio y aerobio para alcanzar una concentración de DBO en el efluente del sistema de 6 miligramos por litro. También, estimar la cantidad de fósforo removido en el proceso. El diagrama de flujo de este sistema se presenta en la Ilustración 2.25; en la Tabla 2.30 se presentan los parámetros de diseño del sistema.

1) Determinación de la posible concentración de fósforo en el efluente con base en la relación DQO/P

$$DQO = 1.8(224\ mg \cdot L^{-1}) = 403\ mg \cdot L^{-1}$$

$$\frac{DQO}{P} = \frac{403\ mg \cdot L^{-1}}{6\ mg \cdot L^{-1}} = 67.2$$

Tabla 2.30 Parámetros de diseño-Ejemplo sistema anaerobio/aerobio

Características del agua residual	
DBO afluente, S_0 (mg·L^{-1})	224
DBO efluente, S_e (mg·L^{-1})	6
DQO/ DBO	1.8
Fósforo total afluente, PT_{afl} (mg·L^{-1})	6
Fracción de la DQO del afluente fácilmente biodegradable (f_{fb})	0.25
Concentración de AGV en el afluente, AGV(mg·L^{-1})	15
SST_0 (mg·L^{-1})	90
SSV_0 (mg·L^{-1})	70
SSV/ SST	0.77
SSV_{nb} (mg·L^{-1})	30
Temperatura (° C)	24
Coeficientes cinéticos (Con base en la Tabla 2.5)	
Coeficiente de rendimiento, Y (mg SSV·mg^{-1} DBO)	0.4
Coeficiente de decaimiento endógeno a T=20 °C, k_d (d^{-1})	0.1
Fracción de masa celular que permanece como residuo celular, f_d (adimensional)	0.2
Parámetros de diseño (Con base en la Tabla 2.28)	
TRS (d)	3
X_{SSLM} (mg·L^{-1})	4000
X_{SSVLM}/ X_{SSLM}	0.77

Como la relación DQO/P es mayor que 40, es posible alcanzar una concentración de PT menor que 1 miligramo por litro.

2) Determinación del TRH en el tanque anaerobio de acuerdo a las relaciones DQO/DBO y DQO/P

Como la relación DQO/DBO es menor que 2 y la relación DQO/P es mayor que 40, se utilizará un TRH mínimo de 90 minutos.

3) Determinación del volumen del reactor anaerobio

$$V_{an} = (4000\, m^3 \cdot d^{-1})(0.0625\, h) = 250\, m^3$$

4) Determinación del requerimiento de potencia del sistema de mezclado en el reactor anaerobio

$$P = V_{an}\left[\frac{10\, kW}{10^3 m^3}\right] \qquad \text{Ecuación 2.47}$$

Donde:

P = Potencia requerida, kW

V_{an} = Volumen del tanque anaerobio, m^3

$$P = (250\, m^3)\left[\frac{10\, kW}{10^3 m^3}\right] = 2.5\, kW$$

5) Determinación del volumen del reactor aerobio

a) Cálculo de la producción diaria de SST ($P_{X,SST}$) por medio de la siguiente ecuación

$$P_{X,SST} = \frac{QY(S_0 - S_e)}{1 + k_d(TRS)}\frac{1}{0.85} + \\ + \frac{f_d k_d QY(S_0 - S_e)(TRS)}{1 + K_d(TRS)}\frac{1}{0.85} + QSSV_{nb} + \\ + Q(SST_0 - SSV_0)$$

Corrección por temperatura del coeficiente cinético k_d:

$$k_{d,T} = k_{d,20\,°C}\,\theta^{T-20}$$

$$k_{d,24\,°C} = 0.1(1.04)^{24-20} = 0.117\,d^{-1}$$

$$P_{X,SST} = \frac{(4000\,m^3\cdot d^1)(0.4\,g\cdot g^{-1})[(224-6)g\cdot m^{-3}]}{1+(0.117\,d^{-1})(3d)}\frac{1}{0.85} +$$
$$+\frac{(0.2)(0.117\,d^{-1})(4000\,m^3\cdot d^{-1})(0.4\,g\cdot g^{-1})[(224-6)g\cdot m^{-3}](3\,d)}{1+(0.117\,d^{-1})(3\,d)}\frac{1}{0.85} +$$
$$+(4000\,m^3\cdot d^{-1})(30g\cdot m^{-3})+(4000\,m^3\cdot d^{-1})[(90-70)g\cdot m^{-3}]$$

$$P_{X,SST} = 303\,740 + 21\,323 + 120\,000 + 80\,000 =$$
$$= 525\,063\,g\,SST\cdot d^{-1} \approx 525\,kg\,SST\cdot d^{-1}$$

Por lo tanto, para determinar el volumen del tanque de aireación se utiliza la Ecuación 2.48

$$V_{ae} = \frac{P_{X,SST}\,TRS}{X_{SSLM}} \qquad \text{Ecuación 2.48}$$

$$V_{ae} = \frac{(525\,063\,g\,SST\cdot d^{-1})(3\,d)}{(4000\,g\cdot m^{-3})} = 393.8\,m^3 \approx 394\,m^3$$

b) Verificación del TRH en el tanque aerobio

$$TRH = \frac{394\,m^3}{4000\,m^3\cdot m^{-3}} = 0.09\,d = 2.2\,h$$

El TRH en el tanque aerobio está dentro de los valores típicos de un proceso anaerobio/óxico

c) Determinación del requerimiento del oxígeno en el tanque aerobio

$$R_0 = Q(S_0 - S_e) - 1.42P_{X,bio} \qquad \text{Ecuación 2.49}$$

Donde:

$$P_{X,bio} = \frac{QY(S_0-S_e)}{1+k_d(TRS)} + \frac{f_d k_d QY(S_0-S_e)(TRS)}{1+k_d(TRS)}$$

$$P_{X,bio} = \frac{(4000\,m^3\cdot d^{-1})(0.4\,g\cdot g^{-1})[(224-6)g\cdot m^{-3}]}{1+(0.117\,d^{-1})(3)d} +$$
$$+\frac{(0.2)(0.117\,d^{-1})(4000\,m^3\cdot d^{-1})(0.4\,g\cdot g^{-1})[(224-6)g\cdot m^{-3}](3\,d)}{1+(0.117\,d^{-1})(3\,d)}$$

$$P_{X,bio} = 258\,179 + 18\,124 = 276\,303\,g\,SSV\cdot d^{-1}$$

Por lo tanto, el requerimiento de oxígeno es:

$$R_0 = 4000\, m^3 d^{-1}[(224-6) g \cdot m^{-3}] - \\ -1.42(276\,303.31\, g\, SST \cdot d^{-1})$$

$$R_0 = 479\,649\, g \cdot d^{-1} \approx 480\, kg \cdot d^{-1}$$

6) Determinación de la concentración de P removido en el lodo de exceso
   a) Cálculo de la DQO_{fb} en el afluente

$$DQO_{fb} = 0.25(403\, g\, m^{-3}) = 100.8\, g \cdot m^{-3}$$

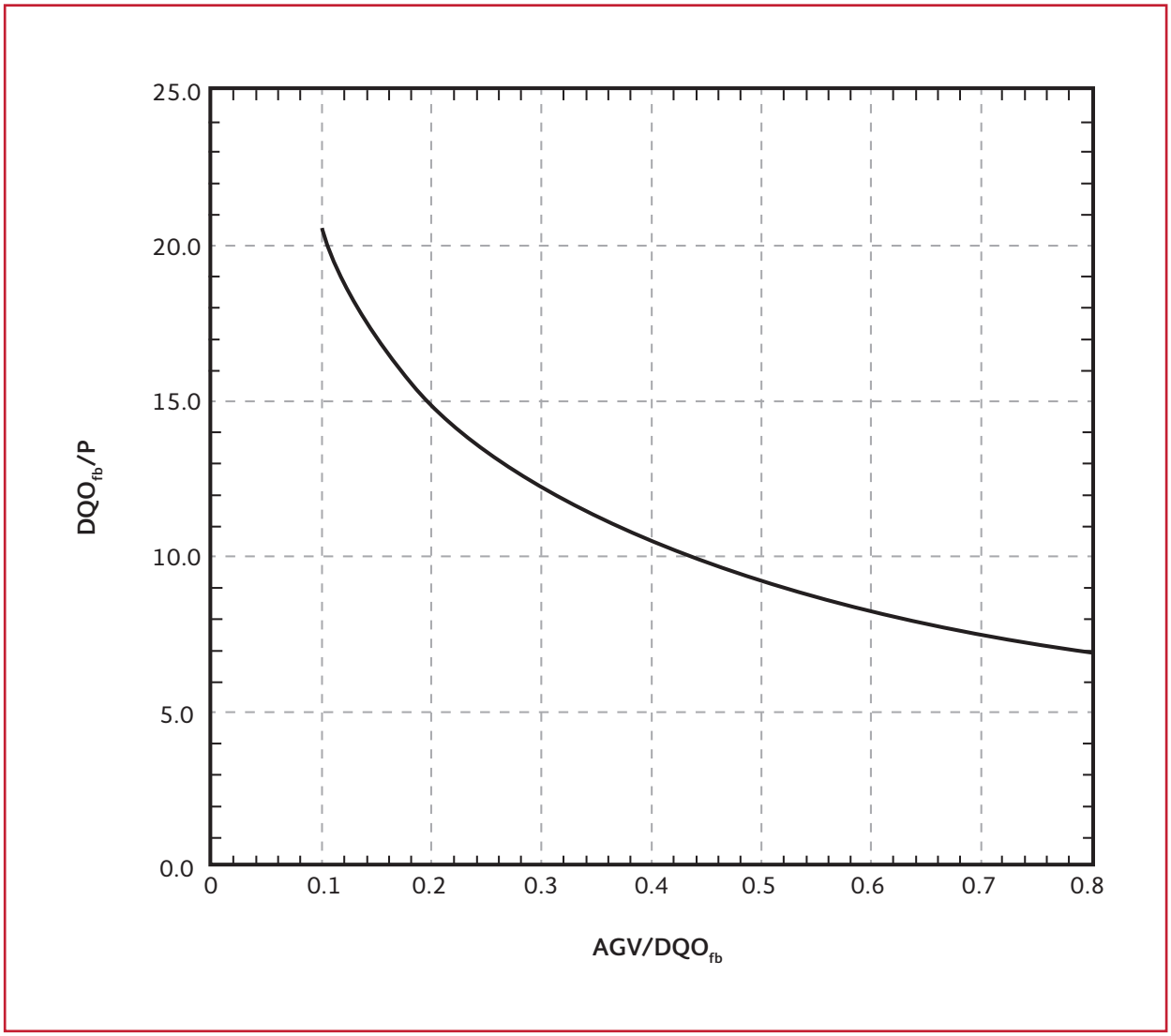
$$Q \times DQO_{fb} = (4000\, m^3 \cdot d^{-1})(100.8\, g\, m^{-3}) = 403\,200\, g\, d^{-1}$$

   b) Determinación de la remoción de P en el proceso de RBF

$$\frac{AGV}{DQO_{fb}} = \frac{15\, g \cdot m^{-3}}{100.8\, g \cdot m^{-3}} = 0.15$$

De la Ilustración 2.27 con una relación AGV/DQOfb de 0.15, la relación DQOfb/ P es de 17. Por lo tanto, la remoción de P es igual a:

Ilustración 2.27 Cantidad de DQOfb para la RBF relacionada con el contenido de AGV



$$Remoción\ P(RBF) = \frac{DQO_{fb} disponible}{\frac{DQO_{fb}}{P}} = \frac{100.8\ g\ DQO_{fb} \cdot m^{-3}}{17\ g\ DQO_{fb} \cdot g^{-1} P} = 5.9\ g\ P \cdot m^{-3}$$

$$Remoción\ P(sintésis) = 0.015 P_{X,bio} = (0.015\ g\ P \cdot g^{-1} SSV)(276\,303\ g\ SSV \cdot d^{-1}) = 4\,145\ g\ P \cdot d^{-1}$$

$$Remocion\ P(sintésis) = \frac{4\,145\ g\ P \cdot d^{-1}}{4000\ m^3 \cdot d^{-1}} = 1.04\ g\ P\ m^{-3}$$

$$P_{efl} = P_{afl} - Remoción\ P(RBF) - Remoción\ P(síntesis) = 6\ g\ P\ m^{-3} -$$
$$-5.9\ g\ P\ m^3 - 1.04\ g\ P\ m^{-3} = -0.9\ g\ P\ m^{-3} \approx 0\ g\ P\ m^{-3}$$

c) Determinación del por ciento de P contenido en el lodo de exceso

$$Remocion\ P(sistemas) = [(6-0)\ g\ P \cdot m^{-3}]$$
$$(4000\ m^3 \cdot d^{-1}) = 24\,000\ g\ P \cdot d^{-1}$$

$$P\ lodo\ exceso = \frac{Remocion\ P(sistema)}{P_{X,SST}} =$$
$$= \frac{(24\,000\ g\ P \cdot d^{-1})(100)}{525\,063\ g\ SST\ d^{-1}} = 4.6\ por\ ciento$$

Por lo tanto, todo el fósforo del afluente puede ser removido por el sistema, inclusive tiene la capacidad de remover más fósforo del que contiene el agua residual.

2.5. Procesos biológicos para remoción de nitrógeno y fósforo

Los sistemas para la remoción simultánea de nitrógeno y fósforo están orientados para alcanzar en un solo sistema:

1. Remoción de DQO
2. Remoción de N (nitrificación/desnitrificación)
3. Remoción de fósforo

En algunos países, el diseño de sistemas para la remoción simultánea de nitrógeno y fósforo usualmente se enfoca en la RBF con desnitrificación, debido a los límites máximos permisibles de P en los efluentes y solo en ciertos casos, las concentraciones de nitratos en el efluente son reguladas. Por consiguiente, el principio fundamental de diseño de estos sistemas es asegurar que el reactor anaerobio está protegido de la recirculación de nitratos. Este principio fundamental va a determinar la selección de la configuración del sistema (A^2O, Bardenpho modificado, UCT modificado, JHB o VIP).

2.5.1 Fundamentos teóricos y sistemas

Remoción de fósforo con nitrificación y alta relación DBO/P

En aplicaciones donde es necesaria la nitrificación para alcanzar los límites de descarga, los nitratos pueden estar presentes en la zona anaerobia, perjudicando el desempeño del proceso para la RBF. Otras bacterias heterótrofas no-PAO, pueden usar los nitratos presentes en la alimentación del tanque anaerobio consumien-

do DQO_{fb} en la reducción de los nitratos, dejando menos DQO_{fb} disponible para las bacterias acumuladoras de fósforo. Con menos DQO_{fb} disponible, hay un menor crecimiento de las PAO y remoción de fósforo. Si no hay remoción de nitratos en los sistemas con nitrificación, no es posible la remoción de fósforo. Un proceso muy común para la remoción de nitratos es el sistema Ludzack-Ettinger Modificado (LEM), y cuando es precedido por un tanque anaerobio para la remoción de fósforo, es conocido como proceso A^2O (anaerobio-anóxico-aerobio). En el proceso A^2O, los nitratos son removidos en los tanques anóxico/aerobio. Sin embargo, la recirculación de lodos al tanque anaerobio presenta nitratos. Si el afluente tiene una relación DBO/P alta (típicamente mayor a 30/1) es probable que haya suficiente DQO_{fb} tanto para la remoción de nitratos y para el crecimiento de las bacterial acumuladoras de fósforo. Para aguas residuales con cargas orgánicas bajas o con baja relación DBO/P, la cantidad de DQO_{fb} en el afluente consumida por las bacterias heterótrofas desnitrificantes es tal que no hay suficiente DQO_{fb} para soportar el crecimiento de las PAO necesario para la remoción de fósforo.

Remoción de fósforo con nitrificación y baja relación DBO/P

En algunas aplicaciones es necesario tener pocos o ausencia de nitratos en el licor mezclado de recirculación a la zona anaerobia, de manera que toda la DQO_{fb} pueda ser usada por las PAO para lograr la remoción deseada de fósforo. Es deseable evitar la presencia de nitratos en la recirculación a la zona anaerobia con aguas residuales con carga orgánica baja, baja relación DBO/P y/o en casos donde se requiere mejorar la eficiencia del proceso sin adición de químicos. El proceso Universidad de Capetown (UCT), es un proceso común para la RBF que ha sido utilizado en la remoción anóxica-aerobia de nitrógeno para prevenir la adición de nitratos al tanque anaerobio. En este proceso, la recirculación de lodos es dirigida a la zona anóxica en lugar de la zona anaerobia. La recirculación de biomasa al tanque anaerobio es tomada de la zona anóxica o del efluente donde la concentración de nitratos es típicamente menor a 0.5 miligramos por litro.

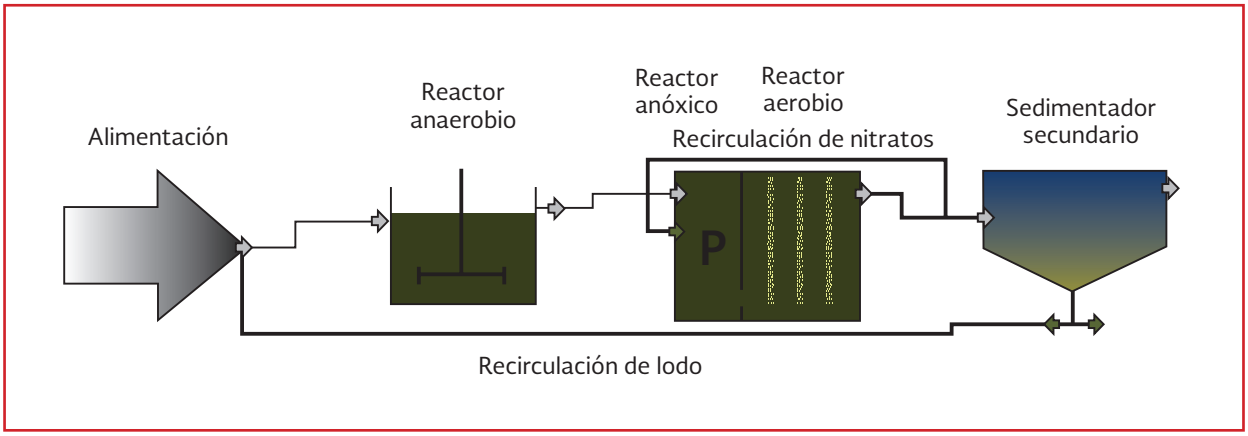
Proceso A^2O (anaerobio/anóxico/aerobio)

Este sistema es similar al proceso A/O, excepto por la ubicación de una etapa anóxica entre la etapa anaerobia y aerobia. En la Ilustración 2.28 es presentada la configuración del proceso anaerobio/anóxico/aerobio.

El sistema debe ser diseñado y operado para realizar en la etapa anaerobia la liberación de fosfatos con un subsecuente consumo celular de estos en la siguiente etapa aerobia. El TRS debe ser seleccionado para asegurar una biocenosis nitrificante a la temperatura de diseño. El TRH de la zona aerobia debe ser suficiente para llevar a cabo la nitrificación y la oxidación de la materia orgánica. El tiempo de retención hidráulico en la zona anóxica es de 1 a 3 h, dependiendo de las características del agua residual y de la cantidad de nitratos que se van a remover.

El licor mezclado nitrificado es recirculado a la zona anóxica donde ocurre la desnitrificación a una tasa de recirculación del afluente de 100 al 400 por ciento. Debido a la recirculación del licor mezclado de la zona aerobia a la zona anóxica, la influencia negativa de los nitratos en la liberación anaerobia de fosfatos es reducida ya que solo son introducidos nitratos a la zona anaerobia por la recirculación de lodo. Por lo

Ilustración 2.28 Proceso A^2O



tanto, en el proceso A^2O, la nitrificación ocurre tanto en la zona anóxica como en la anaerobia.

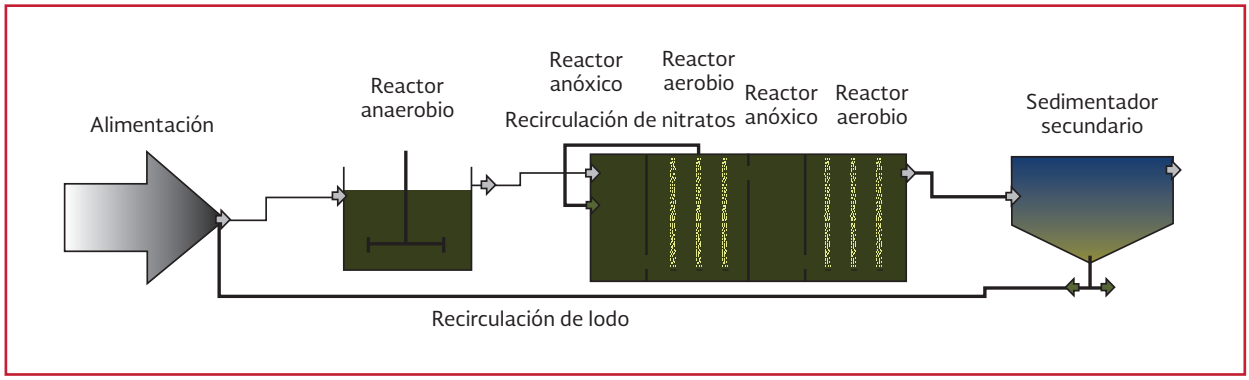
El afluente a la etapa anaerobia debe contener materia orgánica para dos propósitos: 1) Para servir como sustrato en la acumulación de AGV por las PAO y, 2) para servir como sustrato orgánico en la desnitrificación de los nitratos provenientes de la recirculación de lodo. En el proceso A^2O se han alcanzado eficiencias de remoción de nitrógeno del 40 al 70 por ciento; la capacidad de remoción de fósforo de este proceso es poco menor que la del proceso anaerobio/aerobio.

Proceso Bardenpho modificado

En contraste con los procesos de altas tasas de operación (A/O y A^2O), el proceso Bardenpho modificado es generalmente diseñado a bajas cargas para mejor la remoción de nitrógeno del sistema. En la Ilustración 2.29 es presentado un esquema del proceso Bardenpho modificado. Este sistema es una modificación del sistema original Bardenpho, en el cual es añadida una zona anaerobia al inicio del tren para inducir la remoción de fósforo. El resto del sistema es esencialmente el mismo que el proceso Bardenpho, con zonas anóxica/aerobia/anóxica/aerobia en serie y con recirculación del licor mezclado desde la primera zona aerobia a la primera zona anóxica. La recirculación de lodo activado es dirigida al afluente de la zona anaerobia.

La zona anaerobia añadida promueve la fermentación y el consumo de sustrato/liberación de fósforo típico en los procesos de remoción bioló-

Ilustración 2.29 Proceso Bardenpho modificado



gica de fósforo. Por lo tanto, el consumo de fósforo se lleva a cabo en la primera zona aerobia. La última zona aerobia sirve para prevenir condiciones anaerobias en el sedimentador secundario y la asociada liberación de fósforo en el efluente de la planta. El TRS en el proceso Bardenpho modificado es típicamente de 10 a 20 días. En este sistema se han reportado concentraciones de fósforo en el efluente de 3 $mg \cdot L^{-1}$ o menores.

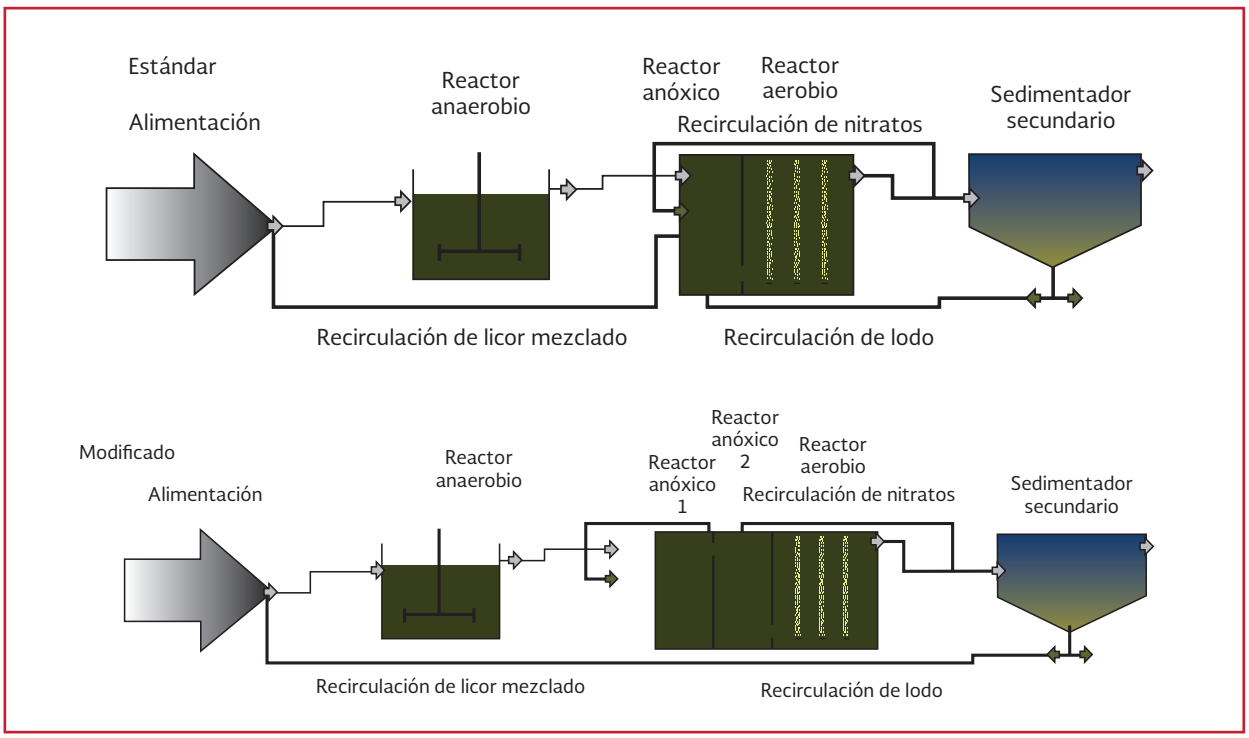
Proceso Universidad de Capetown (UCT)

El proceso UCT (Ilustración 2.30) fue desarrollado en la Universidad de Cape Town (Sudáfrica) para minimizar el efecto de los nitratos que entran a la zona anaerobia en los procesos para RBF tratando aguas con baja carga. El proceso UCT tiene tres corrientes de recirculación en lugar de dos como en el proceso A^2O. El lodo activado recirculado del sedimentador secundario es dirigido a la zona anóxica en lugar de la zona anaerobia. Similar al proceso A^2O, una recirculación interna alimenta los NO_x a la zona anóxica de la zona aerobia. La zona anaerobia recibe licor mezclado de la zona anóxica en lugar de la recirculación de lodo activado por lo cual, se elimina la introducción de nitratos a la zona anaerobia. Por lo tanto, está disponible más DQO_{fb} para las PAO en la zona anaerobia, mejorando la eficiencia de la RBF. Debido a que la zona anaerobia de este proceso recibe licor mezclado a una concentración menor que en el proceso A^2O, el tiempo de retención en el tanque anaerobio debe ser mayor que el usado en el proceso Phoredox y varía en un rango de 1 a 2 horas. La tasa de recirculación al tanque anaerobio es típicamente 2 veces el caudal del afluente.

Proceso UCT Modificado

Para simplificar la operación del sistema UCT, se buscó una modificación la cual permitiera que no fuera necesario un cuidadoso control de la recircu-

Ilustración 2.30 Proceso UCT y Proceso UCT Modificado



lación. Esto permitió la modificación del sistema UCT llamado UCT modificado. En este sistema, el reactor anóxico es subdividido en dos reactores, el primero teniendo una fracción de masa de lodo aproximadamente de cero punto uno.

Experiencias con el sistema UCT (Siebritz *et al.*,1982) indicaron la existencia de problemas en el control del proceso. La recirculación de licor mezclado desde el tanque aerobio debe ser controlada cuidadosamente para evitar una sobre carga de nitratos en el tanque anóxico y la descarga de estos en el tanque anaerobio. En sistemas a escala real, no es posible un buen control de la recirculación debido a la incertidumbre en la relación DQO/NTK, particularmente bajo condiciones de flujo y carga cíclicos.

En el proceso UCT Modificado (Ilustración 2.30), la recirculación de lodo activado es dirigida al tanque anóxico que no recibe la recirculación interna de nitratos. Los nitratos son reducidos en este tanque, y el licor mezclado de este tanque son recirculados al tanque anaerobio. El segundo tanque anóxico sigue al primer tanque anóxico y este recibe la recirculación interna de nitratos del tanque aerobio para proveer una mayor remoción de nitratos en el sistema. En la Ilustración 2.30 se presenta el diagrama de flujo de los procesos UCT estándar y modificado.

Proceso VIP (Virginia Initiative Plant)

El proceso VIP es similar a los proceso A^2O y UCT excepto por el número de etapas y los métodos de recirculación utilizados. En el proceso VIP, todas las zonas son divididas en al menos 2 etapas en tanques completamente mezclados en serie. El lodo recirculado es descargado al afluente de la zona anóxica junto con la recirculación nitrificada de la zona aerobia. El licor mezclado de la zona anóxica es recirculado a la entrada del tanque anaerobio. El proceso VIP es diseñado como un sistema de alta tasa, operando a TRS cortos, lo cual incrementa la remoción biológica de fósforo. El TRS combinado de las zonas anaerobia y anóxica es generalmente de 1.5 a 3 d, mientras que el TRH en estas zonas es típicamente de 60 a 90 min en cada uno. La zona aerobia es diseñada para nitrificación. En la Ilustración 2.31 se muestra el diagrama de flujo de este sistema.

Proceso Johannesburgo (JHB)

El proceso JHB (Ilustración 2.32) inventado en Johannesburgo, Sudáfrica es una alternativa a los procesos UCT y UCT Modificado para minimizar la adición de nitratos a la zona anaerobia, maximizando la RBF en aguas residuales con baja carga. La recirculación de lodo activado es

Ilustración 2.31 Proceso VIP

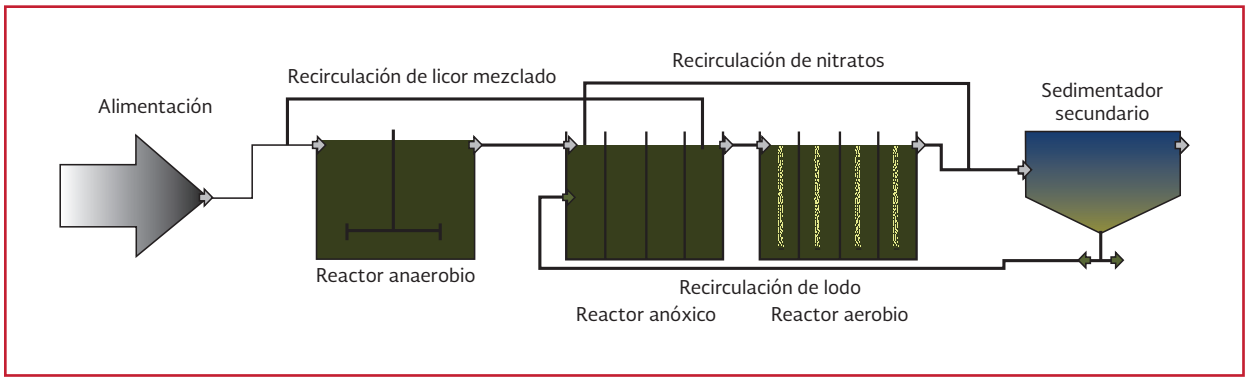
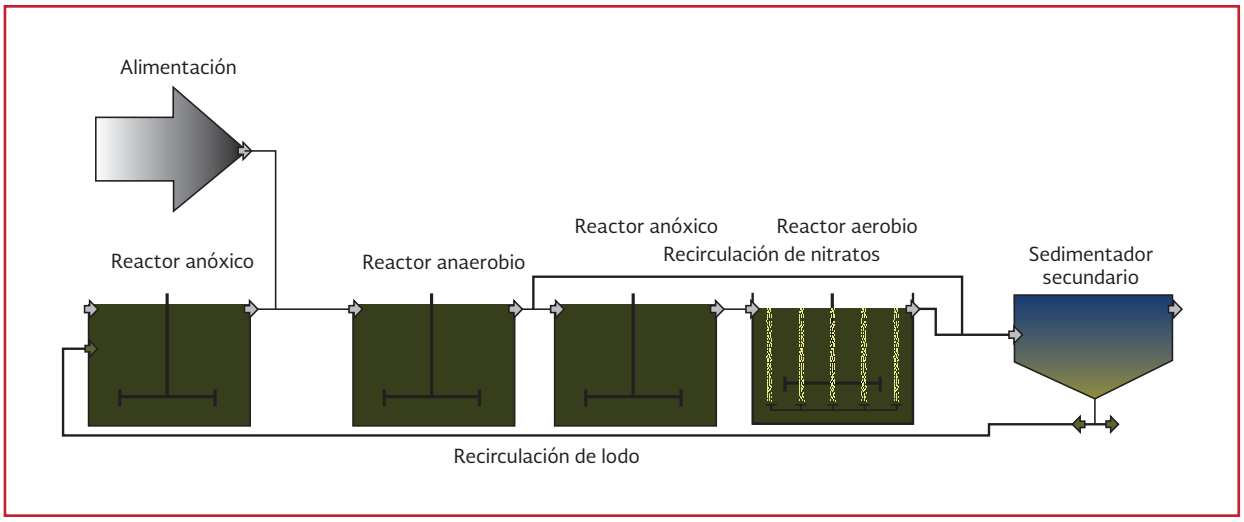


Ilustración 2.32 Proceso JHB



dirigida a la zona anóxica la cual tiene suficiente tiempo de retención para reducir los nitratos en el licor mezclado antes de ser recirculado a la zona anaerobia. La reducción de los nitratos es impulsada por la tasa de respiración endógena en el licor mezclado, y el tiempo de retención en la zona anóxica depende de la concentración de licor mezclado, temperatura y de la concentración de nitratos en la corriente de recirculación de lodos. Los NO_x producidos en la zona aerobia son recirculados a la zona pre-anóxica a un caudal de 3 a 4 veces el caudal del afluente. Comparado con el proceso UCT, se puede mantener una mayor concentración de SSLM y menor TRH en la zona anaerobia (tiempo de retención alrededor a 1 h) y son utilizadas dos corrientes de recirculación en lugar de tres.

Reactor discontinuo secuencial (RDS)

Si son removidos suficientes nitratos durante la operación RDS, un periodo de reacción anaerobio se puede desarrollar durante la etapa de llenado del reactor para la fermentación de la DQO_{fb} y la acumulación de AGV por las bacterias acumuladoras de fósforo. Es utilizada una etapa anóxica después de un suficiente periodo de aeración para la nitrificación y generación de nitratos. Alternativamente, ciclos de operación aerobio-anóxico pueden ser utilizados durante el periodo de reacción. Por lo tanto, la concentración de nitratos es reducida antes de la sedimentación y pocos nitratos están disponibles para competir por la DQO_{fb} en la etapa de llenado y en el periodo inicial de reacción. En la Tabla 2.31 se presentan los parámetros típicos de diseño de procesos para la remoción simultanea de nitrógeno y fósforo (Metcalf & Eddy, 2014).

2.5.2 Procedimiento de diseño de un sistema anaerobio/anóxico/aerobio con biomasa suspendida

A continuación se presenta el procedimiento de diseño de un sistema anaerobio/anóxico/aerobio.

Zona aerobia

1. Determinación del TRS en el tanque aerobio (zona de nitrificación)
   a) Determinación del crecimiento es-

Tabla 2.31 Parámetros típicos de diseño de procesos para la remoción simultanea de nitrógeno y fósforo

Proceso	TRS, d	SSLM, mg·L^{-1}	TRH, h			RLA, por ciento de afluente	Recirculación interna; por ciento del afluente
			Zona anaerobia	Zona anóxica	Zona aerobia		
A^2/O	5-25	3000-4000	0.5-1.5	1-3	4-8	25-100	100-400
Bardenpho Modificado	10-20	3000-4000	0.5-1.5	1-3 (1er. etapa) 2-4 (2da. etapa)	4-12 (1er. etapa) 0.5-1 (2da. etapa)	50-100	200-400
UCT	10-25	3000-4000	1-2	2-4	4-12	80-100	200-400 (anóxico) 100-300 (aerobio)
VIP	5-10	2000-4000	1-2	1-2	4-6	80-100	100-200 (anóxico) 100-300 (aerobio)
RDS	20-40	3000-4000	1.5-3	1-3	2-4	___	___

Notas:
RLA-Recirculación de lodos activados.

pecífico para las bacterias nitrificantes de acuerdo a la Ecuación 2.50

$$\mu_n = \left(\frac{\mu_{nm} N}{K_n + N}\right)\left(\frac{OD}{k_O + OD}\right) - k_{dn}$$ Ecuación 2.50

Donde:

μ_n = velocidad de crecimiento de bacterias nitrificantes, g SSV·g^{-1} SSV·d^{-1}

μ_{nm} = velocidad máxima de crecimiento específico de bacterias nitrificantes, g SSV·g^{-1} SSV·d^{-1}

N = concentración de N en el efluente, mg·L^{-1}

k_n = coeficiente de saturación para el N, mg·L^{-1}

k_{dn} = coeficiente de decaimiento endógeno de las bacterias nitrificantes, g SSV·g^{-1} SSV·d^{-1}

OD = concentración de oxígeno disuelto, mg·L^{-1}

k_o = coeficiente de saturación para el OD, mg·L^{-1}

Los coeficientes cinéticos para las bacterias heterótrofas y nitrificantes en un sistema de lodos activados a una temperatura de 20 °C se presentan en la Tabla 2.5 y Tabla 2.6 (Metcalf & Eddy, 2003). Los valores de los coeficientes cinéticos seleccionados deben ser corregidos con respecto a la temperatura. Los valores para θ para corrección por temperatura de los coeficientes cinéticos se presenta en la Tabla 2.7 y Tabla 2.8 (Metcalf & Eddy, 2003).

b) Cálculo del TRS de diseño con la Ecuación 2.51 y Ecuación 2.52

$$TRS_{teórico} = \frac{1}{\mu_n}$$ Ecuación 2.51

$$TRS_{diseno} = 1.5 \times TRS_{teórico}$$ Ecuación 2.52

Donde:

1.5 es un factor de seguridad

2. Determinación del volumen del reactor aerobio
   a) Cálculo de la producción diaria de SST ($P_{X,SST}$) por medio de la siguiente ecuación

$$P_{X,SST} = \frac{QY(S_0 - S_e)}{1 + k_d(TRS)} \frac{1}{0.85} + \frac{f_d k_d QY(S_0 - S_e)(TRS)}{1 + k_d(TRS)} \frac{1}{0.85} + \\ + \frac{QY_n(NO_x)}{1 + k_{dn}(TRS)} k_{dn} \frac{1}{0.85} + QSSV_{nb} + Q(SST_0 - SSV_0)$$

Donde:

Q = Caudal de afluente, $m^3 \cdot d^{-1}$

S_0 = Concentración de DBO en el afluente, $mg \cdot L^{-1}$

S_e = Concentración de DBO en el efluente, $mg \cdot L^{-1}$

TRS = Tiempo de retención de sólidos, d

k_d = Coeficiente de decaimiento endógeno para bacterias heterótrofas, g SSV·g^{-1} SSV·d^{-1}

f_d = Fracción de la masa celular que permanece como residuo celular, adimensional

Y = Coeficiente de rendimiento de bacterias heterótrofas, mg SSV·mg^{-1} DBO

Y_n Coeficiente de rendimiento de bacterias nitrificantes, mg SSV·mg^{-1} $N\text{-}NH_4$

Se asume que NO_x = 80 por ciento NTK ya que no se puede realizar el balance de nitrógeno. El error en esta asumción no es significativo, ya que la fracción que representan las bacterias nitrificantes en los SSVLM es pequeña.

Por lo tanto, para determinar el volumen del tanque de aireación se utiliza:

$$V_{ae} = \frac{P_{X,SST} TRS}{X_{SSLM}} \quad \text{Ecuación 2.53}$$

3. Determinación del caudal y del porcentaje de recirculación de lodo. Para determinar estos parámetros se parte del balance de masa de los sólidos del sistema reactor-sedimentador secundario, obteniendo las ecuaciones que se muestren a continuación. La concentración de los $SST_{l.sed}$. depende de las características de compresión de la biomasa y varía entre 8 000 y 15 000 miligramos por litro

$$Q_r = \frac{X_{SSVLM} Q}{SSV_{l.sed} - X_{SSVLM}} \quad \text{Ecuación 2.54}$$

$$Por\ ciento\ R = \frac{Q_r}{Q} \times 100 \quad \text{Ecuación 2.55}$$

El por ciento R puede variar de 25 a 100.

4. Determinación de la cantidad de nitrógeno oxidado a nitratos (NO_x)

$$NO_x = NTK_i - N_e - \frac{0.12 P_{x,bio}}{Q} \quad \text{Ecuación 2.56}$$

Donde:

NTK_i = Concentración de NTK en el afluente, $mg \cdot L^{-1}$

N_e = Concentración de $N\text{-}NH_4$ en el eflunte, $mg \cdot L^{-1}$

$P_{x,bio}$ = es la producción de biomasa y puede ser calculada a partir de la siguiente ecuación:

$$P_{X,bio} = \frac{QY(S_0 - S_e)}{1 + k_d(TRS)} + \frac{f_d k_d QY(S_0 - S_3)(STR)}{1 + k_d(TRS)} + \\ + \frac{QY_n(NO_x)}{1 + k_{dn}(TRS)} k_{dn}$$

5. Determinación de TRH en el tanque de aireación. El TRH del tanque aerobio puede ser de 4 a 8 h (Metcalf & Eddy, 2014)
6. Determinación del requerimiento teórico de oxígeno (R_0) en kg·d^{-1}, para la degradación de la materia orgánica y la nitrificación

$$R_0 = Q(S_0 - S_e) - 1.42P_{x,bio} + 4.33\,QNO_x$$

Ecuación 2.57

7. Cálculo del flujo de aire requerido, asumiendo que el aire contiene un 23.3 por ciento de oxígeno y el aire tiene un peso específico de 1.2 kilogramos por metro cúbico

$$Q_{aire\,teórico} = \frac{R_0}{0.232\,\gamma_{aire}}$$ Ecuación 2.58

Para determinar la cantidad real requerida de aire, se tiene que tomar en consideración la eficiencia de transferencia de oxígeno del sistema de aireación, el cual generalmente es de 7 por ciento. Por lo tanto, el requerimiento real de aire en m^3·d^{-1} se calcula con la ecuación

$$Q_{aire} = \frac{Q_{aire\,teórico}}{0.07}$$ Ecuación 2.59

8. Cálculo de la alcalinidad que es utilizada en el proceso de nitrificación, tomando en cuenta que se consumen 7.14 gramos de $CaCO_3$ por gramo de N-NH_4

Zona anóxica

9. Determinación de la biomasa activa (X_b) en el tanque anóxico en gramos por metro cúbico

$$X_b = \left[\frac{Q(TRS)}{V_{ae}}\right]\left[\frac{Y(S_0 - S_e)}{1 + k_d(TRS)}\right]$$ Ecuación 2.60

10. Cálculo de la recirculación interna (RI) en decimales. Se realiza usando NO_x determinados en el diseño de la zona aerobia y la concentración de N-NO_3 deseada en el efluente. El RI en el proceso A^{2}O puede ser del 100 al 400 por ciento del afluente

$$RI = \frac{NO_x}{NO_e} - 1 - R$$ Ecuación 2.61

Donde:

NO_e = Concentración de N-NO_3 deseada en el efluente, mg·L^{-1}
R = Recirculación de lodo en decimales, adimensional

11. Determinación de la cantidad de N-NO_3 alimentados al tanque anóxico

$$Flujo\,al\,tanque\,anóxico = RI\,Q + R\,Q$$

$$NO_x\,alimentados = Flujo\,al\,tanque\,anóxico \times NO_e$$

12. Determinación del volumen del tanque anóxico. El TRH del tanque anóxico en un sistema A^{2}O puede variar desde 1 a 3 horas

$$V_{anox} = TRH_{anox}Q$$ Ecuación 2.62

13. Determinación de la relación alimento/microorganismo de la zona anóxica (A/M_b)

$$A/M_b = \frac{Q\,S_0}{X_b V_{anox}}$$ Ecuación 2.63

14. Determinación de la tasa específica de desnitrificación (SDNR) en $g \cdot NO_3^- \cdot g^{-1}$ SSV d^{-1} mediante la Ilustración 2.2, utilizando la relación A/M_b calculada y la fracción de la DQO del afluente fácilmente biodegradable
15. Determinación de la cantidad de $N\text{-}NO_3$ que pueden ser reducidos en el tanque anóxico diseñado

$$NO_r = V_{anox}(SDNR)X_b \quad \text{Ecuación 2.64}$$

Donde:

NO_r = Cantidad de $N\text{-}NO_3$ que pueden ser reducidos en el tanque, $g \cdot d^{-1}$

Posteriormente, comparar el valor de NO_r con el de NO_x alimentado al tanque anóxico.

- Si NO_r es igual a NO_x alimentado o hasta un 10 por ciento mayor, el diseño es aceptable
- Si NO_r es mayor que NO_x alimentado, reducir el TRH_{anox} y repetir los cálculos desde el punto 12
- Si NO_r es menor que NO_x alimentado, aumentar el TRH_{anox} y repetir los cálculos desde el punto 12

16. Al terminar el diseño, determinar la tasa específica de desnitrificación observada ($SDNR_{obs}$)

$$SDNR_{obs} = SDNR\left(\frac{X_b}{SSLM}\right) \quad \text{Ecuación 2.65}$$

17. Cálculo del O_2 suplementado por la reducción de los nitratos en la zona anóxica (kilogramos por día)

$$O_{2\,dn} = 2.86\, g\, O_2 \cdot g^{-1} N\text{-}NO_3 \left[\frac{(NO_x - NO_e)}{1000}\right] Q$$

Ecuación 2.66

Donde:

NO_x = Concentración de nitratos producidos en el tanque aerobio, $mg \cdot L^{-1}$

NO_e = Concentración de $N\text{-}NO_3$ deseada en el efluente, $mg \cdot L^{-1}$

Por lo tanto, se hace una corrección al requerimiento teórico de oxígeno (R_0) debido al oxígeno suministrado por la desnitrificación:

$$O_2\ neto\ requerido = R_0 - O_{2\,dn} \quad \text{Ecuación 2.67}$$

Donde:

R_0 = requerimiento teórico de oxígeno para la degradación de la materia orgánica y la nitrificación, $kg \cdot d^{-1}$

El paso 7 de la determinación del flujo de aire requerido en el tanque de aireación es realizado nuevamente con el valor del O_2 neto requerido calculado.

18. Determinación del requerimiento de potencia del sistema de mezclado en el reactor anóxico a partir de la ecuación

$$P = V_{anox}\left[\frac{10\,kW}{10^3 m^3}\right] \quad \text{Ecuación 2.68}$$

Donde:

P = Potencia requerida, kW

V_{anox} = Volumen del tanque anóxico, m^3

Zona anaerobia

19. Determinación del TRH en el tanque anaerobio de acuerdo a las relaciones DQO/DBO y DQO/P
    - Si la relación DQO/DBO es mayor que 2 y la relación DQO/P es mayor que 40, usar la Ilustración 2.26 (a) para seleccionar un TRH apropiado, con base en la remoción de fósforo deseada, si la remoción de fósforo es menor que 6 $mg \cdot L^{-1}$. Si la remoción requerida es mayor que 6 $mg \cdot L^{-1}$, utilizar una fracción de masa anaerobia de 25 por ciento o mayor de acuerdo a la Ilustración 2.26 (c)
    - Si la relación DQO/DBO es mayor que 2 y la relación DQO/P es menor que 40, usar la Ilustración 2.26 (b) para seleccionar un TRH apropiado. Si no se puede alcanzar la concentración de P requerida, utilizar pre-fermentación o pulimento mediante precipitación química. Si es seleccionado precipitación química, usar el TRH seleccionado de la Ilustración 2.26 (b) Si es seleccionado pre-fermentación, usar una fracción de masa anaerobia de 5 a 10 por ciento
    - Si la relación DQO/DBO es menor que 2 y la relación DQO/P es mayor que 40, usar un TRH mínimo de 90 min o una fracción de masa anaerobia mínima de 15 por ciento
    - Si la relación DQO/DBO es menor que 2 y la relación DQO/P es menor que 40, usar un TRH mínimo de 90 min o una fracción de masa anaerobia mínima de 15 por ciento. Sin embargo, utilizar la Ilustración 2.26 (b) para estimar si es o no suficiente la remoción de fósforo que puede ser obtenida con un TRH en el tanque anaerobio de 2 h o menos para alcanzar la calidad del efluente deseada. Si no se puede alcanzar la concentración de P requerida, utilizar pre-fermentación o pulimento mediante precipitación química
20. Si la DQO del agua residual está limitada, por ejemplo, DQO/P menor que 40, corregir el TRH en el tanque anaerobio seleccionado por efecto de la temperatura usando un valor de θ de 1.045 para temperaturas menores a 20 grados Celsius
21. El requerimiento de potencia del sistema de mezclado del tanque anaerobio se calcula de la misma forma que se calculó en el punto 18 para el tanque anóxico
22. Revisión de la alcalinidad en todo el proceso para determinar la alcalinidad que es necesaria adicionar. Elaborar un balance de alcalinidad con base en la siguiente ecuación

$$\textit{Alcalinidad para mantener un } pH \approx 7$$

$$= \textit{Alcalinidad del influente} -$$
$$- \textit{Alcalinidad utilizada en la nitrificación}$$

$$+ \textit{Alcalinidad producida en la desnitrificación} +$$
$$+ \textit{Alcalinidad que debe ser adicionada}$$

La alcalinidad utilizada en la nitrificación fue calculada en el punto 8. La alcalinidad producida en la desnitrificación es calculada con la siguiente ecuación, expresada como gramos por metro cúbico

$$P = V_{anox}\left[\frac{10\,kW}{10^3 m^3}\right] \quad \text{Ecuación 2.69}$$

Donde:

NO_x = Concentración de nitratos producidos en la zona aerobia, mg·L^{-1}

NO_e = Concentración de nitratos en el efluente, mg·L^{-1}

La alcalinidad necesaria para mantener el pH en el intervalo de 6.8-7 es de 70 a 80 g·m^{-3}. Por lo tanto, para calcular la alcalinidad que es necesaria adicionar (g·m^{-3}) se utiliza la ecuación

$$Alcalinidad\ para\ adicionar = Alc_{pH\approx 7} - Alc_{\text{inf}} + \\ + Alc_{nitrificación} - Alc_{desnitrificación}$$

Donde:

$Alc_{pH\approx 7}$ = alcalinidad necesaria para mantener el pH en el intervalo de 6.8-7, g·m^{-3}

Alc_{inf} = alcalinidad del afluente, g·m^{-3}

$Alc_{nitrificación}$ alcalinidad consumida en la nitrificación, g·m^{-3}

$Alc_{desnitrificación}$ alcalinidad producida en la desnitrificación, g·m^{-3}

La alcalinidad total para adicionar diariamente (kg·d^{-1}) se calcula con:

$$Cantidad\ total\ de\ alcalinidad = Q \times \\ \times Alcalinidad\ para\ adicionar$$

Ecuación 2.70

23. Determinación de la remoción de P en el sistema y de la concentración de P removido en el lodo de exceso
    a) Cálculo de la DQO$_{fb}$ disponible en la RBF
        - Determinación de la DQO$_{fb}$ en el afluente mediante las siguientes ecuaciones

$$DQO_{fb} = f_{fb}(DQO_{inf})$$

        - También, es necesario determinar la DQO_{fb} que es consumida por la reducción de los nitratos

$$N - NO_{3_{an}} = NO_x - \frac{NO_r}{Q}$$

$$RQ(N - NO_{3_{an}})$$

$$DQO_{fb_{N-NO_3}} = \frac{DQO_{fb}}{N - NO_3} \times RQ\,(N - NO_{3an})$$

$$DQO_{fb_{disponible}} = Q \times DQO_{fb} - DQO_{fb_{N-NO_3}}$$

    b) Determinación de la remoción de P en el proceso de RBF
        - Calcular la relación AGV/DQO-$_{fb}$ y con la Ilustración 2.27, determinar la relación DQO$_{fb}$/ P. La remoción de P por la RBF se calcula con la siguiente ecuación

$$Remoción\ P(RBF) = \frac{DQO_{fb_{disponible}} / Q}{\frac{DQO_{fb}}{P}}$$

Ecuación 2.71

$$Remoción\ P(sintésis) = 0.015 P_{X,bio}$$

Ecuación 2.72

$$Remoción\ P(sintésis)\ normalizada = \\ \frac{remoción\ P(sintésis)}{Q}$$

$$P_{efl} = P_{inf} - Remoción\ P(RBF) - \\ - Remócion\ P(sintésis)\ normalizada$$

c) Determinación del por ciento de P contenido en el lodo de exceso

$$P\ lodo\ exceso = \frac{Remoción\ P(sistema) \times 100}{P_{X,SST}}$$

Ecuación 2.73

2.5.3 Proceso de cinco fases anaerobio/anóxico/aerobio/anóxico/aerobio

El proceso Bardenpho, puede ser modificado para remover nitrógeno y fósforo. El sistema con 5 etapas consta de una etapa anaerobia, dos anóxicas y dos aerobias para la remoción simultánea de nitrógeno, fósforo y materia orgánica. El licor mezclado de la primera zona aerobia es recirculado a la zona pre-anóxica. Presenta una segunda etapa anóxica para desnitrificación adicional usando los nitratos producidos en la etapa aerobia como aceptor de electrones y el carbono orgánico endógeno como el donador de electrones. Una opción es añadir una fuente de carbono exógena a la segunda zona anóxica de modo que tenga un tiempo de retención más corto y pueda reducir la concentración de nitratos en el efluente. La etapa aerobia final es usada para desorber el nitrógeno gas residual de la solución y para aumentar la concentración de OD en la solución y de esta manera minimizar la liberación de fósforo en el sedimentador secundario. En la recirculación de lodos se presenta una baja concentración de nitratos, lo cual minimiza los efectos negativos en el tanque anaerobio.

2.5.4 Nuevas tecnologías

Proceso A²O-BRM

En este sistema (Ilustración 2.33) es recirculado licor mezclado de la zona aerobia con membrana a la zona anóxica para la remoción de nitratos a una tasa de recirculación de alrededor 6:1, basada en el caudal del afluente. La recirculación de lodos es de la zona aerobia hacia la zona anaerobia.

Proceso Bardenpho Modificado-BRM

Es añadida una zona post-anóxica al proceso A²O-BRM (Ilustración 2.34) para crear el proceso Bardenpho modificado-BRM. La adición de una fuente de carbono a la segunda etapa anóxica es opcional. Las plantas a escala real que cuentan con el sistema Bardenpho Modificado-BRM emplean tres corrientes de recirculación. El licor mezclado separado en el reactor aerobio con membrana es recirculado al tanque aerobio a una tasa de 6/1, basada en el flujo del

Ilustración 2.33 Proceso A²O BRM

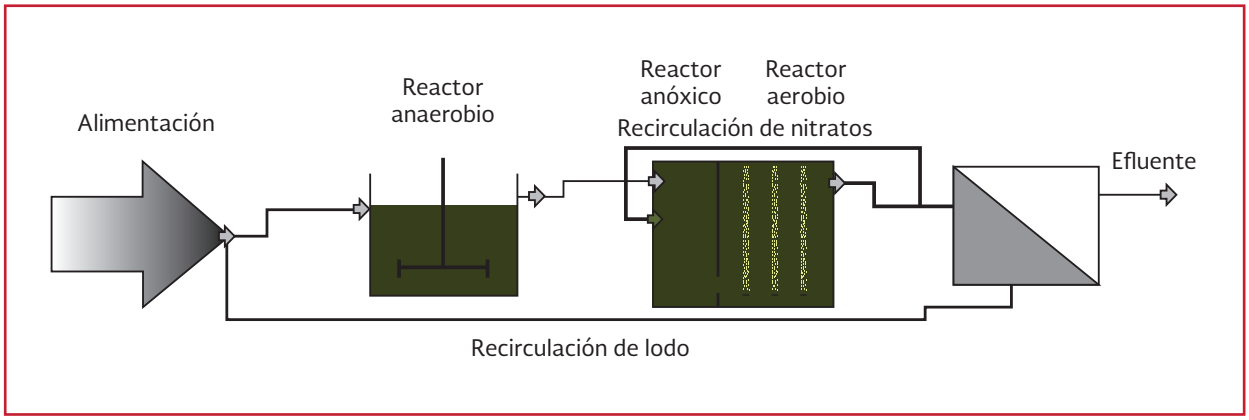
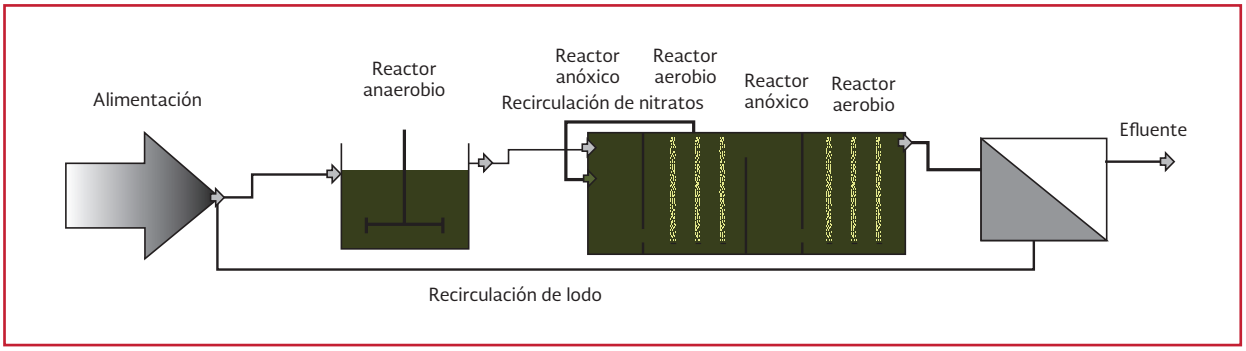


Ilustración 2.34 Proceso Bardenpho Modificado-BRM



afluente. Los NO_x son alimentados de la zona aerobia a la zona pre-anóxica a una tasa de recirculación de alrededor 3 a 4 veces el caudal del afluente. El licor mezclado es recirculado de la zona pre-anóxica al tanque anaerobio a una tasa igual a 1 o 2 veces el flujo del afluente. Esta corriente de recirculación contiene una concentración cercana a cero de OD y baja concentración de nitratos. La remoción adicional de nitratos provee un mejor desempeño del sistema comparado con el proceso anaerobio/anóxico/aerobio-biorreactor con membranas.

Proceso UCT Modificado-BRM

Este proceso (Ilustración 2.35) también tiene las tres corrientes de recirculación, las cuales son aplicadas de la misma manera que el proceso UCT con sedimentador secundario, La recirculación de lodo activado es desde el tanque de separación con membrana hacia la zona pre-anóxica a un flujo de alrededor 6 veces el flujo del afluente. Los NOx producidos en la zona aerobia son recirculados a la zona pre-anóxica a un caudal aproximadamente 3 veces el caudal del afluente. La zona anaerobia recibe licor mezclado con ausencia de O.D. y pocos nitratos en la recirculación de la zona pre-anóxica a una tasa de 1 o 2 veces el flujo del afluente.

Proceso Johannesburgo-BRM

El proceso JHB también puede incorporarse con un sistema BRM (Ilustración 2.36), con la utilización de dos corrientes de recirculación. La recirculación de lodo activado del tanque de separación con membrana es dirigida a la zona anóxica en la cual los nitratos son reducidos por el licor mezclado mediante respiración endógena. La alta concentración de licor mezclado en

Ilustración 2.35 Proceso UCT Modificado-BRM

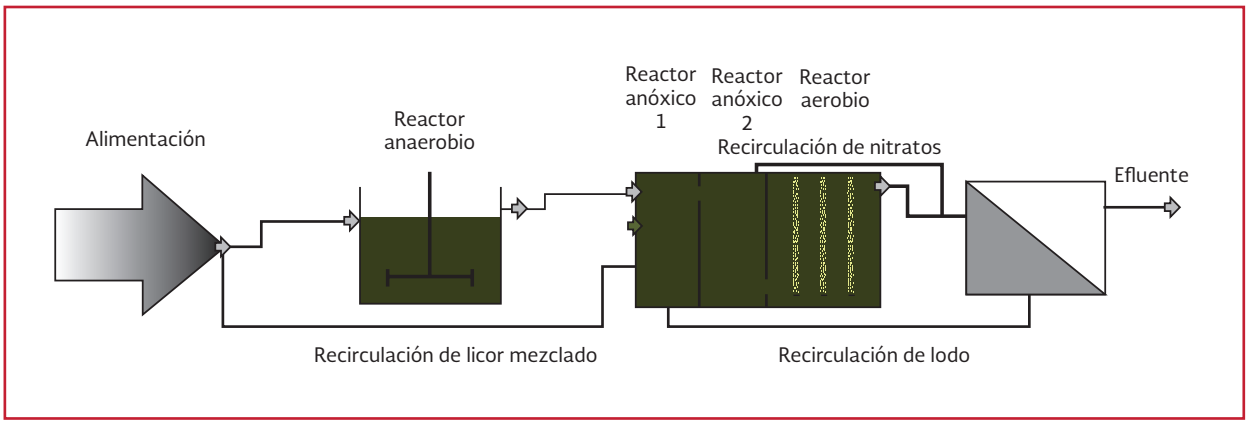
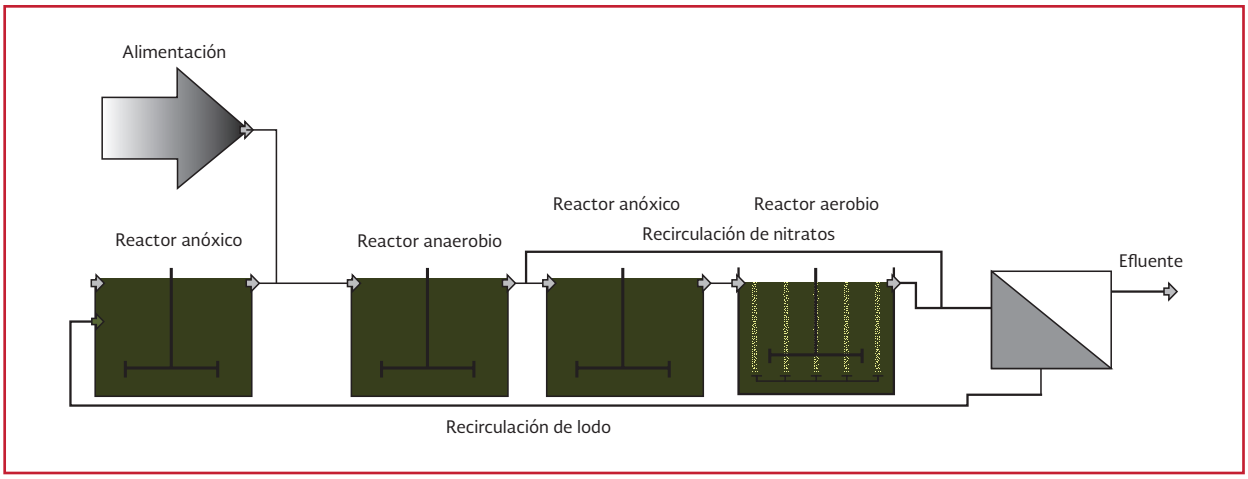


Ilustración 2.36 Proceso Johannesburgo-BRM



el proceso BRM resulta en un menor volumen del tanque anóxico requerido para el proceso Johannesburgo. Una corriente de recirculación interna de la zona aerobia a la zona anóxica es utilizada para la remoción de nitratos producidos en el tanque aerobio.

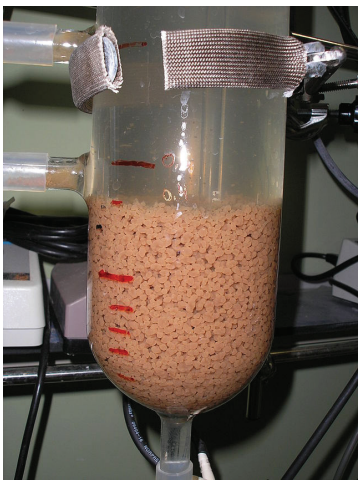
RDS con lodo activado granular

El sistema RDS con lodo granular es una tecnología emergente prometedora. Un proceso selector basado en la velocidad ascencional produce agregados de lodo activado granular, densos (> 20 mm diámetro) (De Kreuk & van Loosdrecht, 2007) que tienen el mismo grado de sedimentabilidad en 5 min que un lodo activado convencional en una prueba IVL de 30 minutos. Por lo tanto, la operación y diseño del RDS con lodo granular es diferente al proceso convencional. Después de un corto tiempo de sedimentación (< 10 min), el afluente es alimentado a flujo ascendente. El tiempo de llenado es anaerobio para promover la RBF. Durante el periodo de aeración ocurre la nitrificación-desnitrificación simultánea (nitrificación en la capa externa de los gránulos y desnitrificación en las capas internas). El carbón almacenado es oxidado por las PAO con la acumulación de fósforo. En la Ilustración 2.37 se muestra una fotografía de un RDS con lodo granular.

2.5.5 Ejemplo de diseño del sistema anaerobio/anóxico/aerobio

Se desea diseñar un sistema A^2O para el tratamiento de un agua residual con un caudal promedio de 4000 $m^3 \cdot d^{-1}$ (46 $L \cdot s^{-1}$), una concentración de DBO, NTK y PT del efluente del sedimentador primario de 224, 35 y 6 $mg \cdot L^{-1}$ respectivamente. Dimensionar el tanque anaerobio, anóxico y aerobio para alcanzar una con-

Ilustración 2.37 RDS con lodo granular



centración de DBO y N-NH_4 en el efluente del sistema de 6 y 0.5 mg·L^{-1} respectivamente. El diagrama de flujo de este sistema de presenta en la Ilustración 2.28. En la Tabla 2.32 se presentan los parámetros de diseño del sistema.

A continuación se presentan las cálculos para el diseño del sistema anaerobio/anóxico/aerobio.

Zona aerobio

1) Determinación del TRS en el tanque aerobio (zona de nitrificación)
   a) Determinación del crecimiento específico para las bacterias nitrificantes
      - Corrección por temperatura de los coeficientes cinéticos

Tabla 2.32 Parámetros de diseño-Ejemplo sistema anaerobio/anóxico/aerobio

Características del agua residual	
DBO afluente, S_0 (mg·L^{-1})	224
DBO efluente, S_e (mg·L^{-1})	6
DQO/ DBO	1.8
Fósforo total afluente, PT_{afl} (mg·L^{-1})	6
Nitrógeno Total Kjeldahl afluente, NTK_{afl} (mg·L^{-1})	35
Concentración de N-NH_4 en el afluente, N_a (mg·L^{-1})	25
Concentración de N-NH_4 en el efluente, N_e (mg·L^{-1})	0.5
Concentración de N-NO_3 en el efluente, NO_e (mg·L^{-1})	6
Alcalinidad del afluente, Alc_a (g $CaCO_3$·m^{-3})	150
Fracción de la DQO del afluente fácilmente biodegradable (f_{fb}), típicamente 8-25 por ciento (Metcalf & Eddy, 2003)	0.25
Concentración de AGV en el afluente, AGV(mg·L^{-1})	15
SST_0 (mg·L^{-1})	90
SSV_0 (mg·L^{-1})	70
SSV/ SST	0.77
SSV_{nb} (mg·L^{-1})	30
Temperatura (° C)	24
Coeficientes cinéticos y relaciones (Con base en Tabla 2.5 a Tabla 2.8)	
Coeficiente de rendimiento de bacterias heterótrofas, Y (mg SSV·mg^{-1} DBO)	0.4
Coeficiente de rendimiento de bacterias nitrificantes, Y_n (mg SSV·mg^{-1} N-NH_4)	0.15
Coeficiente de decaimiento endógeno para bacterias heterótrofas a T=20 °C, kd (d^{-1})	0.1
velocidad máxima de crecimiento específico de bacterias nitrificantes a T=20 °C, μ_{nm} (g SSV·g^{-1} SSV·d^{-1})	0.75
coeficiente de saturación para N a T=20 °C, k_n (mg·L^{-1})	0.74
coeficiente de decaimiento endógeno de las bacterias nitrficantes a T=20 °C, k_{dn} (g SSV·g^{-1} SSV ·d^{-1})	0.08
coeficiente de saturación para el OD a T=20 °C, k_o (mg·L^{-1})	0.5
Fracción de la masa celular que permanece como residuo celular, fd (adimensional)	0.2
Relación DQO_{fb}/N-NO_3 que son consumidos, g DQO_{fb}·g^{-1} N-NO_3	5.2
Parámetros de diseño	
XSSLM (mg·L^{-1})	4000
X_{SSVLM}/ X_{SSLM}	0.77
Concentración de oxígeno disuelto en el tanque aerobio, OD (mg·L^{-1})	2

$$\mu_{nm,24\,°C} = (0.75\,g\,SSV \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1})(1.07)^{24-20} = 0.98\,g\,SSV \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}$$

$$k_{n,24\,°C} = (0.74\,mg \cdot L^{-1})(1.053)^{24-20} = 0.91\,mg \cdot L^{-1}$$

$$k_{dn,24\,°C} = (0.08\,g\,SSV \cdot g^{-1} \cdot d^{-1})(1.04)^{24-20} = 0.09\,g\,SSV \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}$$

$$\mu_n = \left[\frac{(0.98\,g\,SSV \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1})(0.5\,mg \cdot L^{-1})}{}\right]\left(\frac{2\,mg \cdot L^{-1}}{0.5\,mg \cdot L^{-1} + 2\,mg \cdot L^{-1}}\right) - 0.09\,g\,SSV \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}$$

$$\mu_n = 0.19\,g\,SSV \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}$$

b) Cálculo del TRS de diseño

$$TRS_{teórico} = \frac{1}{0.19\,g\,SSV \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}} = 5.3\,d$$

$$TRS_{diseño} = 1.5 \times 5.3\,d = 7.95\,d \approx 8\,d$$

2) Determinación del volumen del reactor aerobio

a) Cálculo de la producción diaria de SST ($P_{X,SST}$). Se asume que NO_x = 80 por ciento NTK ya que no se puede realizar el balance de nitrógeno

$$NO_x = (35\,g \cdot m^{-3})(0.8) = 28\,g \cdot m^{-3}$$

- También, es necesario corregir por temperatura el coeficiente k_d de las bacterias heterótrofas con un valor de θ 1.04

$$k_{d,T} = k_{d,20\,°C}\,\theta^{T-20}$$

$$k_{d,24\,°C} = 0.1(1.04)^{24-20} = 0.117\,d^{-1}$$

$$P_{X,SST} = \frac{(4000\,m^3 \cdot d^{-1})(0.4\,g \cdot g^{-1})[(224-6)g \cdot m^{-3}]}{1 + (0.117\,d^{-1})(8\,d)}\frac{1}{0.85} +$$

$$+ \frac{(0.2)(0.117\,d^{-1})(4000\,m^3 \cdot d^{-1})(0.4\,g \cdot g^{-1})[(224-6)g \cdot m^{-3}](8\,d)}{1 + (0.117\,d^{-1})(8\,d)}\frac{1}{0.85} +$$

$$+ \frac{(4000\,m^3 \cdot d^{-1})(0.15\,g \cdot g^{-1})(28\,g \cdot m^{-3})}{1 + (0.09\,d^{-1})(8\,d)}(0.09\,d^{-1})\frac{1}{0.85} + (4000\,m^3 \cdot d^{-1})(30\,g \cdot m^{-3}) + (4000\,m^3 \cdot d^{-1})[(90-70)g \cdot m^{-3}]$$

$$P_{X,SST} = 211\,959 + 39\,679 + 1\,034 + 120\,000 + 80\,000 = 452\,672\,g\,SST \cdot d^{-1} = 452.6\,kg\,SST \cdot d^{-1}$$

$$V_{ae} = \frac{(452\,672\,g\,SST \cdot d^{-1})(8\,d)}{(4000\,g \cdot m^{-3})} = 905.5\,m^3 \approx 906\,m^3$$

b) Verificación del TRH en el tanque aerobio

$$TRH = \frac{906\,m^3}{4000\,m^3 \cdot d^{-1}} = 0.227\,d \approx 5.5\,h$$

El TRH en el tanque aerobio está dentro de los valores típicos de un proceso anaerobio/anóxico/aerobio.

3) Determinación del caudal y del porcentaje de recirculación de lodo

$$X_{SSVLM} = (0.77)(4000\,g \cdot m^{-3}) = 3080\,g \cdot m^{-3}$$

Se seleccionó una concentración de $SST_{l.sed}$ de 12 000 g·m^{-3}; por lo tanto, los $SSV_{l.sed}$ son:

$$X_{SSVLM} = (0.77)(12\,000\,g \cdot m^{-3}) = 9\,240\,g \cdot m^{-3}$$

$$Q_r = \frac{(3080\ g \cdot m^{-3})(4000\ m \cdot d^{-1})}{(9\,240\ g \cdot m^{-3}) - (3080\ g \cdot m^{-3})} = 2\,000\ m^3 \cdot d^{-1}$$

$$Por\ ciento\ R = \frac{2000\ m^3 \cdot d^{-1}}{4000\ m^3 \cdot d^{-1}} \times 100$$

$$Por\ ciento\ R = 50$$

El porcentaje de recirculación de lodo en un sistema A²O es del 25-100 por ciento.

4) Determinación de la cantidad de nitrógeno oxidado a nitratos (NO_x)

$$P_{X,bio} = \frac{(4000\ m^3 \cdot d^{-1})(0.4\ g \cdot g^{-1})[(224-6) g \cdot m^{-3}]}{1 + (0.117 d^{-1})(8\ d)} +$$
$$+ \frac{(0.2)(0.117\ d^{-1})(4000\ m^3 \cdot d^{-1})(0.4\ g\ g^{-1})[(224-6) g \cdot m^{-3}](8\ d)}{1 + (0.117\ d^{-1})(8\ d)} +$$
$$+ \frac{(4000\ m^3 \cdot d^{-1})(0.15\ g \cdot g^{-1})(28\ g \cdot m^{-3})}{1 + (0.09\ d^{-1})(8\ d))}(0.09\ d^{-1})$$

$$P_{X,bio} = 180\,165 + 33\,727 + 879 = 214\,771\ g\ SSV \cdot d^{-1}$$

$$NO_x = (35\ g \cdot m^{-3}) - (0.5\ g \cdot m^{-3}) - \frac{0.12(214\,771\ g\ SSV \cdot d^{-1})}{4000\ m^3 \cdot d^{-1}} = 28\ g \cdot m^{-3}$$

5) Determinación del requerimiento teórico de oxígeno (R_0) en kg·d^{-1}, para la degradación de la materia orgánica y la nitrificación

$$R_0 = (4000\ m^3 \cdot d^{-1})[(224-6) g \cdot m^{-3}] -$$
$$- 1.42(214\,771\ g\ SSV \cdot d^{-1}) +$$
$$+ 4.33(4000\ m^3 \cdot d^{-1})(28\ g \cdot m^{-3})$$

$$R_0 = 1\,051\,985.2\ g\ O_2 \cdot d^{-1} \approx 1\,050\ kg\ O_2 \cdot d^{-1}$$

6) Cálculo del flujo de aire requerido, asumiendo que el aire contiene un 23.3 por ciento de oxígeno y el aire tiene un peso específico de 1.2 kilogramos por metro cúbico

$$Q_{aire\ teórico} = \frac{1\,050\ kg\ O_2 \cdot d^{-1}}{0.232(1.2\ kg \cdot m^{-3})} = 3\,771.6\ m^3 \cdot d - 1$$

$$Q_{aire} = \frac{3\,771.6\ m^3 \cdot d^{-1}}{0.07} = 53\,880\ m^3 \cdot d^{-1}$$

7) Cálculo de la alcalinidad que es utilizada en el proceso de nitrificación, tomando en cuenta que se consumen 7.14 g $CaCO_3$ por g N-NH_4. Sabiendo que en el afluente se tienen 25 gramos de nitrógeno amoniacal por metro cúbico

$$Alc_{nitrificación} = 7.14 \frac{g\ CaCO_3}{g\ N - NH_4}(25\ g\ N - NH_4 \cdot m^{-3}) =$$
$$= 178.5\ g\ CaCO_3 \cdot m^{-3}$$

Zona anóxica

8) Determinación de la biomasa activa (X_b) en el tanque anóxico

$$X_b = \left[\frac{(4000\ m^3 \cdot d^{-1})(8\ d)}{906\ m^3}\right]$$
$$\left[\frac{(0.4\ g \cdot g^{-1})[(224-6) g \cdot m^{-3}]}{1 + (0.117\ d^1)(8\ d)}\right] = 1\,591\ g \cdot m^{-3}$$

9) Cálculo de la recirculación interna (RI) en decimales

$$RI = \frac{28\ g \cdot m^{-3}}{6\ g \cdot m^{-3}} - 1 - 0.5 = 3.17$$

10) Determinación de la cantidad de N-NO_3 alimentados al tanque anóxico

$$Flujo\ al\ tanque\ anóxico = (3.17)(4000\ m^3 \cdot d^{-1}) + \\ + (0.5)(4000\ m^3 \cdot d^{-1}) = 14\,680\ m^3 \cdot d^{-1}$$

$$NO_x\ a\ \text{lim}\ entado = (14\,680\ m^3 \cdot d^{-1})(6\ g \cdot m^{-3}) = \\ = 88\,080\ g \cdot d^{-1}$$

11) Determinación del volumen del tanque anóxico. Se seleccionó un TRH de 1.5 horas

$$V_{anox} = (1.5\ h)\left(\frac{1\ d}{24\ h}\right)(4000\ m^3 \cdot d^{-1}) = 250\ m^3$$

12) Determinación de la relación alimento/microorganismo de la zona anóxica (A/M_b)

$$A/M_b = \frac{(4000\ m^3 \cdot d^{-1})(224\ g \cdot m^{-3})}{(1\,591\ g \cdot m^{-3})(250\ m^3)} = \\ = 2.25\ g\ DBO \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}$$

13) Determinación de la tasa específica de desnitrificación (SDNR) en g NO_3^- ·g^{-1} SSV·d^{-1} utilizando la Ilustración 2.33, con base en la relación A/M_b calculada y la fracción de DQO del afluente fácilmente biodegradable

$$SDNR_{20\,°C} = 0.32\ g\ NO_3^- \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1r}$$

$$SDNR_{24\,°C} = 0.32 \times 1.026^{24-20} = \\ = 0.355\ g\ NO_3^- \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}$$

14) Cálculo de la cantidad de N-NO_3 que pueden ser reducidos en el tanque anóxico diseñado

$$NO_r = (250\ m^3)(0.355\ g\ NO_3^- \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}) \\ (1\,586\ g \cdot m^{-3}) = 140\,758\ g \cdot d^{-1}$$

Como NO_r es 37 por ciento mayor que NO_x alimentado, se selecciona un TRH menor y se repiten los cálculos desde la determinación del volumen del tanque anóxico.

15) Determinación del volumen del tanque anóxico. Se seleccionó un TRH de 0.75 horas

$$V_{anox} = (0.75\ h)\left(\frac{1\ d}{24\ h}\right)(4000\ m^3 \cdot d^{-1}) = 125\ m^3$$

16) Determinación de la relación alimento/microorganismo de la zona anóxica

$$A/M_b = \frac{(4000\ m^3 \cdot d^{-1})(224\ g \cdot m^{-3})}{(1\,591\ g \cdot m^{-3})(125\ m^3)} = \\ = 4.5\ g\ DBO \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}$$

17) Determinación de la tasa específica de desnitrificación (SDNR) en g NO_3^- · g^{-1} SSV · d^{-1} mediante la Ilustración 2.2, con base en la relación A/M_b calculada y la fracción de DQO del afluente fácilmente biodegradable

$$SDNR_{20\,°C} = 0.42\ g\ NO_3^- \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}$$

$$SDNR_{24\,°C} = 0.42 \times 1.026^{24-20} = \\ = 0.46\ g\ NO_3^- \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}$$

18) Cálculo de la cantidad de N-NO_3 que pueden ser reducidos en el tanque anóxico diseñado

$$NO_r = (125\ m^3)(0.46\ g\ NO_3^- \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}) \\ (1\,586\ g \cdot m^{-3}) = 91\,195\ g \cdot d^{-1}$$

NO_r es aproximadamente igual a NO_x alimentado, por lo tanto se acepta el TRH seleccionado.

19) Determinación de la tasa específica de desnitrificación observada ($SDNR_{obs}$)

$$SDNR_{obs} = (0.46\, g\, NO_3^- \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1})$$
$$\left(\frac{1\,591\, g \cdot m^{-3}}{4\,000\, g \cdot m^{-3}}\right) = 0.182\, g\, NO_3^- \cdot g^{-1} SSV \cdot d^{-1}$$

20) Cálculo del O_2 suplementado por la reducción de los nitratos en la zona anóxica ($kg \cdot d^{-1}$)

$$O_{2\,dn} = 2.86 \frac{g\, O_2}{g\, N - NO_3}\left[\frac{(28\, g \cdot m^{-3} - 6\, g \cdot m^{-3})}{1000}\right]$$
$$(4000\, m^3 \cdot d^{-1}) = 251.7\, kg\, O_2 \cdot d^{-1}$$

- Corrección al requerimiento teórico de oxígeno (R_0) debido al oxígeno suplementado por la desnitrificación

$$O_2\ neto\ requerido = 1\,050\, kg\, O_2 \cdot d^{-1} -$$
$$- 251.7\, kg\, O_2 \cdot d^{1} = 798.3\, kg\, O_2 \cdot d^{-1}$$

- El paso de la determinación del flujo de aire requerido en el tanque de aireación es realizado nuevamente con el valor del O_2 neto requerido calculado

$$Q_{aire\,teórico} = \frac{798.3\, kg\, O_2 \cdot d^{-1}}{0.232(1.2\, kg \cdot m^{-3})} = 2\,867.5\, m^3 \cdot d^{-}$$

$$Q_{aire} = \frac{2\,867.5\, m^3 \cdot d^{-1}}{0.07} = 40\,964.3\, m^3 \cdot d^{-1}$$

21) Determinación del requerimiento de potencia del sistema de mezclado en el reactor anóxico

$$P = (125\, m^3)\left[\frac{10\, kW}{10^3 m^3}\right] 1.25\, kW$$

Zona anaerobia

22) Determinación de la posible concentración de fósforo en el efluente con base en la relación demanada química de oxígeno/fósforo (DQO/P)

$$DQO = 1.8(224\, mg \cdot L^{-1}) = 403\, mg \cdot L^{-1}$$

$$\frac{DQO}{P} = \frac{403\, mg \cdot L^{-1}}{6\, mg \cdot L^{-1}} = 67.2$$

Como la relación DQO/P es mayor que 40, es posible alcanzar una concentración de PT menor que 1 miligramo por litro.

23) Determinación del TRH en el tanque anaerobio de acuerdo a las relaciones DQO/DBO y DQO/P

Como la relación DQO/DBO es menor que 2 y la relación DQO/P es mayor que 40, se utilizará un TRH mínimo de 90 minutos.

24) Determinación del volumen del reactor anaerobio

$$V_{an} = (4000\, m^3 \cdot d^{-1})(0.0625\, h) = 250\, m^3$$

25) Determinación del requerimiento de potencia del sistema de mezclado en el reactor anaerobio

$$P = (250\, m^3)\left[\frac{10\, kW}{10^3 m^3}\right] = 2.5\, kW$$

26) Revisión de la alcalinidad en todo el proceso para determinar la alcalinidad que es necesaria adicionar

$$Alcalinidad\ producida\ en\ la\ desnitrificación =$$
$$= 3.57 \frac{g\, CaCO_3}{g\, N - NO_3}[(28 - 6)\, g\, N - NO_3 \cdot m^{-3}]$$

$$Alcalinidad\ producida\ en\ la\ desnitrificación = = 78.54\ g\ CaCO_3 \cdot m^{-3}$$

Se seleccionó un valor de 75 g · m^{-3} para la alcalinidad necesaria para mantener el pH en el intervalo de 6.8-7; la alcalinidad consumida en el proceso de nitrificación fue calculada en el punto 7. Por lo tanto, la alcalinidad que es necesaria adicionar (g · m^{-3}) es:

$$Alcalinidad\ para\ adicionar = = (75 - 150 + 178.5 - 78.54) g\ CaCO_3 \cdot m^{-3} = = 24.96\ g\ CaCO_3 \cdot m^{-3}$$

$$Alcalinidad\ para\ adicionar \approx 25\ g\ CaCO_3 \cdot m^{-3}$$

$$Cantidad\ total\ de\ alcalinidad = (4000\ m^3 \cdot d^{-1})(25\ g\ CaCO_3 \cdot m^{-3}) = 100\,000\ g\ CaCO_3\ d^{-1} = = 100\ kg\ CaCO_3 \cdot d^{-1}$$

27) Determinación de la remoción de P en el sistema y de la concentración de P removido en el lodo de exceso

a) Cálculo de la DQO$_{fb}$ disponible en la RBF

- DQO$_{fb}$ en el afluente

$$DQO_{fb} = 0.25(403.2\ g \cdot m^{-3}) = 100.8\ g\ m^{-3}$$

$$Q \times DQO_{fb} = (4000\ m^3 \cdot d^{-1})(100.8\ g\ m^{-3}) = 403\,200\ g \cdot d^{-1}$$

- DQO$_{fb}$ consumida por los nitratos

$$N - NO_{3an} = NO_x - \frac{NO_r}{Q} = 28\ g \cdot m^{-3} - - \frac{91\,195\ g \cdot d^{-1}}{4000\ m^3 \cdot d^{-1}} = 5.2\ g \cdot m^{-3}$$

$$RQ(N - NO_{3an}) = 0.5(4000\ m^3 \cdot d^{-1})(5.2\ g \cdot m^{-3}) = = 10\,400\ g\ N - NO_3 \cdot d^{-1}$$

$$\frac{DQO_{fb}}{N - NO_3} = (5.2\ g\ DQO_{fb} \cdot g^{-1} N - NO_3)\ (10\,400\ g\ N - NO_3 \cdot d^{-1})$$

$$\frac{DQO_{fb}}{N - NO_3} = 54\,080\ g\ DQO_{fb} \cdot d^1$$

$$DQO_{fb} disponible = 403\,200\ g\ DQO_{fb} \cdot d^{-1} - - 54\,080\ g\ DQO_{fb} \cdot d^{-1} = 349\,120\ g\ DQO_{fb} \cdot d^{-1}$$

b) Determinación de la remoción de P en el proceso de RBF

$$\frac{AGV}{DQO_{fb}} = \frac{15\ g \cdot m^{-3}}{100.8\ g \cdot m^{-3}} = 0.15$$

De la Ilustración 2.27 con una relación AGV/DQO$_{fb}$ de 0.15, la relación DQO$_{fb}$/ P es de 17. Por lo tanto, la remoción de P es igual a:

$$\frac{AGV}{DQO_{fb}} disponible = \frac{349\,120\ g\ DQO_{fb} \cdot d^{-1}}{4000\ m^3 \cdot d^{-1}} = = 87.3\ g\ DQO_{fb} \cdot m^{-3}$$

$$Remoción\ P(RBF) = \frac{DQO_{fb}\ disponible}{\frac{DQO_{fb}}{Remoción\ P}} = = \frac{87.3\ g\ DQO_{fb} \cdot m^{-3}}{17\ g\ DQO_{fb} \cdot g^{-1} P} = 5.1\ g\ P \cdot m^{-3}$$

$$Remoción\ P(síntesis) = 0.015 P_{X,bio} = = (0.015\ g\ P\ g^{-1} SSV)(216\,236\ g\ SSV \cdot d^{-1}) = = 3243.5\ g\ P \cdot d^{-1}$$

$$Remoción\ P(síntésis) = \frac{3243.5\ g\ P \cdot d^{-1}}{4000\ m^3 \cdot d^{-1}} = = 0.8\ g\ P \cdot m^{-3}$$

$$P_{efl} = P_{inf} - Remoción\ P(RBF) - - Remoción\ P(síntésis) = 6\ g\ P \cdot m^{-3} - - 5.1\ g\ P \cdot m^{-3} - 0.8\ g\ P \cdot m^{-3} = 0.1\ g\ P \cdot m^{-3}$$

$$Porcentaje\ Rem\ P = \frac{[(6-0.1)g\ P \cdot m^{-3}] \times 100}{6\ g\ P \cdot m^{-3}} =$$

$$= 98\ por\ ciento$$

c) Determinación del por ciento de P contenido en el lodo de exceso

$$Remoción\ P(sistema) = [(6\ g - 0.1)g\ P \cdot m^{-3}]$$
$$(4000\ m^3 \cdot d^{-1}) = 23\,600\ g\ P \cdot d^{-1}$$

$$P\ lodo\ exceso = \frac{remoción\ P(sistema)}{P_{X,SST}} =$$
$$= \frac{(23\,600\ g\ P \cdot d^{-1})(100)}{454\,396\ g\ SST \cdot d^{-1}} = 5.2\ por\ ciento$$

Por lo tanto, casi todo el fósforo del afluente puede ser removido por el sistema A²O, obteniendo una eficiencia de remoción de P del 98 por ciento.

2.6. Procesos físico-químicos para remoción de nitrógeno y fósforo

Los principales procesos físico-químicos que se emplean para la remoción de nitrógeno son la cloración al punto de quiebre, el arrastre con aire (air stripping) y el intercambio iónico selectivo. Las ventajas y desventajas de cada uno de los procesos para remoción de nitrógeno se resumen en la Tabla 2.33 (Metcalf & Eddy, 1996).

Referente al fósforo, en la mayoría de las aguas residuales, aproximadamente el 10 por ciento corresponde a la fracción insoluble, la cual es removida normalmente durante la sedimentación primaria. Excepto por la cantidad que es tomada para su incorporación en el tejido celular, la remoción adicional alcanzada en los procesos biológicos convencionales es mínima porque casi todo el fósforo presente después de la sedimentación primaria es soluble.

Ninguna de las formas del fósforo presente en agua residual es gaseosa a temperatura y presión atmosférica, por lo tanto la remoción se debe llevar a cabo mediante la formación de precipitados insolubles que puedan ser removidas por gravedad. Más detalle sobre los procesos físico-químicos para la remoción de nitrógeno y fósforo se presentan más adelante.

2.6.1 Remoción de nitrógeno amoniacal mediante cloración hasta el punto de quiebre

El proceso químico en el cual es usado cloro para oxidar el nitrógeno amoniacal en solución a nitrógeno gas y otros compuestos estables es conocido como cloración al punto de quiebre.

Quizá la ventaja más importante de este proceso es que, con un control apropiado, es oxidado todo el nitrógeno amoniacal del agua residual. Sin embargo, debido a que el proceso tiene varías desventajas relacionadas con los costos, la acumulación de ácido (HCl) el cual reacciona con la alcalinidad, el aumento de solidos disueltos y la formación de compuestos órgano-clorados indeseables; raramente la oxidación del nitrógeno amoniacal es usada en efluentes que no han sido nitrificados. En efluentes nitrificados, la cloración al punto de quiebre puede ser una herramienta efectiva para alcanzar altos niveles de desinfección y eliminar el nitrógeno amoniacal residual.

Tabla 2.33 Ventajas y desventajas de los procesos físico-químicos de remoción de nitrógeno

Proceso	Ventaja	Desventaja
Arrastre con aire	El proceso se puede controlar para alcanzar rendimientos de remoción de amoníaco preestablecidos. El proceso puede ser capaz de cumplir con las normas que regulan las concentraciones de nitrógeno total. No es sensible a tóxicos.	Proceso sensible a la temperatura. La solubilidad del amoníaco aumenta a temperaturas bajas. Las necesidades de aire también varían. La reacción del amoníaco con el dióxido de azufre puede provocar problemas de contaminación atmosférica. El proceso suele precisar el uso de cal para controlar el pH, aumentando por lo tanto el costo de tratamiento. Formación de incrustaciones carbonatadas en los rellenos y conducciones.
Cloración al punto de quiebre	Mediante un control adecuado, se puede oxidar todo el amoníaco. El proceso se puede emplear a continuación de otros procesos de eliminación de nitrógeno para refinar la eliminación de dicho constituyente. Simultáneamente, se consigue la desinfección del efluente. Limitadas necesidades de espacio. Insensible a la presencia de sustancias tóxicas y a la temperatura. Bajo costo de inversión. Adaptable a instalaciones existentes.	Puede producir elevado contenido de cloro residual tóxico para la vida acuática. El agua residual contiene sustancias que ejercen demanda de cloro que aumentan el costo de tratamiento. Proceso sensible a las variaciones del pH. La generación de trihalometano puede causar impactos en la calidad de las aguas de suministro. La adición de cloro aumenta la concentración de SDT. El proceso puede no ser capaz de cumplir las limitaciones relativas al contenido de nitrógeno total. Precisa un minucioso control del pH para evitar la formación de tricloruro de nitrógeno gas.
Intercambio iónico	Se puede emplear en lugares en los que las condiciones climáticas inhiben la nitrificación biológica y en los que las normas reguladoras de la calidad del efluente son muy estrictas. Produce un efluente con concentración de SDT relativamente baja Produce un producto recuperable (amoníaco acuoso). El proceso puede ser capaz de cumplir con los criterios de calidad relativos a nitrógeno total. Facilidad de control de la calidad del producto.	Suele ser necesario llevar a cabo operaciones de pre-tratamiento (filtración) para evitar excesivas pérdidas de carga provocadas por la acumulación de sólidos suspendidos. Las elevadas concentraciones de otros cationes reducen la capacidad de eliminación de amoníaco. La regeneración puede precisar la incorporación de otro proceso unitario (p ej. Arrastre con aire). Los productos de la regeneración se deben disponer. Precisa operarios altamente cualificados.

Química de la cloración al punto de quiebre

Los fenómenos que ocurren gradualmente cuando es añadido cloro en agua que contiene sustancias oxidables y amonio puede ser explicado por medio de la Ilustración 2.39. En la etapa A, el cloro reacciona con las sustancias fácilmente oxidables, tales como Fe^{+2}, Mn^{+2}, H_2S y la materia orgánica. Después de esta etapa, el cloro añadido continua reaccionando con el amonio para formar cloroaminas (etapa B) teniéndose así cloro combinado. Para una relación molar cloro/amonio (Cl_2/NH_4^+) menor que 1, son formadas monocloramina y dicloroamina. En el pico de la curva, la relación molar Cl_2/NH_4^+ es igual a 1 (relación en peso de 5.06).

La distribución de las dos cloroaminas está gobernada por sus velocidades de reacción, las cuales dependen del pH y la temperatura. Entre el pico de la curva y el punto de quiebre (etapa C), algunas cloroaminas son convertidas en tricloruro de nitrógeno (NCl_3) y las aminas remanentes son convertidas en óxido nitroso (N_2O) y nitrógeno gas (N_2). En esta etapa se realiza la oxidación del nitrógeno amoniacal. Teóricamente, la relación en peso Cl_2/NH_4^+ en el punto de quiebre es 7.6 y relación molar Cl_2/NH_4^+ igual a uno punto cinco. La Tabla 2.34 ilustra las relaciones Cl_2/NH_4^+ recomendadas de acuerdo al tipo de agua residual (WEF, 1998). La adición de cloro más allá del punto de quiebre (etapa D), producirá un aumento del cloro residual libre disponible directamente proporcional al cloro añadido.

Las posibles reacciones de oxidación de las cloroaminas durante la cloración hasta el punto de quiebre se presentan a continuación:

$$NH_4^+ + HOCl \rightarrow NH_2Cl + H_2O + H^+$$

Ecuación 2.74

$$NH_2Cl + HOCl \rightarrow NHCl_2 + H_2O$$

Ecuación 2.75

$$NHCl_2 + H_2O \rightarrow NOH + 2HCl$$

Ecuación 2.76

$$NHCl_2 + NOH \rightarrow N_2 + HOCl + HCl$$

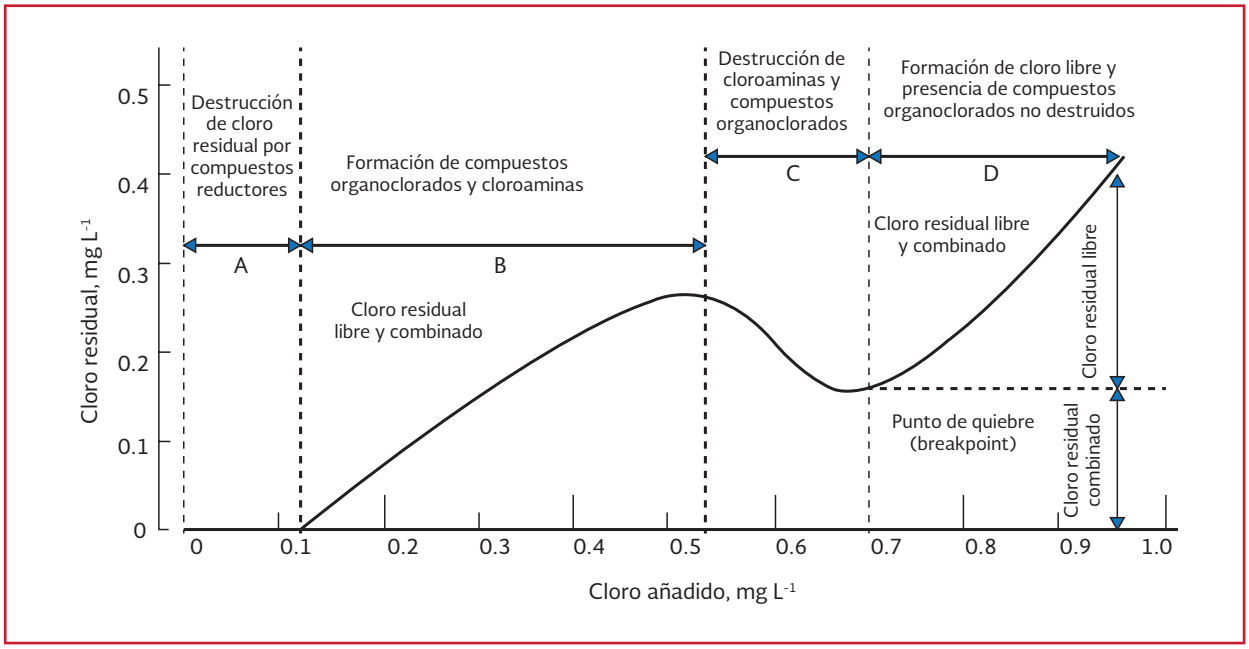
Ecuación 2.77

La reacción global, obtenida por la suma de las cuatros reacciones es:

Tabla 2.34 Relaciones Cl_2/NH_4^+ recomendadas para alcanzar el punto de quiebre

Tipo de agua residual	Experiencia	Capacidad de diseño sugerida
Cruda	10:1	13:1
Efluente secundario	9:1	12:1
Efluente secundario después de precipitación química (cal) y filtración	8:1	10:1

Ilustración 2.38 Curva de la cloración hasta el punto de quiebre



$$2NH_4^+ + 3HOCl \rightarrow N_2 + 3H_2O + 3HCl + 2H^+$$

Ecuación 2.78

Como se mencionó anteriormente, basado en la Ecuación 2.78, la masa teórica de cloro necesaria para oxidar el amonio es 7.6 $mg \cdot L^{-1}$ de cloro por 1 $mg \cdot L^{-1}$ de amonio. En la práctica, esta relación puede estar en un rango de 8 $mg \cdot L^{-1}$ para un efluente secundario tratado por precipitación químico y filtración y hasta 10 $mg \cdot L^{-1}$ para un agua cruda (WEF, 1998). Por lo tanto, un efluente secundario típico con 20 $mg \cdot L^{-1}$ de amonio requiere aproximadamente 235 kg de cloro por cada 1000 L de efluente tratado, una dosis 40 a 50 veces mayor que la utilizada típicamente en la desinfección. Con tales requerimientos de cloro, frecuentemente la cloración al punto de quiebre no compite económicamente con otros procesos de remoción de nitrógeno.

El tiempo requerido para que se lleve a cabo la cloración hasta el punto de quiebre depende del pH, la concentración de cada reactivo y la temperatura. Estas reacciones son más lentas a pH bajo; por lo tanto, es necesario ajustar el pH cerca de 7 en las aguas residuales con alto contenido en nitrógeno amoniacal para alcanzar el punto de quiebre en tiempos de contacto cortos. Además, la naturaleza de las cloroaminas se ve afectada por el tiempo de contacto, el pH, la concentración de nitrógeno amoniacal y la dosis de cloro aplicada.

Por ejemplo, a pH bajo se presentan serios problemas de olor debido a la formación de tricloruro de nitrógeno y compuestos relacionados. Por lo tanto, el diseño de una cámara de contacto debe prever el control de estas variables. Cuando el proceso tiene los objetivos de desinfección y remoción de nitrógeno, el tiempo de contacto en la cámara debe ser suficiente para cumplir con ambos requerimientos. La presencia de compuestos adicionales que reaccionan con el cloro, tal como el nitrógeno orgánico, pueden alterar en gran manera la forma de la curva de cloración.

Los componentes de un sistema de cloración al punto de quiebre son un tanque de mezcla rápida, una tanque de contacto y un equipo para suministrar el cloro y el alkali. El cloro y el alkali son adicionados en el tanque de mezcla rápida.

Las grandes dosis de cloro aumenta la preocupación acerca de los subproductos de la cloración en el efluente y sus efectos en los cuerpos receptores. También, se puede requerir de un sistema de decloración para reducir la concentración de cloro y cumplir con los límites de descarga.

Generación de ácido

La adición de cloro gas produce ácido. Cuando el cloro es añadido al agua, la reacción de hidrólisis resulta en la formación de un ácido fuerte (HCl). La reacción del HOCl con el amonio también resulta en la formación de ácido. El total de moles que deben ser neutralizados se puede determinar de acuerdo a la siguiente reacción:

$$2NH_4^+ + 3Cl_2 \rightarrow N_2 + 6HCl + 2H^+$$

Ecuación 2.79

En la práctica, el ácido clorhídrico formado durante la cloración reacciona con la alcalinidad del agua residual, y bajo la mayoría de circunstancias, hay una leve caída del pH. De acuerdo a su estequeometría, es necesario 14 $mg \cdot L^{-1}$ de

alcalinidad expresada como $CaCO_3$ por cada 1 $mg \cdot L^{-1}$ de nitrógeno amoniacal oxidado en el proceso de cloración al punto de quiebre. Sin embargo, es necesario el doble de la alcalinidad teórica para mantener el pH mayor que 6.3. Excepto para aguas residuales con alta alcalinidad y sistemas de tratamiento donde se tiene una precipitación química con cal antes de la cloración, se debe considerar en el diseño un sistema de alimentación de químico alcalino para mantener el pH del agua residual en el rango apropiado.

Incremento de solidos disueltos totales

Además de la formación de ácido clorhídrico, los químicos añadidos para alcanzar la reacción al punto de quiebre también contribuyen con un incremento de los SDT. Como se mostró en la Ecuación 79, en el proceso de cloración se forman 6 moles de HCl y 2 moles de H^+ y son removidos 2 moles de NH_4^+. En situaciones donde las concentraciones de los SDT son importantes para la implementación de reúso del agua, se debe verificar el incremento de los SDT durante la cloración al punto de quiebre. Los SDT que contribuye cada químico esta resumido en la Tabla 2.37 (US EPA, 1986).

En el tema 2.6.5, se presenta un ejemplo donde se ilustra el aumento de los SDT, el requerimiento de alcalinidad y la estimación de la dosis de cloro.

2.6.2 Remoción del nitrógeno amoniacal mediante desorción del amoníaco

El arrastre con aire (air stripping) es un proceso que involucra la transferencia de masa de un gas de una fase líquida a la fase gas. La transferencia se lleva a cabo mediante el contacto del líquido que contiene el gas que va a ser arrastrado con un gas (usualmente aire) el cual no contiene al gas inicialmente. La remoción de gases disueltos en el agua residual por medio de arrastre con aire ha recibido mucho interés, especialmente para la remoción de amoníaco y compuestos orgánicos volátiles (COV). Los primeros trabajos sobre remoción de amoníaco en agua residual por medio de arrastre con gas se llevaron a cabo en Lago Tahoe, California (Culp y Slechta, 1966; Slechta y Culp, 1967). El diagrama de flujo de un proceso típico de remoción de amoníaco por arrastre con aire se presenta en la Ilustración 2.40. También, en la Ilustración 2.41 se observa la configuración de una columna de arrastre con aire.

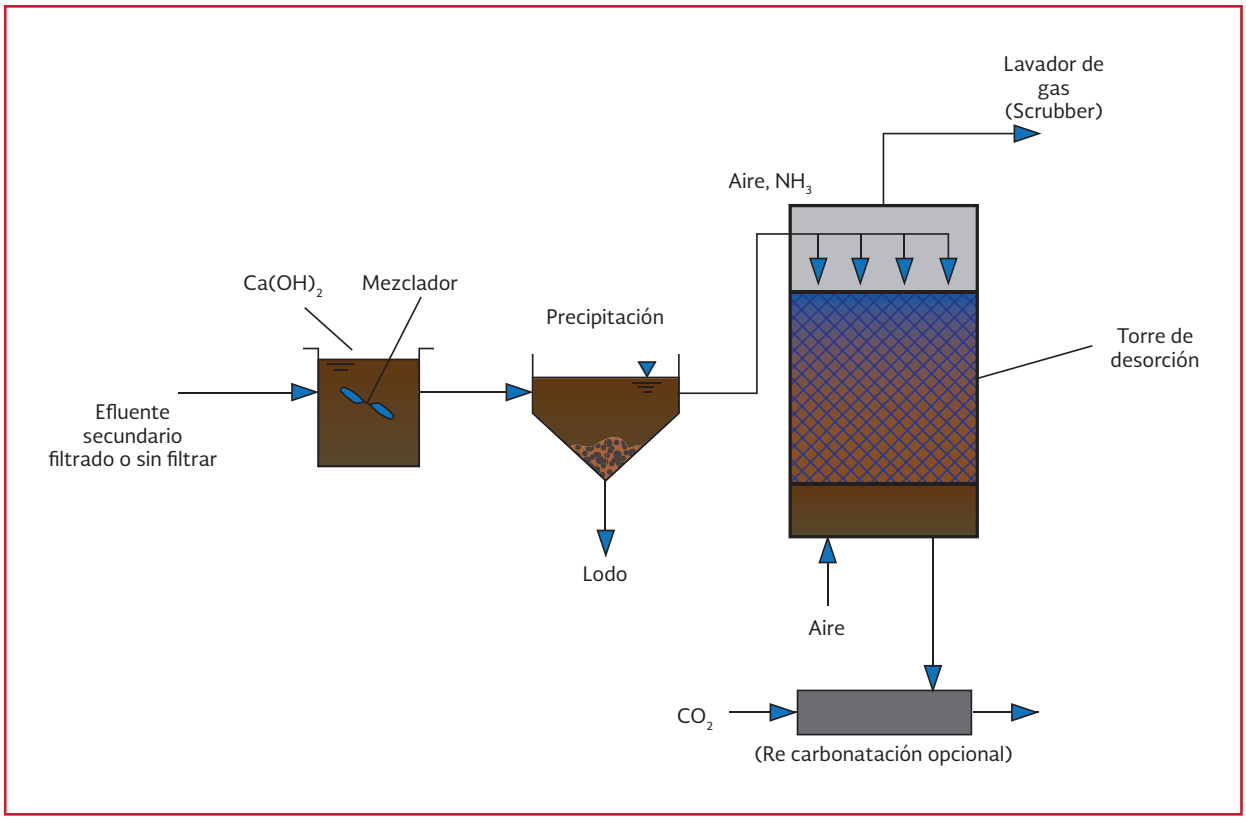
El arrastre con aire del amoníaco en aguas residuales requiere que el amoníaco esté presente en fase gas. El ion amonio en agua existe en equilibrio con el gas amoníaco de acuerdo a la siguiente reacción:

$$NH_4^+ \leftrightarrows NH_3 + H^+$$

Tabla 2.35 Efecto de la adición de químico en los SDT durante la cloración al punto de quiebre

Químico adicionado	Incremento de los SDT por unidad de NH_4^+ consumida
Punto de quiebre con cloro gas	6.2:1
Punto de quiebre con hipoclorito de sodio	7.1:1
Punto de quiebre con cloro gas- neutralización de toda la acidez con cal (CaO)	12.2:1
Punto de quiebre con cloro gas-neutralización de toda la acidez con hidróxido de sodio (NaOH)	14.8:1

Ilustración 2.39 Proceso típico de remoción de amoníaco por arrastre con aire



Con el aumento del pH por arriba de 7, el equilibrio es desplazado hacia la derecha y el ion amonio es convertido en amoníaco (Ilustración 2.42):

Por lo cual, es necesario adicionar cal o hidróxido de sodio para alcanzar un pH de 10.8 a 11.5 para remover al amoníaco por arrastre con aire.

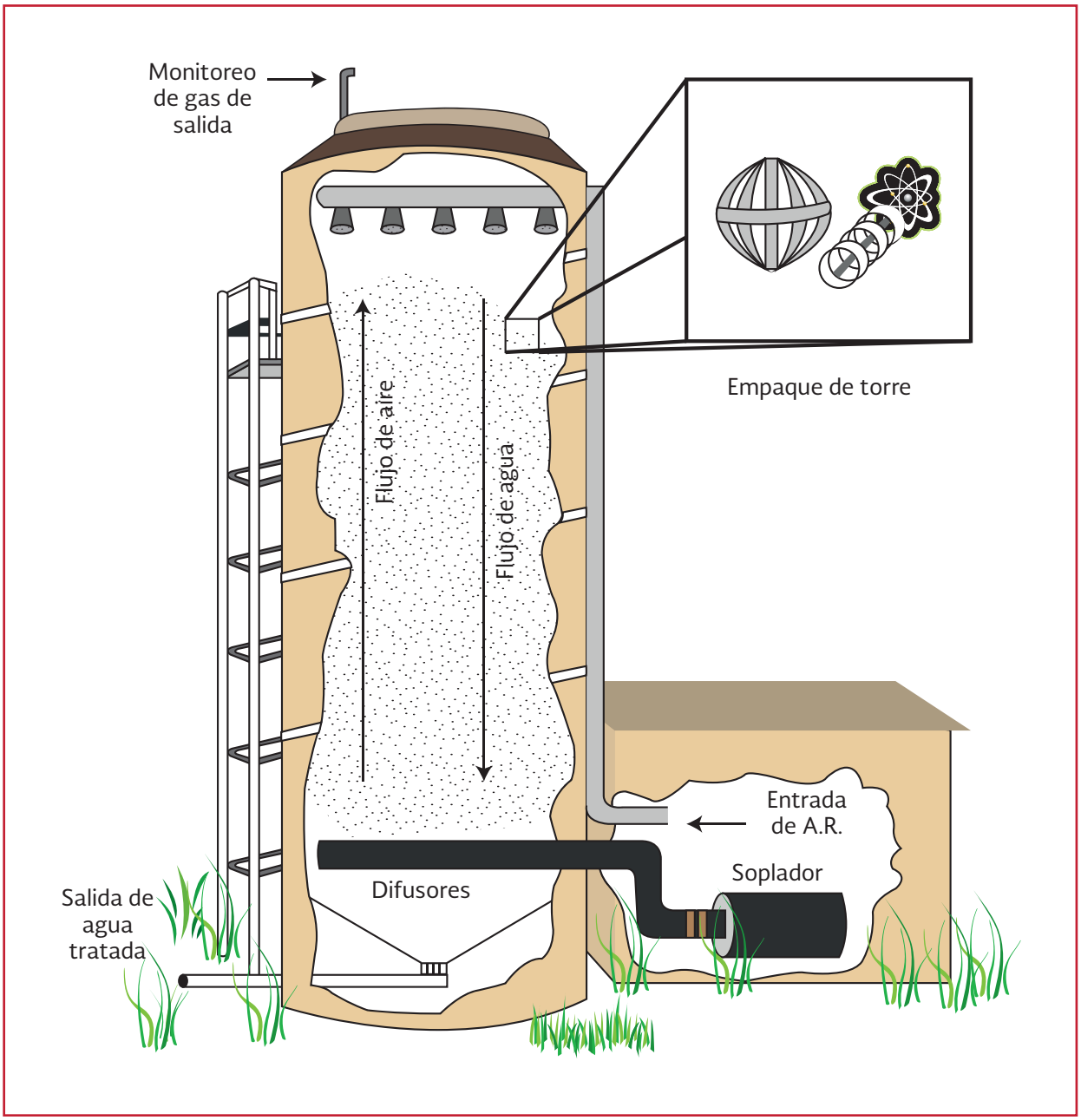
Consideraciones de diseño de un sistema de arrastre con aire para la remoción de amoníaco

La selección de los parámetros de diseño de una torre de desorción depende del nivel de remoción de nitrógeno requerido. Algunos de los elementos que se deben de considerar en el diseño de la torre son la selección del empaque, la relación aire/agua, la carga hidráulica, la temperatura del agua y aire y el sistema de control del proceso. En la Tabla 2.36 se muestran los principales criterios de diseño de un sistema de desorción con aire para la remoción de amoníaco.

Carga hidráulica

La carga hidráulica permisible usada en la remoción de amoníaco depende del tipo y el espaciamiento del empaque. A pesar de que las cargas hidráulicas utilizadas en las torres de arrastre para la remoción de amoníaco son de 2 a 7 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$, la eficiencia de remoción disminuye significativamente a cargas mayores a 9 metros cúbicos por metro cuadrado por hora. Una adecuada carga hidráulica permite la formación de gotas de agua en los elementos individuales del empaque con el paso del agua a través de la torre. Excesivas tasas hidráulicas causan laminación del flujo, reduciendo la remoción de amoníaco.

Ilustración 2.40 Columna de arrastre con aire



Relaciones aire/agua

Grandes volúmenes de aire deben pasar a través de la torre para alcanzar altos niveles de remoción de amoníaco. Relaciones aire/agua requeridas rondan entre 2200:1 a 3800:1. En la Tabla 2.37 se presenta un ejemplo del aire requerido para alcanzar ciertos niveles de remoción de amoníaco en una torre de 7.3 m con un empaque de madera de 38x50 mm, pH del agua de 11.5 y temperatura de 20 °C (Slechta y Culp, 1967).

Temperatura

La temperatura del aire y el agua influencian el diseño de una torre de arrastre para la remoción de amoníaco. La temperatura mínima y la aso-

Ilustración 2.41 Equilibrio químico entre el ion amonio (NH_4^+) y el amoníaco (NH_3)

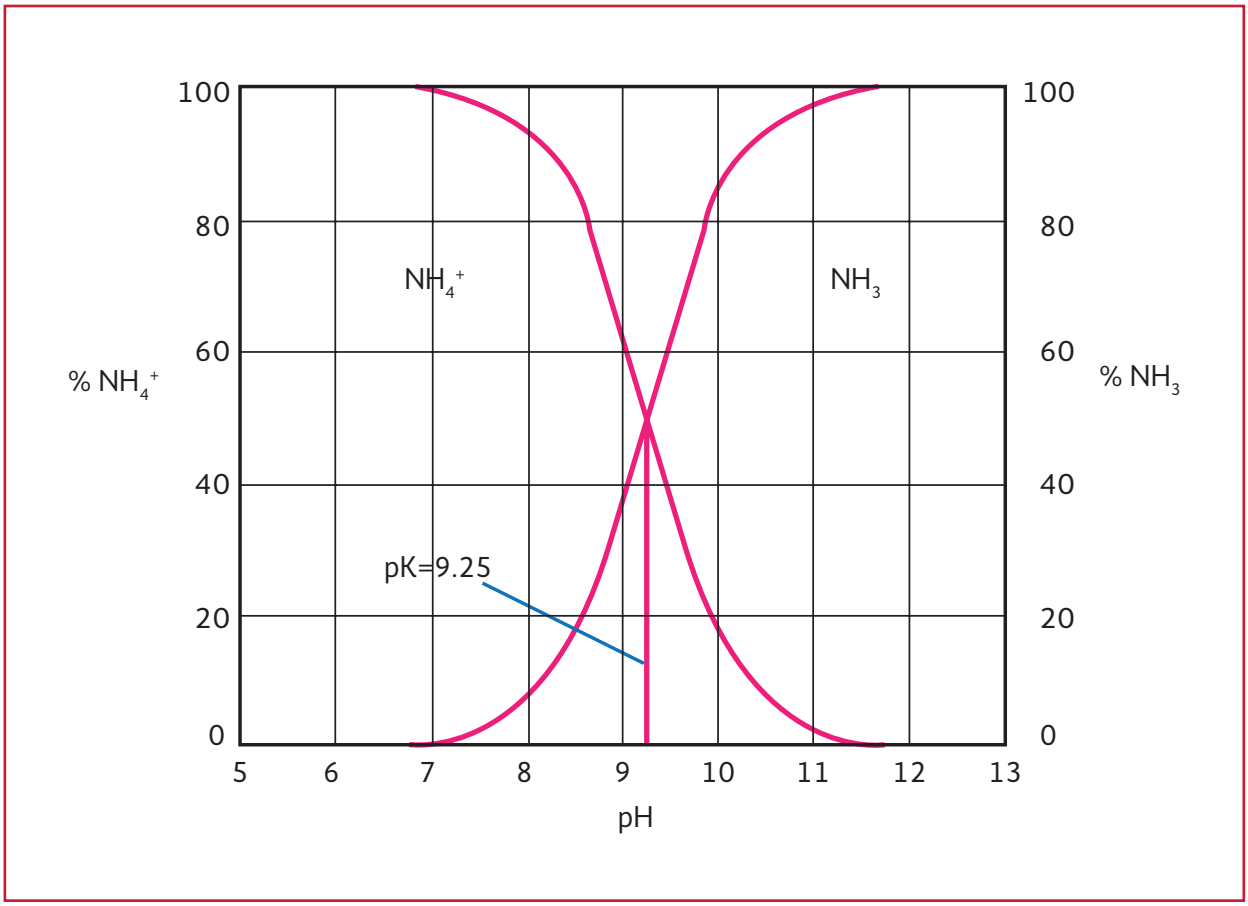


Tabla 2.36 Criterios de diseño de un sistema de arrastre con aire para la remoción de amoníaco

Parámetro	Valor
Tasa de carga de líquido, $L \cdot m^{-2} \cdot min^{-1}$	40-80
Relación aire/líquido (G/L), $m^3 \cdot m^{-3}$	2000:1 hasta 6000:1
Factor de arrastre (S), adimensional	1.5-5
Caída de presión de aire permitida (ΔP), $Pa \cdot m^{-1}$	100-400
Relación altura/diámetro (H/D),$m \cdot m^{-1}$	≤10:1
Profundidad del empaque (D), m	2-6
Factor de seguridad para D y H (SF)	1.2-1.5
pH del agua residual	10.8-11.5
Factores de empaque aproximado (Cf), m-1	
Anillos Pall, montura Intalox • 12.5 mm • 25 mm • 50 mm	 • 180-240 • 30-60 • 20-25
Anillos Raschig, montura Berl • 12.5 mm • 25 mm • 50 mm	 • 300-600 • 120-160 • 45-60

Tabla 2.37 Efecto del aire y la carga hidráulica en la remoción de amoníaco

Porcentaje de remoción N-NH_4	Suministro de aire (L·min^{-1} aire m^3·d^{-1} agua)	Carga hidráulica (m^3·m^{-2}·h^{-1})
80	1.496	9.53
85	1.571	8.55
90	1.87	7.33
95	3	4.89
98	5.984	1.96

ciada densidad del aire deben ser consideradas cuando se va a dimensionar los ventiladores y/o sopladores para proveer el aire requerido en la torre. La temperatura del líquido también afecta el nivel de remoción de amoníaco. En la Tabla 2.38 se ilustra el efecto de la temperatura del agua en una torre con una profundidad de 7.3 m, una carga hidráulica de 5 m^3·m^{-2}·h^{-1}, una relación aire/agua de 3600:1, pH del agua de 11.5 y tablillas de madera roja (Smith y Chapman, 1967).

Ecuaciones de diseño de una torre de arrastre

Las ecuaciones que pueden ser utilizadas para determinar el requerimiento de aire y la altura de una torre de arrastre son las siguientes:

Para determinar la fracción mol de amoníaco en el aire que sale de la torre de arrastre (ye) y la relación aire/líquido (G/L) se utilizan las siguientes ecuaciones:

$$y_e = \frac{H}{P_T} C_o \qquad \text{Ecuación 2.80}$$

$$\frac{G}{L} = \frac{H}{P_T} \times \frac{(C_o - C_e)}{C_o} \qquad \text{Ecuación 2.81}$$

Donde:

H = Constante de Henry
PT = Presión total, usualmente es de 1 atm
C_o = Concentración de soluto en el líquido que está entrando en la torre, mol soluto·mol^{-1} líquido
C_e = Concentración de soluto en el líquido que está saliendo en el fondo de la torre, mol soluto·mol^{-1} líquido

Además, para el cálculo de la altura de la torre se aplica la siguiente ecuación:

$$Z = HTU \times NTU \qquad \text{Ecuación 2.82}$$

Donde:

Z = Altura de la torre de arrastre empacada, m
HTU = Altura de la unidad de transferencia, m
NTU = número de unidades de transferencia

Tabla 2.38Tabla Efecto de la temperatura del agua sobre la remoción de amoníaco

Temperatura del agua, °C	Porcentaje de remoción N-NH_4
17	91
12	79
9	71
3	67

$$HTU = \frac{Q}{K_L a\, A}$$ Ecuación 2.83

Donde:

Q = Caudal del líquido, $m^3\ s^{-1}$
$K_L a$ = Coeficiente volumétrico de transferencia de masa, s^{-1}
A = Área de la sección transversal de la torre, m^2

La HTU es una medida de las características de transferencia de masa del medio de empaque. El número de unidades de transferencia se define con la siguiente ecuación:

$$NTU = \left[\frac{S}{S-1}\right]\ln\left[\frac{\left(\frac{C_o}{C_e}\right)(S-1)+1}{S}\right]$$
Ecuación 2.84

Donde:

S = Factor de arrastre, adimensional

Un valor de S = 1 corresponde a la cantidad mínima de aire requerido para el arrastre. Cuando S > 1 la cantidad de aire está en exceso y es posible un completo arrastre dada una torre con infinita altura. Cuando S < 1, no hay suficiente aire para el arrastre. En la práctica, los factores de arrastre varían de 1.5 a 5.

Los valores de KLa para compuestos específicos son obtenidos de mejor manera con base en pruebas piloto o usando correlaciones empíricas como la siguiente:

$$K_L a_{COV} = K_L a_{O_2}\left(\frac{D_{COV}}{D_{O_2}}\right)^n$$ Ecuación 2.85

Donde:

$K_L a_{COV}$ = Coeficiente de transferencia de masa del sistema, h^{-1}
$K_L A_{O2}$ = Coeficiente de transferencia de masa del oxígeno, h^{-1}
D_{COV} = Coeficiente de difusión del COV en agua, $cm^2 \cdot s^{-1}$
D_{O2} = Coeficiente de difusión del oxígeno en agua, $cm^2 \cdot s^{-1}$
n = coeficiente (0.5 para torres de arrastre)

Como se mencionó anteriormente, la temperatura del aire y el agua son significativas en el diseño de una torre de arrastre porque este parámetro tiene un efecto en las viscosidades del aire y agua, la constante de Henry y el coeficiente volumétrico de transferencia de masa del gas. El valor de $K_L a$ puede ser ajustado por efecto de la temperatura con la siguiente ecuación, con un θ igual a 1.024.

$$\frac{K_L a_2}{K_L a_1} = \theta^{(T_2 - T_1)}$$ Ecuación 2.86

Remoción de amoníaco del sobrenadante de la digestión por arrastre con vapor

El arrastre con vapor es similar al arrastre con aire, con la excepción que el proceso requiere temperaturas mayores a 95 grados Celsius. Aunque es costoso, el arrastre con vapor ha sido propuesto para la remoción de amoníaco del sobrenadante de la digestión anaerobia de plantas de tratamiento grandes, donde son utilizadas instalaciones separadas para tratar los flujos de retorno. El amoníaco arrastrado del sobrenadante es convertido en ion amonio

pasando el gas de salida a través de un baño ácido.

En una prueba a escala real, fueron evaluados dos procesos para la remoción de amoníaco: arrastre con vapor y arrastre con aire caliente. El arrastre con vapor demostró ser más costo-efectivo. Algunos problemas que se han encontrado con el arrastre con vapor son: (1) excesivo ensuciamiento (depósitos de hierro, por ejemplo) dentro del intercambiador de calor y dentro de la torre debido a la presencia de minerales a elevadas temperaturas, (2) mantener el pH requerido para una efectiva separación, (3) controlar el flujo de vapor y (4) mantener la temperatura de la torre. Debido a la importancia de la temperatura, el arrastre con vapor se debe llevar a cabo en instalaciones cerradas. En Europa, es utilizado un lavado ácido para la limpieza de las tuberías, el intercambiador de calor y la columna de arrastre.

En el tema 2.6.5, se presenta un ejemplo de dimensionamiento de una columna de desorción para la remoción de amoníaco.

2.6.3 Remoción de nitrógeno mediante intercambio iónico selectivo

Procesos de intercambio

Intercambio iónico es un proceso en el cual los iones mantenidos por fuerzas electrostáticas a grupos funcionales cargados situados en la superficie de un sólido, son cambiados por iones de carga similar de una disolución en la cual el sólido está inmerso. El intercambio iónico se considera como un proceso de sorción, debido a que los grupos funcionales cargados en los cuales ocurre el intercambio, están en la superficie del sólido, y porque los iones cambiables deben sufrir una transferencia de fase, desde una fase en solución a una fase superficial.

Este proceso se lleva a cabo pasando agua a través de un lecho de material insoluble hecho de resina sintética. Las resinas utilizadas están diseñadas de tal manera que remuevan cationes o aniones del agua que pasa a través del lecho, reemplazando los iones removidos del agua con iones de la misma carga presentes en la resina. Los cationes son intercambiados por hidrógeno o sodio y los aniones por radicales hidroxilo. El intercambio iónico es usado para el tratamiento de aguas y aguas residuales, principalmente para eliminar la dureza producida por los iones Ca^{+2} y Mg^{+2} en los suministros de agua, y para la remoción de hierro y manganeso en los suministros de aguas subterráneas. También, puede ser utilizado para el control de nitrógeno en efluentes secundarios. Además se usa para el tratamiento de diversas aguas industriales con el fin de recuperar los materiales de desperdicio valiosos o subproductos, particularmente formas iónicas de metales valiosos tales como plata, oro y uranio. Una aplicación adicional en el tratamiento de aguas es la eliminación y recuperación de materiales radioactivos en las aguas de reactores nucleares, hospitales y laboratorios.

Resinas de intercambio iónico

Las resinas de intercambio iónico consisten en estructuras de redes orgánicas e inorgánicas con grupos funcionales fijos. La mayoría de las resinas de intercambio iónico utilizadas en tratamiento de aguas residuales son sintéticas hechas a partir de la polimerización de compuestos orgánicos dentro de una estructura porosa tridimensional. El grado de reticulación entre las

cadenas orgánicas determina la estructura de los poros internos; altas densidades de reticulación dan tamaños de poro menores. Desde el punto de vista cinético, un bajo grado de reticulación podría mejor la difusión de los iones a través de los poros grandes. Sin embargo, la fuerza física disminuye y la capacidad de retención hídrica incrementa entre menor sea la densidad de reticulación. Los grupos iónicos funcionales son usualmente introducidos reaccionando la matriz del polímero con un compuesto químico que contiene al grupo deseado. La capacidad de intercambio es determinada por el número de grupos funcionales por unidad de masa de resina.

Las resinas de intercambio iónico son llamadas catiónicas si ellas intercambian iones positivos y aniónicas si ellas intercambian iones negativos. Las resinas catiónicas tienen grupos funcionales ácidos, tales como sulfónico, fenólico, carboxílico y fosfónico; mientras las resinas aniónicas tienen grupos funcionales básicos amina. Las resinas de intercambio iónico comúnmente son clasificadas por la naturaleza de los grupos funcionales como resinas fuertemente ácidas, débilmente ácidas, fuertemente básicas y débilmente básicas.

Control de nitrógeno mediante intercambio iónico

En el control de nitrógeno, los iones que típicamente son removidos del agua residual son el amonio (NH_4^+) y el nitrato (NO_3^-). El ion que el amonio desplaza varía con la naturaleza de la solución utilizada para regenerar el lecho. Son utilizadas tanto resinas naturales, como sintéticas. Sin embargo, las resinas sintéticas son utilizadas más ampliamente debido a su durabilidad. Algunas resinas naturales (zeolitas) han encontrado aplicación en la remoción de amonio en aguas residuales. La clinoptilolita, una zeolita natural, ha probado ser una de las mejores resinas de intercambio naturales. Además de tener una mayor afinidad al ion amonio que otros materiales de intercambio iónico, esta es relativamente económica comparada con materiales sintéticos. Una de las características novedosas de esta zeolita es el sistema de regeneración empleado. Típicamente, el agua residual pasa por un lecho de clinoptilolita de 1.2 a 1.5 m a flujo descendente. Tras la saturación, la zeolita es regenerada con cal [$Ca(OH)_2$] y el ion amonio removido de la zeolita es convertido en amoníaco debido al pH alto.

Cuando se usan resinas sintéticas convencionales para la remoción de nitratos, se pueden presentar dos problemas. El primero, la mayoría de las resinas tienen una mayor afinidad a los nitratos sobre los cloruros y el bicarbonato. Sin embargo, estas tienen significativamente una menor afinidad a los nitratos comparado con los sulfatos, el cual limita la capacidad de la resina para la remoción de nitratos. El segundo problema es, ya que se sabe que las resinas tienen mayor afinidad hacia los sulfatos que hacia los nitratos, puede ocurrir un fenómeno llamado fuga de nitratos. La fuga de nitratos ocurre cuando la columna de intercambio iónico es operada ya pasada la saturación de nitratos, con lo cual el sulfato del agua de alimentación puede desplazar a los nitratos en la resina, provocando una liberación de nitratos.

En el tema 2.6.5 se muestra un ejemplo para la determinación de la capacidad de intercambio de una resina para la remoción del ion amonio.

2.6.4 Remoción de fósforo mediante precipitación seguida de sedimentación

Las formas típicas de fósforo encontradas en aguas residuales consisten en ortofosfatos, polifosfatos y fósforo orgánico. Los ortofosfatos están disponibles directamente al metabolismo biológico sin requerir la conversión a formas más simples. Las formas en las que los ortofosfatos están presentes en el agua dependen del pH, las cuales pueden ser fosfato (PO_4^{-3}), fosfato monoácido (HPO_4^{-2}), fosfato diácido ($H_2PO_4^-$) o ácido fosfórico (H_3PO_4). Los polifosfatos son moléculas más complejas que están constituidas por dos o más átomos de fósforo. Estos son convertidos en ortofosfatos por hidrólisis, el cual es un proceso muy lento; sin embargo, este proceso se lleva a cabo en los sistemas de recolección y alcantarillado de aguas residuales.

La contribución doméstica total de fósforo es aproximadamente 1.6 kg por persona por año (3.5 lb por persona por año). La concentración promedio de fósforo total en aguas residuales municipales crudas es de 10 $mg \cdot L^{-1}$, expresado como fósforo elemental (US EPA, 1976). Aproximadamente de 30-50 por ciento del fósforo proviene de los desechos sanitarios, mientras que el 70-50 por ciento remanente se debe a los detergentes hechos a base de fosfatos.

El fósforo es uno de los mayores contribuyentes de la eutroficación en los cuerpos receptores. Por lo tanto, es necesaria la remoción de fósforo para prevenir la contaminación y controlar la eutroficación. En la mayoría de los casos, los límites máximos permisibles de descarga de fósforo en efluentes son de 0.1-2 $mg \cdot L^{-1}$; por lo cual, es necesario alcanzar eficiencias de remoción de fósforo en las plantas de tratamiento de aguas residuales mayores al 80 por ciento.

Precipitación química

La remoción de fósforo se puede llevar a cabo por medio de precipitación química o procesos biológicos. La precipitación química es un proceso que consiste en la adición de reactivos químicos con el propósito de que reaccionen con compuestos específicos presentes en el agua para formar compuestos insolubles (precipitables). Los principales químicos utilizados en la precipitación de fósforo son: Aluminio [Al (III)], hierro férrico [Fe (III)], hierro ferroso [Fe (II)] y calcio [Ca (II)]. También se han utilizado polímeros eficientemente en conjunto con sales metálicas y cal como ayudantes de floculación. Debido a que la química de la remoción de fósforo con hierro y aluminio es un poco diferente a la del calcio, los dos diferentes tipos de remoción química serán descritos de manera separada.

Remoción de fósforo con hierro y aluminio

Los iones de aluminio pueden flocular los iones fosfatos para formar fosfato de aluminio el cual precipita de acuerdo a la siguiente reacción:

$$Al^{+3} + H_nPO_4^{-(3-n)} \rightarrow AlPO_4 \downarrow + nH^+$$

Ecuación 2.87

El sulfato de aluminio ($Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$) es usado comúnmente como una fuente de aluminio. También, puede ser utilizado aluminato de sodio ($Na_2O \cdot Al_2O_3$). Las reacciones de precipitación con ambas sales se presentan en las siguientes ecuaciones:

$$Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O + 2HPO_4^{-2} \rightarrow$$
$$2AlPO_4 \downarrow + 2H^+ + 3SO_4^{-2} + 14H_2O$$

Ecuación 2.88

$$Na_2O \cdot Al_2O_3 + 2HPO_4^{-2} + 4H_2O \rightarrow 2AlPO_4 \downarrow + 2NaOH + 60H^-$$

Ecuación 2.89

Referente al hierro, este reacciona con los fosfatos de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$Fe^{+3} + H_nPO_4^{-(3-n)} \rightarrow FePO_4 \downarrow + nH^+$$

Ecuación 2.90

La sal de hierro comúnmente utilizada es el cloruro férrico, el cual reacciona con los iones fosfato de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$FeCl_3 \cdot 6H_2O + HPO_4^{-2} \rightarrow FePO_4 \downarrow + H^+ + 3Cl^-$$

Ecuación 2.91

Históricamente, las reacciones anteriores han sido utilizadas para describir la precipitación de fósforo con aluminio y hierro; Sin embargo, estas ecuaciones son simples y su aplicación no es precisa. Además, cualquier reacción de precipitación debe considerar las reacciones competitivas y sus asociadas constantes de equilibrio y los efectos de la alcalinidad, pH, elementos traza y los ligandos encontrados en el agua residual. Basados en estudios más recientes (Sedlak, 1991; WEF, 2011) se cree que la siguiente ecuación provee una mejor descripción de lo que realmente sucede cuando son adicionadas sales metálicas para la remoción de fósforo:

$$rMe^{+3} + HPO_4^- + (3r-1)OH^- \rightarrow Me_r \cdot H_2PO_4(OH)_{3r-1}(s)$$

Ecuación 2.92

Donde:

R = 1.6 para el Fe(III) y 0.8 para el Al(III)

Me^{+3} = El ión de hierro o aluminio con carga +3

Sin embargo, debido a todas las reacciones competitivas, la Ecuación 2.92 no puede ser utilizada adecuadamente para la determinación de la dosis de hierro o aluminio requerida. Por lo tanto, es necesario realizar pruebas de tratabilidad (pruebas de jarras) para determinar la dosis de reactivo químico, pH óptimo y sedimentabilidad de los precipitados.

Estimación de la dosis de sal de hierro o aluminio requerida para la remoción de fósforo

La dosis de sal de hierro o aluminio es la cantidad total de reactivo que se debe adicionar para la remoción de los ortofosfatos en una planta de tratamiento. Típicamente, dosis de sal de hierro y aluminio con base en la relación molar Metal/fósforo soluble inicial (Me/P) son del rango de 1 a 3 si se requiere una concentración residual de fósforo en un efluente secundario en el orden de 0.5 mg·L^{-1}. Para estimar la dosis de aluminio requerida para obtener una concentración residual de fosfatos se puede utilizar la Ecuación 2.93.

$$Al_{dosis} = (Al/P)(C_{f,inf} - C_{f,efl})\left[\frac{26.98\ g \cdot mol^{-1} Al}{30.97\ g \cdot mol^{-1} P}\right]$$

Ecuación 2.93

Donde:

Al/P = Relación molar aluminio/fósforo, mol Al·mol^{-1} P

$C_{f,inf}$ = Concentración de fosfatos en el afluente, mg·L^{-1}

$C_{f,efl}$ = Concentración de fosfatos en el efluente, mg·L^{-1}

Y para estimar la dosis de hierro, se puede aplicar la siguiente ecuación:

$$Fe_{dosis} = (Fe/P)(C_{f,inf} - C_{f,efl})\left[\frac{55.85\, g \cdot mol^{-1} Fe}{30.97\, g \cdot mol^{-1} P}\right]$$

Ecuación 2.94

Como se comentó antes, para estimar la dosis adecuada es necesaria la realización de prueba de tratabilidad, la cual varía de acuerdo a las características del agua residual y del alcance del tratamiento.

Remoción de fósforo con calcio

El calcio es adicionado usualmente en forma de cal, $Ca(OH)_2$. Como se muestra en la siguiente ecuación, cuando la cal es adicionada al agua, esta reacciona con la alcalinidad natural del agua para precipitar como $CaCO_3$.

$$Ca(HCO_3)_2 + Ca(OH)_2 \leftrightarrows 2CaCO_3 + 2H_2O$$

Ecuación 2.95

A medida que el valor de pH del agua residual aumenta a más de 10 aproximadamente, el exceso de calcio reacciona con los fosfatos, como se muestra en la Ecuación 2.96, precipitando como hidroxiapatita, $Ca_{10}(PO_4)_6(OH)_2$.

$$10Ca^{+2} + 6PO_4^{-3} + 20H^- \leftrightarrows Ca_{10}(PO_4)_6(OH)_2 \downarrow$$

Ecuación 2.96

En la práctica, se ha llevado a cabo remoción parcial de fósforo por la adición de cal al afluente del sedimentador primario a un pH alrededor de 9.

Estimación de la dosis de calcio requerida para la remoción de fósforo

La cantidad de cal requerida para precipitar el fósforo en aguas residuales es típicamente alrededor de 1.4 a 1.5 veces la alcalinidad total expresada como $CaCO_3$. Cuando la cal es adicionada al agua cruda o a un efluente secundario, es necesario un ajuste de pH antes del subsecuente tratamiento o disposición. Debido a los costos adicionales asociados con el uso de la cal, las sales metálicas son usadas comúnmente para la precipitación química de fósforo.

Estrategias de remoción de fósforo

La precipitación de fósforo del agua residual se puede llevar a cabo en varios sitios de un diagrama de flujo de proceso. En general, los sitios en los que se puede remover fósforo son clasificados como (1) pre-precipitación, (2) co-precipitación y (3) post-precipitación (Sedlak, 1991).

Pre-precipitación. La adición de químicos al agua cruda para la precipitación de fósforo en el sedimentador primario es llamada pre-precipitación. Los fosfatos precipitados son removidos con el lodo primario.

Co-precipitación. La adición de químicos para formar precipitados que son removidos junto con el lodo secundario es definida como co-precipitación. Los químicos pueden ser añadidos en (1) el efluente del sedimentador primario, (2) en el licor mezclado del sistema de lodos activados o (3) en el efluente del tratamiento biológico antes del sedimentador secundario.

Post-precipitación. Esta estrategia involucra la adición de químicos al efluente del sedimentador secundario y la subsecuente remoción de precipitados. En este proceso, los químicos precipitados son removidos usualmente en un sedimentador separado o por medio de filtración.

Remoción de fósforo por sales de hierro y aluminio en efluentes secundarios (post-precipitación)

Generalmente, la dosis de aluminio requerida para la remoción de fósforo en un agua residual municipal cruda es de alrededor de 200 $mg \cdot L^{-1}$; sin embargo, para un efluente secundario una dosis de 50-100 $mg \cdot L^{-1}$ es suficiente. Las sales de hierro tienen poca aplicación debido al hierro residual remanente en el efluente. Es requerida una relación molar Al/P de 1 a 2. El pH óptimo del aluminio es cerca de 6, mientras que para el hierro es 5 (Recht & Ghassemi, 1970). También, pueden ser utilizado poli-electrolitos aniónicos (ayudante de coagulación) para mejor la remoción de fósforo. Si se requieren altas remociones de fósforo, se debe de adicionar un sistema de filtración para alcanzar concentraciones de fósforo residual del orden de 0.1 $mg \cdot L^{-1}$. Las cargas hidráulicas en los tanques de sedimentación seguidos de un proceso de precipitación química están en el rango de 24-50 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$. Las tasas de filtración son entre 0.08 a 0.2 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot min^{-1}$ (US EPA, 1976). Un ejemplo para determinar la dosis de aluminio y el lodo generado en la precipitación de fósforo se muestra en el siguiente tema.

2.6.5 Ejemplos de diseño de procesos físico-químicos para remoción de nitrógeno y fósforo

Ejemplo de estimación del requerimiento de alcalinidad y de la dosis de Cl_2 en un proceso de remoción de nitrógeno amoniacal por medio de cloración hasta el punto de quiebre.

Estimar el requerimiento diario de dosis de cloro, la alcalinidad requerida y el incremento de los SDT debido a la cloración al punto de quiebre en un efluente secundario nitrificado. El efluente secundario tiene un caudal de 3800 $m^3 \cdot d^{-1}$ y las siguientes características fisicoquímicas: DBO de 20 $mg \cdot L^{-1}$, SDT de 25 $mg \cdot L^{-1}$, N-NH_3 residual de 2 $mg \cdot L^{-1}$ y alcalinidad de 150 $mg \cdot L^{-1}$ como carbonato de calcio. También, se debe asegurar una concentración de cloro residual para desinfección de 0.5 $mg \cdot L^{-1}$ y la sal que debe ser adicionada para neutralizar la formación de ácido es cal (CaO).

1) Estimación de la dosis de Cl_2 requerida con base en la relación en peso Cl_2/NH_4^+ en el punto de quiebre de 7.6

$$Cl_2 = (2\,g \cdot m^{-3})(7.6\,g \cdot g^{-1})$$

$$Cl_2 = 15.2\,g \cdot m^{-3}$$

2) Determinación de la dosis de Cl_2 incluyendo el cloro residual para desinfección

$$Cl_2/d = (3800\,m^3 \cdot d^{-1})[(15.2 + 0.5)g \cdot m^{-3}]\left[\frac{1\,kg}{10^3 g}\right]$$

$$Cl_2/d = 59.9\,kg \cdot d^{-1}$$

3) Determinación de la alcalinidad requerida
   a) El número total de moles de H^+ que deben ser neutralizados por mol de NH_4^+ oxidado está dado por la siguientes reacción

$$NH_4^+ + 1.5Cl_2 \rightarrow 0.5N_2 + 3HCl + H^+$$

   b) Cuando se usa cal para neutralizar la acidez, la tasa de alcalinidad requerida se calcula como sigue

$$2CaO + 2H_2O \rightarrow 2Ca^{+2} + 4OH^-$$

$$Tasa\ de\ alcalinidad\ requerida = \frac{2(100\ g \cdot mol^{-1} CaCO_3)}{14\ g \cdot mol^{-1} NH_4^+}$$

$$Tasa\ de\ alcalinidad\ requerida = 14.3 \frac{mg \cdot L^{-1} alc}{mg \cdot L^{-1} NH_4^+}$$

c) La alcalinidad requerida es

$$Alcalinidad\ requerida = \frac{\left[14.3 \frac{mg \cdot L^{-1} alc}{mg \cdot L^{-1} NH_4^+}\right](2\ mg \cdot L^{-1} NH_4^+)(3800\ m^3 \cdot d^{-1})}{10^3 g \cdot kg^{-1}}$$

$$Alcalinidad\ requerida = 108.7\ mg \cdot L^{-1} CaCO_3$$

Por lo tanto, la alcalinidad del agua es suficiente para neutralizar la formación de ácido durante el proceso de cloración al punto de quiebre, ya que el agua tiene una alcalinidad de 150 mg·L^{-1} como $CaCO_3$, la cual es mayor a la alcalinidad requerida.

4) Determinación de incremento de SDT en el efluente secundario. Usando los datos reportados en la Tabla 2.35, el incremento de los SDT por cada mg·L^{-1} de amonio consumido cuando es utilizado CaO para neutralizar es igual a 12.2:1

$$Incremento\ de\ los\ SDT = \left[12.2 \frac{mg \cdot L^{-1} SDT}{mg \cdot L^{-1} NH_4^+}\right](2\ mg \cdot L^{-1} NH_4^+)$$

$$Incremento\ de\ los\ SDT = 24.4\ mg \cdot L^{-1}$$

La relación Cl_2/NH_4^+ utilizada en el paso 1 puede variar dependiendo de las reacciones involucradas. En la práctica, se ha encontrado que esta relación puede variar de 8:1 a 10:1. Similar, en el paso 3, el coeficiente estequiométrico también dependerá de las reacciones involucradas. En la práctica, se ha encontrado que es necesario cerca de 15 mg·L^{-1} de alcalinidad para la hidrólisis del cloro.

Ejemplo de diseño de un sistema de desorción para la remoción de amoníaco

Determinar el requerimiento teórico de aire, la altura y diámetro de una torre de arrastre con aire para remover amoníaco de un agua residual con un flujo de 4000 metros cúbicos por día. La concentración de amoníaco en el agua residual tratada es de 40 mg·L^{-1} y se desea reducir su concentración hasta 1 miligramo por litro. Asumir que la constante de la ley de Henry para el amoníaco es 0.75 atm a 20 °C y que el aire que entra por la parte inferior de la torre no contiene nada de amoníaco. Asumir un valor de 0.0125 s^{-1} para el parámetro $K_L a$ para del amoníaco.

1) Determinación de la fracción mol de amoníaco en el líquido del afluente (Co) y efluente (Ce) de acuerdo a la siguiente ecuación

$$x_{NH_3} = \frac{n_{NH_3}}{n_{NH_3} + n_{H_2O}}$$

a) Determinación del número de moles del amoníaco
En el afluente:

$$n_{NH_3} = \frac{40\ mg \cdot L^{-1}}{17 \times 10^3\ mg \cdot mol^{-1}} = 2.3529x10^{-3} mol \cdot L^{-1}$$

$$C_o = \frac{2.3529x10^{-3} mol \cdot L^{-1}}{2.3529x10^{-3} mol \cdot L^{-1} + 55.556\ mol \cdot L^{-1}}$$

$$C_o = 4.24x10^{-5} \frac{mol\ NH_3}{mol\ H_2O}$$

En el efluente:

$$n_{NH_3} = \frac{1\,mg\,L^{-1}}{17\text{x}10^{3}\,mg\cdot mol^{-1}} = 5.8823\text{x}10^{-5}\,mol\cdot L^{-1}$$

$$C_e = \frac{5.8823\text{x}10^{-5}\,mol\cdot L^{-1}}{5.8823\text{x}10^{-5}\,mol\cdot L^{-1} + 55.556\,mol\cdot L^{-1}}$$

$$C_e = 1.06\text{x}10^{-6}\,\frac{mol\,NH_3}{mol\,H_2O}$$

2) Por medio de la Ecuación 2.80, determinar la fracción mol de amoníaco en el aire que sale de la torre

$$H = \left[\frac{(0.75\,atm)\left(\frac{mol\,NH_3}{mol\,aire}\right)}{\frac{mol\,NH_3}{mol\,H_2O}}\right] = 0.75\,atm\,\frac{mol\,H_2O}{mol\,aire}$$

$$y_e = \frac{0.75\,atm\,\frac{mol\,H_2O}{mol\,aire}}{1\,atm} \times 4.24\text{x}10^{-5}\,\frac{mol\,NH_3}{mol\,H_2O}$$

$$y_e = 3.18\text{x}10^{-5}\,\frac{mol\,NH_3}{mol\,aire}$$

3) Determinación de la relación aire/líquido usando la Ecuación 2.81 re arreglada de la siguiente manera

$$\frac{G}{L} = \frac{H}{P_T}\frac{(C_o - C_e)}{C_o} = \frac{(C_o - C_e)}{y_e}$$

$$\frac{G}{L} = \frac{(4.24\text{x}10^{-5} - 1.06\text{x}10^{-6})\frac{mol\,NH_3}{mol\,H_2O}}{3.18\text{x}10^{-5}\,\frac{mol\,NH_3}{mol\,aire}}$$

$$\frac{G}{L} = 1.3\frac{mol\,aire}{mol\,H_2O}$$

4) Conversión de los moles de aire y agua en litros de aire y agua

Para aire a 20 °C:

$$1.3\,mol\,x\,24.1\,L\cdot mol^{-1} = 31.33\,L$$

Para agua:

$$(1\,mol\,H_2O)(18\,g\cdot mol^{-1})\left[\frac{1\,L}{100\,g}\right] = 0.018\,L$$

$$\frac{G}{L} = \frac{31.33\,L}{0.018\,L} = 1741\,L\cdot L^{-1} = 1741\,m^3\cdot m^{-3}$$

5) Determinar la cantidad total de aire para el caudal de diseño

$$Aire\ requerido = \frac{(1741\,m^3\cdot m^{-3})(4000\,m^{-3}\cdot d^{-1})}{1440\,min\cdot d^{-1}} =$$

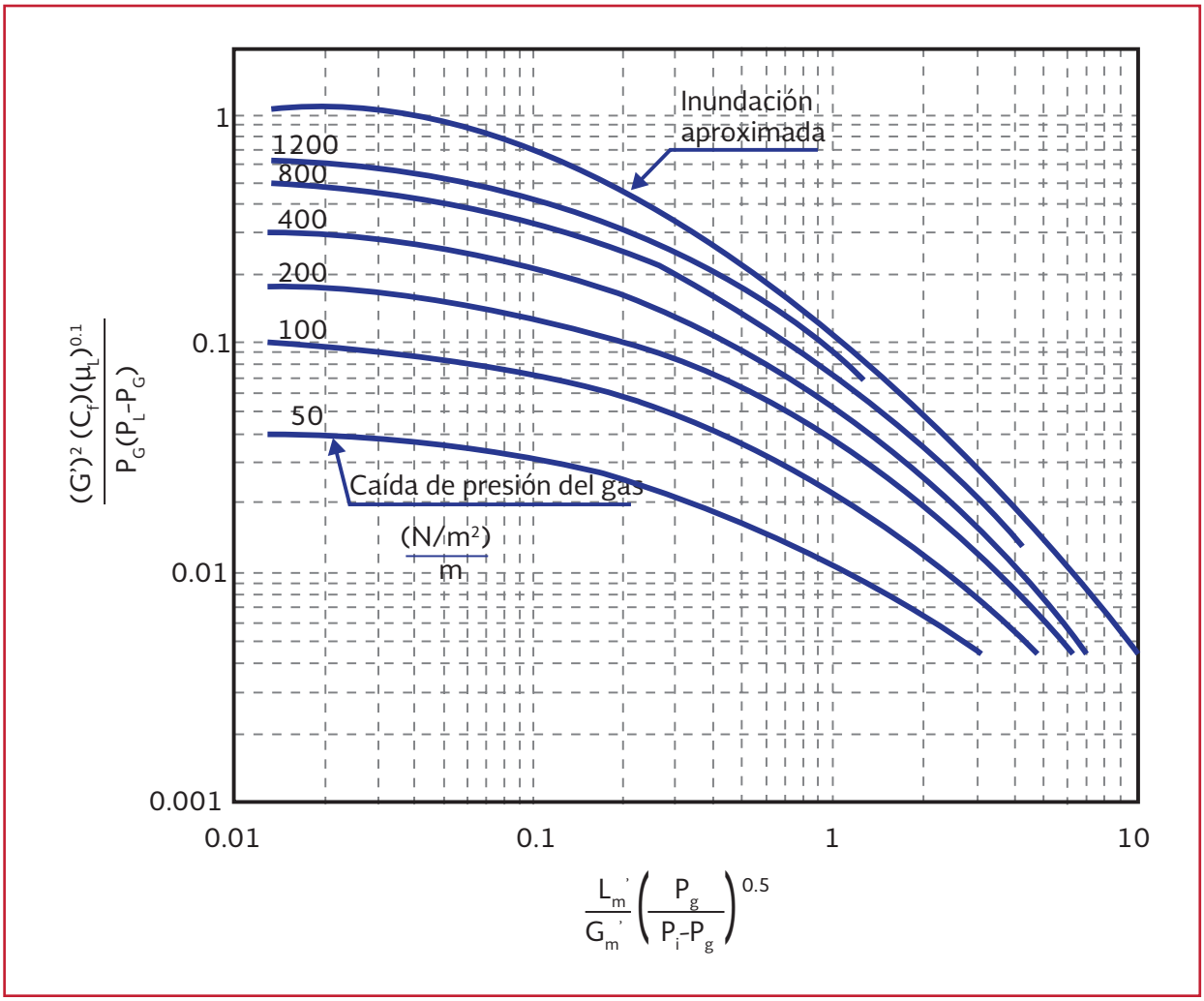
$$4833\,m^3\cdot min^{-1}$$

6) Seleccionar el material de empaque. De acuerdo a la Tabla 2.36, asumir un factor de empaque (C_f) de 20 para anillas Pall de 50 milimetros
7) Seleccionar un factor de arrastre. Asumir un factor de arrastre de tres
8) Seleccionar una caída de presión aceptable. De acuerdo a la Tabla 2.36, asumir una caída de presión de 400 pascal por metro
9) Mediante la Ilustración 2.43, determinar el área de la sección transversal de la torre usando las curvas de caída de presión
   a) Determinación del valor de la ordenada para un valor del factor de arrastre de 3. La presión total (P_T) es igual a 1 atm

$$S = \frac{G}{L}\frac{H}{P_T} = \frac{G\,mol\,aire}{L\,mol\,agua} \times \frac{0.75\,atm}{1.0\,atm} =$$

$$\frac{G\,mol\,aire}{L\,mol\,agua}x\,0.75$$

Ilustración 2.42 Curva de caída de presión para sistemas de arrastre con aire



$$S = 0.75\left(\frac{G\ moles\ aire}{L\ moles\ agua}\right)\left(\frac{28.8\ g}{mol\ aire}\right)\left(\frac{mol\ agua}{18\ g}\right) =$$

$$1.2\frac{G\,g}{L\,g} = 1.2\frac{G'\,g}{L'\,g}$$

$$\frac{L'}{G'} = \frac{1.2\ kg\cdot kg^{-1}}{3} = 0.4$$

$$\frac{L'}{G'}\left(\frac{\rho_G}{\rho_L-\rho_G}\right)^{0.5} \approx (0.4\ kg\cdot kg^{-1})\left[\frac{1.204\ kg\cdot m^{-3}}{998.2\ kg\cdot m^{-3}}\right]^{0.5} = 0.0139$$

b) Para una abscisa de 0.0139 y una caída de presión de 400 Pa·m^{-1}, de acuerdo a la Ilustración 2.43. La ordenada tiene un valor de 0.3

c) Usando el valor de la ordenada de 0.3, determinar la tasa de carga del gas (G) por medio de la siguiente ecuación. La viscosidad del líquido es igual a 1.002 kilogramos por metro por segundo

$$G' = \left[\frac{(valor\ del\ eje\ y)(\rho_G)(\rho_L-\rho_G)}{(C_f)(\mu_L)^{0.1}}\right]^{0.5}$$

$$G' = \left[\frac{(0.3)(1.204)(998.2-1.204)}{(20)(1.002)^{0.1}}\right]^{0.5} =$$

$$= 4.24\ kg\cdot m^{-2}\cdot s^{-1}$$

$$L' = 0.4G' = 0.4\times 4.24\ kg\ m^{-2}s^{-1} = 1.7\ kg\cdot m^{-2}\cdot s^{-1}$$

d) Cálculo del área de la sección transversal y el diámetro de la torre

$$A = \frac{Q\rho_L}{G'} = \frac{(4000\, m^3 \cdot d^{-1})(998.2\, kg \cdot m^{-3})}{4.24\, kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}} \left[\frac{1\, d}{86\,400\, s}\right] = 10.9\, m^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi}A} = \sqrt{\frac{4}{3.1416}(10.9\, m^2)} = 3.73\, m$$

10) Usando la Ecuación 2.83, determinar la altura de la unidad de transferencia

$$HTU = \frac{(4000\, m^3 \cdot d^{-1})}{(0.0125\, s^{-1})(10.9\, m^2)}\left[\frac{1\, d}{86\,400\, s}\right] = 0.34\, m$$

11) Determinación del número de unidades de transferencia

$$NTU = \frac{(3)}{(3-1)}\ln\left[\frac{\left(\frac{40}{1}\right)(3-1)+1}{3}\right] = 4.94$$

12) Aplicando la Ecuación 2.82, calcular la altura teórica de la torre de arrastre empacada

$$Z = (0.34 \times 4.94) = 1.68\, m$$

13) Determinación de la altura total de la torre de arrastre empacada añadiendo 3 metros

$$H_{Torre} = 1.68\, m + 3\, m = 4.68\, m$$

En este ejemplo, se conocía el valor de $K_L a$. Comúnmente, el valor de $K_L a$ debe ser calculado en pruebas piloto o puede ser obtenido en datos reportados en la literatura. Debido a la relativamente baja constante de Henry del amoníaco, es necesaria una gran área superficial para alcanzar la remoción de amoníaco deseada.

Ejemplo para determinar la capacidad de intercambio iónico de una nueva resina para remover el ion amonio

Se llevó a cabo un estudio piloto para determinar la capacidad de intercambio de una resina catiónica. En la realización del estudio, 0.1 kg de resina fueran lavadas con NaCl hasta que la resina estuviera en la forma R-Na. Después, la columna fue lavada con agua destilada para remover el ion cloruro (Cl^-) de los intersticios de la resina. La resina fue titulada con una solución de cloruro de calcio ($CaCl_2$) y fueron medidas las concentraciones de cloruros y calcio a varios volúmenes de ruptura (Tabla 2.39). Determinar la capacidad de intercambio de la resina, la masa y volumen de resina requeridas para tratar 4000 m^3 de agua que contienen 18 $mg \cdot L^{-1}$ de nitrógeno amoniacal (NH_4^+). Asumir que la densidad de la resina es de 700 kilogramos por metro cúbico.

1) Preparar una curva de las concentraciones normalizadas de Cl^- y Ca^{+2} como una función del volumen de ruptura (Ilustración 2.44)
2) Determinar la capacidad de intercambio. La capacidad de intercambio (CI) de la resina en $meq \cdot kg^{-1}$ por medio de la siguiente ecuación

$$CI = \frac{VC_o}{R}$$

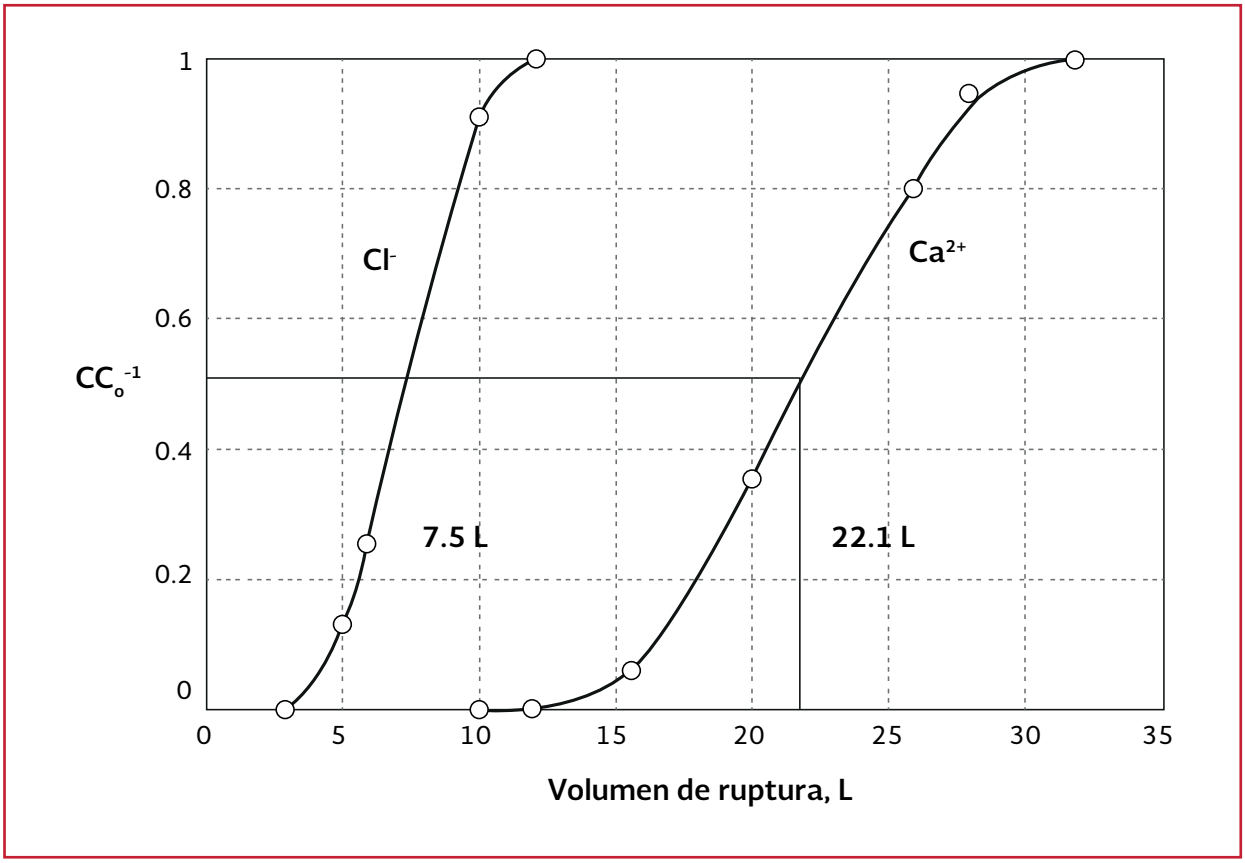
Donde:

V = Volumen de ruptura entre las curvas de ruptura del Cl^- y Ca^{+2} a C C_o^{-1} igual a 0.5, L

Tabla 2.39 Datos obtenidos en la prueba piloto para la determinación de la capacidad de intercambio iónico de una nueva resina

Volumen de ruptura	Constituyente, mg·L^{-1}	
	Cl^-	Ca^{+2}
2	0	0
3	Traza	0
5	7	0
6	18	0
10	65	0
12	71	Traza
20	71	13
26	71	32
28	71	38
32	C_o = 71	C_o = 40

Ilustración 2.43 Curva de ruptura de las concentraciones normalizadas de Cl^- y Ca^{+2}



C_o = Concentración inicial de calcio, meq·L^{-1}

R = Cantidad de resina, kg

$$CI = \frac{(22.1\,L - 7.5\,L)\left[\frac{40\,mg \cdot L^{1}}{20\,mg \cdot meq^{-1}}\right]}{0.1\,kg\,resina} =$$

$$= 292\,meq.kg^{-1}resina$$

3) Determinación de la masa y el volumen de resina requerida para tratar 4000 metros cúbicos de agua que contienen 18 miligramos por litro de amonio

a) Determinación de los meq de NH_4^+

$$NH_4^+ = \frac{(18\ mg \cdot L^{-1} NH_4^+)}{18\ mg \cdot meq^{-1}} = 1\ meq \cdot L^{-1}$$

b) La capacidad de intercambio requerida es igual a

$$CI\ requerida = (1\ meq \cdot L^{-1})(4000\ m^3)\left[\frac{10^3 L}{1\ m^3}\right] = 4 \times 10^6\ meq$$

c) La masa y volumen de resina requerida es

$$m_{resina} = \frac{4 \times 10^6\ meq}{292\ meq \cdot kg^{-1} resina} = 13\,700\ kg$$

$$V_{resina} = \frac{13\,700\ kg}{700\ kg \cdot m^{-3}} = 19.6\ m^3$$

En la práctica, debido a las pérdidas y problemas operacionales y de diseño, el volumen de resina requerida usualmente es 1.1 a 1.4 veces el calculado. También, los cálculos anteriores están basados en la suposición de que es utilizada toda la capacidad de intercambio de la resina.

Ejemplo de estimación de dosis de aluminio y cantidad de lodo generado en un proceso de remoción de fósforo con sulfato de aluminio

Determinar la cantidad requerida de sulfato de aluminio ($Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$) para precipitar fósforo de un efluente secundario con un caudal de 3800 $m^3 \cdot d^{-1}$, una concentración de 5 $mg \cdot L^{-1}$ PO_4^{-3}, alcalinidad de 250 $mg \cdot L^{-1}$ $CaCO^3$ y pH de siete. Se desea reducir su concentración hasta 0.1 $mg \cdot L^{-1}$ PO_4^{-3} utilizado una relación molar Al/P de 3. También, determinar la capacidad del tanque de almacenamiento de sulfato de aluminio que es necesaria para abastecer el sistema de precipitación durante 15 d y la cantidad de lodo generado en el proceso. El reactivo de sulfato de aluminio tiene una concentración del 48 por ciento y una densidad de 1.2 kilogramos por litro. El lodo químico tiene una gravedad específica de 1.05 y un contenido de humedad del 92.5 por ciento.

1) A partir de la Ecuación 2.93, determinar la dosis de aluminio requerida

$$Al_{dosis} = (3)(5\ mg \cdot L^{-1} - 0.1\ mg \cdot L^{-1})\left[\frac{26.98\ g \cdot mol^{-1} Al}{30.97\ g \cdot mol^{-1} P}\right]$$

$$Al_{dosis} = 12.8\ mg \cdot L^{-1}$$

2) Determinación de la cantidad de aluminio requerido diariamente

$$Al_{dosis} = (3800\ m^3 \cdot d^{-1})(12.8\ mg \cdot L^{-1})\left[\frac{1\ kg}{10^3 g}\right]$$

$$Al_{dosis} = 48.64\ kg \cdot d^{-1}$$

3) Determinación de la cantidad de solución de sulfato de aluminio necesaria diariamente y la capacidad del tanque de almacenamiento para suministrar durante 15 días

a) Determinación del porcentaje de Al en el $Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$

$$Porcentaje\ de\ Al = \left[\frac{(26.9815 \times 2)\ g \cdot mol^{-1} Al}{594.15\ g \cdot mol^{-1} Al_2(SO_4)_3 14H_2O}\right] \times 100 = 9.08\ por\ ciento$$

b) Determinación de la cantidad de la solución de sulfato de aluminio al 9.08 por ciento es necesaria diariamente

$$Solución\ de\ sulfato\ de\ aluminio =$$
$$= \left(\frac{48.64\ kg \cdot d^{-1}}{9.08}\right) \times 100 = 535.7\ kg \cdot d^{-1}$$

c) Determinación del volumen de la solución de sulfato de aluminio necesaria por día

$$Volumen\ de\ la\ solución =$$
$$= \frac{535.7\ kg \cdot d^{-1}}{(0.48)(1.2\ kg \cdot L^{-1})}(1\ L \cdot kg^{-1}) = 930.03\ L \cdot d^{-1}$$

d) Determinación de la capacidad del tanque de almacenamiento para suministrar durante 15 días

$$V_{tanque} = (930.03\ L\ d^{-1})(15\ d)\left[\frac{1\ m^3}{1000\ L}\right] =$$
$$= 13.95\ m^3 \approx 14\ m^3$$

4) Determinación de la masa total de lodo en base seca que es generado en el proceso de precipitación

a) Estimación del lodo generado por la precipitación de P

$$Dosis\ de\ Al = \frac{(12.8\ mg \cdot L^{-1})\left[\frac{1\ g}{10^3\ mg}\right]}{(26.9815\ g \cdot mol^{-1})} =$$
$$= 4.744 \times 10^{-4} mol \cdot L^{-1}$$

$$P\ removido = \frac{[(5-0.1)mg \cdot L^{-1}P]\left[\frac{1g}{10^3 mg}\right]}{(30.97\ g \cdot mol^{-1})} =$$
$$= 1.582 \times 10^{-4} mol \cdot L^{-1}$$

$$Lodo\ Al_{0.8} \cdot H_2PO_4(OH)_{1.4} = (4.744 \times 10^{-4} mol \cdot L^{-1})$$
$$(140.355\ g \cdot mol^{-1}\ Al_{0.8} \cdot H_2PO_4(OH)_{1.4})\left[\frac{10^3 mg}{1\ g}\right] =$$
$$= 66.6\ mg \cdot L^{-1}$$

b) Estimación del lodo adicional resultado de la formación de $Al(OH)_3$

$$Exceso\ de\ Al\ adicionado = 4.744 \times 10^{-4} mol \cdot L^{-1} -$$
$$-0.8(1.582 \times 10^{-4} mol \cdot L^{-1}) = 3.478 \times 10^{-4} mol \cdot L^{-1}$$

$$Lodo\ Al(OH)_3 = (3.478 \times 10^{-4} mol \cdot L^{-1})$$
$$(77.982\ g \cdot mol^{-1} Al(OH)_3)\left[\frac{10^3 mg}{1\ g}\right] = 27.12\ mg \cdot L^{-1}$$

c) Estimación del total de lodo químico resultado de la adición del sulfato de aluminio

$$Total\ de\ lodo = 66.6\ mg \cdot L^{-1} + 27.12\ mg \cdot L^{-1} =$$
$$93.72\ mg \cdot L^{-1}$$

$$Cantidad\ de\ lodo = (93.72\ mg \cdot L^{-1})(3800\ m^3 \cdot d^{-1})$$
$$\left[\frac{1\ kg}{10^6 mg}\right]\left[\frac{100\ L}{1\ m^3}\right] = 356.14\ kg \cdot d^{-1}$$

5) Determinación del volumen total de lodo químico generado diariamente

$$V_L = \frac{356.14\ kg \cdot d^{-1}}{(1.05)\left(10^3 \frac{kg}{m^3}\right)(0.075)} = 4.52\ m^3 \cdot d^{-1}$$

Se calculó la dosis de aluminio y la cantidad de lodo generado en la precipitación de fósforo. Sin embargo, es necesaria la realización de pruebas de jarras para determinar con mayor exactitud la dosis de coagulante, pH óptimo y la cantidad de lodo generado.

3

Procesos avanzados físico-químicos para el tratamiento de efluentes secundarios

3.1. Coagulación-floculación y filtración mediante filtros empacados

Las aguas provenientes de diversas fuentes de abastecimiento, así como las aguas residuales contienen partículas orgánicas e inorgánicas. Las partículas inorgánicas pueden ser barro, cieno y óxidos de minerales. Las partículas orgánicas pueden incluir virus, bacterias, algas, protozoarios y demás microorganismos que se han incorporado en las corrientes de agua. Las aguas residuales o superficiales contienen partículas muy finas de material coloidal o suspendido que requieren de un tratamiento para obtener un agua con niveles aceptables de calidad.

Es necesario remover las partículas para: 1) disminuir la turbiedad del agua a niveles aceptables, 2) eliminar agentes infecciosos del agua y 3) eliminar compuestos tóxicos que pudieron adsorberse sobre las partículas coloidales. El método fisicoquímico más utilizado para remover partículas coloidales, suspendidas y disueltas del agua es la coagulación-floculación. En la Tabla 3.1 se describen algunos de los términos más utilizados en este tema.

Aplicaciones de la coagulación-floculación

Los coloides y una gran parte de las partículas finas no sedimentan en los procesos físicos convencionales. Por ello, la coagulación-floculación es aplicada con los siguientes objetivos:

- Remoción de materia en estado coloidal y en suspensión de las aguas residuales
- Remoción de turbiedad orgánica e inorgánica que no puede sedimentar rápidamente
- Remoción de color
- Eliminación de bacterias y microorganismos patógenos susceptibles a ser separados por coagulación-floculación
- Destrucción de algas y plantas
- Para aumentar el grado de remoción de SST y DBO
- Como ayudante al proceso de sedimentación, flotación o filtración

Características de las partículas

Las partículas se pueden clasificar con base en su tamaño en tres tipos: partículas suspendidas, coloides y sólidos disueltos. Los sólidos suspendidos van desde partículas gruesas, hasta muy finas de unos 10 micrometros. Las partículas co-

Tabla 3.1 Términos y descripciones utilizados en coagulación-floculación

Término	Descripción
Coagulación	Adición de sustancias químicas con el objetivo de desestabilizar partículas suspendidas y coloidales para formar agregados con las características físicas que permitan sedimentar en un tiempo corto y sean más fáciles de remover de la fase líquida.
Floculación	Proceso de agregación de las partículas desestabilizadas inducida hidráulica o mecánicamente, formando una partícula de mayor tamaño que sedimenta y es más fácil de remover de la fase líquida.
Partículas coloidales	Es una partícula en suspensión, con un diámetro entre 1nm y 1 µm, que no sedimenta en condiciones de reposo.
Contraiones	Iones de carga opuesta a la carga de la superficie de la partícula.
Desestabilización	Proceso para neutralizar las cargas electrostáticas existentes sobre la superficie de la partícula.
Doble capa eléctrica	Es el potencial electrostático que rodea a una partícula, formando una primera capa compuesta por iones adsorbidos sobre la superficie de la partícula y la segunda capa es una nube electrostática con carga opuesta a la primera, la carga de esta nube electrostática va disminuyendo conforme aumenta la distancia a la partícula.
Floc o flóculo	Es un agregado de partículas suspendidas y coloidales. Los microflóculos se agregan para formar una partícula de mayor tamaño y densidad que, precipita más fácilmente.
Prueba de jarras	Es una prueba a escala laboratorio para simular el proceso de coagulación-floculación. Los resultados de este procedimiento (dosis de coagulante y condiciones de operación) son utilizadas para optimizar el desempeño del proceso.
Partícula suspendida	Las partículas suspendidas son materiales que pueden estar estables en la solución por un periodo indefinido; la estabilidad se debe a la carga electrostática que rodea a la partícula y la fuerza de repulsión evita que se agreguen en una partícula de mayor masa que sedimenta.
Turbiedad	Es una expresión de la propiedad óptica de una muestra, que origina que al pasar un haz de luz a través de ella, la luz se disperse y se absorba en vez de transmitirse en línea recta.
UNT (Unidades nefelométricas de turbidez)	Son las unidades en que se expresa la turbiedad cuando ha sido determinada por el método nefelométrico. La turbiedad de una suspensión de formacina de concentración específica se define como el equivalente a 40 unidades nefelométricas.
Ayudantes de coagulación o floculación	Sustancias químicas (típicamente polímeros sintéticos) adicionados al agua que ayudan a mejorar el proceso de coagulación o para mejorar la estabilidad del flóculo formado.

loidales son tan finas que pueden llegar a medir hasta 10 nanometros. Finalmente, los sólidos disueltos están en forma de moléculas o como iones presentes en el agua (Binnie & Kimber, 2009).

Los sólidos suspendidos son relativamente fáciles de remover por sedimentación o filtración. Los sólidos disueltos pueden removerse por tratamientos físicos, químicos o tratamientos biológicos. Las partículas coloidales son más difíciles de remover, debido a que sus características son diferentes a las de las partículas suspendidas. Los coloides tienen una extensa área superficial por unidad de volumen de partícula, esto es, una gran área superficial específica. Si tenemos, por ejemplo, un metro cúbico de arena y lo dividimos en cubos de 10 nm, el área del material se incrementaría drásticamente de 6 m^2 a 6 000 kilometros cuadrados. Como resultado de esto, en la superficie de la partícula predominan los fenómenos físicos sobre los efectos

gravitacionales (Binnie & Kimber, 2009; Qasim *et al.*, 2000).

Las partículas coloidales pueden permanecer suspendidas mucho tiempo, debido a que, los principales fenómenos que controlan su comportamiento son las fuerzas de Van der Waals y el movimiento Browniano. La mayoría de las partículas coloidales tienen una carga electrostática. La naturaleza de esta carga varía, dependiendo la naturaleza del coloide. Los óxidos metálicos generalmente poseen una carga positiva mientras que los coloides no metálicos poseen una carga negativa. El resultado de la interacción entre coloides de cargas similares es la repulsión de una con otra, evitando que se agreguen en partículas de tamaño suficiente para que se vean afectadas por la acción de la gravedad (Qasim *et al.*, 2000).

Para eliminar materia coloidal, es necesario, formar partículas de mayor tamaño que puedan ser removidos por tratamientos mecánicos. Para desestabilizar el coloide es necesario primero neutralizar las cargas electrostáticas presentes para que las partículas se agreguen entre sí formando una de mayor tamaño y masa que precipite (Binnie & Kimber, 2009).

Los coloides se pueden dividir en dos tipos de partículas: hidrofílicas e hidrofóbicas. Las primeras tienen afinidad por el agua debido a que poseen grupos amino, carboxílico, sulfónico e hidróxido que pueden formar enlaces con el agua. Por el contrario, las partículas hidrofóbicas tienen poca o ninguna afinidad por el agua. Para la remoción de estas partículas se hace uso de sustancias cuyo objetivo es neutralizar cargas electrostáticas, permitiendo su agregación para formar ciertas partículas, que se conocen como flóculos. Estas partículas son de mayor masa y pueden depositarse en el fondo de un tanque.

Coagulación química

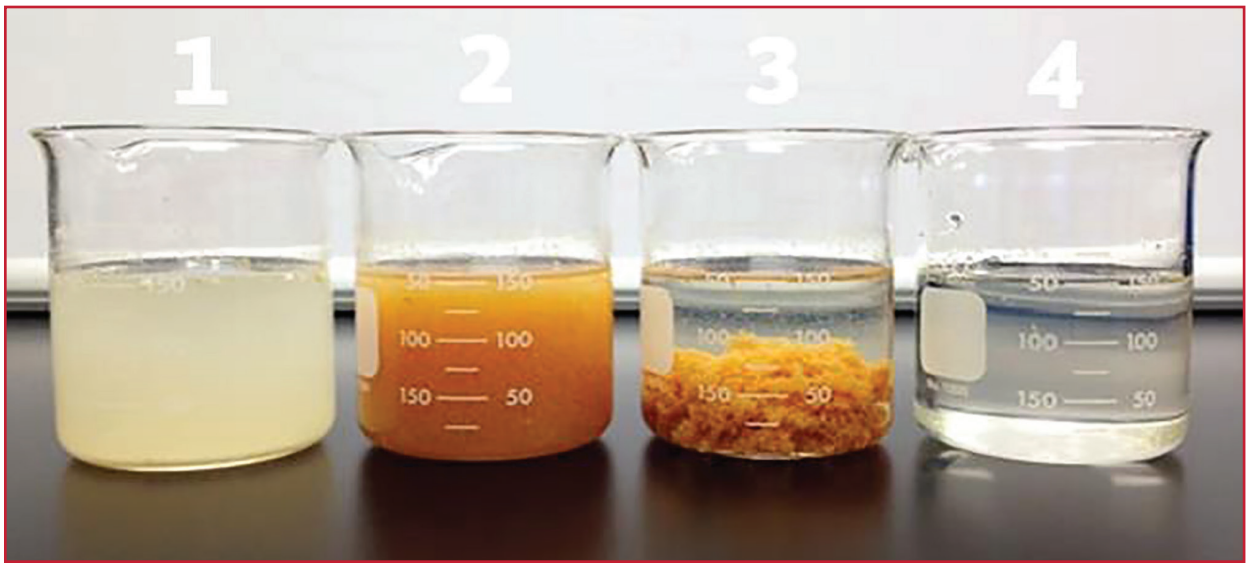
En el proceso de coagulación, los químicos son añadidos al agua ya sea para romper la estabilidad o incrementar la desestabilidad de las cargas de las partículas (Qasim *et al.*, 2000). El proceso de coagulación consiste en un mezclado rápido del coagulante y el agua a tratar. El mezclado se lleva a cabo durante 30±15 segundos. La mezcla rápida se hace con el fin de dispersar uniformemente el coagulante en el medio y ocurra la precipitación del flóculo.

La Ilustración 3.1 muestra las diferentes etapas del proceso de coagulación-floculación. El primer recipiente contiene agua con alta turbiedad formada por material suspendido y coloidal, en el segundo recipiente se mezcla el coagulante en el agua rápidamente para formar el flóculo. En el tercer recipiente, se observan los flóculos formados y su sedimentación. En el último recipiente se removió el sedimento y se aprecia el agua con una menor turbiedad.

Teoría de la doble capa

En su mayoría, las partículas suspendidas y coloidales están cargadas negativamente en el agua. Estas partículas acumulan iones con carga opuesta llamados contraiones que rodean a la partícula (Ilustración 3.2). Una capa de iones se adsorbe fuertemente a la superficie de la partícula para formar una primera capa de adsorción. En esta capa los cationes que rodean la partícula están fuertemente unidos a la superficie por fuerzas electrostáticas y de adsorción, la capa tiene un grosor de apenas 5 angstrom. A esta capa se le llama capa de Helmholtz o de Stern.

Ilustración 3.1 Etapas del proceso de coagulación-floculación

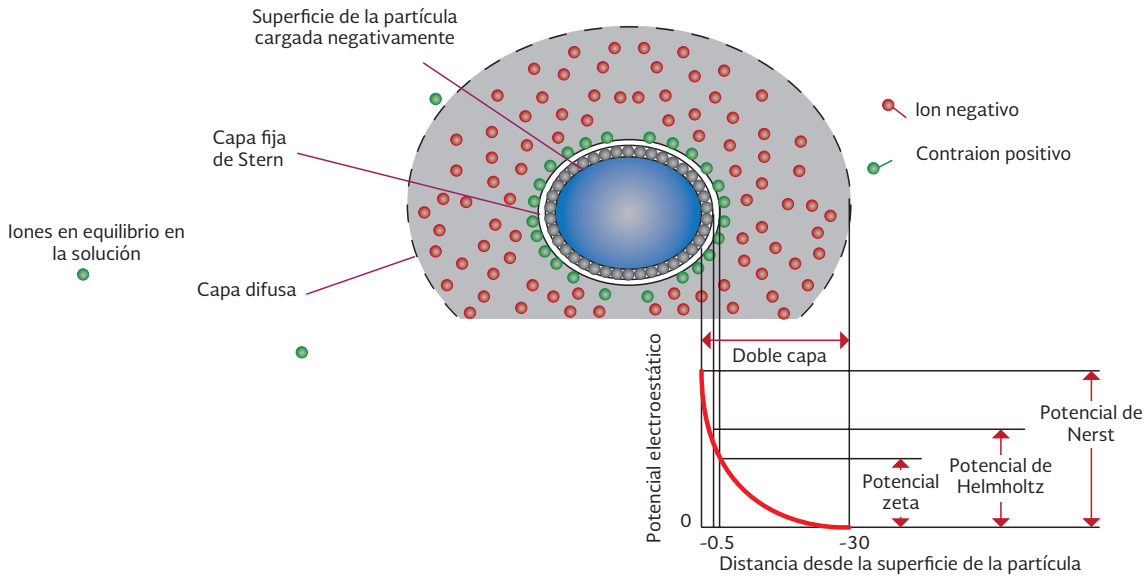


Después de la capa de Helmholtz se extiende una capa de carga negativa y campos electrostáticos que atraen un exceso de cargas positivas y repele a los aniones, la cual es conocida como capa difusa. Más allá de estas dos capas se tiene una neutralización de cargas. Las capas de Helmholtz y la capa difusa se conocen como la doble capa eléctrica. Dependiendo de las características de la solución, la doble capa se puede extender más allá de los 300 Å, la doble capa propuesta por Stern, es una combinación de los primeros modelos propuestos por Hemholtz-Perrin y Gouy-Chapman.

Mecanismos de desestabilización

Está formalmente aceptado que existen cuatro métodos principales para la desestabilización de

Ilustración 3.2 Superficie cargada de la partícula



la partículas. Aunque los cuatro mecanismos se discuten de manera separada, en la práctica se emplean simultáneamente.

Los coagulantes desestabilizan los coloides a través de mecanismos identificados como desestabilización y compresión de la doble capa, adsorción y neutralización de la carga, inmersión por precipitación y adsorción y enlace de puente inter-partícula. Cada uno de los mecanismos se describen a continuación (Mackenzi, 2010).

1. Desestabilización y compresión de la doble capa. Si es comprimida la doble capa durante la desestabilización, las fuerzas de repulsión se minimizan y las partículas pueden agregarse como resultado del movimiento browniano, permaneciendo unidas debido a las fuerzas de atracción de Van der Waals. La desestabilización involucra la adición de un electrolito para incrementar la concentración de iones. Esto afecta la doble capa que rodea a la partícula coloidal y permite que exista mayor proximidad entre dos o más partículas coloidales, permitiendo que haya fuerzas de atracción.

   El modelo DLVO (siglas de autores Derjaguin, Landau, Verwey y Overbeek) postula que las fuerzas de Van der Waals se extienden por la partícula alrededor de 1 nanometro. Si la doble capa se reduce un poco más de esto, es formada rápidamente una suspensión floculante. En un principio, se propuso reducir está fuerzas de repulsión agregando sal común, sin embargo, resultó en un agua no aceptable para su consumo. Después se experimentó con varios coagulantes encontrando cierto comportamiento que se conoce como la regla de Schulze-Hardy. La eficiencia de la coagulación depende de la concentración de los contraiones y crece exponencialmente con el número de carga del ion adicionado. Aquellos con carga (+3) tienen un efecto 1000 veces más efectivo que los iones con carga (+1) (Binnie & Kimber, 2009).
2. Adsorción y neutralización de la carga. Cuando se adicionan iones con carga opuesta a la carga de las partículas coloidales, hay una adsorción de estos iones en el material coloidal, reduciendo las fuerzas que mantenían las partículas separadas, propiciando su agregación.
3. Inmersión por precipitación (coagulación por barrido).Con dosis que exceden la saturación para el hidróxido de metal, las sales de aluminio y hierro forman precipitados insolubles y el material particulado es atrapado en el precipitado. Este tipo de desestabilización ha sido llamado como coagulación por barrido.
4. Adsorción y enlace de puente inter-partícula. Esquemáticamente, una cadena de polímero como el policloruro de dialil dimetil amonio (poli-DADMAC) y el epiclorohidrina dimetilamina (epi-DMA) tienen la capacidad de adsorber partículas en uno o más sitios dentro de la cadena. La adsorción es el resultado de a) fuerzas coulombicas (interacción entre dos cargas), b) interacciones dipolo, c) enlaces por puente de hidrógeno y d) fuerzas de atracción de Van der Waals. Algunos sitios activos de la cadena polimérica adsorben partículas, creando un puente entre las partículas. El puente resulta como una larga partícula que sedimenta más rápidamente y forma un lodo más denso.

Tipos de coagulantes

Los tipos de coagulantes se pueden clasificar en dos según sus características químicas, las cuales son:

1. Coagulantes inorgánicos
2. Coagulantes orgánicos

Coagulantes inorgánicos

Los dos principales coagulantes inorgánicos usados en el tratamiento de aguas son:

- Sulfato de aluminio [$Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$]
- Sales de hierro: sulfato férrico [$Fe_2(SO_4)_3$], cloruro férrico ($FeCl_3$)

Para comprender la capacidad de estas sales para desestabilizar las partículas coloidales presentes en el agua y aguas residuales es necesario conocer brevemente la química acuosa de estos coagulantes.

Todos los cationes metálicos están hidratados en el agua. Especies simples tales como el Fe^{3+}, Al^{3+}, Ca^{2+}, y H^+ no existen en un medio acuoso natural; más bien estos iones están presentes como complejos acuoso: $Fe(H_2O)_6^{+3}$, $Al(H_2O)_6^{+3}$, $Ca(H_2O)_6^{+2}$ y $H(H_2O)$, $H(H_2O)_4^+$; los iones o moléculas de agua que están unidos a un átomo metálico central se llaman ligandos. Los iones acuo-metálicos tales como $Fe(H_2O)_6^{+3}$ y $Al(H_2O)_6^{+3}$ son ácidos, es decir, son donadores de protones. La adición de una sal de Fe(III) o Al(III) al agua en concentraciones inferiores al límite de solubilidad del hidróxido metálico da lugar a la formación de monómeros, dímeros y quizá pequeños complejos hidroxo-metal, además del ión libre acuo-metal. En estos casos, los iones OH^- son también ligandos.

Cuando es añadido sulfato de aluminio al agua que contiene alcalinidad, ocurre la siguiente reacción:

$$Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O + 6HCO_3^- \leftrightarrows 2Al(OH)_3 \cdot 3H_2O_{(S)} + 6CO_2 + 8H_2O + 3SO_4^{-2}$$

Ecuación 3.1

Por cada mol de aluminio añadido son consumidos seis moles de alcalinidad y se producen seis moles de dióxido de carbono. La reacción anterior cambia el equilibrio de los carbonatos y reduce el potencial de hidrógeno. Sin embargo, si el agua tiene suficiente alcalinidad, el pH no es reducido drásticamente. Cuando no está presente suficiente alcalinidad en el agua, hay generación de ácido sulfúrico (Ecuación 3.2), reduciendo drásticamente el potencial de hidrógeno.

$$Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O \leftrightarrows 2Al(OH)_3 \cdot 3H_2O_{(S)} + 3H_2SO_4 + 2H_2O$$

Ecuación 3.2

1 mg de sulfato de aluminio producirá aproximadamente 0.26 mg de precipitados insolubles de $Al(OH)_3$ y consumirá aproximadamente 0.51 mg de alcalinidad expresada como carbonato de calcio.

Cuando es añadido cloruro férrico, ocurre la siguiente reacción con la alcalinidad, formando hidróxido férrico:

$$FeCl_3 + 3HCO_3^- + 3H_2O \leftrightarrows Fe(OH)_3 \cdot 3H_2O_{(S)} + 3CO_3 + 3Cl^-$$

Ecuación 3.3

Si la alcalinidad es insuficiente, se forma ácido clorhídrico de acuerdo a la siguiente ecuación, reduciendo el pH:

$$FeCl_3 + 3H_2O \leftrightarrows Fe(OH)_3 \cdot 3H_2O_{(s)} + 3HCl$$

Ecuación 3.4

1 mg de cloruro férrico producirá aproximadamente 0.66 mg de precipitados de $Fe(OH)_3$ y consumirá aproximadamente 0.92 mg de alcalinidad expresada como carbonato de calcio.

Coagulantes orgánicos

Un coagulante orgánico es un polímero que está constituido de cadenas pequeñas sub-unidades o monómeros. Muchos polímeros orgánicos sintéticos contienen solamente un tipo de monómero; algunos contienen dos o tres tipos de sub-unidades diferentes. El número total de sub-unidades de un polímero sintético puede variar, produciéndose materiales de diferente peso molecular. Las cadenas pueden ser lineales o pueden tener varias ramificaciones.

Si el monómero de un polímero contiene grupos ionizables (ejemplo carbonilo, amino, grupos sulfónicos), el polímero se llama poli-electrolito. Según el tipo de grupo ionizable del monómero, un electrolito puede ser catiónico o aniónico o anfolítico (contiene ambos grupos positivo y negativo). Los polímeros que no contienen grupos ionizables se llaman no iónicos. Algunos polímeros no iónicos son el óxido de polietileno o la poli-acrilamida. Entre los poli-electrolitos aniónicos se encuentra el ácido poli-acrílico, la poli-acrilamida hidrolazada y el poliestireno sulfonado. Un poli-electrolito catiónico es el polidialildimetilamonio (PDADMA). También, existen polímeros sintéticos de aluminio como el poli-cloruro de aluminio (PAC) y el poli-sulfato de aluminio (PSA).

La capacidad de un polímero para actuar como floculante depende de su afinidad para enlazarse a la superficie de las partículas coloidales. Como resultado, muchos de estos materiales son bastante específicos. Los enlaces pueden ser formados entre grupos funcionales particulares del polímero y lugares específicos de la superficie coloidal. Algunos otros parámetros importantes que afectan al rendimiento de un determinado polímero son su peso molecular y el grado de ramificación.

En la Tabla 3.2 se presentan algunas características y aplicaciones de coagulantes químicos en el tratamiento de aguas residuales.

Dosis y pH

Dos factores importantes en la adición de coagulantes es el pH y la dosis. El pH y la dosis óptima deben ser determinadas en laboratorio mediante pruebas de jarras. El rango óptimo de pH para el sulfato de aluminio es aproximadamente de 5.5 a 7.7 con la posibilidad de operar adecuadamente entre 5.5 a 9 bajo ciertas condiciones. Las sales de hierro generalmente tienen un rango de pH más amplio que el sulfato de aluminio, el cual es en un intervalo de pH entre 4.0 a 9.0. La Ilustración 3.3 e Ilustración 3.4 representan la dosis de sulfato de aluminio y cloruro férrico y pH del agua tratada después de la adición de las sales (Mackenzi, 2010).

Teoría de la floculación

Se ha indicado que muchos coloides son termodinámicamente inestables (irreversibles) y tienden a agregarse, y que la velocidad de agregación puede ser bastante lenta. La velocidad de agregación viene determinada por la velocidad en que ocurren las colisiones entre las partículas coloidales (transporte de partícula) y por la eficacia de estas colisiones dando lugar a una

Tabla 3.2 Características y aplicaciones de coagulantes químicos

Sustancia química	Rango de dosis, $mg \cdot L^{-1}$	pH	Aplicaciones
Cal	150-500	9-11	Para coagulación de coloides y remoción de P en aguas residuales con baja alcalinidad; alta y variable concentración de P.
Sulfato de aluminio	75-250	4.5-7	Para coagulación de coloides y remoción de P en aguas residuales con alta alcalinidad; baja y estable concentración de P.
$FeCl_3$, $FeCl_2$ $FeSO_4 \cdot 7H_2O$	35-150 70-200	4-7 4-7	Para coagulación de coloides y remoción de P en aguas residuales con alta alcalinidad; baja y estable concentración de P.
Polimeros catiónicos	2-5	No cambia	Para coagulación de coloides o para coagulación de metales. Para evitar la adición de químicos inertes al agua.
Polimeros aniónicos y algunos no iónicos	0.25-1	No cambia	Usado como ayudante de floculación o para endurecer el flóculo para filtración.

Ilustración 3.3 Diagrama de diseño y operación del aluminio

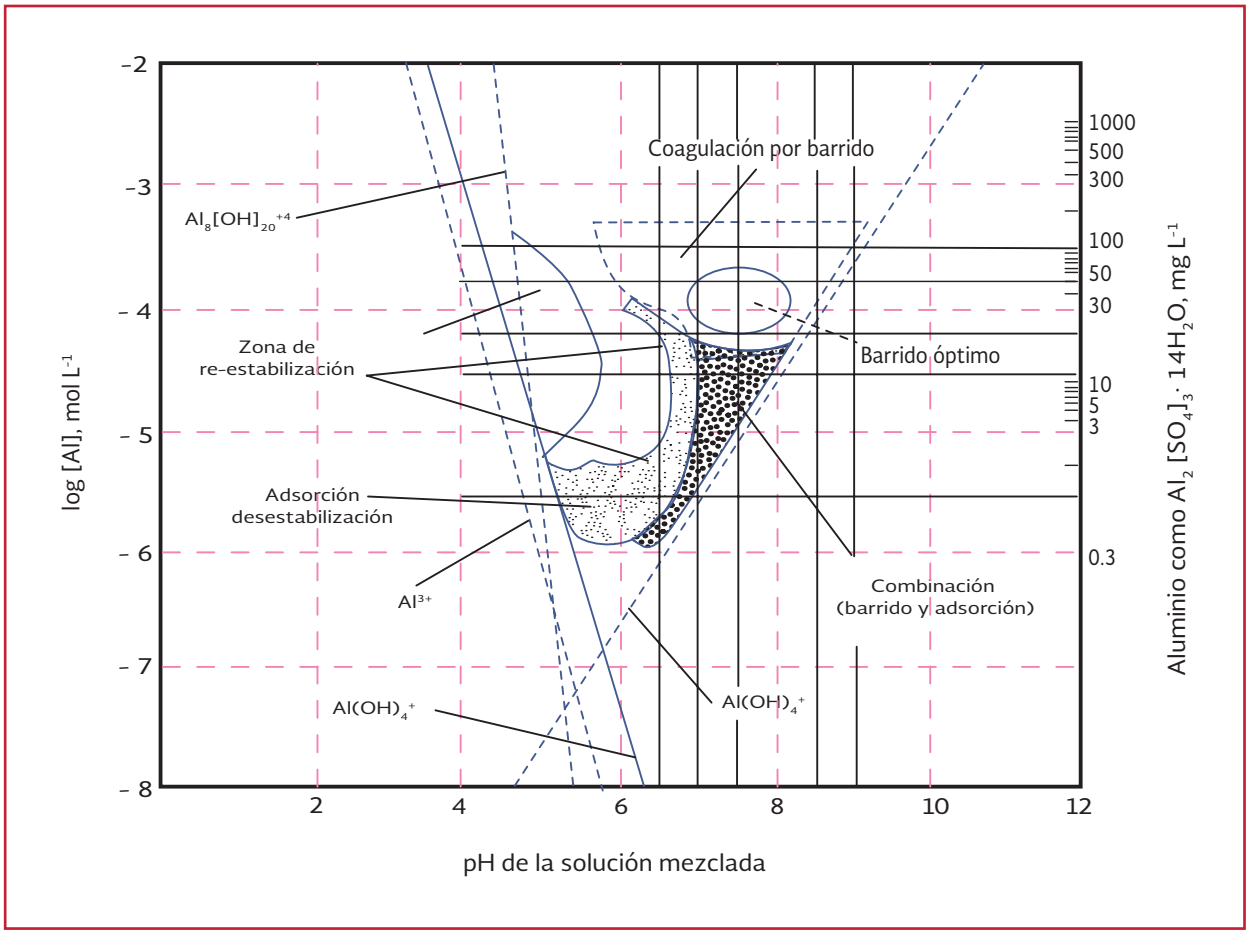
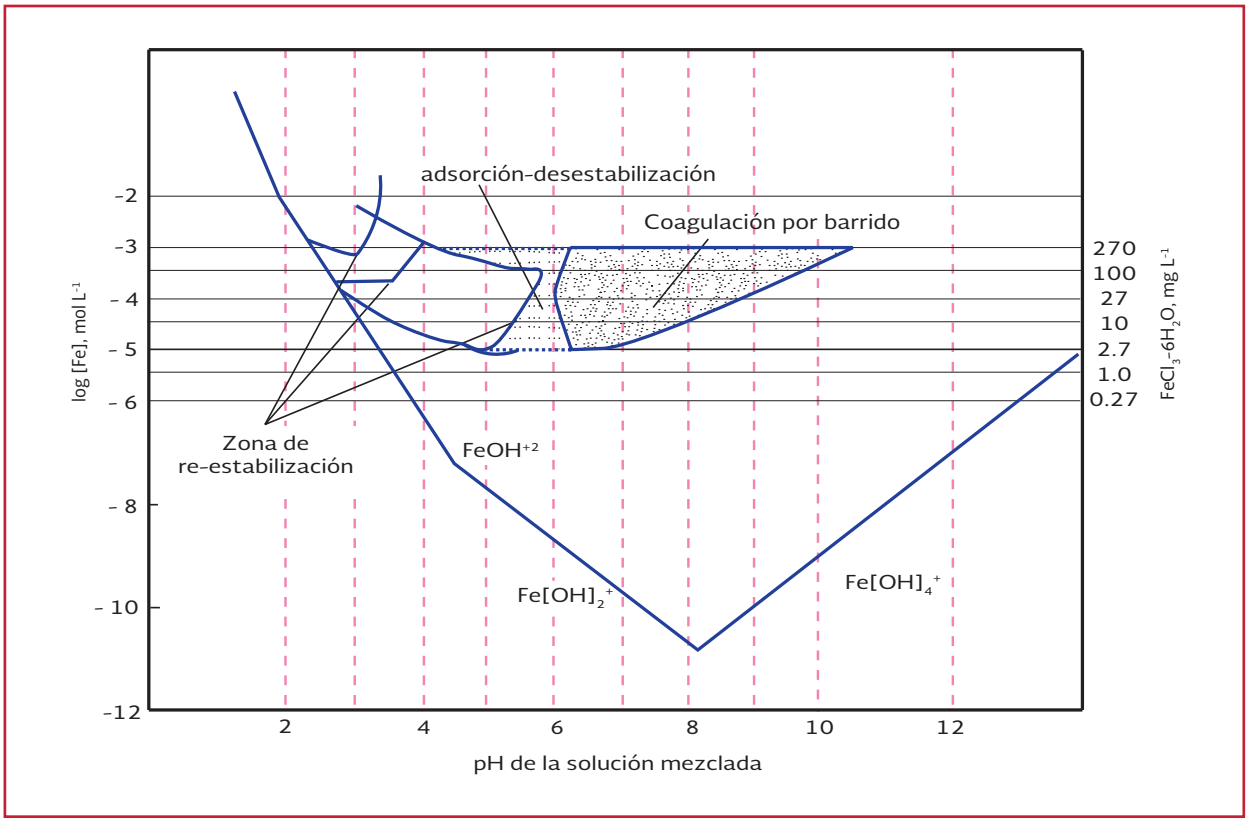


Ilustración 3.4 Diagrama de diseño y operación del Hierro III



fijación entre partículas (desestabilización de partículas). Los contactos entre las partículas coloidales es un factor importante para el diseño, ya que el tamaño de las unidades de tratamiento que deben suministrarse para obtener una eficacia conveniente de agregación entre estas partículas, viene determinada por la velocidad en que ocurre esta agregación.

Los contactos entre partículas al igual que la desestabilización de partículas, puede llevarse a cabo por varios caminos. Tres mecanismos distintos han preocupado a los químicos e ingenieros: (1) contactos por movimiento térmico, llamado movimiento browniano o difusión browniana; (2) contactos que resultan del movimiento de la masa principal del fluido, por ejemplo, por transporte inducido por agitación; y (3) contactos que resultan de la sedimentación de partículas (más correctamente, sedimentación diferencial, en la cual una partícula que sedimenta rápidamente, alcanza y colisiona con otra partícula que sedimenta con más lentitud).

Los mecanismos de la floculación son:

Floculación pericinética. Este mecanismos es debido al movimiento browniano de las partículas finas (<1 μm) y su sedimentación. En el año de 1827, el botánico inglés Brown observó el movimiento al azar de las partículas coloidales utilizando un microscopio para observar una suspensión acuosa de polen. Cuando los contactos entre partículas se producen por este movimiento browniano, el proceso de transporte se llama floculación peri-cinética. Este movimiento al azar de las partículas coloidales resulta del bombardeo rápido y al azar de las partículas coloidales por las moléculas del fluido.

Para que las partículas se aglomeren deben chocar, éste movimiento caótico (movimiento browniano) comunicado a las partículas pequeñas al ser bombardeadas por moléculas individuales de agua, está siempre presente como una fuerza mezcladora natural. Sin embargo, casi siempre es necesaria energía adicional de mezclado.

Floculación ortocinética. Es debido a diferencias de velocidad creadas por el moviento del líquido o gradiente en partículas >1 micrometro. En muchos casos se ha observado que la agitación acelera la agregación de las partículas coloidales. En estos sistemas la velocidad del fluido varía espacialmente y temporalmente. Los cambios espaciales de velocidad han sido caracterizados por un gradiente de velocidad (G). Las partículas que siguen el movimiento del fluido también tendrán velocidades distintas, de tal forma que existen oportunidades para los contactos Inter-partícula.

Prueba de jarras

Debido a que las aguas y aguas residuales varían y fluctúan ampliamente en calidad, las condiciones óptimas de operación del proceso de coagulación-floculación deben ser determinadas mediante ensayos de laboratorio conocidos como prueba de jarras.

La prueba de jarras es una herramienta útil para simular diferentes condiciones de operación con el agua a tratar en las etapas de coagulación (mezcla rápida), floculación (mezcla lenta) y sedimentación. Estas pruebas permiten determinar el coagulante más apropiado, si requiere de un ayudante de coagulación, la mejor dosis de coagulante, pH óptimo, el efecto del coagulante en la alcalinidad, observar la velocidad de formación de flóculo y estudiar las características de sedimentación del flóculo. También, se puede evaluar los tiempos de retención que favorecen la coagulación-floculación.

El equipo para la prueba de jarras (Ilustración 3.5) está compuesto fundamentalmente de cinco o seis vasos de precipitado o frascos de boca ancha de 1 a 3 L de capacidad, dentro de los cuales giran paletas a velocidad controlada.

La prueba consiste principalmente de dos etapas. En la primera etapa se determina el pH óptimo de operación del coagulante determinando el efecto en la turbiedad a diferente pH de la solución (Ilustración 3.6). Posteriormente, se determina la dosis óptima al pH seleccionado en la anterior prueba, de igual manera observando el efecto en la reducción de la turbiedad (Ilustración 3.7). Después de adicionar el coagulante a los recipientes, se tiene una agitación rápida (coagulación), seguido de un periodo de agitación lenta, que simula la floculación. Al término del tiempo establecido se deja de agitar y se espera a que el flóculo sedimente (etapa de sedimentación).

Para el equipo de prueba de jarras, usando recipientes de 1 L y agitador con paletas planas, el gradiente de velocidad se puede aproximar mediante la siguiente ecuación.

$$G = (0.0027T + 0.127)R^{(1.5205 - 0.0006T)}$$ Ecuación 3.5

Donde:

T = temperatura, ºC
R = velocidad de agitación, rpm
G = gradiente de velocidad, s^{-1}

Ilustración 3.5 Prueba de jarras

Ilustración 3.6 Determinación del pH óptimo

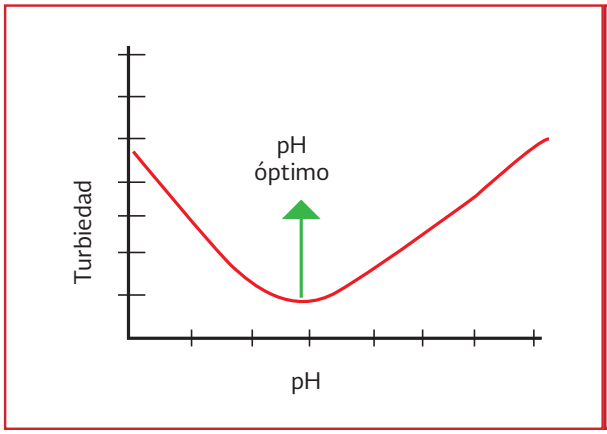
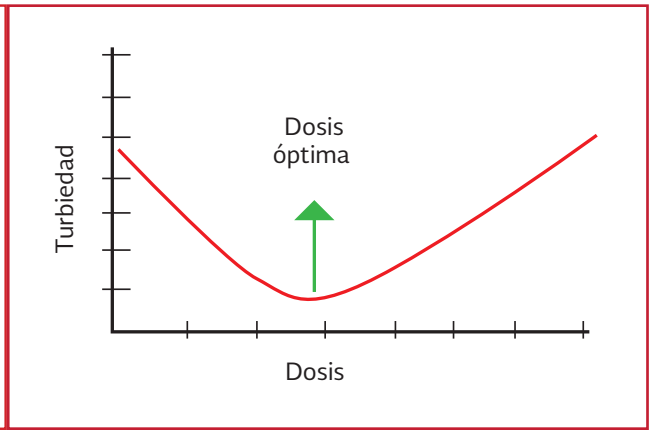


Ilustración 3.7 Determinación de la dosis óptima



3.1.1 Selección del sistema de coagulación-floculacion para mejorar el desempeño de los filtros empacados de efluentes secundarios

El diseño del proceso de coagulación-floculación para mejorar el desempeño de los filtros empacados de efluentes secundarios involucra 1) la selección del coagulante químico apropiado y la dosis requerida y 2) el diseño de un mezclador rápido y un tanque de floculación. La selección del coagulante apropiado y su dosis adecuada se deben determinar de manera experimental. Otra alternativa es partir de la experiencia de otras plantas de similares características de aguas residuales. Una cosa importante a consi-

derar en el proceso de coagulación-floculación es que el diseño sea flexible para responder ante las variaciones de las características del agua y se puedan emplear diferentes tipos de coagulantes químicos (Qasim *et al.*, 2000).

Los equipos de mezclado se pueden dividir en dos categorías: el equipo aplicable a la dispersión del coagulante en el seno de la solución (mezclado rápido) y los equipos floculadores (mezclado lento).

Teoría del mezclado

Gradiente de velocidad. La rapidez y el grado de agregación de las partículas dependen principalmente del número y tamaño de éstas, de la rapidez de choque, de la capacidad de la partícula para adherirse a otra y del tiempo y grado de mezclado (Gradiente de Velocidad). Camp & Stein (1943) comprobaron que la rapidez de colisión o choque de partículas para una concentración dada es proporcional al gradiente de velocidad absoluto (G) o al cambio de velocidad en el líquido.

Camp & Stein (1943) demostraron que la potencia disipada por unidad de volumen está dado por:

$$P/V = \mu G^2 \qquad \text{Ecuación 3.6}$$

Donde:

G = Gradiente de velocidad, s^{-1}
V = Volumen del líquido, m^3
P = Potencia disipada al fluido, W
μ = Viscosidad dinámica del agua, $N \cdot m^{-2} \cdot s$

Esta ecuación es aplicable cuando el mecanismo de agitación es mecánico.

Cuando el mezclado se realiza a través de un mezclado hidráulico, la potencia es determinada a través de la pérdida de carga, expresada como una altura en metros. La potencia transferida necesaria para el mezclado está dada por la Ecuación 3.7. También, esta ecuación aplica cuando se esté inyectando o bombeando el coagulante por tubería. En este caso, la pérdida de carga es la ejercida por la fricción con las tuberías y accesorios.

$$P = \rho g h Q \qquad \text{Ecuación 3.7}$$

Donde:

h = pérdida de carga debido a la fricción, m
Q = Caudal $m^3 \cdot s^{-1,}$
ρ = Densidad del líquido, $kg \cdot m^{-3}$
g = aceleración de la gravedad, 9.81 $m \cdot s^{-2}$

En los tanques con bafles, el gradiente de velocidad se calcula mediante la siguiente ecuación.

$$G = \sqrt{\rho h g / \mu T} \qquad \text{Ecuación 3.8}$$

Donde:

T = es el tiempo de retención en el tanque, s

El mezclado neumático en tanques se emplea mediante equipos de aireación tales como difusores. La variación en el gradiente de velocidad se obtiene variando el flujo de aire. El mezclado neumático no es afectado por la variación del flujo de entrada y la carga hidráulica es relativa-

mente pequeña. Para el cálculo del gradiente de velocidad se aplica la siguiente ecuación.

$$G = C_1 G_a log\left(\frac{h + C_2}{C_2}\right) \qquad \text{Ecuación 3.9}$$

Donde:

C_1 = 81.5 para unidades inglesas y 3904 para el sistema internacional (SI)
C_2 = 34 para unidades inglesas y 10.4 para el sistema SI
G_a = flujo de aire, $m^3 \cdot min^{-1}$
h = profundidad de los difusores, m

El tiempo de retención para mezcladores debe ser suficiente para completar la homogenización de los químicos en el agua y proveer suficiente tiempo para la formación de los flóculos. El tiempo de retención es calculado mediante la siguiente ecuación.

$$t = \frac{V}{Q} \qquad \text{Ecuación 3.10}$$

Donde:

t = tiempo de retención, s
V = volumen del equipo, m^3
Q = caudal, $m^3 \cdot s^{-1}$

Selección de Gt. Los parámetros G y Gt (producto del gradiente de velocidad por el tiempo de retención) sirven como criterios para el diseño de sistemas de mezclado. La selección de G y Gt en el proceso de coagulación depende principalmente del equipo de mezclado y de los químicos seleccionados. La coagulación ocurre principalmente por dos mecanismos: adsorción de especies solubles sobre el coloide y desestabilización o la coagulación del coloide en un precipitado de hidróxido.

Los valores de G recomendados cuando ocurre el mecanismo de adsorción/desestabilización se encuentran en el rango de entre 3000 a 5000 s^{-1} y tiempos de retención entre 0.5 segundos. Para la coagulación por barrido, los tiempos recomendados van desde 1 a 10 s y valores de 600 a 1000 s^{-1} de gradiente de velocidad. La Tabla 3.3 indica cuales son los tiempos de mezclado recomendables dependiendo el valor de G en el mezclado rápido (Reynolds & Richards, 1996).

Mezcladores rápidos

Estos equipos están diseñados para producir un alto gradiente de velocidad (300 s^{-1} o mayor), con un tiempo de retención de 15 a 60 segundos. El orden de preferencia en la selección de este tipo de equipos debe basarse en su efectividad, disponibilidad, mantenimiento y costos.

Tabla 3.3 Tiempos de retención y gradientes de velocidad típicos en el mezclado rápido

Tiempo de retención (s)	G (s^{-1})
20	1000
30	900
40	790
50 o más	700
Polimeros aniónicos y algunos no iónicos	0.25-1

Las alternativas comunes mezclado cuando el mecanismo de coagulación es la adsorción/desestabilización son (Mackenzi, 2010):

- Mezcladores mecánicos en línea
- Mezcladores estáticos en línea
- Mezclado mediante inyección de agua a presión

Otras alternativas comunes de mezclado cuando el mecanismo de coagulación es por barrido son (Mackenzi, 2010):

- Mezclado mecánico en tanques
- Difusión mediante rejilla en tubería
- Mezclado hidráulico

Mezcladores mecánicos en línea

El mezclado en la misma línea de conducción es el método más compacto y su popularidad se ha incrementado con el tiempo. Como el gradiente de velocidad óptimo varia respecto al tiempo, los equipos recomendables a utilizar deben ser de velocidad variable. Si solo se mezcla un químico en el agua, es recomendable un solo compartimiento de mezclado en el tanque. Sin embargo, si se utilizan más químicos, una secuencia de aplicación y dispersión de cada químico es necesario, y es requerido de una serie de compartimentos o equipos (Reynolds & Richards, 1996).

Son equipos recomendados para flujos pequeños y que manejan dosis de coagulante no muy altas. La Ilustración 3.8 y la Ilustración 3.9 muestran esquemas de mezcladores mecánicos en línea. La Tabla 3.4 da una idea de las características en las que se debe basar la selección de mezcladores mecánicos en línea (Mackenzi, 2010).

Los siguientes criterios deben ser tomados en cuenta en la selección de un sistema de mezclado mecánico en línea (Mackenzi, 2010).

1. G entre los 3000 a 5000 s^{-1}
2. Tiempo de mezclado, alrededor de 5 s
3. Una pérdida de carga entre 0.3 a 0.9 m

Mezclador estático en línea

El mezclador consiste en una tubería con una paleta interior helicoidal que rota y divide el flujo para incrementar la turbulencia. Las paletas son segmentadas para ajustar el número de paletas de acuerdo a las condiciones requeridas. Estos segmentos se llaman elementos. El tamaño

Ilustración 3.8 Esquema de un mezclador mecánico en línea

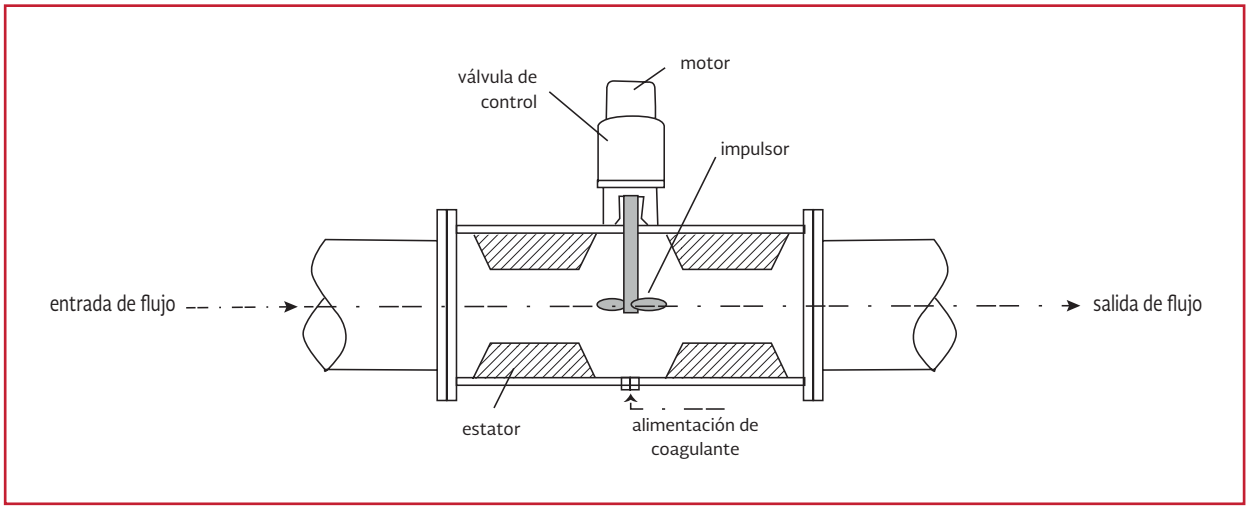
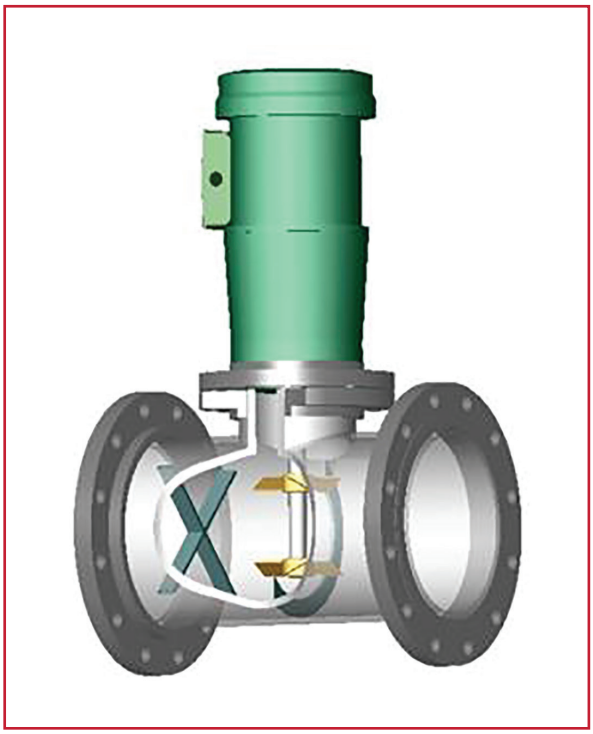


Ilustración 3.9 Diseño de un mezclador mecánico



del elemento es especificado en términos de diámetro de tubería, esto es, el largo del elemento dividido por el diámetro de la tubería, relación largo/diámetro (L/D). Esta relación es conocida como relación de aspecto y varía entre 1.0 a 1.5 generalmente. Los mezcladores estáticos se pueden encontrar con un tamaño desde 0.5 cm para aplicaciones de laboratorio y tan largos como 300 cm para uso industrial. Generalmente, están hechos para diámetros de tubería estándares. Estos mezcladores tienen dos ventajas 1) no tienen partes movibles, 2) no requieren fuente de energía externa. Tienen la desventaja de que el grado de mezclado y el tiempo están en función del flujo. La Ilustración 3.10 muestra varios diseños de mezcladores estáticos y sus elementos.

Aunque es aplicable a todos los tipos de mezclado, una medida de la uniformidad del mezclado del químico en el agua es en particular útil para seleccionar el mezclador estático. El cálculo del coeficiente de variación del mezclado (COV) se determina mediante la siguiente ecuación.

$$COV = \left(\frac{\sigma}{C}\right) \times 100 \qquad \text{Ecuación 3.11}$$

Tabla 3.4 Ejemplo de información de proveedor para diferentes modelos de agitadores mecánicos en línea

Modelo	Peso, kg	Potencia del motor,	Dimensiones, cm					
			A	B	C	D	E	F
AZ-1	65	350	85	12	11	30	64	23
AZ-2	85	550	90	15	17	35	68	30
AZ-3	140	750	95	17	22	40	68	30
AZ-4	230	750 1000	110	20	27	50	71	30
AZ-5	300	1100 1500	125	23	32	55	76	30
AZ-6	325	1500	130	25	36	60	76	30
AZ-7	400	1500 2250	135	27	41	65	76	30
AZ-8	425	2250	140	30	46	70	76	30
AZ-9	500	2250	145	33	51	80	76	30
AZ-10	600	3700	150	33	51	70	88	44
AZ-11	750	7500	160	38	61	90	88	53
AZ-12	1200	15000	190	48	71	120	95	58
AZ-13	1600	22000	210	56	91	125	95	68

Ilustración 3.10 a) arriba, mezclador estático en línea, b) izquierda, elementos del mezclador, c) derecha, diseño de mezcladores estáticos

Donde:

COV = coeficiente de variación con el tiempo
σ = desviación estándar de la concentración, mg·L^{-1}
C = es el promedio de la concentración en el tiempo

La desviación estándar está definida como;

$$\sigma = \sqrt{\frac{\Sigma(C_t - C)^2}{n-1}} \qquad \text{Ecuación 3.12}$$

Donde:

C_t = concentración de la muestra en el tiempo t, mg·L^{-1}
n = número de muestras

El proceso de selección depende mucho del enfoque sugerido por el fabricante. El siguiente método es representativo:

- Seleccionar el número de elementos necesarios para alcanzar el COV deseado. (Bayer *et al.*, 2003) sugiere que con tres

elementos se alcanza un COV de alrededor del 10 por ciento y con seis elementos se alcanza un COV de 1 por ciento para mezcladores diseñados para régimen turbulento (Reynolds >5000)

- Usando una ecuación o una gráfica como la Ilustración 3.11 proporcionada por el fabricante, determinar la caída de presión por elemento
- Conociendo la caída de presión por elemento y el número de elementos, estimar el tiempo de retención, el gradiente de velocidad y verificar con los criterios de diseño

La potencia impartida por el mezclador estático puede ser calculada mediante la siguiente ecuación.

$$P = \frac{\gamma Q H}{N} \qquad \text{Ecuación 3.13}$$

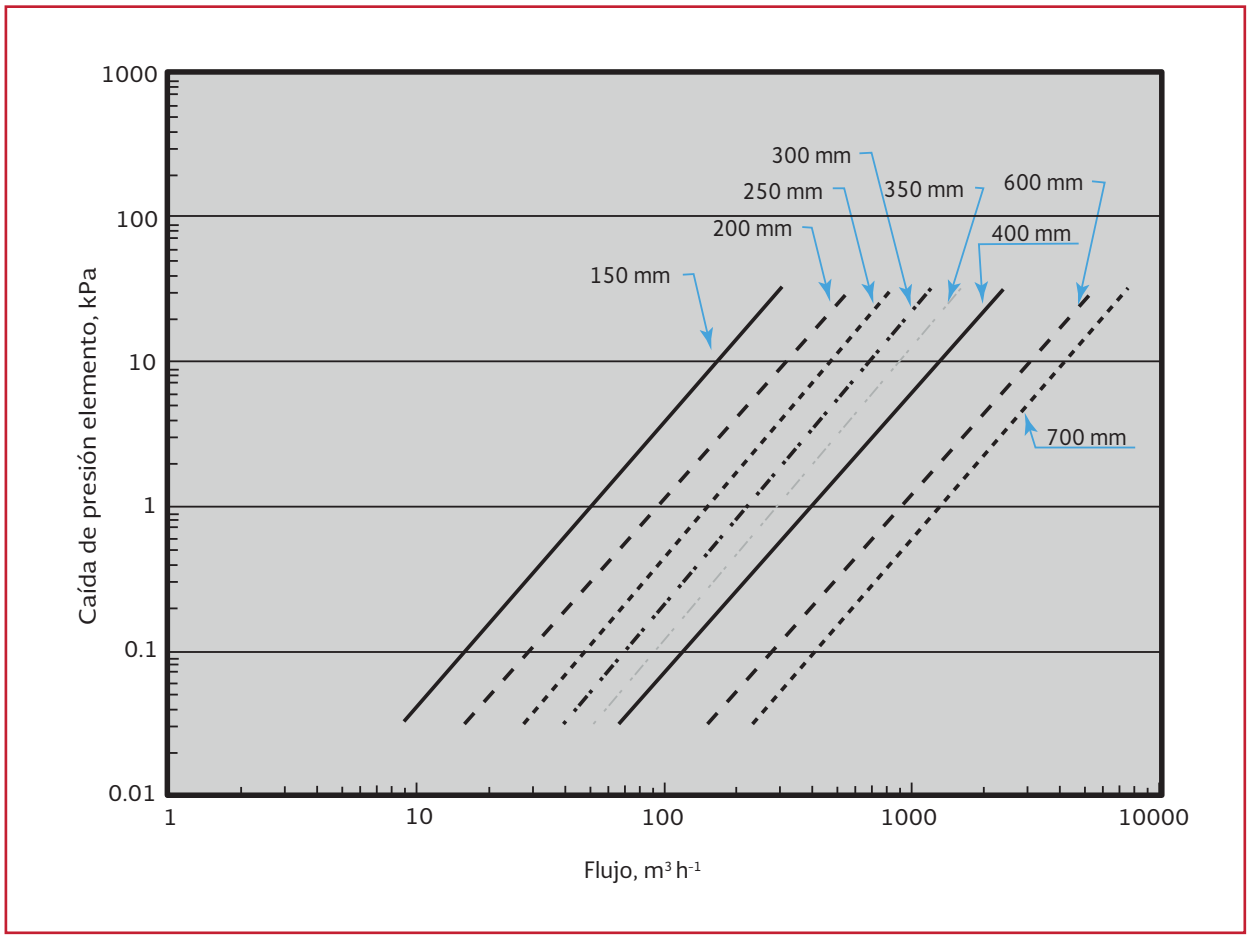
Donde:

P = potencia del agua, kW
γ = peso específico del fluido, $kN \cdot m^{-3}$, 9.807 $kN \cdot m^{-3}$ para el agua a 5°C
Q = Caudal, $m^3 \cdot s^{-1}$
H = pérdida de carga, m
N = eficiencia

Los criterios para seleccionar un equipo de mezclado estático son (Mackenzi, 2010);

1) el coeficiente de variación (COV) debe estar entre 1 a 10, con un promedio de 5 por ciento

Ilustración 3.11 Caída de presión típica para mezcladores estáticos para diámetros de tubería desde 150 a 700 mm



2) el valor de Gt debe estar en el rango de 350-1700
3) un tiempo de mezclado de 1 a 3 s
4) una máxima pérdida de carga de 0.6 a 0.9 metros. Este tipo de equipo debe ser capaz de desarmarse para ser limpiado y darle mantenimiento

Mezclador mecánico en reactor continúo

Cuando el mecanismo que predomina es la coagulación por barrido, no son importantes tiempos cortos de mezclado como en la adsorción-desestabilización. Un reactor continuo completamente mezclado o del infles continuos-flow stirred tank reactor (CSTR) realiza adecuadamente la coagulación por barrido. Son recomendados tiempos de retención desde 1 a 7 s y 600 a 1000 s^{-1} de gradiente de velocidad (Amirtharajah, 1978).

El volumen del tanque completamente mezclado raramente excede los 8 m^3 debido al equipo de mezclado y restricciones geométricas. El equipo de mezclado consiste de un motor, un reductor de velocidad de engranajes o bien un impulsor de flujo axial o radial. El impulsor de flujo radial provee una mayor turbulencia y es preferible para mezclado rápido. Los tanques deben tener bafles horizontales para minimizar los cortos circuidos y por lo tanto proveer un suficiente tiempo de retención. Los químicos deben ser añadidos por debajo del impulsor. Algunas relaciones geométricas para la mezcla rápida se presentan en la Tabla 3.5 (Mackenzi, 2010). Estos valores pueden usarse para seleccionar la apropiada profundidad del tanque, área y diámetro del impulsor.

Donde:

D = diámetro del impulsor
T = diámetro equivalente del tanque = $[4A/\pi]^{0.5}$
A = área del tanque
H = profundidad del agua
B = profundidad del agua debajo del impulsor

La ecuación que relaciona el volumen con el diámetro equivalente del tanque es:

$$V = \frac{\pi(T)^2}{4}H \qquad \text{Ecuación 3.14}$$

En el caso donde se utilicen dos impulsores, se utiliza un impulsor de flujo axial en la parte superior, mientras que en la parte inferior se usa uno de flujo radial. Cuando se emplean dos impulsores en un mezclador de engranajes, los impulsores son espaciados aproximadamente dos diámetros del impulsor. Normalmente se asume que la eficiencia de transferencia de potencia del impulsor hacia el agua es de 0.8 para un solo impulsor.

Tabla 3.5 Dimensiones básicas de tanques y de impulsores

Relación geométrica	Rango
D/T (flujo radial)	0.14-0.5
D/T (flujo axial)	017-0.4
H/D (ambas)	2-4
H/T (flujo axial)	0.34-1.6
H/T (flujo radial)	0.28-2
B/D (ambos)	0.7-1.6

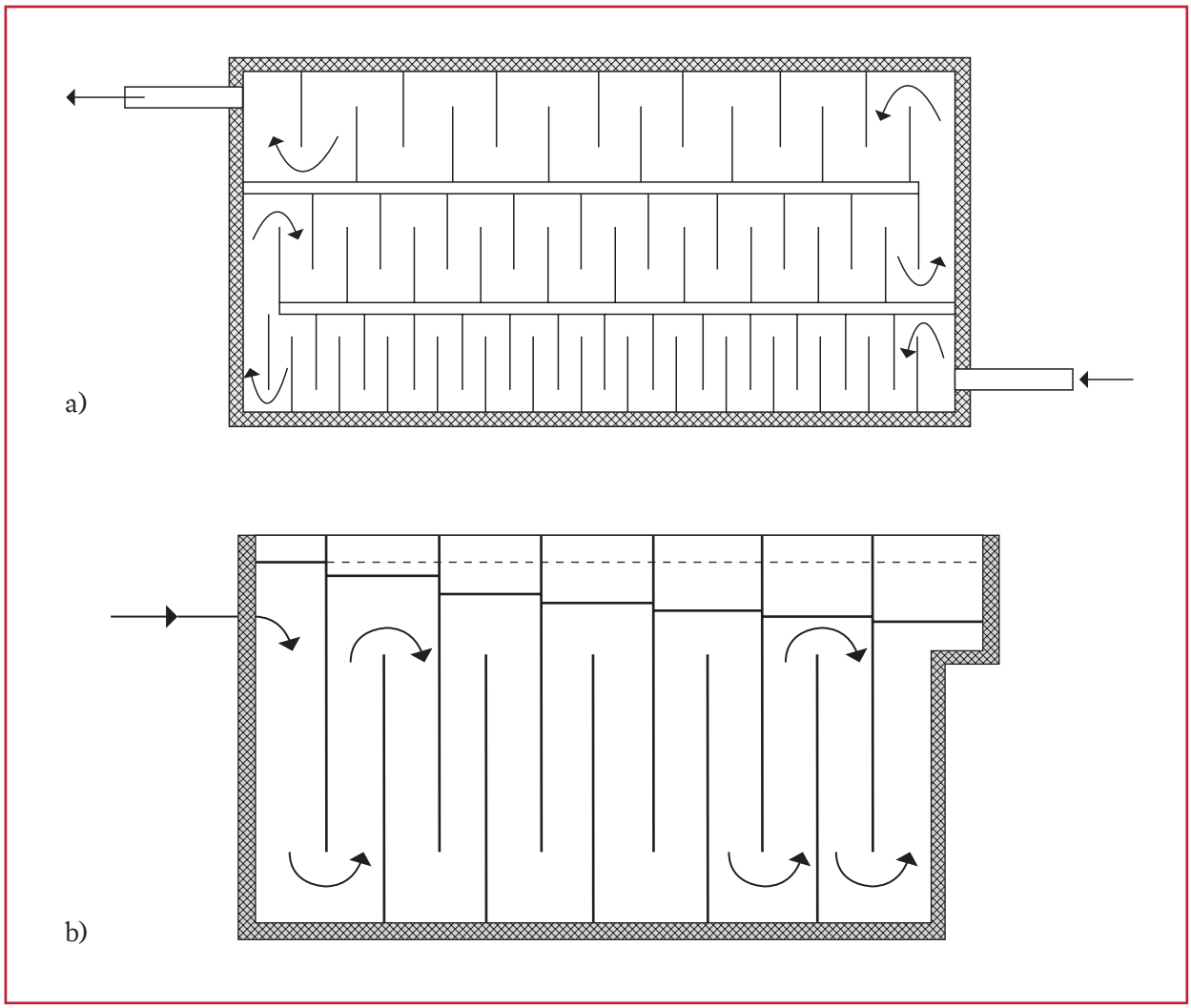
También, los mezcladores para coagulación se pueden clasificar según la forma en que dosifican el coagulante, en forma líquida o seca. Los dosificadores secos son preferibles porque requieren menos equipos. Los dosificadores líquidos requieren preparar un concentrado en un tanque donde se almacena. La dosificación consiste en inyectar la solución a través de un bombeo al tanque de mezclado.

Floculadores (mezcla lenta)

Los tipos de floculadores se dividen en dos grupos: 1) floculadores hidráulicos y 2) floculadores mecánicos. Los floculadores hidráulicos (Ilustración 3.12) utilizan bafles para desviar el flujo del agua y ocasionar la turbulencia necesaria. El objetivo del diseño de este tipo de floculadores es alcanzar un mezclado suave y uniforme que no ocasione el rompimiento del flóculo. Este tipo de floculadores se ocupa raramente debido a que su diseño no es capaz de adaptarse a cambios en los flujos. En los floculadores mecánicos, se utiliza un agitador a velocidades reducidas. El diseño típico de estos floculadores es un sistema de paletas horizontales.

Tanque de floculación. El tanque de floculación debe dividirse en al menos tres compartimientos. El gradiente de velocidad debe decrecer

Ilustración 3.12 Floculadores hidráulicos. a) flujo horizontal, b) flujo vertical



gradualmente conforme el agua pasa por cada compartimiento. GLUMRB (2003) recomienda que la velocidad no debe ser menor a 0.15 m s-1, pero no mayor a 0.45 metros por segundo. La profundidad de los tanques está en un rango de entre 3 a 5 m (Kawamura, 2000). La velocidad de flujo del tanque de floculación hacia el tanque de sedimentación debe ser lo suficientemente lenta para prevenir la ruptura de los flóculos, pero debe ser los suficientemente rápido para mantenerlos en suspensión. En la Tabla 3.6 se presentan valores de G y Gt de acuerdo a las características del agua (Mackenzi, 2010).

Bafles del floculador. Para separar los compartimientos del tanque de floculación son utilizados bafles. La parte superior del bafle debe estar ligeramente sumergida (1 a 2 cm), y el fondo debe tener un espacio de 2 a 3 cm por encima del fondo que permita drenado y la remoción de los lodos (Kawamura, 2000). Cada bafle debe tener orificios distribuidos uniformemente sobre la superficie vertical. El tamaño del orificio debe ser seleccionado con el objetivo de proveer un gradiente de velocidad que no exceda el gradiente del compartimiento inmediato. La Ilustración 3.13 muestra el arreglo de los orificios en la pared del bafle de un floculador de tres compartimientos (Mackenzi, 2010).

$$Q = C_d A (2gh)^{1/2} \qquad \text{Ecuación 3.15}$$

Donde:

Q = flujo a través del orificio, $m^3 \cdot s^{-1}$
C_d = coeficiente de descarga
A = área del orificio, m^2
g = aceleración de la gravedad 9.81 $m \cdot s^{-2}$
H = pérdida de carga por orificio, m

El coeficiente de descarga (C_d) varía de 0.60 a 0.80; varios autores sugieren que los orificios sean de 10 a 15 cm de diámetro, para que las velocidades estén entre 0.25 a 0.55 $m \cdot s_{-1}$ y la pérdida de carga oscile en el rango de 3 a 9 mm por cada orificio de bafle diseñándose con el caudal máximo. La mayor velocidad se encuentra en el primer bafle y la menor en el último bafle (Kawamura, 2000).

Floculadores de paletas

La potencia impartida al agua mediante paletas horizontales puede ser estimada mediante la siguiente ecuación.

$$P = \frac{C_D A_p \rho v_P^3}{2} \qquad \text{Ecuación 3.16}$$

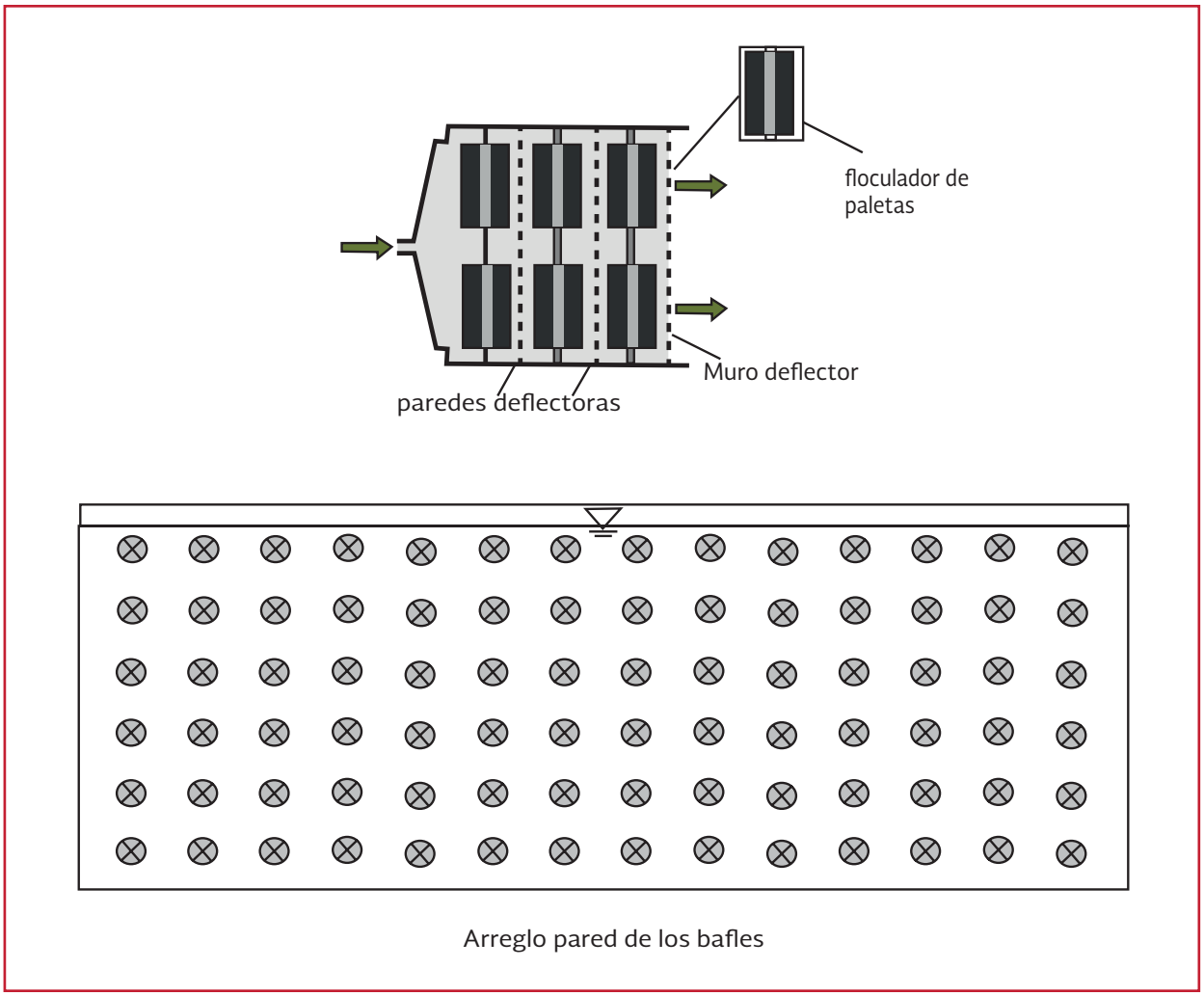
Donde:

P = potencia impartida, W
C_d = coeficiente de arrastre de la paleta

Tabla 3.6 Valores de Gt para floculadores

Tipo	G, s^{-1}	Gt, adimensional
Poca turbiedad, remover color por coagulación	20-70	60 000 a 200 000
Alta turbiedad, remover solidos por coagulación	30-80	36 000 a 96 000
Ablandamiento, 10 por ciento de sólidos	130-200	200 000 a 250 000
Ablandamiento, 39 por ciento de sólidos	150-300	390 000 a 400 000

Ilustración 3.13 Arreglo de floculador con tres compartimientos y arreglo de pared del bafle



A_P = área de la sección trasversal, m^2
V_P = velocidad relativa de la paleta con respecto al fluido, $m \cdot s^{-1}$

Y La velocidad de la paleta se estima utilizando la siguiente ecuación:

$$V_P = 2\pi krn \qquad \text{Ecuación 3.17}$$

Donde:

k = constante = 0.75
r = radio a la línea central de la paleta, m
n = velocidad rotacional, rps

Las recomendaciones para los agitadores de rueda de paletas se presentan en la Tabla 3.7 (Mackenzi, 2010). El máximo G para floculadores de paleta está limitado a un valor de 60 s^{-1}, recomendando un valor de 50 s^{-1} para evitar un desgaste severo de los baleros del eje a corto plazo. Cada brazo debe tener un mínimo de tres paletas para minimizar el espacio muerto cerca del eje (Kawamura, 2000).

Impulsores

Impulsores de paletas. Estos usualmente tienen de 2 a 4 paletas. Las paletas pueden ser curvadas

Tabla 3.7 Recomendaciones de diseño de agitadores de rueda de paletas

Parámetro			Rango recomendado
G			< 50 s^{-1}
Tanque	Profundidad		1 m > diámetro de la rueda
	Espacio libre de separación entre la rueda y el muro		0.3-0.7 m
Rueda	Diámetro		3-4 m
	Espacio entre la rueda en el mismo eje		1 m
	borde en el eje		1 m
Borde de la paleta		Ancho (W)	10-15 cm
		Largo (L)	2-3.5 m
		Área trasversal entre la paleta y el tanque	0.10-0.25
		Número por brazos	3
		Espaciamiento	1/3
		Velocidad en la punta	0.15-1 $m \cdot s^{-1}$
C_D		L/W=5	1.2
		L/W=20	1.5
		L/W >> 20	1.9
Motor		Potencia	1.5-2
		Relación de diminución de la potencia	1:4

o planas. El diámetro de impulsor puede ser desde el 50 al 80 por ciento de diámetro o ancho del tanque y el ancho de la paleta desde 1/6 a 1/10 del diámetro. Las paletas se colocan a una distancia por arriba del fondo 0.5 veces el diámetro del impulsor. La velocidad de las paletas oscila entre los 20 a 150 rpm y es necesario bafles para reducir los vórtices, excepto cuando las velocidades de rotación son pequeñas.

Impulsores de propela. Pueden tener entre 2 a 3 hojas, las hojas pueden ser planas o anguladas para impartir mayor fuerza axial en el flujo del líquido. La rotación de la propela traza una elíptica en el agua. Si la profundidad del tanque es grande se puede montar una propela adicional en el mismo eje del tanque. Las velocidades de propela oscilan entre 400 a 175 revoluciones por minuto. Si el tanque es pequeño se puede optar por no poner el eje de la propela en el centro del tanque. Las propelas son muy efectivas en tanques largos porque imparten velocidades grandes en el agua.

Impulsores de turbina. Los principales tipos de impulsores de turbina son de aspas planas, de disco vanado, de aspas curvas y cubiertas con estator. Tienen dimensiones del 30-50 por ciento del diámetro del tanque y se montan a un diámetro arriba del fondo del tanque. Los tanques pueden ser con o sin bafles. Se utilizan más los tanques con bafles para minimizar los vórtices y los flujos rotacionales. Sus velocidades de rotación van entre 10 a 150 revoluciones por minuto. En la Tabla 3.8 se muestran los diferentes tipos de impulsores.

La potencia que imparte el impulsor al medio puede calcularse por la relación desarrollada por Rushton, en 1952. Para regímenes turbulentos

Tabla 3.8 Tipo de impulsores comerciales y sus aplicaciones

Tipo de impulsor	Constante del impulsor	Número de bombas	Aplicaciones
Impulsor de aspas planas	3.6	0.9	Para mezclado, mantener suspensiones, floculación
Impulsor aspas planas con inclinación de 45°	1.26	0.75	Para mezclado, mantener suspensiones, floculación
Impulsor de aspas inclinadas e hidroplanas	0.2-0.3	0.45-0.55	Para mezclado, mantener suspensiones, floculación
Turbina Rushton	4.5-5.5	0.72	Para dispersión de gas-líquido, suspensiones, floculación
Propelas	0.32-0.36	0.4	Para mezclado y líquidos viscosos

N_{Re}> 10 000, la potencia impartida por el impulsor en un tanque con bafles está dada por la siguiente ecuación.

$$P = N_p n^3 D_i^5 \rho \qquad \text{Ecuación 3.18}$$

Donde:

P = Potencia , W ($N \cdot m \cdot s^{-1}$)
N_p = K_T = constante del impulsor en régimen turbulento
n = velocidad rotacional, rps
D_i = diámetro del impulsor, m
ρ densidad del líquido, $kg \cdot m^{-3}$

Si el flujo es laminar (NRe < 10 a 20), la potencia impartida por el impulsor en un tanque con bafle o sin bafle es:

$$P = N_L n^2 D_i^5 \mu \qquad \text{Ecuación 3.19}$$

Donde:

N_p = K_L = constante del impulsor en flujo laminar
μ = viscosidad absoluta del líquido, $N \cdot s \cdot m^{-2}$

El Número de Reynolds (N_{Re}) para los impulsores se calcula con:

Tabla 3.9 Tipo de impulsores y sus constantes K_L y K_T

Tipo de impulsor	K_L	K_T
Propelas, paso de 1, 3 aspas	41.0	0.32
Propelas, paso de 2, 3 aspas	43.5	1.00
Turbina, 4 aspas planas, disco vanado	60.0	5.31
Turbina, 6 aspas planas, disco vanado	65.0	5.75
Turbina 6 aspas curvas	70.0	4.80
Turbina de ventilador, 6 aspas con inclinación de 45°	70.0	1.65
Turbina cubierta, 6 aspas curvas	97.5	1.08
turbina cubierta, con estator, sin bafles	172.5	1.12
Paletas planas, 2 aspas (una paleta), Di/Ai = 4	43.0	2.25
Paletas planas, 2 aspas, Di/Ai = 6	36.5	1.70
Paletas planas, 2 aspas, Di/Ai = 8	33.0	1.15
Paletas planas, 4 aspas, Di/Ai = 6	49.0	2.75
Paletas planas, 6 aspas, Di/Ai = 6	71.0	3.82

$$N_{Re} = \frac{D_i^5 n \rho}{\mu}$$ Ecuación 3.20

Valores de constantes de los impulsores K_T y K_L para varios tipos de impulsores, están dados en la Tabla 3.9 para tanques con 4 bafles y un ancho igual al 10 por ciento del diámetro del tanque (Reynolds & Richards, 1996).

3.1.2 Elementos y diseño del sistema coagulación-floculación

Información requerida para el diseño de sistemas de coagulación-floculación

La siguiente información debe ser obtenida previamente al diseño de las instalaciones del sistema de coagulación-floculación (Qasim et al., 2000).

1. Información que debe ser obtenida de pruebas de tratabilidad
   a. Químico que va a ser utilizado y dosis
   b. Tiempo de mezcla rápida y gradiente de velocidad
   c. Tiempo de floculación y gradientes de velocidad
2. Información que debe ser obtenida del diseño preliminar
   a. Flujos de diseño-máximo, promedio y mínimo
   b. Plano de la planta, que muestra las instalaciones existentes y el tamaño general, ubicación y geometría de las instalaciones propuestas
   c. Número de unidades propuestas: de alimentación de químico, mezcla rápida y floculación
   d. Tipo y ubicación de otras unidades de tratamiento (físico, químico o biológico) que serán utilizadas junto al sistema de coagulación-floculación (sistemas de carbón activado, desinfección, etc.) y sus condiciones de operación
   e. Un perfil hidráulico preliminar de las unidades propuestas ilustrando las pérdidas de carga a través del tren de tratamiento
   f. Tipo de equipo requerido para el mezclado rápido y lento
3. Información que debe ser obtenida del sistema operador de la planta
   a. Preferencias con respecto al tipo de equipo y fabricante
   b. Preferencias con respecto al diseño de alguna instalación existente en la planta

Criterios de diseño de los sistemas de mezclado rápido

- Requerimientos de agitación. Los mezcladores rápidos deben proveer la suficiente agitación para dispersar el químico a través del agua. Las reacciones de coagulación son rápidas. Por ello, es deseable dispersar los químicos rápidamente antes de que la reacción se complete. Para que sea rápida y completa la homogenización del coagulante, debe ser adecuado el diseño del mezclador para proveer una violenta agitación en un corto periodo
- Tiempo de retención en un tanque de agitación rápida. El tiempo de retención en el mezclado rápido debe proveer el tiempo suficiente para una completa homogenización de los químicos en el

agua y para lograr el equilibrio necesario para la formación de los flóculos. Los tiempos de retención de coagulación están en el rango de 10 s a 5 minutos. Un tiempo corto de retención implica altos gradientes de velocidad. El término Gt es usualmente usado para obtener un correcto gradiente de velocidad con respecto al tiempo de retención. Típicos valores Gt para coagulación están en el rango de 30 000 a 60 000

- Geometría del mezclador rápido. La geometría de mezclado rápido es uno de los aspectos más importantes en el diseño. Primero concierne una geometría que permita un mezclado uniforme, que minimice zonas muertas y cortos circuitos. Los mezcladores rápidos usualmente tienen forma cuadrada y tiene una relación de profundidad/ancho de aproximadamente uno a dos. El tamaño y forma de los impulsores debe ser adecuado al flujo de agua que pasa a través del mezclador. Las unidades de mezclado vertical utilizan agitadores axiales para minimizar las zonas muertas. Los bafles se pueden emplear para reducir el movimiento rotacional e incrementar la eficiencia. Si se emplea un canal para mezclar el coagulante, debe tener la longitud adecuada para generar un flujo turbulento y un suficiente tiempo de retención. Otro tipo de mezcladores son los estáticos que a través de una tubería genera la suficiente turbulencia y tiempo de retención necesario. En todos los casos mencionados el coagulante debe ser añadido en el agua inmediatamente antes de generarse la turbulencia

Existen parámetros establecidos para el mezclado rápido o flash. Estos parámetros incluyen los equipos comúnmente utilizados para el mezclado. En la tabla Tabla 3.10 se muestran algunos de ellos (Hendricks, 2011).

Criterios de diseño de los sistemas de floculación

El criterio básico de diseño es el gradiente de velocidad y el tiempo de retención hidráulico. El tiempo de retención hidráulico depende más del proceso subsecuente que del tiempo de floculación. Algunos tiempos de floculación son cortos si es seguida de filtración directa (10 a 20 min). Los tiempos convencionales son de 20 a 30 minutos. Largos periodos de floculación son requeridos para climas fríos. Los parámetros de diseño de paletas o turbinas verticales se presentan en la Tabla 3.11 (Hendricks, 2011).

Los tanques de floculación están diseñados de manera que ocurra una disminución del gradiente de velocidad conforme el flóculo pasa por los compartimientos. Se utilizan tres gradientes de velocidad: un gradiente de velocidad alto durante el primer tercio del tiempo, un gradiente más bajo durante el segundo tercio y un gradiente más pequeño en el último tercio del tiempo. Valores de G de 50, 20 y 10 s^{-1} son típicos en sistemas de floculación.

- Requerimientos de agitación. El grado de agitación en los floculadores es mucho menor que en el caso de la coagulación. El propósito es causar un contacto entre las partículas, sin generar una turbulencia que ocasione que se rompan los flóculos de las partículas que se están for-

Tabla 3.10 Guía de parámetros de diseño para tanques de mezcla rápida

	Parámetro				
	P/Q		P/V	G	T
	kW·1x10^6 (L·d^{-1})	(Hp·mgd^{-1})	(kW·m^{-3})	(s^{-1})	(s)
Tanque mezclado por impulsores	0.05≤ P/V ≤ 0.2[a]	0.25≤ P/V ≤1.0[a]	0.2 ≤ P/V≤ 2[d]	300[a] 500 ≤ G ≤ 1000[b] 10,000[b] 600 ≤ G ≤ 1000[c] 200 ≤ G ≤ 2000 [d]	10≤ T ≤ 30[a] 120[b] 120[b] 10 ≤ T ≤ 60 [c]
Mezclado mecánico en línea	0.02- 0.53[e]	0.08-2.67[e]			
Mezclador en línea con agua a presión	0.02-0.09[f]	0.11-0.45[f]			

Notas:

[a] -ASCE-AWWWA-CSEE (1969, p.72).

[b] -Gemmel in AWWA (1972, p. 128).

[c] -AWWA-ASCE (1998, p 92) en la tercera edición de Water Treatment Plant Design.

[d] -Sugeridos para impulsores de alta energía para líquidos de baja viscosidad (valor bajo) y para emulsificación y dispersión de gases (valor alto).

[e] -Kawamura (2000, p. 309); para mezclador mecánico en línea de 12" de diámetro para mezcla rápida: P/Q(promedio) ≈ 0.18 kW· (1x10^6 L d^{-1})$^{-1}$ (0.3 Hp·mgd).

[f] -Kawamura (2000, p. 309); para mezclador en línea tipo jet de 12" de diámetro para mezcla rápida: P/Q(promedio) ≈ 0.03 kW· (1x10^6 L d^{-1})$^{-1}$ (0.17 Hp·mgd^{-1}).

Tabla 3.11 Parámetros para floculadores horizontales y verticales

Parámetros de diseño	Unidades	Ejes horizontales con paletas	Ejes verticales con turbina
Gradiente de velocidad, G	s^{-1}	5-40	10-80
velocidad máxima	m·s^{-1}	<0.5	1-3
Velocidad de rotación	Rev·min-1	0.5-3	5-20
Dimensiones			
Ancho	m	3-25	3-8
Alto	m	3-8	3-8
Número de etapas	No.	2-6	2-4

mando. Los valores típicos están entre 15 a 60 s^{-1} del gradiente de velocidad en la floculación. Los tanques floculadores son normalmente diseñados con múltiples compartimientos en serie, con gradientes de velocidad sucesivamente menores en cada compartimiento subsecuente

- Tiempo de retención. El tiempo de retención en un floculador es mucho mayor que en un mezclador rápido, y se encuentran en un rango de entre 20 a 60 minutos. El factor clave en la floculación es el valor de Gt; los valores típicos de Gt van de diez mil a quince mil. Los valores que mejor se pueden establecer para el diseño son los obtenidos de manera experimental con el agua que se desea tratar o un agua de similares características

- Geometría del tanque floculador. Las zonas muertas se deben minimizar en el diseño. En orden de alcanzar esto, es utilizar múltiples compartimientos usados en un arreglo en serie. Cuando son diseñados apropiadamente, se ha encontrado que tres o cuatro compartimientos muestran suficiente eficiencia en minimizar los cortos circuitos. Un diseño apropiado de floculador menciona que debe existir una mampara que divida un compartimiento de otro. Se usan frecuentemente compartimientos de forma cuadrada con un máximo de 6 m de ancho x 6 metros largo y de 3 a 5 m de profundidad para floculadores verticales. Cuando se utilizan floculadores horizontales, los compartimientos tienen típicamente dimensiones de 6 a 30 m de longitud y 3 a 5 m de ancho. Las aberturas de las mamparas se deben diseñar con un gradiente de velocidad que no sea mayor que en el compartimiento anterior

3.1.3 Filtración de efluentes secundarios

En tratamiento avanzado, la filtración es usada para remover los sólidos suspendidos totales residuales del efluente secundario. Las principales tecnologías de filtración de efluentes secundarios son la filtración profunda (con medio granular o sintético compresible), filtración mediante discos y filtración con membranas.

La filtración es uno de los procesos más antiguos utilizados en el tratamiento de aguas naturales y aguas residuales. La filtración se puede definir como un proceso para la remoción de sólidos suspendidos y coloidales en agua, la cual se hace pasar a través de un medio poroso, tal como arena, antracita, granate o carbón activado, atrapando los sólidos en los poros del medio. En la Tabla 3.12 se definen algunos términos utilizados en el tema.

El principal objetivo de la filtración de efluentes secundarios es reducir los niveles de turbiedad y sólidos suspendidos totales para cumplir con límites permisibles de descarga más exigentes. Típicamente, la filtración es utilizada cuando el límite de descarga es menor o igual a 10 $mg \cdot L^{-1}$ para SST y 2 unidades nefelométricas de turbidez. También, la filtración puede ser aplicada para la remoción de materia orgánica particulada y flóculos de aluminio, hierro o cal provenientes de la precipitación de fosforo. Otro sub-objetivo de la filtración es incrementar la eficiencia del proceso de desinfección subsecuente mediante la remoción de partículas, que

Tabla 3.12 Términos utilizados en filtración

Término	Descripción
Filtración en medios granulares	Operación unitaria por la que se hace pasar agua a través de gravas y arenas para remover partículas suspendidas, materia orgánica y microorganismos.
Tratamiento convencional	Proceso de tren de tratamiento que consiste de coagulación, floculación, sedimentación y filtración.
Tasa de filtración	Es una variable del proceso e indica la velocidad de paso del agua sobre el lecho del filtro. Se calcula como el flujo de agua dividido entre el área de la sección transversal de filtro.
Retrolavado	Proceso para remover sólidos acumulados en el filtro empacado utilizando un flujo de agua a contracorriente.
Bajo dren	Componentes instalados en la base del filtro. El drenaje debe soportar el peso del material y poder colectar el agua filtrada, además debe funcionar como distribuidor del agua para retrolavado.

pueden proteger a los patógenos. La filtración puede lograr la remoción de patógenos, pero su eficiencia depende de 1) el tipo de patógeno (Giardia, Cripstosporidium, coliformes, enterovirus), 2) la tecnología de filtración y 3) de la condiciones de operación como la adición de químicos o la tasa de filtración (Vaughn *et al.*, 2004; Levine *et al.*, 2004).

La filtración ha sido utilizada en el tratamiento de agua residuales en diferentes trenes de tratamiento. La filtración puede ser seguida de otro tratamiento avanzado (por ejemplo, columna de adsorción con carbon activado o columna de intercambio iónico con clinoptololita para remoción de amonio) antes de la desinfección. La corriente de retrolavado de la filtración puede ser reciclada al sedimentador primario.

Caracteristicas de efluentes secundarios

El grado de remoción de SST en la filtración de un efluente secundario sin la utilización de coagulación química depende del grado de bioflocculación alcanzado en el tratamiento secundario, como las que se muestran en la Tabla 3.13 (WEF, 2010). Por ejemplo, la presencia de una cantidad significativa de algas impide la filtración de los efluentes de las lagunas. Se debe considerar pre-tratar con coagulación o un sistema de flotación con aire disuelto el efluente de una laguna previamente a la filtración. Las partículas que van a ser filtradas se pueden comportar un poco diferente cuando se utiliza precipitación química en la remoción de fosforo comparada con la filtración sin tratamiento químico. Es importante considerar el tipo de tratamiento secundario y las características del efluente secundario cuando se desea diseñar el sistema de filtración. Las características del efluente secundario que tienen un rol importante en el diseño de los sistemas de filtración son los SST, la distribución de tamaño de partícula y la fuerza y carga electroestática de los flóculos.

La concentración SST del efluente secundario varía típicamente entre 4 y 30 $mg \cdot L^{-1}$ dependiendo de varios factores, como el tipo de tratamiento secundario y de las condiciones físicas y operacionales de la planta. La turbiedad típica de los efluente secundarios variante entre 2 a 3 unidades nefelométricas de turbidez.

Tabla 3.13 Concentraciones promedio diario típicas de la filtración de efluentes secundarios

Tipo de efluente secundario	Sin adición de químicos		Con adición de químicos		
	SST efluente, $mg \cdot L^{-1}$	Turbiedad, UNT	SST efluente, $mg \cdot L^{-1}$	PO_4, $mg \cdot L^{-1}$	Turbiedad, UNT
Filtro percolador de alta carga	10-20	4-10	0-3	0.1	0.1-2
Filtro percolador de dos etapas	6-15	2.5-8	0-3	0.1	0.1-2
Contacto-estabilización	6-15	2.5-8	0-3	0.1	0.1-2
Lodos activados convencional	3-10	1-5	0-5	0.1	0.1-2
Aireación extendida	1-5	0.5-3	0-5	0.1	0.1-2
Laguna aireada/ facultativa	10-50	4-20	0-30*	0.1	N/A*

Notas:

*Resulta una pobre remoción en el proceso de filtración debido a la presencia de algas.

La fuerza de los flóculos de los efluente secundarios cambia con en el tipo de proceso biológico y con el modo de operación. Po ejemplo, la filtración es más eficiente en plantas con nitrificación que sin nitrificación debido al incremento de la fuerza de los flóculos por el tiempo de retención de sólidos.

Teoría de la filtración

Los mecanismos por el cual son removidos los sólidos del agua a través del medio filtrante son complejos y no son comprendidos totalmente. Las teorías sugieren que un número de mecanismos actúan simultáneamente en la remoción de los sólidos. Los principales mecanismos son 1) cribado mecánico o cernido, 2) sedimentación, 3) impacto e 4) intercepción.

1) Cribado mecánico o cernido. Algunas partículas suspendidas y coloidales son muy grandes para pasar por los poros del lecho filtrante. Por lo cual, estas partículas son atrapadas y removidas. En general, este mecanismo sólo actúa en las capas más superficiales del lecho y con partículas relativamente fuertes capaces de resistir los esfuerzos cortantes producidos por el flujo, cuya velocidad aumenta en las constricciones. Este mecanismo juega un papel importante en el proceso de filtración directa, donde agua floculada es alimentada directamente al filtro
2) Sedimentación. La remoción de partículas menores que el tamaño de los poros puede ocurrir por sedimentación en la superficie de los granos del medio filtrante. La sedimentación sólo se puede producir con material suspendido relativamente grande (mayor de 1 μm) y denso cuya velocidad de asentamiento sea alta, y en zonas del lecho donde la carga hidráulica sea baja
3) Impacto. Algunas partículas tienen masas muy grandes como para seguir la trayectoria del flujo de agua en curvas muy cerradas. La inercia de estas partículas las saca de la corriente, chocando con el medio y reteniéndose debido a que la inercia es mayor que la fuerza hidrodinámica
4) Intercepción. En algunos casos, las líneas de flujo pasan muy cerca de un grano del medio. A veces, una partícula que sigue las líneas de corriente toca un grano de medio y es atrapada en el medio

En la Ilustración 3.14 se muestran los diferentes mecanismos de remoción de las partículas en un medio granular.

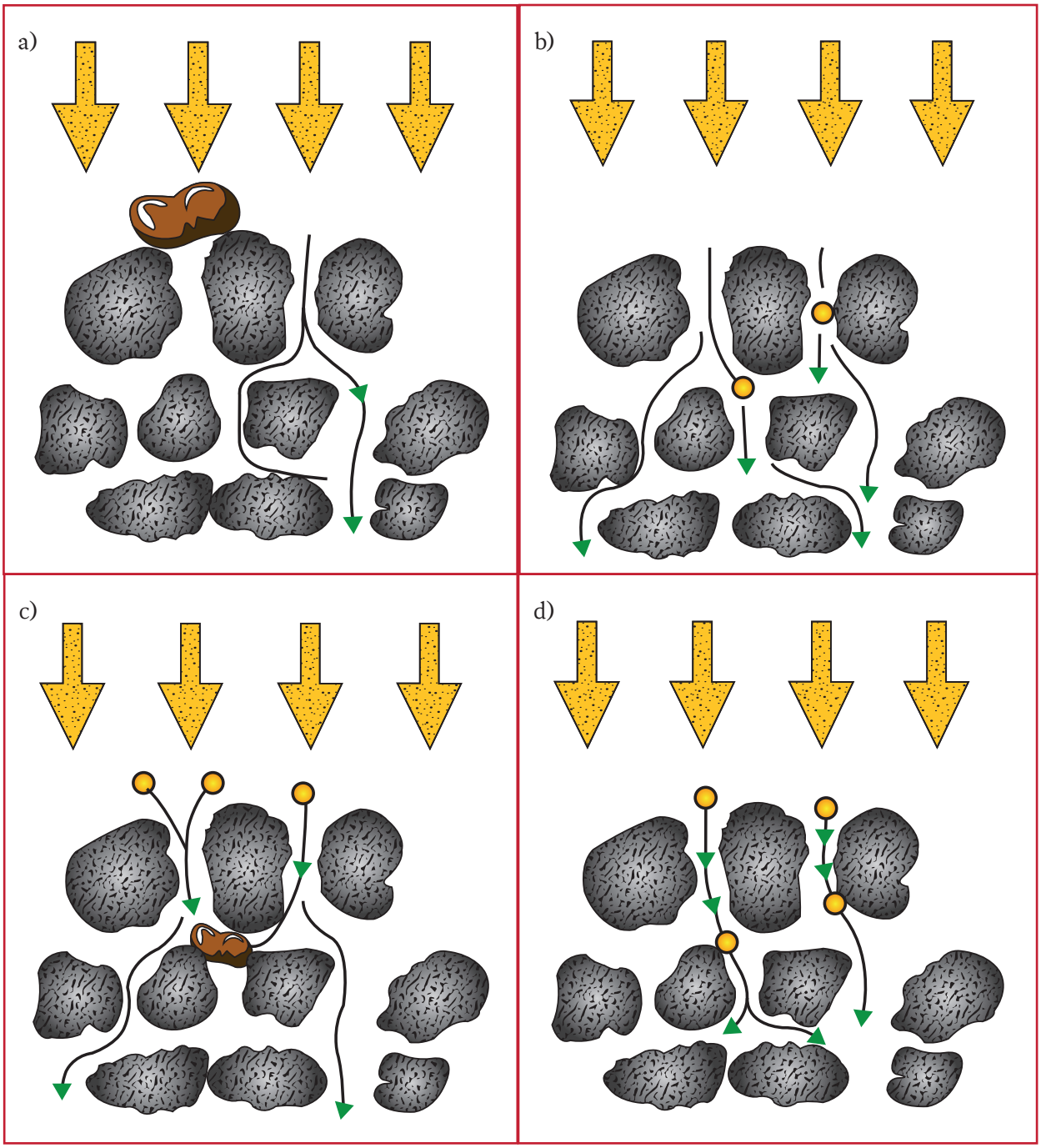
Tipos de filtros empacados

Hay varias maneras de clasificar a los filtros empacados. Uno de ellos es clasificarlos acorde al número de medios usados, si es de un solo medio, medio dual o medio mezclado. Otra forma común de clasificarlos es por su tasa de filtración, de esta manera, existen tres tipos básicos de filtros granulares:

1) Filtros lentos de arena
2) Filtros rápidos a gravedad
3) Filtros rápidos a presión

Los filtros lentos de arena es la configuración más antigua. Son lentos debido a que operan a bajas tasas de filtración. Estos usan granos finos de arena como medio y el agua es tratada mediante dos mecanismos: cribado mecánico y acción biológica. Tienen una capa biólogica en la parte superior del medio, la cual es vital para

Ilustración 3.14 Esquema de los mecanismos de filtración granular. a) cribado mecánico o cernido, b) sedimentación, c) floculación, d) intercepción



una efectiva operación del sistema. En el arranque de estos sistemas, el tratamiento será mínimo hasta que se haya desarrollado esta capa biológica. Este tipo de filtros son limpiados entre periodos de varias semanas o meses, mediante la remoción de la capa superior de arena y de la capa biológica.

Los filtros rápidos operan a mayores tasas de filtración, por lo cual utilizan medios más grue-

sos con mayor permeabilidad. Estos sistemas pueden tratar el agua por los mecanismos antes mencionados, pero con la adición de carbón activado, pueden remover a los contaminantes por adsorción. Normalmente se requiere que el agua se tratada por coagulación-floculación antes de pasar por este tipo de filtros, los cuales comúnmente utilizan dos o más tipos de medio filtrante. Los filtros rápidos son limpiados por retrolavado.

Los filtros a presión son un tipo de filtros rápidos, la única diferencia es que estos operan bajo presión en un tanque cerrado. Tradicionalmente son utilizados para el tratamiento de aguas subterráneas, sin embargo, también pueden ser utilizados en plantas pequeñas.

En la Tabla 3.14 se resume la clasificación de los filtros empacados según su pretratamiento.

Clasificación basada en el número de medios filtrantes

Los filtros de un solo medio, en la mayoría de los casos utilizan arena. El problema de este tipo de filtros es su rápido taponamiento. Todo el material filtrado se encuentra retenido en los primeros 4 a 5 cm de espesor del medio. Este problema se puede evitar utilizando un diámetro mayor de material filtrante, un valor de coeficiente de uniformidad menor a 1.4 o usando un mayor espesor o profundidad del medio.

Los filtros de dos medios utilizan casi siempre una capa de arena y una de antracita. La antracita tiene una densidad específica de 1.55, es más liviana que la arena, que tiene una densidad específica de 2.65. Además, si comparamos un grano de antracita y otro de arena del mismo peso, la antracita es más grande pero los dos granos sedimentan a la misma velocidad. Esta característica permite que la antracita permanezca en la zona superior del medio filtrante y a la arena en la zona inferior (Qasim *et al.*, 2000).

Los filtros multimedio son similares a los filtros duales, excepto que se utilizan diversos materiales como medio filtrante. Si es un filtro de tres medios, típicamente se usa antracita con una densidad específica de 1.55, una capa de arena con una densidad especifica de 2.65 y una de grava de densidad especifica de 4.05 (Qasim *et al.*, 2000). En la Tabla 3.15 se muestra la clasificación de los filtros de acuerdo al número de medios filtrantes (Crittenden *et al.*, 2012).

Clasificación basada en la tasa de filtración

Los filtros pueden clasificarse como filtros lentos de arena, filtros rápidos o filtros de alta-tasa. Los filtros lentos de arena operan a tasas de flujo menores a 10 metros por día. Este tipo de filtros son utilizados extensamente en Europa donde son utilizados filtros naturales de arena en las orillas de los ríos. También son usados casi exclusivamente en país en desarrollo. Los filtros

Tabla 3.14 Clasificación de filtros empacados según su pretratamiento

Tipo de filtración	Condiciones del pre-tratamiento
Filtración convencional	Coagulación con sulfato de aluminio o cloruro férrico seguida de floculación y sedimentación. Puede tratar agua con turbiedad > 1 000 UNT
Filtración directa	Coagulación con sulfato de aluminio o cloruro férrico y polímero seguida de floculación, sin sedimentación. Limitado a agua con turbiedad <15 UNT.
Filtración en línea	Coagulación con sulfato de aluminio o cloruro férrico. Floculación incidental. No hay sedimentación. Limitado a agua con turbiedad <10 UNT.

Tabla 3.15 Clasificación por el tipo de medio filtrante

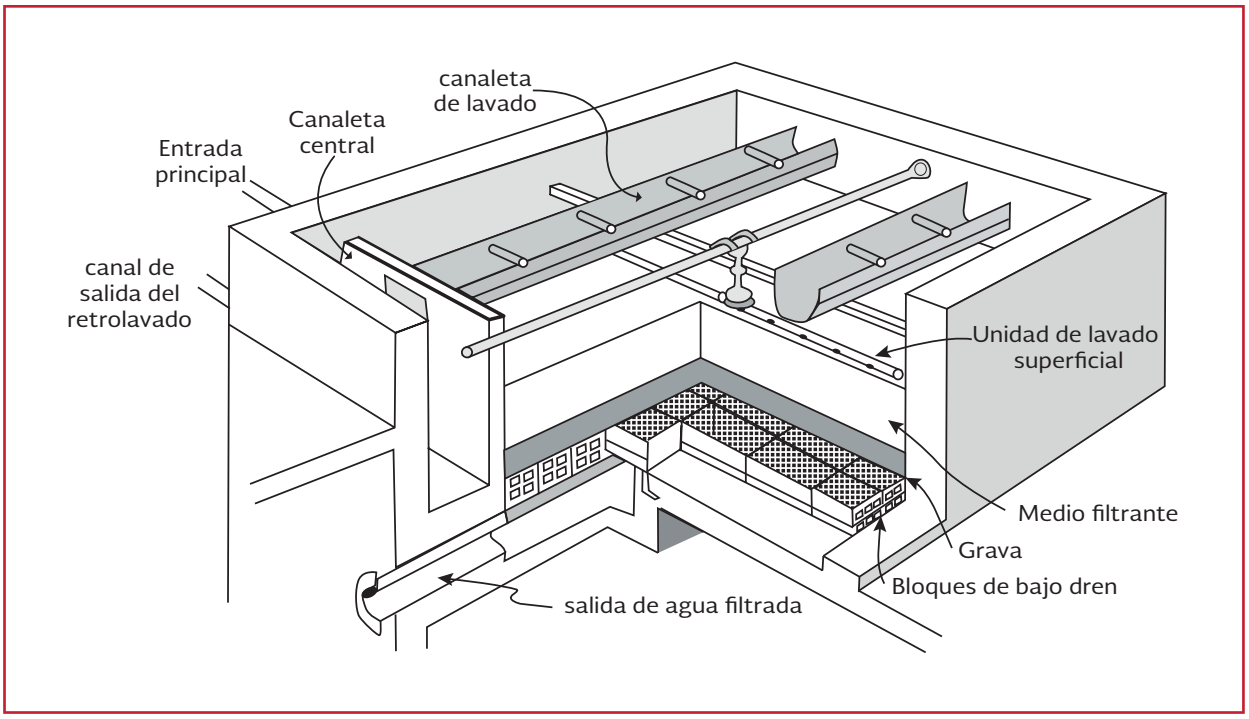
Clasificación del filtro	Descripción
Mono-medio o un solo medio	Es sólo una capa de material filtrante, usualmente es arena, el espesor de la cama está entre los 0.6 a 0.76 metros. Este fue el primer tipo de filtro y son superados en eficiencia por los otros tipos de filtro.
Mono-medio de cama profunda	Es también un solo material filtrante, usualmente es antracita o carbón activado. Tienen un espesor de lecho de 1.5 a 1.8 metros. Son usados para grandes tasas de filtración cuando la calidad de agua de abastecimiento puede ser controlada o es constante.
Medio dual o dos medios	Son dos capas de medio filtrante. Anteriormente era un diseño hecho con una capa superior de entre 0.45 a 0.6 m de antracita. La capa de inferior tiene un espesor de 0.23 a 0.3 m de arena. Actualmente es común utilizar una capa de antracita de entre 1.5 a 1.8 m y en ocasiones se utiliza carbón activado en la parte superior.
Tri-medios o medios mezclados	Son tres medios filtrantes, típicamente antracita en la parte superior, arena en medio y grava en la parte inferior. La antracita tiene un espesor recomendado de 0.45 a 0.6 m, la arena de 0.23 a 0.3 m y la grava de 0.1 a 0.15 metros.

rápidos operan a una tasa de filtración de 120 $m \cdot d^{-1}$ aproximadamente y los filtros de alta-tasa operan a tasas mayores de 240 metros por día. Ambos filtros se usan extensivamente en los EUA y la construcción de estos sistemas es muy similar. El medio de filtración se soporta en una cama de grava y un sistema de bajo dren, que se encarga de colectar el agua filtrada. Durante el retrolavado, el sistema de bajo dren sirve para distribuir el agua por el medio filtrante (Qasim *et al.*, 2000). En la Ilustración 3.15 se muestra un esquema de un filtro a gravedad (Mackenzi, 2010).

Clasificación basada en la fuerza impulsora

Los filtros para el tratamiento de agua también se pueden clasificar como filtros a gravedad o a presión. La diferencia entre los dos sistemas es la fuerza requerida para hacer pasar el agua a través del medio y el tipo de estructura donde se contiene el medio filtrante. Los filtros a gra-

Ilustración 3.15 Configuración típica de un filtro a gravedad



vedad usualmente requieren 2 o 3 m de carga hidráulica y el medio filtrante es situado en tanques abiertos de concreto o acero. Los filtros a presión usualmente requieren mayor carga hidráulica y están contenidos en tanques cerrados de acero. Debido al costo de construcción de los filtros a presión, típicamente son utilizados en plantas pequeñas, mientras que los filtros a gravedad son utilizados tantos en plantas grandes y pequeñas (Qasim *et al.*, 2000).

Clasificación basada en la dirección de flujo

También, se puede clasificar a los sistemas de filtración según su dirección de flujo: descendente o ascendente. Siendo la filtración con flujo descendente la más común. En la filtración a flujo descendente, el agua debe atravesar la cama de medio y pasar al final por el sistema de bajo dren. En el caso de filtros de flujo ascendente, tienen el mismo arreglo que el anterior, el agua es introducida por el sistema de bajo dren, pasa por la cama de grava y después por el medio filtrante de arena. Es poco común el uso de este último tipo de filtros, pero algunas veces se usan en lechos de carbón activado granular.

Tipos y características de los medios filtrantes

Los materiales utilizados como medio filtrante son minerales granulados o procesados para conferirles ciertas características específicas. Los principales materiales filtrantes son arena, grava y antracita. La arena es un material constituido por dióxido de silicio, la grava es una mezcla de compuestos minerales que contiene una variedad de elementos y la antracita es un óxido de hierro y titanio. Algunas veces se llega a utilizar carbón activado para combinar la posibilidad de adsorber y filtrar en una misma etapa.

La eficiencia del filtro es una función de las características físicas de la cama filtrante que incluyen la porosidad del medio y la relación de profundidad y el diámetro del grano. La determinación de la apropiada profundidad del medio y el tamaño de partícula es básicamente una tarea del ingeniero de diseño. Actualmente, hay dos métodos para determinar estos parámetros 1) a través de una prueba piloto y 2) a través de experiencia de proyectos previos. El sistema de filtrado para el tratamiento de agua puede ir desde un diseño simple a uno complejo. Muchos de los diseños utilizan múltiples unidades filtrantes. Un sistema de filtrado es una caja, con un sistema de tuberías y válvulas que distribuyen el agua (Qasim *et al.*, 2000).

Caracterización del medio filtrante

El tamaño de grano, o mejor dicho la distribución del tamaño, afecta dos cosas, 1) el funcionamiento del proceso de filtración y 2) la eficiencia de remoción de material particulado. La distribución de tamaño y la variación es determinada por el paso del medio filtrante a través de una serie de tamices estandarizados de 0.037 mm (el más fino) hasta 5.66 mm (el de mayor tamaño). Una vez tamizado el material se determina el peso que es retenido en cada tamaño de tamiz y se hace una gráfica de distribución acumulada. Para muchos materiales naturales, la curva se aproxima a una geometría normalizada. El parámetro más común utilizado para determinar el tamaño de grano y su uniformidad es el tamaño efectivo (E) y el coeficiente de uniformidad (U). El tamaño efectivo es el percentil 10 (d_{10}), es decir, el 10 por ciento de una curva acumulado de pesos del medio contra tamaño de abertura de malla. El coeficiente de uniformidad es el valor correspondiente al cociente del

percentil 60 al percentil 10 (d_{60}/d_{10}) de la curva acumulada contra tamaño de abertura de malla.

Resistencia química

Se realiza para comprobar que los materiales no reaccionan con el agua a filtrar y también se determina la pérdida máxima de peso del material.

Friabilidad

Caracteriza la resistencia físico-mecánica del material, apreciando la cantidad del mismo que se mantiene utilizable después de la trituración, según la tecnología adecuada. Esto es importante para el proceso de lavado del filtro y su funcionamiento posterior, puesto que un material poco resistente desprende partículas muy finas, las cuales son retenidas en el medio, aumentando las pérdidas hidráulicas y reduciendo el ciclo de filtración.

Densidad del material

La velocidad de flujo a través de filtro y la velocidad de sedimentación durante y después del retrolavado son influenciadas por la densidad del material filtrante.

Dureza del material

La dureza está relacionada con la abrasión del medio. Se establece como una unidad de medida de la dureza llamada Moh, dando al talco un valor de 1 y al diamante de diez. La arena y grava son lo suficiente duras para no verse afectados por la abrasión, pero la antracita y el carbón activado son fáciles de pulverizar. La antracita esta debe cumplir con un valor Moh de 2.7 entre sus especificaciones.

Porosidad del lecho filtrante

El lecho filtrante debe tener cierta porosidad para que no exista una gran pérdida de carga. La porosidad está relacionada con el espacio libre existente entre un gránulo y otro por donde el fluido puede pasar, esa fracción de espacio libre es expresada en función del volumen total que ocupa la cama de material granular y se puede calcular mediante la siguiente ecuación.

$$\varepsilon = \frac{V_V}{V_T} = \frac{V_T - V_M}{V_T}$$ Ecuación 3.21

Donde:

ε = porosidad, adimensional

V_V = volumen vacío de la cama de material, m^3

V_T = volumen total en la cama de material, m^3

V_M = volumen promedio del medio filtrante, m^3

La porosidad un lecho filtrante está entre un rango de 40 a 60 por ciento, dependiendo del tipo y forma del gránulo.

Área específica de la cama de material

Es definido como el área total superficial de la cama granular dividido entre el volumen de la cama, expresado por la siguiente ecuación.

$$S = \frac{(numero\ de\ granulos)(\text{área sup}erficial\ de\ cada\ granulo)}{vlumen\ total\ de\ la\ cama\ de\ filtrado}$$

Ecuación 3.22

Donde:

V_V = área superficial, m^{-1}

En un medio uniforme con un solo material, si es esférico el granulo se calcula el área superficial como

$$S = \frac{6(1-\varepsilon)}{d}$$ Ecuación 3.23

Donde:

d = diámetro de la esfera, m

Velocidad de sedimentación del medio

El fundamento para la sedimentación de un grano de medio filtrante se basa en la ley de Newton, que supone que las partículas son esféricas con diámetros homogéneos. Cuando una partícula sedimenta, va acelerándose, hasta que las fuerzas que provocan la sedimentación, en particular el peso específico de la partícula, se equilibran con la resistencia o fuerza de fricción ofrecidas por el líquido y ocurre la sedimentación a velocidad constante v_s. Esta velocidad terminal se calcula por la siguiente ecuación.

$$v_s = \sqrt{\frac{3}{4} * \frac{dg}{C_D}} * \frac{\rho_s - \rho}{\rho} = \sqrt{\frac{3}{4} * \frac{dg}{C_D}} * (S_g - 1)$$

Ecuación 3.24

Donde:

v_s = velocidad de sedimentación, $m \cdot s^{-1}$
d = diámetro de la partícula, m
g = aceleración de la gravedad, $m \cdot s^{-2}$
S_g = gravedad específica de la partícula
ρ_s = densidad de sólidos, $kg \cdot m^{-3}$
ρ = densidad del agua, $kg \cdot m^{-3}$

La Tabla 3.16 muestra las principales propiedades de los materiales filtrantes más utilizados (Mackenzi, 2010).

Problemas de operación en la filtración

La operación de los filtros está relacionada con el control de la velocidad de filtración y el control de la calidad del efluente. La medición de la pérdida de carga permitirá al operador tener control sobre las rutinas de mantenimiento y eficiencia de las unidades.

Los dos problemas más comunes en los filtros son la formación de bolas de lodo y la genera-

Tabla 3.16 Propiedades típicas del medio filtrante

Propiedad	Antracita	GAC	Grava	Ilmenita	Arena
Tamaño efectivo, mm	0.45-0.55[a] 0.8-1.2[b]	0.8-1.0	0.2-0.4	0.2-0.4	0.3-0.6
Coeficiente de uniformidad	≤ 1.65[a] ≤1.85[b]	1.3-2.4	1.3-1.7	1.3-1.7	1.3-1.8
Dureza, Moh	2-3	Muy baja	6.5-7.5	5-6	7
Porosidad	0.50-0.60	0.50	0.45-58	ND*	0.40-0.47
Gravedad específica	1.5-1.75	1.3-1.7	3.6-4.2	4.2-5.0	2.55-2.65
Esfericidad	0.46-0.60	0.75	0.60	ND*	0.7-0.8

Notas:
a -Cuando es usado solo
b -Cuando es usado en medios duales
*no disponible

ción de burbujas de aire en el lecho. La formación de bolas de lodo usualmente es causada por un inadecuado retrolavado o por una errónea selección del medio. Los filtros de un solo medio históricamente han mostrado una mayor tendencia a la formación de bolas de lodo que los filtros duales o de medio mezclado. El lavado superficial, lavado sub-superficial o la inyección de aire antes y durante el retrolavado reducen la formación de bolas de lodo en los lechos filtrante. Una vez que se han formado las bolas de lodo, la manera más efectiva para removerlas es sacando el medio y limpiarlo o reemplazándolo.

La pérdida de carga final puede llegar a ser tan grande que provoque una presión hidrostática negativa, que puede ocasionar el taponamiento del filtro por la formación de burbujas, las cuales pueden ocupar los poros del medio filtrante, disminuyendo el área por donde el agua puede pasar, con un consiguiente aumento en la pérdida de carga.

La formación de burbujas en el lecho filtrante es causada por un inapropiado diseño hidráulico del sistema de filtración. Las posibles soluciones a este problema son:

- Reemplazar el medio filtrante con uno de diferente granulometría
- Reducir la máxima tasa de flujo a través del filtro
- Inducir una pérdida de carga adicional en el efluente del filtro, para aumentar el gradiente hidráulico en el lecho filtrante

Selección del tipo de filtro y forma de operación

Antes de diseñar un sistema de filtración, los ingenieros deben establecer el tipo de filtro, tamaño y número de filtros, tasa de filtración, pérdida de carga permisible, tasa de filtración, características del lecho filtrante, tipo de sistema de lavado, tipo de sistema de drenaje, etc. Estas consideraciones deben estar basadas incluyendo las siguientes condiciones.

1. Condiciones locales, como el clima, nivel de capacitación de los operadores y topografía de la planta
2. Regulaciones de construcción
3. Capacidad de la planta (ejemplo: la planta procesará 0.5 $m^3 \cdot s^{-1}$)
4. La calidad del agua suministrada al equipo; turbiedad, color, temperatura, concentración de oxígeno disuelto, presencia de algas, sabor y color, fluctuaciones en la calidad
5. La calidad final del proceso de tratamiento, esto es, que tipo de agua es la que se desea obtener al final del tratamiento
6. El tipo de tren de tratamiento: filtración convencional, directa, si se remueve hierro y manganeso, etc.
7. La condición de la planta y su efectivo uso del espacio
8. El capital inicial y el costo de mantenimiento
9. Propias preferencias
10. El potencial futuro de expansión de la planta y sus modificaciones

Modo de operación de los filtros

El flujo de agua a través en un sistema de filtración comúnmente permanece constante, sin embargo el flujo de agua en las unidades individuales de filtración puede ser variable. Algunos filtros son diseñados de modo que la tasa de flujo a través de una unidad individual decrezca con

respecto a la acumulación de sólidos en el medio. Tal tipo de sistema es conocido como filtro con tasa declinante.

Otras unidades de filtración usan un controlador externo llamado controlador de flujo para mantener un flujo constante a través de la unidad individual de filtración a pesar de la acumulación de sólidos en el filtro, estos equipos son conocidos como filtros de tasa constante.

También, algunos sistemas de filtración están diseñados para permitir una variación en el nivel en el canal de afluente o en el tanque debido al taponamiento del filtro. Estos sistemas son llamados filtros de nivel variable. Otros filtros son diseñados para mantener relativamente constate el nivel de afluente a pesar de la retención de sólidos en el medio (filtros de nivel constante).

Retrolavado

Las partículas depositadas en el lecho filtrante reducen la eficiencia del sistema, las cuales obstruyen el paso libre del agua por las porosidades del medio. Después de cierto tiempo de operación, es observado un incremento en la pérdida de carga en el filtro. Sin embargo, cuando es alcanzado un cierto límite de pérdida de carga establecido o cuando la eficiencia del sistema decae significativamente (aumento de la turbiedad o cualquier otro parámetro de control), es arrancado un proceso de retrolavado, el cual involucra el paso de agua a contracorriente con la finalidad de remover los sólidos que se han depositado en el medio. También, se puede iniciar un ciclo de retrolavado según el esquema de mantenimiento programado en la planta (Metcalf & Eddy, 2014).

Durante el retrolavado, el medio filtrante es expandido o fluidizado. Las partículas son separadas, incrementando el espacio entre ellas, por lo cual, se incrementa la porosidad. En este estado, la velocidad vertical del agua es aproximadamente igual a la velocidad de sedimentación del medio. Esto permite que los flocs más pequeños que tienen una menor velocidad de sedimentación sean removidos y lavados del medio filtrante. Para asegurar una adecuada operación del filtro, el ingeniero de diseño debe considerar 1) la velocidad de sedimentación del medio, 2) la tasa de retrolavado, 3) la pérdida de carga en el retrolavado, 4) la duración del ciclo de retrolavado y 5) la cantidad de agua requerida para el retrolavado.

3.1.4 Criterios y parámetros de diseño de los filtros empacados

En las Tablas 3.17 a 3.21 se presentan las dimensiones y criterios de diseño para filtros mono-medio, dual, tri-medio y filtro profundo con un solo medio (Mackenzi, 2010).

Medio filtrante

La distribución del tamaño de grano juega un papel importante en la pérdida de carga (un tamaño de grano grande minimiza la pérdida de carga) y la eficiencia de filtración (un tamaño pequeño retiene mejor las partículas). Los criterios de diseño primarios son el tamaño efectivo (E) y el coeficiente de uniformidad (U).

Un bajo coeficiente de uniformidad resulta en una mejor utilización del lecho de filtración. El

Tabla 3.17 Dimensiones recomendadas de filtros rápidos a gravedad

Parámetro	Rango de valores reportados	Comentario
Área del filtro	25-100 m^2	Máximo 200 m^2 en plantas muy grandes
Ancho de la celda	≤ 6 m	
Relación L/A	2:1 a 4:1	
Profundidad	4-8 m	Provee espacio para el bajo dren
Profundidad de la columna de agua	≥1.8 m	
Canaleta		
Ancho	0.4-2 m	
Profundidad	Varía desde la parte superior del medio hasta el bajo dren	

Tabla 3.18 Criterios de diseño de filtros de un solo medio o mono-medio

Parámetro	Rango reportado	Recomendado por GLUMRB	Recomendación
Arena			
Tamaño efectivo	0.35-0.7 mm	0.46-0.55 mm	
Coeficiente de uniformidad	1.3-1.8	≤ 1.65	
Factor de forma	0.7-0.95		
Porosidad	0.4-0.47		
Gravedad específica	2.65		
Profundidad del medio	0.6-0.75 m	≥0.6 m y ≤0.76 m	
Tasa de filtración	5-12 $m \cdot h^{-1}$		≤ 7.5 $m \cdot h^{-1}$
Tasa de retrolavado	30-60 $m \cdot h^{-1}$	≥37 $m \cdot h^{-1}$	
Duración del retrolavado	10-20 min	≥ 15 min	
Tasa de lavado superficial			
Brazos rotatorios	1.2-1.8 $m \cdot h^{-1}$	≥1.2 $m \cdot h^{-1}$	
Brazos fijos	4.9-10 $m \cdot h^{-1}$	≥4.9 $m \cdot h^{-1}$	
Aire a presión	Por etapas o un bafle especial		
Antracita			
Tamaño efectivo	0.7-0.75 mm	0.45-0.55 mm	
Coeficiente de uniformidad	1.3-1.8	≤ 1.65	
Factor de forma	0.46-0.73		
Porosidad	0.53-0.6		
Gravedad específica	1.45-1.75		
Profundidad del medio	0.6-0.75 m	≥0.6 m y ≤0.76 m	
Tasa de filtración	5-12 $m \cdot h^{-1}$		
Tasa de retrolavado	37-45 $m \cdot h^{-1}$	≥24 $m \cdot h^{-1}$	
Duración del retrolavado	10-20 min	≥ 15 min	
Bajo dren			
Tubos laterales	Si		
Bloques	Si		
Aire a presión	No		

Tabla 3.19 Criterios de diseño de filtros con medio dual

Parámetro	Rango reportado	Recomendado por GLUMRB	Recomendación
Antracita en la capa superior			
Tamaño efectivo	0.9-1.4 mm	0.8-1.2 mm	
Coeficiente de uniformidad	1.3-1.8	≤ 1.85	
Factor de forma	0.46-0.73		
Porosidad	0.53-0.6		
Gravedad específica	1.45-1.75		
Profundidad del medio	0.4-0.6 m	≥0.6 m y ≤0.76 m	
Arena en el fondo			
Tamaño efectivo	0.35-0.7 mm	0.45-0.55 mm	
Coeficiente de uniformidad	1.3-1.8	≤ 1.65	
Factor de forma	0.7-0.95		
Porosidad	0.4-0.47		
Gravedad específica	2.65		
Profundidad del medio	0.3-0.75 m	≥0.6 m y ≤0.76 m	
Tasa de filtración	7-20 $m \cdot h^{-1}$		≤ 15 m·h-1
Tasa de retrolavado	30-60 $m \cdot h^{-1}$	≥24 $m \cdot h^{-1}$	
Duración del retrolavado	10-20 min	≥ 15 min	
Tasa de lavado superficial			
Brazos rotatorios	1.2-1.8 $m \cdot h^{-1}$	≥1.2 $m \cdot h^{-1}$	
Brazos fijos	4.9-10 $m \cdot h^{-1}$	≥4.9 $m \cdot h^{-1}$	
Bajo dren			
Tubos laterales	Si		
Bloques	Si		
Aire a presión	No, si la profundidad total del medio es ≤ 0.75 m		
Aire a presión	0.6-1.5 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot min^{-1}$ si la profundidad total del medio es > 1m		

tamaño efectivo juega un papel significativo en la pérdida de carga. La estimación de la pérdida de carga cuando el filtro está limpio se puede usar para evaluar especificaciones alternativas del medio. Por ejemplo, un filtro limpio tiene una pérdida de carga en un rango de 0.3 a 0.6 metros. Una pérdida de carga mayor a 0.6 m implica que la tasa de filtración es muy alta y que el tamaño de grano es muy grande.

Se debe asegurar que todo el medio fluidifique en el retrolavado en filtros multimedio, para evitar el arrastre de un medio o sedimente. Las fuerzas de arrastre y gravitacional del grano de medio más pequeño y denso pueden balancearse con el grano de medio más grande y liviano comparando sus velocidades de sedimentación utilizando la ecuación de Stokes y resolviendo para la relación de diámetros mediante la siguiente ecuación.

$$\frac{d_1}{d_2} = \left[\frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho_2 - \rho}\right]^{0.667} \qquad \text{Ecuación 3.25}$$

Donde:

d_1 = diámetro de medio más ligero, m
d_2 = diámetro de medio más pesado, m

Tabla 3.20 Criterios de diseño de filtros con tres medios o tri-medio

Parámetro	Rango reportado	Recomendación
	Antracita en la capa superior	
Tamaño efectivo	0.9-1.4 mm	
Coeficiente de uniformidad	1.4-1.75	
Factor de forma	0.46-0.73	
Porosidad	0.53-0.6	
Gravedad específica	1.45-1.75	
Profundidad del medio	0.4-0.5 m	
	Arena en medio	
Tamaño efectivo	0.45-0.55 mm	
Coeficiente de uniformidad	1.4-1.65	
Factor de forma	0.7-0.95	
Porosidad	0.4-0.47	
Gravedad específica	2.65	
Profundidad del medio	0.15-0.3 m	
	Granate en el fondo	
Tamaño efectivo	0.2-0.35 mm	
Coeficiente de uniformidad	1.2-2	
Factor de forma	0.6	
Gravedad específica	3.6-4.2	
Profundidad del medio	0.075-0.15 m	
Tasa de filtración	10-25 $m \cdot h^{-1}$	≤ 15 $m \cdot h^{-1}$
Tasa de retrolavado	37-45 $m \cdot h^{-1}$	
Duración del retrolavado	10-20 min	≥ 15 min
	Tasa de lavado superficial	
Brazos rotatorios	1.2-1.8 $m \cdot h^{-1}$	
Brazos fijos	4.9-10 $m^{\cdot h^{-1}}$	
	Bajo dren	
Tubos laterales	Si	
Bloques	Si	
Aire a presión	No, si la profundidad total del medio es ≤ 0.75 m	
Aire a presión	0.6-1.5 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot min^{-1}$ si la profundidad total del medio es > 1 m	

ρ = densidad del agua kg m^{-3}

ρ_1 = densidad del medio con el diámetro d_1, $kg \cdot m^{-3}$

ρ_2 = densidad del medio con el diámetro d_2, $kg \cdot m^{-3}$

GLUMRB (2003) recomienda los siguientes tamaños efectivos y coeficientes de uniformidad:

- Para la arena, E entre 0.45-0.55 mm y U≤ 1.65
- Para antracita como monomedio, E entre 0.45-0.55 mm y U≤ 1.65

La Tabla 3.22 sugiere algunos valores de la relación profundidad del medio filtrante con respecto al tamaño efectivo (D/E) (Mackenzi, 2010).

Tabla 3.21 Criterios de diseño de filtros profundos de un solo medio

Parámetro	Rango reportado	Recomendación
	Antracita	
Tamaño efectivo	0.9-1 mm	
Coeficiente de uniformidad	1.4-1.7	
Factor de forma	0.46-0.73	
Porosidad	0.53-0.6	
Gravedad específica	1.45-1.75	
Profundidad del medio	0.9-1.8 m	
Tasa de filtración	10-25 $m \cdot h^{-1}$	≤ 15 $m \cdot h^{-1}$
Tasa de retrolavado	37-45 $m \cdot h^{-1}$	
Duración del retrolavado	15 min	≥ 15 min
	Tasa de lavado superficial	
Brazos rotatorios	1.2-1.8 $m \cdot h^{-1}$	≥ 1.2 $m \cdot h^{-1}$
Brazos fijos	4.9-10 $m \cdot h^{-1}$	≥ 4.9 $m \cdot h^{-1}$
	Bajo dren	
Tubos laterales	No	
Bloques	Si	
Aire a presión	Si	
Aire a presión	0.6-1.5 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot min^{-1}$	

Tabla 3.22 Profundidad del medio sugerido como función del tamaño efectivo

D/E	Aplicaciones
1,000	Medio filtrante arena ordinaria, mono-capa y medio dual
1,250	Típico arreglo tri-medio (carbón activado, arena y grava)
1,250-1,500	cama monomedio de material grueso (E = 1.2 a 1.4 mm)
1,500-2,000	Cama monomedio de material muy grueso(E = 1.5 a 2.0 mm)

3.1.5 Diseño de filtros de arena operados por gravedad

Información requerida para el diseño de sistemas de filtración

La siguiente información debe ser obtenida previamente al diseño de las instalaciones del sistema de filtración (Qasim *et al.*, 2000).

1. Información que debe ser obtenida de pruebas de tratabilidad
   a. Tasa de filtración
   b. Tasa de retrolavado
   c. Duración del ciclo de filtración
   d. Duración y tasa del lavado superficial
   e. Calidad del afluente y el efluente
2. Información que debe ser obtenida del diseño preliminar
   a. Flujo de diseño
   b. Número de unidades propuestas
   c. Un perfil hidráulico preliminar de las unidades propuestas ilustrando las pérdidas de carga a través del tren de tratamiento
   d. Tipo del medio filtrante
   e. Tipo del sistema de bajo dren
   f. Tipo de sistema de lavado superficial
   g. Manejo y disposición de las corriente

de residuos

3. Información que debe ser obtenida del sistema operador de la planta
   a. Preferencias con respecto al tipo de equipo y fabricante
   b. Preferencias con respecto al diseño de alguna instalación existente en la planta

Hidráulica del filtro

La hidráulica de los filtros es un aspecto importante en su diseño, la cual es compleja y no está completamente entendida. Están disponibles varias ecuaciones empíricas para predecir la pérdida de carga a través de un filtro limpio. Sin embargo, numerosos métodos para calcular la pérdida de carga en un filtro sucio también están disponibles. El método más confiable es estimar los parámetros hidráulicos de un sistema de filtración piloto con el agua en estudio.

Un aspecto importante en el comportamiento hidráulico del filtro es el régimen de flujo. El régimen en el medio granular es calculado por el número de Reynolds y se calcula como si el medio fuera esférico aplicando la siguiente ecuación.

$$N_{Re} = \frac{\rho v_s d}{\mu} \qquad \text{Ecuación 3.26}$$

Donde:

R_e = número de Reynolds alrededor de cada esfera, adimensional
ρ = densidad del agua, $kg \cdot m^{-3}$
v_s = tasa de filtración (velocidad superficial), $m \cdot s^{-1}$
d = diámetro medio del grano, m
μ = viscosidad absoluta, $kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}$

Pérdida de carga en un filtro granular limpio

Se han realizado numerosas ecuaciones empíricas y semi-empíricas para predecir el comportamiento en la pérdida de carga de un sistema de filtración cuando está limpio. En la Tabla 3.23 se muestran algunas de esas ecuaciones Cada una de estas ecuaciones requiere la estimación de algunos parámetros del medio como la porosidad o el coeficiente de rugosidad. Para estimar estos parámetros, se deben conocer el tamaño, forma y el coeficiente de uniformidad del medio granular.

Pérdida de carga en un filtro granular en operación

Durante las corridas de filtración, las partículas son depositadas en los poros del lecho filtrante y causan un decremento en la porosidad del medio y un incremento en la pérdida de carga a través del filtro. El ingeniero de diseño debe predecir la pérdida de carga de un filtro al final de una corrida de filtración. La pérdida de carga final después de una corrida puede ser calculada con cualquiera de las ecuaciones mostradas en la Tabla 3.23 y además, calculando la porosidad del medio al final de la corrida. El cambio promedio en la porosidad puede ser estimada asumiendo que el volumen de partículas removidas es igual a la reducción del volumen de los poros. Sin embargo, este método es inexacto en la estimación del cambio de la porosidad en filtros con varias capas de medio. Típicamente, los filtros producen satisfactorios niveles de turbiedad durante una corrida en la cual se ha alcanzado una pérdida de carga de hasta 2 o 3 metros. Estimaciones más exactas de la máxima pérdida de carga se pueden determinar mediante estudios piloto, calibrando las variables de la ecuación Carmen-Kozeny (Ecuación 3.27).

Tabla 3.23 Ecuaciones usadas para calcular la pérdida de carga a través de un material granular poroso

Ecuación		Número de ecuación
Carmen-Kozeny	$h_L = \frac{f}{\Phi}\frac{1-\epsilon}{\epsilon^3}\frac{L}{d}\frac{v^2}{g}$	Ecuación 3.27
Fair-Hatch	$h_L = k^2 VS^2\frac{(1-e)^2}{e^3}\frac{L}{d^2}\frac{v}{g}$	Ecuación 3.28
Rose	$h_L = \frac{1.067}{\Phi}C_d\frac{1}{e^4}\frac{L}{d}\frac{v^2}{g}$	Ecuación 3.29
Hazen	$h_L = \frac{1}{C}\frac{5.2x10^6}{T+10}\frac{L}{d_{10}^2}v$	Ecuación 3.30

Dentro de las recomendaciones para determinar un valor de pérdida de carga al final de una corrida, se debe contemplar las pérdidas de carga provenientes del sistema de tuberías que distribuyen el afluente y efluente, de las válvulas controladoras de flujo y demás accesorios. También, se debe tomar en cuenta la pérdida de carga presentada por la grava que sirve de soporte del medio. El sistema de bajo dren usualmente está compuesto por una red de tuberías que tienen orificios para captar el agua, lo que ocasiona un aumento en la pérdida de carga. Existen diversos sistemas para recolectar el agua tratada, y para conocer la pérdida de carga de cada uno es recomendable consultar al proveedor.

Donde:

- h_L = pérdida de carga, m
- N_{Re} = número de Reynolds, adimensional (es menor a 1 en régimen laminar y entre 1 a 104 en régimen en transición o turbulento)
- C_D = Coeficiente de arrastre
- f = factor de fricción
- C = coeficiente de rugosidad (600-1200)
- d_{10} = tamaño efectivo del medio, mm
- e = porosidad (usualmente 0.4 a 0.5)
- g = aceleración de la gravedad, (9.81 m·s^{-2})
- k = constante de filtración, adimensional (con un valor de 5 basado en la abertura del tamiz o 6 basado en el tamaño de la separación)
- L = profundidad del medio, m
- S = factor de forma (varía entre 6 para partículas esféricas y 8.5 para material irregular)
- T = temperatura, ° F
- v = velocidad de filtración, m·s^{-1}
- V = viscosidad cinemática, m^2·s^{-1}
- Φ = factor de esfericidad, adimensional (1 para esferas, 0.82 para arena redonda, 0.74 para antracita aplanada y arena angular)

$$f = 150\frac{1-e}{N_{Re}} + 1.75 \qquad \text{Ecuación 3.31}$$

Para régimen laminar

$$C_D = \frac{24}{N_{Re}} \qquad \text{Ecuación 3.32}$$

Para régimen en transición o turbulento

$$C_D = \frac{24}{N_{Re}} + \frac{3}{\sqrt{N_{Re}}} + 34 \qquad \text{Ecuación 3.33}$$

Número de unidades de filtración

Para plantas pequeñas con capacidad de alrededor de 8,000 $m^3 \cdot d^{-1}$, el número mínimo de filtros es de dos. Para plantas con un una capacidad de diseño mayor que 8,000 $m^3 \cdot d^{-1}$, el número mínimo de filtros recomendados es cuatro. Una regla para estimar el número de filtros a usar es la sugerida por Kawamura, 2000:

$$N = 0.0195Q^{0.5} \qquad \text{Ecuación 3.34}$$

Donde:

N = número total de filtros
Q = Caudal máximo de diseño, $m^3 \cdot d^{-1}$

Tasa de filtración

En las plantas con pocos sistemas de filtración, la tasa de filtración se incrementa drásticamente cuando uno de los filtros es puesto fuera de servicio para el retrolavado o mantenimiento. Este súbito incremento en la tasa de filtración resulta en un incremento en la turbiedad del efluente. Esta condición debe ser analizada cuando es seleccionada la tasa de filtración.

El costo o capital del diseño del filtro está directamente relacionado con la tasa de filtración porque una alta tasa resulta en una menor área de filtro. Con una adecuada operación en la coagulación-floculación (con adición de polímero), buena sedimentación y un filtro dual se puede alcanzar satisfactoriamente una tasa de filtración por arriba de 25 $m \cdot h^{-1}$ (25 $m^3 \cdot m^2 \cdot h^{-1}$ o 600 $m^3 \cdot m^2 \cdot d^{-1}$). Sin embargo, con una inadecuada coagulación y sin polímero, la calidad del filtrado tiende a decaer cuando la tasa de filtración es mayor que 12.5 metros por hora.

De manera más conservadora, la tasa de filtración de diseño está entre 7.5 $m \cdot h^{-1}$ para filtros rápidos de arena, 15 $m \cdot h^{-1}$ para filtros duales, 25 $m \cdot h^{-1}$ para filtros profundos monomedio que utilizan un polímero como ayudante. En la Tabla 3.24 se presentan valores de pérdida de carga con respecto a la tasa de filtración (Mackenzi, 2010).

El área superficial de un filtro puede estimarse de acuerdo a la siguiente ecuación.

$$A_S = \frac{Q}{Nq} \qquad \text{Ecuación 3.35}$$

Donde:

A = área superficial de cada filtro, m^2
Q = Caudal máximo de entrada, $m^3 \cdot d^{-1}$
N = número de filtros
q = tasa de filtración, $m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$

Aunque algunas plantas grandes utilizan filtros con áreas de 200 m^2, el rango general está entre 25 a 100 m^2 con un promedio de 50 m^2 (Kawamura, 2000).

Tabla 3.24 Pérdida de carga para filtros limpios de uno y dos medios

Tipo de lecho filtrante	Tasa de filtración $m \cdot h^{-1}$	Pérdida de carga, m
Filtro rápido con arena	5	0.3
Filtro rápido con arena	7.5	0.45
Filtro dual	10	0.3
Filtro dual	12.5	0.45
Filtro dual	20	0.6
Filtro dual	25	0.75

Los filtros son generalmente compuestos por dos celdas que forman la cama del filtro. Generalmente, el canal de agua es el que divide la cama en dos celdas. El ancho del filtro debe ser menor a 6 metros. El largo sugerido es una relación largo/ancho en el rango de 2:1 a 4:1 (Kawamura, 2000).

El filtro debe tener una profundidad de 4 a 8 m para proveer espacio para el sistema de drenaje, el espacio para los medios filtrantes y la altura de la columna de agua necesaria para vencer la pérdida de presión.

Soporte de medio filtrante y bajo dren

El sistema de drenaje tiene la función de soportar el medio filtrante, colectar el agua y distribuir el agua de retrolavado, y en el caso especial, de distribuir el aire a presión cuando el retrolavado lo requiere.

Para evitar la obstrucción del sistema de drenaje con el medio filtrante, varias capas de grava (como soporte del medio filtrante) son puestas entre el sistema de drenaje y el medio. La Tabla 3.25 muestra las especificaciones dadas por GLUMRB (2003) para grava graduada para uso como soporte de medio filtrante. Existen 5 tipos de sistemas de drenaje: sistema colector por tubería, por bloques, cribado, falso fondo con toberas y fondo poroso.

Los sistemas con tuberías laterales perforadas fueron muy utilizados por sus bajo costo. Pero presentaban problemas por su relativa alta pérdida de carga y su pobre distribución del agua de retrolavado, reduciendo su aplicación. Los sistemas de tubería requieren soporte con grava.

Un sistema de drenaje por bloques contiene orificios con diámetros de 6 mm en la cara superior del bloque. Es requerido un soporte para la grava en estos sistemas, para evitar su arrastre con el efluente. No se puede utilizar aire a presión con este sistema. Existe una variación de este sistema con bloques de polietileno al cual es posible incorporar aireación a presión. En la Ilustración 3.16, se muestran algunos sistemas de drenaje por bloques.

Los sistemas de criba son diseñados para no usar soporte de grava. No se puede utilizar aireación a presión en este sistema. En los sistemas de falso fondo con toberas se usan principalmente con aire y agua. Las pequeñas rendijas en las toberas eliminan la utilización del soporte de grava.

Los sistemas de fondo poroso son construidos con placas de óxido de aluminio con un pequeño tamaño de poro. Los poros son susceptibles a taponearse, por lo cual no es recomendable este

Tabla 3.25 Especificaciones de clasificación de grano

De la capa superior hacia abajo: Arena torpedo: 8 cm de profundiad, E = 0.8 mm, U≤1.7. Mínimo cuatro capas de gravilla de las siguientes. Rango de tamaño, mm	Profundidad, mm
3-6	50-75
5-12	50-75
12-20	75-125
20-40	75-125
40-65	125-200

Ilustración 3.16 Sistemas de drenaje por bloques para recolección de agua filtrada

sistema en plantas de ablandamiento o para remoción de hierro y manganeso.

El sistema de drenaje es importante en el diseño del filtro, y es un elemento crucial en la remoción de turbiedad antes de la desinfección. Debe tener buena resistencia física y que su instalación y mantenimiento sean sencillos. Ninguno sistema de drenaje está libre de desventajas, pero muchos de los problemas pueden evitarse si se selecciona una tecnología probada. Se recomienda una inspección detalla durante y después de la instalación, pero también antes de depositar el medio filtrante.

La pérdida de carga durante la filtración o retrolavado está en el orden de 0.1 a 0.3 m para sistema de drenaje moderno. Los sistemas con tuberías laterales perforadas tiene una pérdida de carga mayor a 0.6 m en el retrolavado. Durante la filtración la pérdida de carga es despreciable, ya que los conductos están dimensionados para que soporten el retrolavado, la cual opera a tasas mayores que la filtración.

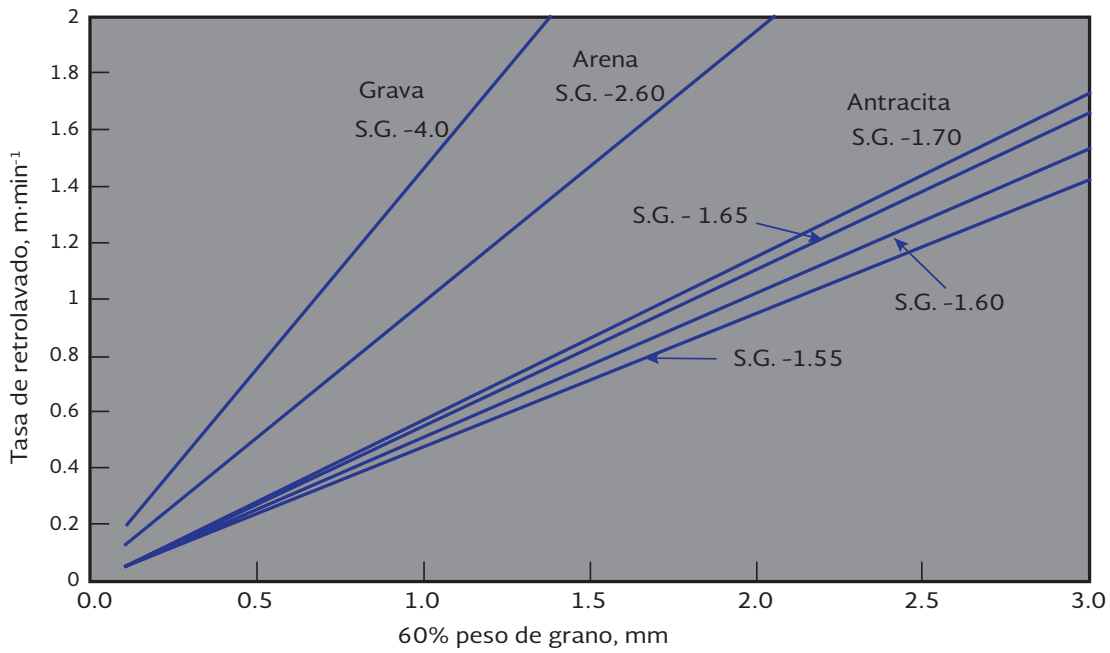
Retrolavado

La necesidad del retrolavado está indicada por uno de los tres criterios:

1. Se alcanzó la pérdida de carga máxima de diseño o se alcanzó un valor entre 2.4 a 3 m
2. La turbiedad del efluente alcanzó los límites establecidos
3. El tiempo límite de operación se ha alcanzado, usualmente en el rango de los 3 o 4 d

El sistema tradicional de retrolavado en los EUA es un bombeo de agua a flujo ascendente hasta alcanzar la fluidificación del lecho. El agua de retrolavado es introducida por el sistema de drenaje. La cama de medio se expande conforme se va incrementando el flujo de agua. El retrolavado es continuo hasta que el agua de lavado sale razonablemente clara. La Ilustración 3.17 se puede utilizar para estimar una apropiada tasa de retrolavado (Mackenzi, 2010). El aumento de la temperatura del agua de lavado en un grado Celsius implica un incremento del 2 por ciento en la tasa de retrolavado para evitar la reducción de la expansión de la cama de medio. El sistema de lavado debe diseñarse con base en la mayor temperatura del agua de lavado. Los volúmenes típicos para lavado son del rango de 4 a 8 m^3 de agua por m^2 de área superficial de lecho. Debe preverse que el tanque de almacenamiento de agua para lavado tenga la capacidad para 2 retrolavados (Kawamura, 2000).

Ilustración 3.17 Guía de tasa de retrolavado, temperatura 10°C, S.G. = gravedad específica



Para filtros de arena, el flujo de retrolavado está entre los 30 a 60 m·h^{-1} por periodos de 10 a 20 minutos. El factor que limita la elección de una tasa de retrolavado es la estimación de la velocidad de sedimentación del grano más pequeño retenido por el filtro.

Otro criterio de diseño muy usado es asegurarse que el más grande, o el percentil 90 (d_{90}), o las partículas más grandes son fluidificadas. En un filtro dual, el d_{90} de la antracita es considerado el mayor tamaño de diámetro de partícula. Fluidificando esta partícula durante el retrolavado, estamos asegurando remover toda la cama filtrante y que esta partícula no sedimentará en el fondo del filtro, permitiendo la estratificación de los granos después de que sea completado el retrolavado.

GLUMRB (2003) recomienda las siguientes especificaciones para el retrolavado del filtro:

- Una mínima tasa de flujo de 37 m·h^{-1} consistente con la temperatura y la gravedad específica del medio
- Una tasa de flujo de 50 m·h^{-1} o la necesaria para proveer el 50 por ciento de la expansión de la cama
- Una tasa de flujo de 24 m·h^{-1} para un filtro profundo de antracita o de carbón activado granular

Las alternativas al retrolavado son: a) Retrolavado con agua y lavado superficial, b) Retrolavado con agua y aire.

Dos sistemas básicos de lavado superficial son: un sistema de rejilla fija o de brazos rotatorios. Los sistemas de lavado superficial inyectan agua a presión sobre la superficie del medio desde alrededor de 2.5 a 5 cm sobre la superficie. Son operados por 1 o 2 minutos antes del retrolavado a contracorriente y continúan operando has-

ta cerca de 2 o 3 minutos antes del término del retrolavado. El sistema de lavado superficial de lavado se ha usado por más de 50 años y ha probado su efectividad. GLUMRB (2003) especifica una presión de agua de al menos 310 kPa y una tasa de flujo de 4.9 $m \cdot h^{-1}$ para sistema con toberas fijas o 1.2 $m \cdot h^{-1}$ para sistema de brazos rotatorios.

El aire a presión se suministra a través del sistema de drenaje. Kawamura, 2000 reporta que el aire a presión solo agita los 15 a 25 cm del lecho y que no es recomendada cuando el lecho del filtro tiene una profundidad menor a 0,75 m debido a que el lavado superficial puede proveer una buena limpieza. El sistema de aire complica el diseño y construcción del filtro porque, requiere la adicción de equipos auxiliares que incluye sopladores de aire, tuberías de aire y controladores. El sistema de aire requiere una cuidadosa operación para evitar pérdidas de medio y evitar el potencial movimiento del medio de soporte.

Para un sistema de aire, GLUMRB (2003) recomienda un flujo de aire de 0.9 a 1.5 m^3 de aire $min^{-1} \cdot m^{-2}$ de área de filtro. Además, el flujo de retrolavado debe ser variable de entre 20 a 37 $m \cdot h^{-1}$, para poder utilizar una menor tasa cuando la aireación está en operación.

El agua del retrolavado se recupera y es enviado al inicio de la planta para su tratamiento ya que representa entre el 1 al 5 por ciento del total de la producción. Por lo tanto, es una manera de ahorrar agua, así como químicos y costos en la energía en su producción.

Flujo de retrolavado

El propósito del retrolavado es remover los flóculos depositados en la cama de filtración sin arrastrar al medio fuera del filtro. Por lo tanto, la velocidad de ascensión del agua de lavado debe ser mayor que la velocidad de sedimentación del flóculo, pero menor o igual a la velocidad de sedimentación del medio. La velocidad de sedimentación del flóculo se ha encontrado en un rango de 2.5 a 25 centimetros por minuto. Un flujo mínimo de retrolavado de 30 centímetros por minuto.

La velocidad de sedimentación se puede calcular por la ecuación de Newton. Para un agua a 20°C de temperatura, la ecuación de Newton se reduce a la Ecuación 3.36 para la arena (gravedad específica de 2.61) y la Ecuación 3.40 para la antracita (gravedad específica de 1.5).

$$v_s = 10\, d_{60}\ para\ la\ arena \qquad \text{Ecuación 3.36}$$

$$v_s = 4.7\, d_{60}\ para\ la\ antracita \qquad \text{Ecuación 3.37}$$

Donde:

v_s = velocidad terminal de sedimentación, $m \cdot min^{-1}$

d_{60} = es el tamaño estándar de abertura de la malla donde pasa el 60 por ciento del peso del material del medio, m

Estudios muestran una mayor eficiencia de retrolavado con flujos aproximadamente iguales al 10 por ciento de la velocidad terminal de sedimentación del medio filtrante. Por lo tanto, la tasa de retrolavado (U_b) a 20 °C, utilizando arena y antracita se calcula mediante las siguientes ecuaciones.

$$U_b = d_{60}\ para\ la\ arena \qquad \text{Ecuación 3.38}$$

$$U_b = 0.47\, d_{60}\ para\ la\ antracita \qquad \text{Ecuación 3.39}$$

El ajuste por temperatura de la tasa de retrolavado se calcula usando la Ecuación 3.40.

$$U_{bT} = U_{b20} * \mu_T^{1/3} \qquad \text{Ecuación 3.40}$$

Donde:

U_{bT} = tasa de retrolavado a temperatura T ºC, m·min^{-1}
U_{b20} = tasa de retrolavado a 20ºC, m·min^{-1}
μ_T = viscosidad absoluta a temperatura T º C, N·s·m^{-2} o kg·m^{-1}·s^{-1}

Porosidad del lecho expandido

La cuantificación de la porosidad del lecho expandido (e_{eb}) es una función de la velocidad de sedimentación de las partículas y de la velocidad de retrolavado. Un incremento en la velocidad de retrolavado resulta en una mayor expansión del lecho de medio. Una ecuación usada para relacionar la expansión del lecho con la velocidad de sedimentación es la siguiente.

$$e_{eb} = \left(\frac{U_b}{v_s}\right)^{0.22} \qquad \text{Ecuación 3.41}$$

Donde:

e_{eb} = porosidad del lecho expandido
v_S = velocidad promedio de sedimentación, m·s^{-1}

Expansión del lecho durante el retrolavado

El cálculo de la expansión del lecho durante el retrolavado se realiza mediante la siguiente ecuación.

$$L_{fb} = \frac{(1-e)L}{1-e_{eb}} \qquad \text{Ecuación 3.42}$$

Donde:

L_{fb} = altura del lecho expandida, m
L = altura del lecho sin expandir, m

Pérdida de carga durante el retrolavado

La pérdida de carga debido al flujo de agua a través del lecho fluidificado es igual al peso del soporte del medio y se expresa generalmente como:

$$h_L = L(1-e)(S_g - 1) \qquad \text{Ecuación 3.43}$$

Donde:

h_L = pérdida de carga durante el retrolavado, m
e = porosidad del lecho limpio estratificado (sin fluidificar)
L = profundidad del lecho estratificado, m
S_g = gravedad específica del medio

Pérdida de carga en el bajo dren

La pérdida de carga en el bajo dren del filtro se calcula con base en la siguiente ecuación:

$$h_L = k_1 v^2 \qquad \text{Ecuación 3.44}$$

Donde:

k_1 = constante de pérdida de carga específica para el sistema de bajo dren a utilizar, dado por el proveedor
v = tasa de filtración, m·h^{-1}

Duración del retrolavado

El ciclo de retrolavado se debe extender lo suficiente para limpiar el lecho filtrante. El tiem-

po necesario para completar esto depende de 1) la naturaleza del flóculo, 2) si se utiliza aire a presión o lavado superficial, 3) la geometría del lecho filtrante y de las canaletas de lavado. Usualmente, el ciclo de retrolavado tarda de 8 a 15 minutos. La cantidad de agua utilizada en el retrolavado depende de la duración y de la tasa de retrolavado.

Lavado superficial

El propósito de los sistemas de lavado superficial es proveer una máxima agitación en la zona superior del lecho filtrante, donde se espera que ocurra la mayor acumulación de sólidos. Esto se realiza mediante la inyección de agua a través de toberas localizadas en colectores de tuberías fijos o en brazos rotatorios. La inyección de agua a alta presión provee turbulencia sin incrementar la velocidad vertical de retrolavado, De este modo, se prevé el arrastre del medio. La turbulencia creada por el lavado superficial se puede determinar por la siguiente ecuación.

$$G_{sW} = \left(\frac{\Delta h g v_s \rho_w}{\mu \alpha L_e} \right)^{1/2} \qquad \text{Ecuación 3.45}$$

Donde:

G_{sW} = gradiente de velocidad dada por el lavado superficial a chorro con agua, s^{-1}
v_s = tasa de retrolavado, $m \cdot s^{-1}$
Λh = carga hidráulica aplicada al medio por el sistema de lavado superficial, m
α = coeficiente 0.25 para lavado superficial, 0.5 para un sistema de brazo duales o lavado subsuperficial.
L_e = profundidad del lecho expandido, m
μ = viscosidad absoluta, $N \cdot s \cdot m^{-2}$ o $kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}$

Los sistemas de brazos rotatorios descargan desde 1.2 a 2.4 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$ y desde 5 a 10 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$ los sistemas con brazos fijos. Las cargas hidráulicas típicas de operación son de 350 a 520 kilopascales. Las toberas están situadas desde 2.5 a 5 cm por debajo del lecho filtrante. También pueden estar situadas arriba de la interface arena/antracita en filtros de medio dual (debido que en esta zona es la mayor concentración de sólidos). El lavado superficial es iniciado 1 a 3 minutos antes del arranque del ciclo de retrolavado y parado 5 a 10 minutos antes del termino del ciclo de retrolavado. Típicamente, gradientes de velocidad entre 1100 a 1300 s^{-1} son usados para remover flóculos duros compactados.

Retrolavado con aire a presión

Valores típicos de flujo de aire en filtros con monomedio y tamaños pequeños de grano (tamaño efectivo de 0.5 mm) están entre 18 a 36 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$, seguida de agua (12 a 20 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$). Para filtros duales (tamaño efectivo de are de 0.5 mm y de antracita 1 mm), es comúnmente utilizado un flujo alto de aire de 55 hasta 91 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$, seguido de retrolavado con agua (37 hasta 49 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$). Si el retrolavado con aire y agua se realizan simultáneamente en filtros con arena grande (1 mm de tamaño efectivo), se usan comúnmente flujos de aire desde 37 a 73 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$, con un flujo de agua (15 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$). Para que el medio se estratifique adecuadamente, el flujo de aire debe detenerse unos minutos antes de finalizar el ciclo de retrolavado.

Canaletas de lavado

Las canaletas pueden estar hechas de fibra de vidrio reforzado con plástico (FVRP), acero inoxi-

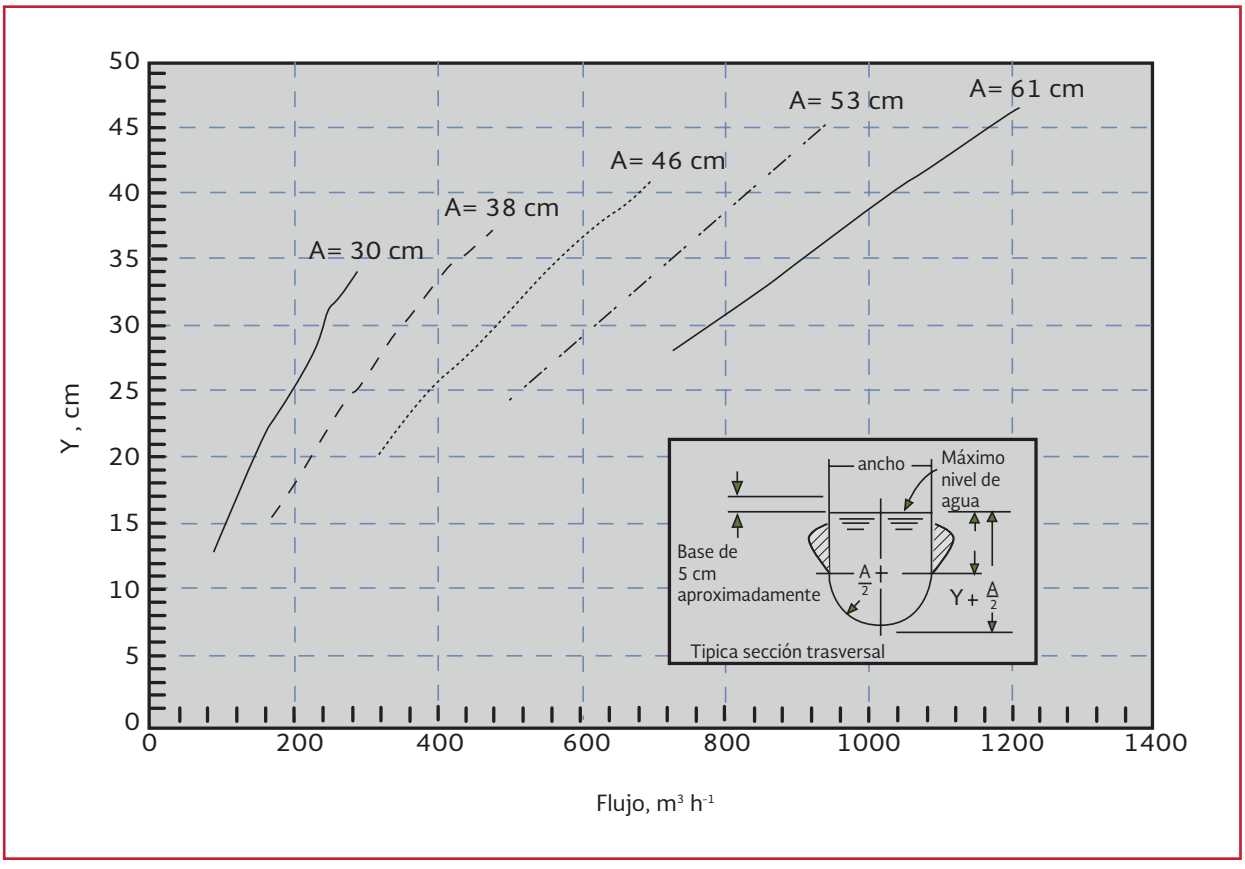
dable o concreto. Muchas plantas modernas utilizan canaletas prefabricadas de FVRP o acero inoxidable debido a que es menos exhaustiva su instalación. Tienen fondo semicircular para generar un flujo suave y controlado y previene la acumulación de espuma y sólidos en el fondo. Con la Ilustración 3.18 se pueden estimar las dimensiones de la sección trasversal para un dado flujo de agua de lavado.

La elevación de diseño del borde del vertedero puede ser estimada adicionando la profundidad requerida para la máxima expansión del lecho y la profundidad del canal, más un margen de seguridad de 0.15 a 0.30 m (Castro, Logsdon, & Martin, 2005). Cuando se usa antracita, Cleasby & Logsdon (1999) recomiendan que la distancia desde el borde de la canaleta a la superficie del lecho debe ser entre de entre 1.1 a 1.2 metros.

GLUMRB (2003) recomienda que:

- La elevación del fondo de la canaleta debe estar por encima del máximo nivel del lecho expandido durante el lavado
- Debe proveerse un borde libre de 5 cm dentro de la canaleta
- El borde debe tener el mismo nivel de elevación de toda la canaleta
- El nivel del borde superior y la misma elevación para todas las canaletas
- Las canaletas deben estar distribuidas adecuadamente con respecto al área de filtro que abastecen
- La máxima trayectoria horizontal de las

Ilustración 3.18 Tamaño de canaletas



partículas horizontales para alcanzar a la canaleta no debe exceder 1 m de distancia

Para antracita o medio dual, la canaletas deben estar espaciadas entre 1.8 a 3 m (Kawamura, 2000). Es crucial que las canaletas estén niveladas uniformemente y estar bien soportadas de manera horizontal y vertical para que los vertedores permanezcan nivelados durante el retrolavado. Se puede requerir de soportes centrales en canaletas que excedan los 4 metros.

Canal central

Hay dos canales centrales. Un canal bajo que conduce el agua filtrada hacia las tuberías de salida. El segundo canal que va encima del anterior, este conduce el agua pre-tratada hacia el filtro y el agua de retrolavado. Las canaletas centrales con fondo de sombre (Ilustración 3.19) se pueden diseñar mediante la siguiente ecuación (Camp, 1970; Hudson, 1981).

$$H = \left[h^2 + \frac{2(Q_{ww})^2}{gb^2h} \right]^{1/2} \qquad \text{Ecuación 3.46}$$

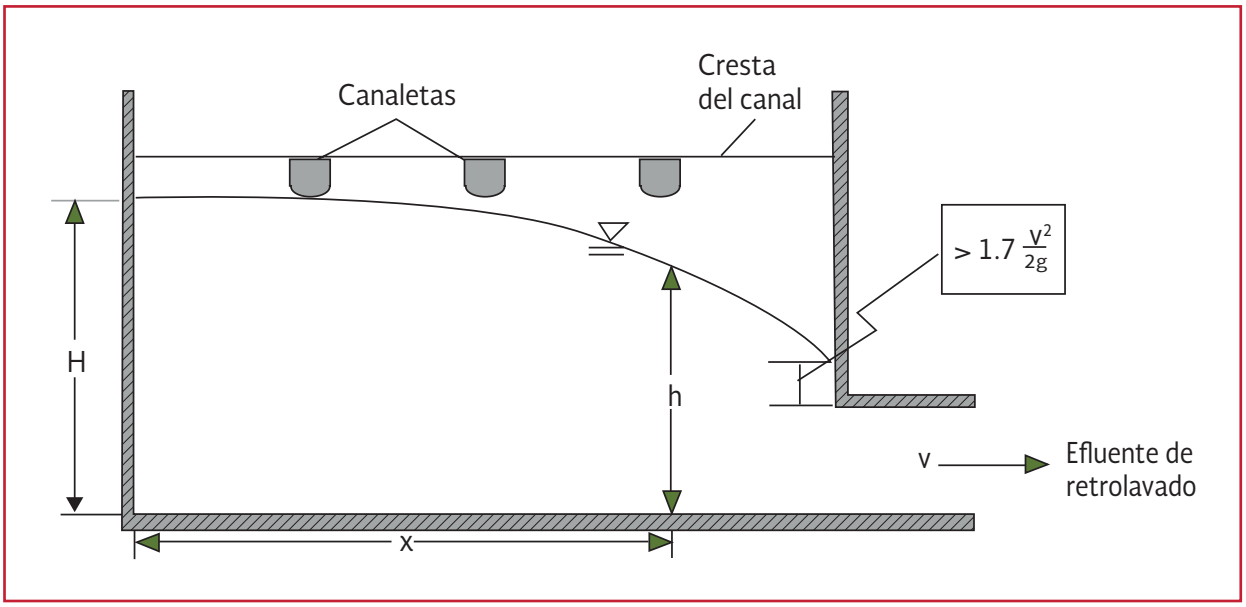
Donde:

H = profundidad del canal, m
h = profundidad a la distancia "x" en la Ilustración 3.19, m
Q_{ww} = descarga de agua de lavado, $m^3 \cdot s^{-1}$
x = longitud del canal, m
g = aceleración de la gravedad, 9.81 $m \cdot s^{-2}$
b = ancho del canal central, m

La mayor elevación de H, está situada debajo del fondo de las canaletas de lavado, descargando en la canaleta central en caída libre. La elevación del fondo de la canaleta central (la menor elevación de H) es muy variable.

Como se nota en la Ilustración 3.19, el flujo de salida del agua de retrolavado controla la dimensión de h. La menor profundidad factible de h a la salida de la canaleta es determinada mediante la altura del agua de lavado requerida para superar la pérdida hidráulica en la salida de la tubería (0.7 $v^2/2g$) más la velocidad que se pierde produciendo la velocidad deseada en la tubería. La velocidad del retrolavado a través del

Ilustración 3.19 Términos usados para el diseño del canal de retrolavado



conducto es generalmente en el intervalo de 1.2 a 2.4 metros por segundo.

La descarga del agua de lavado (Q_{ww}) es determinada de la tasa de retrolavado y el área del filtro. La solución es iterativa. Es seleccionado un valor trivial de b y se calcula H. Midiendo desde el fondo de las canaletas de lavado, es checada la profundidad contra uno de los criterios mencionados arriba. Dependiendo del tamaño de la planta, en plantas pequeñas se tienen canales pequeños, con valores de ancho entre 0.4 a 2 metros.

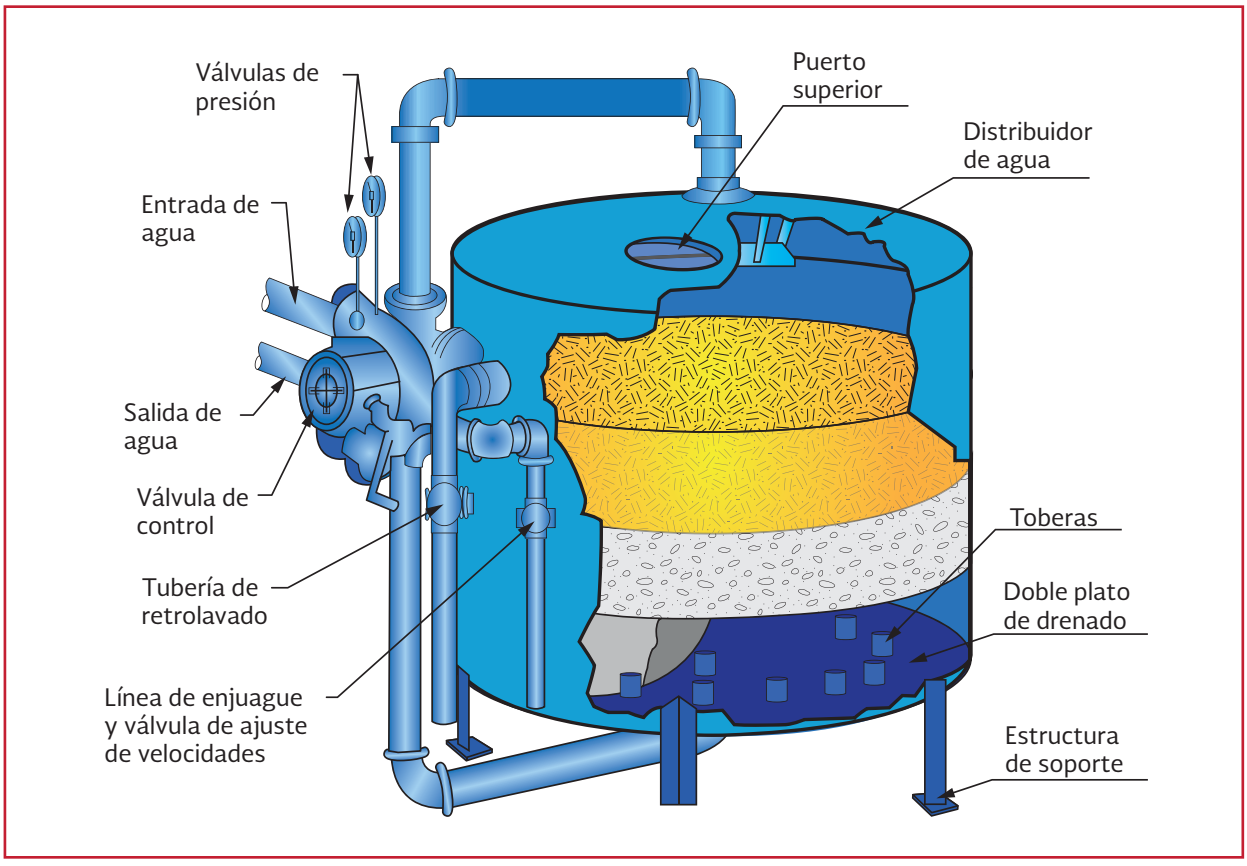
3.1.6 Diseño de filtros a presión

Los filtros a presión están basados en los mismos principios que los filtros rápidos a gravedad. La única diferencia es que el lecho filtrante está completamente hermético en un tanque de acero. Permitiendo un sistema cerrado en el cual el agua que va a ser tratada pueda ser forzada a pasar a través del lecho filtrante bajo presión. Por lo cual, existe una pequeña pérdida de carga a la salida causada por el paso del agua a través del medio filtrante.

El tanque a presión puede estar orientado verticalmente u horizontalmente. Los filtros a presión han sido usados para el tratamiento de agua para consumo humano. Sin embargo, su aplicación se ha limitado en la remoción de hierro y manganeso en aguas subterráneas. En la Ilustración 3.20 se presenta un esquema de un sistema de filtración a presión.

Mientras que hay diferencia en la apariencia exterior entre un filtro a presión y uno a gravedad,

Ilustración 3.20 Diseño de un filtro a presión



como se mencionó anteriormente, el principio del proceso de filtración es igual. Los filtros a presión suelen funcionar con mayores pérdidas de carga máximas permisibles, lo cual conduce a ciclos de filtración más largos y a menores necesidades de lavado.

Operación de un filtro a presión

Debido a las similitudes entre los filtros a presión y a gravedad, los principios de operación son idénticos. Por ejemplo, un apropiado pre-tratamiento y retrolavado es igual de importante en ambos filtros y el efecto de los incrementos bruscos en la tasa de filtración es igual de perjudicial.

Es más difícil un apropiado retrolavado en los filtros a presión, debido a que no es observable el lecho filtrante por el operador durante el ciclo de retrolavado. En los filtros a gravedad se puede realizar una adecuada supervisión visual, mientras que en los filtros a presión es difícil o imposible. Esto incluye percatarse de 1) la presencia de bolas de lodo en el lecho, 2) una uniforme distribución del agua de retrolavado, 3) un apropiado funcionamiento en el lavado superficial o la aireación a presión, 4) la elevación y la apariencia de la capa superficial del lecho filtrante después del retrolavado, 5) si hay una completa fluidización del lecho Debido a estas complicaciones, las fallas en los filtros a presión han resultado en brotes de enfermedades transmitidas por el agua (Kirner et al., 1978).

Ecuaciones y criterios de diseño

Con la Ecuación 3.34 se puede carcular el número de filtros necesarios. El área total de filtros (A_T) se calcula de acuerdo a la siguiente ecuación.

$$A_T = \frac{Q}{q} \qquad \text{Ecuación 3.47}$$

Y el área (A_f) y diámetro (D_f) de cada filtro se calcula mediante las siguientes ecuaciones.

$$A_f = \frac{A_T}{N} \qquad \text{Ecuación 3.48}$$

$$D_f = \sqrt{\frac{4A_f}{\pi}} \qquad \text{Ecuación 3.49}$$

Algunas consideraciones que deben ser tomadas en cuenta para el diseño de filtros a presión son las siguientes:

- Se deben considerar un mínimo de dos sistemas de filtración, con la finalidad de evitar un paro total de la planta en situaciones donde se presenten fallos en el sistema y requiera reparación o mantenimiento
- Los diámetros de las tuberías de alimentación de agua a los filtros, a la salida de los filtros, y del retrolavado, se deben calcular con base al caudal del sistema de filtración
- Espesores para elementos del filtro. El cuerpo de los filtros y las tapas toriesféricas deben tener los espesores que cumplan con las normas de la American Society of Mechanical Engineers (ASME), para contar con la resistencia mecánica para soportar las presiones de operación normales de los filtros, sobrepresiones ocasionales, y en ocasiones especiales, presiones de vacío o sub-presiones. Existen muchas empresas que cuentan con catálogos de filtros a presión ya estandarizados y que pueden adaptarse a las necesidades que se buscan. Cada uno

de los componentes deberá cumplir lo requerido por las Normas ASME en lo referente a la Sección VIII, Div. 1 subsección V, parte UW (Requeriments For Pressure Vessels Fabricated By Welding) y el Código de Soldadura ASME Sección IX

Las ecuaciones mostradas a continuación son utilizadas para el cálculo de los espesores mínimos con los que se debe solicitar la realización de los filtros. La empresa encargada de realizar los filtros debe estar certificada ante el ASME.

Cuerpo Cilíndrico (esfuerzos longitudinales)

$$D_f = \sqrt{\frac{4A_f}{\pi}} \qquad \text{Ecuación 3.50}$$

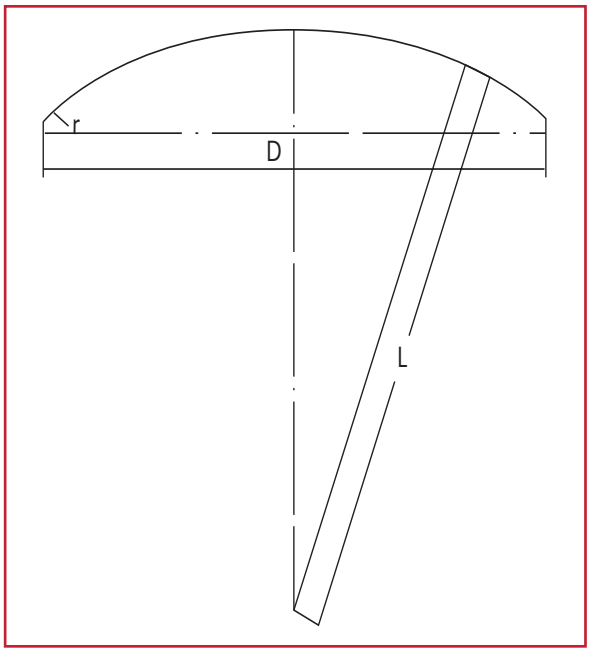
Donde:

t = espesor, mm.
P = Presión de diseño.
R = Radio interno del tanque, m.
S = Máximo Esfuerzo permisible a tensión del acero utilizado.
E = eficiencia de la junta, adimensional.
L = radio interior de la tapa toriesférica.

$$t = \frac{0.885PL}{SE - 0.1P} \qquad \text{Ecuación 3.51}$$

- Cada uno de los filtros debe contar con 2 orejas para izaje, colocadas sobre el cuerpo cilíndrico. Las orejas deben estar soldadas y colocadas paralelas al eje del cilindro diametralmente opuestas entre sí
- La conexión de entrada y salida de agua de los filtros debe ser bridada para facilitar la conexión en campo

Ilustración 3.21 Tapa toriesférica



- Pasos hombre: Se tendrán al menos dos, uno en la tapa toriesférica superior y otro en un lado en la parte inferior de la carcasa (cuerpo cilíndrico), las norma ASME específica que no existe un límite de abertura siempre que se realicen los refuerzos pertinentes
- El espesor de pared del cuello de una tobera u otra conexión que se utilice como abertura de acceso o de inspección no debe ser menor que el espesor calculado para las cargas que soporta el elemento al que esté conectado
- Material filtrante. Realizar un estudio de granulometría para conocer cuál es la mejor combinación de medios y espesor de estos para una adecuada filtración
- Considerar un espesor total de medio filtrante, además de una expansión máxima del mismo del 70 por ciento durante el retrolavado, un soporte de grava y un espacio libre para el sistema de tuberías de salida, no se debe considerar el espacio del domo y el bajo dren

- En el diseño del bajo dren de filtros a presión y determinación del número de toberas, se consideran los rangos de velocidades y las capacidades de acuerdo a las especificaciones del fabricante. Las toberas se distribuyen uniformemente en toda el área de filtro, de tal manera que el área tributaria de cada una sea similar
- Distribuidor de agua para filtración y recolección de agua de retrolavado. La distribución de agua de entrada al filtro y recolección de agua sucia de retrolavado se hará mediante un tubo principal distribuidor y tubos laterales con orificios. Para el diseño del múltiple distribuidor y recolector. El diámetro del tubo principal será igual al diámetro requerido para retrolavado. La velocidad de entrada en los tubos laterales no debe ser mayor a 3 metros por segundo. El número y largo de los tubos laterales dependerá del diámetro del filtro y del caudal de retrolavado. Para determinar el número de orificios, se considera como velocidad máxima 3 $m \cdot s^{-1}$ y pérdida de carga máxima de 1 m durante el retrolavado, que es la condición más crítica de flujo

3.1.7 Ejemplos de diseño de sistemas de coagulación-floculación seguido por filtros empacados con arena.

Ejemplo del procedimiento de la prueba de jarras

1-El agua a tratar contiene 15 UNT y una alcalinidad de 50 $mg \cdot L^{-1}$ como carbonato de calcio. La turbiedad fue medida después de mezclar el coagulante y dejarse reposar por 30 minutos (etapa de sedimentación). El objetivo de esta prueba es encontrar el pH óptimo, la dosis de coagulante más conveniente, y teóricamente la cantidad de alcalinidad que puede ser consumida por la dosis óptima. La Tabla 3.26 muestra los resultados obtenidos durante la primera prueba de jarras.

1) Posteriormente, los datos se grafican como pH vs turbiedad. La Ilustración 3.22 muestra una curva con los resultados de la prueba de jarras. El punto de menor turbiedad es el valor de pH en donde mejor funciona el coagulante seleccionado

El pH óptimo seleccionado de acuerdo a la menor turbiedad es el de seis.

2) La segunda prueba (Tabla 3.27), se realizó utilizando una dosis de coagulante entre 5 a 20 $mg \cdot L^{-1}$ y pH constante de seis. Se recomienda establecer entre 6 a 8 valores para determinar una dosis precisa. Posteriormente, se grafican los datos de dosis vs turbiedad y se encuentra el punto dónde se presenta una menor turbiedad

Con los resultados de la prueba de jarras 2, se estima una dosis óptima de 12.0 $mg \cdot L^{-1}$, ajustando el pH del agua a tratar a seis.

3) La cantidad de alcalinidad consumida durante la coagulación se calcula de acuerdo a la siguiente relación: por cada mol de sulfato de aluminio se consumen 6 moles de bicarbonato (HCO_3^-). Con un peso molecular de 594, los moles de sulfato de aluminio adicionados son

Tabla 3.26 Prueba de jarras 1

Parámetro	Número de prueba					
	1	2	3	4	5	6
pH	5.0	5.5	6.0	6.5	7.0	7.5
Dosis de sulfato de aluminio ($mg \cdot L^{-1}$)	10	10	10	10	10	10
Turbiedad (UNT)	11	7	5.5	5.7	8	13

Ilustración 3.22 Prueba de jarras para determinar el pH óptimo

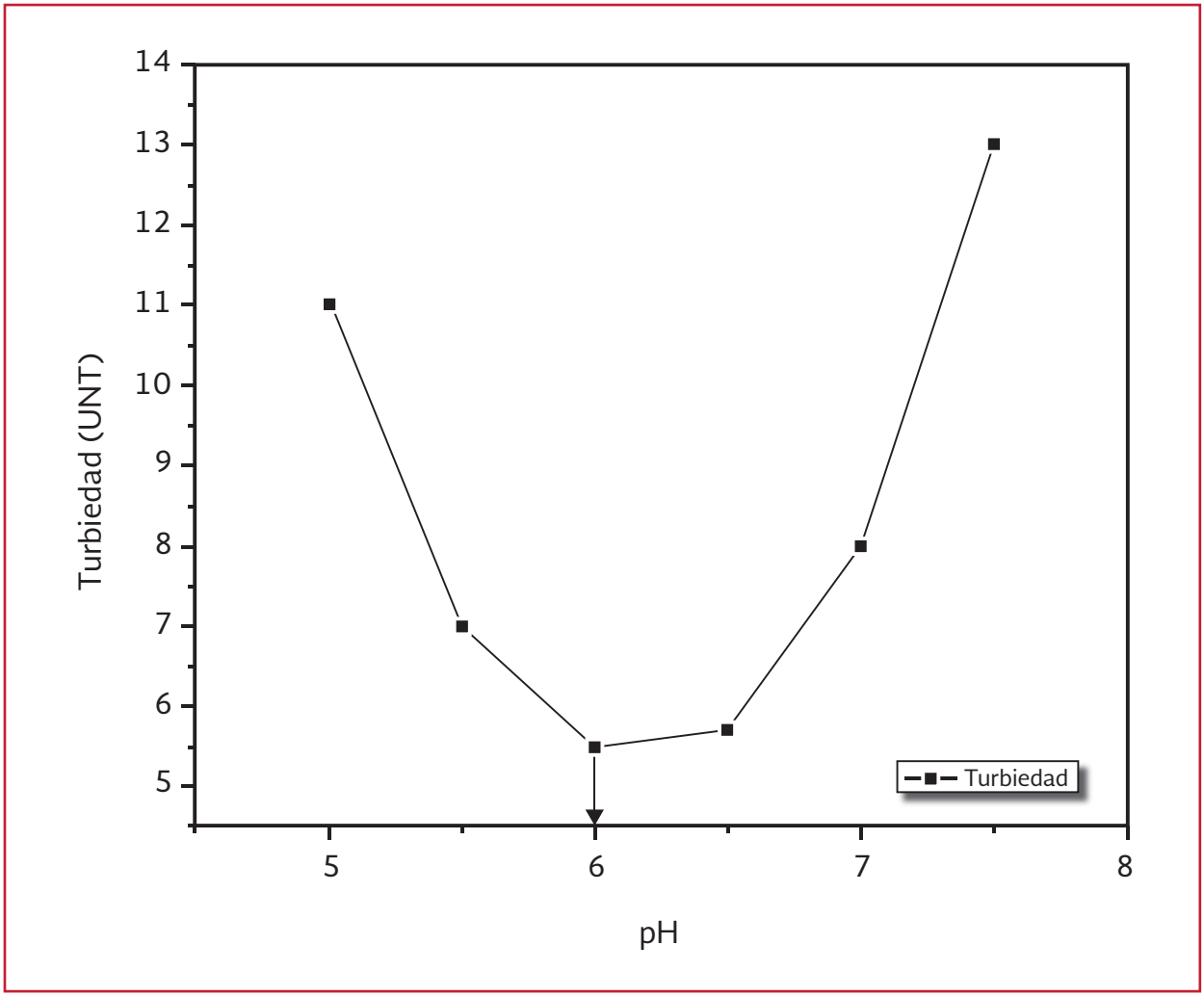
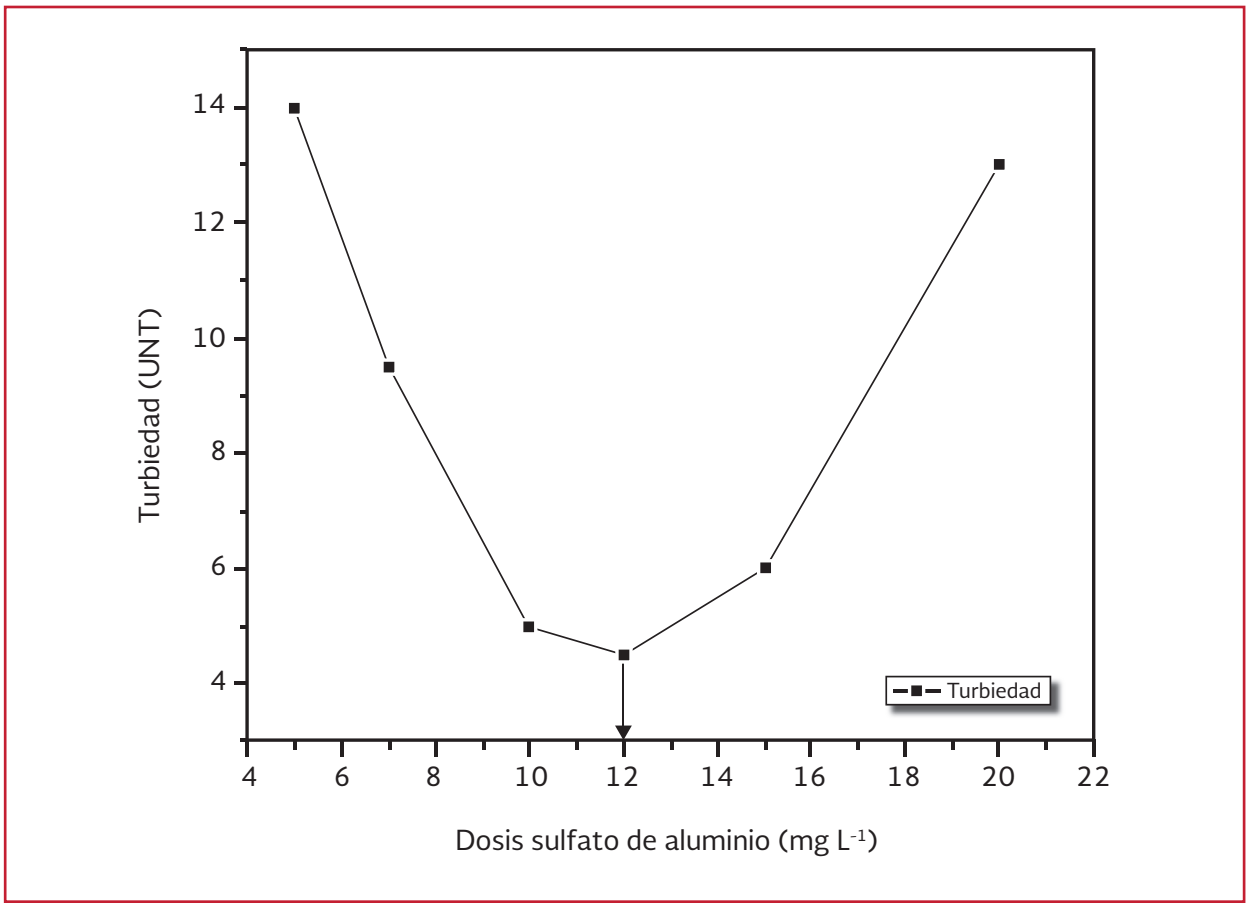


Tabla 3.27 Prueba de jarras 2

Parámetro	Número de prueba					
	1	2	3	4	5	6
pH	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0
Dosis de sulfato de aluminio ($mg \cdot L^{-1}$)	5.0	7.0	10.0	12.0	15.0	20
Turbiedad (UNT)	14	9.5	5.0	4.5	6.0	13

Ilustración 3.23 Prueba de jarras para determinar la dosis óptima de coagulante



$$sulfato\ de\ aluminio = \frac{12.0 \times 10^{-3} g \cdot L^{-1}}{594\ g \cdot mol^{-1}} =$$
$$= 2.1 \times 10^{-5} mol \cdot L^{-1}$$

$$\left[\frac{6\ mol \cdot L^{-1} HCO_3^1}{1\ mol \cdot L^{-1}\ sulfato\ de\ aluminio}\right]$$
$$(2.1 \times 10^{-5} mol \cdot L^{-1}\ sulfato\ de\ aluminio) =$$
$$= 1.21 \times 10^{-4} mol \cdot L^{-1} HCO_3^-$$

a) Convertir a equivalentes de $CaCO_3$.

$$(1.26 \times 10^{-4} mol \cdot L^{-1} HCO_3^-)(61\ g \cdot mol^{-1})\left[\frac{10^3 mg}{g}\right] =$$
$$= 7.7\ mg \cdot L^{-1} HCO_3^-$$

$$7.7\ mg \cdot L^{-1}\ de\ HCO_3^- \left[\frac{50\frac{g}{equivalente}}{61\frac{g}{equivalente}}\right] =$$
$$= 6.31\ mg \cdot L^{-1}\ como\ CaCO_3$$

Si la alcalinidad fuera insuficiente, para regular el pH se puede adicionar cal viva (CaO) o cal apagada [hidróxido de calcio, $Ca(OH)_2$], sosa (hidróxido de sodio, NaOH) o soda ash [carbonato de sodio (Na_2CO_3)].

Ejemplos de diseño de sistemas de mezcla rápida

2-Diseño de un tanque de mezcla rápida cilíndrico.

Determinar el volumen, diámetro, dimensiones del tanque, potencia requerida, diámetro del impulsor de acuerdo a información del proveedor (Tabla 3.28) y su velocidad de rotación. El impulsor se debe colocar a un tercio (1/3) de la profundidad del tanque. En la Tabla 3.29 se

Tabla 3.28 Datos del impulsor dados por el proveedor

Tipo de impulsor	Diámetro del impulsor, m			Constante para el impulsor (N_p)
Radial	0.3	0.4	0.6	5.7
Axial	0.8	1.4	2.0	0.31

Tabla 3.29 Parámetros de diseño de tanque de mezcla rápida-ejemplo

Parámetro	Valor
Caudal máximo de diseño (Q_{max}), $m^3 \cdot d^{-1}$	10 000
Caudal promedio ($Q_{promedio}$), $m^3 \cdot d^{-1}$	5 900
Tiempo de mezclado (t), s	5
Gradiente de velocidad (G), s^{-1}	600
No. Tanques	2
Temperatura agua (T_{agua}), °C	5

presentan los parámetros de diseño del tanque de coagulación.

1) Conversión del caudal máximo de metroc cúbicos por día a metros cúbicos por segundo

$$Q = 10\ 000\, m^3 \cdot d^{-1}\left[\frac{1d}{86,400\, s}\right] = 0.115\, m^3 \cdot s^{-1}$$

2) Dividir el flujo en 2 de acuerdo al número de tanques requeridos

$$Q_{\tan que} = \frac{0.115\, m^3 \cdot s^{-1}}{2} = 0.058\, m^3 \cdot s^{-1}$$

3) Por lo tanto, el volumen de cada tanque de mezcla rápida es

$$V = Q_{\tan que} t = (0.058\, m^3 \cdot s^{-1})(5\, s) = 0.29\, m^3$$

4) Usando la Tabla 3.5, se asume H/T = 2.0, por tanto, H = 2T, donde T es el diámetro equivalente del tanque. Por lo tanto V se puede expresar como

$$V = \frac{\pi (T)^2}{4}(2T)$$

$$T = \left[\frac{(4)(0.29\, m^3)}{2\pi}\right]^{1/3} = 0.57\, m$$

Por lo cual, H es igual a:

$$H = 2(0.57\, m) = 1.14\, m$$

Y como la profundidad donde se encuentra el impulsor (B) es 1/3 de la profundidad del tanque.

$$B = (0.333)(1.14\, m) = 0.38\, m$$

5) Cálculo de la potencia requerida por el impulsor. La viscosidad del agua a 5°C es 1.519×10^{-3} newton por metro cuadro por segundo

$$P = \mu G^2 V$$

$$P = (1.519 \times 10^{-3} N \cdot m^{-2} \cdot s)(600\, s^{-1})^2 (0.29\, m^3) =$$

$$= 158.6 \approx 160\, W$$

Debido a que la eficiencia de transferencia de potencia del motor al agua es alrededor de 80 por ciento, el motor debe suministrar más potencia de la requerida

$$P = \frac{Potencia\ del\ impulsor}{porcentaje\ de\ eficiencia\ del\ motor} =$$

$$= \frac{160\,W}{0.8} = 200\,W$$

6) Usando la Tabla 3.30, seleccionar un valor de diámetro del impulsor
7) Usando la tabla del proveedor (Tabla 3.28), con un diámetro de impulsor de 0.4 m, la constante del impulsor radial es 5.7 y la densidad del agua es 1000 kilogramos por metro cúbico. Por lo tanto la velocidad de rotación del impulsor es

$$n = \left[\frac{P}{N_P (D_i)^5 \rho}\right]^{1/3} =$$

$$= \left[\frac{200\,W}{(5.7)(0.4)^5 (1000\,kg \cdot m^{-3})}\right]^{1/3} =$$

$$= 1.5\,rps = 90.5\,rpm$$

Considerar un factor de seguridad para el volumen del tanque, con el fin de permitir algunas variaciones en la profundidad del tanque debido a las turbulencias. Esta profundidad adicional es llamada bordo libre y puede variar desde 0.45 a 0.60 m para evitar el desbordamiento del agua.

3-Diseño de un mezclador estático en línea

Se requiere diseñar un mezclador estático de acuerdo a las siguientes condiciones (Tabla 3.31).

1) Seleccionar el diámetro de tubería para el flujo mencionado utilizando la Ilustración 3.11. Quedaría un diámetro de tubería de 400 milímetros
2) Seleccionar el número de elementos que den un COV de 1 por ciento, esto serían 6 elementos según el criterio de diseño
3) De la Ilustración 3.11, la caída de presión es 0.16 kPa por elemento. Un total de 0.96 kPa para seis elementos
4) Considerando la relación de mezclado 1.5, calcular la longitud del mezclador con la siguiente ecuación

$$L = (No.\,elementos)(relación\ mezclado)(diámetro\ tubería)$$

Ecuación 3.52

$$L = (6\,elementos)(1.5)(0.40\,m) = 3.6\,m$$

5) Determinación del volumen del mezclador estático, se dimensiona como un cilindro

Tabla 3.30 Relaciones geométricas con respecto al diámetro del impulsor

Relación geométrica	Rango	Diámetro de impulsor radial		
		0.3 m	0.4 m	0.5 m
D/T	0.14-0.5	0.4	0.53	0.67
H/D	2-4	5	3.8	3
H/T	0.28-2	2	2	2
B/D	0.7-1.6	1.7	1.3	1

Tabla 3.31 Parámetros de diseño de un mezclador estático en línea-ejemplo

Parámetro	Valor
Caudal de diseño (Q), $m^3 \cdot h^{-1}$	150
Relación de mezclado	1.5
COV de diseño, por ciento	1
Temperatura mínima agua (T_{agua}), °C	5

$$V = \frac{(\pi)(D)^2}{4}(Longitud) \qquad \text{Ecuación 3.53}$$

Donde:

D = diámetro de la tubería, m
V = Volumen, m^3

$$V = \frac{(\pi)(0.40\,m)^2}{4}(3.6\,m) = 0.45\,m^3$$

6) Cálculo del tiempo de retención de acuerdo a la siguiente ecuación

$$t = \frac{V}{Q}$$

$$t = \frac{0.45\,m^3}{150\,m^3 \cdot h^{-1}} = 3.0 \times 10^{-3} h = 0.9\,s$$

7) Mediante la Ecuación 3.13, calcular la potencia impartida al agua por el mezclador estático con una eficiencia de 1

$$P = \frac{(9.807\,kN \cdot m^3)(150\,m^3 \cdot h^{-1})}{1\left(\frac{3600\,s}{h}\right)}$$

$$(0.96\,kPa)0.102\,m \cdot kPa^{-1} = 0.0400\,kW$$

Donde:

0.102 m·kPa^{-1} es un factor de conversión a kW

8) Estimar el gradiente de velocidad con la Ecuación 3.8. Usando una temperatura del agua de 5°C y una viscosidad de 1.519x10^{-3} Pa·s

$$G = \sqrt{\left(\frac{40\,W}{(1.519 \times 10^{-3} Pa \cdot s)(0.45\,m^3)}\right)} = 241.9\,s^{-}$$

9) Estimar el valor de Gt

$$Gt = (241.9\,s^{-1})(10.9\,s) = 2636.7 \approx 2600$$

El tiempo de retención y el valor Gt son inadecuados. En este punto del diseño, hay que recalcular utilizando otro diámetro de tubería y el número de elementos (asumiendo un COV menos riguroso). Otra opción es utilizar otro diseño de mezclador con otro proveedor.

Cuando el diseño final es seleccionado, se deben considerar dos mezcladores para situaciones donde se requiere darle mantenimiento a uno de los equipos.

Diseño de un tanque de mezcla lenta

3- Determinar el volumen y las dimensiones de un tanque de floculación de acuerdo a los siguientes parámetros de diseño (Tabla 3.32) y datos de proveedor (Tabla 3.33). El impulsor se debe colocar a un tercio (1/3) de la profundidad del tanque.

Tabla 3.32 Parámetros de diseño de tanque de floculación-ejemplo

Parámetro	Valor
Caudal máximo de diseño (Q_{max}), $m^3 \cdot d^{-1}$	10 000
Tiempo de floculación (t), min	30
No. de compartimientos	3
Gradiente de velocidad (G), s^{-1}	70, 50, 30
Temperatura agua (T_{agua}), °C	5

Tabla 3.33 Datos de proveedor de impulsores

Tipo de impulsor	Diámetro del impulsor, (m)			Número de potencia (Np)
Radial	0.3	0.4	0.6	5.7
Axial	0.8	1.4	2	0.31

1) Conversión del flujo máximo de metros cúbicos por día a metros cúbicos por minuto

$$Q = \frac{10{,}000\, m^3 \cdot d^{-1}}{\frac{1{,}440\, min}{d^{-1}}} = 6.944\, m^3 \cdot min^{-1}$$

2) Se van a utilizar dos tanques de floculación, por lo cual el flujo máximo por cada uno será

$$V = Qt = (3.472\, m^3 \cdot min^{-1})(30\, min) = 104.2\, m^3$$

4) Cada tanque de floculación estará dividido en tres compartimentos o secciones. El volumen de cada compartimiento es

$$Volumen\ por\ compartimento = \frac{104.2\, m^3}{3} = 34.7\, m^3$$

5) Se recomienda una profundidad del taque de 3 a 4.5 m, se asume que la profundidad de 4.0 metros. El área superficial de cada tanque es

$$A_{superficial} = \frac{34.7\, m^3}{4\, m} = 8.68\, m^2$$

6) Si es una sección rectangular plana, la longitud del tanque es igual al ancho

$$Longitud = Ancho = (8.68\, m^2)^{1/2} = 2.946\, m$$

7) El diámetro equivalente es

$$T = \sqrt{\frac{(4)(8.68\, m^2)}{\pi}} = 3.32\, m$$

8) La potencia requerida por los impulsores en cada uno de los compartimientos se muestra a continuación. Los datos que se deben conocer son la viscosidad del agua a 5°C que es 1.519x10^{-3} N· m^{-2}·s, volumen de fluido y los gradientes de velocidad (70, 50 y 30 s^{-1})

$$P = (1.519 \times 10^{-3} N \cdot m^{-2} \cdot s)(70\, s^{-1})^2 (34.7\, m^3) = \\ = 258.42 \approx 258.5\, W$$

$$P = (1.519 \times 10^{-3} N \cdot m^{-2} \cdot s)(50\, s^{-1})^2 (34.7\, m^3) = \\ = 131.84 \approx 132\, W$$

$$P = (1.519 \times 10^{-3} N \cdot m^{-2} \cdot s)(30\, s^{-1})^2 (34.7\, m^3) = \\ = 47.46 \approx 47.5\, W$$

Debido a que la eficiencia transferida de potencia del motor al agua es menor a un 80 por ciento, el motor debe suministrar más potencia de la requerida.

$$P = \frac{Potencia\ del\ impulsor}{porcentaje\ de\ eficiencia\ del\ motor} = \\ = \frac{(258.5\, W)}{0.8} = 323.13\, W$$

$$P = \frac{Potencia\ del\ impulsor}{porcentaje\ de\ eficiencia\ del\ motor} = \\ = \frac{(132\, W)}{0.8} = 165\, W$$

$$P = \frac{Potencia\ del\ impulsor}{porcentaje\ de\ eficiencia\ del\ motor} = \\ = \frac{(47.5\, W)}{0.8} = 59.4\, W$$

9) El impulsor está localizado a B = (0.333) (4 m)=1.587 o 1.6 m sobre el fondo del tanque.

Utilizando la Tabla 3.34, verificar el diámetro del impulsor de acuerdo a las relaciones geométricas.

El diámetro de impulsor de 1.4 m satisface las relaciones geométricas.

10) Por lo tanto, la velocidad de rotación en cada compartimiento con un número de potencia de 0.31 es

$$n = \left[\frac{P}{N_P (D_i)^5 \rho}\right]^{1/3} =$$

$$= \left[\frac{323.13\,W}{(0.31)(1.4)^5 (1000\,kg \cdot m^{-3})}\right]^{1/3} = 0.57\,rps = 34\,rpm$$

$$n = \left[\frac{P}{N_P (D_i)^5 \rho}\right]^{1/3} =$$

$$= \left[\frac{165\,W}{(0.31)(1.4)^5 (1000\,kg \cdot m^{-3})}\right]^{1/3} = 0.46\,rps = 28\,rpm$$

$$n = \left[\frac{P}{N_P (D_i)^5 \rho}\right]^{1/3} =$$

$$= \left[\frac{59.4\,W}{(0.31)(1.4)^5 (1000\,kg \cdot m^{-3})}\right]^{1/3} = 0.32\,rps = 20\,rpm$$

Se prevén dos tanques de floculación para alcanzar los requerimientos de suministro de agua y poder realizar paros de mantenimiento a uno de los equipos cada que se requiera. Un factor de 0.60 m es adicionado a la profundidad del agua para evitar desbordamientos. La profundidad final del tanque es 4.6 m.

4-Diseño de un tanque de floculación con ruedas de paleta. Determinar las dimensiones del tanque, la configuración de las paletas, el requerimiento de potencia y las velocidades de rotación con base en los siguientes parámetros de diseño (Tabla 3.32).

1) Conversión del flujo máximo de metros cúbicos por día a metros cúbicos por minuto

$$Q = \frac{50{,}000\,m^3 \cdot d^{-1}}{\frac{1{,}440\,\text{min}}{d^{-1}}} = 34.7\,m^3 \cdot min^{-1}$$

2) Se van a utilizar dos tanques de floculación, por lo cual el flujo máximo por cada uno será

$$Q = \frac{34.7\,m^3 \cdot min^{-1}}{2} = 17.36\,m^3 \cdot min^{-1}$$

Tabla 3.34 Relaciones geométricas con respecto al diámetro del impulsor

Relación geométrica	Rango	Diámetro de impulsor radial		
		0.8 m	1.4 m	2 m
D/T	0.17-0.	0.4	0.53	0.67
H/D	2-4	5	3.8	3
H/T	0.34-1.6	2	2	2
B/D	0.7-1.6	1.7	1.3	1

Tabla 3.35 Parámetros de diseño de tanque de floculación-ejemplo

Parámetro	Valor
Caudal máximo de diseño (Q_{max}), $m^3 \cdot d^{-1}$	50 000
Tiempo de floculación (t), min	22
No. de compartimientos	3
Gradiente de velocidad (G), s^{-1}	40, 30, 20
Temperatura agua (T_{agua}), °C	15

3) Cálculo del volumen del tanque de floculación

$$V = Qt = (17.4\, m^3 \cdot min^{-1})(22\,\text{min}) = 382\, m^3$$

4) Cada tanque de floculación estará dividido en tres compartimentos o secciones. El volumen de cada compartimiento es

$$\textit{Volumen por compartimento} = \frac{382\, m^3}{3} = 127.33\, m^3$$

5) Se recomienda una profundidad del taque de 3 a 4.5 m, se asume que la profundidad de 4.0 m. El área superficial de cada tanque es

$$A_{superficial} = \frac{127.33\, m^3}{4\, m} = 31.83\, m^2$$

6) Con una profundidad del tanque de 4.0. El criterio de diseño recomienda que la profundidad del tanque sea 1 m mayor que el diámetro de la rueda de paletas. El diámetro de la rueda de la paleta es

$$\textit{diametro de rueda} = 4.0\, m - 1.0\, m = 3.0\, m$$

7) La mínima longitud de cada compartimiento es el diámetro de la rueda de la paleta + el criterio de diseño de 1 metro mínimo entre cada compartimiento

$$\textit{Longitud mínima} = 3.0 + 1.0\, m = 4.0\, m$$

8) El ancho nominal del compartimiento es el área del compartimiento dividido entre la longitud mínima de cada compartimiento

$$W = \frac{31.83\, m^2}{4.0\, m} = 7.96\, m$$

9) El espacio libre requerido es dos veces el mínimo desde la pared (0.3 metros) más 1 metro de distancia entre las ruedas de las paletas

$$\textit{Espacio libre requerido} = 2(0.3\, m) + 1.0\, m = 1.60\, m$$

10) La longitud total de 2 paletas de ruedas es entonces

$$7.96\, m - 1.60\, m = 6.36\, m$$

11) Entonces el largo de cada paleta es

$$\frac{6.36\, m}{2} = 3.18\, m$$

Las dimensiones de cada borde de la paleta son 15 cm de ancho por 3.18 m. Un esquema del floculador de ruedas de paleta se muestra a continuación (Ilustración 3.25).

12) La potencia requerida por los impulsores en cada uno de los compartimientos se muestra a continuación. Los datos que se deben conocer son la viscosidad del agua a 15°C, la cual es 1.139×10^{-3} N·m^{-2}·s, volumen de fluido y los gradientes de velocidad (40, 30 y 20 s^{-1})

$$P = (1.139 \times 10^{-3} N \cdot m^{-2} \cdot s)(40\, s^{-1})^2 (127.33\, m^3) = 232\, W$$

$$P = (1.139 \times 10^{-3} N \cdot m^{-2} \cdot s)(30\, s^{-1})^2 (127.33\, m^3) = 130.5\, W$$

$$P = (1.139 \times 10^{-3} N \cdot m^{-2} \cdot s)(20\, s^{-1})^2 (127.33\, m^3) = 58\, W$$

13) La velocidad rotacional requerida para las paletas se calcula usando la Ecuación

Ilustración 3.24 Floculador de paletas de rueda

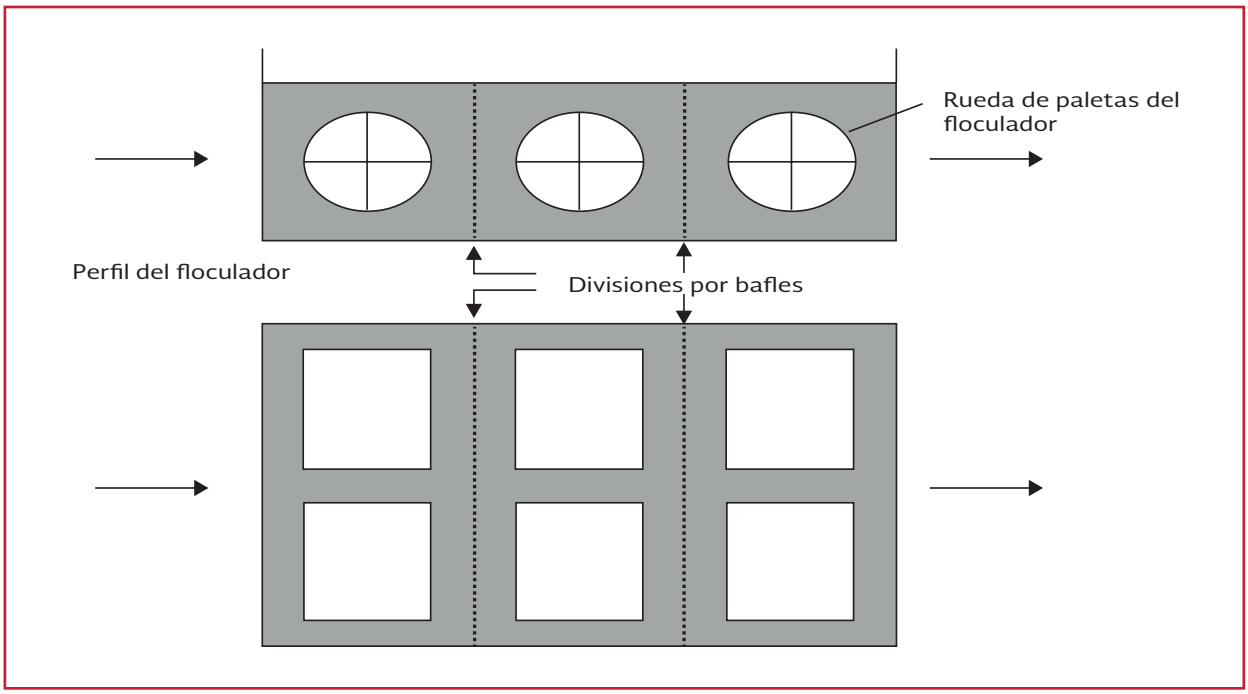
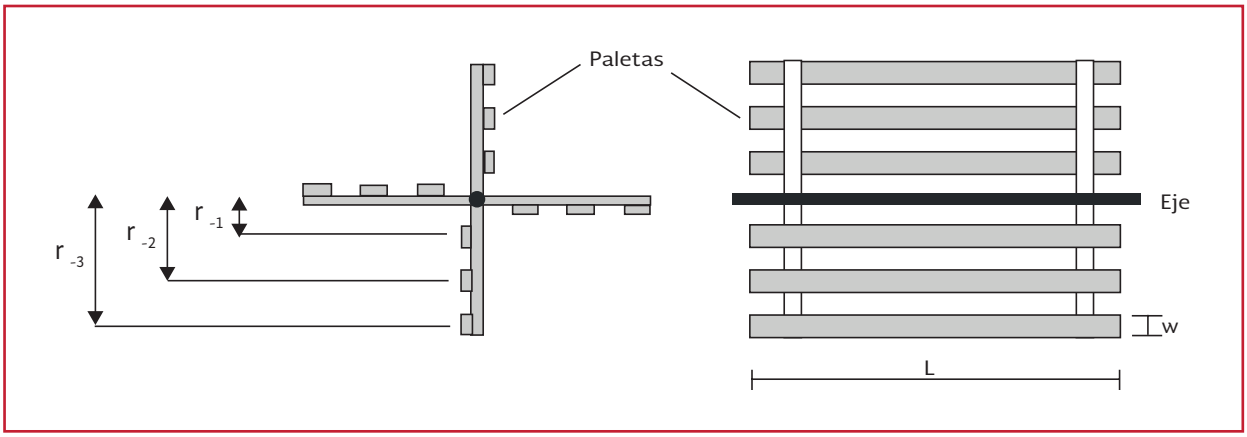


Ilustración 3.25 Detalles del floculador de paletas de rueda



3.16. Nota el área de cada paleta es la misma, así que la ecuación se puede escribir como

$$P = \frac{\rho C_D A_p}{2}[(v_{at} r_1)^3 + (v_{at} r_2)^3 + (v_{at} r_3)^3]$$

Sustituyendo la Ecuación 3.17 en el término de velocidad.

$$P = \frac{\rho C_D A_p}{2}[2\pi(0.75)n^3][(r_1)^3 + (r_2)^3 + (r_3)^3]$$

El área total de las paletas es:

$$A_p = (0.15)(3.18\,m) = 0.477\,m^2$$

De la longitud y ancho la relación se selecciona un apropiado valor de C_D

$$\frac{L}{A} = \frac{3.18\,m}{0.15\,m} = 21.2$$

De la Tabla 3.7 se selecciona C_D de 1.5. La rueda tiene un diámetro de 3.0 me-

tros, es decir, un radio de 1.5 m. Cada paleta mide 0.15 metros de ancho y están separadas una de otra 0.5 metros.

$$r_1 = 0.5\,m - \left[\frac{0.15\,m}{2}\right] = 0.425\,m$$

$$r_2 = 1.0\,m - \left[\frac{0.15\,m}{2}\right] = 0.925\,m$$

$$r_3 = 1.5\,m - \left[\frac{0.15\,m}{2}\right] = 1.425\,m$$

Despejando el valor de n de la Ecuación 3.16 el valor de velocidad de rotación es: Usando la potencia P del primer segmento P = 232 W

$$n = \left[\frac{2P}{\rho C_D A_p [2\pi(0.75)n^3][(v_{at}r_1)^3 + (v_{at}r_2)^3 + (v_{at}r_3)^3]}\right]^{1/3}$$

$$n = \left[\frac{2(232\,W)}{(1{,}000\,kg\,m^{-3})(1.5)(0.477\,m^2)(104.65)[(0.425)^3 + (0.925)^3 + (1.425)^3]}\right]^{1/3}$$

$$n = 0.116\,rps = 7\,rpm$$

14) Se asume una eficiencia del 0.65, el motor requiere

$$Potencia\ del\ motor = \frac{232\,W}{0.65} = 357\,W$$

El valor de G disminuye en cada compartimiento, por lo tanto se debe calcular n en cada una así como se hizo para el primer compartimiento. Se recomienda una potencia del motor de (1.5) (357 W) = 536 W ≈ 540 W. Añadir 0.60 m a la profundidad del tanque como factor de seguridad.

Ejercicio para el diseño de un sistema de filtración rápida

4-Diseñar un sistema de filtración rápida con arena con las características que se muestran en la Tabla 3.36.

1) Estimación del número de filtros requeridos usando la Ecuación 3.34

$$N = 0.0195\,(10\,00\,m^3 \cdot d^{-1})^{0.5} = 1.95 \approx 2$$

Sin embargo, las guías de diseño recomiendan un mínimo de 4 filtros para plantas con capacidad de diseño mayor a 8 000 metros cúbicos por día.

2) De acuerdo al punto anterior, se requieren 4 filtros. Aplicar la Ecuación 3.35 para calcular el área superficial de cada filtro

$$A = \frac{10\,000\,m^3 \cdot d^{-1}}{(4\,filtros)(180\,m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1})} = 13.88\,m^2 \approx 13.9\,m^2$$

3) Se debe proveer capacidad de redundancia para el día de máxima capacidad

Tabla 3.36 Parámetros de diseño de sistema de filtración con arena-ejemplo

Parámetro	Valor
Caudal de diseño (Q), $m^3 \cdot d^{-1}$	10 000
Carga hidráulica (q), $m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$	180
Tasa de retrolavado, $m \cdot h^{-1}$	37
Tasa de lavado superficial, $m^3 \cdot m^{-2} \cdot min^{-1}$	5

cuando un filtro salga de operación por mantenimiento. Las alternativas son

1. Incrementar el número de filtros a 5 y reducir el área
2. Incrementar el número de filtros a 6 y reducir el área
3. Mantener el número de filtros en 4 pero hacer más grande el área. Esto permite operar a una tasa de filtración baja en días promedio y permite alcanzar la carga de diseño con un solo filtro durante el día de máxima capacidad
4. Cambiar a filtros dual, lo cual permite operar a tasas de filtración mayores

4) Debido a consideraciones de construcción y operacionales, los filtros se construyen por pares. Por lo tanto, la alternativa 1 es eliminada. La alternativa 2 es aceptable pero se incrementa el costo en un 50 por ciento. Siendo la opción 3 la más económica

5) Si el área de cada filtro se incrementa en un 1/3, la tasa de filtración con un filtro fuera de servicio sería

$$q = \frac{10\,000\, m^3 \cdot d^{-1}}{(3\ filtros)(1.333)(13.9\, m^2)} =$$
$$= 179.9\, m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1} \approx 180\, m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$$

Por lo tanto, el cálculo de ensayo asume que el área de cada filtro es.

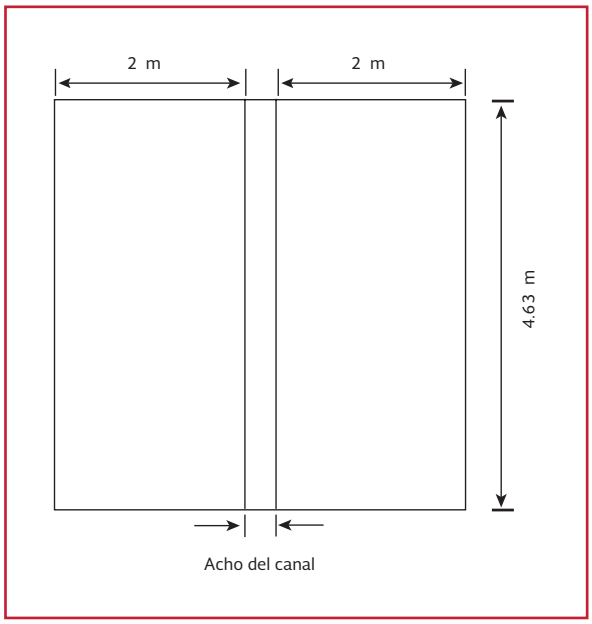
$$área\ del\ filtro = (1.333)(13.9\, m^2) = 18.5\, m^2$$

6) Como una prueba, se selecciona un ancho total de las dos celdas de 4 m. Cada celda tiene un ancho de 2 m. El largo de cada celda es

$$L = \frac{18.5\, m^2}{(2)(2\, m)} = 4.63\, m$$

El diseño cumple con los dos criterios recomendados: el ancho de cada celda es < 6 m y la relación L/A es 2.32:1, la cual se encuentra dentro del rango recomendado (2:1 a 4:1).

Ilustración 3.26 Esquema de las dimensiones del filtro diseñado.

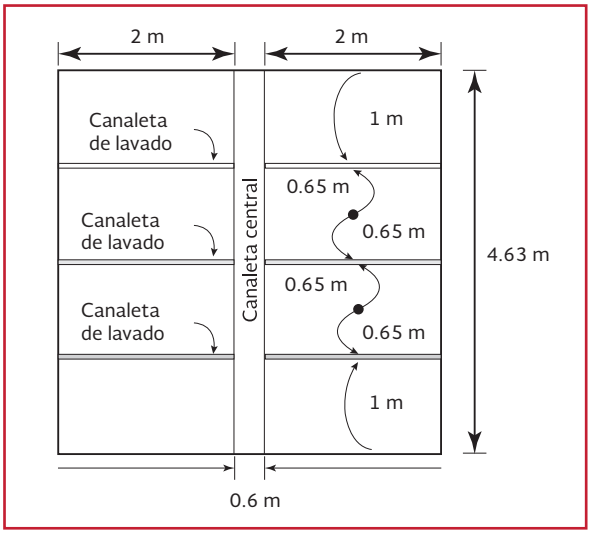


7) Con base en las recomendaciones de GLUMRB (2003), las canaletas de lavado deben estar distribuidas uniformemente, de tal manera que cada una sirva aproximadamente la misma área superficial y que la distancia máxima que debe recorrer una partícula suspendida para llegar a la canaleta no exceda 1 metro. Por lo tanto, las canaletas de lavado se distribuyeron como se muestra en la Ilustración 3.27

8) De acuerdo a las recomendaciones de GLUMRB, se elige una tasa de retrolavado de 37 metro por hora. La máxima tasa de agua de retrolavado por canaleta es

$$Q = (37\, m \cdot h^{-1})(2\, m)(1.0\, m + 0.65\, m) = 122.1\, m^3 \cdot h^{-1}$$

Ilustración 3.27 Esquema del filtro diseñado con las canaletas.



La distancia de 1 m es desde el final de la celda hasta la canaleta; la distancia de 0.65 m es desde el punto medio entre dos canaletas hasta la línea central de la canaleta

Usando el flujo de retrolavado de 122 $m^3 \cdot h^{-1}$, de la Ilustración 3.18 se seleccionan las dimensiones de canaleta las cuales son: A= 30 cm y una Y= 19 cm. La profundidad de la canaleta es 19 cm + (30 cm /2) + 5 cm = 39 centimetros.

9) el volumen de agua utilizado en el retrolavado por 15 minutos (0.25 h) y una tasa de retrolavado de 37 metros por hora

$$Volumen\ retrolavado = (q_{retrolavado})(N_{celdas})(A_{celda})(t_{retrolavado})$$

$$Volumen\ retrolavado = (37\ m \cdot h^{-1})(2\ celdas)(2\ m)$$
$$(4.63\ m)(0.25\ h) = 171.3\ m^3$$

Proveer dos veces este volumen de agua, o sea alrededor de 350 metros cúbicos.

3.2. Filtración con membranas

La filtración con membranas es un proceso de tratamiento basado en la separación física de material particulado y coloidal del agua con el uso de una membrana semi-permeable. Los procesos de membrana pueden ser usados para producir agua potable a partir de agua superficial, subterránea, salobre o de mar; también, para el tratamiento de aguas residuales industriales antes de ser descargadas o reutilizadas. Además, las tecnologías de membrana están siendo utilizadas para el tratamiento de efluentes secundarios y terciarios en plantas de tratamiento de aguas residuales municipales. Algunas de las ventajas de los sistemas de separación con membranas sobre los procesos convencionales de tratamiento de agua y agua residual son:

- Son utilizados menos productos químicos
- Formación de una barrera absoluta a partículas y patógenos. Dependiendo del tamaño de poro, microorganismos tales como bacterias y virus pueden ser removidos, produciendo un agua de muy buena calidad
- Son fáciles de operar y tienen buenos rendimientos
- Remoción de la mayoría de los contaminantes en aguas residuales: materia orgánica, color, sólidos disueltos totales, sólidos suspendidos, nitrógeno, fósforo y metales pesados

En la Tabla 3.37 se muestran las características típicas de un efluente secundario filtrado por un proceso de microfiltración o ultrafiltración.

Tabla 3.37 Calidad del agua típica de un efluente secundario filtratado por un proceso de microfiltración/ultrafiltración

Parámetro	Rango de valores
DBO	<2-5 $mg{\cdot}L^{-1}$
COT	5-25 $mg{\cdot}L^{-1}$
NTK	5-30 $mg{\cdot}L^{-1}$
PT	0.1-8 $mg{\cdot}L^{-1}$
SST	ND*
Turbiedad	<0.1 UNT
Coliformes fecales	<2-10 $NMP{\cdot}100\ mL^{-1}$
Virus	<1-300 $UFP{\cdot}100\ mL^{-1}$

*no disponible

Para poder alcanzar esos valores de calidad, es necesario que el efluente secundario tenga por lo menos una DBO ≤ 30 $mg{\cdot}L^{-1}$, SST ≤ 30 $mg{\cdot}L^{-1}$ y coliformes fecales ≤ 200 NMP por 100 mL (WEF, 2006).

3.2.1 Terminología y clasificación de los procesos de membrana

En los procesos con membrana, el afluente es conocido como corriente de alimentación (también llamada agua de alimentación). La corriente de agua que pasa a través de la membrana semi-permeable es conocida como permeado o corriente de agua producida y la corriente de agua que contiene todos los constituyentes retenidos es conocida como concentrado (rechazo, retenido o corriente de residuos). En la Ilustración 3.28 se muestra el proceso de separación con membranas. En la Tabla 3.38 se resumen algunos términos y parámetros utilizados en la aplicación de procesos de membrana.

Los procesos de membrana se puede clasificar en:

- Microfiltración
- Ultrafiltración
- Nanofiltración
- Osmosis inversa

Los procesos de membrana se pueden clasificar de acuerdo a (1) el tipo de material del cual está hecha la membrana, (2) la naturaleza de la fuerza impulsora, (3) el mecanismo de separación y (4) al tamaño de poro. Las características gene-

Ilustración 3.28 Proceso de separación con membranas.

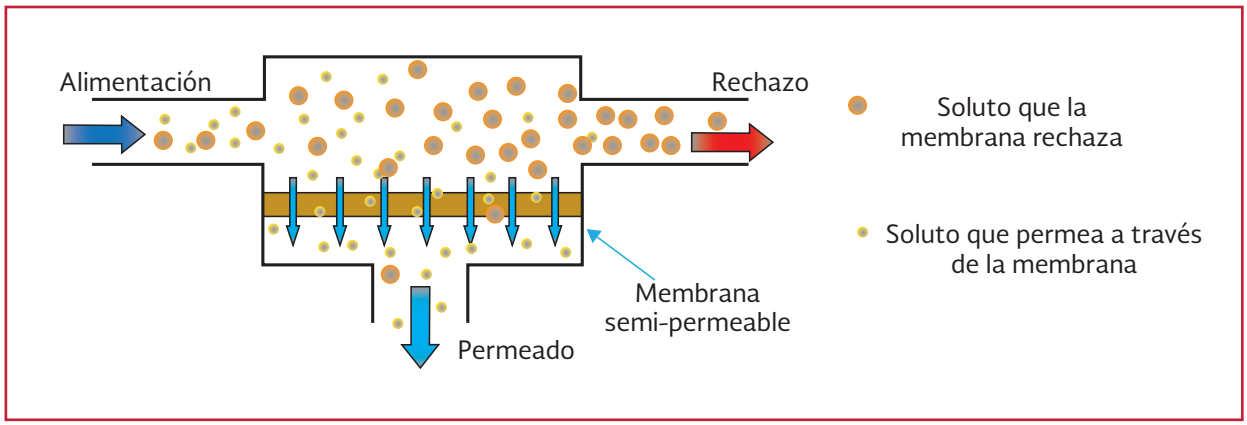


Tabla 3.38 Términos y parámetros utilizados en los procesos de membrana

Término	Descripción
Módulo	Es la unidad completa comprendida por las membranas, la estructura de soporte, la entrada de la alimentación, la salida del permeado y los puertos de rechazo.
Banco (rack)	Un número determinado de módulos son situados en un banco. El banco distribuye el afluente y el agua o aire de retrolavado. También, colecta el efluente de los módulos.
Sistema de filtración con membranas	Está constituido por uno o más bancos de membranas.
Lumen	Cavidad central de una membrana de fibra hueca.
Flux o tasa de flujo de permeado (J)	Es el caudal de permeado dividido por la superficie activa de la membrana.
Presión transmembrana (PTM)	Es la presión necesaria para hacer pasar el agua a través de la membrana.
Permeabilidad (k)	Se obtiene dividiendo el flux y la presión transmembrana.
Conversión o grado de recuperación	Se define como el porcentaje de flujo de alimentación que se procesa y se obtiene como permeado.
Corte de peso molecular (MWCO)	Es el peso molecular del material más pequeño que puede ser retenido por la membrana, comúnmente se expresa en dalton (Da).
Retrolavado	Se refiere al flujo inverso de permeado a través de la membrana para desprender las partículas atrapadas en los poros y cavidades de la membrana.
Lavado químico	Lavado periódico con productos químicas para evitar el deterioro de la membrana.
Prueba de integridad indirecta de la membrana	Determinación indirecta del estado de la membrana mediante el monitoreo continuo (al menos cada 15 minutos) de una adecuada calidad del agua de permeado por medio de la turbiedad o el contenido de sólidos.
Prueba de integridad directa de la membrana	Prueba para determinar el estado físico de la membrana. Los métodos más comunes están basados en presurización de las membranas con aire o por medio de marcadores.

Tabla 3.39 Características generales de los procesos de membrana

Procesos de membrana	Fuerza impulsora	Mecanismo de separación típico	Estructura de operación (tamaño de poro)	Rango de operación típico, µm	Permeabilidad al agua ($L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1} \cdot bar^{-1}$)	Presión de operación (bar)	Constituyentes removidos típicamente
Microfiltración	Diferencia de presión hidrostática	Tamizado	Macroporos (>50 nm)	0.08-2.0	>500	0.1-2.0	SST, turbiedad, protozoarios, ooquistes, quistes, algunas bacterias y virus
Ultrafiltración	Diferencia de presión hidrostática	Tamizado	Mesoporos (2-50 nm)	0.005-0.2	20-500	1.0-5.0	Macromoléculas, coloides, la mayoría de las bacterias, algunos virus, proteínas
Nanofiltración	Diferencia de presión hidrostática	Tamizado + solución/ difusión + exclusión	Microporos (< 2 nm)	0.001-0.01	5-50	2.0-10	Moléculas pequeñas, un poco de dureza, virus
Osmosis inversa	Diferencia de presión hidrostática	Solución/ difusión + exclusión	Densa (< 2 nm)	0.0001-0.001	0.5-10	10-100	Moléculas muy pequeñas, color, dureza, sulfatos, nitratos, sodio, otros iones

rales de los procesos de membrana son reportadas en la Tabla 3.39 (Metcalf & Eddy, 2003).

En este tema, solo se discutirá la microfiltración, ultrafiltración y nanofiltración; el proceso de osmosis inversa será esclarecido en el tema 3.7.

Material de las membranas

Como se mencionó anteriormente, las membranas se pueden clasificar de acuerdo al material que están constituidas, el cual generalmente es orgánico (membranas poliméricas) o inorgánico (membranas cerámicas o metálicas). Para el tratamiento de aguas residuales comúnmente se utilizan membranas orgánicas. Los materiales que se usan para fabricar membranas deben presentar las siguientes características:

- Operación estable
- Estabilidad térmicas
- Elevada permeabilidad
- Alta selectividad
- Estabilidad mecánica
- Resistencia química (al agua de alimentación y a los químicos de limpieza)

Ejemplos de materiales de membranas y sus ventajas y desventajas son mostrados en la Tabla 3.40.

Aplicaciones de los procesos de membrana

Las membranas de MF, UF y NF pueden ser aplicadas para los siguientes fines (Metcalf & Eddy, 2003).

3.2.2 Configuración de los procesos de membrana

La geometría de la membrana es crucial en la determinación del desempeño del sistema. La óptima geometría o configuración de un elemento individual de una membrana debe tener las siguientes características:

- Alta área de membrana con respecto al volumen del módulo (área superficial específica)
- Alto grado de turbulencia para promover la transferencia de masa en el lado de la alimentación

Tabla 3.40 Materiales más comunes de las membranas

Material	Ventajas	Desventajas
Dióxido de titanio/ dióxido de zirconio	- Buena resistencia térmica - Buena resistencia química - Buena resistencia mecánica	- Muy caro - Limitado a microfiltración y ultrafiltración - Son frágiles
Acetato de celulosa	- Económica - Resistente al cloro	- Poca estabilidad térmica - Poca estabilidad química - Poca estabilidad mecánica
Polisulfona	- Esterilizable con vapor - Resistente al pH	- Poca resistencia a hidrocarburos
Polipropileno	- Químicamente resistente	- Hidrofóbica a menos que la superficie sea tratada
Politetrafluoroetileno	- Excelente resistencia orgánica - Excelente estabilidad química - Esterilizable	- Costosa
Poliamida	- Buena estabilidad química - Buena estabilidad térmica	- Sensible al cloro

Tabla 3.41 Aplicaciones de las membranas de MF, UF y NF

Aplicación	Descripción
Microfiltración y ultrafiltración	
Tratamiento biológico aerobio	La membrana es usada para separar el agua tratada de la biomasa activa en un proceso de lodos activados. El módulo de membranas puede estar inmerso en el biorreactor o externo al biorreactor. Tal proceso es conocido como biorreactor con membranas (BRM).
Tratamiento biológico anaerobio	La membrana es usada para separar el agua tratada de la biomasa activa en un reactor anaerobio de mezcla completa.
Tratamiento biológico de aireación con membrana	La membrana (placa y marco, tubular o fibra hueca) es utilizada para transferir oxígeno puro a la biomasa adherida en la parte externa de la membrana. Este proceso es conocido como biorreactor con membrana para aireación (BRMA).
Tratamiento biológico con membrana extractiva	La membrana es usada para separar moléculas orgánicas degradables de constituyentes inorgánicos tales como ácidos, bases o sales. Este proceso es conocido como biorreactor con membrana extractiva.
Pre-tratamiento para una efectiva desinfección	Es usada para remover sólidos suspendidos residuales del efluente del sedimentador secundario o del efluente de filtros profundos o superficiales para alcanzar una efectiva desinfección con cloro o radiación UV y poder utilizarse en reúso.
Pre-tratamiento a nanofiltración y osmosis inversa	Los microfiltros son usados para remover sólidos suspendidos y coloides como pre-tratamiento a los procesos adicionales.
Nanofiltración	
Reúso de efluentes	Usada para tratar efluentes pre-filtrados (típicamente con microfiltración) para aplicarse en reúso potable indirecto como recarga de acuíferos.
Ablandamiento	Es usada para reducir la concentración de iones multivalentes que contribuyen a la dureza.

- Bajo costo por unidad de área de membrana
- Bajo consumo de energía por unidad de volumen de agua producida
- Un diseño que facilite la limpieza
- Un diseño que permita la modularización

Hay cinco configuraciones principales empleadas en los procesos de membrana las cuales tienen beneficios y limitaciones prácticas. Las configuraciones están basadas en la geometría de la membrana (cilíndrica o plana), las cuales son:

- Filtros de cartucho plisado
- Placa y marco
- Tubular
- Fibra hueca
- Enrolladas en espiral

Las configuraciones más utilizadas en el tratamiento de aguas residuales son la tubular, fibra hueca y en espiral. Las configuraciones de placa y marco y de cartucho plisado son usadas comúnmente en aplicaciones industriales.

Tubular

Este tipo de membrana es construida como una estructura monolítica con uno o más canales a través de la estructura. Estas membranas pueden ser operadas a altas velocidades de cruce, lo cual es ideal cuando se presentan altas concentraciones de partículas. El área superficial específica de estas membranas es de 400-800 metros cuadros por metro cúbico. En la Ilustración 3.29 se muestran algunas membranas de configuración tubular.

Ilustración 3.29 Módulo de membranas de configuración tubular.

Las membranas se presentan como tubos huecos y la filtración ocurre cuando el agua pasa a través de la pared de las fibras. Este tipo de membranas tiene un área superficial específica de 750-1700 $m^2 \cdot m^{-3}$ de módulo. La Ilustración 3.30 se observan varios módulos de membranas de fibra hueca.

Enrolladas en espiral

Estas membranas están compuestas de varias capas de membranas planas alrededor de una tubería central que suministra el agua de alimentación. Esta configuración de membranas es común en nanofiltración y osmosis inversa. Sin embargo, no son usadas ampliamente debido a que puede ocurrir un taponamiento en la trayectoria del flujo por material particulado y a problemas con el retrolavado. Tienen un área superficial específica de 700-1000 metros cuadrados por metro cúbico. La Ilustración 3.31 presenta una membrana de configuración espiral.

Ilustración 3.30 Módulos de membranas de fibra hueca.

Régimen de flujo

El flux y el ensuciamiento de la membrana son influenciados por el régimen de flujo del agua de alimentación. Existen dos estrategias de filtración: filtración a flujo cruzado o tangencial y filtración a flujo unidireccional. En la Ilustración 3.32 es mostrado un esquema sobre las estrategias de filtración.

Flujo cruzado o tangencial

En la filtración a flujo cruzado, el agua de alimentación es bombeada a alta velocidad a través

Ilustración 3.31 Módulo de membranas enrolladas en espiral.

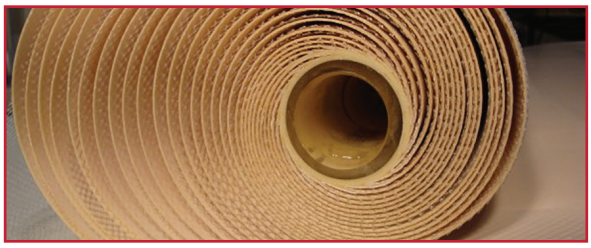
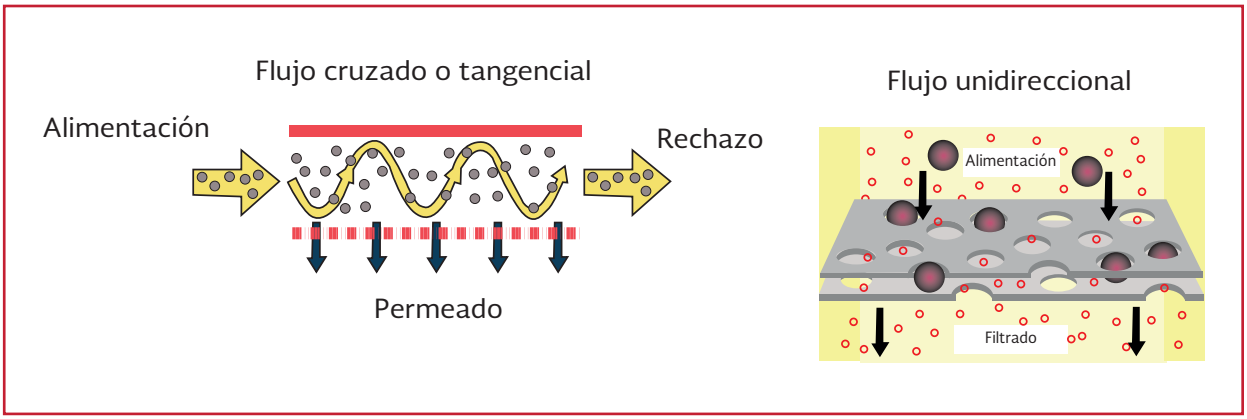


Ilustración 3.32 Régimen de flujo en los procesos de membrana.



del lumen de adentro hacia afuera de la fibra de la membrana. La velocidad de flujo, típicamente 0.5 a 1 $m \cdot s^{-1}$, es paralela a la superficie de la membrana y cerca de cuatro órdenes de magnitud mayor que la velocidad del agua hacia la superficie de la membrana.

Flujo unidireccional

El flujo de alimentación es transversal (perpendicular) a la superficie de la membrana durante la filtración unidireccional, por lo tanto, todos los sólidos son acumulados durante el ciclo de filtración y son removidos durante el ciclo de retrolavado.

3.2.3 Ensuciamiento de membranas

El ensuciamiento de las membranas es un fenómeno complejo, que considera múltiples interacciones de los constituyentes de la alimentación y la superficie de la membrana. El ensuciamiento se puede caracterizar de acuerdo a la naturaleza de los constituyentes responsables, por el método de operación o por la estrategia adoptada para controlarlo. Los constituyentes responsables del ensuciamiento se pueden clasificar como sigue:

- Partículas
- Orgánicos
- Inorgánicos
- Microorganismos

Las partículas pueden ser orgánicas e inorgánicas y actuar como incrustantes debido a su habilidad de bloquear y taponear la superficie de la membrana. La categoría de los orgánicos involucra componentes disueltos y coloidales los cuales se pueden fijar a la superficie por adsorción. Los inorgánicos incluyen constituyentes disueltos los cuales tienden a precipitar en la superficie debido al cambio de pH o la oxidación (por ejemplo Óxidos de hierro y manganeso). La categoría de los microorganismos se refiere a bacterias y algas, las cuales pueden formar colonias y causar bio-ensuciamiento.

El ensuciamiento ocurre debido a interacciones físicas y químicas. Los constituyentes de la alimentación se pueden fijar a la superficie de la membrana debido a enlaces químicos y/o interacciones con las propiedades de la membrana, tales como el grado de hidrofobicidad o efectos de carga. Además, los constituyentes tienden a bloquear los poros o a dificultar el transporte a la membrana por el desarrollo de una torta taponante. La combinación de los efectos físicos y químicos va a controlar el grado de taponamiento. Esto determinará qué tan severo es el ensuciamiento y que estrategia será efectiva para controlarlo.

Procedimientos de control del ensuciamiento

Típicamente, son utilizados tres procedimientos para el control del ensuciamiento de la membrana: (1) Pre-tratamiento del agua de alimentación, (2) retrolavado de la membrana y (3) lavado químico de la membrana. El pre-tratamiento es utilizado para reducir el contenido de SST y bacterias en el afluente. El retrolavado de la membrana es el método más utilizado para desprender el material acumulado en las cavidades y poros de la membrana, y se realiza haciendo pasar agua y/o aire a través de la membrana. Independientemente del pre-tratamiento y el retrolavado de la membrana, esta requiere de una limpieza química.

Retrolavado

En principio, el proceso de retrolavado para los sistemas de filtración con membranas es similar al de los filtros empacados y su objetivo es remover los contaminantes acumulados en la superficie de la membrana. Cada unidad de membranas es retrolavada separadamente y de manera escalonada para minimizar el número de membranas que son retrolavadas simultáneamente. Durante el ciclo de retrolavado, es invertida la dirección de flujo por un periodo de 30 s a 3 min. La fuerza y la dirección de flujo desalojan los contaminantes y los sólidos de la superficie. Los sistemas de filtración con membranas son retrolavados con mayor frecuencia que los filtros empacados, en intervalos de 15 a 60 minutos aproximadamente. Típicamente, el proceso de retrolavado de la membrana reduce la productividad del sistema en un rango de 5 a 10 por ciento debido al volumen de permeado utilizado en la operación.

De los diferentes tipos de membranas, el retrolavado se realiza casi exclusivamente con las membranas de MF y UF de fibra hueca. Algunos sistemas de filtración de cartucho también pueden ser retrolavados, dependiendo de cómo es diseñado y configurado el sistema; sin embargo, es más común reemplazar los filtros de cartucho cuando son ensuciados.

Limpieza química de las membranas

La limpieza química es otro método de control del ensuciamiento de la membrana, particularmente para los compuestos inorgánicos que precipitan, algunos compuestos orgánicos y los microorganismos responsables del bio-ensuciamiento, los cuales no son removidos por el proceso de retrolavado. Así como el retrolavado, la limpieza química de cada unidad de membranas se lleva a cabo separadamente y de manera escalonada. Tanto las membranas de MF y UF, así como NF y OI son lavadas químicamente. En las membranas de NF y OI el lavado químico representa el principal método para remover incrustaciones. Sin embargo, los intervalos de limpieza pueden variar de acuerdo al tipo y a la necesidad del sistema.

Así como en el retrolavado, el objetivo del lavado químico es reestablecer la PTM del sistema a su nivel base. Existen dos tipos del ensuciamiento: reversible e irreversible. El ensuciamiento reversible es definido como el ensuciamiento de la superficie de la membrana que puede ser removido por retrolavado y lavado químico, mientras que en ensuciamiento irreversible se refiere al ensuciamiento interno de la membrana, el cual no es removido por ninguno de los dos métodos de limpieza. El ensuciamiento irreversible de las membranas ocurre prácticamente en todos los sistema de membranas, lo que eventualmente requerirá un reemplazo de la membrana. El lavado químico se puede dividir en lavado químico de mantenimiento y lavado químico de recuperación. En la limpieza de mantenimiento (diariamente o semanalmente), el retrolavado es con soluciones químicas como hipoclorito de sodio (NaOCl) a 500 ppm o ácido cítrico al 5 por ciento a un pH de 2.5-3, seguida de una limpieza con agua.

En la limpieza química de recuperación (1-2 veces al año) la membrana es introducida a soluciones químicas de alta concentración como ácido cítrico o NaOCl a 1000 ppm a 35 °C (Li *et al.*, 2008). En la Tabla 3.42 se muestran algunos agentes químicos de limpieza para membranas.

Tabla 3.42 Agentes químicos de limpieza para membranas

Agente de limpieza	Químico	Concentración típica	Reacción
Base	Hidróxido de sodio	PFVD: pH 10-11 (12) PES (PS): pH 11.5-12.5	Hidrólisis, Solubilización
Quelante alcalino	- EDTA - Na_3PO_4 - Fosfonatos poliméricos	- 0.5-1.0 por ciento	Quelación
Ácido	- Ácido sulfúrico - Ácido clorhídrico - Ácido nítrico	- pH (1.7) 2-2.5 - pH (1.7) 2-2.5 -0.3-0.5 por ciento	Solubilización
Quelante ácido inorgánico	Ácido fosfórico	0.3-0.5 por ciento	Solubilización y quelación
Ácido orgánico/ quelante salino ácido	- Ácido cítrico - Ácido oxálico (con ascórbico) - Gluconato de sodio	- 1-2 por ciento - Ej. 1 por ciento (con 0.25 por ciento ascórbico) - Ej. 0.1 por ciento	Solubilización , quelación y reducción
Agente oxidante	- NaOCl (mantenimiento) - NaOCl (recuperación) - Peróxido de hidrógeno - Ácido peracético	- PES 30 (50) ppm Cl_2; PFVD 200 (500) ppm Cl_2 - PES 100 (200) ppm Cl_2; PFVD 500 (1000) ppm Cl_2 - 200-1000 ppm - 0.1-0.5 por ciento (200 ppm H_2O_2)	Oxidación y desinfección
Agente reductor	- Metabisulfito de sodio (SBS) - Hidrosulfito de sodio (SHS)	- 200 ppm - 0.5-2.0 por ciento (puede ser usado con SBS)	Reducción
Surfactante	- Ániónico - Detergente no inónico - Detergente enzimático con proteasas y lipasas	————	Emulsificación, dispersión y acondicionamiento de la superficie con reacciones catalíticas

Notas:
PES: Polieter sulfona; PFVD: Polifluoruro de vinildeno

Generación de residuos en los sistemas con membrana

Así como en muchos procesos de tratamiento de aguas, los sistemas de filtración con membranas pueden generar diferentes tipos de residuos que deben ser tratados y/o dispuestos, incluyendo el rechazo y los residuos generados en el retrolavado y el lavado químico. El tipo de residuos que son generados varía tanto por el tipo de membrana y la configuración hidráulica del sistema de filtración. Por ejemplo, las membranas de NF y OI producen una corriente de rechazo continuamente y residuos provenientes del lavado químico periódicamente, debido a que estos sistemas con membranas enrolladas en espiral no son retrolavadas y por lo tanto no se generan residuos en esta operación. Por otro lado, los sistemas de MF y UF son retrolavados regularmente y son sometidas a lavado químicos, por lo que se generan residuos en ambos procesos.

3.2.4 Microfiltración

Las membranas de microfiltración son las más numerosas en el mercado, son las más económicas y son fabricadas comúnmente de polipropileno, acrilonitrilo, nylon y politetrafluoroetileno. Tienen tamaños de poro en un rango de

0.05-10 µm. De acuerdo a su tamaño de poro relativamente grande, las membranas de MF tienen alta permeabilidad (>500 $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1} \cdot bar^{-1}$) y pueden ser operadas a bajas presiones (típicamente de 0.1 a 2 bar). En tratamiento avanzado, con el objetivo de conducir una eficiente desinfección, las membranas de MF son utilizadas para reemplazar filtros profundos, mejorando la remoción de turbiedad, sólidos suspendidos residuales y bacterias. En la Tabla 3.43 se muestra los porcentajes de remoción esperados en el tratamiento de un efluente secundario por microfiltración (Metcalf & Eddy, 2014).

Parámetros de operación

Los principales parámetros de operación de los procesos de membrana son: el flux o densidad de flujo, presión transmembrana y permeabilidad.

Flux

El caudal de permeado dividido por la superficie activa de la membrana se denomina flux o tasa de flujo de permeado y se puede expresar en $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$. El flux se relaciona directamente con la PTM; si se opera a flux constante, la PTM aumentará gradualmente debido al ensuciamiento de la membrana. La tasa de flujo de permeado puede ser descrita para la siguiente ecuación:

$$J = \frac{Q_p}{A_s} \qquad \text{Ecuación 3.54}$$

Donde:

J = Tasa de flujo de permeado o flux, $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$
Q_p = Caudal de permeado, $L \cdot h^{-1}$
A_s = Área superficial de la membrana, m^2

Presión transmembrana

La presión transmembrana (PTM) es la fuerza impulsora para que tenga lugar los procesos de separación con membranas; y se define como la presión necesaria para hacer pasar el agua a través de la membrana. Cuando el proceso de filtración es operado a flujo cruzado o tangencial, la PTM se puede calcular con la ecuación:

Tabla 3.43 Desempeño esperado del proceso de microfiltración en el tratamiento de efluentes secundarios

Parámetro	Remoción
COT	45-65 por ciento
DBO	75-90 por ciento
DQO	70-85 por ciento
SST	95-98 por ciento
SDT	0-2 por ciento
NH_3-N	5-15 por ciento
NO_3-N	0-2 por ciento
PO_4^-	0-2 por ciento
SO_4^{-2}	0-1 por ciento
Cl^-	0-1 por ciento
Coliformes totales	2-5 log
Coliformes fecales	2-5 log
Protozoarios	2-5 log
Virus	0-2 log

$$PTM = \frac{P_a + P_r}{2} - P_p \qquad \text{Ecuación 3.55}$$

Y cuando la membrana es operada a flujo unidireccional, la PTM se puede calcular con:

$$PTM = P_a - P_p \qquad \text{Ecuación 3.56}$$

Donde:

P_a = Presión de alimentación, bar
P_r = Presión del rechazo, bar
P_p = Presión del permeado, bar

Permeabilidad

Se obtiene dividiendo el flux y la presión transmembrana y se puede expresar con la ecuación:

$$K = \frac{J}{PTM} \qquad \text{Ecuación 3.57}$$

Donde:

K = Permeabilidad, $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1} \cdot bar^{-1}$

Conversión o grado de recuperación

Se define como el porcentaje de flujo de alimentación que se procesa y se obtiene como permeado. Puede expresarse con la ecuación:

$$r = \frac{Q_p}{Q_a} \times 100 = \frac{V_f - V_{rl}}{V_f} \times 100 \qquad \text{Ecuación 3.58}$$

Donde:

r = Grado de recuperación, por ciento
Q_a = Caudal de alimentación, $L \cdot h^{-1}$
V_f = Volumen de agua filtrada por ciclo, m^3
V_{rl} = Volumen de agua usada para el retrolavado por ciclo, m^3

Pruebas de tratabilidad

Las pruebas de tratabilidad pueden ser usadas para demostrar la efectividad de tecnologías innovadoras o para proveer una base para comparar sistemas alternativos. Las pruebas de tratabilidad deben incorporar todos los procesos de pre-tratamiento que están siendo considerados para la instalación a escala real. Para la mayoría de los estudios con procesos de microfiltración y ultrafiltración se deben evaluar los siguientes parámetros:

1. Calidad del agua de alimentación y permeado, incluyendo pH, turbiedad, contenido de sólidos, COT o carbono orgánico disuelto (COD), absorbancia UV a 254 nm y otros parámetros relevantes para el tipo de agua en específico como aniones y cationes
2. Temperatura del agua de alimentación
3. Flujos de agua de alimentación y permeado
4. Requerimientos de retrolavado (frecuencia, duración, flujo, presión)
5. Requerimiento de lavado químico (frecuencia, duración, dosis de químico, procedimiento)

Las pruebas de tratabilidad se deben realizar durante un tiempo prolongado, que van desde varios meses a un año, dependiendo de las variaciones estacionales en la calidad y temperatura del agua.

Criterios de diseño

El caudal de diseño de un sistema de microfiltración es el caudal máximo horario. La Tabla

Tabla 3.44 Criterios de diseño de un sistema de microfiltración

Parámetro	Valor
Flux de permeado (J)	
Sistema presurizado	30-170 $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$ 18-100 $gal \cdot pie^{-2} \cdot d^{-1}$
Sistema sumergido	25-75 $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$ 15-45 $gal \cdot pie^{-2} \cdot d^{-1}$
Presión transmembrana (PTM)	
Sistema presurizado	0.4-1 bar 6-15 $lb \cdot pulg^{-2}$
Sistema sumergido	0.2-0.4 bar 3-6 $lb \cdot pulg^{-2}$
Presión transmembrana máxima (PTM_{max})	
Sistema presurizado	2 bar 30 $lb \cdot pulg^{-2}$
Sistema sumergido	0.5 bar 7.4 $lb \cdot pulg^{-2}$
Área de membrana por módulo	8-70 m2
Módulos por banco	2-300
Dimensiones del módulo	
Diámetro	100-300 mm
Largo	1-6 m
Duración de ciclo de filtración	30-90 min
Retrolavado	
Duración	1-5 min
Presión	0.35-3.5 bar
Velocidad de flujo	6 $L \cdot m^{-2} \cdot min^{-1}$
Tiempo entre lavado químico	5-180 d
Duración del lavado químico	1-6 h
Grado de recuperación	>95 por ciento
Tiempo de vida de la membrana	5-10 años

3.44 presenta los principales criterios de diseño de un sistema de microfiltración, diferenciando si el módulo de membranas opera presurizado o sumergido (a vacío) (Crittenden *et al.*, 2012).

Metodología para el dimensionamiento de un sistema de microfiltración

1. A partir de pruebas de tratabilidad o criterios de diseño seleccionar las siguientes condiciones de operación:
   - Flux de operación
   - Duración de ciclo de filtración
   - Dimensiones de cada módulo
   - Área de membrana por módulo
   - Número de módulos por banco
   - Duración de retrolavado
   - Volumen de agua utilizada en el retrolavado
   - Frecuencia y duración del lavado químico
   - Duración de prueba de integridad directa de la membrana
2. Determinación de la fracción de tiempo que el sistema está produciendo permeado por medio del factor de producción en

línea (η) a partir de la ecuación:

$$\eta = \frac{1440 - t_{rl} - t_{pid} - t_{lq}}{1440} \qquad \text{Ecuación 3.59}$$

Donde:

- η = Factor de producción en línea, decimal
- t_{rl} = Tiempo de retrolavado por día, min
- t_{pid} = Tiempo de prueba de integridad por día, min
- T_{lq} = Tiempo de lavado químico, prorrateado por día, min

3. Determinación del grado de recuperación del sistema con la ecuación 5.
4. Determinación del flujo de alimentación con la ecuación:

$$Q_a = \frac{Q_p}{r} \qquad \text{Ecuación 3.60}$$

5. Cálculo del área total de membrana requerida por medio de la siguiente ecuación:

$$a = \frac{Q_p}{J\eta} \qquad \text{Ecuación 3.61}$$

Donde:

- a = Área total de membrana requerida, m^2
- J = Flux o Tasa de flujo de permeado, $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$

6. Determinación del número de módulos y de módulos por banco que son requeridos:

$$N_{mod} = \frac{a}{A_S} \qquad \text{Ecuación 3.62}$$

Donde:

- A_S = Área superficial de la membrana, m^2

3.2.5 Ultrafiltración

Las membranas de ultrafiltración son usadas en muchas de las aplicaciones donde son utilizadas membranas de microfiltración. Para caracterizar las membranas de ultrafiltración, es más adecuado utilizar el concepto de corte por peso molecular (MWCO, por sus siglas en ingles) en lugar de tamaño de poro, ya que este tipo de membranas tiene la capacidad de retener macromoléculas orgánicas, tales como coloides, proteínas y carbohidratos; estas membranas no pueden remover azucares o sales. Valores típicos de corte por peso molecular de las membranas de ultrafiltración son del rango de 10 000-50 000 Dalton. La ultrafiltración es utilizada típicamente en aplicaciones industriales para generar agua de enjuague de alta pureza.

En los sistemas de ultrafiltración, los parámetros de operación, las pruebas de tratabilidad, los criterios de diseño (Tabla 3.44) y la metodología de dimensionamiento son iguales a la de los sistemas de microfiltración (como se indica en el tema 3.2.4). En la Tabla 3.45 se muestra los porcentajes de remoción esperados en el tratamiento de un efluente secundario por microfiltración (Metcalf & Eddy, 2014).

3.2.6 Nanofiltración

La nanofiltración puede retener partículas con tamaño de hasta 0.001 micrometros. Es usada para remover constituyentes disueltos específicos de las aguas residuales tales como iones me-

Tabla 3.45 Desempeño esperado de la ultrafiltración en el tratamiento de efluentes secundarios

Parámetro	Remoción
COT	50-75 por ciento
DBO	80-90 por ciento
DQO	75-90 por ciento
SST	96-99.9 por ciento
SDT	0-2 por ciento
NH_3-N	5-15 por ciento
NO_3-N	0-2 por ciento
PO_4^-	0-2 por ciento
SO_4^{-2}	0-1 por ciento
Cl^{-1}	0-1 por ciento
Coliformes totales	3-6 log
Coliformes fecales	3-6 log
Protozoarios	>6 log
Virus	2-7 log

tálicos polivalentes responsables de la dureza. La ventaja de la nanofiltración sobre el ablandamiento con cal es la generación de un agua que cumple los requerimientos de calidad más estrictos para reúso. Debido a que son removidos compuestos orgánicos e inorgánicos, así como bacterias y virus, es minimizada la necesidad de una desinfección subsecuente. Aunque en su mayoría son utilizadas membranas de NF de poliamida en configuración espiral enrollada, están disponibles más de diez diferentes tipos de membranas.

Determinación del flux de operación de un sistema de nanofiltración

Aparte de la realización de pruebas de tratabilidad, una manera de establecer el flux de operación de una membrana de nanofiltración es a partir del índice de densidad de sedimentos o por sus siglas en ingles SDI (silt density index) del agua residual a tratar. El SDI es un índice de ensuciamiento, el cual índica el nivel de material suspendido y coloidal en el agua; Esté coeficiente es calculado a partir del tiempo que toma filtrar 500 mL del agua prueba a través de un filtro de 0.45 µm de diámetro de poro a una presión de 2.1 bar (30 lb·pulg^{-2}) al inicio y al final de una prueba con duración específica. El SDI puede ser calculado a partir de la siguiente ecuación:

$$SDI = \frac{100[100(1-(t_i/t_f))]}{t} \quad \text{Ecuación 3.63}$$

Donde:

t_i = Tiempo que tomó colectar la muestra inicial de 500 mL

t_f = Tiempo que tomó colectar la muestra final de 500 mL

t = Tiempo total que duró la prueba (comúnmente es de 15 min)

A partir de este coeficiente y el tipo de agua a tratar, muchos fabricantes comerciales de membranas de nanofiltración recomiendan rangos de flux de operación para evitar el ensuciamiento de la membrana. Conociendo el flux de operación de la membrana y el caudal de alimenta-

ción de agua, se puede calcular el área total de membrana requerida.

3.2.7 Ejemplo de diseño de un sistema de microfiltración

Dimensionamiento de un sistema de microfiltración a partir de datos obtenidos en pruebas piloto

Se va a diseñar un sistema de microfiltración para producir 75 700 $m^3 \cdot d^{-1}$ (876 $L \cdot s^{-1}$) de agua tratada. Las pruebas piloto demostraron que el sistema puede ser operado adecuadamente a un flux de 65 $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$ a 20 °C con un ciclo de retrolavado de 2 minutos cada 45 minutos y lavado química una vez por mes durante 4 horas. Los módulos tienen un área de membrana de 50 metros cuadrados. La unidad piloto tenía 3 módulos de membrana y el sistema a escala real puede tener hasta 100 módulos por banco. El retrolavado de la unidad piloto requirió 300 L de agua tratada. La prueba de integridad directa va a tomar un tiempo de 10 min una vez al día. Determinar el número de módulos por banco y la cantidad de bancos que son necesarios.

1) Con la Ecuación 3.59, determinar de la fracción de tiempo que el sistema está produciendo permeado:

$$t_{rl} = (2\ min)\left(\frac{1440\ min \cdot min^{-1}}{45\ \text{min}}\right) = 64\ min \cdot d^{-1}$$

$$t_{pid} = 10\ min \cdot d^{-1}$$

$$t_{lq} = \frac{(4\ h)(60\ min \cdot h^{-1})}{30\ d} = 8\ min \cdot d^{-1}$$

$$\eta = \frac{1440 - 64 - 10 - 8\,64\ min \cdot d^{-1}}{1440\,64\ min \cdot d^{-1}}$$

$$\eta = 0.943$$

2) Determinación del grado de recuperación. La recuperación es la misma para un elemento como para todos los elementos y puede ser calculada con la Ecuación 3.58. Para un elemento que filtra durante 43 min por ciclo (excluyendo los 2 minutos de retrolavado):

$$V_f = JA_s t_p \qquad \text{Ecuación 3.64}$$

$$V_f = \frac{(65\ L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1})(50\ \text{m}^2)(43\ min)}{60\ min \cdot h^{-1}} = 2330\ L$$

$$V_{rl} = \frac{300\ L}{3\ módulos} = 100\ L$$

$$r = \frac{2330\ L - 100\ L}{2330\ L}$$

$$r = 0.957$$

3) Cálculo del flujo de alimentación requerido:

$$Q_a = \frac{Q_p}{r} \qquad \text{Ecuación 3.65}$$

$$\text{Q}_a = \frac{75\,700\ \text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}}{0.957}$$

$$Q_a = 79\,100\ m^3 \cdot d^{-1}$$

4) Cálculo del área total de membrana requerida (a):

$$\text{a} = \frac{\text{Q}_a}{\text{J}\eta} \qquad \text{Ecuación 3.66}$$

$$a = \frac{(79\,100\ m^3 \cdot d^{-1})}{(65\ L \cdot m^{-2} \cdot d^{-1})(24\ \text{h} \cdot \text{d}^{-1})(0.943)}$$

$$a = 53\,800\ m^2$$

5) Cálculo del número total de módulos requeridos:

$$N_{mod} = \frac{53\,800\ m^2}{50\ m^2}$$

$$N_{mod} = 1076$$

6) Determinación del número de bancos y de módulos por banco son necesarios. Sabiendo que los bancos pueden tener hasta 100 módulos, al menos van se van a requerir 11 bancos. Es preferible ubicar la misma cantidad de módulos en cada banco. Además, es recomendado dejar espacio en los bancos como una forma económica de proveer flexibilidad para reducir el flux o para incrementar la capacidad adicionando módulos en el futuro. En este caso se van a elegir 12 bancos.

$$N_{\frac{mod}{banco}} = \frac{1076}{12}$$

$$N_{\frac{mod}{banco}} = 89.66 \approx 90$$

Por lo tanto, el sistema de microfiltración va a estar constituido por 12 bancos con 90 módulos cada uno.

3.3. Adsorción

Incluso después del tratamiento secundario, coagulación, sedimentación y filtración, en el efluente persiste material orgánico soluble que es resistente a la degradación biológica, el cual es conocido como compuestos orgánicos refractarios. Este tipo de compuestos pueden ser detectados en el efluente como DQO soluble. Valores de DQO en los efluentes secundarios se encuentran entre 30-60 miligramos por litro. El método más práctico disponible para la remoción de compuestos orgánicos refractarios es la adsorción con carbón activado (USEPA, 1979).

La adsorción es un proceso de transferencia de masa en el cual sustancias presentes en una fase líquida son adsorbidas o acumuladas en una fase sólida y por lo tanto removidas del líquido. En tratamiento de aguas residuales, la adsorción es aplicada como un proceso de pulimento para aguas que ya han sido sometidas a un tratamiento biológico convencional. Como se mencionó anteriormente, la adsorción ha sido utilizada para la remoción de compuestos orgánicos refractarios; además, para la remoción de compuestos inorgánicos tales como nitrógeno, sulfuros y metales pesados. Bajo condiciones óptimas, la adsorción puede reducir la DQO del efluente a menos de 10 miligramos por litro. En aplicaciones para recuperación y reutilización de aguas residuales la adsorción se puede aplicar para (1) una continua remoción de compuestos orgánicos y (2) como una barrera contra compuestos orgánicos que no fueron removidos en otros procesos unitarios. En algunos casos, la adsorción es usada para el control de precursores que puedan formar subproductos tóxicos en el proceso de desinfección (Metcalf & Eddy, 2014). Algunos términos utilizados en el proceso de adsorción se resumen en la Tabla 3.46.

3.3.1 Fundamentos de la adsorción y tipos de adsorbentes

El constituyente que es adsorbido sobre una superficie es conocido como adsorbato, y el sólido sobre el cual el constituyente es adsorbido es llamado adsorbente. Durante el proceso de adsorción, las especies disueltas son transporta-

Tabla 3.46 Términos utilizados en el proceso de adsorción

Término	Descripción
Densidad de la partícula adsorbente en un adsorbedor (ρ_s)	Peso del adsorbente seco (y húmedo) dividido por el volumen del sólido. La densidad del carbón activado es aproximadamente igual a la del grafito (≈ 2 g·mL^{-1}).
Densidad aparente (ρ_a)	Peso del adsorbente seco (y húmedo) dividido por el volumen total de la partícula. El volumen total incluye el volumen del sólido y de los poros.
Porosidad (ε_p)	Relación del volumen de los poros con el volumen total de una partícula de adsorbente. Este parámetro caracteriza la fracción de volumen de adsorbente que no está ocupada por el material.
Esfericidad (Φ)	Área superficial externa de una partícula dividida por el área superficial de una esfera que podría tener el mismo volumen.
Área superficial específica	Área superficial externa por peso seco de partícula. Debido a que la mayoría de las partículas adsorbentes tienen una forma irregular, el área superficial externa por unidad de masa es definida como $3/R\Phi\rho_a$ donde R es igual al radio de la partícula.
Porosidad del lecho (ε)	Volumen vacío en el adsorbedor dividido por el volumen total ocupado por el material adsorbente. Este parámetro caracteriza la fracción del volumen de lecho en el cual pasa el fluido.
Densidad del adsorbedor (ρ_f)	Peso del adsorbente seco dividido por el volumen total del lecho, incluyendo el volumen de los poros del lecho.
Tiempo de contacto de lecho vacío (EBCT)	Volumen del lecho ocupado por el material (incluyendo los espacios vacíos) dividido entre el flujo de agua.
Isoterma	Una relación que describe la concentración de adsorbato en la fase sólida contra la concentración en la fase líquida a una temperatura constante. Algunos modelos típicos son el de Langmuir, el de Freundlich y el de Brunauer-Emmett-Teller (BET).

das al gránulo poroso adsorbente por difusión y luego son adsorbidas en la superficie interna del adsorbente. Las especies disueltas son concentradas en la superficie del sólido por reacciones químicas (quimisorción o adsorción química) o atracción física (fisisorción o adsorción física). La adsorción física es un proceso rápido causado por fuerzas de atracción tales como las fuerzas de Van der Waals. La adsorción física es reversible, lo que indica que el adsorbato se desorbe en respuesta a la disminución de la concentración de la solución. Además, es el mecanismo más común por el cual son removidos solutos en tratamiento de aguas.

El proceso de adsorción física es exotérmico con un calor de adsorción típico de 4-40 kJ·mol^{-1} (casi dos veces mayor que el calor de vaporización o disolución de gases y líquidos respectivamente). La adsorción química es más específica debido a que ocurre una reacción química que conlleva la transferencia de electrones entre adsorbente y adsorbato, con lo cual puede ocurrir la formación de un enlace químico con la superficie. El calor de adsorción de la quimisorción es típicamente mayor a 200 kJ·mol^{-1}. Usualmente la quimisorción es irreversible. Pero, si llegase a ocurrir la desorción, es acompañada por un cambio químico del adsorbente.

Factores que afectan la adsorción

Algunos de los factores que afectan al proceso de adsorción son los siguientes:

Área superficial y estructura del poro. Generalmente, la capacidad de adsorción de un material adsorbente es proporcional a su área superficial. Sin embargo, es inadecuado explicar la capacidad de adsorción de sólidos porosos solo con su área superficial para diferentes solutos, como es el caso del carbón activado. La distribución del tamaño de poro del carbón activado indica que los microporos contribuyen en ma-

yor proporción con el área superficial específica. Muchos de los microporos tienen dimensiones moleculares; por lo tanto, es razonable esperar que un soluto penetrara fácilmente dentro de los poros teniendo un cierto diámetro crítico y será excluido de los poros con menor tamaño a este. En otras palabras, el área superficial accesible a un adsorbato dependerá de su tamaño molecular, y solo los poros que son accesibles al adsorbato contribuirán con el área superficial efectiva.

Tamaño de la partícula. El área superficial de los adsorbentes no porosos incrementa considerablemente con el decremento del tamaño de partícula. Consecuentemente, la capacidad de adsorción debe incrementar con la reducción del diámetro de partícula. Aunque, para adsorbentes altamente porosos como el carbón activado, la mayoría de su área superficial reside en su estructura interna (poros), y se espera que su capacidad de adsorción sea independiente del tamaño de partícula. Zogorski (1975) demostró que triturando carbón Columbia LCK a partículas con tamaños en un rango entre 0.66-1.44 mm no tuvo efecto en el área superficial y que la capacidad de adsorción para 2,4-diclorofenol y 2,4-dinitrofenol era independiente al tamaño de partícula. En contraste, Weber & Morris (1972) obtuvieron que disminuyendo 4 veces el tamaño de partícula (0.502-0.126 mm) del carbón Columbia LCK se incrementó al doble la capacidad de adsorción de 3-dodecilbencensulfonato. Sugiriendo que la ruptura de partículas grandes sirvió para abrir pequeños canales en el carbón, que pueden estar disponibles para la adsorción.

Química de la superficie. La presencia de algunos grupos funcionales en la superficie del adsorbente le confiere ciertas características que afectan al proceso de adsorción. La formación de grupos polares en la superficie por la quimisorción de oxígeno durante la activación del carbón, afecta la capacidad de adsorción para muchos solutos.

Naturaleza del adsorbato. La adsorción con carbón activado en soluciones acuosas es influenciada por varias propiedades fisicoquímicas del soluto orgánico. La solubilidad, es quizá la propiedad más significativa en la capacidad de adsorción de un material. En general, una mayor solubilidad indica una fuerte interacción o afinidad soluto-solvente, por lo tanto, se espera que el grado de adsorción sea bajo debido a la necesidad de romper el enlace soluto-solvente antes de que ocurra la adsorción. El tamaño y peso molecular del adsorbato también afectan la capacidad de adsorción del material. Weber (2003) y Weber & Morris (1972) demostraron que la capacidad de adsorción del carbón activado aumentó con el incremento del peso molecular de varios alquilbencenos sulfonados. Otra característica de los solutos que afecta la capacidad de adsorción es la polaridad. En su mayoría, la superficie del carbón activado es no polar o hidrofóbica; por lo tanto, las interacciones hidrofóbicas son importantes. Estas interacciones se originan de la repulsión neta entre el agua y las regiones no polares del carbón así como de la fracción no polar del soluto o adsorbato. Como consecuencia de estas interacciones repulsivas y de la alta energía de cohesión del agua, las moléculas no polares y las regiones no polares de la superficie pueden asociarse cuando se encuentran próximas. En otras palabras, en sistemas acuosos, los solutos no polares son más fuertemente adsorbidos en carbón activado que los solutos polares.

Efecto de otros iones. La composición inorgánica (Ca^{+2}, Mg^{+2}, etc.) del agua puede tener un importante efecto en la adsorción de ciertos compuestos orgánicos en carbón activado.

Efecto de la temperatura. Ya que el proceso de adsorción es espontaneo, este es acompañado por un decremento en la energía libre del sistema. Siempre hay una disminución de la entropía debido a la pérdida de grados de libertad del soluto que pasa del estado disuelto al estado adsorbido. El proceso de adsorción siempre debe ser exotérmico (el calor de adsorción siempre debe ser negativo a pesar de la naturaleza de las fuerzas de interacción). Por lo tanto, un incremento en la temperatura resultara en una reducción en la capacidad de adsorción, mientras que temperaturas más bajas favorecerán la capacidad de adsorción.

Isotermas de adsorción

La cantidad de adsorbato que puede ser tomado por un adsorbente es función tanto de las características y concentración del adsorbato y de la temperatura. Las características del adsorbato que son importantes son: solubilidad, estructura molecular, peso molecular, polaridad y saturación. La afinidad del adsorbente hacia un adsorbato es cuantificada por medio de las isotermas de adsorción, las cuales son usadas para describir la cantidad de soluto que puede ser adsorbido a un adsorbente al equilibrio y a temperatura constante. Las isotermas de adsorción se llevan a cabo en un volumen fijo de líquido exponiendo una cantidad de adsorbato a varias dosis de adsorbente. Para prevenir la pérdida de soluto en situaciones donde el adsorbato es volátil, es adsorbido en las paredes del contenedor y es fotosensible, son usados frascos ambar de vidrio con tapa roscada de teflón. Si el adsorbente es granular, debe ser pulverizado (< malla 200 o < 0.074 mm), lavado y secado a peso constante y almacenado en un desecador. Típicamente, son usados más de diez frascos con diferentes dosis de adsorbente y se dejan alcanzar el equilibrio en una base rotatoria a 25 $rev \cdot min^{-1}$ a temperatura constante por un periodo de no menos de seis días.

Al final del periodo, es medida la concentración de adsorbato en la fase líquida y se determina la capacidad de adsorción del adsorbente por medio de la siguiente ecuación:

$$q_e = \frac{V}{m}(C_0 - C_e) \qquad \text{Ecuación 3.67}$$

Donde:

q_e = Capacidad de adsorción, mg adsorbato·g^{-1} adsorbente
C_0 = Concentración inicial de adsorbato, mg·L^{-1}
C_e = Concentración al equilibrio de adsorbato, mg·L^{-1}
V = Volumen de la fase líquida, L
m = Masa de adsorbente, g

Isoterma de Freundlich

La isoterma de adsorción de Freundlich (Freundlich, 1906), propuesta originalmente como una ecuación empírica, es usada para describir los datos de adsorbentes heterogéneos como el carbón activado:

$$q = k_f C_e^{\frac{1}{n}} \qquad \text{Ecuación 3.68}$$

Donde:

k_f = Constante de Freundlich o parámetro de capacidad de adsorción de Freundlich (mg adsorbato·g^{-1} adsorbente) (L agua·mg^{-1} adsorbato)$^{1/n}$

$1/n$ = Parámetro de intensidad de adsorción de Freundlich (adimensional)

La constante de Freundlich y el parámetro de intensidad de adsorción se pueden calcular con la forma linealizada de la Ecuación 3.68.

$$\log q = \log k_f + \frac{1}{n} log\, C_e \qquad \text{Ecuación 3.69}$$

Graficando el log C_e vs log q, se obtiene una recta con pendiente 1/n y ordenada al origen log k_f.

Isoterma de Langmuir

La isoterma de Langmuir fue desarrollada asumiendo: (1) un número fijo de sitos accesibles están disponibles en la superficie del adsorbente, de los cuales todos tienen la misma energía y (2) la adsorción es reversible. Es alcanzado el equilibrio cuando las velocidades de adsorción y desorción de las moléculas sobre la superficie son iguales. El modelo de Langmuir se presenta en la ecuación:

$$q = \frac{abC_e}{1 + bC_e} \qquad \text{Ecuación 3.70}$$

Donde:

a, b = Constantes empíricas.

Las constantes del modelo de Langmuir pueden ser calculadas graficando C_e vs $C_e\, q^{-1}$ de acuerdo a la forma linealizada de la Ecuación 3.70.

$$\frac{C_e}{q} = \frac{1}{ab} + \frac{1}{a} C_e \qquad \text{Ecuación 3.71}$$

Obteniendo una recta con pendiente a^{-1} y ordenada al origen $(ab)^{-1}$.

Tipos de adsorbentes

Casi cualquier material sólido puede servir como adsorbente. En la naturaleza, las rocas proveen una superficie para el crecimiento de biopelículas en corrientes de agua; la arena tiene la misma función en la percolación y movimiento de agua subterránea. También, la arcilla o limo pueden proveer sitios activos para la adsorción de bacterias (y probablemente virus). En tratamiento de aguas, los flóculos químicos o biológicos pueden adsorber moléculas orgánicas.

Carbón activado. El carbón activado es derivado de someter un material orgánico carbonoso, tal como madera, carbón, almendra, cascaras de nuez o coco a un proceso de pirolisis seguido de una activación por la exposición a gases oxidantes como vapor o CO_2 a altas temperaturas. Es el adsorbente más común utilizado en sistemas de adsorción. Su alta área superficial, ~1000 m^2·g^{-1}, le confiere la mayor capacidad de adsorción de todos los materiales. Su diámetro de poro medio es aproximadamente de 3-6 μm (McGuire & Suffet, 1978). El carbón activado adsorbe un amplio espectro de compuestos orgánicos encontrados en aguas residuales y fuentes de agua de primer uso.

El carbón activado está disponible esencialmente en dos rangos de tamaño de partícula: Carbón activado granular (CAG) con un tamaño medio de partícula de 0.5-3 mm y carbón activado en polvo (CAP) con tamaño medio de partícula de 20-50 micrometros. La Tabla 3.47 muestra las

Tabla 3.47 Principales aplicaciones, ventajas y desventajas del CAG y CAP

Parámetro	Carbón activado granular (CAG)	Carbón activado en polvo (CAP)
Principales aplicaciones	- Control de compuestos orgánicos tóxicos presentes en aguas subterráneas - Barrera a picos ocasionales de sustancias orgánicas tóxicas en aguas superficiales y control de olor y sabor - Remoción de compuestos orgánicos refractarios, nitrógeno, sulfuros y metales pesados en aguas residuales - Control de olor y sabor en aguas residuales (fines de reúso)	- Remoción de compuestos orgánicos refractarios, nitrógeno, sulfuros y metales pesados en aguas residuales - Control estacional de olor y sabor y remoción de pesticidas y herbicidas a bajas concentraciones (<10 $\mu g \cdot L^{-1}$)
Ventajas	- Se puede reactivar facilmente - Bajo tasa de consumo de carbón por volumen de agua tratada comparada con el CAP	- Se puede adicionar fácilmente a tomas de agua existentes o instalaciones de coagulación o de lodos activados para el control ocasional de compuestos orgánicos
Desventajas	- Es necesario el uso de contactores y sistema de tuberías para la distribución y el reemplazo del carbón saturado - Puede ocurrir la desorción de compuestos adsorbidos previamente, presentándose en el efluente a concentraciones mayores que en el afluente	-Difícil de reactivar e impráctica recuperación en el lodo de los sistemas de coagulación o lodos activados -Tasa de consumo de carbón por volumen de agua tratada mucho mayor comparada con el CAG

principales aplicaciones, ventajas y desventajas del CAG y CAP.

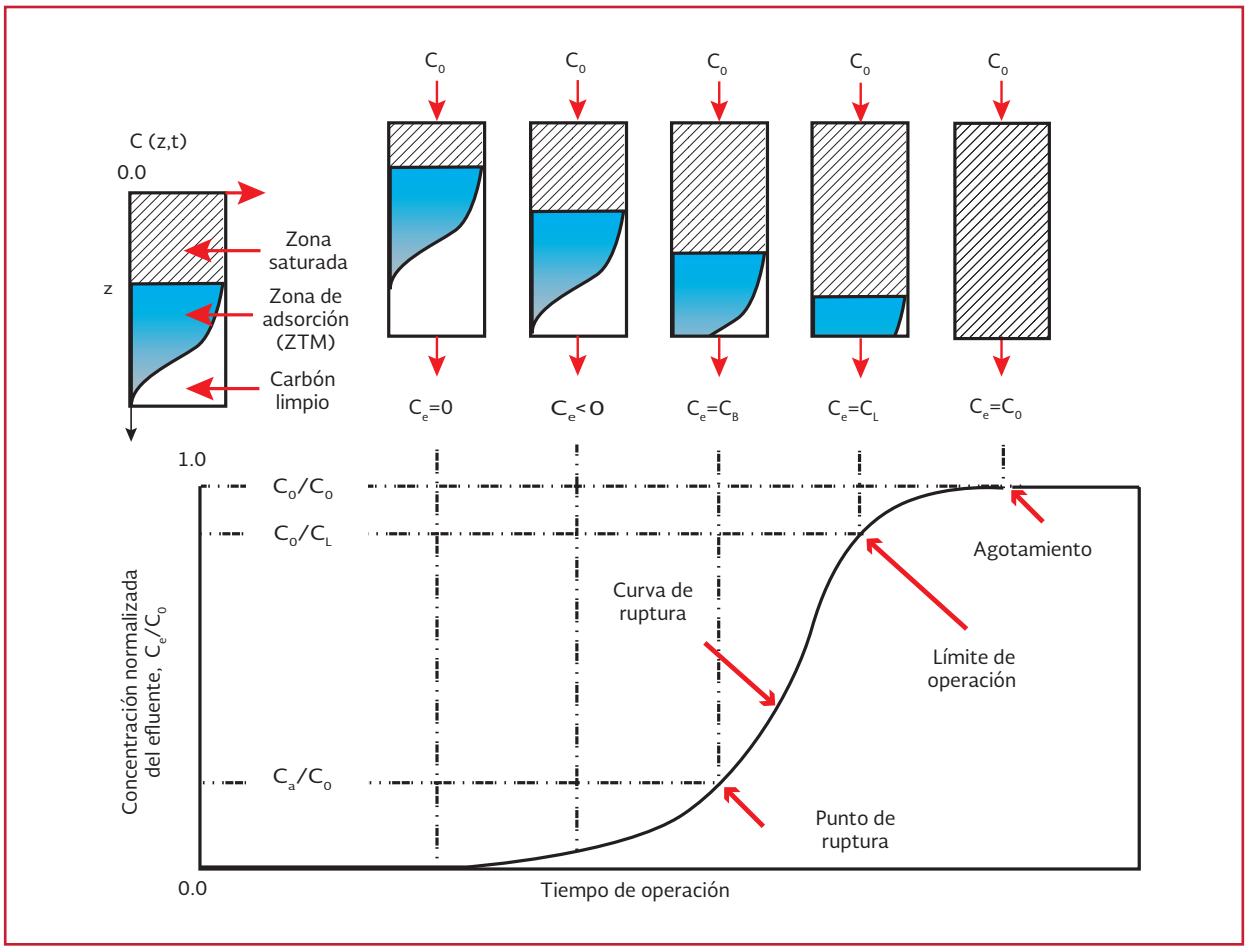
Hidróxido férrico granular (HFG). El HFG es fabricado de una solución de cloruro férrico, por medio de la neutralización y precipitación con hidróxido de sodio. La capacidad de adsorción HFG depende de la calidad del agua, pH, temperatura y algunos constituyentes del agua. Con el HFG ha sido removido arsénico, cromo, selenio, cobre y otros metales. El desempeño del proceso es reducido por la presencia de sólidos suspendidos y precipitados de hierro y manganeso; también, por otros constituyentes del agua que compiten por los sitios activos de adsorción, incluyendo materia orgánica y otros iones (por ejemplo, fosfatos, silicatos, sulfatos).

Alumina activada. La alumina activada es utilizada en tratamiento de agua para consumo humano para la remoción de arsénico y fluoruros (Clifford, 1999) y puede tener aplicación en recuperación de agua para la remoción de constituyentes específicos. Este material es anfotérico, lo que significa que este tiene carga positiva a un pH menor al punto de carga cero (pH donde la carga superficial es cero), y negativa a un valor de pH mayor a este punto. La remoción de iones es compleja y ocurre por quimisorción, formando un complejo de superficie vía enlace covalente o por intercambio iónico (Fleming, 1986).

Zona de transferencia de masa

El área del lecho de CAG donde ocurre la sorción es llamada zona de transferencia de masa (ZTM), como se muestra en la Ilustración 3.33. Después de que el agua contaminada pasa a través de una región de lecho cuya profundidad es igual a ZTM, la concentración del contaminante es reducida hasta su mínimo valor. Con la saturación de las capas superiores del carbón activado, la ZTM se moverá hacia las capas inferiores del lecho hasta la ruptura. La longitud de la ZTM es típicamente función de la carga hidráulica aplicada a la columna y de las características del carbón. En dicho caso que la carga hidráulica aplicada sea muy alta, el largo de la

Ilustración 3.33 Curva típica de ruptura en un proceso de adsorción



ZTM será mayor que la profundidad del lecho y por lo tanto los constituyentes adsorbibles no serán removidos completamente por el carbón. Cuando ocurre el agotamiento del medio, la concentración de contaminante en el efluente es igual a la concentración en el afluente.

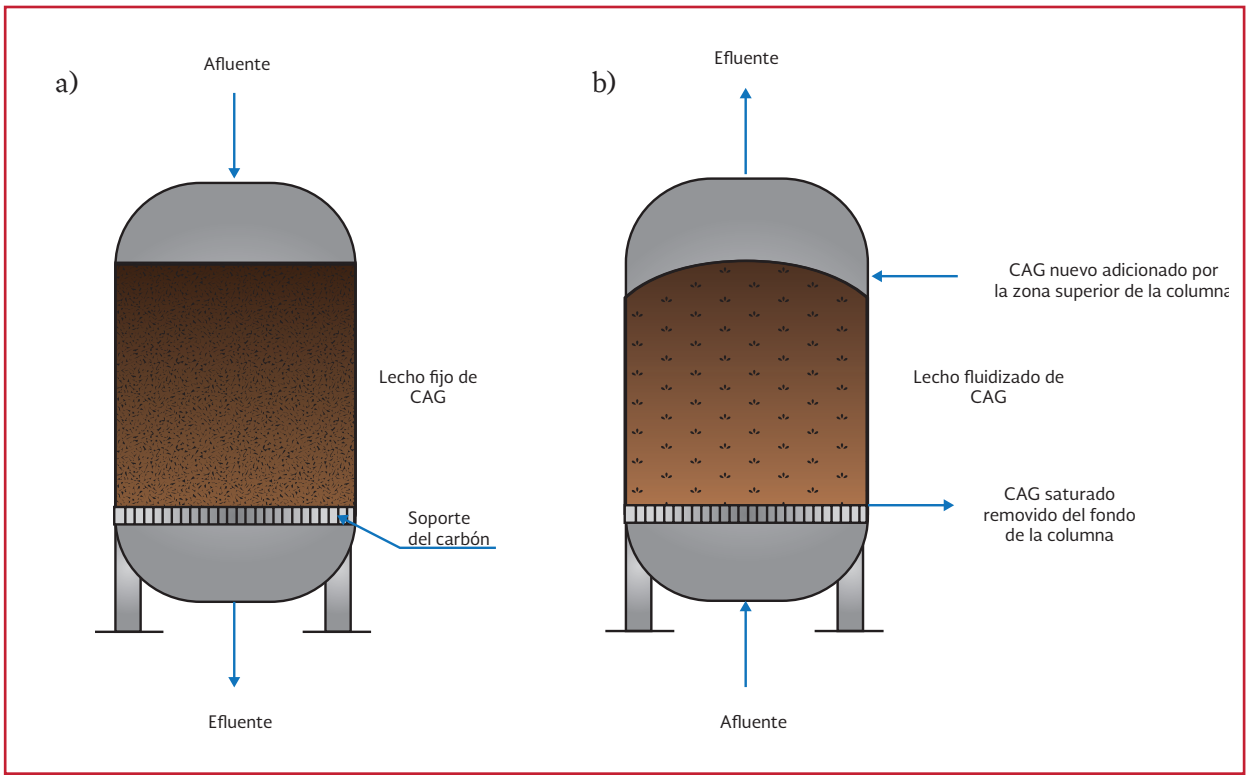
3.3.2 Modos de operación, configuración y diseño de adsorbedores de carbón activado granular

El tratamiento con carbón activado granular consiste en pasar un líquido a tratar a través de un lecho de carbón activado contenido en un reactor (a veces llamado contactor o adsorbedor). Varios tipos de adsorbedores de carbón activado son utilizados en tratamiento avanzado de aguas residuales. Los sistemas típicos pueden ser a presión o por gravedad, y pueden ser unidades de lecho fijo con flujo descendente o ascendente constituidas por dos o tres columnas en serie. También, pueden ser adsorbedores de lecho expandido de flujo ascendente a contracorriente. En la Ilustración 3.34 se muestren los tipos de adsorbedores de CAG.

Adsorbedores de lecho fijo

Las columnas de lecho fijo pueden ser operadas individualmente, en serie o en paralelo. Es utilizado un sistema de filtración con medio gra-

Ilustración 3.34 Tipos de adsorbedores con CAG. a) Adsorbedor con lecho fijo, b) Adsorbedor con lecho fluidizado



nular previamente al adsorbedor de carbón activado para la remoción de compuestos orgánicos asociados con los sólidos suspendidos presentes en los efluentes secundarios. Sin embargo, la adsorción de los compuestos orgánicos y la filtración de los sólidos suspendidos se pueden llevar a cabo en un solo sistema. En operación a flujo descendente, el afluente es introducido por la parte superior de la columna y el efluente es retirado en la parte inferior. El carbón se mantiene en su lugar con un sistema de drenaje en la parte inferior de la columna. También, el sistema cuenta con retrolavado y lavado superficial para reducir la pérdida de carga debido a la remoción de partículas suspendidas dentro de la columna.

También han sido utilizados adsorbedores de lecho fijo con flujo ascendente, pero los sistemas de flujo descendente son utilizados más comúnmente debido a que reducen la posibilidad de acumular sólidos en la parte inferior del lecho, donde podría ser más difícil la remoción de partículas por retrolavado. Si la remoción de materia orgánica disuelto no es mantenida de manera óptima, puede ser necesario una regeneración del carbón con mayor frecuencia.

Adsorbedores de lecho expandido

En los sistemas de lecho expandido o fluidizado, el afluente es introducido por la parte inferior de la columna y se permite expandir el carbón activado, tanto como se expande un lecho filtrante en el retrolavado. Cuando se satura el carbón activado que se encuentra en la parte inferior de la columna, es removida esa fracción de carbón y es adicionada una porción equivalente de carbón regenerado o virgen en la parte superior de la columna. En estos sistemas, la pérdida de carga no aumenta con el tiempo. Sin embargo, hay un arrastre importante de partículas finas de carbón en el efluente.

Regeneración y reactivación del CAG

La regeneración es el término utilizado para describir todos los procesos para recuperar la capacidad de adsorción del carbón gastado, los cuales son: (1) químicos para la oxidación del material adsorbido, (2) vapor para el desprendimiento del material adsorbido, (3) solventes y (4) procesos de conversión biológica. Típicamente algo de la capacidad de adsorción del carbón (entre el 4 y 10 por ciento) es perdida en el proceso de regeneración, dependiendo de los compuestos que fueron adsorbidos y del método de regeneración utilizado. Sin embargo, en algunas aplicaciones la capacidad de adsorción del carbón después de la regeneración se ha mantenido igual por muchos años.

La reactivación del carbón granular involucra esencialmente los mismo procesos utilizados para producir el carbón activado de material virgen. El carbón gastado es reactivado en un horno mediante la oxidación del material orgánico adsorbido, por lo que es removido de la superficie del carbón.

Parámetros de operación

Para cuantificar el desempeño operacional de los contactores de CAG, se han utilizado comúnmente los siguientes parámetros:

Tiempo de contacto de lecho vacío o por sus siglas en ingles EBCT

$$EBCT = \frac{V_b}{Q} = \frac{A_b D}{v_f A_b} = \frac{D}{v_f} \qquad \text{Ecuación 3.72}$$

Donde:

Q = Caudal, $m^3 \cdot h^{-1}$

V_b = Volumen de contactor ocupado por el CAG, m^3

A_b = Área de la sección transversal de lecho, m^2

D = Profundidad de lecho, m

V_f Velocidad de filtración, $m \cdot h^{-1}$

Densidad del carbón activado

$$\rho_{CAG} = \frac{m_{CAG}}{V_b} \qquad \text{Ecuación 3.73}$$

Donde:

ρ_{CAG} = Densidad del carbón activado granular, $g \cdot L^{-1}$

m_{CAG} = Masa del carbón activado granular, g

V_b = Volumen de contactor ocupado por el CAG, L

Rendimiento específico, expresado como m^3 de agua tratada por gramos de carbón:

$$Rendimiento\ especifico = \frac{Qt}{m_{CAG}} = \frac{V_b t}{EBCT m_{CAG}} = \frac{t}{EBCT \rho_{CAG}}$$

Ecuación 3.74

Donde:

t = tiempo

Tasa de utilización de carbón (CUR), expresada como gramos de carbón por m^3 de agua tratada:

$$CUR = \frac{m_{CAG}}{Qt} = \frac{C_0 - C_e}{q_e} \qquad \text{Ecuación 3.75}$$

$$CUR = \frac{1}{rendimiento\ específico} \qquad \text{Ecuación 3.76}$$

Donde:

q_e = Capacidad de adsorción, mg adsorbato·g^{-1} adsorbente

C_0 = Concentración inicial de adsorbato, mg·L^{-1}

C_e = Concentración al equilibrio de adsorbato, mg·L^{-1}

Volumen de agua tratada (V_{tr}) para un dado EBCT, expresado en litros.

$$V_{tr} = \frac{Masa\ de\ CAG\ para\ un\ dado\ EBCT}{CUR}$$

Ecuación 3.77

Tiempo de vida del lecho, expresado en días.

$$Tiempo\ de\ vida = \frac{V_{tr}}{Q}$$ Ecuación 3.78

Criterios de diseño de un contactor de carbón activado granular

El dimensionamiento de un contactor de carbón activado está basado en cuatro factores: tiempo de contacto, carga hidráulica, profundidad del lecho y el número de contactores. Los principales criterios de diseño de un contactor de carbón activado granular son presentados en la Tabla 3.48 (Metcalf & Eddy, 2014) y en la Tabla 3.49 (Davis M. , 2010). En la Tabla 3.50 se presentan las tasas de uso de carbón para efluentes secundarios (Davis M. , 2010). También, en la Tabla 3.51 se muestran las especificaciones típicas del carbón activado granular (Metcalf & Eddy, 2003).Es recomendado el diseño de un mínimo de dos contactores de carbón en paralelo. Unidades múltiples permiten mantener una o más unidades en operación mientras una unidad se encuentra fuera de servicio por mantenimiento o para la remoción y regeneración del carbón gastado.

Escalamiento de adsorbedor de lecho fijo

Hay dos diferentes enfoques para escalar columnas de adsorción de lecho fijo:

El primero implica escoger un modelo teórico apropiado y calcular la curva de ruptura a partir de ese modelo. Esto requiere conocer uno o más de los coeficientes de transferencia de masa (como k_f, k_s, K_s, K_f) y/o la difusividad del soluto

Tabla 3.48 Criterios típicos de diseño de un contactor de CAG

Parámetro	Valor
Caudal (Q), m^3·h^{-1}	50-400
Volumen del lecho (V_b), m^3	10-50
Área de la sección transversal (A_b), m^2	5-30
Profundidad de lecho (D), m	1.8-4
Fracción de huecos (α), m^3·m^{-3}	0.38-0.42
Densidad del CAG (ρ), kg·m^{-3}	350-550
Carga hidráulica(q_h), m^3·m^{-2}·h^{-1} o velocidad de filtración (v_f), m·h^{-1}	5-15
Tiempo de contacto efectivo (t), min	2-10
Tiempo de contacto de lecho vacío (EBCT), min	5-30
Tiempo de operación (T), d	100-600
Volumen de rendimiento (V_L), m^3	10-100
Rendimiento específico (V_{sp}), m^3·kg^{-1}	50-200
Volumen del lecho (BV), m^3·m^{-3}	2000-20000

Tabla 3.49 Criterios típicos de diseño de un contactor de CAG para tratar aguas residuales

Parámetro	Valor	Comentario
Tamaño de malla de carbón		
Lechos de flujo descendente y ascendente	8x30	
Lecho fluidizado de flujo ascendente	12x40	
Carga hidráulica(q_h),$m^3 \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$ o velocidad de filtración (v_f), $m \cdot h^{-1}$		
Flujo ascendente	10-20	
Flujo descendente	5-12	
Tiempo de contacto de lecho vacío (EBCT), min	10-50	Se deben realizar pruebas piloto.
Tasa de utilización de carbón (CUR), $g \cdot m^{-3}$	24-72	Bajos CUR están asociados con altos EBCT
Altura de la columna, m	≤ 18	
Diámetro de la columna, m	≤ 3.6	
Relación altura/diámetro	1.5:1 a 4:1	
Tasa de retrolavado, $m^3 \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$	20-50	
Expansión de lecho en el retrolavado, por ciento	10-50	
Duración del retrolavado, min	10-15	

Tabla 3.50 Tasas de uso de carbón típicas para el tratamiento de efluentes secundarios

Pretratamiento	Tasa de uso de carbón (CUR), g·m-3
Efluente de sistema de lodos activados coagulado, sedimentado y filtrado	24-48
Efluente secundario filtrado	48-72

Tabla 3.51 Especificaciones típicas del CAG

Parámetro	Valor
Área superficial total, $m^2 \cdot g^{-1}$	700-1300
Densidad aparente, $kg \cdot m^{-3}$	400-440
Densidad de partícula, humedecida con agua, $kg \cdot L^{-1}$	1.3-1.5
Tamaño efectivo, mm	0.8-0.9
Coeficiente de uniformidad, UC	≤1.9
Diámetro de partícula medio, mm	1.5-1.7
Número de lodo, min	850
Número de abrasión, min	70
Contenido de Cenizas, por ciento	8 (max)
Humedad, por ciento	4-6 (max)

en la fase solida (D_s). Para determinar D_s se requiere la cinética en sistema batch. Para determinar los coeficientes como k_f puede ser usando correlaciones ya existentes, o pueden ser determinadas para un sistemas en específico usando experimentos de laboratorio con lechos cortos.

Uno debe seleccionar la altura del lecho, y calcular la curva de ruptura basada en esa altura; si el tiempo de ruptura ocurre antes de lo deseado, se prueba con otra altura.

El segundo enfoque es casi completamente empírico. Se refiere a evaluar columnas escala piloto de diferentes alturas, se corren a las misma velocidad (misma carga hidráulica) anticipando que se usara en la columna de gran escala y se determinan las curvas de ruptura de cada co-

lumna, utilizando la misma concentración inicial de soluto, la misma malla y también todos los demás parámetros importantes.

Una alternativa con el segundo enfoque son las pruebas rápidas en minicolumnas o método RSSCT (rapid small scale column test) las cuales permiten realizar los experimentos en un tiempo muy corto, con pequeños volúmenes de agua a tratar. Además, presenta la gran ventaja de permitir escalar los resultados a escala real (Crittenden *et al.*, 2012). Este método permite determinar las principales características de operación y de diseño de columnas de adsorción (tipo, tamaño y dosis de carbón activado, tipo de flujo, diámetro y altura de la columna, tiempo de operación, carga hidráulica).

Metodología para el dimensionamiento de un adsorbedor de carbón activado granular de lecho fijo

1. Realizar isotermas de adsorción variando la dosis de adsorbente, pH y temperatura para calcular la capacidad de adsorción del carbón activado y los coeficientes cinéticos según al modelo que mejor se ajuste (Freundlich o Langmuir). Otra opción es utilizar los coeficientes cinéticos reportados en la bibliografía para la adsorción de contaminantes específicos con carbón activado
2. A partir de pruebas de tratabilidad (pruebas rápidas en minicolumnas o pruebas en columnas escala piloto) o criterios de diseño seleccionar las siguientes condiciones de operación:
   - Tiempo de contacto de lecho vacío (EBCT)
   - Tasa de filtración (v_f) o carga hidráulica (q)
3. Determinación de la profundidad de lecho (D) y el área de la sección transversal de lecho (A_b) con la Ecuación 3.72
4. Cálculo de la tasa de utilización de carbón de acuerdo a la Ecuación 3.75
5. Determinación de la masa carbón requerido para un EBCT dado
6. Determinación del volumen de agua tratada según la Ecuación 3.77
7. Cálculo del tiempo de vida del lecho con la Ecuación 3.78

3.3.3 Sistema de adsorción con carbón activado en polvo

Sistema de lodos activados con adición de CAP (proceso PACT)

En el proceso PACT, el carbón activado es adicionado directamente al tanque de aireación, lo que resulta en una simultánea oxidación biológica y adsorción física. Una característica de este proceso es que puede ser integrado a sistemas de lodos activados existentes a un bajo costo. La adición de CAP al sistema de lodos activados le confiere varias ventajas al proceso: (1) Estabilidad del sistema contra choques de carga, (2) reducción de contaminantes refractarios, (3) remoción de color y amonio y (4) mejora la sedimentabilidad de los lodos. En aguas residuales industriales, donde los contaminantes orgánicos tóxicos pueden inhibir la nitrificación, la aplicación de CAP puede reducir o limitar la inhibición. En la Ilustración 3.35 se muestra un sistema PACT.

Contactor mezclado con CAP y separación a gravedad

El CAP puede ser adicionado al efluente secundario en un tanque de mezclado separado.

El contactor puede operar a flujo discontinuo o continuo. A flujo discontinuo, después de un tiempo específico de contacto, se deja sedimentar el carbón al fondo del tanque y el sobrenadante es removido del tanque. El sistema en continuo está constituido por un tanque de contacto y un sedimentador; el carbón sedimentado debe ser recirculado al tanque de contacto. Debido a que las partículas del carbón son muy finas, se debe de utilizar un coagulante (polielectrolito) o filtro rápido de arena para la separación del carbón. En algunos procesos de tratamiento, el CAP es utilizado conjuntamente con algunos químicos usados para la precipitación de constituyentes específicos. En la Ilustración 3.36 se muestra un sistema mezclado con CAP.

Ilustración 3.35 Sistema de lodos activados con adición de CAP

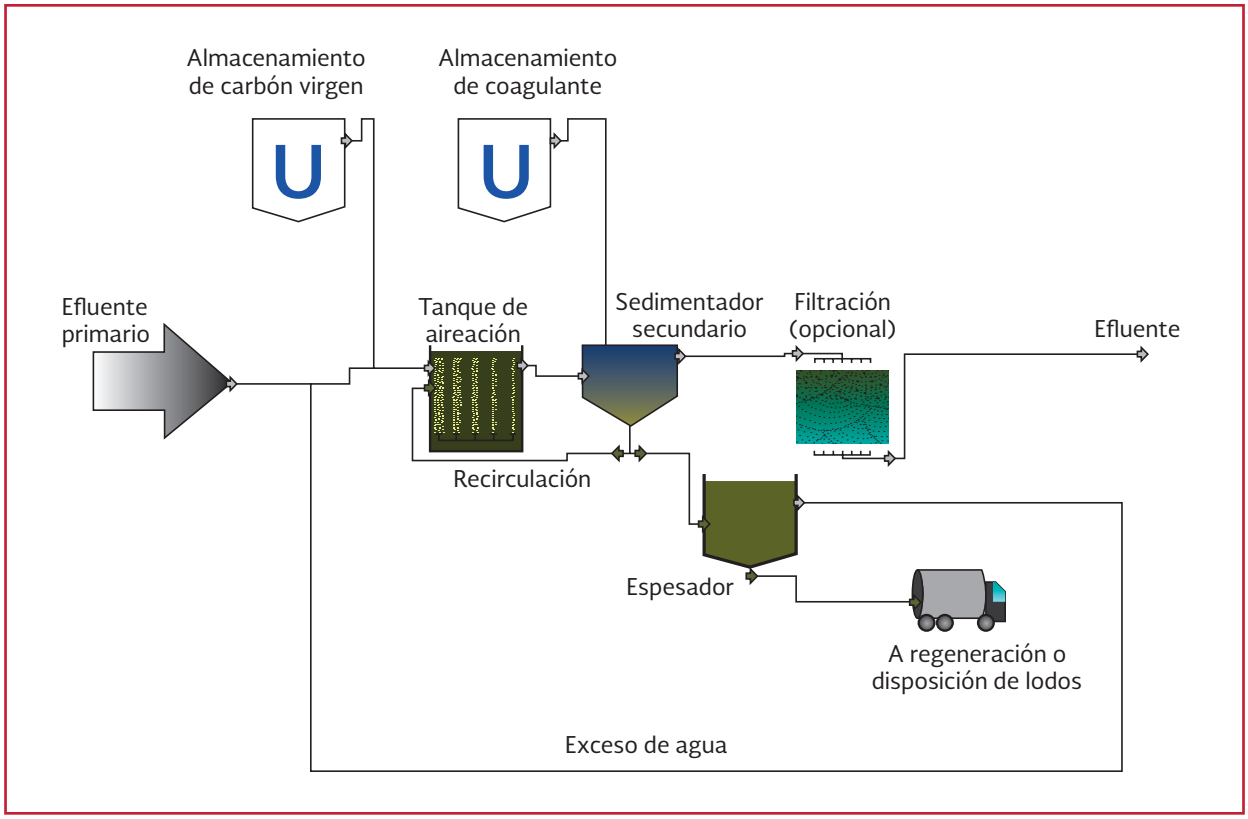
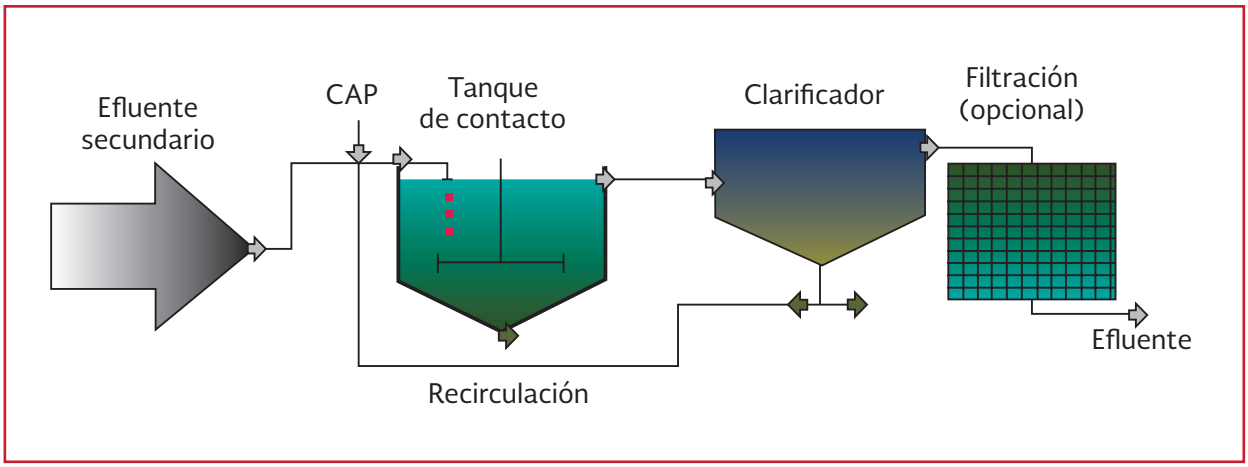


Ilustración 3.36 Contactor mezclado con CAP y separación a gravedad



Contactor mezclado con CAP y separación mediante membranas

La remoción de constituyentes traza en un contactor de mezcla completa o flujo pistón puede ser combinada con la separación mediante membranas de micro o ultrafiltración. El CAP es adicionado al efluente secundario continuamente o mediante pulsos, seguido de la separación del CAP en la membrana. Cuando es alcanzado un cierto valor en la pérdida de carga a través de la membrana, es iniciado el ciclo de retrolavado. El agua de retrolavado que contiene el CAP retenido puede ser desechado o recirculado al contactor.

3.3.4 Ejemplo de diseño de adsorbedores de carbón activado granular

Dimensionamiento de un adsorbedor de lecho fijo con carbón activado

Se desea diseñar una columna de adsorción de carbón activado granular de flujo descendente para tratar un efluente secundario de 1000 $L \cdot min^{-1}$ que presenta una concentración de tricloroetileno (TCE) de 1 miligramo por litro. La concentración de TCE en el efluente del adsorbedor debe de ser 0.005 miligramos por litro. Las isotermas de adsorción arrojaron que la adsorción del TCE sigue el modelo de Freundlich, con una K_f de 28 (mg adsorbato·g^{-1} adsorbente) (L agua·mg^{-1} adsorbato)$^{1/n}$ y 0.62 el parámetro de intensidad de Freundlich (1/n). El adsorbedor debe ser operado a un EBCT de 10 min y una velocidad de filtración de 12 metros por hora.El carbón activado tiene una densidad de 450 gramos por litro. Dimensionar la columna de adsorción y determinar el tiempo de ruptura de la columna.

1) Mediante la Ecuación 3.72, Determinar la profundidad de lecho (D) y el área de la sección transversal de lecho (A_b)

$$D = EBTC\, v_f = (0.166\, h)(12\, m \cdot h^{-1}) = 1.99\, m \approx 2\, m$$

$$A_b = \frac{EBTC\, Q}{D} = \frac{(0.166\, h)(60\, m^3 \cdot h^{-1})}{2\, m} = 4.98\, m^2 \approx 5\, m^2$$

2) De acuerdo a la Ecuación 3.75 y Ecuación 3.68, calcular de la tasa de utilización de carbón para el TCE

$$CUR = \frac{C_0 - C_e}{q_e} = \frac{C_0 - C_e}{k_f C_0^{\frac{1}{n}}}$$

$$CUR = \frac{1\, mg \cdot L^{-1} - 0.005\, mg \cdot L^{-1}}{28(mg \cdot g^{-1})(L \cdot mg^{-1})^{0.62}(1\, mg \cdot L^{-1})^{0.62}} = 0.036\, g\, CAG \cdot L^{-1}$$

3) Determinación de la masa carbón requerido para un EBCT de 10 minutos

$$m_{CAG} = V_b \rho_{CAG} = EBCT\, Q\, \rho_{CAG}$$

$$m_{CAG} = (10\, min)(1000\, L \cdot min^{-1})(450\, g \cdot L^{-1}) = 4.5x10^6 g$$

4) De acuerdo a la Ecuación 3.77, determinar el volumen de agua tratada con un EBCT de 10 minutos

$$V_{tr} = \frac{4.5x10^6 g}{0.036\, g\, CAG \cdot L^{-1}} = 1.25x10^8 L$$

5) Cálculo del tiempo de vida del lecho

$$Tiempo\ de\ vida = \frac{1.25x10^8 L}{1000\, L \cdot min^{-1}(1440\, min \cdot d^{-1})} = 86.8\, d$$

3.4. Oxidación química

En tratamiento de aguas, los procesos de oxidación y reducción química son usados para el tratamiento de especies inorgánicas y orgánicas específicas encontradas en el agua. Para los compuestos orgánicos, el propósito de la oxidación química es convertirlos en formas inofensivas. Por ejemplo, es deseable la oxidación de compuestos orgánicos tóxicos a dióxido de carbono y ácidos minerales. Las especies inorgánicas metálicas (por ejemplo, hierro o manganeso) son oxidadas a formas insolubles y removidas por precipitación. Otras especies inorgánicas como el sulfuro de hidrógeno, un gas oloroso, es oxidado a sulfatos no olorosos.

Debido a los diferentes tipos de procesos de oxidación que han sido desarrollados y son usados en varias aplicaciones, es importante indicar algunas diferencias entre (1) procesos convencionales de oxidación (PCO), (2) procesos de oxidación que se llevan a cabo a elevadas temperaturas y/o presiones y (3) procesos de oxidación avanzada (POA). Los procesos convencionales de oxidación emplean oxidantes como el cloro, dióxido de cloro o permanganato de potasio, los cuales no producen especies altamente reactivas como el radical hidroxilo, el cual es producido en los otros dos tipos de procesos de oxidación. Las velocidades de reacción de los oxidantes convencionales son mucho menores, comparadas con las velocidades de reacción de los procesos que involucran radicales hidroxilo. Además, los oxidantes convencionales son más selectivos en términos del tipo de moléculas orgánicas que pueden oxidar. Sin embargo, los PCO pueden ser efectivos en la oxidación de ciertos compuestos orgánicos e inorgánicos. En los POA, los radicales hidroxilos son generados a temperatura ambiente y presión atmosférica.

3.4.1 Ozonación aplicada a efluentes secundarios

La detección de activos farmacéuticos y compuestos disruptores endócrinos en agua regenerada ha incrementado el interés en la aplicación del ozono. La tecnología para la aplicación de ozono como método de desinfección ha madurado, además de su eficiencia en la inactivación de microorganismos patógenos, cuenta con los beneficios adicionales de remoción de contaminantes emergentes, así como el de la oxidación de moléculas húmicas promotoras del color. Referente a la desinfección, el mecanismo de inactivación microbiana es similar a la del cloro, en el cual ocurre un rompimiento de la membrana celular y ácidos nucleicos, alterando el transporte a través de la membrana. Esto provoca lisis celular, causando daños irreversibles en el ADN. El alto potencial de oxidación del ozono lo hace factible en la oxidación de contaminantes húmicos y problemas de olor en aplicaciones para reúso potable indirecto. También, tiene la capacidad de romper compuestos orgánicos de cadena larga que pueden actuar como precursores de subproductos clorados de la desinfección, permitiendo una subsecuente desinfección con UV con mayor eficiencia debido al incremento en la transmitancia de la radiación.

Si bien el ozono presenta beneficios substánciales, a partir del 2010, solo ha sido aplicado en menos de una docena de plantas de tratamiento en los Estados Unidos, de los cuales solo dos son para aplicaciones en reúso: El Paso, Texas, y el Condado de Gwinnett, Georgia. La tarea de diseñar y operar sistemas de desinfección con ozono para aguas regeneradas puede ser abordada de una manera alternativa a la que se aborda en la potabilización. La desinfección con ozono en este sector se basa en el concepto del pro-

ducto de la concentración de ozono residual y el tiempo de contacto (Ct) para la determinación de la dosis (en $mg \cdot min \cdot L^{-1}$). Sin embargo, la aplicación de este concepto en la desinfección y oxidación de aguas residuales puede ser inapropiada debido al rápido decaimiento del ozono.

La inactivación bacteriana con ozono en la desinfección de aguas residuales depende altamente de la calidad del efluente. Comparado con aplicaciones en potabilización, el proceso es menos dependiente del tiempo de contacto que de la concentración de ozono, una vez que una cantidad inicial de ozono es transferida al agua residual. Aunque, esta observación puede ser específica para el microorganismo objetivo, la presencia o ausencia de material fácilmente oxidable parece determinar la importancia del tiempo de contacto (Sommer *et al.*, 2004).

Debido a las mejoras en la generación de ozono y las tecnologías de disolución en los últimos años, las cuales mejoran la economía del proceso, junto con el aumento en el interes de afrontar a los contaminantes emergentes, están bajo diseño, construcción y recientemente en operación varios sistemas nuevos de ozonación.

3.4.2 Procesos de oxidación avanzada utilizados en el tratamiento de efluentes secundarios

La ozonación y los procesos de oxidación avanzada han surgido recientemente como una clase importante de tecnologías para la oxidación y destrucción de un amplio rango de contaminantes orgánicos en agua y agua residual (Alvares *et al.*, 2001; Zhou *et al.*, 2011; Oppenländer, 2003). Además, este tipo de procesos son de gran interés para el tratamiento de agua regenerada para reúso potable, por su capacidad para remover contaminantes que no son eliminados significativamente por los procesos convencionales de tratamiento de aguas residuales. Comparados con otras alternativas de tratamiento, tal como la adsorción con carbón activado, los POA pueden destruir microorganismos, pudiéndose obtener en una completa remoción de patógenos y de contaminantes orgánicos (WRRF, 2012).

Los POA se caracterizan por una variedad de reacciones con radicales que involucran combinaciones de reactivos químicos (ej. O_3, H_2O_2, metales de transición y óxidos de metal) y fuentes de energía auxiliares (por ejemplo, Irradiación ultravioleta-visible (UV-Vis), corriente eléctrica, rayos-γ y ultrasonido). Estos procesos de tratamiento pueden ya sea eliminar contaminantes orgánicas por mineralización o convertirlos en productos que sean menos dañinos para la salud humana y el medio acuático. Estos procesos involucran la generación in-situ de especies altamente reactivas tal como el radical hidroxilo ($HO^{\cdot}$), el cual es el oxidante primario en los POA, mientras que los otros radicales y especies activas de oxígeno son aniones del radical superóxido (O_2), radicales hidroperoxil (HO_2), oxígeno triplete ($3O_2$) y radicales orgánicos peroxil ($ROO^{\cdot}$). Así como otros radicales, el radical hidroxilo no es selectivo y por lo tanto ataca fácilmente a un gran grupo de químicos orgánicos para convertirlos en productos intermedios menos tóxicos.

Teoría de la oxidación avanzada

Los POA típicamente implican la generación y uso del radical libre hidroxilo como un oxidante fuerte para destruir compuestos que no pueden ser oxidados por oxidantes convencionales tales

como el oxígeno, ozono y cloro. En la Tabla 3.52 es mostrado el poder oxidativo relativo del radical hidroxilo y otros oxidantes comunes. Como se muestra en la tabla, con excepción del flúor, el radical hidroxilo es uno de los oxidantes más activos.

La diferencia de los POA con respecto a otros procesos avanzados, es que en los POA los constituyentes de las aguas residuales son degradados en vez de ser concentrados o transferidos a otra fase. En estos procesos no se generan residuos secundarios, por lo tanto, no es necesario una disposición o regeneración.

Una vez generados los radicales hidroxilo, estos pueden atacar a las moléculas orgánicas por las siguientes rutas:

1. **Adición de radicales.** La adición del radical hidroxilo a un compuesto alifático insaturado o aromático (por ejemplo, C_6H_6) resulta en la generación de un compuesto radical orgánico que puede ser oxidado adicionalmente por compuestos como el oxígeno o hierro ferroso para generar productos finales estables. En la siguiente reacción la abreviación R es usada para denotar al compuesto orgánico.

$$R + HO \rightarrow ROH \qquad \text{Ecuación 3.79}$$

2. **Abstracción de hidrógeno.** El radical hidroxilo puede ser usada para remover un átomo de hidrógeno del compuesto orgánico. La remoción del átomo de hidrógeno resulta en la formación de un compuesto radical orgánico, dando inicio a la reacción en cadena donde el compuesto radical orgánico reacciona con oxígeno, produciendo un radical peroxil, el cual puede reaccionar con otros compuestos orgánicos.

$$R + HO \rightarrow R + H_2O \qquad \text{Ecuación 3.80}$$

3. Transferencia de electrones. La transferencia de electrones resulta en la formación de iones con mayor valencia. La oxidación de un ion negativo monovalente resultara en la formación de un átomo o un radical libre.

$$R + HO \rightarrow R^{n-1} + HO^- \qquad \text{Ecuación 3.81}$$

4. Combinación de radicales. Dos radicales se pueden combinar para formar un producto estable.

$$HO + HO \rightarrow H_2O_2 \qquad \text{Ecuación 3.82}$$

Tabla 3.52 Comparación de los potenciales de oxidación de varios agentes oxidantes

Agente oxidante	Potencial electroquímico de oxidación (PEO), V	PEO relativo al cloro
Flúor	3.06	2.25
Radical hidroxilo	2.80	2.05
Oxígeno atómico	2.42	1.78
Ozono	2.08	1.52
Peróxido de hidrógeno	1.78	1.30
Hipoclorito	1.49	1.10
Cloro	1.36	1.00
Dióxido de cloro	1.27	0.93
Oxígeno molecular	1.23	0.90

En general, la reacción del radical hidroxilo con compuestos orgánicos genera productos finales tales como agua, dióxido de carbono y sales; este proceso también es conocido como mineralización.

Tecnologías para la producción de radicales hidroxilo

En la actualidad, están disponibles una variedad de tecnologías para la producción de HO· en la fase acuosa. en la Tabla 3.53 se presentan las tecnologías utilizadas para este propósito, de acuerdo a si es usado ozono en la reacción. De los procesos reportados en la Tabla 3.53, solo el ozono/UV, ozono/peróxido de hidrógeno y peróxido de hidrógeno/UV han sido utilizados a escala comercial (Rice, 1996).

Procesos fotoquímicos de oxidación avanzada

Foto-Fenton

La combinación del reactivo de Fenton con luz UV (180-400 nm) mejora la reacción mediante la producción adicional de ($HO^{\cdot}$). La foto-reducción de Fe^{+3} a Fe^{+2} por la luz UV produce adicionalmente radicales ($HO^{\cdot}$) de acuerdo a la siguiente reacción (Wadley & Waite, 2004):

$$Fe^{+3} + H_2O + UV \xrightarrow{\lambda \sim 180-400\,nm} Fe^{+2} + HO + H^{+}$$

Ecuación 3.83

El Fe^{+2} formado reacciona con el H_2O_2 produciendo más $HO^{\cdot}$ vía reactivo de Fenton. El reciclaje continuo del hierro ferroso, mientras el peróxido de hidrógeno esté disponible, reduce la cantidad de sales de hierro requeridas para la reacción Fenton, lo cual hace mucho más atractivo al proceso Foto-Fenton que el proceso de oxidación Fenton en oscuro (Wadley & Waite, 2004). Además, si es utilizada luz UV-C para la irradiación, la fotólisis del H_2O_2 contribuye con la generación de radicales hidroxilo. Sin embargo, el principal limitante de los POA basado en hierro es la necesidad de trabajar a valores de pH ácido (2-5), porque a un pH mayor las sales de hierro pueden precipitar como hidróxidos de hierro (Wadley & Waite, 2004). Por lo tanto, es necesaria la remoción del hierro remanente en la solución después del tratamiento.

Fotocatálisis heterogénea (UV/TiO_2)

La descomposición de los compuestos orgánicos es debido a la excitación de electrones en la banda de valencia del catalizador provocada por la radiación, lo que origina la formación de huecos caracterizados por un potencial de oxidación

Tabla 3.53 Ejemplos de tecnologías utilizadas para la generación de radicales hidroxilo

Procesos basados en ozono	Procesos no basados en ozono
Ozonación a pH alcalino (8<pH<10)	H_2O_2/UV
Ozono/UV_{254}	H_2O_2/UV/sales ferrosas (Foto-Fenton)
Ozono/H_2O_2	Irradiación con haz de electrones
Ozono/UV_{254}/H_2O_2	Cavitación electrohidráulica
Ozono/TiO_2	Sonolisis
Ozono/TiO_2+H_2O_2	Plasma no térmico
Ozono/irradiación con haz de electrones	Descarga de corona pulsada
Ozono/ultrasonido	Fotocatálisis heterogénea (UV/TiO_2)
	Radiación gamma
	Oxidación catalítica
	Oxidación supercrítica

muy elevado. No solo se produce la oxidación de los compuestos orgánicos adsorbidos en estos huecos, sino que es posible que tenga lugar la descomposición del agua generando radicales hidroxilo que participan a su vez en las reacciones de degradación de la materia orgánica. Bajo la irradiación de fotones con una longitud de onda menor a 384 nm, los electrones migran de la banda de valencia (BV) a la banda de conducción (BC) de acuerdo a la siguiente reacción (Wei & Wan, 1992):

$$TiO_2 \rightarrow h^+_{BV} + e^-_{BC} \qquad \text{Ecuación 3.84}$$

Los huecos (hBV) reaccionan con los donadores de electrones en el electrolito para producir radicales $HO^{\cdot}$ (Wei & Wan, 1992):

$$h^+_{BV} + HO^- \rightarrow HO \qquad \text{Ecuación 3.85}$$

También, son generados radicales peroxil en este sistema por reducción cuando está presente oxígeno molecular, o alternativamente, por oxidación en los huecos (Wei & Wan, 1992):

$$O_2 + e^-_{BC} + 2H^+ \rightarrow H_2O_2 \qquad \text{Ecuación 3.86}$$

$$2h^+_{BV} + 2H_2O \rightarrow 2H^+ + H_2O_2 \qquad \text{Ecuación 3.87}$$

$$H_2O_2 + HO \rightarrow H_2O + HO_2 \qquad \text{Ecuación 3.88}$$

Procesos basados en ozonación

El ozono (O_3) es un oxidante fuerte con un potencial de oxidación mayor que el del H_2O_2 (alrededor de 1.2 veces), y es casi 10 veces más soluble en agua que el oxígeno puro. Por lo tanto, este puede ser usado para degradar compuestos orgánicos.

Ozonación a pH alcalino

La ozonación de compuestos orgánicos involucra dos mecanismos de reacción, la oxidación directa con el ozono molecular (ozonólisis) u oxidación indirecta con los radicales libre que son formados durante la descomposición del ozono. La descomposición del ozono depende de varios factores como el pH, la presencia de compuestos inorgánicos y orgánicos. Las reacciones del ozono molecular son extremadamente selectivas y limitadas a compuestos aromáticos y alifáticos insaturados. Hay un amplio espectro de reacciones del ozono molecular, tal como la transferencia de oxígeno molecular a especies aniónicas, sin carga y catiónicas, transferencia de electrones, formación del radical oxil, etc. (von Gunten, 2003). Por otra parte, en la presencia de iones hidroxilo (HO^-) a pH alcalino (> 9), el ozono se descompone fácilmente en agua para formar ($HO^{\cdot}$), por lo tanto, la ozonación a valores altos de pH es considerada un POA. La descomposición del ozono sucede a través de las siguientes cinco reacciones en cadena (Maschelein, 1992).

$$O_3 + H_2O \rightarrow 2HO + O_2 \qquad \text{Ecuación 3.89}$$

$$O_3 + HO^- \rightarrow O_2^- + HO_2 \qquad \text{Ecuación 3.90}$$

$$O_3 + HO \rightarrow O_2 + HO_2 \longleftrightarrow O_2^- + H^+ \qquad \text{Ecuación 3.91}$$

$$O_3 + HO_2 \longleftrightarrow 2O_2 + HO \qquad \text{Ecuación 3.92}$$

$$2HO_2 \rightarrow O_2 + H_2O_2 \qquad \text{Ecuación 3.93}$$

Recientemente, procesos de ozonación alternativos catalizados por metales de transición han sido investigados para la degradación de com-

puestos orgánicos. La ozonación catalítica se puede dividir en procesos homogéneos y heterogéneos. En la ozonación catalítica homogénea, son usados metales de transición como el Fe (II), Mn (II), Ni (II), Co (II), Cd (II), Cu (II), Ag (II), Cr (III) y Zn (II) (Hodern, Zió, & Nawrocki, 2003). En las reacciones homogéneas, iones de metales de transición presentes en la solución inician la descomposición del ozono por la generación de radicales superóxido. La transferencia de un electrón del radical superóxido al ozono resulta en la formación de un ozonido (O_3^-) y subsecuentemente ($HO^\cdot$) (Gracia & Ovelleiro, 1995). El mecanismo de la ozonación catalítica homogénea se puede expresar con la ecuación:

$$Me^{(n-1)} + 0_3 + H^+ \rightarrow Me^{n+} + HO + O_2$$

Ecuación 3.94

La ozonación catalítica heterogénea involucra el uso de óxidos de metal (TiO_2, Al_2O_3, SiO_2, MnO_2, Fe_2O_3), metales y metales nobles (Cu, Ru, Pt, Pb, Pd, Co) soportados en óxidos de metal. La actividad de estos catalizadores está basada en la descomposición catalítica del ozono y la generación mejorada de $HO^\cdot$ (Hodern, Zió, & Nawrocki, 2003). La eficiencia de la ozonación catalítica depende en gran medida del catalizador y de sus propiedades superficiales, así como del pH de la solución (Hodern, Zió, & Nawrocki, 2003).

Legube & Karpel Vel Leitner (1999) explicaron el papel que juega el metal en la superficie de los óxidos en el proceso catalítico. El mecanismo propuesto es: en la superficie del metal catalítico reducido (M_{ered}), el ozono oxida el metal generando radicales hidroxilo. Después de la adsorción de las moléculas orgánicas sobre la superficie catalítica, son oxidados por medio de una reacción de transferencia de electrones, reduciendo el metal catalítico (M_{ered}.). Subsecuentemente, los radicales orgánicos son desorbidos del catalizador y oxidados por los radicales hidroxilo u ozono en el seno del líquido, o con mayor probabilidad, dentro del espesor de una doble capa eléctrica.

Proceso Ozono/UV

La fotólisis de ozono en agua permite la formación de peróxido de hidrógeno, el cual subsecuentemente es fotolizado para generar radicales hidroxilo. La producción del radical libre ($HO^\cdot$) con luz UV se puede observar en las siguientes reacciones de la fotólisis de ozono (Glaze *et al.*, 1987).

$$O_3 + UV \xrightarrow{\lambda < 310\,nm} O_2 + O(^1D)$$

Ecuación 3.95

$$O(^1D) + H_2O \rightarrow HO + HO \rightarrow H_2O_2$$

Ecuación 3.96

$$H_2O_2 + UV \xrightarrow{\lambda \sim 200-280\,nm} HO + HO$$

Ecuación 3.97

Donde:

$O(^1D)$ es un átomo de oxígeno excitado. El símbolo (^1D) es una notación espectroscópica usada para especificar la configuración atómica y molecular (también conocida como oxígeno singlete).

El uso de ozono para producir H_2O_2, el cual a su vez reacciona con el O_3 para producir $HO^\cdot$, es un método ineficiente para generar radicales hidroxilo porque se requiere una gran cantidad de energía para producir el ozono in situ y la luz UV. Por ello, el proceso O_3/UV es más aplicable cuando es significativa la fotólisis directa de los

contaminantes, ya que las reacciones en cadena de radicales pueden ser iniciadas por los subproductos de la fotólisis y el ozono.

Proceso O_3/H_2O_2 (Peroxono)

Este proceso es una combinación de ozono y peróxido de hidrógeno, donde especies altamente reactivas (radicales hidroxilo) son los responsables de la oxidación de la mayor parte de los contaminantes orgánicos en solución. La reacción global de la producción de radicales hidroxilo usando ozono y peróxido de hidrogeno es la siguiente:

$$H_2O_2 + 2O_3 \rightarrow HO + HO + 3O_2$$

Ecuación 3.98

Como es evidente en la ecuación 3.20, la relación molar para la reacción entre H_2O_2 y O_3 es 1 a 2, la cual ha sido establecida como la relación molar óptima en muchas aplicaciones (Glaze *et al.*, 1987). A valores de pH neutro, concentraciones bajas de H_2O_2 (10^{-5} a 10^{-4} M) producen una significativa descomposición del ozono y por lo tanto una alta concentración de ($HO^{\cdot}$). El uso del sistema de tratamiento O_3/H_2O_2 ha demostrado asegurar una alto grado de mineralización (Beltran, 2003). Peroxono es uno de los POA más estudiados y aplicados a escala laboratorio y planta piloto, e incluso en la práctica para el tratamiento de agua y aguas residuales.

Proceso O_3/H_2O_2/UV

La adición de H_2O_2 al proceso O_3/UV acelera la descomposición del O_3 resultando en un incremento en la tasa de generación de $HO^{\cdot}$. La combinación de los proceso parece ser más eficiente, sin embargo, el principal inconveniente de este proceso son la baja eficiencia y los altos costos asociados con la producción de O_3 e irradiación UV, así como los altos costos de inversión asociados con la implementación de los generadores de ozono y los fotoreactores (CCOT, 1995; Mokrini *et al.*, 1997).

Criterios, parámetros y procedimientos de diseño

Componentes del sistema de ozonación

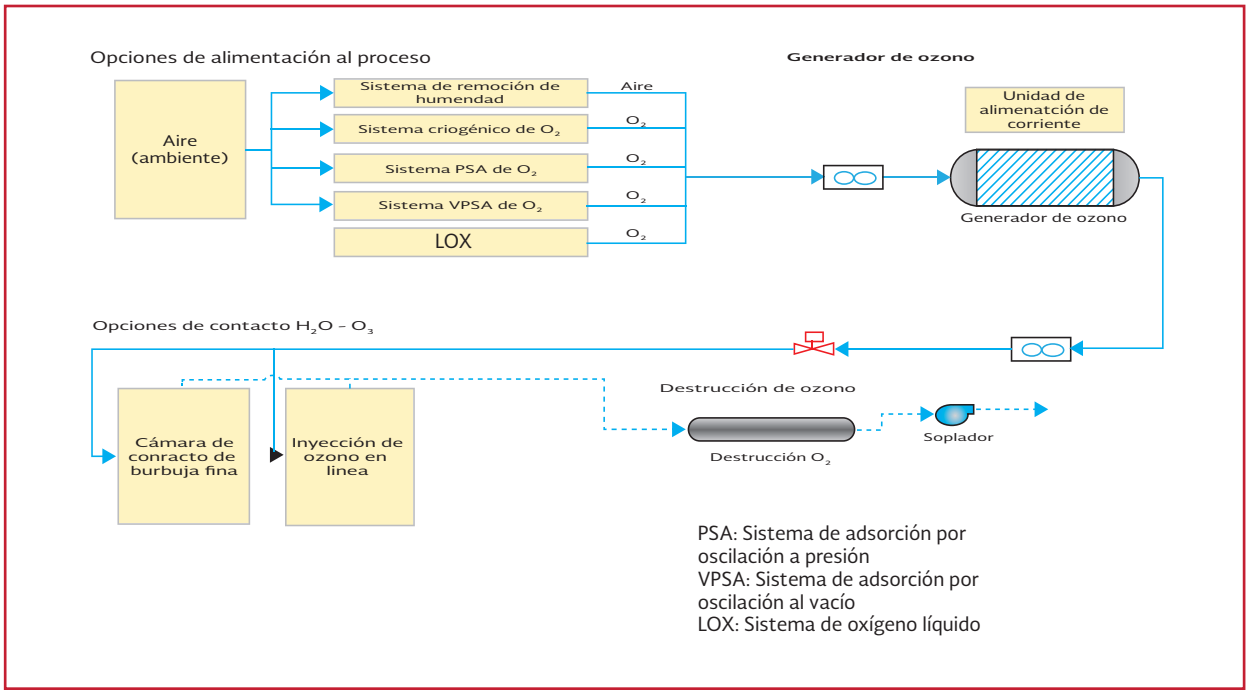
Un sistema de ozonación está constituido por las siguientes partes: fuente de gas de alimentación, generador de ozono, contactor de ozono y destructor de ozono. En la Ilustración 3.37 se muestran los principales componentes de un sistema de ozonación.

Preparación del gas de proceso

Existen diferentes métodos para preparar el gas de proceso, la elección depende en gran medida del gas de alimentación utilizado para la generación del ozono: oxígeno líquido, aire o aire enriquecido con oxígeno. A su vez, la elección del tipo de gas de alimentación depende de la disponibilidad del mismo, de los requerimientos de ozono del proceso y la elección entre menores costos de operación a una mayor inversión o viceversa. En general, se requiere que el gas que entra a la corona de descarga esté libre de partículas y tenga una temperatura de rocío menor a -60 °C a la presión de operación del sistema para asegurar un funcionamiento adecuado.

A continuación, se describen los procesos de preparación dependiendo del tipo de gas de alimentación:

Ilustración 3.37 Principales componentes de un sistema de ozonación



Sistemas alimentados con aire

Secado por refrigeración

El sistema de secado por refrigeración disminuye la temperatura del gas a alrededor de 5 °C lo cual permite una reducción del contenido de humedad. Es necesario que este sistema funcione de manera óptima para evitar una sobrecarga de los desecantes, los cuales pueden reducir su tiempo de operación cuando se tiene un alto contenido de humedad.

Secado mediante el uso de desecantes

Este sistema consiste en dos torres que contienen un material adsorbente de agua (silica gel, alumina o tamices moleculares). El aire húmedo pasa a través del medio desecante atrayendo a las moléculas de agua a sus espacios intersticiales. Debido a que la humedad es adsorbida, el medio pierde su capacidad de remover agua del aire. Cuando el material es incapaz de remover el porcentaje de aire deseado, es regenerado usando calor o aire seco bajo presión.

Sistemas alimentados con oxígeno

Consisten en generar oxígeno de alta pureza a partir de aire del ambiente. Estos sistemas se dividen principalmente en criogénicos y no criogénicos:

Sistema de adsorción por oscilación al vacío

También conocido por sus siglas en inglés como VPSA (Vacuum-Pressure Swing Adsorption) es un método no criogénico para generar oxígeno. Este proceso consiste en hacer pasar aire por tamices moleculares que remueven el dióxido de carbono, nitrógeno y la humedad del aire. En una segunda etapa, los compuestos en los tamices moleculares son desorbidos mediante un proceso de vacío.

Sistema de adsorción por oscilación a presión

También es un método no criogénico, PSA (Pressure Swing Adsorption) es un sistema muy similar al VPSA ya que también son utilizados tamices moleculares para la adsorción del CO_2 y el agua presente en el aire. Sin embargo, la desorción se lleva a cabo a una mayor presión (6.2 bar). Generalmente, los sistemas PSA se recomiendan únicamente para sistemas de escala menor con requerimientos de dosis menores a 3 $mg \cdot L^{-1}$. Los sistemas PSA son menos sofisticados que los VPSA, pero el costo de operación es un 50 por ciento más alto.

Sistema de oxígeno líquido (LOX)

Desde mediados de la década de los 90´s, el oxígeno líquido ha sido adoptado preferentemente como gas de alimentación para los sistemas de ozonación con capacidad desde 380 $m^3 \cdot d^{-1}$ hasta 2800 $m^3 \cdot d^{-1}$. La principal diferencia de este sistema, es que el oxígeno debe ser proveído y almacenado in-situ.

En los sistemas LOX se alimenta oxígeno líquido de los tanques de almacenamiento, el cual pasa por sistemas de vaporización antes de entrar al generador de ozono. En la Tabla 3.54 se presentan las ventajas y desventajas de las diferentes opciones de alimentación para la generación de ozono.

Generador de ozono

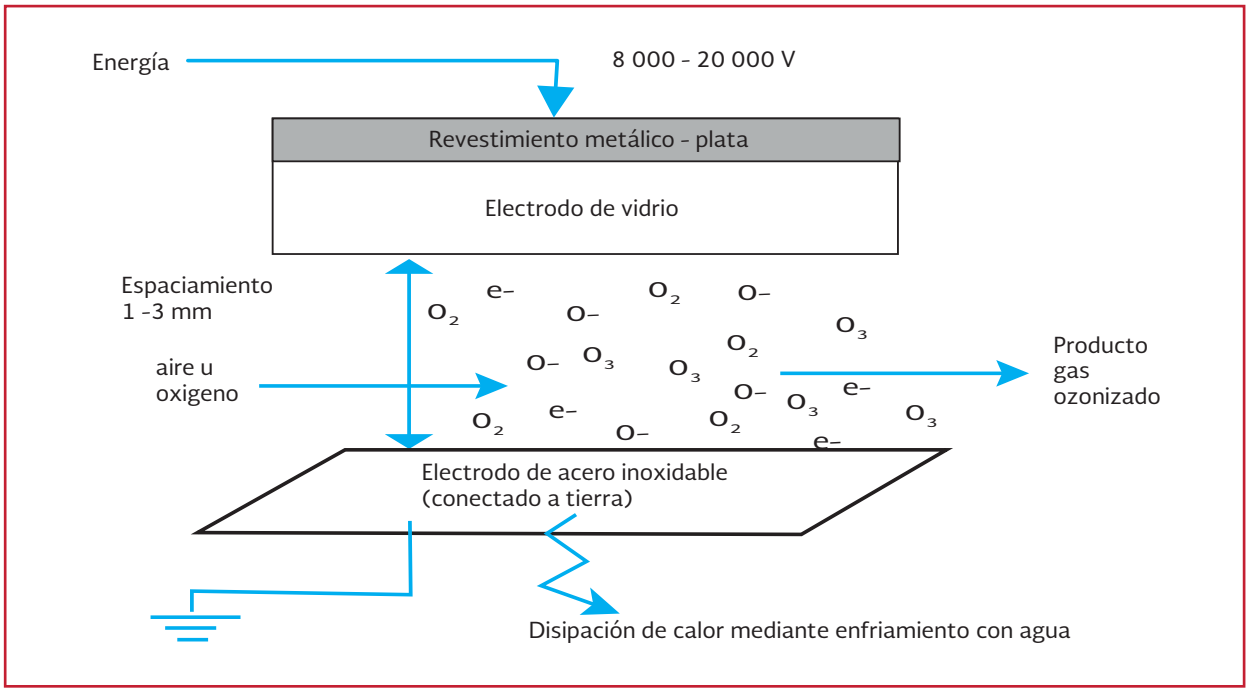
Las moléculas de ozono son generadas por el flujo de electrones a través de una corona de descarga en la presencia de oxígeno (Ilustración 3.38). Se requiere que el gas de alimentación esté libre de humedad y partículas. La presencia de partículas puede causar interferencias en la descarga que dañen el equipo. Además, la humedad puede generar ácido nítrico el cual puede causar corrosión. Como consecuencia, la presencia de componentes no deseados en el gas de alimentación disminuye la eficiencia energética del generador de ozono.

El generador puede funcionar a partir de tres tipos de gas de alimentación: aire, aire enri-

Tabla 3.54 Ventajas y desventajas de los diferentes tipos de alimentación para la generación de ozono

Tipo de alimentación	Ventajas	Desventajas
Aire	-Equipo de uso común -Tecnología probada -Adecuado para sistemas a pequeña y mediana escala	-Mayor consumo de energía por volumen de ozono generado -Mayores requerimientos de equipo para manejo de gases -Concentración máxima de ozono de 3 a 5 por ciento p p-1
Oxígeno	-Concentraciones de O_3 más elevadas (8-14 por ciento p p^{-1}) -Adecuado para todo tipo de sistemas	-Existen mayores riesgos de seguridad -se requieren materiales resistentes al oxígeno
LOX	-Menores requerimientos de equipo -Fácil operación y mantenimiento -Se puede almacenar oxígeno para cumplir con demandas pico	-Variaciones en los precios del LOX -Se requiere almacenar oxígeno en el sitio (supone mayores riesgos) -Pérdida de oxígeno cuando no está en uso
Oxígeno criogénico	-Equipo similar al utilizado para preparación de aire -Adecuado para sistemas de gran escala -Se puede almacenar oxígeno para cumplir con demandas pico	-Equipo de mayor complejidad que el LOX -Se requiere de un alto nivel de sofisticación en el equipo de manejo de gas -Altos requerimiento de capital -Mantenimiento y operación compleja

Ilustración 3.38 Sistema de generación de ozono



quecido u oxígeno puro. La concentración de oxígeno en la entrada puede variar entre 23 y 100 por ciento p p^{-1} mientras que la concentración de ozono a la salida puede variar entre 1 y 16 por ciento p p^{-1} (1 a 4 por ciento para aire y 8 a 12 por ciento para oxígeno puro típicamente).

Contactores de ozono

Una vez que el ozono es transferido al agua, el ozono disuelto reacciona con los constituyentes orgánicos e inorgánicos, incluyendo algunos patógenos. El ozono no transferido al agua durante el tiempo de contacto es liberado de la cámara por un escape de gases. Es requerido eficiencias de transferencia de masa mayores al 80 por ciento para obtener una eficiente desinfección (DeMers & Renner, 1992).

Los métodos más comunes de disolución de ozono son:

- Contactor de burbuja fina
- Disolución por inyección
- Contactor con turbina de mezclado

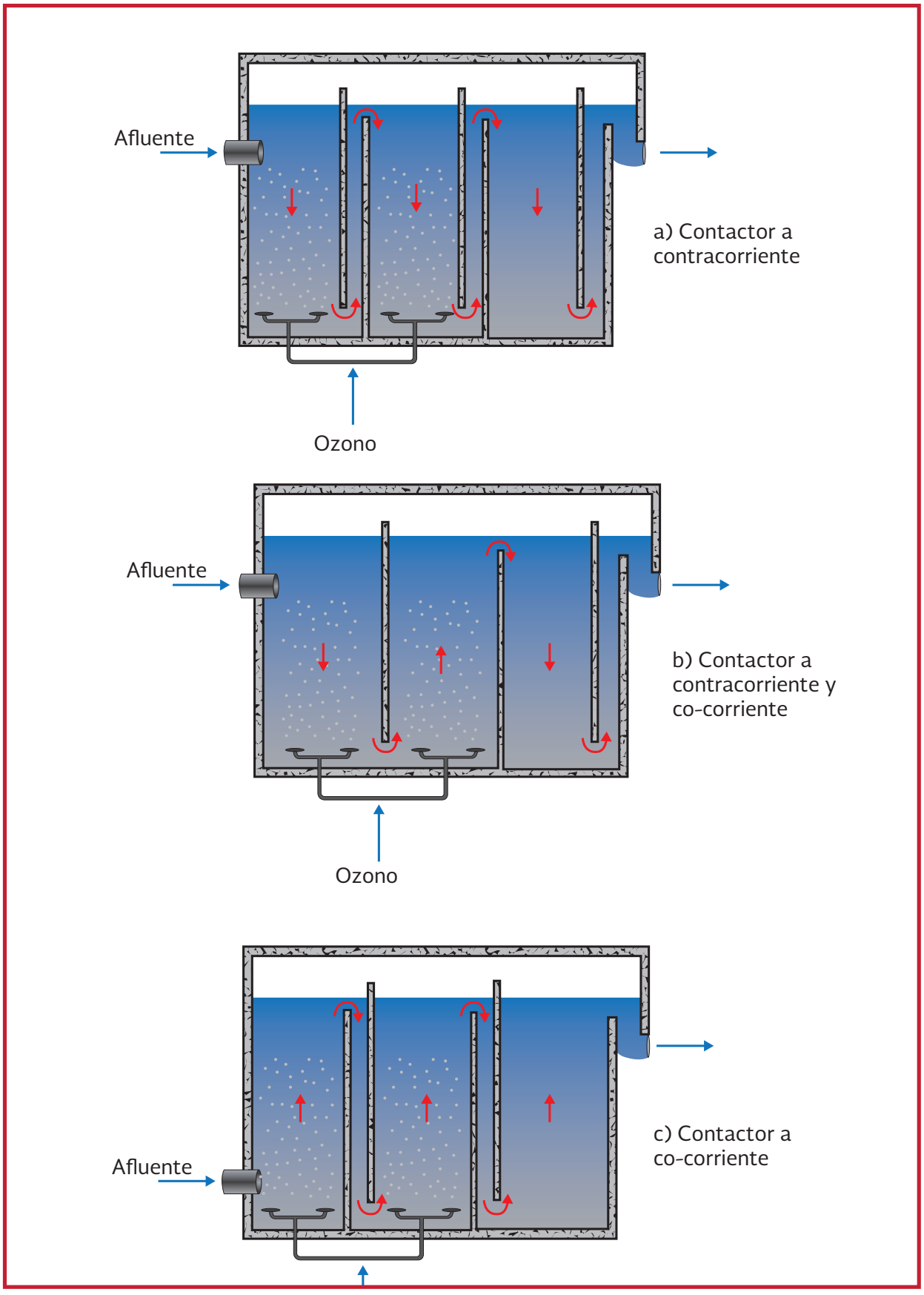
Tipos de contactores

Contactor de burbuja fina

Es el contactor más usada para la transferencia de O_3 debido a que no se requiere energía para su operación. Generalmente, la fase gaseosa es descargada del generador de ozono a una presión de 0.7 a 1 bar en forma de burbujas finas (2 a 3 mm de diámetro) por medio de difusores porosos de cerámica ubicados en el fondo del contactor. Son utilizadas varias configuraciones del contactor, arreglos de bafles y patrones de flujos. En la Ilustración 3.39 se muestran los diferentes patrones de flujo en contactores de burbuja fina.

La mayoría de los contactores convencionales emplean dos o tres cámaras de contacto,

Ilustración 3.39 Diferentes patrones de flujo en un contactor de burbuja fina



separadas por bafles individuales o dobles. No obstante, algunos contactores pueden contar con seis etapas para alcanzar un comportamiento cercano a flujo pistón. El número de cámaras puede variar de 2 o 6 dependiendo del objetivo del tratamiento. La altura de la cámara puede ser de 4-7 m, y los tiempos de contacto típicos pueden varias desde 6 a 20 minutos. La eficiencia de transferencia de masa del O_3 depende de las condiciones de operación, pero pueden ser del 80 al 95 por ciento. La Tabla 3.55 muestra las ventajas y desventajas de un contactor de burbuja fina.

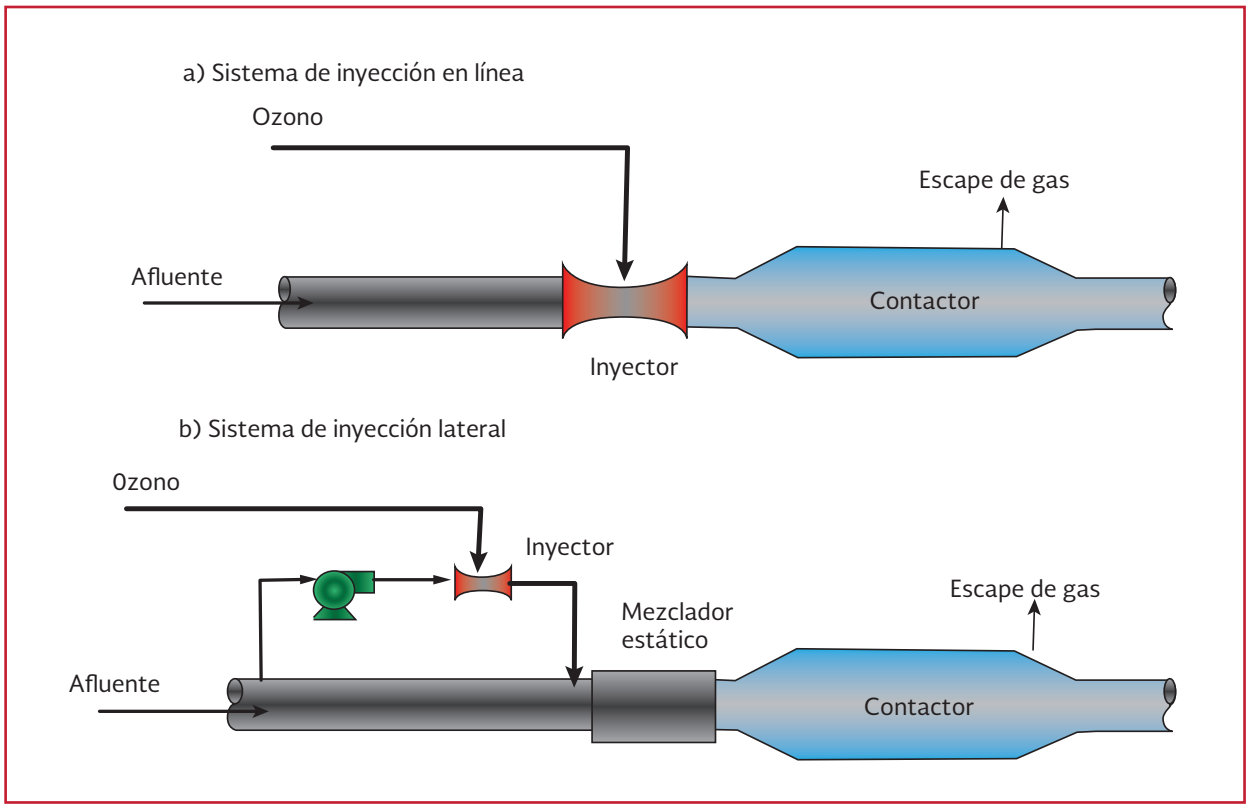
Disolución por inyección

El método de contacto por inyección es comúnmente usado en Europa, Canadá y Estados Unidos (Langlais *et al.*, 1991). El ozono es inyectado a la corriente de agua bajo una presión negativa, la cual es generada en una sección venturi, succionando el ozono dentro de la corriente de agua. En muchos casos, una corriente lateral del flujo total es bombeada a una mayor presión para incrementar el vacío disponible para la inyección del ozono. Posteriormente a la inyección del ozono, la corriente lateral que contiene todo el ozono añadido es combinada con el resto

Tabla 3.55 Ventajas y desventajas de los contactores de burbuja fina

Ventajas	Desventajas
No tiene partes móviles	Cámaras de contacto muy profundas
Transferencia de ozono efectiva	Canalización vertical de las burbujas
Baja pérdida de carga hidráulica	Obstrucción de los difusores
Fácil de operar	Mantenimiento de juntas y tuberías

Ilustración 3.40 Sistemas de disolución por inyección



del flujo de la planta bajo alta turbulencia para mejorar la dispersión del ozono en el agua. En la Ilustración 3.40 se puede observar un sistema de inyección de ozono típico en línea y en corriente lateral. La Tabla 3.56 presenta las ventajas y desventajas de este método de dilución de ozono.

Contactor con turbina de mezclado

Este método consiste en un motor rotario el cual dispersa el ozono dentro de una cámara de contacto. La Ilustración 3.41 muestra un contactor de turbina típico. El diseño de la turbina ilustrada tiene localizado el motor fuera del contacto, permitiendo el acceso para mantenimiento.

Comúnmente, la turbina opera a una profundidad del agua de 2 a 4.5 m con áreas de dispersión de 1.5 a 4.5 m, dependiendo del tipo. Estos equipos requieren 4.85 a 5.95 kWh de energía por kg de ozono transferido (Dimitriou, 1990). En la Tabla 3.57 se resumen las

Tabla 3.56 Ventajas y desventajas de los sistemas de disolución por inyección

Ventajas	Desventajas
La inyección y el mezclador estático no tiene partes móviles	Pérdida hidráulica adicional debido al mezclador estático, el cual puede requerir de bombeo
Transferencia de ozono muy efectiva	Operación más compleja
Menor profundidad del contactor comparado con el de burbuja fina	Altos costos
Fácil de operar	Mantenimiento de juntas y tuberías

Ilustración 3.41 Contactor con turbina de mezclado

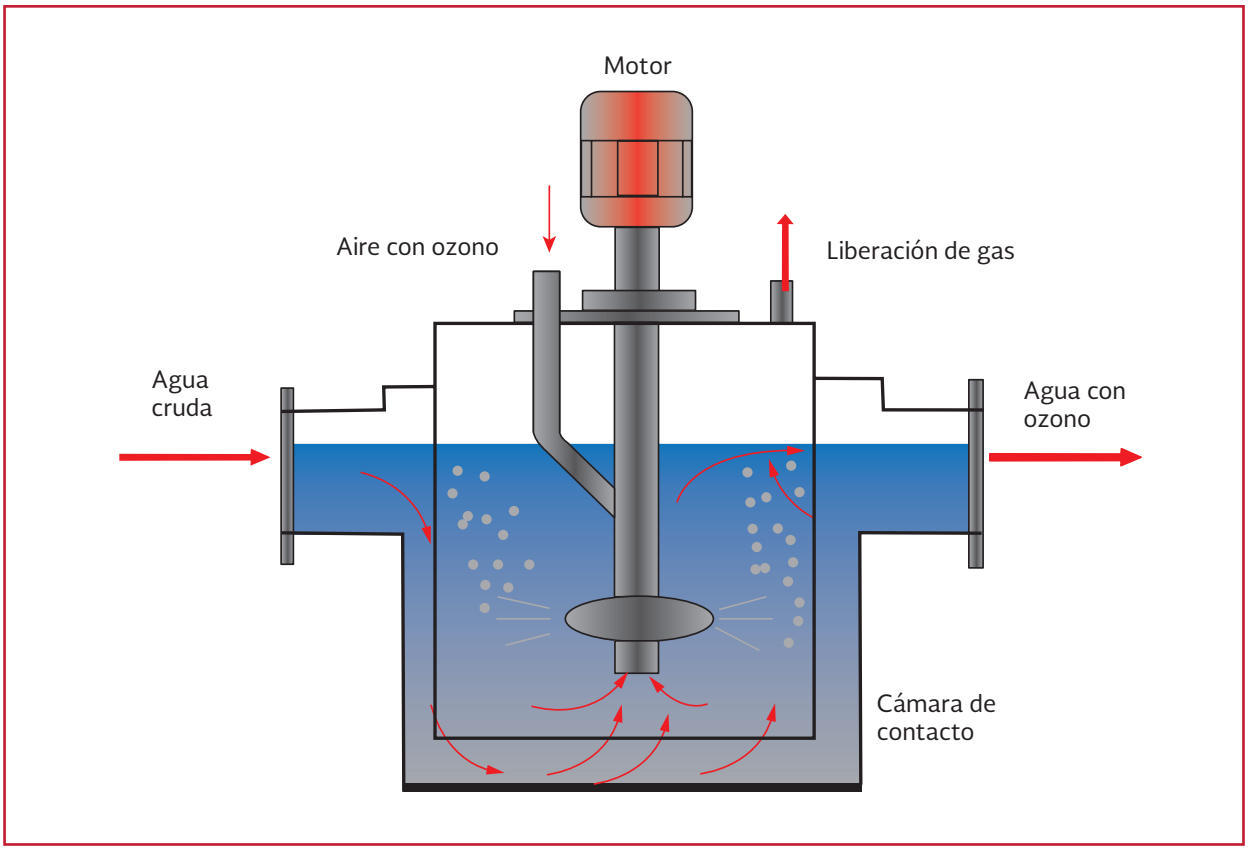


Tabla 3.57 Ventajas y desventajas de los sistemas con turbina de mezclado

Ventajas	Desventajas
La transferencia de ozono es mejorada debido a la alta turbulencia resultando en burbujas pequeñas	Requiere de energía
Menor profundidad del contactor comparado con el de burbuja fina	Se debe mantener un flujo continuo de ozono, independientemente de las fluctuaciones del flujo de agua, resultando en un decremento en la eficiencia de transferencia
Las turbinas de aspiración pueden reusar el ozono remanente de otras cámaras	Se requiere mantenimiento para el motor y la turbina
No se tienen problemas de obstrucción de los difusores	

ventajas y desventajas del contactor con turbina de mezclado.

Sistema de destrucción de ozono

La concentración de ozono en el escape de gas de un contactor es usualmente mayor a la concentración letal. Por ejemplo, a un 90 por ciento de eficiencia de transferencia y una corriente de alimentación de ozono al 3 por ciento, el gas de escape aun contendrá 3 000 ppm de ozono. El gas de escape es colectado y el ozono es convertido a oxígeno antes de ser liberado a la atmósfera. El ozono es destruido fácilmente a altas temperaturas (> 350 °C o por un catalizador operando por arriba de 100 °C) para prevenir la acumulación de humedad. Los sistemas de destrucción son diseñados para reducir la concentración de ozono a 0.1 ppm, el cual es el límite de exposición ocupacional durante un periodo de ocho horas establecido por OSHA (Occupational Safety and Health Administration).

Pruebas de tratabilidad

Las pruebas de tratabilidad son utilizadas para determinar las características del tratamiento de un agua específica. Las pruebas pueden consistir desde la determinación de la viabilidad de un solo proceso de tratamiento hasta la optimización de un tren de tratamiento. La escala del estudio esta dictado por los objetivos del estudio (escala real, piloto o laboratorio).

Para el diseño adecuado de las instalaciones de un proceso de tratamiento, se debe integrar tanto la información obtenida en pruebas de tratabilidad, experiencias en plantas de tratamiento con la misma agua o con características similares, así como recomendaciones de la literatura o discusiones con otros profesionales experimentados.

Los principales parámetros que son determinados en las pruebas de tratabilidad con un sistema de ozonación son:

- Ubicación de la aplicación del ozono
- Dosis de ozono requerida
- Tiempo de contacto
- Efecto de la ozonación en los subsecuentes procesos de tratamiento
- Objetivos del tratamiento

Criterios de diseño de un contactor de ozono de burbuja fina

El dimensionamiento de un contactor se realiza con base en el tiempo de contacto y especificaciones de los difusores para lograr la eficiencia de transferencia requerida. El caudal de diseño de un contactor es el caudal máximo horario.

Tabla 3.58 Criterios de diseño de un contactor de burbuja fina.

Parámetro	Valor
Cámara de contacto	
Tiempo de contacto, τ (min)	5-15 (usualmente menor a 8)
Dosis	1.5-3 $mg \cdot L^{-1}$ dependiendo del propósito o 0.3 a 1 $mg \cdot L^{-1}$ de ozono por mg·L-1 de COT
Profundidad, H (m)	4-7
Relación profundidad/ancho (H/A)	1.5
Bordo libre (m)	1-2 m para permitir la depositación de la espuma
Relación de flujo gas/líquido (G/L)	0.05-0.2
Eficiencia de transferencia de masa, E (por ciento)	80-95
Número de etapas	2-6
Generador de ozono	
Número de generadores de ozono	Mínimo 2, preferentemente 3; 1 de reserva
Producción mínima	10 al 20 por ciento de la capacidad
Producción máxima	75 por ciento de la capacidad
Temperatura de agua de enfriamiento	Menor a 24 °C en la entrada
Construcción del tanque	Tanque a presión (104 kPa) construido de acero inoxidable tipo304L o 316L con juntas de teflón o hypalon
Tipo de generador	Baja frecuencia con voltaje variable, frecuencia media con controlador de frecuencia u otro tipo, dependiendo de la selección
Compresor	
Presión	10-40 $lb \cdot pulg^2$ manométrica si es usa desecante reactivo al calor; 80-100 $lb \cdot pulg^2$ manométrica si se usa desecante de presión oscilante
Número	Mínimo 2; uno actúa como reserva
Tipo	Anillo líquido (<450 $kg \cdot d^{-1}$ ozono producido) Centrifugo (>450 $kg \cdot d^{-1}$ ozono producido) Pistón sin lubricación o lubricado (<45 $kg \cdot d^{-1}$ ozono producido-plantas pequeñas)
Filtros	
Antes del compresor	Filtro regular con silenciador
Antes del secado	3-5 µm
Antes del generador	0.3 µm
Caída de presión	0.5 lb·pulg2 cuando está limpio, 2 $lb \cdot pulg^2$ cuando está sucio
Remoción de humedad	
Refrigerante	5 °C punto de rocío (80 por ciento de remoción)
Desecante	-60 °C punto de rocío (99.98 por ciento de remoción)
Difusores	
Material	304 LSS, vidrío, cerámica o teflon
Tamaño de burbuja (mm)	2-5
Flujo de gas ($m^3 \cdot h^{-1}$)	0.8-6.8
Máxima pérdida de carga ($lb \cdot pulg^{-2}$)	0.5
Porosidad (por ciento)	35-45
Diámetro, difusor de disco (m)	0.15-0.3
Largo, difusor de tubo (m)	0.45-0.6
Sistema de destrucción de ozono	
Tipo	Unidad catalítica con calentamiento (más popular)
Temperatura	27-38 °C
Catalizador	Metal (platino) u óxidos de metal

Los principales criterios de diseño se presentan en la Tabla 3.58 (Dimitriou, 1990; Langlais *et al.*, 1991; Kawamura, 2000).

Metodología para el dimensionamiento del contactor de ozono de burbuja fina

1. Seleccionar un tiempo de contacto (τ) con base en el objetivo del tratamiento o de acuerdo a pruebas de tratabilidad realizadas previamente
2. Seleccionar una profundidad del contactor (H). Los contactores de burbuja fina operan con mayor eficiencia a profundidades mayores a 6 metros
3. Determinación del ancho y largo del contactor a partir de las siguientes ecuaciones
   a) El ancho de la cámara de contacto (A) se determina con base en la relación H/A que es igual a 1.5, por lo tanto se puede calcular con la siguiente ecuación

$$A = \frac{H}{1.5} \qquad \text{Ecuación 3.99}$$

   b) El largo del contactor se calcula con la ecuación

$$L = \frac{Q_{diseño^{\tau}}}{Hw} \qquad \text{Ecuación 3.100}$$

4. Determinación del flujo de gas de alimentación con base en la relación de flujo G/L, cuyos valores recomendados son de 0.05 a 0.2; valores mayores de la relación G/L reducen la eficiencia de transferencia de masa.

$$Q_{gas} = \left(G/L\right) Q_{diseño} \qquad \text{Ecuación 3.101}$$

5. Seleccionar el número de etapas de la cámara de contacto. Comúnmente se construyen cámaras de contacto con 2 a 6 etapas, de las cuales una o más se adiciona el ozono a contracorriente o co-corriente. Es importante mencionar que para flujos pequeños puede ser suficiente de 2 a 4 etapas.

3.4.3 Ejemplo de diseño de un sistema de ozonación

Se desea diseñar un sistema de ozonación de burbuja fina para tratar un efluente secundario con un caudal de 37 850 $m^3 \cdot d^{-1}$ y una concentración de COT de 20 miligramos por litro. Se desea remover el contenido de COT hasta 5 miligramos por litro. El contactor debe tener una profundidad de 6 m, operar a un tiempo de contacto de 8 minutos, operar a una relación de flujo G/L de 0.15 y estar constituido por 3 etapas. Determinar las dimensiones de la cámara de contacto y el flujo de gas de alimentación.

1) Determinación de la dosis de ozono de acuerdo a los criterios de diseño de la Tabla 3.58. Se eligió una dosis de 0.7 $mg \cdot L^{-1}$ O_3 por $mg \cdot L^{-1}$ carbono orgánico total

$$Dosis_{O_3} = \left(0.7 \frac{mg \cdot L^{-1} O_3}{mg \cdot L^{-1} COT}\right)$$

$$\left[(20-5) mg \cdot L^{-1} COT\right] = 10.5\, mg \cdot L^{-1} O_3$$

2) Cálculo del ancho y el largo del contactor de acuerdo a la Ecuación 3.99 y Ecuación 3.100

$$Q_{diseño} = 37\,850\, m^3 \cdot d^{-1} \left[\frac{1d}{1440 \min}\right]$$

$$Q_{diseño} = 26.285\, m^3 \cdot min^{-1}$$

$$w = \frac{6m}{1.5}$$

$$w = 4\,m$$

$$L = \frac{(26.285\,m^3 \cdot min^{-1})(8\,min)}{(6\,m)(4\,\mathrm{m})}$$

$$L = 8.76\,m \approx 9\,m$$

Por lo tanto, el volumen del tanque es:

$$V = H \times L \times w = (6\,m)(9\,m)(4\,m) = 216\,m^3$$

3) Determinación del caudal de gas de alimentación con base en la Ecuación 3.101

$$Q_{gas} = (0.15)(26.285\,m^3 \cdot min^{-1})$$

$$Q_{gas} = 3.34\,m^3 \cdot \mathrm{min}^{-1}$$

3.5. Ablandamiento

El objetivo tecnológico del ablandamiento es la remoción de iones de calcio y magnesio, principales causantes de la dureza en el agua. Otros iones tales como Fe^{2+}, Sr^{2+} y Mn^{2+} también causan dureza; sin embargo, son de menor importancia. Estos cationes están presentes con aniones como HCO_3^-, SO_4^{-2}, Cl^-, NO_3^- y SiO_4^{-2}. El problema principal que provoca la dureza en el agua es la formación de incrustaciones en calderas y tuberías. De los dos iones causantes de la dureza, el calcio casi siempre está presente en mayor proporción. El ablandamiento del agua se puede obtener mediante los procesos cal-carbonato, intercambio iónico, nanofiltración y ósmosis inversa (Mackenzi, 2010). En la Ilustración 3.42 se presenta un sistema de ablandamiento mediante intercambio iónico.

Tipos de dureza

La dureza se puede clasificar como dureza de calcio o dureza de magnesio, debido a la presencia de iones de Ca^{+2} y Mg^{+2} en el agua. Los carbonatos y bicarbonatos de calcio, magnesio y sodio forman la dureza carbonatada o dureza temporal, llamada de esta manera porque precipitan fácilmente al hervir el agua. La dureza no carbonatada es causada por los iones divalentes como cloruros, nitratos y sulfatos y forman la dureza permanente. La dureza total (DT) de un agua, es la suma de la dureza carbonatada y no carbonatada o de la dureza de calcio y magnesio. La Tabla 3.59 presenta los diferentes tipos de dureza en el agua y las sales que principalmente las constituyen.

La forma más común de expresar la dureza es en $mg{\cdot}L^{-1}$ como carbonato de calcio ($CaCO_3$). Esta se calcula multiplicando los miliequivalentes por litro de dureza por 50 (peso equivalente del $CaCO_3$). Igualmente, es común expresar la dureza de calcio en $mg{\cdot}L^{-1}$ como Ca^{+2} y la de magnesio en $mg{\cdot}L^{-1}$ como Mg^{+2}.

También, las aguas duras han sido clasificadas según su contenido de iones de calcio y magnesio. La clasificación de la dureza en agua con respecto a su magnitud se muestra en la Tabla 3.60 (Lee & Lin, 2000).

En aguas con pH menor a 9, la alcalinidad se debe a carbonatos y bicarbonatos y es igual a la dureza carbonatada. Por lo tanto, si la DT> alcalinidad (en $meq{\cdot}L^{-1}$ o $mg{\cdot}L^{-1}$ $CaCO_3$), la dureza

Ilustración 3.42 Sistema de ablandamiento mediante intercambio iónico

Tabla 3.59 Tipos de dureza en el agua.

Clasificación	Dureza carbonatada o de carbonatos (temporal)	Dureza carbonatada o de no carbonatos (permanente)
Dureza de calcio	• Bicarbonato de calcio • Carbonato de calcio	• Sulfato de calcio • Cloruro de calcio • Nitrato de calcio
Dureza de magnesio	• Bicarbonato de magnesio • Carbonato de magnesio	• Sulfato de magnesio • Cloruro de magnesio • Nitrato de magnesio

Tabla 3.60 Clasificación de dureza del agua con respecto a su magnitud.

Clasificación de dureza	$mg \cdot L^{-1}$ como $CaCO_3$	
	EE.UU	Internacional
Suave	0-60	0-50
Moderada	No existe	51-100
Poco dura	No existe	101-150
Moderadamente dura	61-120	151-200
Muy dura	121-180	201-300

carbonatada es igual a la alcalinidad, y la dureza no carbonatada es la diferencia de la dureza total y la dureza carbonatada.

Por otro lado, si la DT< alcalinidad, la dureza carbonatada es igual a la dureza total, por lo tanto, la dureza no carbonatada es cero.

3.5.1 Reactivos químicos aplicados

El ablandamiento con reactivos químicos es el método más usado en la reducción de la dureza. Este proceso involucra la conversión de cationes solubles divalentes (calcio y magnesio) a precipitados insolubles que son removidos por sedimentación o filtración. El ablandamiento con cal en frío, es el proceso de ablandamiento mediante precipitación más común, el cual se basa en la adición de cal o cal y carbonato de sodio (soda ash) para reducir la dureza del agua y en algunos casos, para mejorar la clarificación antes de la filtración. El ablandamiento en caliente, en el cual el agua es pre-calentada para reducir la solubilidad de los precipitados formados, es mayormente usado en aplicaciones industriales.

Etapas del proceso cal-carbonato para la remoción de dureza

1. Remoción del CO_2 del agua mediante la adición de cal.

$$2CO_2 + Ca(OH)_2 \rightarrow Ca(HCO_3)_2$$

Ecuación 3.102

Esta reacción produce bicarbonato de calcio, provocando un ligero aumento de la dureza del agua.

2. Remoción de dureza del bicarbonato de calcio mediante cal. Esta segunda reacción consiste en la conversión del bicarbonato soluble de calcio en carbonato de calcio relativamente insoluble, el cual puede ser removido por sedimentación y filtración.

$$Ca^{+2} + 2HCO_3^- + Ca(OH)_2 \rightarrow 2CaCO_3\downarrow + 2H_2O$$

Ecuación 3.103

En caso de encontrarse presentes Mg $(HCO_3)_2$ y $NaHCO_3$ en el agua, el consumo de cal para tratamiento completo se incrementa por las siguientes reacciones:

$$Mg^{+2} + 2HCO_3^- + Ca(OH)_2 \rightarrow MgCO_3 + CaCO_3\downarrow + 2H_2O$$

Ecuación 3.104

$$Na^+ + 2HCO_3^- + Ca(OH)_2 \rightarrow Na_2CO_3 + CaCO_3\downarrow + 2H_2O$$

Ecuación 3.105

Los carbonatos de sodio y magnesio, formados por las reacciones anteriores, son solubles y no precipitan.

3. Reducción de la dureza de Mg con cal. En la tercera etapa del ablandamiento químico, la cal provoca la formación del hidróxido de magnesio el cual precipita.

$$Mg^{+2} + SO_4^{-2} + Ca(OH)_2 \rightarrow Mg(OH)_2\downarrow + Ca^{+2} + SO_4^{-2}$$

Ecuación 3.106

$$Mg^{+2} + 2Cl^- + Ca(OH)_2 \rightarrow Mg(OH)_2\downarrow + Ca^{+2} + 2Cl^-$$

Ecuación 3.107

Se observa que en la reacción del $MgSO_4$ y del $MgCl_2$ con la cal, se forma la sal co-

rrespondiente de calcio, $CaSO_4$ y $CaCl_2$, lo cual incrementa la dureza de no carbonatos de calcio en el agua.

4. Reducción de la dureza de no carbonato de calcio con carbonato de sodio. La cuarta reacción fundamental en la suavización con cal-carbonato es la conversión por medio de soda ash del sulfato y cloruro de calcio en la siguiente forma:

$$Ca^{+2} + SO_4^{-2} + Na_2CO_3 \rightarrow CaCO_3 \downarrow + 2Na^+ + SO_4^{-2}$$

Ecuación 3.108

$$Ca^{+2} + 2Cl^- + Na_2CO_3 \rightarrow CaCO_3 \downarrow + 2Na^+ + 2Cl^-$$

Ecuación 3.109

El carbonato de sodio agregado no sólo reduce la dureza de no carbonato de calcio, sino que también, es necesario para remover la dureza no carbonato de magnesio. Esto acontece porque el sulfato y el cloruro de magnesio, al ser agregada la cal, forman una cantidad equivalente de dureza de no carbonato de calcio, la cual debe entonces ser precipitada con carbonato de sodio.

De las reacciones anteriores se observa que el precipitado final formado en el tratamiento con cal-carbonato contiene básicamente carbonato de calcio e hidróxido de magnesio.

Basado en las ecuaciones anteriores, la cantidad de cal requerida para la remoción de la dureza carbonatada puede ser calculada mediante la siguiente ecuación en miliequivalentes por litro.

$$Cal\ requerida = CO_2 + dureza\ carbonatada + Mg^{+2} + exceso$$

Ecuación 3.110

Para precipitar el $CaCO_3$ se requiere pH ≈ 9.5 y para precipitar $Mg(OH)_2$ se requiere pH ≈ 10.8, por lo cual es necesario un exceso de cal de aproximadamente 1.25 meq·L^{-1} para elevar el pH.

La dosis requerida de Na_2CO_3 (meq·L^{-1}) para precipitar la dureza no carbonatada se determina con base en la siguiente ecuación.

$$Soda\ ash\ requerida = dureza\ no\ carbonatada$$

Ecuación 3.111

Alternativas de ablandamiento

Existen 5 formas de procesos alternativos de ablandamiento en frío.

Estas dependen del tipo de dureza, el grado de ablandamiento, conveniencia operacional y costo de los reactivos. Las alternativas incluyen (1) ablandamiento parcial con cal, (2) exceso de ablandamiento con cal, (3) ablandamiento con cal-carbonato, (4) ablandamiento con sosa cáustica, (5) ablandamiento con cal y sosa cáustica.

1. Ablandamiento parcial con cal. Este proceso remueve solo carbonatos. La cal sola se agrega al proceso para elevar el pH aproximadamente a 9.5. Después del ablandamiento se realiza recarbonatación o la adición de ácido sulfúrico o clorhídrico para reducir el pH aproximadamente a 8.8 o menor
2. Ablandamiento con cal en exceso. Esta alternativa de proceso es usada para remover los carbonatos de calcio y magnesio. Con un exceso de cal el proceso se lleva a un pH mínimo de 10.6, preferen-

temente entre 11.0 a 11.3. Después de la formación de hidróxido de magnesio (a pH de 11.0), el proceso de recarbonatación se llevado a cabo para reducir el pH entre 8.7-8.8

3. Ablandamiento con cal-carbonato. Esta alternativa es usada para remover dureza carbonatada y no carbonatada. La dureza no carbonatada se produce típicamente por sulfatos de calcio y cloruros de calcio. El pH de ablandamiento debe ser mínimo de 10.6. Además, las etapas de recarbonatación y acidificación se requieren para estabilizar el pH antes de pasar a la filtración
4. Ablandamiento con sosa cáustica. El ablandamiento con cal y sosa cáustica puede usarse como sustituto de la cal. Las ventajas de usar sosa cáustica es la reducción de formación de lodos, eliminación de problemas asociados con polvos químicos, una mejor utilización de los equipos de almacenaje y alimentación de reactivo. Además este proceso remueve dureza no carbonatada. Sin embargo, la sosa cáustica tiene otras desventajas, el costo de este químico es cuatro veces mayor que la cal. Es potencialmente riesgosa para los operadores en caso de derrames y ocurren problemas a temperaturas alrededor de 13°C donde la sosa cáustica se congela en solución con un 50 por ciento de concentración
5. Ablandamiento con cal y sosa cáustica. Esta última alternativa es usada para reducir la cantidad de reactivo y costo de la alimentación con cal. Para mezclar el químico con el agua no se recomienda utilizar un mezclado mecánico debido a incrustaciones de $CaCO_3$ en las paletas o aspas del agitador. Se recomienda utilizar un mezclador hidráulico con el uso de canales y bafles (Kawamura, 2000)

Tanques de ablandamiento

Los tanques de ablandamiento convencional son similares a los utilizados en la coagulación-floculación y sedimentación. La cal, soda ash y el ayudante de coagulación (si es requerido) son mezclados previamente a la floculación. Frecuentemente, el mezclado se realiza hidráulicamente en un aforador, ya que los mezcladores mecánicos son susceptibles a la formación de incrustaciones en los impulsores.

Se debe encontrar un gradiente de velocidad que esté entre 300 a 700 s^{-1} y un mínimo de tiempo de mezclado de entre 10 a 30 segundos. si se encuentra un agua con bajas temperaturas, como las de aguas subterráneas, se necesitará de un tiempo de mezclado de 5 a 10 minutos para la disolución.

La floculación se lleva a cabo en floculadores horizontales de rueda de paletas o de turbina vertical equipado con un controlador de velocidad, instalado en un tanque con bafles con un tiempo de retención total de 30 a 45 min con hasta tres compartimientos.

Las cargas hidráulicas superficiales de los tanques de sedimentación usados en el ablandamiento están en un rango de 0.98 a 2.4 $m \cdot h^{-1}$, con un tiempo de retención de 2 a 4 horas. Se puede operar mayores cargas hidráulicas en comparación a los sistemas para remoción de turbiedad debido a la alta velocidad de sedimentación de los precipitados en el ablandamiento.

La recirculación de lodo precipitado en el tanque de sedimentación al tanque de mezclado rápida

beneficia al proceso de ablandamiento, ya que el mezclado de cristales previamente formados acelera la precipitación del carbonato de calcio. Esto también promueve la formación de precipitados más grandes con mayor sedimentabilidad y más fácilmente desaguados.

3.5.2 Calidad del agua después del tratamiento cal-carbonato

Recarbonatación

El proceso de ablandamiento con cal-carbonato deja el agua con un pH alto, entre 10.0 y 11.0 generalmente. Un agua con este pH no es adecuada para reúso, y por tanto, es necesario bajar el pH previamente a su aplicación. Generalmente se disminuye el pH antes de la filtración, para evitar así la precipitación de $CaCO_3$ en los filtros. Al proceso de reducir el pH se le llama recarbonatación.

El CO_2 se disuelve con cierta facilidad en agua formando H_2CO_3, se ha encontrado que burbujear gas CO_2 en agua es la forma más barata para reducir el potencial de hidrógeno. Otra alternativa, es usar ácidos fuertes como el ácido sulfúrico. La recarbonatación consiste en agregar anhídrido carbónico al agua. Las reacciones más importantes en este proceso son las siguientes:

$$Ca(OH)_2 + CO_2 \rightarrow CaCO_3 + H_2O$$

Ecuación 3.112

$$CaCO_3 + CO_2 + H_2O \rightarrow Ca(OH_3)_2$$

Ecuación 3.113

$$Mg(OH)_2 + CO_2 \rightarrow MgCO_3$$

Ecuación 3.114

$$MgCO_3 + CO_2 + H_2O \rightarrow Mg(OH_3)_2$$

Ecuación 3.115

Es preferible no precipitar el $CaCO_3$ en los filtros, porque con el tiempo se puede cementar la arena. Tanto el $MgCO_3$ como el $Mg(HCO_3)_2$ son solubles y pasan a través de los filtros. En la Tabla 3.61 se muestran los criterios de diseño para el proceso de recarbonatación (Mackenzi, 2010).

Acidificación

El pH es incrementado durante el ablandamiento con cal y soda ash. La adición del exceso de cal puede aumentar el pH hasta once.La acidificación se lleva a cabo en dos puntos del tren de tratamiento. En el primer punto de acidificación, es adicionado ácido sulfúrico (H_2SO_4) al agua ablanda antes de la filtración para mantener un pH entre 6.5 a 7 para permitir la disolución de cualquier material que no haya precipitado. Una segunda etapa de acidificación se realiza en el agua filtrada. El objetivo de la acidificación es reducir el contenido de carbonato y evitar la precipitación del carbonato de calcio. El pH es reducido hasta un rango de 5.9 a 6.4 para alcanzar los requerimientos de los sistemas de ósmosis inversa.

Tabla 3.61 Criterios de diseño para el ablandamiento.

Características	Rango
Tanque de recarbonatación	20 minutos de tiempo de retención
Profundidad del tanque	mínimo 3.7 metros
pH del agua después de la recarbonatación	8.7-8.8

Descarbonatación

Si en el pretratamiento se ha empleado gas carbónico para bajar el pH, se producirá también una gran cantidad de CO_2 que quedará en disolución. El gas carbónico puede provocar una disminución del pH del agua que aumentaría su capacidad de corrosión. Por tanto, es necesaria la descarbonatación, reduciendo la concentración de CO_2 hasta alcanzar valores de pH adecuados a los requerimientos de cada proceso. De ese modo, el pH quedaría ajustado en el intervalo de valores marcado por la vigente legislación de aguas de consumo humano.

Si en el agua tratada hay CO_2 en exceso, será necesario reducirlo hasta concentraciones convenientes para su uso. La eliminación del gas carbónico o descarbonatación se puede llevar a cabo mediante un descarbonatador u otro sistema de neutralización.

Se puede neutralizar este gas carbónico con cal, si es el caso de que la concentración está alrededor de 10 $mg \cdot L^{-1}$ de CO_2 o 22.7 $mg \cdot L^{-1}$ como $CaCO_3$, si su concentración está más allá de este valor, será necesario un medio más económico para removerlo. La aireación favorece la remoción de CO_2 disuelto en el agua (Mackenzi, 2010).

El descarbonatador, consiste en una torre en la que el agua se dispersa sobre un lecho de material (normalmente anillos Raschig o similares, lava volcánica, coque, etc.), a contra corriente pasa un caudal de aire que arrastra el gas en disolución evacuándolo a la atmósfera por la parte superior de la torre. En un buen diseño, el rendimiento de este tipo de descarbonatadores es elevado, y permite extraer hasta el 98 por ciento de los gases contenidos en el agua.

3.5.3 Ablandamiento mediante intercambio iónico

El intercambio iónico es una reacción reversible en la que cual un ión cargado en la solución es intercambiado por un ión de carga similar que esta electrostáticamente sujeto a una partícula sólida. La mayor aplicación del intercambio iónico es en el tratamiento de agua como sistema de ablandamiento, donde el calcio y magnesio y otros cationes polivalentes son intercambiados por sodio.

En la práctica común, se hace pasar agua cruda a través de una cama de resina donde son intercambiados los iones. La resina está hecha mediante polimerización de compuestos orgánicos que forman una matriz porosa. Típicamente, en el ablandamiento de agua, el sodio es intercambiado por los cationes en solución.

Cuando se satura el lecho con el ion intercambiado, es parada su operación y es regenerada mediante el paso de una solución concentrada de sodio a través del lecho.

Criterios de diseño

Selección de la resina

Hay varios cientos de diferentes resinas disponibles de fabricantes de Estados Unidos y Europa. De estos, las resinas basadas en poliestireno-DVB (divinilbenceno) son las más ampliamente usadas. La capacidad de operación ($meq \cdot mL^{-1}$ como $CaCO_3$) sirve como primer criterio de selección. Este difiere de la capacidad de intercambio la cual es una medida del desempeño actual de la resina bajo condiciones definidas tales como el tiempo de contacto de lecho vacío (TCLV) o la tasa de flujo de servicio (TFS) y el

grado de regeneración. La capacidad de operación es siempre que la capacidad de intercambio debido a la regeneración incompleta, fugas tempranas (rupturas) que causan terminación del ciclo de operación alcanzando los límites de diseño, y la eficiencia de la regeneración (medida como equivalentes de cloruro de sodio por equivalente de carbonato de calcio).

Las columnas a escala laboratorio (1 a 5 cm de diámetro) han sido efectivas en el análisis de resinas alternativas. Estás columnas pueden ser escaladas directamente a escala real si la tasa de carga y el TCLV son iguales. Debido a que las perlas de resina son pequeñas comparada con el diámetro de la columna, el error debido a canalizaciones de agua a través de las paredes es pequeño. La hidráulica de columnas a escala real no puede ser modelada por estas columnas a pequeña escala (MWH, 2005).

Entre más grande sea la columna a escala laboratorio o piloto, mejores serán los resultados obtenidos en el escalamiento. Sin embargo, son adecuadas columnas con 60 cm de largo, 1 a 5 cm de diámetro para estudios en laboratorio. Son recomendadas columnas con diámetro más grande (por ejemplo 10 cm) que tienen profundidad del lecho mayor a 1 m (Reynolds & Richards, 1996; MWH, 2005).

Tasa de flujo

La tasa de flujo a través de la columna afecta la cinética de absorción del lecho. Mientras exista un mayor tiempo de contacto entre el agua y la resina, habrá mayor oportunidad de que se intercambien iones durante el proceso. Hay dos parámetros para controlar el tiempo de contacto: 1) tiempo de contacto de lecho vacío y 2) tasa de flujo de servicio o llamado tiempo de agotamiento. El TCLV es calculada como el volumen que ocupa la resina entre la tasa de flujo:

$$TCLV = \frac{V_R}{Q} \qquad \text{Ecuación 3.116}$$

La tasa de flujo de servicio es:

$$TFS = \frac{Q}{V_R} \qquad \text{Ecuación 3.117}$$

Típicos TCLV van desde 1.5 a 75 min y para TFS de entre 200 a 1000 m^3 de agua por día por metro cúbico de resina ($m^3 \cdot d^{-1} \cdot m^{-3}$). El TFS también puede ser expresado como volúmenes de lecho por hora ($VL \cdot h^{-1}$). El rango usual es de 8 a 40 $VL \cdot h^{-1}$. Son aceptables TCLV mayores a 7.5 min y TFS menores a 200 $m^3 \cdot d^{-1} \cdot m^{-3}$ debido a que proveen mayor tiempo para que se lleve a cabo la reacción. Menores TCLV y mayores TFS resultan en rápidas rupturas del lecho.

La carga hidráulica superficial (q) es un parámetro limitado al control de la caída de presión a través de la cama de la resina y por tanto evitar un desgaste de la columna. Se calcula como.

$$q = \frac{Q}{A_c} \qquad \text{Ecuación 3.118}$$

Donde:

A_c = área de la sección transversal de la cama de resina, m^2

En general, la máxima caída de presión permisible a través del lecho es entre 140 kilopascales. Debido a que la caída de presión incrementa con el tiempo de operación, el valor de diseño es 35 a 70 kPa menor a este. Esto resulta en una máxima carga hidráulica superficial de 880 metros

cúbicos por metro cuadrado por día. La carga hidráulica superficial se encuentra en un rango de 150 a 880 metros cúbicos por metro cuadrado por día. GLUMRB (2003) especifica que no debe exceder los 400 metros cúbicos por metro cuadrado por día. En la Tabla 3.62 se presentan los criterios típicos de diseño de resinas de intercambio iónico (Mackenzi, 2010).

Diseño del tanque

Tanques presurizados son usados en columnas pequeñas de intercambio iónico. Sin embargo, columnas a gravedad son utilizadas en aplicaciones más grandes. Los materiales usuales de los tanques son fibra de vidrio y acero. Los tanques de fibra de vidrio están limitados generalmente a un diámetro de 2.5 m, presiones menores a 1 000 kPa y temperaturas menores a 40 grados Celsius. Los tanques prefabricados de acero pueden tener diámetro mayor a 3.6 metros. Los tanques de acero deben estar revestidos y comúnmente son más costosos que los de fibra de vidrio.

La altura de la columna es generalmente menor a 4 metros. Son usadas columnas múltiples en serie si se requiere una mayor altura. La relación diámetro/altura del lecho es en un rango de 0.2:1 a 3:1 (Clifford, 1999; Reynolds & Richards, 1996). No son recomendadas profundi-

Tabla 3.62 Rangos típicos de criterios de diseño para resinas catiónicas fuertemente ácidas y resinas aniónicas fuertemente básicas

Parámetro	Resina catiónica fuertemente ácida	Resina aniónica fuertemente básica	Unidades
Capacidad de intercambio	3.6-5.5	1.8-2	meq·g^{-1} como $CaCO_3$
	1.6-2.2	0.8-1.4	meq·g^{-1} como $CaCO_3$
Capacidad de operación	50-70	40-60	por ciento de capacidad de intercambio
Contenido de humedad	40-80	35-80	por ciento
Tamaño de malla	16x50	16x50	
Tasa de flujo de servicio	200-2000	200-2000	(m^3·d^{-1}) m^{-3} de resina
	8-40	8-40	VL·h^{-1}
Tasa de carga superficial	400-800	400-800	m^3·m^{-2}·d^{-1}
Tasa de retrolavado	12-20	5-7.5	m^3·m^{-2}·d^{-1}
Duración de retrolavado	5-15	5-20	min
Expansión del lecho	50	50-75	por ciento
Regenerante	NaCl	NaCl	
Concentración del regenerante	5-10	2-15	por ciento
Dosis de regenerante	80-320	80-320	kg NaCl·m^{-3} de resina
Tasa de flujo de regeneración	60-120	60-120	(m^3·d^{-1}) m^{-3} de resina
	2-5	2-5	VL·h^{-1}
Volumen de enjuague	2-5	2-10	VL
Rango de pH	0-14	0-14	
Temperatura máxima de operación	140	Forma OH-= 60; forma C- = 100	° C
Límite de turbidez	5	5	UNT
Límite de hierro	5	0.1	mg·L^{-1} como Fe
Total Fe + Mn	0.3	0.3	mg·L^{-1}
Límite de cloro	1	0.1	mg·L^{-1} de Cl_2

dades de lecho menores a 0.9 m para evitar la ruptura prematura debido al comportamiento no ideal de la resina (GLUMRB, 2003). Generalmente, se evitan profundidades de lecho mayores a 4 m debido a a las caídades de presión en la resina. La altura de la columna debe ser suficiente para la expansión del lecho durante el retrolavado. En la Tabla 3.63 se presentan críterios típicos de diseño para dimensionar los tanques de intercambio iónico (Mackenzi, 2010).

3.5.4 Ejemplos mediante un sistema de ablandamiento cal-carbonato y uno por intercambio catiónico

Ablandamiento con cal-carbonato

1-Determinar la dureza total, dureza carbonatada y no carbonatada en $mg \cdot L^{-1}$ como $CaCO_3$ de un agua con la siguiente composición (Tabla 3.64):

1) Convertir las concentraciones de cada ion a $mg \cdot L^{-1}$ de $CaCO_3$ de acuerdo a la siguiente ecuación

   La determinación del peso equivalente de cada ion o compuesto se realiza dividiendo el peso molecular entre la valencia o carga del ion.

   La concentración de cada ion en miliequivalentes por litro ($meq \cdot L^{-1}$) es calculada mediante la siguiente ecuación:

$$meq \cdot L^{-1} = \frac{mg \cdot L^{-1} ion}{peso\ equivalente}$$

   Para expresar la concentración en $mg \cdot L^{-1}$ como $CaCO_3$ se aplica la siguiente ecuación:

$$meq \cdot L^{-1}\ como\ CaCO_3 = \frac{mg \cdot L^{-1} ion}{peso\ equivalente\ ion} \times 50$$

Donde:

50 es el peso equivalente del $CaCO_3$, $mg \cdot meq^{-1}$

2) Construir una tabla de conversiones de cada especie (Tabla 3.65)
3) Realizar un diagrama de barras (Ilustración 3.43) para los cationes y aniones presentes en el agua. El diagrama de barras es útil para para entender el proceso de ablandamiento y muestra una proporción relativa de las especies. Por convención, la gráfica se construye con los catiónes presentes en el agua en la parte superior y los aniónes en la parte inferior de la gráfica. Con los cationes se pone en primer lugar el calcio seguido del magnesio y cualquier ion divalente, posteiormente cualquier especie monovalente.

Tabla 3.63 Típicos rangos de criterios de diseño para el dimensionamiento de los tanques y columnas de intercambio iónico

Parámetro	Rango de valores	Comentario
Caída de presión	35-50 kPa	125 kPa máximo
Diámetro (D)	< 2.5 m	Tanques de fibra de vidrio
	< 3.6 m	Tanques de acero
Altura de la resina (H)	≥0.9 m	Para evitar rupturas prematuras
	≤ 4 m	Para limitar la caída de presión
H:D del lecho de resina	1.5:1 a 3:1	
Expansión del lecho de resina	≤ 100 por ciento	Típicamente < 50 por ciento
Altura de la columna	≤ 4m	Usar columnas en serie para mayores alturas

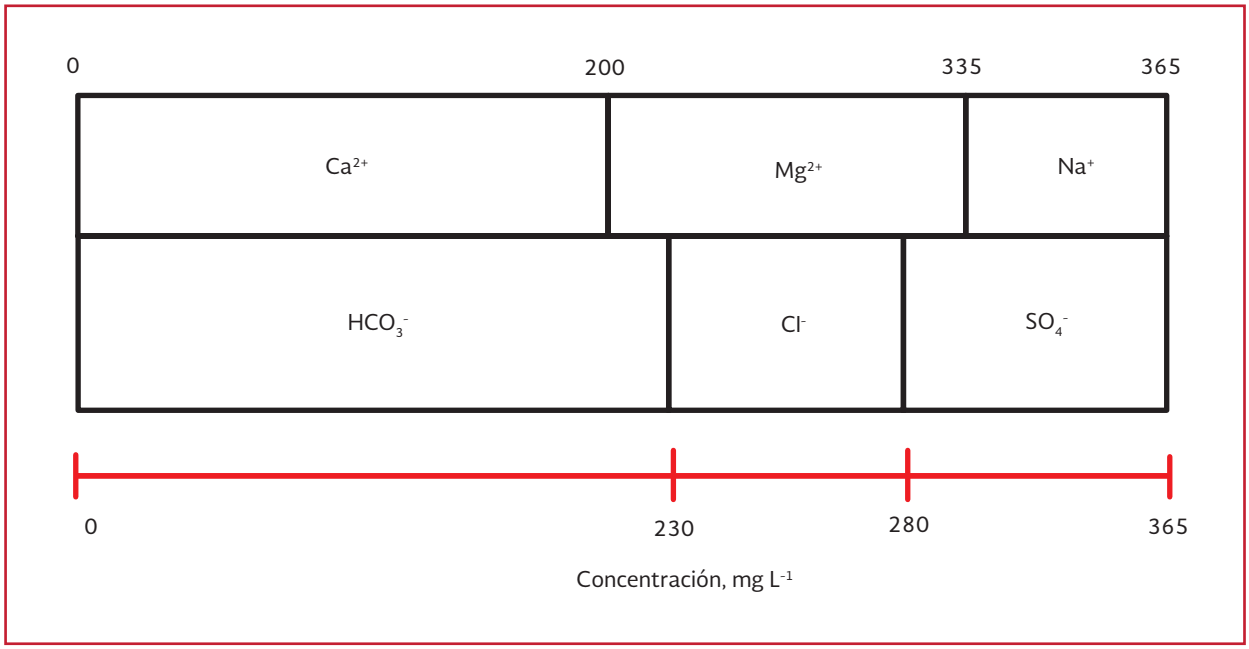
Tabla 3.64 Composición del agua-ablandamiento ejemplo 1

Ion	Concentración ($mg \cdot L^{-1}$)
Ca^{+2}	82
Mg^{+2}	33
Na^{+}	14
HCO_3^{-}	280
Cl^{-}	36
SO_4^{-2}	82

Tabla 3.65Conversión de cada ion-ejemplo 1

Ion	Peso molecular ($mg \cdot mmol^{-1}$)	Valencia ($meq \cdot mmol^{-1}$)	Peso equivalente ($mg \cdot meq^{-1}$)	Concentración		
				$mg \cdot L^{-1}$	$meq \cdot L^{-1}$	$mg \cdot L^{-1}$ como $CaCO_3$
Ca^{+2}	40	2	20.0	82	4	200
Mg^{+2}	24.3	2	12.2	33	2.7	135
Na^{+}	23	1	23.0	14	0.6	30
Total				7.3	7.3	365
HCO3-	61	1	61	280	4.6	230
Cl-	35.5	1	35.5	36	1	50
SO4-2	96.1	1	48	82	1.7	85
Total				7.3	7.3	365

Ilustración 3.43 Diagrama de barras para cationes y aniones



En la parte inferior de los aniónes, se coloca en primer lugar el bicarbonato, seguido de los cloruros y los sulfatos en ese orden

4) Calcular la dureza total (DT), dureza carbonatada (DC) y no carbonatada (DNC)

$$DT = [Ca^{+2}] + [Mg^{+2}] = 200 + 135 = \\ = 335 mg \cdot L^{-1} como\ CaCO_3$$

$$Alcanidad = [HCO_3^-] + [CO_3^-] + [OH^-] = \\ = 230 mg \cdot L^{-1} como\ CaCO_3$$

Como la DT> alcalinidad, la DC es igual a la alcalinidad.

$$DC = 230\ mg \cdot L^{-1}\ como\ CaCO_3$$

$$DNC = [Na^+] + [Cl^-] + [SO_4^{-2}] = \\ (30 + 50 + 85) mg \cdot L^{-1} CaCO_3$$

$$DNC = 165 mg \cdot L^{-1} CaCO_3$$

2-Una planta de ablandamiento con cal-carbonato trata un caudal de 10 000 $m^3 \cdot d^{-1}$ y la composición del agua es: 86 $mg \cdot L^{-1}$ de Ca^{+2}, 35 $mg \cdot L^{-1}$ de Mg^{+2}, 299 $mg \cdot L^{-1}$ de HCO_3^- y 6 $mg \cdot L^{-1}$ de dióxido de carbono. Determinar la cantidad de cal y de soda ash requerida, si la pureza de la cal es de 85 por ciento y la del soda ash es del 95 por ciento.

1) Construir una tabla de conversiones de cada especie (Tabla 3.66)
2) Calcular la dureza total (DT), dureza carbonatada (DC) y no carbonatada (DNC)

$$DT = [Ca^{+2}] + [Mg^{+2}] = (4.3 + 2.87) meq \cdot L^{-1} = \\ = 7.17 meq \cdot L^{-1}$$

$$DT = (7.17 meq \cdot L^{-1})(50 mg \cdot meq^{-1} CaCO_3) = \\ = 358.5 mg \cdot L^{-1} como\ CaCO_3$$

$$Alcalinidad = [HCO_3^-] + [CO_3^-] + [OH^-] = \\ = 4.9 meq \cdot L^{-1} = 245 mg \cdot L^{-1} como\ CaCO_3$$

Como la DT> alcalinidad, la DC es igual a la alcalinidad.

$$DC = 245 mg \cdot L^{-1} como\ CaCO_3$$

$$DNC = DT - DC = (7.17 - 4.9) meq \cdot L^{-1} = \\ = 2.27 meq \cdot L^{-1} = 113.5 mg \cdot L^{-1} CaCO_3$$

2) Determinación de la dosis de óxido de calcio requerida con base en la Ecuación 3.110

$$Cal\ requerida = (0.13 + 4.9 + 2.87 + 1.25) meq \cdot L^{-1} = \\ = 9.15 meq \cdot L^{-1}$$

$$Cal\ requerida = (9.15\ meq \cdot L^{-1})(28 mg \cdot meq^{-1} CaO) = \\ = 256.2 mg \cdot L^{-1} CaO$$

Como la pureza del reactivo es del 85 por ciento, la cal requerida corregida por pureza es:

$$Cal\ requerida = \frac{256.2 mg \cdot L^{-1} CaO}{0.85} = \\ = 301.4 mg \cdot L^{-1} CaO$$

3) Determinación de la dosis de carbonato de sodio requerida con base en la Ecuación 3.111

Tabla 3.66 Conversión de cada ion-ejemplo 2

Especie	Peso molecular ($mg \cdot mmol^{-1}$)	Valencia ($meq \cdot mmol^{-1}$)	Peso equivalen-te ($mg \cdot meq-1$)	Concentración		
				$mg \cdot L^{-1}$	$meq \cdot L^{-1}$	$mg \cdot L^{-1}$ como $CaCO_3$
Ca^{+2}	40	2	20	86	4.3	215
Mg^{+2}	24.3	2	12.2	35	2.87	143.5
HCO_3^-	61	1	61	299	4.9	245
CO_2	44	1	44	6	0.13	6.82
Total				7.3	7.3	365

$$soda\ ash\ requerida = (2.27\ meq \cdot L^{-1})$$
$$(53\ mg \cdot meq^{-1} Na_2CO_3) = 120.3\ mg \cdot L^{-1} Na_2CO_3$$

Como la pureza del reactivo es del 95 por ciento, la cal requerida corregida por pureza es:

$$soda\ ash\ requerida = \frac{120.3\ mg \cdot L^{-1} Na_2CO_3}{0.95} =$$
$$= 126.6\ mg \cdot L^{-1} Na_2CO_3$$

4) Para tratar un caudal de 10 000 $m^3 \cdot d^{-1}$, la cantidad de reactivos necesaria es

$$Cal\ requerida = (301.4\ mg \cdot L^{-1} CaO)(1 \times 10^7 L \cdot d^{-1})$$
$$\left[\frac{1\ kg}{10^6\ mg}\right] = 3014\ kg\ CaO \cdot d^{-1}$$

$$Soda\ ash\ requerida = (126.6\ mg \cdot L^{-1} Na_2CO_3)$$
$$(1 \times 10^7 L \cdot d^{-1})\left[\frac{1\ kg}{10^6\ mg}\right] = 1266\ kg\ Na_2CO_3 \cdot d^{-1}$$

Intercambio iónico

3-Como parte del diseño preliminar para una planta de ablandamiento, evaluar una columna de intercambio iónico ciclo sodio. Estimar la cantidad de resina húmeda necesaria para producir un agua con 80 $mg \cdot L^{-1}$ de $CaCO_3$. El flujo es de 275 metros cúbicos por día. Asumir que no hay fugas en la columna, C_{final} = 0 $mg \cdot L^{-1}$ como carbonato de calcio. El contenido de humedad de la resina es 44 por ciento y la temperatura de operación es 10 grados Celsius. También asumir que la capacidad de operación es de 67 por ciento la capacidad de intercambio. Se realizó una curva de ruptura de la resina con una columna a escala laboratorio de 7.5 cm de diámetro y 150 cm de altura. La densidad de la resina húmeda es de 9.85 gramos por centímetro cúbico. El flujo a través de la columna es de 0.18 metros cúbicos por hora.

1) La masa seca de resina (m_{resina}) en la columna se calcula con base en las dimensiones de la columna, la densidad de la resina y su contenido de humedad

$$m_{resina} = \left[\frac{\pi(7.5\ cm)^2}{4}\right](150\ cm)(0.85\ g \cdot cm^{-3})$$
$$(1 - 0.44) = 3,154,35\ g$$

2) De la curva de ruptura de la columna a escala laboratorio (Ilustración 3.44) los meq de dureza removidos son 15,444 miliequivalentes
Los meq·g^{-1} de resina seca son:

$$\frac{15,4444 meq}{3,154.35 g} = 4.89 meq \cdot g^{-1}$$

3) El total de dureza en agua es la suma de dureza por Ca^{2+} + Mg^{2+} (238 mg·L^{-1}+ 90.6 mg·L^{-1}) como $CaCO_3$. Da como resultado 328.6 mg·L^{-1} de $CaCO_3$
4) Para determinar el flujo de agua de derivación (bypass) se realiza un balance de materia aguas abajo en la columna de intercambio iónico

$$Q_{tratada} C_{tratada} + Q_{derivacion} C_{derivacion} = Q_{mezclado} C_{mezclado}$$

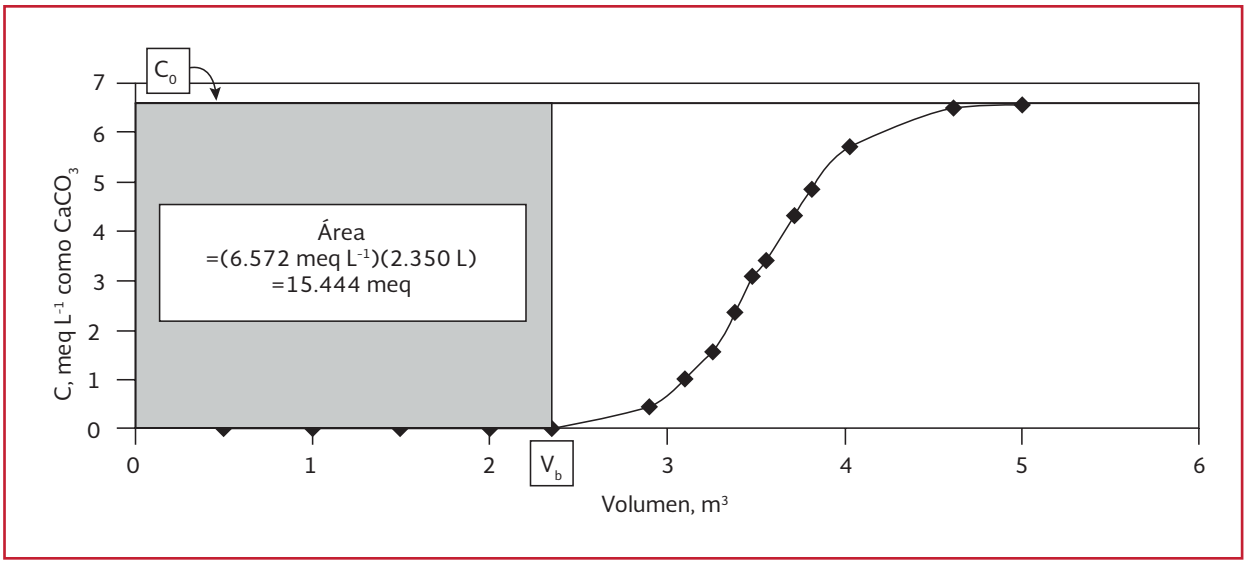
$$Q_{tratada}(0) + Q_{derivacion}(328.6\ mg \cdot L\ CaCO_3) =$$
$$(275\ m^3 \cdot d^{-1})(80\ mg \cdot L\ CaCO_3)$$

$$Q_{derivacion} = \frac{(275\ m^3 \cdot d^{-1})(80\ mg \cdot L\ CaCO_3)}{328.6\ mg \cdot L\ CaCO_3} =$$
$$66.95\ m^3 \cdot d^{-1}$$

Por lo tanto, el agua que pasa a través de la columna es:

$$(275\ m^3 \cdot d^{-1}) - (66.95\ m^3 \cdot d^{-1}) = 208.05\ m^3 \cdot d^{-1}$$

Ilustración 3.44 Curva de ruptura de columna a escala laboratorio



5) Los meq·L^{-1} de dureza removida son

$$=(328.6\ meq\cdot L^{-1}\ como\ CaCO_3)\left(\frac{1}{50\ meq\cdot mg^{-1}}\right)=$$
$$=6.572\ meq\cdot L^{-1}$$

6) Calcular la dureza removida por día es

$$=(6.572\ meq\cdot L^{-1})(208.05\ m^3\cdot d^{-1})(1000\ L\cdot m^{-3})$$
$$(1\,d)=1137\times10^6\ meq$$

7) La masa de resina seca requerida

$$(1137\times10^6\ meq)\left(\frac{1\ g}{4.89\ meq}\right)\left(\frac{10^{-3}\ kg}{g}\right)=$$
$$=2279\ kg\approx280\ kg$$

8) La masa de resina húmeda es

$$=(280\ kg)\left(\frac{1}{1-0.44}\right)=500\ kg$$

9) Tomando en cuenta la capacidad de operación de la resina del 67 por ciento, la cantidad de resina aumenta a

$$\frac{1}{0.67}(500\ kg)=746.27\ kg\approx750\ kg$$

3.6. Desorción de gases de agua residual tratada

El proceso de desorción involucra la transferencia de gases de la fase líquida a la fase gaseosa. La transferencia se logra poniendo en contacto el líquido que contiene el gas, con una corriente de aire que no contiene inicialmente dicho gas. La remoción de gases disueltos del agua residual usando aire por desorción, ha recibido considerable atención, especialmente para la remoción de amonio (NH_3), dióxido de carbono (CO_2), oxígeno (O_2), sulfuro de hidrogeno (H_2S) y una gran variedad de compuestos orgánicos volátiles (COV) (Metcalf & Eddy, 2014).

3.6.1 Bases teóricas de la desorción

Hay factores importantes que deben considerarse en la desorción de un gas como: (1) las características de compuesto a desorber, (2) el tipo de desorbedor a utilizar y el número de estaciones empleadas, (3) un balance de materia de la torre

de desorción y (4) los requerimientos físicos y dimensión necesaria de la torre de desorción.

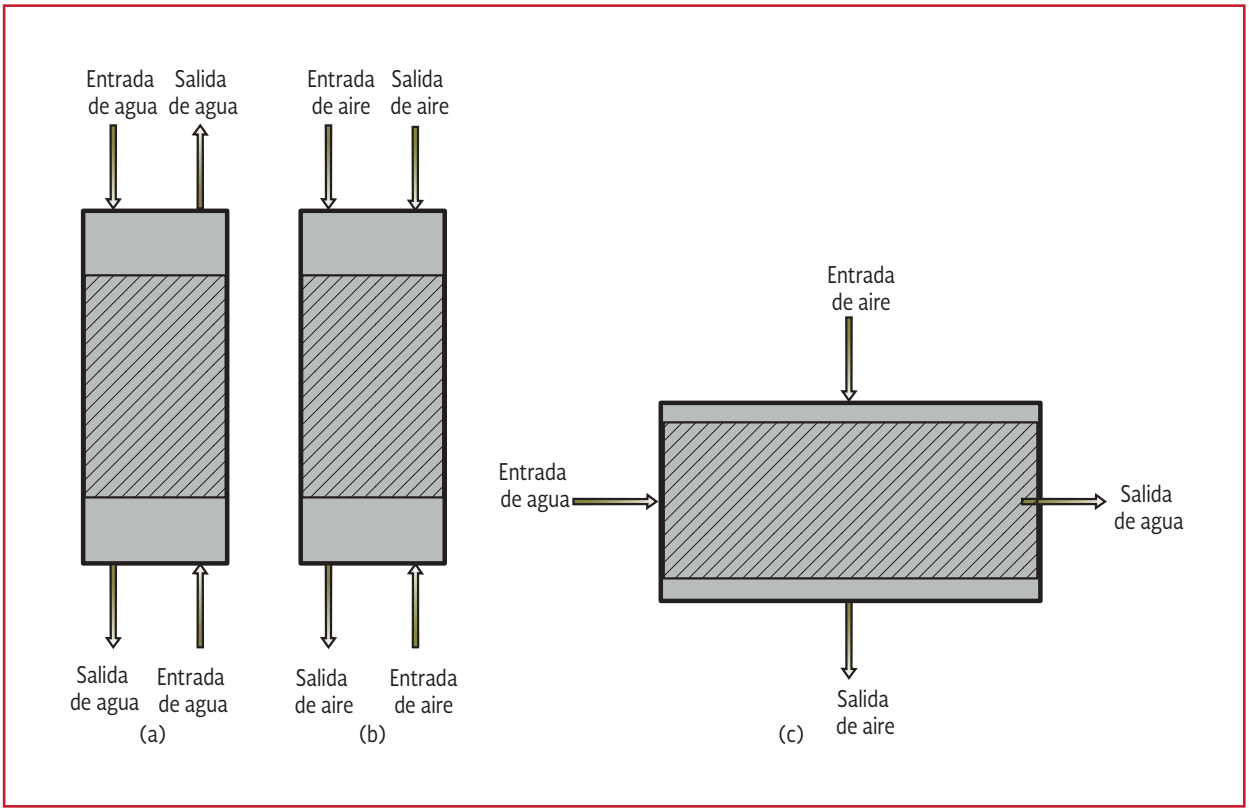
Características de los compuestos a desorber

La remoción de un compuesto volátil por desorción involucra el contacto entre el líquido que contiene el gas con un gas acarreador que no contiene el compuesto a desorber. El compuesto que es removido sale fuera del líquido y pasa a la fase gaseosa, de acuerdo con la ley de Henry. Compuestos como benceno, tolueno y cloruro de vinil que tienen constantes de la ley de Henry mayores a 500 son especialmente susceptibles de ser removidos por desorción. Compuestos con una constante de la ley de Henry mayor a 0.1 atm se clasifican como volátiles. Compuestos con constantes entre 0.001 y 0.1 atm se clasifican como semivolátiles y son poco susceptibles a desorción. Compuestos con constantes de la ley de Henry menores a 0.001 atm no son susceptibles de desorberse.

Métodos usados para contacto de fases

En la práctica, son usados dos métodos para que ocurra el contacto entre las dos fases: (1) contacto continuo y 2) contacto por etapas. Como se muestra en la Ilustración 3.45, son utilizados tres patrones de flujo: a) cocorriente, b) contracorriente y c) flujo cruzado (Crittenden J. , 1999). El patrón de flujo más común en operaciones de transferencia de masa es a contracorriente, en el cual el líquido es bombeado hasta la zona superior de la torre y es rociado sobre la superficie del empaque. El aire es introducido por la zona inferior de la torre y sale del sistema por la zona superior. El material de empaque sirve para distribuir

Ilustración 3.45 Patrones típicos de flujo de agua y aire en torres de desorción: a) flujo a contracorriente, b) flujo a cocorriente y c) flujo cruzado



el líquido aplicado en una película delgada e incremente el proceso de desorción. Uno de los temas críticos en el diseño y operación de torres de desorción es mantener un uniforme flujo de aire a través de la superficie del empaque. Para alcanzar una distribución más uniforme del agua y el aire a través de la torre, el material de empaque es colocado en secciones individuales sobre platos de redistribución dentro de la torre. Una variedad de materiales de empaque son utilizados en la torres de desorción, las cuales incluyen; anillos Raschig, monturas Berl y otros empaques de plástico. Además, hay una gran variedad de tamaños disponibles, los más comunes son los de tamaño 25 a 50 mm. En la Ilustración 3.46 se muestra el esquema de una torre de desorción.

Balance de masa para una torre de desorción continúa

1) Balance por corrientes:

$$\underbrace{\begin{matrix}\text{moles de soluto entrando} \\ \text{en la corriente liquida}\end{matrix} + \begin{matrix}\text{moles de soluto} \\ \text{entrando en la} \\ \text{corriente gaseosa}\end{matrix}}_{ENTRADA} = \underbrace{\begin{matrix}\text{moles de soluto saliendo} \\ \text{en la corriente liquida}\end{matrix} + \begin{matrix}\text{moles de soluto} \\ \text{saliendo en la} \\ \text{corriente gaseosa}\end{matrix}}_{SALIDA}$$

Ecuación 3.119

2) Balance general:

$$Entrada = Salida \qquad \text{Ecuación 3.120}$$

3) Representación simbólica:

$$LC + Gy_0 = LC_e + Gy \qquad \text{Ecuación 3.121}$$

Donde:

L = Flujo de líquido, mol por unidad de tiempo
C = concentración de soluto en la solución en un punto dentro de la torre, mol de soluto por mol de solución
G = flujo de gas, mol por unidad de tiempo
y_0 = concentración de soluto en el gas que entra en la torre, mol de soluto por mol de gas
C_e = concentración de soluto en el líquido que sale por el fondo de la torre, mol de soluto por mol de líquido
y concentración de soluto en un punto dentro de la torre, mol de soluto por mol de gas

Combinando los términos de la Ecuación 3.121 se puede rescribir como:

$$(y_0 - y) = \frac{L}{G}(C_e - C) \qquad \text{Ecuación 3.122}$$

Si se considera toda la torre, la Ecuación 3.121 se puede escribir como:

$$LC_0 + Gy_0 = LC_e + Gy_e \qquad \text{Ecuación 3.123}$$

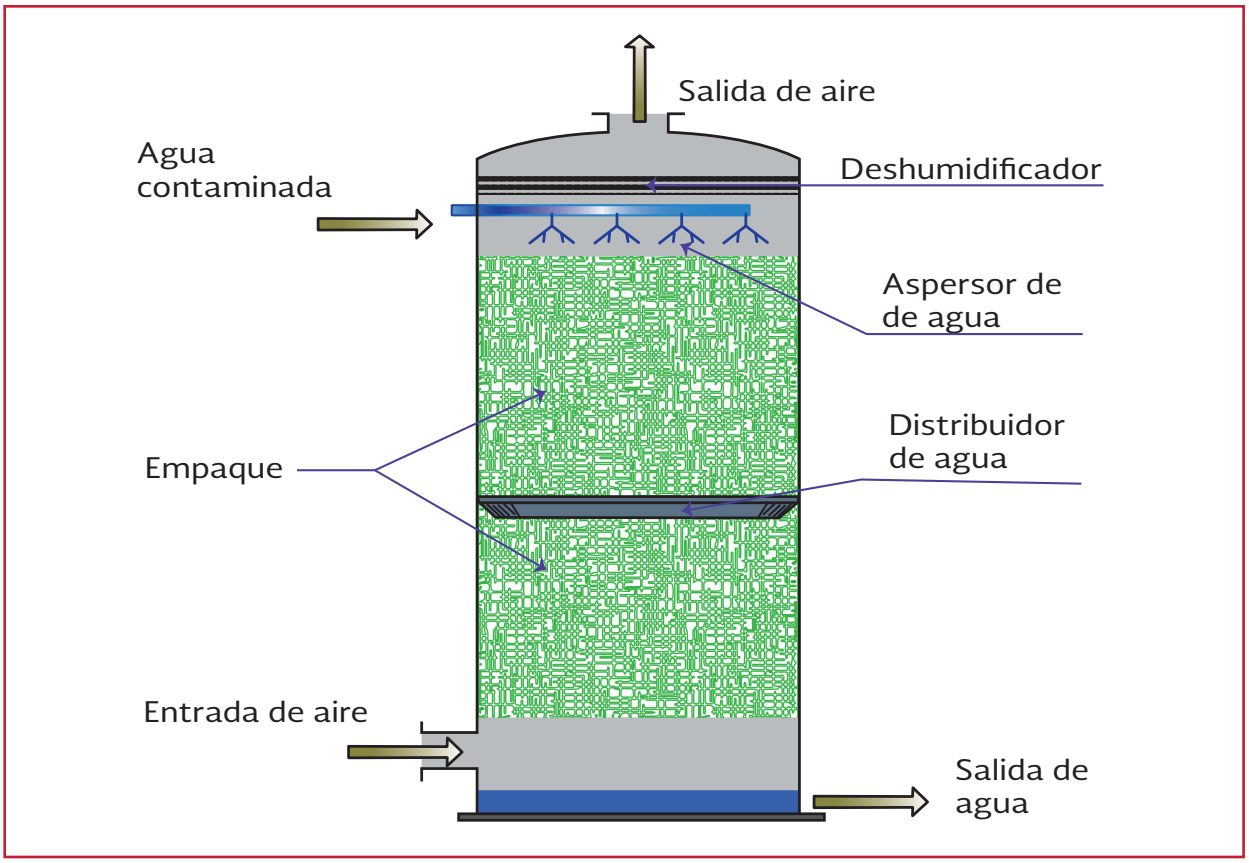
Combinando términos, la Ecuación 3.123 se puede escribir como:

$$(y_0 - y_e) = \frac{L}{G}(C_e - C_0) \qquad \text{Ecuación 3.124}$$

Donde:

C_0 = concentración de soluto en el líquido entrando por la torre, mol de soluto por mol de líquido

Ilustración 3.46 Esquema de una torre de desorción



y_e = concentración de soluto en el gas que sale en la torre, mol de soluto por mol de gas

Debido a que la Ecuación 3.124 se deriva únicamente de la consideración de que la entrada es igual a la salida, esto se mantiene independiente del equilibrio que controla la transferencia de masa. La Ecuación 3.124 representa la ecuación de una línea recta con pendiente L/G, que pasa por el punto (C_0, y_e) y el punto (C_e, y_0). La línea que pasa por estos dos puntos se conoce como la línea de operación y representa las condiciones en cualquier punto de la columna. La línea de equilibrio está basada en la ley de Henry.

Si se asume que el aire que entra en la torre no contiene soluto (y_0 = 0), entonces la Ecuación 3.124 puede escribirse como:

$$y_e = \frac{L}{G}(C_e - C_0) \qquad \text{Ecuación 3.125}$$

La nueva línea de operación está definida por la Ecuación 3.125. Usando la ley de Henry, ye se define como sigue:

$$y_e = \frac{H}{P_T}C_0' \qquad \text{Ecuación 3.126}$$

Donde:

y_e = concentración de soluto en el gas que sale de la torre, mol de soluto por mol de gas

H = constante de la ley de Henry, $\dfrac{atm\left(\frac{mol\ gas}{mol\ aire}\right)}{\left(\frac{mol\ gas}{mol\ agua}\right)}$.

P_T = presión total, usualmente 1 atm
C_0' = concentración de soluto en el líquido que está en equilibrio con el gas que sale de la torre, mol de soluto por mol de líquido

Usando la Ecuación 3.126 se puede rescribir como:

$$C_0' = \frac{P_T}{H}\frac{L}{G}(C_0 - C_e) \qquad \text{Ecuación 3.127}$$

Si se asume que la concentración de soluto en el líquido que entra en la torre está en equilibrio con el gas que sale de la torre.

$$\frac{G}{L} = \frac{P_T}{H}\frac{(C_0 - C_e)}{C_0} \qquad \text{Ecuación 3.128}$$

La relación (G/L) representa la mínima cantidad de aire que puede usarse para la desorción del soluto para ciertas condiciones dadas (ejemplo $y_0 = 0$ $y_e = HC_0/P_T$). En la práctica, son usados valores de la relación G/L desde uno y medio hasta tres veces el valor teórico para alcanzar niveles efectivos de desorción.

Si se asume que el líquido que deja la torre y el aire que entra a la torre no contiene soluto, se puede rescribir la ecuación anterior como:

$$\frac{G}{L} = \frac{P_T C_0}{HC_0} = \frac{P_T}{H} \qquad \text{Ecuación 3.129}$$

El valor de la relación G/L para esta condición corresponde a la línea de equilibrio definida por la ley de Henry, y representa la cantidad teórica mínima de aire que puede ser usado para desorber para las condiciones dadas (ejemplo $y_0 = 0$, $C_e = 0$ y $y_e = HC_0/PT$).

Balance de masa para multi-platos

En el análisis de torres de desorción, frecuentemente se hace referencia al número de etapas requeridas para la desorción. El análisis de número de platos es análogo a la simulación de reactores de flujo pistón con reactores en serie de mezcla completa. Si se asumen condiciones al equilibrio en cada etapa de la torre, un balance de materiales en estado estacionario en la parte baja de la torre se define como (Ilustración 3.47).

$$entrada = salida \qquad \text{Ecuación 3.130}$$

$$LC_e + Cy_3 = LC_2 + Gy_0 \qquad \text{Ecuación 3.131}$$

$$(y_3 - y_0) = L/G(C_2 - C_e) \qquad \text{Ecuación 3.132}$$

En un balance global alrededor de la torre, las ecuaciones resultantes son las mismas que las que se derivan del balance mostrado anteriormente para una torre de desorción continua.

Ecuaciones de diseño

A partir del balance de masas mostrado, se deduce la Ecuación 3.133 para obtener la altura de la torre.

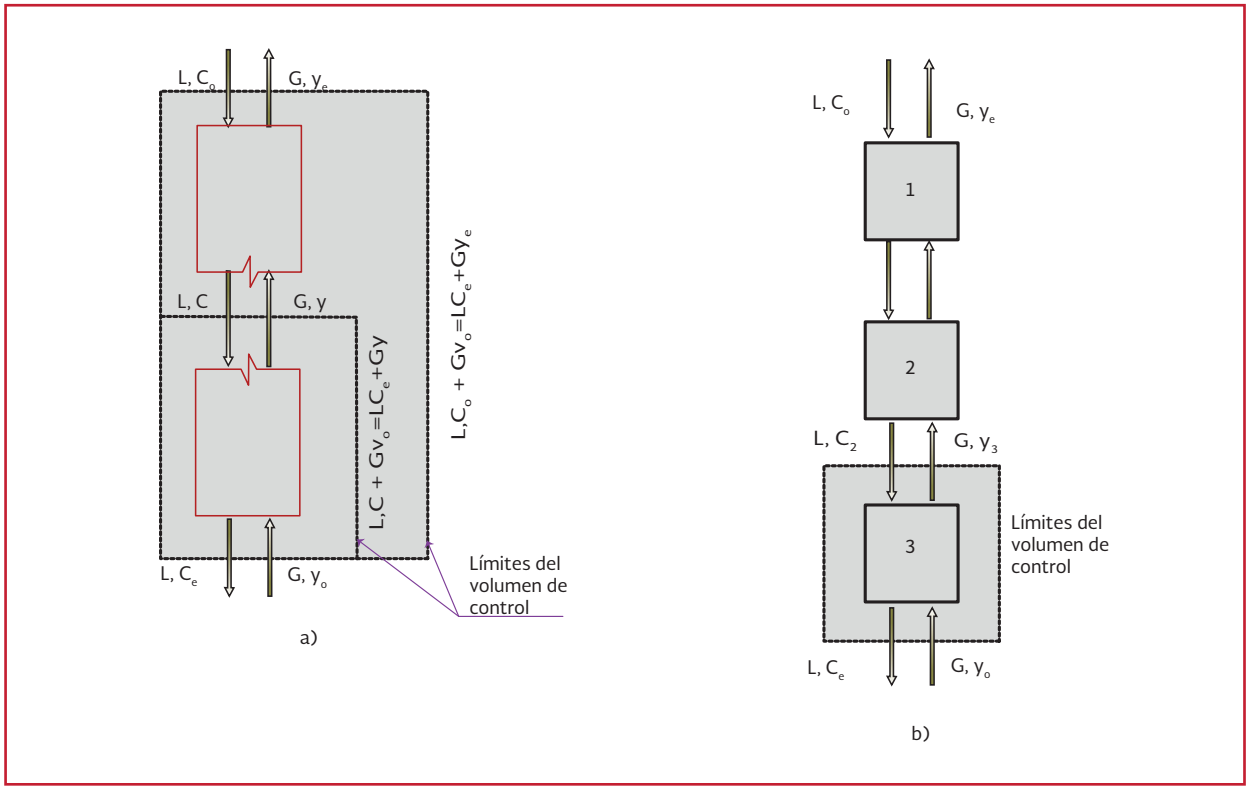
$$Z = HTU \; x \; NTU \qquad \text{Ecuación 3.133}$$

Donde:

Z = altura del material empacado en la torre de desorción, m
HTU = altura de la unidad de transferencia, m
NTU = fnúmero de unidades de transferencia, adimensional

La altura de la unidad de transferencia es:

Ilustración 3.47 a) Esquema del análisis de un desorbedor a contracorriente con una etapa; b) Esquema del análisis de una columna de desorción con varios etapas a contracorriente



$$HTU = \frac{L}{K_L a\, A} \qquad \text{Ecuación 3.134}$$

$$S = \frac{G}{L}\frac{H}{P_T} \qquad \text{Ecuación 3.136}$$

Donde:

L = volumen volumétrico del flujo, $m^3 \cdot s^{-1}$

$K_L a$ = coeficiente volumétrico de transferencia de masa, s^{-1}

A = área de la sección transversal de la torre, m^2

El número de unidades de transferencia se calcula mediante la siguiente ecuación.

$$NTU = \left(\frac{S}{(S-1)}\right) Ln\left[\left(\frac{(C_0 - C_0')(S-1)+1}{S}\right)\right]$$

Ecuación 3.135

Donde S es conocida como el factor de arrastre y se define como

Un valor de S = 1 corresponde a la mínima cantidad de aire requerido para la desorción. Cuando S <1 la cantidad de aire es en exceso y la completa desorción es posible dando una altura de torre infinita. Cuando S <1, el aire insuficiente para la desorción. En la práctica, entre 1.5- 5.0 pued variar el factor de desorción.

3.6.2 Criterios de diseño de torres de desorción

En forma simple, una torre de desorción consiste de una columna (usualmente de sección transversal circular), un plato de soporte para el material de empaque, un sistema de distribución del líquido que va a ser tratado, un sistema de sumi-

nistro de aire localizado en el fondo del equipo. Las variables de diseño incluyen (1) el tipo de material de empaque, (2) el factor de desorción, (3) el área de la sección transversal y (4) la altura del material de empaque en la torre de desorción.

Las torres de desorción tienen diámetros de 0.5 a 3 m y alturas de 1 a 15 metros. La altura de la torre empacada afecta la eficiencia de remoción del contaminante. La tasa de flujo del líquido que va a ser tratado determinara el diámetro de la columna de arrastre. El tipo de material de empaque tendrá un impacto en la transferencia de masa, debido a que el área superficial del medio proveer el área interfacial aire/agua. La tasa aire/ agua son de 5 hasta varios cientos y es controlada por las consideraciones de inundación y la caída de presión. La tasa de flujo aire/agua hacia la torre controlará la tasa de remoción del contaminante, hasta un punto en el cual ocurra arrastre del líquido por el aire, resultando en un fuerte incremento en la caída de presión de aire a través de la columna. Este fenómeno es conocido como inundación. Las condiciones opuestas ocurren cuando la tasa de flujo del líquido incrementa hasta que se empieza a llenar la torre de agua. Esto también es referido como inundación. La caída de presión en la torre debe ser entre 200 a 400 $N \cdot m^{-2} \cdot m^{-1}$ de altura de la torre para evitar la inundación. La canalización ocurre cuando el agua fluye a través de las paredes de la torre en lugar de a través del empaque. Se deben ubicar platos de distribución cada 5 a 10 m de la torre para evitar la canalización. El uso de empaque pequeños reduce la tendencia de canalizarse el flujo de agua. En torres de tamaño moderado se puede minimizar la canalización teniendo un diámetro de la torre al menos 8 veces el diámetro de empaque. Un material de empaque que ofrece una mayor área superficial para transferencia de masa usualmente presentara mayor resistencia al flujo de aire a contracorriente, causando una mayor caída de presión. El área de la sección transversal dependerá de la caída de presión a través del empaque. Valores representativos de diseño para la desorción de COV se presentan en la Tabla 3.67 (Metcalf & Eddy, 2014).

Tabla 3.67 Criterios de diseño de torres de desorción para remoción de COV

Parámetro	Valor
Tasa de carga de líquido, $L \cdot m^{-2} \cdot min^{-1}$	600-1800
Relación aire/líquido (G/L), $m^3 \cdot m^{-3}$	20:1 hasta 60:1
Factor de arrastre (S), adimensional	1.5-5.0
Caída de presión de aire permitida (ΔP), $Pa \cdot m^{-1}$	100-400
Relación altura/diámetro (H/D),$m \cdot m^{-1}$	≤10:1
Profundidad del empaque (D), m	1-6
Factor de seguridad para D y H (SF)	20-50
pH del agua residual	5.5-8.5
Factores de empaque aproximado (Cf), m^{-1}	
Anillos Pall, montura Intalox • 12.5 mm • 25 mm • 50 mm	 • 180-240 • 30-60 • 20-25
Raschig, montura Berl • 12.5 mm • 25 mm • 50 mm Anillos	 •300-600 • 120-160 • 45-60

La pérdida de carga a través del material de empaque se determina usando una curva generalizada de relaciones de caída de presión, como la que se muestra en la Ilustración 2.43. La caída de presión esta expresada en Newton por m^2 por m de profundidad (N m^{-2}) m^{-1}. La línea superior de la Ilustración 2.43 etiquetada inundación aproximada, representa la condición que ocurre cuando la cantidad de agua y aire aplicada son tan grandes que los espacios entre los poros se llenan al punto donde el agua comienza a anegarse dentro de la torre. La unidades para x e y son como siguen.

Eje x

$$x = \frac{L'}{G'}\left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}\right)^{1/2} \approx \frac{L'}{G'}\left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{1/2}$$

Ecuación 3.137

Para y es

$$y = \frac{(G')^2 (C_f)(\mu_L)^{0.1}}{(\rho_G)(\rho_L - \rho_G)}$$

Ecuación 3.138

Que se puede rescribir como

$$G' = \left[\frac{(valor\ de\ y)(\rho_G)(\rho_L - \rho_G)}{(C_f)(\mu_L)^{0.1}}\right]^{1/2}$$

Ecuación 3.139

Donde:

L' = tasa de carga de líquido, $kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$
G' = tasa de carga de gas, $kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$
ρ_G = densidad del gas, $kg \cdot m^{-3}$
ρ_L = densidad del líquido, $kg \cdot m^{-3}$
C_f = factor de empaque del material, m^{-1}
μ_L = viscosidad del líquido, $kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$

El factor C_f depende del tipo y tamaño del empaque. Los valores para el factor de empaque de la Tabla 3.67 se pueden usar para una evaluación preliminar. Para cálculos de diseño más detallados, los valores deben consultarse con algún proveedor.

3.6.3 Procedimientos de diseño de torres de desorción

Un análisis general del procedimiento es el siguiente:

1. Seleccionar un material de empaque y su correspondiente factor de empaque para usar en la Ecuación 3.137
2. Seleccionar varios factores de arrastre para los intentos sucesivos (por ejemplo, 2.5, 3.0, 4.0, etc.)
3. Seleccionar una caída de presión aceptable ΔP (típicamente está en función de tipo de material seleccionado)
4. Determinar el área de la sección transversal de la torre, basado en la caída de presión permitida
5. Determinar la altura de las unidades de transferencia mediante la Ecuación 3.134, conociendo el valor de $K_L a$
6. Determinar el número de unidades de transferencia
7. Determinar la altura del material de empaque de la torre
8. Determinar la altura total de la torre de desorción. Adicionar 2 a 3 m para incluir los sistemas de entrada y salida de aire

El procedimiento de diseño se ilustra con el ejemplo siguiente.

3.6.4 Ejemplo de diseño de torres de desorción

Determinar el diámetro y la altura de una torre de desorción para remover cloroformo de un efluente desinfectado. Asumir que se usaran anillos Pall 50 mm para empacar la columna de la torre de desorción. La concentración de cloroformo en el agua se debe reducir de 150 a 20 microgramos por litro. Asumir que la constante de la ley de Henry a 20°C es de 172 atm, el aire que entra por debajo de la torre de desorción no contiene cloroformo. Asumir un valor de 0.0120 s^{-1} para el coeficiente volumétrico de transferencia de masa.

1) Seleccionar el material de empaque y el factor de empaque correspondiente. Para un anillo Pall, se asume un factor de 20 (Tabla 3.67)
2) Seleccionar el factor de desorción. Asumir un factor de desorción de 3 (Tabla 3.67)
3) Seleccionar la caída de presión. Asumir una caída de presión de 100 $(N\cdot m^{-2})m^{-1}$ (Tabla 3.67)
4) Determinar el área de la sección transversal usando la caída de presión dada en la Ilustración 2.43
   a. Determinar el valor de x de la torre de desorción con un factor de 3

$$S = \frac{G}{L}\frac{H}{PT} =$$

$$= \frac{G}{L}\frac{1}{1.0\,atm}\left[\frac{172\,atm\cdot(mol\,gas\cdot mol^{-1}aire)}{mol\,gas\cdot mol^{-1}agua}\right] =$$

$$S = \frac{G}{L}\frac{1}{1.0\,atm}$$

$$\left[\frac{172\,atm\cdot(mol\,agua)(18\,g\cdot mol^{-1}de\,agua)}{(mol\,de\,aire)(28\,g\,mol^{-1}aire)}\right]$$

$$S = 107.6\frac{G\,g}{L\,g} = 107.6\frac{G'\,kg}{L'\,kg}$$

$$\frac{L'}{G'} = \frac{(107.6\,kg\cdot kg^{-1})}{3} = 35.9$$

$$\frac{L'}{G'}\left(\frac{\rho_G}{\rho_L-\rho_G}\right)^{1/2} \approx \frac{L'}{G'}\left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{1/2} =$$

$$= (35.9\,kg\cdot kg^{-1})\left[\frac{(1.204\,kg\cdot m^{-3})}{998.2\,kg\cdot m^{-3}}\right]^{1\,2} = 1.25$$

   b. Determinar el valor correspondiente a Y. para una X de 1.25 y una caída de presión de 100 $(N\cdot m^{-2})\cdot m^{-1}$, el valor de y es de 0.006.
   c. Determinar la relación de carga usando la Ecuación 3.139

$$G' = \left[\frac{(valor\,de\,eje\,y)(\rho_G)(\rho_L-\rho_G)}{(C_f)(\mu_L)^{0.01}}\right]^{1/2}$$

$$G' = \left[\frac{(0.006)(1.204\,kg\cdot m^{-3})(998.2-1.204)kg\cdot m^{-3}}{(20)(0.001)^{0.01}}\right]^{1/2} =$$

$$= 0.85\,kg\cdot m^{-2}\cdot s^{-1}$$

$$L = 39.9\,G' = 35.9\times 0.85\,kg\cdot m^{-2}\cdot s^{-1} =$$

$$30.1\,kg\cdot m^{-2}\cdot s^{-1}$$

   d. Sustituir los valores conocidos y resolver el área de la torre

$$A = \frac{LP_L}{L'} = \frac{(4000\,m^3\cdot d^{-1})(998.2\,kg\cdot m^{-3})}{30.1\,kg\cdot m^{-2}\cdot s^{-1}} = 15.3\,m^2$$

5) Determinar la altura de la unidad de transferencia

$$HTU = \frac{L}{K_L a\,A} = \left(\frac{(4000\,m^3\cdot d^{-1})\left(\frac{1d}{86,400\,s}\right)}{(0.0120\,s^{-1})(1.53\,m^2)}\right) = 2.52\,m$$

6) Determinar el número de unidades de transferencia

$$NTU = \left[\frac{S}{S-1}\right] Ln\left[\frac{\left(C_0 / C_e\right)(S-1)+1}{S}\right]$$

$$NTU = \left[\frac{3}{3-1}\right] Ln\left[\frac{\left(150/20\right)(3-1)+1}{S}\right] = 2.51$$

7) Determinar la altura de la torre de desorción usando la Ecuación 3.133

$$Z = (2.51 \times 2.52) = 6.3\, m$$

En este ejercicio se conocía el valor de KLa del cloroformo. Muchas veces este valor debe determinarse de forma experimental. En algunos casos, datos de literatura o de algunos proveedores se pueden usar para un dimensionamiento preliminar. Para tener una solución óptima, varios diseños deben evaluarse. La optimización debe estar acompañada por los resultados obtenidos por un software de diseño de torres de desorción.

3.7. Desmineralización

3.7.1 Ósmosis inversa

Mundialmente, la ósmosis inversa (OI) es usada principalmente para desalación (Voutchkov, 2013). En tratamiento de aguas, la OI es usada para la remoción de constituyentes disueltos del agua residual, remanentes del tratamiento avanzado con filtración o microfiltración. Estas membranas excluyen iones, pero requieren altas presiones para producir agua desionizada. El desempeño típico de los sistemas de ósmosis inversa se muestra en la Tabla 3.68 (Metcalf & Eddy, 2014).

Bases teóricas

El origen de la ósmosis inversa está basado en la ósmosis, el cual es un fenómeno natural que se produce en las células de los seres vivos, donde dos soluciones de distinta concentración salina puestas en contacto a través de una membrana

Tabla 3.68 Desempeño típico de los sistemas de ósmosis inversa

Constituyente	Unidad	Factor de rechazo
Sólidos disueltos totales	por ciento	90-98
Carbono orgánico total	por ciento	90-98
Color	por ciento	90-96
Dureza	por ciento	90-98
Cloruro de sodio	por ciento	90-99
Sulfato de sodio	por ciento	90-99
Cloruro de calcio	por ciento	90-99
Sulfato de magnesio	por ciento	95-99
Nitrato	por ciento	84-96
Fluoruros	por ciento	90-98
Arsénico (V)	por ciento	85-95
Atrazina	por ciento	90-96
Proteinas	Log	4-7
Bacteria	Log	4-7
Protozoario	Log	>7
Virus	Log	4-7

semipermeable tienden a igualar sus concentraciones (Medina San Juan, 2000).

Para ello se produce un movimiento desde la solución más diluida hacia la más concentrada, que se detiene cuando se alcanza un equilibrio entre ambas concentraciones. La fuerza que provoca ese movimiento se conoce como presión osmótica y está relacionada con la concentración de sales en el interior de ambas soluciones.

Cuando dos soluciones de diferente concentración o salinidad están colocadas en dos recipientes separados por una pared impermeable, cada una de ellas alcanza en el depósito correspondiente una altura que es función únicamente del volumen de la solución y del diámetro del depósito.

Si sustituimos la citada pared por una membrana semipermeable (permeable al agua, no a las sales) se produce un movimiento a través de la membrana de la solución diluida a la más concentrada, tal como aparece representado en la Ilustración 3.48a, que se detiene cuando alcanza un desnivel entre ambos tubos (Δh), que corresponde a la presión osmótica de la solución más concentrada, o más propiamente ala diferencia de presiones osmóticas entre ambas soluciones (Ilustración 3.48b). La presión osmótica es una característica de la solución y está en función de la concentración molar del soluto, el número de iones formado cuando se disocia el soluto y la temperatura de la solución.

Si invertimos el proceso aplicando una presión en el tubo de la solución más concentrada (Ilustración 3.48c), el movimiento se produce desde ésta hacia la más diluida. Este proceso es conocido como ósmosis inversa.

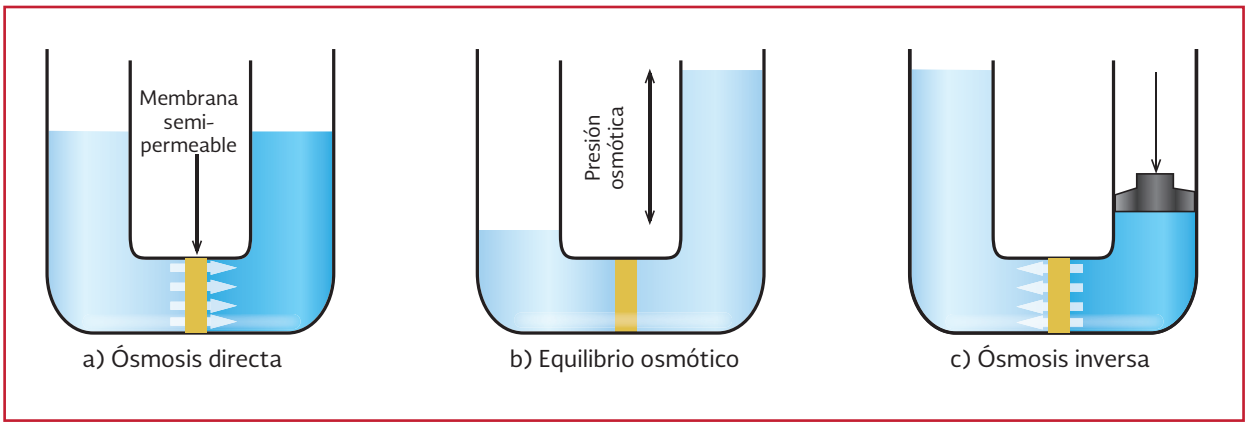
El proceso de ósmosis inversa es muy utilizado en la desmineralización de agua en la industria o en la desalinización de agua de mar y tratar agua residual. La tecnología de la ósmosis inversa se ha utilizado exitosamente desde 1977 para purificar y desalinizar el agua (Eisenberg & Middlebrooks, 1986).

Diferencia entre ósmosis y otros procesos de membrana

Aunque en ocasiones se ha querido ver la ósmosis como un proceso de filtración a escala molecular, se comprende fácilmente que la ósmosis inversa no es un fenómeno claramente de filtración o microfiltración.

Los tres aspectos que marcan claramente la diferencia son:

Ilustración 3.48 Esquema del proceso de ósmosis directa y ósmosis inversa



- En la filtración todo el caudal atraviesa el elemento separador, que impide únicamente el paso de partículas sólidas de un determinado tamaño. En la ósmosis en cambio, sólo una parte del caudal de alimentación atraviesa la membrana constituyendo el producto, mientras que el resto es eliminado sin atravesar la membrana y constituye el caudal de rechazo
- En la ósmosis inversa no se produce la acumulación de material separado sobre la superficie de la membrana, como ocurre en otro proceso, pues precisamente el rechazo produce el arrastre de dicho material
- En la filtración el flujo de agua a tratar es perpendicular a la membrana, mientras que en la ósmosis es paralelo a ella

En la práctica no es necesario vencer la presión osmótica de la solución de alimentación, sino la diferencia de presión osmótica entre la soluciones de alimentación y de producto. Esta presión depende del flujo de agua a través de la membrana y cambia de cero hasta un límite dado por las características de la membrana. Con las membranas reales puede producirse un flujo con diferencias de presión que son más pequeñas comparadas con la presión osmótica. Si analizamos las distintas fases de este proceso vemos que los elementos fundamentales para poder reproducir este fenómeno a escala industrial lo constituyen la bomba necesaria para aplicar la presión y la membrana capaz de realizar la separación de sales. Como se comprende, el elemento diferenciador de la ósmosis inversa frente a otros procesos es la membrana. La membrana debe reunir una serie de características:

- Debe ser capaz de resistir las presiones a que va someterse por la solución para invertir el proceso
- Suficientemente permeable al agua para que, el flujo que proporciona sea elevado
- Rechazar un porcentaje de sales elevado para que el producto sea de buena calidad

La forma en que se produce el paso de agua a través de la membrana responde a dos teorías (Medina San Juan, 2000):

- Según Sourirajan, existe un flujo convectivo de agua a través de los poros de la membrana, que se produce en dos etapas: en la primera, el agua es absorbida preferencialmente sobre la superficie de la membrana. En la segunda, esta capa con el agua absorbida es drenada a través de los poros en la membrana. Según este modelo, el tamaño molecular de los materiales del agua de alimentación juega un importante papel en la determinación de su rechazo por la membrana
- La teoría alternativa propuesta por Merten parte de que la membrana no tiene poros y por tanto el flujo convectivo no puede existir. En su lugar el agua se disuelve en la capa superficial de la membrana y después se difunde a través de una capa sin poros de la misma. En este segundo modelo el rechazo es función de la solubilidad relativa del soluto y del solvente

Configuraciones de los módulos

El módulo de la membrana debe ser estable para soportar las presiones internas (1.4 a 10.3 MPa) para prevenir fugas entre la alimentación y la corriente de salida, y para evitar grandes caídas de presión en las corriente de alimentación y de permeado. Hidrodinámicamente, el módu-

lo debería minimizar la acumulación de sales y de películas taponantes en la superficie de la membrana, las cuáles afectan el desempeño de la membrana. Económicamente, el módulo debe permitir una alta densidad de empacada para reducir los costos de capital en los tanques presurizados y permitir el reemplazo de la membrana fácilmente.

Las membranas son el componente crítico en el sistema de ósmosis inversa. Las membranas están hechas de un material hidrofílico, altamente permeable al agua, impermeable a los solutos, capaz de soportar altas tasas de flujo de agua. La tasa de recuperación también de agua debe ser alta para minimizar los costos de operación de bombeo y disponer de la salmuera de rechazo. La membrana es una fracción significativa del capital del costo del sistema de ósmosis inversa.

Las membranas que realizan la separación, son realmente una lámina delgada, que por sí sola no soportarían los esfuerzos a las que son sometidas en el proceso de separación.

Además, por su reducido caudal unitario, precisaría de enormes desarrollos para poder tratar volúmenes importantes. Por ello se necesita integrar en una estructura mecánica que le permita tanto soportar los esfuerzos como ocupar el menor espacio posible. Las membranas de ósmosis inversa que se han desarrollado a lo largo de los años se han estructurado en su configuración en torno a cuatro tipos principales (Medina San Juan, 2000):

Membranas tubulares

Es un diseño simple de todos los módulos, la membrana, generalmente de 1/2" de diámetro, es insertada y cubierta con un tubo poroso, el cual es diseñado para resistir altas presiones. El agua es introducida a presión al final del tubo y fluye mientras el producto del agua permea rápidamente por la membranas radiales. Los tubos pueden arreglarse en serie o paralelo, El sistema fue moderadamente exitoso, para aplicaciones de separación de químicos y alimentos. Aunque algo más compactas que las anteriores siguen siendo demasiado voluminosas en relación con su capacidad productiva (Medina San Juan, 2000). En la Ilustración 3.29 se muestra una membrana de configuración tubular.

La ventaja de este diseño tubular es la habilidad de manejar turbiedad del agua de alimentación y es fácil de limpiar. Su desventaja es costo alto y el costo de bombeo, baja producción por volumen. La selección de la membrana, la configuración de los módulos depende de la aplicación específica. Todas las configuraciones de membrana son usadas actualmente excepto la plana "cartucho plisado", para agua o tratamiento de aguas residuales. La selección para su uso particular depende grandemente de la calidad del agua a tratar, los requerimientos necesarios de pretratamiento y costos (Eisenberg & Middlebrooks, 1986).

En los tratamientos de desalación de agua, tanto salobre como de mar, para abastecimiento urbanos y agrícolas, sólo se emplean estos dos tipos de membranas; las de fibra hueca o enrolladas en espiral (Medina San Juan, 2000).

Fibra hueca

Las membranas son muy delgadas con una pequeña capa que evita el permeado de sales pero permite el paso del agua. Debajo de esa delgada capa hay una gruesa capa que provees soporte.

La productividad de este módulo está entre los 0.12 a 0.24 $m^3 \cdot m^{-2}$ y 1,390 a 1,764 $m^3 \cdot m^{-2}$ elemento. Los elementos tienen una densidad de empacado de 39 400 metros cuadros por metro cúbico. El costo de manufactura es relativamente bajo y el sistema basado en su configuración es muy compacto requiere de poco espacio.

El agua a presión se aplica a la membrana desde el exterior del capilar. La pared de la fibra actúa como lámina o membrana separadora reteniendo las sales, mientras que por el interior circula el agua producto que ha atravesado la membrana. Su caudal unitario es muy pequeño, pero extendiendo el número de fibras en un pequeño espacio, determinan un caudal importante. El espesor de la pared de la fibra es muy grande en relación con su diámetro, lo que permite soportar las altas presiones utilizadas (Medina San Juan, 2000).

Sus desventajas son su susceptibilidad de falla y su dificultad de ser limpiado debido a lo compacto y pequeños espacios entre las fibras. Se requiere un extensivo pretratamiento del agua incluso para agua con relativa turbiedad, limitando el rango de aplicaciones para este equipo. Aguas con muchos sólidos suspendidos o alta viscosidad no pueden ser tratadas con estos módulos (Eisenberg & Middlebrooks, 1986). La Ilustración 3.30 presenta módulos de membranas de fibra hueca.

Enrolladas en espiral

Fue introducido en 1960. Contiene dos capas membranas semipermeables separadas por una malla tejida de (nylon o dacrón). La membrana está formada por varias láminas rectangulares, que constituyen las membranas propiamente dichas, enrolladas de un eje cilíndrico de perforaciones que permiten recoger el agua producto. El enrollamiento permite introducir una gran superficie de membrana en un espacio reducido (Medina San Juan, 2000). Una malla de plástico es colocada adyacente a la envoltura de membrana, separa las capas de membrana y promueve la turbulencia en la corriente de la alimentación. La membrana enrollada en espiral, está lista para insertarse en un contender a presión. El agua es introducida a presión para que permee a través de la membrana.

Estas membrana tiene una alta densidad de empacado, bajo costo de manufactura, es fácil de limpiar, tiene una amplia gama de aplicaciones.

El módulo tiene una productividad de 57 a 114 L de agua por 0.9093 m^2 de membrana y 682 $m^3 \cdot m^{-2}$ elemento. La principal desventaja del enrollado en espiral es que los módulos no pueden utilizarse con alimentación de agua muy turbia sin un pretratamiento debido a que los pequeños pasajes del equipo están sujetos a obstruirse. La Ilustración 3.31 presenta una membrana de configuración espiral.

Membranas planas

Es el tipo más sencillo y el que primero se utilizó. Están constituidas por una lámina que se coloca dentro de un marco, circular o rectangular, que actúa de soporte de la membrana y le confiere rigidez y resistencia. La superficie de esta membrana es pequeña, por lo que para aumentar la producción de los equipos que disponen de estas membranas, se colocan unas encima de otras, constituyendo una especie de pilas o columnas de membranas. En el sector del agua su mayor aplicación está en aguas residuales contaminadas o con elevada carga orgánica (Medina San Juan, 2000).

El modulo es muy parecido al diseño de filtros prensa. Cada membrana es montada en un soporte individual, y es necesario apilarlas. La sujeción de una membrana con otra se realiza mediante pasadores que se prensan exteriormente desde la parte externa de la membrana y le confieren un aspecto más compacto. El costo del equipo y el mantenimiento son excesivos a comparación con la productividad obtenida por cada módulo. La falla de la membrana está en la separación estrecha en los canales, ya que, es difícil remplazar la membrana dañada rápidamente.

Modulación de las membranas

Las membranas tanto espirales como de fibra hueca deben colocarse en la instalación en una estructura resistente, que las mantenga inmóviles ante las presiones que se aplican. Asimismo la colocación de las numerosas membranas de que puede constar una instalación debe ocupar el menor espacio posible.

Las fibras de la membrana de fibra hueca se alojan en un tubo de presión fabricado de poliester reforzado con fibra de vidrio (PRFV), que se conoce como módulo de fibra hueca. Los tubos se colocan en una estructura que los soporte, con todas las conexiones necesarias para interconectar, así como colectores de alimentación, producto y rechazo.

Esta estructura, es conjunto de tubos y colectores, forman la unidad de producción típica de cada instalación, y se alimentan desde una bomba.

En el caso de las membranas enrolladas en espiral, están alojadas en un tubo a presión, con capacidad para alojar 6 o 7 elementos. Las membranas en el interior del tubo se conectan unas con otras, para que formen un conjunto resistente a los movimientos longitudinales y transversales, mediante los correspondientes interconectores, también de material platico y alta resistencia. De esta forma se evitan fugas de salmuera que contaminarían el permeado y deformaciones como consecuencia de los sucesivos golpes de ariete que se producen cada vez que se arranca la instalación.

Colocación de las membranas

Las membranas tienen una superficie limitada y también una producción determinada. El porcentaje de recuperación por elemento es relativamente pequeño, 10-50 por ciento, si colocáramos un solo elemento gran parte del caudal de agua a tratar sería desperdiciado como salmuera, con la consiguiente ineficiencia del sistema. Para aprovechar mejor el caudal de salmuera se colocan en serie los módulos, para que el agua de rechazo de una membrana sea utilizada para alimentar el siguiente módulo. Los tubos de presión con capacidad de 6-7 unidades para membrana enrolladas en espiral y la colocación por parejas de los permeados de fibra hueca, mejoran esta recuperación, pero aun así su capacidad sigue siendo limitada.

Para adaptarse a la producción deseada deben colocarse por tanto los distintos módulos en paralelo. De aquí surgen los distintos tipos de estructuras de producción en que se colocan las membranas.

Etapa

Es cada una de las unidades de producción que son alimentadas desde una fuente única (bomba de presión). Es decir, un conjunto de tubos a presión o de membranas de fibra hueca colocadas en paralelo y alimentadas por una bomba que constituye una etapa.

Se comprende que al aumentar el número de etapas de una instalación, se eleva el caudal recuperado como producto. Sin embargo, al aumentar el número de etapas empeora la calidad del agua producto, debido que al pasar el agua de alimentación de una membrana a otra, se va incrementando su salinidad y el rechazo de sales no varía y aumenta el flujo de sales.

Paso

Es el conjunto de tubos a presión o membranas que siendo alimentadas con los caudales de agua salen de las membranas de la primera etapa de ósmosis precisan de otra bomba que eleve su anterior presión, para alimentar a otro conjunto de membranas. A partir de aquí tendríamos las siguientes estructuras de producción:

Simple etapa. Es un conjunto de membranas individualmente o en tubos de presión, colocados en paralelo, que son alimentados desde una bomba. Este tipo de estructuras es demasiado ineficiente. Se ocupan principalmente en instalaciones piloto o experimentales o en algunas industrias de alimentos. En la Ilustración 3.49 se observa cómo está conformada una instalación de simple etapa.

Etapas de salmuera. Esta es la estructura más frecuente de producción y consiste en una serie de tubos colocados en paralelo y otros en serie, de forma que la salmuera de los primeros es utilizada como alimentación de los segundos. En la Ilustración 3.50 aparece una instalación de este tipo de dos etapas.

Como puede verse, en cada etapa se recupera una parte de producto, el caudal de salmuera que llega a la segunda etapa es menor que el inicial, por lo que en cada etapa disminuye el número de tubos. De acuerdo con las características de recuperación de la membrana, el porcentaje máximo de recuperación por tubo de 6 elementos es del 50 por ciento. Por lo que el máximo de etapas que suelen colocarse son tres. Mediante la primera etapa se recupera el 50 por ciento, en la segunda 25 por ciento (50 por ciento del caudal de salmuera de la primera) y en la tercera un 12.5 por ciento (la mitad de salmuera de la segunda etapa). En total sería un 87.5 por ciento. Recuperaciones mayores serían difíci-

Ilustración 3.49 Instalación de etapa simple

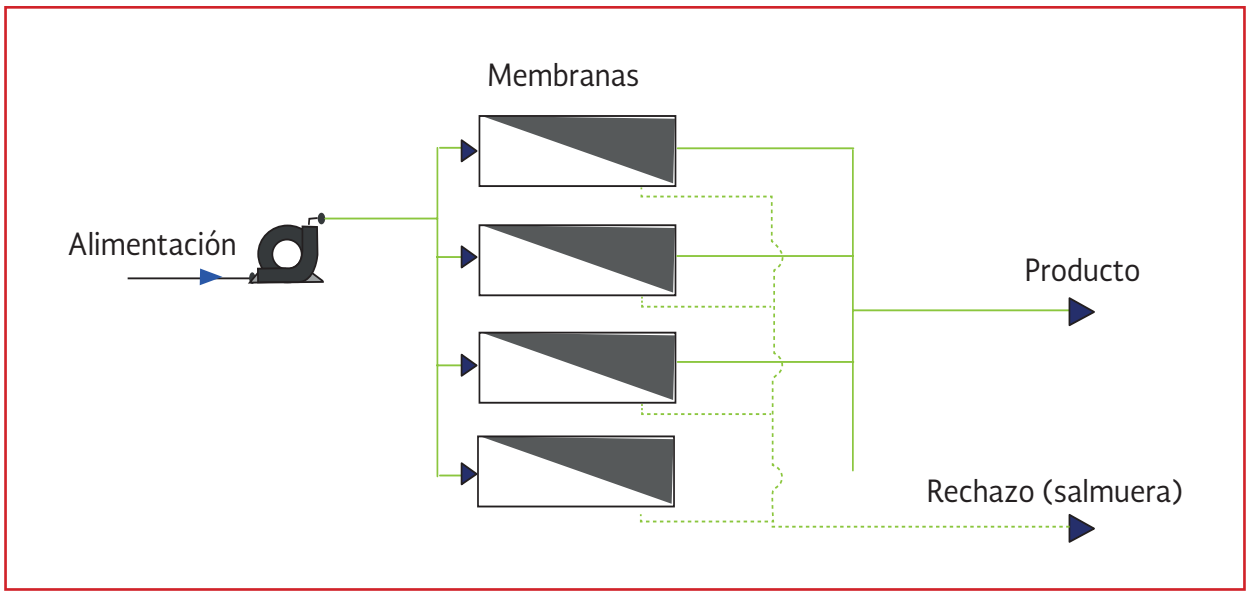
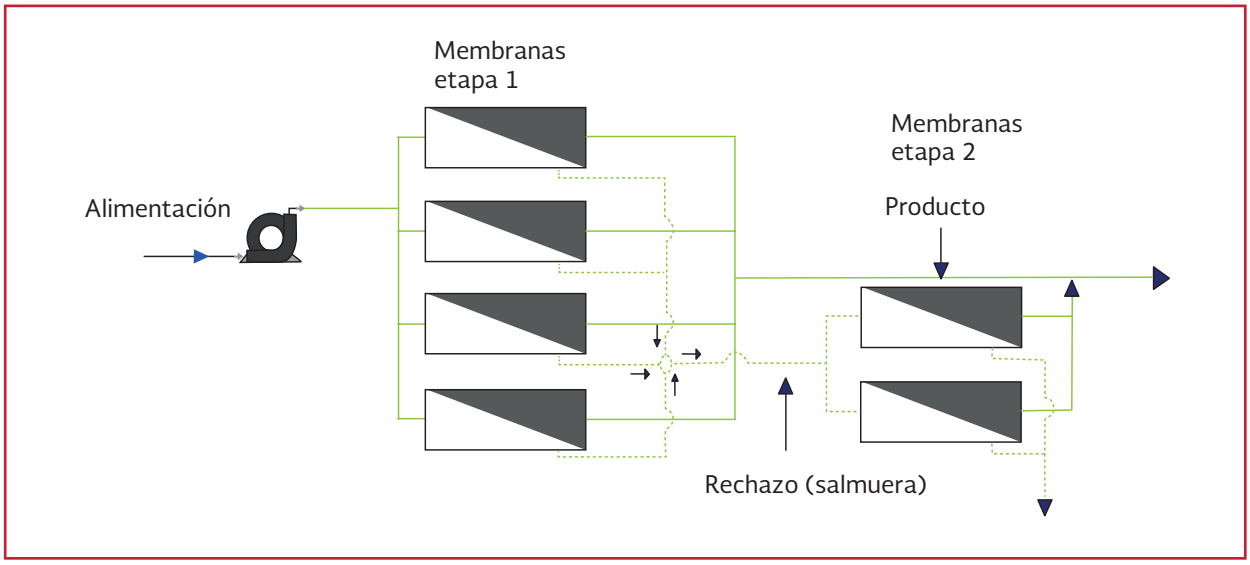


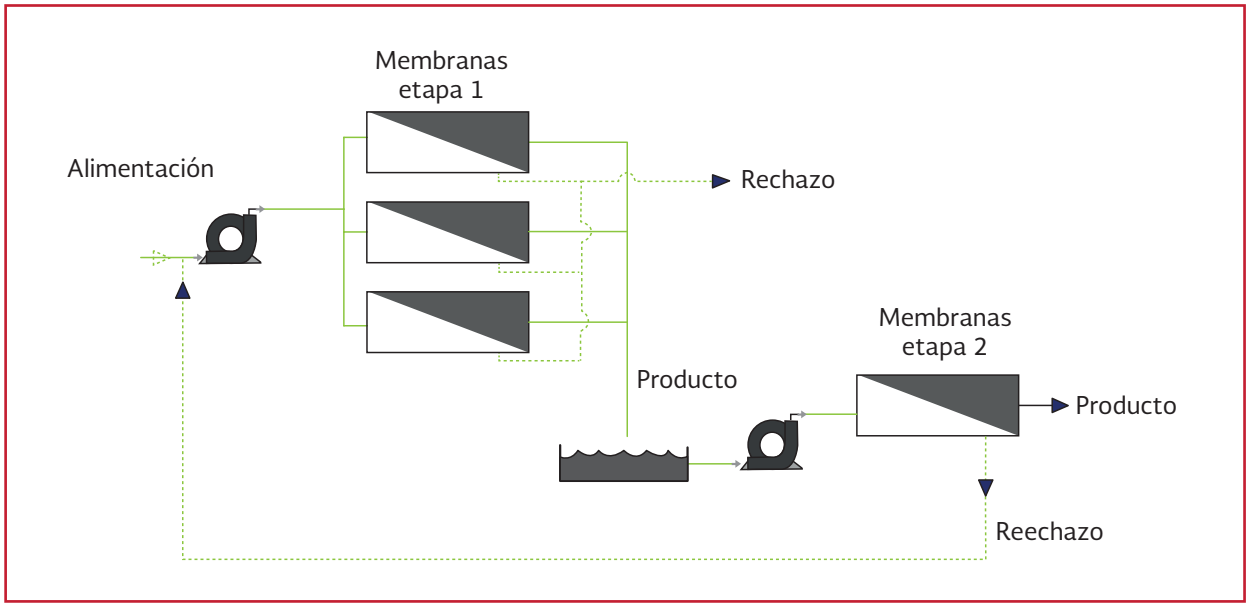
Ilustración 3.50 Instalación de etapas de salmuera



les y no justifican una cuarta etapa. Esta es una referencia prudente que dan los fabricantes de membrana y que utilizan en el diseño. El diseñar una instalación con dos o tres etapas no depende solo del porcentaje de recuperación deseado sino sobre todo de la composición química del agua.

Etapas de producto. Este tipo de instalaciones se emplea cuando se quiere mejorar la calidad del agua producto y por ello se pasa de nuevo por otro conjunto de membranas, utilizando una bomba independiente. Su utilización es cada vez menor, sólo se emplea en instalaciones en las que es imposible conseguir un agua de suficiente calidad con un solo paso. Con la posterior aparición de membranas de agua de mar con rechazos superiores al 99.3 por ciento, que permiten obtener el agua potable en un solo paso, ha hecho innecesario este tipo de instalaciones. La Ilustración 3.51 muestra este tipo de arreglo.

Ilustración 3.51 Instalación de etapas de producto



Criterios de Selección

Aplicación de la ósmosis inversa

Algunas aplicaciones típicas de la osmosis inversa en el tratamiento de aguas residuales son:

1. Reúso. Es usada para el tratamiento de efluente pre-filtrados (típicamente por microfiltración) para aplicaciones de reúso potable indirecta tal como inyección de acuíferos
2. Dispersión del efluente. La ósmosis inversa ha probado ser capaz de remover cantidades considerables de contaminantes específicos
3. Uso en calderas. La ósmosis inversa de dos etapas ha sido usada para obtener agua adecuada para calderas de alta presión

Material de las membranas

Una gran variedad de tipos, tamaños y opciones de construcción de membranas están disponibles para la remoción de sal en agua. Básicamente existen dos tipos de membranas comerciales usadas en la ósmosis inversa: acetato de celulosa (AC) y de película fina. La primera es considerada una membrana integral y la otra una membrana compuesta. La fabricación, condiciones de operación y su desempeño varían significativamente entre cada grupo de materiales poliméricos. En la Tabla 3.69 se presentan algunas características importantes de las membranas de acetato de celulosa y de película fina que deben ser tomados en cuenta en su selección.

Control del ensuciamiento

Típicamente, los métodos para controlar el ensuciamiento de la membrana son: 1) pre-tratamiento del agua de alimentación, 2) retrolavado de la membrana y 3) lavado químico de las membranas. El pre-tratamiento es usado para reducir el contenido de SST, material coloidal y bacterias de la alimentación. Frecuentemente, el agua de alimentación es acondicionada químicamente para limitar la precipitación en la membrana. Muchos pre-tratamientos químicos tales como anti-incrustantes, biocidas o inhibidores de incrustaciones están disponibles en el mercado para controlar el ensuciamiento en membranas de nanofiltración y ósmosis inversa. Algunos de los métodos de pre-tratamiento para sistemas de nanofiltración y ósmosis inversa son:

- Filtración superficial o profunda, microfiltración o ultrafiltración
- Filtros de cartucho
- Desinfección
- Ajuste de pH
- Intercambio iónico o tratamiento químico

Tabla 3.69 Características de membranas de acetato de celulosa y de película fina

Parámetro	Acetato de celulosa	Película delgada
Temperatura	Hasta 30° C	Hasta 50-90° C
Presión de operación (bar)	Hasta 31 típicamente, hasta 55 ocasionalmente	6-80
pH	3-9	1-12
Tolerancia a cloro	Razonable	Pobre
Tolerancia a oxidación	Buena	Pobre
Rechazo (por ciento)	Bueno	Excelente

Consideraciones y parámetros de diseño

El diseño de las unidades de ósmosis inversa está basado en cumplir el flujo y la calidad de agua producto especificado. El proceso general del diseño de un sistema de ósmosis inversa, incluye los siguientes tópicos:

1. Caracterización del agua de alimentación. Un acertado análisis de la calidad del agua es requerido para el adecuado diseño de un sistema de osmosis inversa. Este también permitirá identificar los constituyentes que tienen un alto potencial de ensuciamiento en la membrana. Los contaminantes que debe concernir su presencia y en que concentraciones están presentes en el agua son
   - Cationes (por ejemplo calcio, estroncio, bario), que pueden precipitar como hidróxidos (hierro, manganeso) o que son importantes para saber la calidad de agua que se puede obtener (dureza de iones, sodio, boro)
   - Aniones (por ejemplo, iones alcalinos, sulfatos, fluoruros, fosfatos) y que son importantes para conocer la calidad de agua que se obtendría
   - Sílice y constituyentes no iónicos que pueden precipitar cuando el concentrado se encuentra en presencia de cationes multivalentes
   - bacterias o material coloidal
   - Sulfuro de hidrógeno
2. Pre-tratamiento. El pre-tratamiento debe ser evaluado para extender el tiempo de vida de la membrana, y se deben considerar aspectos como la homogenización del flujo, control del pH, tratamiento químico y la remoción de sólidos residuales
3. Tasa de flujo. La tasa de flujo influencia los costos del sistema mediante el establecimiento del área de filtración
4. Tasa de recuperación de permeado. Afecta el factor de rechazo, el desempeño de la membrana y los volúmenes de salmuera
5. Ensuciamiento de la membrana. Se deben establecer el procedimiento y frecuencia de lavado.
6. Tiempo de vida de la membrana. La principal consideración económica que gobierna la aplicación exitosa de las tecnologías de membrana
7. Costos de operación y mantenimiento. Los sistemas de alta presión requieren altos costos de energía, altos costos de capital para las bombas de alta presión y altos costos de mantenimiento.
8. Flujos de recirculación
9. Disposición de los residuos de rechazo y retrolavado

Parámetros técnicos

Presión. La presión a la que funciona la membrana debe ser la necesaria para vencer la presión osmótica diferencial, entre las soluciones existentes en un lado y otro de la membrana y obtener el caudal suficiente. Dependiendo del tipo de módulo de que se trate existe una presión máxima de operación que no puede rebasarse, de ser así, se produciría un descenso en la permeabilidad o incluso rotura de la membrana.

El efecto de la presión en la productividad total de la membrana, es el resultado de la suma de la productividad instantánea y de la compactación. Normalmente la productividad es siempre mayor operando a alta presión que a baja presión, pero a lo largo del tiempo el aumento de la

presión de operación produce una compactación de la membrana que reduce su caudal. En ocasiones el descenso de caudal por este concepto puede alcanzar hasta el 25 por ciento. En la Ilustración 3.53 se observa esto.

Temperatura. La temperatura es variable en función del lugar geográfico o la época del año en que se realiza el tratamiento. Las membranas de ósmosis inversa pueden soportar temperaturas de hasta 45°C. El límite inferior para todas las membranas es 0°C. Normalmente, el funcionamiento óptimo se produce a una temperatura de 24 a 27°C, aunque estas temperaturas pueden ser perjudiciales en caso de contaminación biológica, dado que favorece su desarrollo. La Ilustración 3.54 muestra el comportamiento de la membrana en cuanto a su efectividad de rechazo con el incremento en la temperatura.

Ilustración 3.52 Relación producción-salinidad

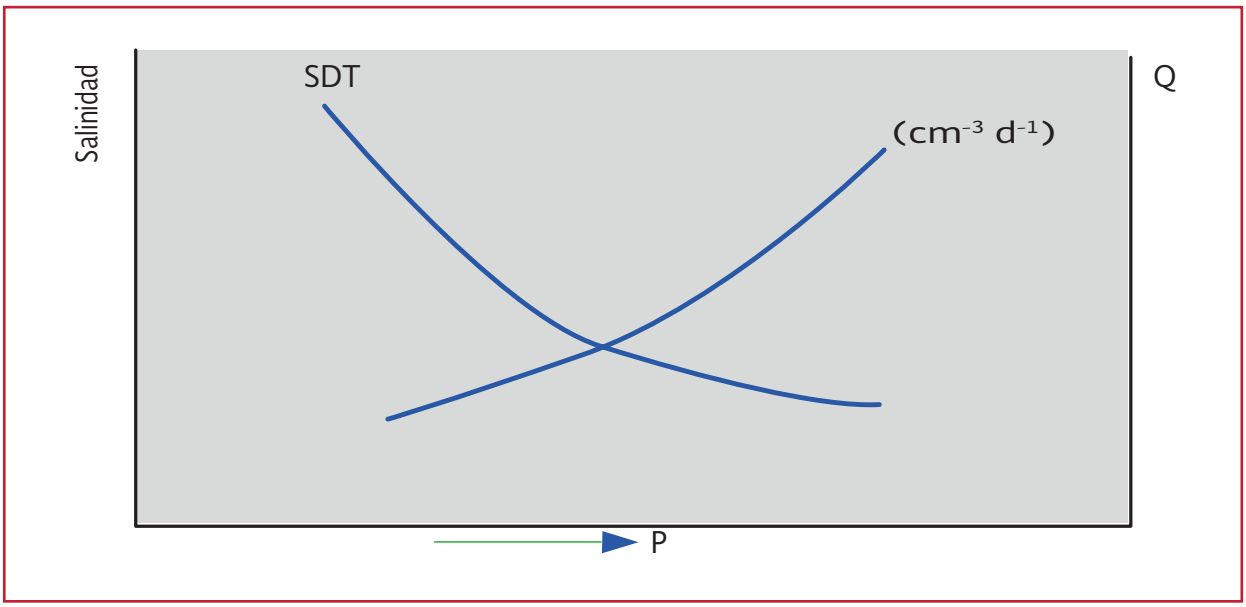


Ilustración 3.53 influencia de la presión

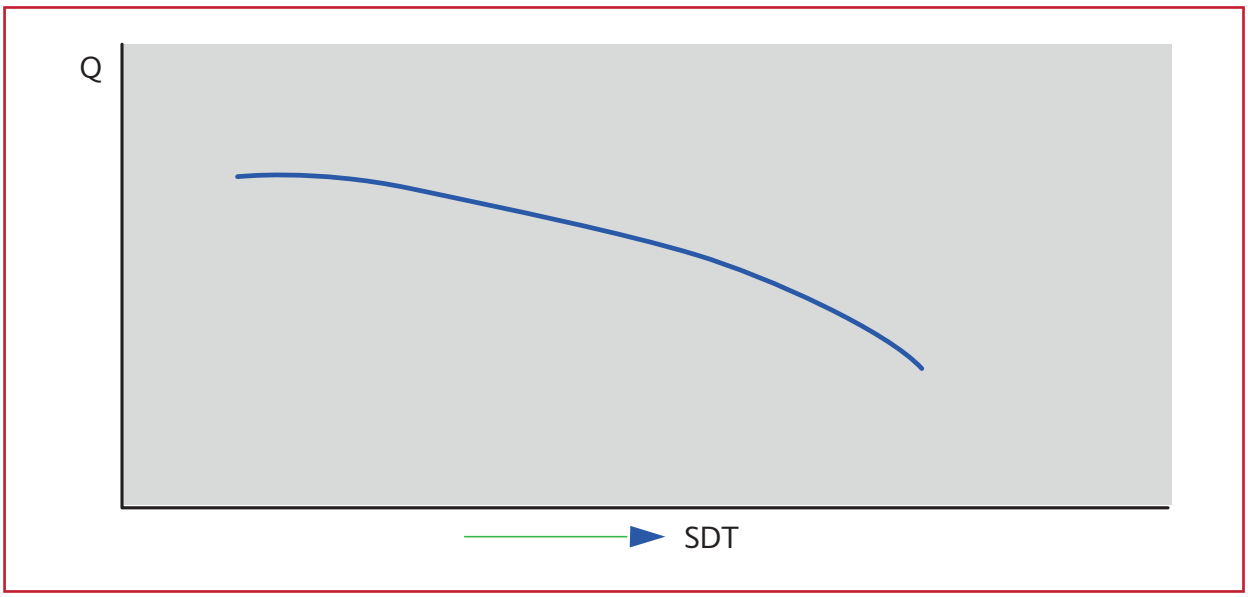
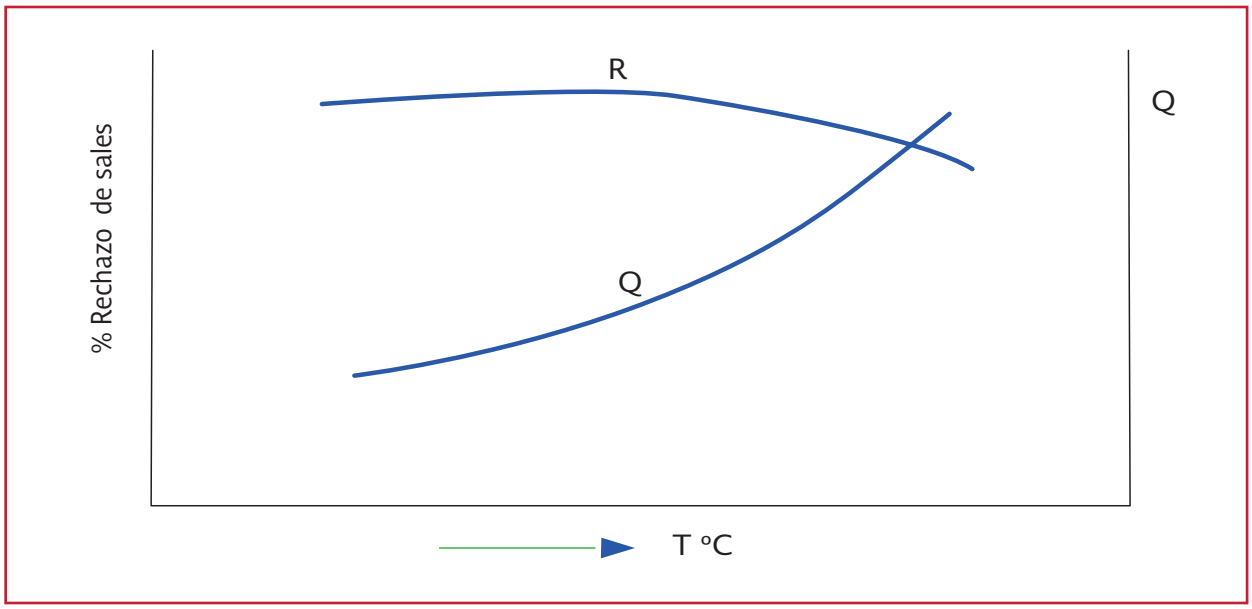


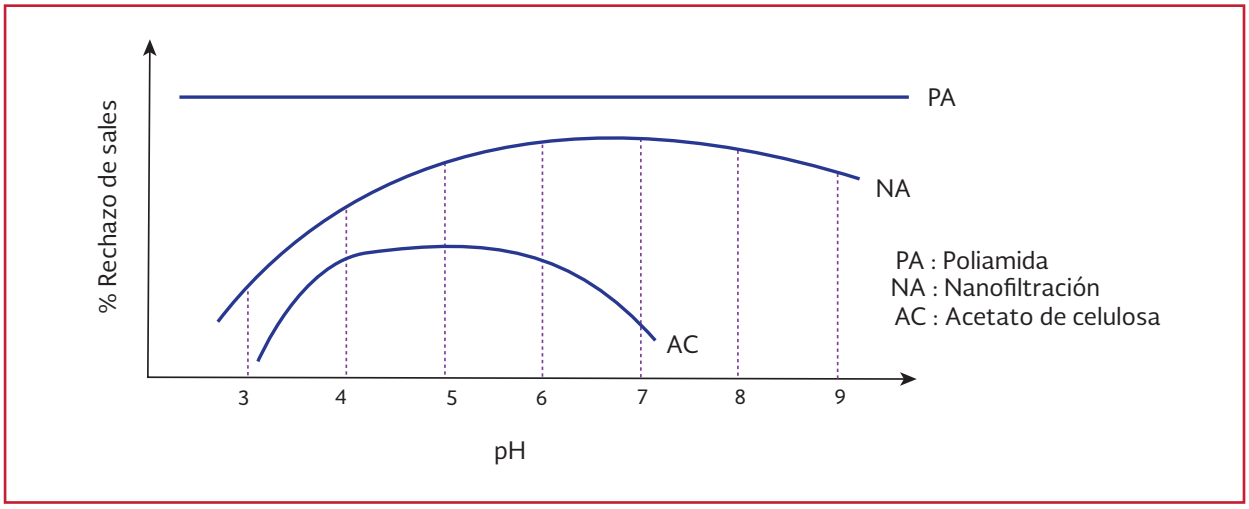
Ilustración 3.54 Influencia de la temperatura en la eficiencia de la membrana



pH. El rechazo de sales de las membranas depende del pH, pues cada material tiene un pH en el que el rechazo es máximo. Las membranas de acetato son muy sensibles a variaciones de forma que pueden actuar entre valores de 4.0 a 7.0 de forma continua y por periodos reducidos. Fuera de estos valores recomendados de pH las membranas se hidrolizan y pierden de forma irreversible sus características. La membrana de poliamida, menos sensible, funciona con valores de pH de 4 a 11 y puede soportar un rango de 3 a 12 por periodos cortos.

La flexibilidad de ambas membranas es distinta, y por tanto, los cuidados que hay que tener con una y otra. Pero el que una membrana pueda funcionar a diferentes intervalos de pH no significa que sea igualmente eficiente en todos ellos. Normalmente hay un valor de pH óptimo al que la membrana tiene un valor máximo de rechazo de sales y por tanto conviene trabajar cerca de este valor. En la Ilustración 3.55 se observa cómo se comportan tres diferentes membrana de poliamida con agua salobre, nanofiltración y una membrana de acetato de celulosa

Ilustración 3.55 Influencia del pH en el rechazo de sales



conforme se aumenta el pH de agua a tratar y su porcentaje de rechazo se ve afectado.

Rechazo. Es la característica principal de la membrana y la que permite definir su campo de actuación o funcionamiento en relación con el agua que se desea tratar. Hay que tener en cuenta que el diseño de una instalación de membranas depende tanto de la calidad del agua que se desea tratar como de la que se quiere conseguir. No existe una membrana que elimine el 100 por ciento de las sales contenidas en el agua que pasa a través, pero el desarrollo técnico ha permitido acercase cada vez más a esta cifra.

Grado de recuperación. Como se dijo anteriormente, expresa el porcentaje del caudal que puede desalarse de una determinada agua de alimentación. Es una relación que puede variarse que puede variarse a voluntad pero dentro de unos límites muy concretos. A medida que va aumentándose el recuperación de una instalación, aprovechamos más el agua a tratar y se reduce en consecuencia el caudal o volumen de salmuera que hay que eliminar. Mientras menor la conversión de agua tratada, menor es el riesgo de precipitación de sales, por lo que se puede garantizar un funcionamiento prolongado en una instalación de desalación.

Se puede mejorar la conversión, y de hecho es lo que se hace normalmente en la instalación es de las dos formas siguientes. Regulando el pH, dado que la solubilidad de las sales varía con el pH, y en segundo lugar actuando sobre la temperatura. Puesto que también existe una incidencia en la solubilidad de una sal, subiendo o bajando esta se mejora la eficiencia.

Factor de ensuciamiento. Las condiciones físicas y químicas del agua a tratar producen un ensuciamiento importante en las membranas, que hacen descender su eficiencia. Dicho índice es un número, menor a la unidad, que trata de expresar el deterioro que experimenta la membrana, tanto en su caudal como en el rechazo de sales, a consecuencia del uso.

Este parámetro o coeficiente teórico que utilizan los fabricantes, aunque bastante subjetivo, permite la obtención de un margen de seguridad en el funcionamiento de la instalación.

Ecuaciones de diseño

El proceso de desalación queda enmarcado por una serie de ecuaciones que definen o aclaran los distintos aspectos que deben conocerse, y que en última instancia permiten realizar el diseño de distintas instalaciones.

Presión osmótica. La presión osmótica teórica varía en la misma manera que la presión de un gas ideal. En bajas concentraciones de soluto, la presión osmótica (π) de la solución está dada por la siguiente ecuación.

$$\pi = C_s RT \qquad \text{Ecuación 3.140}$$

Donde:

- π = presión osmótica, Pa
- R = constante universal de los gases
- T = temperatura absoluta, K
- C_s = concentración de soluto en la solución, $mol \cdot cm^{-3}$

Ecuación de balance de flujo

Si partimos de los flujos o caudales que se generan en el proceso podremos distinguir:

- Flujo de alimentación, que se pretende desalar y se aplica en un lado de la membrana Q_a, $m^3 \cdot d^{-1}$
- Flujo de permeado, que corresponde al agua a la que se han eliminado o reducido las sales Q_p, $m^3 \cdot d^{-1}$
- Flujo de concentrado o rechazo, que arrastra las sales que han sido separadas por la membrana y que se depositarían sobre ella Q_r, $m^3 \cdot d^{-1}$

La relación de las citadas magnitudes es:

$$Q_a = Q_p + Q_r \qquad \text{Ecuación 3.141}$$

Del mismo modo tendremos las concentraciones del agua de alimentación (Ca), producto (Cp) y rechazo (Cr) relacionadas entre sí mediante el siguiente balance de masas.

$$Q_a C_a = Q_p C_p + Q_r C_r \qquad \text{Ecuación 3.142}$$

Flux o tasa de flujo de permeado

La tasa de flujo de agua a través de la membrana es una función del gradiente de presión, y se calcula mediante la siguiente ecuación.

$$J = K_w(\Delta P_a - \Delta\pi) = \frac{Q_P}{A} \qquad \text{Ecuación 3.143}$$

Donde:

J = tasa de flujo que pasa a través de la membrana por unidad de área, $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$

K_w = coeficiente de transferencia de masa de la membrana (involucra la temperatura, características de la membrana y las características del soluto), $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1} \cdot bar^{-1}$

ΔP_a = gradiente de presión promedio aplicada, bar

$$\Delta P_a = \frac{P_a + P_r}{2} - P_p \qquad \text{Ecuación 3.144}$$

$\Delta\Pi$ = gradiente de presión osmótica, bar

$$\Delta\pi = \frac{\pi_a - \pi_r}{2} - \pi_p \qquad \text{Ecuación 3.145}$$

P_f = presión de entrada de alimentación de agua, bar

P_r = presión del rechazo, bar

P_p = presión del permeado, bar

π_a = presión osmótica del agua de alimentación, bar

π_r = presión osmótica del rechazo, bar

π_p = presión osmótica del permeado, bar

Q_p = caudal, $L \cdot h^{-1}$

A = área efectiva de la membrana, m^2

Tasa de flujo de soluto

En todos los casos algunos solutos pasan a través de la membrana. El flujo de soluto puede describirse adecuadamente mediante la siguiente expresión.

$$J_s = K_s \Delta C_s = \frac{Q_p(10^{-3}\, m^3\, L^{-1})C_p}{A}$$

Ecuación 3.146

Donde:

J_s = tasa de flujo de soluto, $g \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$

K_s = coeficiente de transferencia de masa para el soluto, $m \cdot h^{-1}$

ΔC_s = gradiente de concentración del soluto a través de la membrana, $g \cdot m^{-3}$

$$\Delta C = \frac{C_a - C_r}{2} = C_p \qquad \text{Ecuación 3.147}$$

C_a = concentración de soluto en el agua de alimentación, $g \cdot m^{-3}$

C_r = concentración de soluto en el rechazo, $g \cdot m^{-3}$

C_p = concentración de soluto en el permeado, $g \cdot m^{-3}$

Grado de recuperación de permeado

También conocida como conversión o recuperación del sistema, es el porcentaje de producto que se obtiene de un determinado¬¬¬ volumen de agua de alimentación.

$$r = \frac{Q_p}{Q_a} \times 100 \qquad \text{Ecuación 3.148}$$

- En las membranas espirales, por ejemplo, dicho factor no suele ser superior al 12 o 15 por ciento, si se trata de membranas de agua salobre y del 10 por ciento si se trata de agua de mar
- En membranas de fibra hueca, sin embargo, dicho factor se eleva hasta el 85 por ciento en agua salobre y al 60 por ciento si se trata de agua de mar
- Para elevar la conversión de un sistema, es necesario incrementar el número de pasos o escalones de producción

Factor de rechazo

$$R = \left(1 - C_p / C_a\right) \times 100 \qquad \text{Ecuación 3.149}$$

Es una medida de la cantidad de soluto que es retenido o que no pasa a través de la membrana. Es un parámetro muy importante de la membrana y depende de las características de esta. Sin embargo, este valor para cualquier membrana varía para los distintos iones. Los iones trivalentes, por ejemplo, son rechazados mejor que los divalentes y estos a su vez mejor que los monovalentes.

Número de elementos

Los sistemas de ósmosis inversa son diseñados con base en una producción de agua específica por día (Q_T). El número de elementos de membrana (N_E) requeridos para un caudal Q_T es estimado dividiendo Q_T entre el caudal promedio de permeado por elemento (Q_A).

$$N_E = \frac{Q_T}{Q_A} \qquad \text{Ecuación 3.150}$$

En muchas aplicaciones, el promedio de flujo de permeado por elemento (Q_A) es alrededor del 75 por ciento del máximo permeado por elemento (Q_M).

$$Q_A = 0.75\, Q_M \qquad \text{Ecuación 3.151}$$

Esta ecuación se puede convertir en:

$$N_E = \frac{Q_T}{0.75\, Q_M} \qquad \text{Ecuación 3.152}$$

También el número tanques a presión (N_V) es obtenido dividiendo N_E por P_E que es el número de elementos por tanque.

$$N_V = \frac{N_E}{P_E} \qquad \text{Ecuación 3.153}$$

Los tanques estándar contienen 6 elementos. N_V debe ser redondeando al número entero próximo.

Para calcular el número de elementos con mayor confiablidad, el promedio de flujo de permeado se puede calcular multiplicando la superficie efectiva de la membrana (A) y la velocidad de flujo de permeado (Tabla 3.70) promedio.

$$Q_A = Av \qquad \text{Ecuación 3.154}$$

La Ecuación 3.154 puede convertirse en la Ecuación 3.155:

$$N_E = \frac{Q_T}{Av} \qquad \text{Ecuación 3.155}$$

En la Tabla 3.71 se presentan algunos criterios de operación de tecnologías de membranas para el tratamiento de aguas residuales y para desmineralización.

Procedimiento de diseño

1. Revisar el historial de calidad del agua a tratar
2. Identificar el objetivo y definir el correcto tratamiento
3. Evaluar la calidad de agua, sus características e identificar si requiere pretratamiento
4. Analizar la necesidad de utilizar datos de planta piloto
5. Seleccionar un sistema de membrana consultando los requerimientos con los proveedores
6. Seleccionar los criterios básicos de desempeño de la planta: capacidad, salinidad de agua de alimentación, porcentaje de recuperación, rechazo, presión aplicada, vida útil de la membrana, temperatura de alimentación, permeado basado en las mejores y peores condiciones
7. Determinar la calidad de agua y calidad requerida y posibles opciones
8. Calcular el tamaño del sistema
9. Seleccionar el tipo de membrana y determinar la configuración del arreglo. Determinar equipos auxiliares, como tubería, bombas, almacén de químicos, disposición de salmuera

Tabla 3.70 Tasas de flujo recomendadas de acuerdo a la fuente de agua

Fuente de agua	Tasa de flujo de permeado recomendado ($L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$)
Agua residual (SDI<5)	13.6-20.4
Agua residual pre-tratada mediante UF(SDI<3)	17-23.8
Agua de mar(SDI<5)	11.9-17
Agua de pozo con alta salinidad (SDI<3)	13.6-20.4
Agua superficial (SDI<5)	20-27
Agua superficial (SDI<3)	22-28.9
Agua de pozo (SDI<3)	22-28.9
Permeado OI/UF (SDI<1)	35-50

Tabla 3.71 Criterios típicos de operación de tecnologías de membrana para el tratamiento de aguas residuales y para desmineralización

Tecnología de membranas	por ciento recuperación	Presión de operación		Tasa de flujo		Consumo de energía	
		lb·pulg^{-2}	kPa	gal·pie^{-2}·d^{-1}	L·m^{-2}·h^{-1}	kWh·10^{3} gal^{-1}	kWh·10^{3} m^{-3}
Agua residual con SDT de 800 a 1200 mg·L^{-1}							
Microfiltración (vacío)	85-95	-3-(-14)	-28-(-100)	15-25	25-42	0.75-1.1	0.2-0.3
Microfiltración (presurizada)	85-95	5-30	34-200	24-35	40-60	0.75-1.1	0.2-0.3
Ultrafiltración	85-95	10-35	68-350	24-35	40-60	0.75-1.1	0.2-0.3
Nanofiltración	85-90	100-200	700-1400	8-12	14-20	1.5-1.9	0.4-0.5
Osmosis inversa (sin recuperación de energía)	80-85	125-230	800-1900	8-12	14-20	1.9-2.5	0.5-0.65
Osmosis inversa (con recuperación de energía)	80-85	125-230	800-1900	8-12	14-20	1.7-2.3	0.46-0.6
Electrodiálisis	75-95			20-25	33-42	4.2-8.4	1.1-2.2
Agua de mar con SDT entre 35 000 mg·L-1							
Ultrafiltración (pre-tratamiento)	85-95	10-35	68-350	24-47	40-80	0.75-1.1	0.2-0.3
Osmosis inversa (sin recuperación de energía)	30-55	700-1000	4800-6900	8-12	14-20	34-45	9-12
Osmosis inversa (con recuperación de energía)	30-55	700-1000	4800-6900	8-12	14-20	19-26	5-7
Osmosis inversa (con recuperación de energía)	30-55	700-1000	4800-6900	8-12	14-20	9.5-15	~2.5-4

10. Determinar la cantidad de energía requerida
11. Estimar la inversión necesaria y tiempo de amortización
12. Seleccionar el quipo y procedimiento para monitorear el proceso

Ejemplo de diseño

De acuerdo a las parámetros mostrados en la Tabla 3.72, determinar de la configuración de un sistema de membranas de osmosis inversa enrolladas en espiral con un arreglo 4-2-1 (primera etapa: cuatro tanques a presión; segunda etapa: dos tanques a presión; tercer etapa: un tanque a presión). La Ilustración 3.56 muestra el arreglo del sistema de osmosis inversa.

1) El agua producida por un elemento de membrana es :

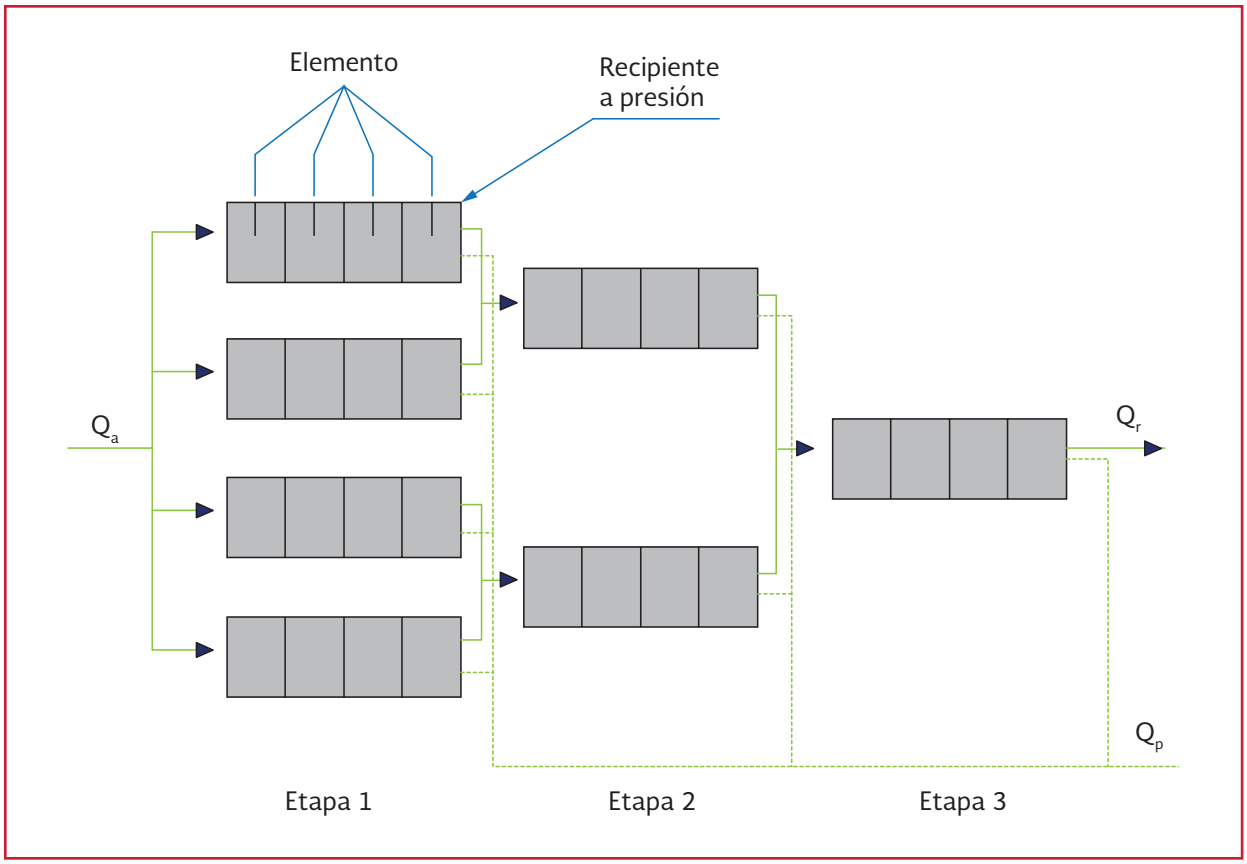
$$Produccion\ de\ agua_{\ por\ elemento} = JA = (20\ L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1})\left(32\ m^2 \Big/ membrana\right) = \frac{640\ L \cdot h^{-1}}{elemento}$$

2) El número de elementos en el arreglo 4:2:1 de siete elementos por etapa es:

Tabla 3.72 Parámetros de diseño del sistema de osmosis inversa-ejemplo

Parámetro	Valor
Caudal de permeado (Q_p), $m^3 \cdot d^{-1}$	3000
Número de elementos por tanque	7
Tasa de flujo de permeado (J), $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$	20
Área superficial de cada membrana (A), m^2	32
Porcentaje de recuperación, por ciento	75

Ilustración 3.56 Arreglo del sistema de osmosis inversa



$$número\ de\ elementos\ por\ arreglo = \left(\frac{7\ Tanque}{arreglo}\right)\left(\frac{7\ elementos}{Tanque}\right) = \frac{49\ elementos}{arreglo}$$

3) La cantidad de agua producida por arreglo

$$Q_p\ por\ arreglo = \left(\frac{640\ L \cdot h^{-1}}{elemento}\right)\left(\frac{49\ elementos}{arreglo}\right)\left(\frac{1\ m^3}{1000\ L}\right)\frac{24}{1\ d} = \frac{753\ m^3 \cdot d^{-1}}{arreglo}$$

4) La cantidad de arreglos necesarios para producir 3000 $m^3 \cdot d^{-1}$ son:

$$número\ de\ arreglos\ necesarios = \frac{flujo\ de\ alimentación}{Q_p\ por\ arreglo}$$

$$número\ de\ arreglos\ necesarios = \frac{3000\ m^3 \cdot d^{-1}}{\frac{753\ m^3 \cdot d^{-1}}{arreglo}} = 3.98\ arreglos\ (4\ arreglos)$$

5) El total de membranas necesarias es:

$$No.\,de\,elementos = (No.\,de\,arreglos)\left(\frac{elementos}{arreglo}\right)$$

Ecuación 3.156

$$No.\,de\,elementos = (4\,arreglos)\left(\frac{49\,elementos}{arreglo}\right) = 196\,elementos$$

6) El flujo de agua de alimentación y el flujo de permeado es:

$$flujo\,total\,de\,alimentación = \frac{flujo\,total\,de\,permeado}{tasa\,de\,recuperación}$$

Ecuación 3.157

$$flujo\,total\,de\,alimentación = \frac{3\,000\,m^3\cdot d^{-1}}{0.75} =$$
$$= 4{,}000\,m^3\cdot d^{-1}$$

$$flujo\,total\,de\,alimentacion\,por\,arreglo =$$
$$= \frac{4\,000\,m^3\cdot d^{-1}}{4} = 1\,000\,m^3\cdot d^{-1}$$

$$flujo\,total\,de\,producto\,por\,arreglo =$$
$$= \frac{3\,000\,m^3\cdot d^{-1}}{4} = 750\,m^3\cdot d^{-1}$$

Se recomienda una tasa de recuperación por elemento entre un 3 por ciento < $r_{elemento}$ < 20 por ciento

7) Flujo en la primera etapa por recipiente a presión por día.

$$flujo = \frac{(1\,000\,m^3\cdot d^{-1})}{\left(\frac{4\,Tanque}{etapa}\right)} = 250\,m^3\cdot d^{-1}$$

8) La Tasa de recuperación de la primera y de la última membrana en la primera etapa es:

$$r_{11} = \frac{Q_p}{Q_a} = \frac{15.4\,m^3\cdot d^{-1}}{250\,m^3\cdot d^{-1}} = 0.06\,o\,6.0\,por\,ciento$$

$$r_{17} = \frac{Q_p}{Q_a} =$$
$$= \frac{15.4\,m^3\cdot d^{-1}}{250\,m^3\cdot d^{-1} - [(7-1\,elementos)(15.4\,m^3\cdot d^{-1})]} =$$
$$= 0.097\,o\,9.7\,por\,ciento$$

9) La Tasa de recuperación de la primera y de la última membrana en la segunda etapa es.

$$flujo\,en\,la\,segunda\,etapa =$$
$$= 2[250\,m^3\cdot d^{-1} - 7(15.4\,m^3\cdot d^{-1})] = 284.4\,m^3\cdot d^{-1}$$

$$r_{11} = \frac{Q_p}{Q_a} = \frac{15.4\,m^3\cdot d^{-1}}{284.4\,m^3\cdot d^{-1}} = 0.054\,o\,5.4\,por\,ciento$$

$$r_{17} = \frac{Q_p}{Q_a} =$$
$$= \frac{15.4\,m^3\cdot d^{-1}}{284.4\,m^3\cdot d^{-1} - [(7-1\,elementos)(15.4\,m^3\cdot d^{-1})]} =$$
$$= 0.08\,o\,8\,por\,ciento$$

10) La Tasa de recuperación de la primera y de la última membrana en la tercera etapa es.

$$flujo\,en\,la\,tercera\,etapa =$$
$$= 2[284.4\,m^3\cdot d^{-1} - 7(15.4\,m^3\cdot d^{-1})] = 352.4\,m^3\cdot d^{-1}$$

$$r_{11} = \frac{Q_p}{Q_a} = \frac{15.4\,m^3\cdot d^{-1}}{352.4\,m^3\cdot d^{-1}} = 0.043\,o\,4.3\,por\,ciento$$

$$r_{17} = \frac{15.4\ m^3 \cdot d^{-1}}{352.4\ m^3 \cdot d^{-1} - [(7-1\ elementos)(15.4\ m^3 \cdot d^{-1})]}$$

$$0.059\ o\ 5.9\ por\ ciento$$

3.7.2 Intercambio iónico

Bases teóricas

El intercambio iónico se define como el proceso en donde una sustancia insoluble (el intercambiador) remueve iones de carga negativa o positiva de una solución electrolítica y libera otros iones de igual carga hacia la solución que es químicamente equivalente, en vista de que debe conservarse la condición de electro neutralidad. Por ejemplo, en la suavización del agua, los iones calcio y magnesio son removidos de la solución, mientras que el intercambiador libera iones sodio como reemplazo. Las reacciones de intercambio iónico son reversibles y obedecen a la ley de acción de masas.

El intercambio iónico se considera como un proceso de sorción, debido a que los grupos funcionales cargados en los cuales ocurre el intercambio, están en la superficie del sólido, y porque los iones cambiables deben sufrir una transferencia de fase, desde una fase en solución a una fase superficial.

Fundamentos del iontercambio iónico

El intercambio iónico, puede realizarse ya sea de manera aniónica como catiónica.

La reacción general para el intercambio de iones A y B en un intercambiador catiónico puede representarse de la siguiente manera:

$$B^{n+} + nR^-A^+ \leftrightarrows nA^+ + Rn^-B^{n+} \quad \text{Ecuación 3.158}$$

Donde B^{n+} y A^+ son cationes de especies diferentes y R es la resina. La expresión de la constante de equilibrio para esta reacción es la siguiente:

$$K = \frac{(R_n^-B^{n+})_R (A^+)_s^n}{(R^-A^+)_R^n (B^{n+})_s} \quad \text{Ecuación 3.159}$$

Donde:

$(R_n^-B^{n+})_R$ = Concentración o actividad de B^{n+} en la resina.

$(B^{n+})_s$ = Concentración o actividad de B^{n+} en la Solución

$(R^-A^+)^n_R$ = Concentración o actividad de A^+ en la resina

$(A^+)^n_s$ = Concentración o actividad de A^+ en la solución

Siendo K la constante de acción de masas o el coeficiente de selectividad o afinidad, dicho coeficiente es útil para determinar que iones serán intercambiados en cantidades razonables y para estimar la cantidad de intercambiador requerido para lograr la remoción deseada del ión en solución que se busca eliminar. Cabe destacar que este valor de K es restringido y aplicable solo en un intervalo de concentraciones dluídas. Para otras concentraciones su utiliza la actividad.

La preferencia de un intercambiador iónico por un ión o por otro, está dada por el factor de separación (Q_S). En este caso, para la reacción en un intercambiador catiónico, Q_S es:

$$Q_s = \frac{(R_n^-B^{n+})_R (A^+)_s}{(R^-A^+)_R^n (B^{n+})_s} \quad \text{Ecuación 3.160}$$

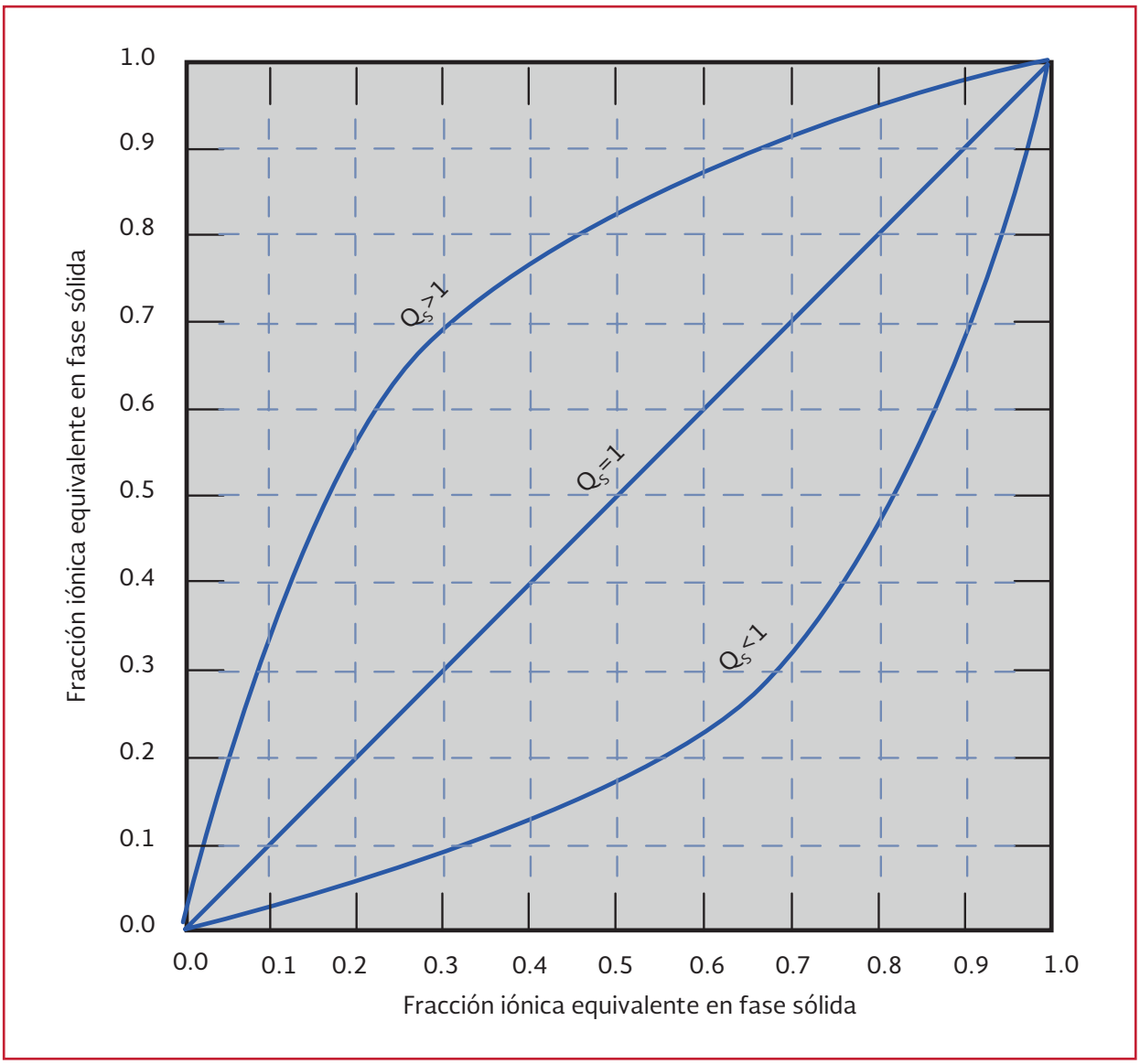
Nótese que es la misma ecuación que en el caso de la constante de acción de masas, solo que los coeficientes se toman a la primera potencia, por lo que:

$$K = Q_s \left[\frac{(A^+)_s}{(RE^- A^+)_s} \right]^{n-1}$$ Ecuación 3.161

Obviamente, si el ion a remover es monovalente, el factor de separación y el coeficiente de actividad serán iguales. El factor de separación es útil porque indica la preferencia de uno u otro ion por parte del intercambiador. Un valor de Q_S mayor de 1, nos indica que el ion preferido es el B^{n+} y un valor menor a la unidad, nos indica que el ion preferido es el A^+. Cuando el valor de Q_S es igual a 1, existe una idéntica preferencia para cada ion. Estas preferencias, se ilustran por medio de isotermas graficadas de la siguiente manera (Ilustración 3.57):

En este caso, solo se graficó la recta de Qs= 1 ya que no cambia en ningún caso, mientras que solo se deja indicado las áreas de Qs> 1 y Qs< 1 ya que no existe una gráfica única, si no que depende de cada caso. Las curvas de Qs> 1 y Qs< 1 se encuentran arriba y debajo de la recta de Qs= 1 respectivamente.

Ilustración 3.57 Isotermas de intercambio iónico (Fracción del ión en fase acuosa)



La reacción general para el intercambio de iones A y B en un intercambiador aniónico puede representarse de la segunda manera:

$$B^{n-} + nR^{+}A^{-} \leftrightarrows nA^{-} + Rn^{+}B^{n-} \quad \text{Ecuación 3.162}$$

Donde B^{n-} y A^{-} son aniones de especies diferentes y R es la resina. La constante de equilibrio o de acción de masas, también conocida como coeficiente de selectividad es la siguiente:

$$K = \frac{(R_n^{+}B^{n-})(A^{+})^{n}}{(R^{+}A^{-})^{n}(B^{n-})} \quad \text{Ecuación 3.163}$$

Para la reacción en un intercambiador aniónico, Q_s es:

$$Q_s = \frac{(R_n^{+}B^{n-})(A^{-})}{(RE^{+}A^{-})(B^{n-})} \quad \text{Ecuación 3.164}$$

La afinidad de un ión por un intercambiador, puede ser generalizada bajo las siguientes reglas de preferencia:

1. Iones de valencia alta se prefieren sobre los iones de baja valencia ($Fe^{+3} > Mg^{+2} > Na^{+}$). Para iones con la misma valencia, la afinidad aumenta conforme el radio atómico aumenta ($Ca^{+2} > Mg^{+2}$).
2. Iones con pequeño volumen de solvatación.
3. Iones con gran capacidad para polarizarse.
4. Iones que reaccionen fuertemente con los sitios de intercambio en la fase sólida.
5. Iones que no participan tanto en la formación de complejos.

Estas reglas no se cumplen si la solución tiene una concentración iónica total muy alta. Este fenómeno es aprovechado para la regeneración de los intercambiadores.

Es evidente que lo mejor es escoger un intercambiador o resina que sea muy a fin al ión que se quiere remover, esto tiene sus ventajas como:

- Una curva de operación eficiente
- Una columna de intercambio pequeña
- Aplicación de mayores tasas de flujo

Pero, también tiene una desventaja y muy importante, debido precisamente a esa afinidad, se necesita grandes volúmenes de solución regeneradora.

Isotermas de intercambio

Debido a que el intercambio iónico es una forma de sorción –sorción de intercambio- la distribución de equilibrio de un ión entre las fases resina y disolución puede describirse generalmente por medio de las expresiones de las isotermas de adsorción convencionales. Las dos formas más comunes para representar estas distribuciones de equilibrio son la ecuación de Langmuir.

$$q_e = \frac{Q^0 bC}{1 + bC} \quad \text{Ecuación 3.165}$$

y la ecuación empírica de Freundlich

$$q_e = K_F InC^{1/n} \quad \text{Ecuación 3.166}$$

Donde:

q_e = cantidad de ión intercambiado por unidad en masa o peso de resina

Q^0 = valor límite de q_e

C = concentración de la solución
B = constante energética de Langmuir

Selectividad iónica

El que un equilibrio sea favorable para un sistema iónico determinado depende mayormente de la selectividad de la resina. Para determinar si una resina es adecuada en una aplicación específica, se consultan las selectividades de las resinas comerciales disponibles.

En general, la selectividad de una resina para el intercambio iónico depende de la carga y tamaño de los iones. Como podría esperarse, la influencia más importante es la magnitud de la carga del ión, ya que una resina prefiere contraiones de elevada valencia. Así, para una serie de aniones típicos encontrados en los tratamientos de aguas y aguas residuales, podría esperarse el orden de preferencia siguiente:

$$PO_4^{-3} > SO_4^{-2} > Cl^-$$

De una forma similar, para una serie de cationes,

$$Th^{+4} > Nd^{+3} > Ca^{+2}Na^+$$

Un segundo factor que influye en la selectividad iónica es la presión de hinchamiento de la resina. Para una resina y solución electrolítica en agua, el radio de solvatación influye en las variables que afectan a la presión; con el resultado de que las resinas prefieren a los iones con menor radio de solvatación. En general, los iones multivalentes hidratados son adsorbidos con prioridad debido a que su tamaño es inferior al de una unidad cargada equivalente de iones de menor carga. En una serie iónica de igual carga, el ión con menor radio en la fase en solución ocupa el primer lugar de la serie. Para una serie de iones, el radio de solvatación es inversamente proporcional al radio iónico no hidratado. A continuación se da el orden de preferencia para los metales alcalinos

$$Cs^+ > Rb^+ > K^+ > Na^+ > Li^+$$

y para los alcalinotérreos

$$Ba^{+2} > Sr^{+2} > Ca^{+2} > Mg^{+2} > Be^{+2}$$

Se observará que para cada serie, la preferencia aumenta con el número atómico y el radio iónico y disminuye con el radio de solvatación. De forma similar, para una serie aniónica monovalente se obtiene

$$CNS^- > ClO_4^- > I^- > NO_3^- > Br^- > CN^- > HSO_4^- > NO_2^- > Cl^- > HCO_3^- > CH_3COO^- > OH^- > F^-$$

El tercer factor que influye en la selectividad es la interacción iónica dentro de la resina y en el volumen de la solución. La resina prefiere como regla general los contraiones que presentan mayor afinidad para los grupos iónicos fijos. La resina adsorberá con prioridad los iones que pueden formar precipitados o complejos con los grupos iónicos de la resina. Por ejemplo, una resina que tenga el grupo carboxílico preferirá el ión hidronio puesto que el ácido carboxílico está muy poco disociado. Muchas resinas que contengan grupos activos "quelantes" mostrarán selectividades pronunciadas para los metales de transición. Desde el punto de vista de las interacciones iónicas en el electrolito, la resina acepta los contraiones que estén menos ligados a sus coiones en la fase solución. Una resina sulfónica por ejemplo, prefiere los iones monovalentes distintos del ión hidrógeno si el anión en la fase solución proviene de un ácido débil. De

una forma similar una resina catiónica aceptará cationes distintos del ión mercurio en una disolución que contenga cloruros.

El último factor significante en la selectividad iónica es la acción tamizadora o de filtración. Los iones orgánicos y los complejos inorgánicos son a menudo demasiado grandes para penetrar la matriz de la resina. Este efecto es mucho más pronunciado para resinas que tengan un grado elevado de reticulación; de hecho, el grado de reticulación influye en la selectividad de la resina. Cuanto mayor sea el grado de reticulación, mayor es la selectividad de una resina para un ión por encima de otro.

Las características selectivas de las resinas pueden explotarse industrialmente por medio de resinas preparadas especialmente.

Cinética de intercambio

Como la adsorción por carbón poroso, la velocidad de intercambio depende de las velocidades relativas siguientes:

1. transporte de los iones cambiables desde el volumen de la solución hasta la superficie externa de la partícula resínica;
2. transporte a través de una película o capa contigua a la superficie de la resina;
3. transporte dentro de los poros internos de la partícula hacia los lugares de intercambio activo;
4. proceso real de intercambio;
5. transporte dentro de los poros internos de la partícula desde los lugares activos hacia la capa contigua;
6. transporte a través de la película o capa contigua; y,
7. transporte de los iones cambiados desde la superficie externa de la resina hasta el volumen de la solución.

La velocidad de reacción, raramente depende del proceso real de intercambio (paso 4), sino más bien está controlada por los procesos de transporte (pasos 1-3 y pasos 5-7). En los sistemas de flujo continuo y en los sistemas intermitentes con agitación-perfecta, que trabajan con caudales típicos de las plantas de tratamiento de aguas y aguas residuales, la cinética de intercambio está generalmente determinada por uno de los dos tipos de procesos. Ambos procesos son de carácter difusiónal; uno consiste en la difusión iónica a través de una película de disolución hipotética que rodea a cada partícula resínica, y el otro en la difusión iónica dentro de los poros intersticiales de la resina. El primer proceso se denomina difusión de película y el segundo difusión porosa.

Para un reactor intermitente, en el cual el mecanismo de difusión por película controla la velocidad global de intercambio, la expresión adecuada para la velocidad de disminución de la concentración del ión cambiable, C, sería:

$$-\frac{dC}{dt} = k_f \frac{a^0}{V}(C - C_e) \qquad \text{Ecuación 3.167}$$

Donde:

k_f = coeficiente de transferencia de "película"
a^0 = área efectiva para la transferencia de masa o el área superficial externa total de las partículas resínicas en el reactor
V = volumen de solución en el reactor
C_e = concentración de equilibrio en la fase en disolución

Usos del intercambio iónico

El intercambio iónico se aplica principalmente para suavización de agua en el acondicionamiento de agua potable o para la industria, remoción de amonio en aguas residuales, desmineralización para diferentes propósitos industriales y remoción de iones específicos en diferentes tipos de agua y residuos peligrosos.

Ablandamiento del agua

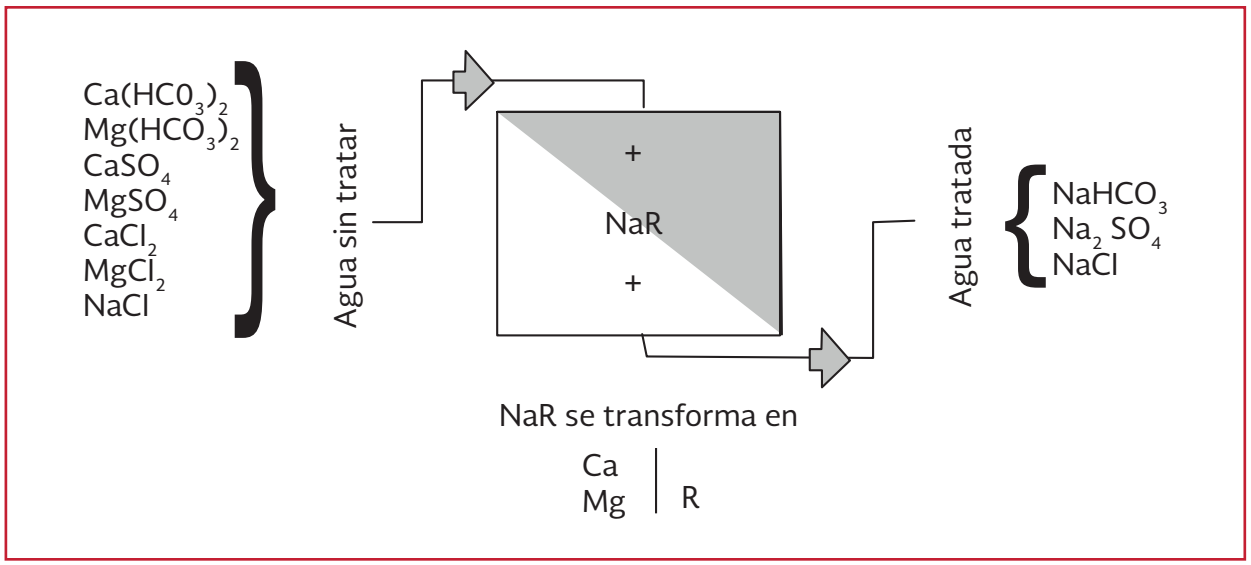
El ablandamiento del agua fue una de las primeras aplicaciones del intercambio iónico y actualmente es una de las principales aplicaciones. Los principios básicos del intercambio iónico no han cambiado, pero los materiales usados han mejorado mucho. Las resinas de mayor aplicación son las de poliestireno con grupos sulfónicos. Esta resina tiene elevada capacidad, excelente estabilidad y mediana selectividad para iones distintos del Ca^{2+} y Mg^{2+} que normalmente están presentes en las aguas naturales.

El sistema de columna se aplica corrientemente para el ablandamiento del agua y la mayor parte de las aplicaciones que exigen un intercambio iónico. La instalación es muy similar a la de un filtro de arena de presión. La resina se emplea inicialmente en forma sódica, es decir, contiene el ión sodio como contraión cambiable o asociado. Cuando el agua dura se pone en contacto con la resina, los cationes del agua son sustituidos por los iones sodio. Cuando la mayor parte de los iones sodio de la resina son desplazados por otros cationes de la solución, la resina es ineficaz como cambiador. Entonces, el cambiador debe quitarse de servicio, lavarse en contracorriente para expansionar el lecho y quitar la suciedad acumulada, y regenerarlo a la forma sódica por el paso de una solución concentrada de cloruro sódico a través del lecho. A continuación se efectúa un aclarado para eliminar el exceso de solución regeneradora y la resina está lista para un nuevo ciclo.

Desmineralización del agua

Las aguas con una concentración muy baja en sólidos disueltos se utilizan para muchos procesos industriales tales como: calderas a elevada presión, intercambiadores de calor que utilizan

Ilustración 3.58 Ablandamiento por medio de intercambiador de cationes



materiales críticos, ciertas operaciones de lavado y procesos electrónicos y farmacéuticos. Para estas aplicaciones se trata el agua mediante un proceso de intercambio iónico.

Los principios de desmineralización del agua son idénticos a los de ablandamiento. Las únicas diferencias son: se utilizan resinas catiónicas y aniónicas simultáneamente y las resinas están en las formas ácidas y básicas respectivamente. Al utilizar resinas en las formas ácida y básica, los iones liberados son hidronio e hidroxilo respectivamente (en contraposición con los iones sodio y cloruro, por ejemplo) con lo cual la concentración de sólidos disueltos en el agua producto permanece constante. En la Ilustración 3.59 se esuqematiza la desmineralización total mediante intercambio iónico.

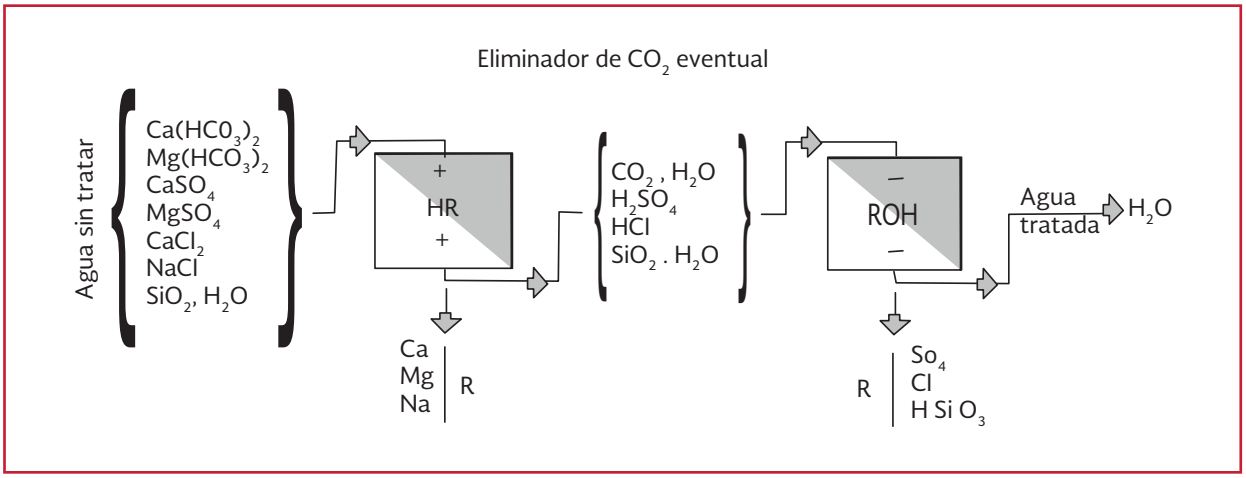
Tratamiento de aguas residuales industriales

Los principios del intercambio iónico pueden aplicarse en ciertas operaciones industriales cuando es preciso eliminar ciertas impurezas iónicas. El tratamiento de estas agua industriales por intercambio iónico se complica por la presencia de materiales o condiciones que pueden obstruir, atacar e impurificar las resinas. Con las resinas sintéticas se resiste el ataque químico y térmico. Las resinas de poliestireno con divinilbenceno son resistentes al desgaste físico y químico y son insolubles para la mayoría de los disolventes orgánicos e inorgánicos incluyendo ácidos minerales y bases. Elevadas concentraciones de agentes oxidantes tales como el ácido nítrico pueden ocasionar efectos deteriorantes al atacar a la resina en los puntos vulnerables de reticulación. En cuanto a la estabilidad térmica, la mayor parte de las resinas son estables a 100°C y temperaturas superiores.

Tratamiento de aguas residuales municipales

El proceso de intercambio iónico se ha investigado para una posible aplicación en el tratamiento de aguas municipales para eliminar los nitratos y los fosfatos. La naturaleza heterogénea de las aguas municipales presenta muchos problemas en la aplicación del tratamiento iónico para controlar la calidad del agua, mientras que para un agua residual industrial el número de impurezas presentes es relativamente más bajo (sin embargo, las concentraciones de las impurezas son más elevadas en las aguas residuales industriales). El

Ilustración 3.59 Desmineralización total por intercambio iónico



proceso de intercambio se ha aplicado para un agua municipal que ha sufrido un tratamiento biológico convencional y una filtración con arena. Una resina aniónica fuertemente básica resultó ser la más eficaz en una serie de ensayos efectuados. La regeneración se llevó a cabo con una disolución de cloruro sódico al 10 por ciento. Se obtuvo un rendimiento superior al 97 por ciento en la eliminación de fosfatos dando una concentración en el efluente menor de 0.2 $mg \cdot L^{-1}$ para volúmenes recogidos de hasta 200 volúmenes de lecho. El rendimiento en la eliminación de nitratos fue del 90 por ciento, obteniéndose rendimientos de ~ 45 por ciento para DQO, ~ 100 por ciento para sulfatos, y ~ 50 por ciento para color.

Los intercambiadores aniónicos fuertemente básicos se utilizan para eliminar nitratos y fosfatos en aguas residuales que contengan cantidades apreciables de sulfatos, cloruros y bicarbonatos. Los factores estudiados incluyen: selectividad iónica, carga hidráulica, altura de lecho y ensuciamiento de la resina por materia orgánica residual. También se aplica en forma satisfactoria un intercambiador iónico para eliminar el amoniaco (como ión amonio) del agua residual utilizando clinoptilolita como resina (zeolita) selectiva para el ión amonio. Estudios realizados en el laboratorio y planta piloto con efluentes del clarificador secundario conteniendo 10-19 $mg \cdot L^{-1}$ de nitrógeno amoniacal y clinoptilolita dieron un rendimiento en la eliminación de amoniaco del 93-99 por ciento. La regeneración se llevó a cabo con una mezcla de NaCl-$CaCl_2$-CaO, y el amoniaco se separó del regenerante con una corriente de aire en contracorriente permitiendo reciclar el regenerante.

Tipos de materiales intercambiadores y sus caracteristicas

Aunque las resinas sintéticas se usan actualmente para la mayor parte de las aplicaciones de intercambio iónico, se sabe que el fenómeno de intercambio ocurre en varios sólidos naturales, incluyendo suelos, humus, celulosa, lana, proteínas, carbón activado, lignina, óxidos metálicos, y células vivas tales como algas y bacterias. Revisiones históricas encontradas en la literatura griega antigua indican el uso, ya desde aquella época, de arcilla y de otros materiales naturales para la desmineralización del agua potable. En 1850 dos científicos ingleses, H. S. M. Thompson y J. T. Way reconocieron e investigaron separadamente el fenómeno de intercambio iónico en los suelos. En 1876, Lemberg contribuyó grandemente al deducir la estequiométrica y reversibilidad de las reacciones de intercambio iónico que se producen al transformar la leucita ($K_2OAl_2O_3.4SiO_2$) en analcita ($Na_2OAl_2O_3.4SiO_2$) por tratamiento con cloruro sódico, e invertir el proceso con cloruro potásico. El trabajo de Lember condujo a la introducción de los silicatos alumínicos naturales –zeolitas- para el ablandamiento del agua. Posteriormente se introdujeron silicatos alumínicos sintéticos de mayor pureza, pero a causa de una baja capacidad y poca resistencia a la abrasión, estas zeolitas han sido casi totalmente sustituidas por resinas orgánicas sintéticas, en las aplicaciones del tratamiento de aguas y aguas residuales.

El avance histórico más importante en la tecnología del intercambio iónico resultó del trabajo de dos químicos ingleses I. B. A. Adams y E. L. Holmes. En 1935, estos químicos observaron que discos fenólicos desmenuzados de fonógrafo

exhibían propiedades de intercambio iónico. Esta observación condujo a los dos químicos al desarrollo de resinas sintéticas. Desde el trabajo de Adams y Holmes, se han hecho importantes mejoras en la preparación de un espectro amplio de resinas sintéticas para numerosas aplicaciones.

Materiales de intercambio

Materiales naturales de intercambio iónico

En forma natural existen diferentes materiales que pueden utilizarse para el intercambio iónico. Las zeolitas naturales son ampliamente utilizadas para la suavización y la remoción del ión amonio del agua. Las zeolitas utilizadas para la suavización del agua son aluminosilicatos complejos con sodio como ión intercambiabe. La remoción de amonio se realiza utlizando la zeolita natural llamada clinoptilolita.

Resinas sintéticas

En el sentido más amplio, una resina sintética consiste en una red de radicales de hidrocarburos los cuales están unidos grupos funcionales iónicos solubles, como se muestra en la Ilustración 3.60. La naturaleza de los grupos iónicos unidos al armazón de la resina, determinan ampliamente el comportamiento de la misma. Cambiadores catiónicos con resinas que llevan cationes cambiables y contienen grupos funcionales ácidos, tales como: el sulfónico, R-SO_3H; fenólico, R-OH; carboxílico, R-COOH; y fosfónico, R-PO_3H_2. La letra R representa la red orgánica de la resina. El término "fuertemente ácido" se usa como referencia para resinas catiónicas que contengan grupos funcionales derivados de un ácido fuerte, tal como H_2SO_4, mientras que el término "débilmente ácido" se usa para resinas catiónicas derivadas de un ácido débil tal como H_2CO_3. Las resinas aniónicas contienen grupos funcionales tales como: amina primaria, R-NH_2; amina secundaria, R-R'NH; amina terciaria, R-R'$_2$N; y el grupo amonio cuaternario, R-R'$_3N^+OH^-$. R' representa radicales orgánicos como el radical metilo, CH_3, los cuales no son necesariamente idénticos en toda la resina. Las resinas aniónicas que contienen grupos derivados de aminas débiles se denominan "débilmente básicas" y aquellas derivadas de compuestos de amonio cuaternario "fuertemente básicas".

Las cuatro clases de resinas más importantes son: fuertemente ácidas, débilmente ácidas, fuertemente básicas y débilmente básicas. El contraión cambiable de una resina catiónica ácida puede ser el hidrógeno o algún catión monovalente como el sodio, mientras que para una resina aniónica el contraión cambiable puede ser el ión hidroxilo o algún anión monovalente. El regenerante será un ácido, base o sal correspondiente.

A continuación se dan algunas reacciones típicas de intercambio para los distintos tipos de cambiadores funcionales. Cuando los contraiones cambiables de la resina han sido sustituidos sustancialmente, la resina se regenera con una solución fuerte (2-10 por ciento en peso) del contraión cambiable. A continuación se da una lista de los regenerantes apropiados para resinas.

1. Resinas catiónicas fuertemente ácidas
   a) Forma ácida, regenerar con HCl o H_2SO_4

$$2R-SO_3H+Ca^{+2} \rightleftarrows (R-SO_3)_2Ca+2H^+$$

Ecuación 3.168

   b) Forma sódica, regenerar con NaCl

$$2R-SO_3Na+Ca^{+2}\rightleftarrows(R-SO_3)_2Ca+2Na^+$$

Ecuación 3.169

2. Resinas catiónicas débilmente ácidas
   a) Forma ácida, regenerar con HCl o H_2SO_4

$$2R-COOH+Ca^{+2}\rightleftarrows(R-COO)_2Ca+2H^+$$

Ecuación 3.170

   b) Forma sódica, regenerar con NaOH

$$2R-COONa+Ca^{+2}\rightleftarrows(R-COO)_2Ca+2Na^+$$

Ecuación 3.171

3. Resinas aniónicas fuertmente básicas
   a) Forma básica, regenerar con NaOH

$$2R-R'_3NOH+SO_4^{-2}\rightleftarrows(R-R'_3N)_2SO_4+2OH^-$$

Ecuación 3.172

   b) Forma clorada, regenerar con NaCl o HCl

$$2R-R'_3NCL+SO_4^{-2}\rightleftarrows(R-R'_3N)_2SO_4+2Cl^-$$

Ecuación 3.173

4. Resinas aniónicas débilmente básicas
   a) Forma básica o base libre, regenerar con NaOH, NH_4OH, o Na_2CO_3

$$2R-NH_3OH+SO_4^{-2}\rightleftarrows(R-NH_3)_2SO_4+2OH^-$$

Ecuación 3.174

   b) Forma clorada, regenerar con HCl

$$2R-NH_3Cl+SO_4^{-2}\rightleftarrows(R-NH_3)_2SO_4+2Cl^-$$

Ecuación 3.175

Mecanismo básico del intercambio iónico

Existen dos tipos básicos de intercambiadores iónicos: (1) catiónicos y (2) aniónicos.

Intercambiadores catiónicos. Las resinas de intercambio catiónico separan los cationes de una solución, intercambiándolos por iones de sodio (ciclo del sodio) o por iones hidrógeno (ciclo del hidrógeno). La separación se representa a continuación, [R indica la resina y M^{2+} el catión (por ejemplo, Cu^{2+}, Zn^{2+}, Ni^{2+}, Ca^{2+}, Mg^{2+})].

Ciclo del sodio:

$$Na_2R+M^{+2}\rightleftarrows MR+2Na^+$$ Ecuación 3.176

o Ciclo del hidrógeno:

$$H_2R+M^{+2}\leftrightarrows MR+2H^+$$ Ecuación 3.177

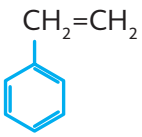
Los iones Cu^{2+}, Zn^{2+}, Ni^{2+}, Ca^{2+} y Mg^{2+} quedan retenidos sobre la resina y se produce un efluente ablandado. Este efluente ablandado contiene principalmente sales de sodio (si se emplea el ciclo del sodio) o ácido (si se emplea el ciclo del hidrógeno).

Cuando la capacidad de intercambio de la resina se agota, la resina debe regenerarse. Antes de la regeneración, la columna debe lavarse a contracorriente para eliminar los depósitos de sólidos. La regeneración consiste en el paso a través de la columna de una solución de salmuera (NaCl para el ciclo del sodio) o de una solución ácida, normalmente H_2SO_4 o HCl (para el ciclo del hidrógeno).

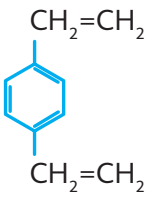
Ilustración 3.60 Producción de resinas mediante copolimerización

(1) Monomeros básicos

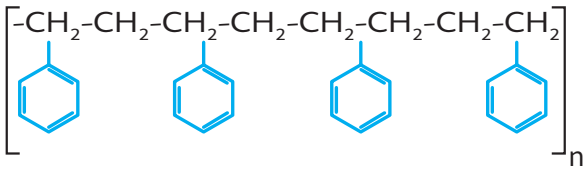
Estireno
Vinil benceno (VB)



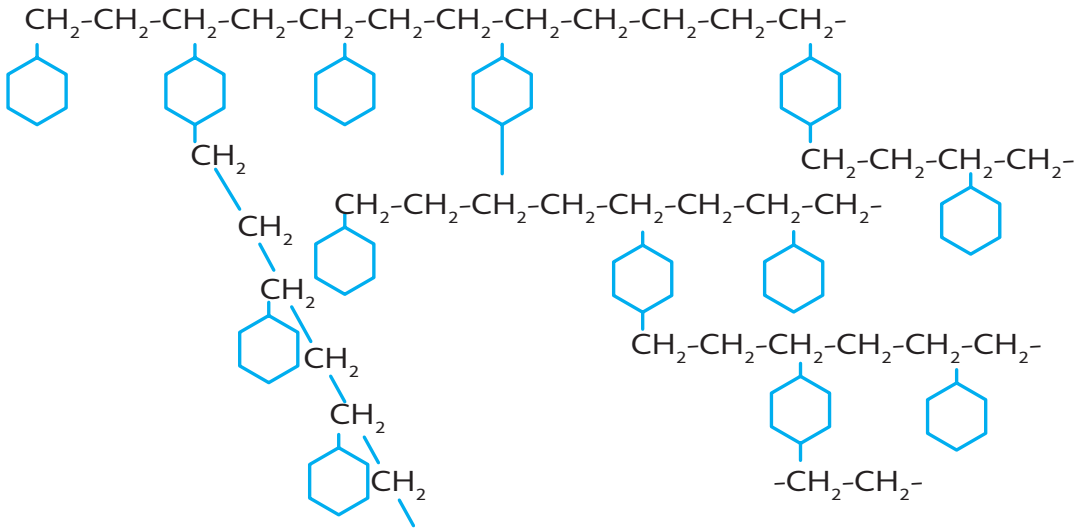
Divinil benceno
(DVB)



(2) Polomerización del estireno en poliestireno



(3) Copolomerización del estireno y divinil benceno, mostrnado la función que desempeña el DVB en el entrecruzamiento de las cadenas del poliestireno



Las reacciones de regeneración de los ciclos sodio e hidrógeno son las que se presentan a continuación:

$$MR + 2NaCL \leftrightarrows Na_2R + MCl_2$$ Ecuación 3.178

$$MR + 2HCl(o\ H_2SO_4) \leftrightarrows H_2R + MCl_2(o\ MSO_4)$$
Ecuación 3.179

Las concentraciones típicas del regenerante son del 2-5 por ciento en peso con cargas de 40-80 litros por metro cuadrado por minuto. Como se representó en las ecuaciones anteriores, el residuo regenerante está formado por sales catiónicas. Esta corriente residual supone del 10-15 por ciento del volumen del afluente tratado antes de la ruptura. A continuación de la regeneración el

lecho del intercambiador se lava con agua para separar el regenerante residual. En la Ilustración 3.61 se indican las reacciones en los intercambiadores catiónicos y las direcciones del flujo para las diferentes corrientes involucradas en la operación de un intercambiador catiónico. Las resinas de intercambio catiónico en el ciclo hidrógeno son de ácidos débiles o fuertes. La mayoría de las resinas ácidas empleadas en el tratamiento de la contaminación del agua son resinas con ácidos fuertes.

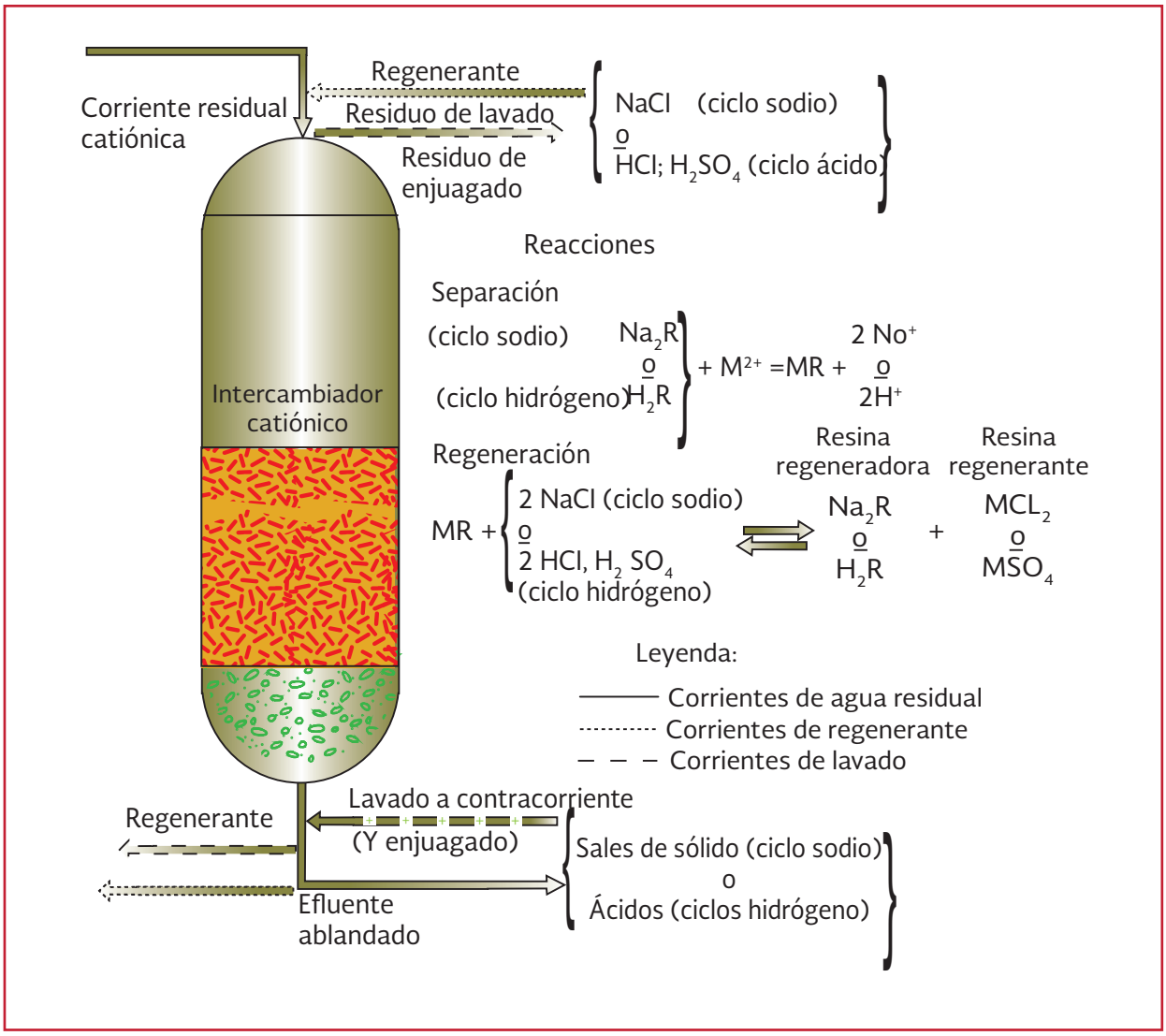
Intercambiadores aniónicos. Las resinas intercambiadoras aniónicas separan aniones de una solución intercambiándolos por iones oxhidrilo. La separación viene representada por la siguiente ecuación en la que A^{2-} representa un anión.

$$R(OH)_2 + A^{2-} \longleftrightarrow RA + 2OH^- \quad \text{Ecuación 3.180}$$

De esta forma, aniones tales como SO_4^{2-}, CrO_4^{2}, etc., se eliminan de la solución.

La regeneración se hace después de la ruptura, normalmente precedida por lavado a contracorriente para eliminar los depósitos de sólido. Los regenerantes normalmente usados son hidróxidos de sodio y amonio. La reacción de regeneración es:

Ilustración 3.61 Intercambiador catiónico



$$RA + 2NaOH \leftrightarrows R(OH)_2 + A^{-2}$$

Ecuación 3.181

$$RA + 2NH_4OH \leftrightarrows R(OH)_2 + (NH_4)_2A$$

Ecuación 3.182

Las concentraciones normales de regenerante son del 5-10 por ciento en peso.

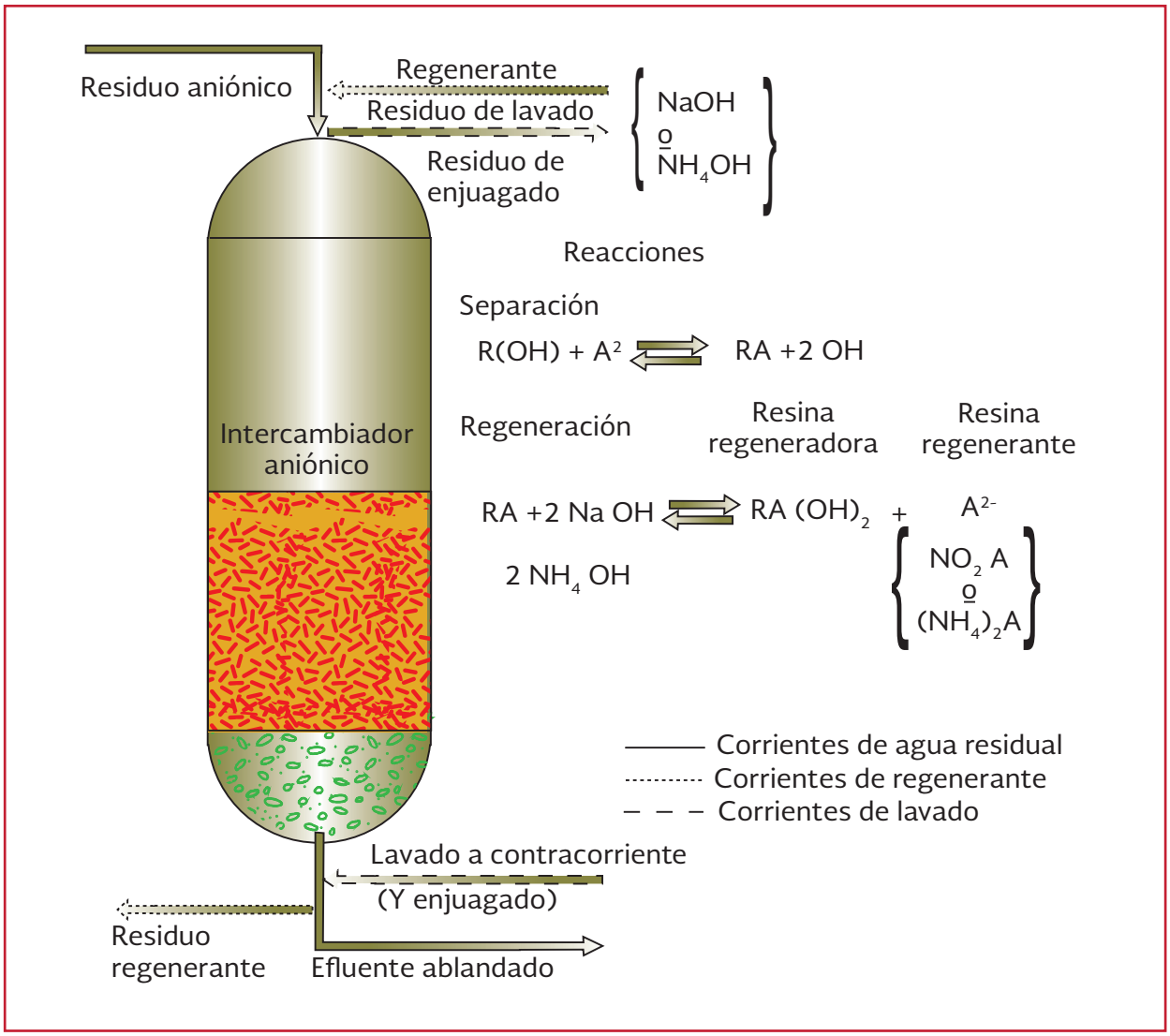
Normalmente los intercambiadores catiónicos y aniónicos se emplean en serie. Mediante una elección adecuada de los intercambiadores de iones, pueden resolverse todos los problemas de naturaleza inorgánica en las aguas residuales.

Los intercambiadores aniónicos son bases fuertes o débiles. En la Ilustración 3.62, se muestran las reacciones de los intercambiadores aniónicos y la dirección de flujo de las diferentes corrientes involucradas en el funcionamiento de un intercambiador aniónico.

Curva de operación del intercambiador

A pesar de las ecuaciones de equilibrio de masas, el método más recomendable para echar a andar un intercambiador con el fin de remover un ión particular en solución, son las pruebas de adsorción. Dichas pruebas se realizan por

Ilustración 3.62 Intercambiador aniónico

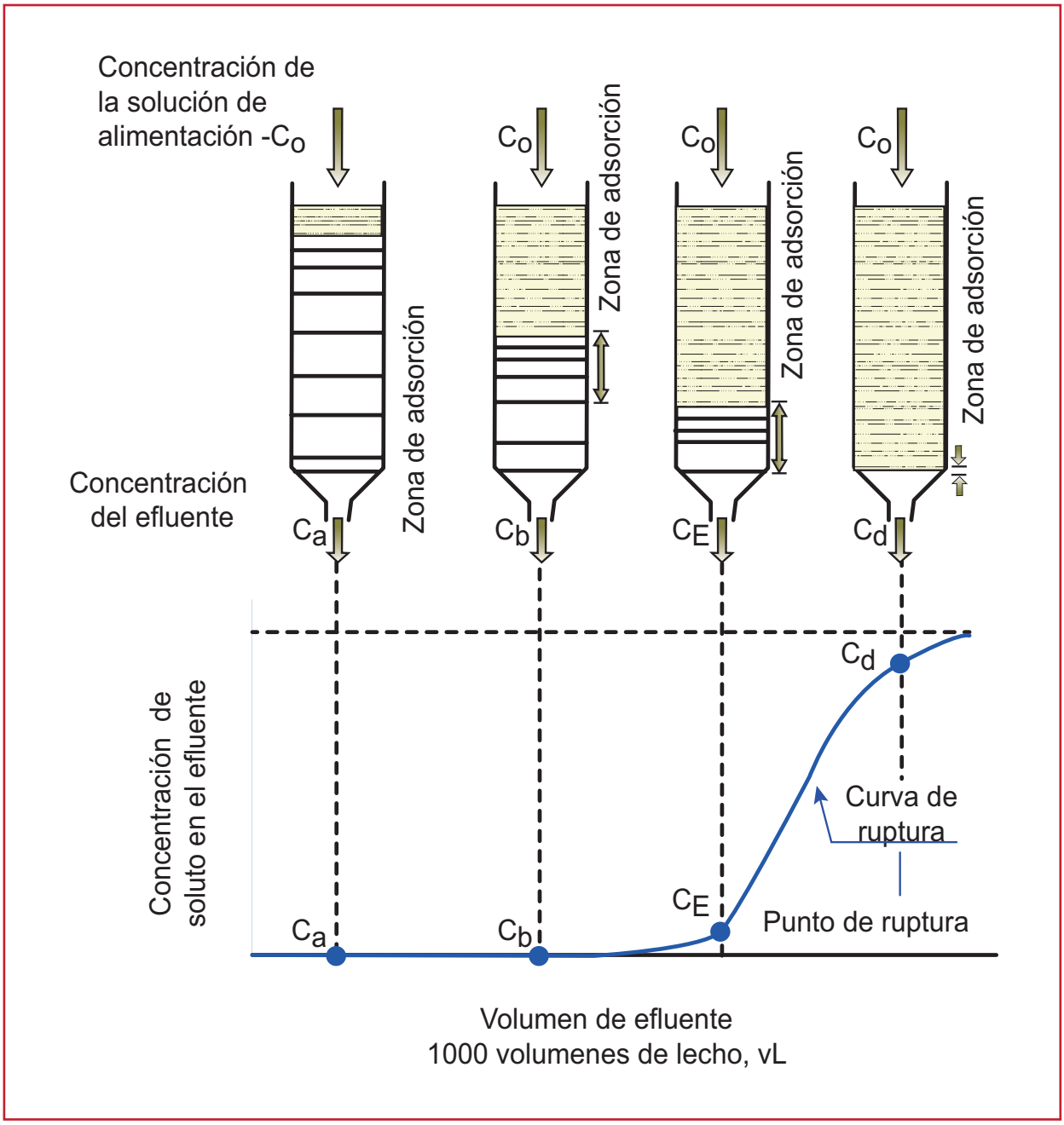


lote utilizando una columna de intercambio para obtener la curva de operación del ión en cuestión.

Estas curvas permiten conocer el funcionamiento del intercambiador a diferentes tasas o velocidades de aplicación para la remoción de un ión específico. Permite determinar para una determinada cantidad de resina, la capacidad de intercambio y el volumen que se puede tratar para obtener una concentración determinada del ión en el efluente.

En la Ilustración 3.63 se observa una curva de operación típica. El punto de ruptura se alcanza a una concentración del efluente $C_{E.}$ En el punto C_d el lecho está casi saturado. Las concentraciones C_E y C_d se eligen normalmente para el 5 por

Ilustración 3.63 Curva típica de ruptura de una resina de intercambio iónico



ciento y el 95 por ciento, respectivamente, de la concentración del afluente.

Capacidad de intercambio

En el diseño de un sistema de intercambio iónico y/o en la selección de la resina de intercambio, la capacidad de la resina es importante debido al efecto que ejerce sobre la eficiencia del proceso y sobre el costo del sistema. Tanto las zeolitas como las resinas sintéticas tienen un número limitado de sitios disponibles de intercambio, y la concentración total de la fase sólida (q_o) es denominada capacidad de intercambio iónico, que no es otra cosa que la cantidad de iones que teóricamente pueden ser intercambiados por unidad de masa o por unidad de volumen de resina; en vista de que las resinas son vendidas y medidas por volumen, es preferible evaluar la capacidad de intercambio iónico de manera volumétrica y no másica. Dado que un intercambiador debe permanecer eléctricamente neutro durante la reacción (ya sea aniónico o catiónico), todos los sitios deben ser ocupados de manera suficiente como para balancear la carga negativa o positiva del intercambiador. Por lo que, por ejemplo, en un sistema que involucrara calcio, magnesio y sodio, la suma de las concentraciones en la fase sólida debe, en cualquier momento, ser igual a la capacidad de intercambio catiónica (q_o). La capacidad de una resina de intercambio iónico es usualmente expresada como capacidad total o capacidad de operación. La capacidad de operación de una resina depende del flujo que pasa a través de la columna, de la longitud de la columna, del coeficiente de selectividad, de la cantidad de regenerante usado, del tamaño del ión a intercambiar, de las características del afluente, de la temperatura y de la calidad deseada de efluente. Como ya se mencionó, la curva de operación es una manera de determinar la capacidad de intercambio, por lo tanto, la capacidad de operación en cualquier punto de la curva de operación puede obtenerse con la siguiente ecuación.

$$X = \left(\frac{C_{op} V_{op}}{V_r}\right) - \left(\frac{C_o}{V_r}\right) \Sigma \mathrm{I}(Yi)(Vi)$$

Ecuación 3.183

Donde:

X	=	Capacidad de operación, meq·L^{-1}
C_0	=	Concentración en el afluente del ión de interés, meq·L^{-1}
C_e	=	Concentración del efluente del ión de interés, meq·L-1
$(C_e/C_O)_L$	=	Relación efluente-afluente al inicio. Cuando la columna ya fue usada, depende de la eficiencia de la regeneración.
$(C_e/C_O)_{op}$	=	Relación efluente-afluente al término de la corrida. También se conoce como la fuga al término de la carrera de servicio o corrida.
Y_i	=	Relación efluente-afluente al punto medio de los intervalos de volumen ΔV.
V_i	=	Valor de ΔV. Incremento de volumen tratado asociado con el intervalo de interés
V_{op}	=	Volumen tratado al final de la corrida.
V_r	=	Volumen de la resina en la columna. Volumen que ocupa la resina en la columna después del retrolavado, sedimentación y drenado.

La capacidad de operación es el valor de capacidad usado por los ingenieros para

diseñar las columnas de intercambio iónico, sin embargo, Abrams y Benezra (1967) notaron que los valores de capacidad obtenidos, son generalmente en condiciones ideales y que deberían ser reducidos en un 15 o 20 por ciento en la realidad.

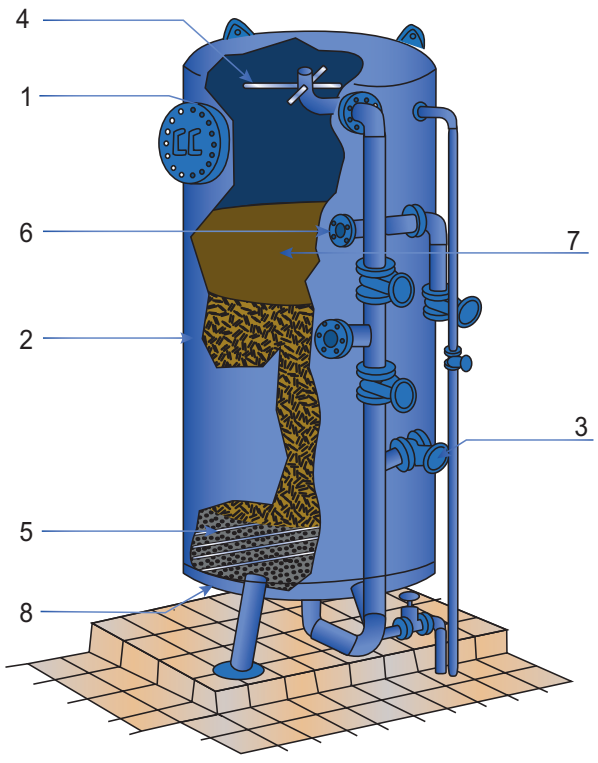
Características generales de una unidad de intercambio iónico

Cualquiera que sea la naturaleza del intercambio: desendurecimiento, descarbonatación o desmineralización, cada aparato está constituido normalmente por un recipiente cilíndrico, cerrado, de eje vertical, que contiene la resina. Esta puede ponerse en contacto directo con el sistema colector del líquido tratado, constituido bien sea por boquillas repartidas uniformemente sobre un fondo plano, o bien por una red de tubos en número y de sección convenientes, o puede ir sobre una capa soporte de material granular inerte: sílice, antracita, grava o granos de plástico, con una red colectora de drenaje (ver Ilustración 3.64). Se prevé por encima de la capa de resina, un espacio libre suficiente para permitir su expansión normal (entre el 30 y el 100 por ciento de su volumen asentado, según la naturaleza de la resina) en el momento de los esponjamientos o lavados a contracorriente.

El agua a tratar y el regenerante se introducen por la parte superior del recipiente, mediante un sistema repartidor o distribuidor de flujo. El aparato va provisto de un conjunto externo de válvulas y tuberías necesarias para realizar las diversas etapas de funcionamiento que son: servicio, retrolavado, regeneración y enjuague. Las válvulas pueden accionarse manualmente o de forma automática, o también reemplazarse por una válvula central de pasos múltiples.

Ilustración 3.64 Unidad de intercambio de iones

1.- Cuerpo de intercambiador.
2.- Llegada de agua a tratar.
3.- Salida de agua tratada.
4.- Distribución de agua bruta.
5.-Recogida de agua tratada.
6.-Impulsión de regenerante.
7.- Resina.
8.- Capa soporte.



Cuando se diseña una columna de intercambio iónico, se establece a priori la concentración máxima admisible de iones indeseables en el efluente producido. Cuando se llega a esa concentración, es decir que el equilibrio en ese punto se ha conseguido en la última "bandeja", se debe proceder a regenerar la resina, para poder utilizarla en un nuevo ciclo. Obviamente todo esto es posible gracias a las diferentes selectividades de la resina hacia los iones.

Operación del intercambiador de iones

Los intercambiadores de iones suelen ser columnas con flujo descendente. El agua cruda entra por la parte superior de la columna sometida a una cierta presión, circula en sentido descendente a través del lecho de resina y se extrae por la parte inferior. Cuando se agota la capacidad de la resina, la columna se somete a un ciclo de lavado a contracorriente para eliminar los sólidos atrapados y proceder a la posterior regeneración.

Por lo tanto, el intercambio iónico es un proceso químico cíclico que incluye las siguientes etapas: servicio, retrolavado, regeneración y enjuague (Ilustración 3.65).

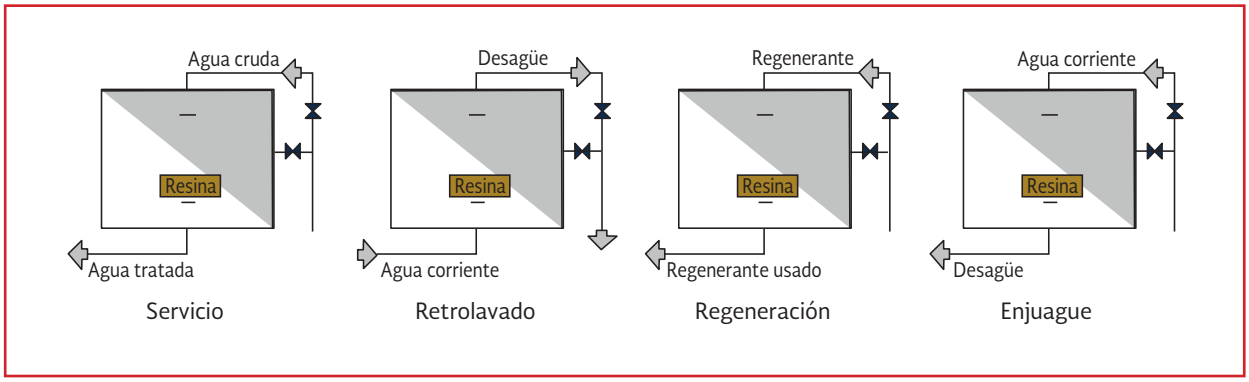
Servicio: La reacción de intercambio que se busca, ocurre en este paso. Este paso está caracterizado por una curva de concentración de efluente a lo largo de la columna o curva de operación.

Retrolavado: El retrolavado se lleva a cabo después de que la capacidad de operación del intercambiador ha sido alcanzada. El retrolavado tiene varios propósitos: Retirar pedazos de resina rotos, remover materia suspendida atrapada por filtración, eliminar bolsas de aire y re-estratificar el lecho para asegurar una distribución uniforme del flujo durante la operación.

Regeneración: La regeneración desplaza los iones intercambiados durante la corrida y regresa a la resina cierto porcentaje de su capacidad de intercambio, de ser posible el 100 por ciento. Obviamente, si el sistema recupera su capacidad original, la concentración de iones removidos de la resina durante la regeneración, debería ser igual a la concentración de iones intercambiados durante la corrida del sistema.

La eficiencia de la regeneración es definida como el cociente de la concentración de iones presentes en el volumen de regeneración y la concentración total de iones removidos de la resina. Generalmente, la resina puede ser restaurada totalmente, pero, en algunos casos, esto puede requerir una gran cantidad de solución regenerante, lo cual, puede ser muy costoso. Por lo tanto, en algunos casos, solamente puede lograrse

Ilustración 3.65 Pasos en la operación del intercambiador de iones



una parte de la capacidad inicial. A esta parte, se le conoce como nivel de regeneración.

Las resinas catiónicas fuertes, pueden ser regeneradas con ácidos fuertes de preferencia el ácido sulfúrico, logrando eficiencias de regeneración del 30-50 por ciento. Las resinas catiónicas débiles, pueden regenerarse con cualquier ácido más fuerte que el grupo funcional, consiguiendo eficiencias de remoción del 100 por ciento pero su uso es limitado para aguas con pH >7 y gran alcalinidad.

Las resinas aniónicas fuertes, pueden ser regeneradas con NaOH logrando eficiencias del 30-50 por ciento, mientras que las resinas aniónicas débiles pueden ser regeneradas con NaOH o Na_2CO_3 obteniendo eficiencias del 100 por ciento, pero, con un empleo limitado a aguas con pH menor a siete.

Enjuague: Después de la regeneración, debe lavarse el exceso de solución regenerante antes de volver a poner en operación la columna. El enjuague consta de dos etapas, una de lavado lento para desplazar al regenerante y un lavado rápido para eliminar por completo las trazas de regenerante remanente e iones.

Operación de un lecho empacado. El lecho empacado puede ser operado en flujo ascendente o descendente tanto para servicio como para retrolavado. Cuando el servicio es en una dirección y el retrolavado en otra, la operación se denomina intercambio iónico a contracorriente. Cuando, tanto el servicio como el retrolavado se realizan en la misma dirección, la operación se conoce como intercambio iónico a cocorriente.

El modo de operación a contracorriente presenta las siguientes ventajas:

1. Pocas fugas de iones durante el servicio
2. Bajo consumo de solución regenerante y por ende una reducción de residuos de regeneración
3. Bajo consumo de agua para retrolavado y enjuague

Consideraciones y parámetros de diseño

El diseño considera la selección de los materiales de intercambio adecuados para la remoción del compuesto que se está considerando, la cantidad de materiales de intercambio (resinas), el tamaño de los reactores y las consideraciones hidráulicas.

La mayoría de la información para el diseño de las unidades de intercambio y los materiales de intercambio se toma a partir de la información que suministran los fabricantes de resinas. (Dow Chemical, Rohm and Haas, etc. entre otros).

Selección del intercambiador de iones

El intercambiador de iones que se va a utilizar depende del propósito del mismo: Suavización, desmineralización, remoción de amoniaco, remoción de nitratos, remoción de metales pesados.

Se deben definir las propiedades del intercambiador: alta capacidad de intercambio, mínima deformación, resistente al desgaste y los costos de los materiales y equipos.

Otras consideraciones son: disponibilidad de materiales si se van a utilizar resinas naturales,

costo de los reactivos para la regeneración y disposición de los residuos de la regeneración.

Resinas

Para la mayoría de las aplicaciones para la remoción de cationes se utilizan resinas de poliestireno con cadenas cruzadas. Es decir una resina catiónica fuertemente ácida que tiene al SO_3^- como grupo funcional. Para la remoción de aniones se utiliza una resina aniónica fuertemente básica y que tiene como grupo funcional la amina cuaternaria.

Por medio de pruebas a nivel laboratorio o planta piloto se puede comprobar que tan adecuada es una resina para la remoción de un compuesto específico.

Las pruebas a nivel laboratorio proporcionan datos de parámetro fundamentales como la densidad, el tamaño, la capacidad de intercambio y la selectividad. Y las pruebas a nivel piloto pueden proporcionar las curvas de comportamiento de la resina frente a diferentes iones, el tiempo de operación antes de la ruptura, la carga hidráulica, la porosidad del lecho, la velocidad de retrolavado y la cantidad de regenerante requerido.

Los fabricantes también proporcionan en sus sitios web o catálogos todos estos datos que son necesarios para el diseño de la unidad de intercambio.

Zeolitas

Si se quieren usar materiales naturales como zeolitas, por su bajo costo, se debe tener en cuenta presentan una capacidad de intercambio mucho menor que las zeolitas sintéticas. La selección también depende del propósito, por ejemplo, si es para remover amonio, puede ser conveniente utilizar clinoptilolita. Las zeolitas en general pueden servir como intercambiadores de cationes.

Diseño del sistema

Un intercambiador iónico tiene está compuesto de tres subsistemas:

Pretratamiento, reacción de intercambio y regeneración

Pretratamiento

El intercambio de iones requiere la remoción de la materia orgánica suspendida o disuelta. Por lo tanto el intercambiador de iones siempre se encuentra en las etapas finales de los esquemas de tratamiento. Algunas resinas pueden sufrir daño por la presencia de algunos compuestos químicos como por ejemplo el cloro. Por lo tanto también deben eliminarse.

Ciclo del reactor u operación

Un sistema de intercambio iónico puede estar constituído por varias unidades. Mínimo dos de las cuales siempre una se encuentra en operación y otra en el período de regeneración o de espera.

Regeneración

Los componentes del sistema de regeneración incluyen:

1. Tanque de almacenamiento de agua para el retrolavado y el enjuague
2. Bombas y tuberías para el retrolavado y el enjuague
3. Tanque para recolección del regenerante

gastado o utilizado, para el agua de retrolavado y para el agua de enjuague
4. Tanque o tanques de almacenamiento de los reactivos regenerantes concentrados
5. Tanque o tanques para preparación de las soluciones para la regeneración

El almacenamiento de agua para el retrolavado debe considerarse para aproximadamente una duración de 10 a 15 minutos con una velocidad de por lo menos 15 $m \cdot h^{-1}$ para alcanzar una expansión del lecho de por lo menos 50 por ciento. Después sigue la regeneración y después se debe considerar agua para el enjuague.

Forma de operación

Los dos métodos principales de trabajo que encuentran aplicación en el tratamiento de aguas y aguas residuales son: procesos intermitentes y columnas. El proceso intermitente consiste en añadir una cantidad de resina en el volumen de agua que deba tratarse y agitar la mezcla hasta que se alcance el equilibrio de intercambio iónico. Este proceso intermitente utiliza solamente una fracción de la capacidad de la resina, a menos que la selectividad iónica sea muy elevada bajo las condiciones de equilibrio. Este proceso se utilizaría con éxito, en el caso de que el ión liberado por la resina sea a su vez liberado de la solución. Por ejemplo, esto ocurre cuando el ión liberado es el hidrógeno o el hidroxilo y se combina con el ión hidroxilo o hidrógeno para formar agua respectivamente. Otro ejemplo consiste en una reacción, en la cual el ión liberado forma un precipitado.

El proceso de columna se prefiere para la mayoría de las aplicaciones. En realidad, este proceso consiste en una serie de procesos intermitentes que aumentan la eficacia de la resina, aunque la selectividad iónica sea relativamente baja, puesto que crean condiciones favorables para la fuerza impulsora (diferencia de concentración).

La columna de relleno es un sistema muy común para este tipo de aplicaciones. Es condición indispensable que el agua de alimentación esté libre de materia en suspensión y decantable. De lo contrario, se obtendrán rápidamente caídas excesivas de presión. En este sentido, el tamaño de la partícula resínica es un factor importante. Aunque el agua de alimentación no contenga materia en suspensión, la caída de presión será mucho mayor para una resina de malla efectiva baja que para una de alta, y dependerá de la velocidad de flujo.

Criterios de diseño

El reactor es el corazón del sistema. Para el diseño se requiere conocer la capacidad del intercambio iónico y todos los datos técnicos relacionados con la resina. Y los parámetros hidráulicos como la carga hidráulica y el volumen del reactor.

Carga hidráulica superficial

Este parámetro permite calcular el área de la sección transversal del intercambiador. El volumen del reactor se determina dependiendo de la duración de la carrera y de la capacidad de intercambio. La profundidad del lecho se determina a partir de esos cálculos.

Las velocidades de carga hidráulica recomendadas para la operación están entre 2.5 y 5.0 metros cúbicos por metro cuadrado por hora. Con la velocidad de carga hidráulica seleccionada se calcula el área de la sección transversal de la columna.

$$A = \frac{Q}{q}$$ Ecuación 3.184

Donde:

A = Área de la sección transversal, m^2
Q = flujo o caudal, $m^3 \cdot h^{-1}$
q = Carga hidráulica, $m^3 \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$

Volumen del reactor

El volumen del reactor se calcula a partir de la isoterma o curva de operación de la resina cuando se utiliza para remover un ion A. Desde una concentración inicial Co hasta una concentración de equilibrio Ce en un determinado tiempo.

Caída de presión. La pérdida de presión (pérdida de carga) para la profundidad del lecho depende del tamaño de la resina y del flujo de servicio.

Velocidad de retrolavado. El retrolavado se aplica a una velocidad que permita tener entre un 50 y 75 por ciento de la expansión del lecho de la resina. La velocidad utilizada depende de la densidad de la resina y de la temperatura del agua que se utilice para el retrolavado.

Regeneración. Para resinas fuertemente ácidas o básicas, la concentración de la solución regenerante se prepara a una concentración entre 2 y 10 por ciento; y para las resinas débilmente ácidas o básica entre 1 a 5 por ciento. El tiempo de contacto mínimo empleado para la regeneración es de 30 minutos.

La tasa o velocidad de inyección de regenerante es de 2.44-4.88 $m^3 \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$ de sección transversal del lecho.

Enjuague. La resina se enjuaga para remover el exceso de regenerante. Se recomienda utilizar de 50 a 100 galones de agua por pie^3 de resina (6.7 a 13.3 m^3 de agua por m^3 de resina).

Profundidad del lecho de resina. Se recomienda un profundidad de lecho de resina mínima de 30 pulgadas (76.2 cm). Mayores profundidades se utilizan para obtener la capacidad de operación deseada.

Bordo libre. Normalmente se utiliza un bordo libre entre el 50 y el 75 por ciento de la altura del lecho de la resina.

Fuga. Cantidad del ión que dependiendo del nivel de regeneración de la resina no puede removerse. Generalmente es menos del 1 por ciento de la concentración del ión.

Ejemplo de diseño de un sistema de intercambio iónico

Diseñe un intercambiador de iones de lecho fijo para suavizar 20 MGD (75700 $m^3 \cdot d^{-1}$) de agua residual tratado que se utilizará en un sistema de enfriamiento. La temperatura del agua es de 10 grados Celsius. El agua tiene una dureza total de 400 $mg \cdot L^{-1}$ de $CaCO_3$ y debe ser suavizada para obtener 100 $mg \cdot L^{-1}$ como carbonato de calcio. Utilizar una columna con un diámetro máximo de 10 pies (3 metros).

1) Pretramiento requerido. El agua debe recibir un pretratamiento para la reducción de sólidos suspendidos, materia orgánica, sustancias oxidantes, hierro y manganeso para prevenir taponamiento y obstrucción de la resina

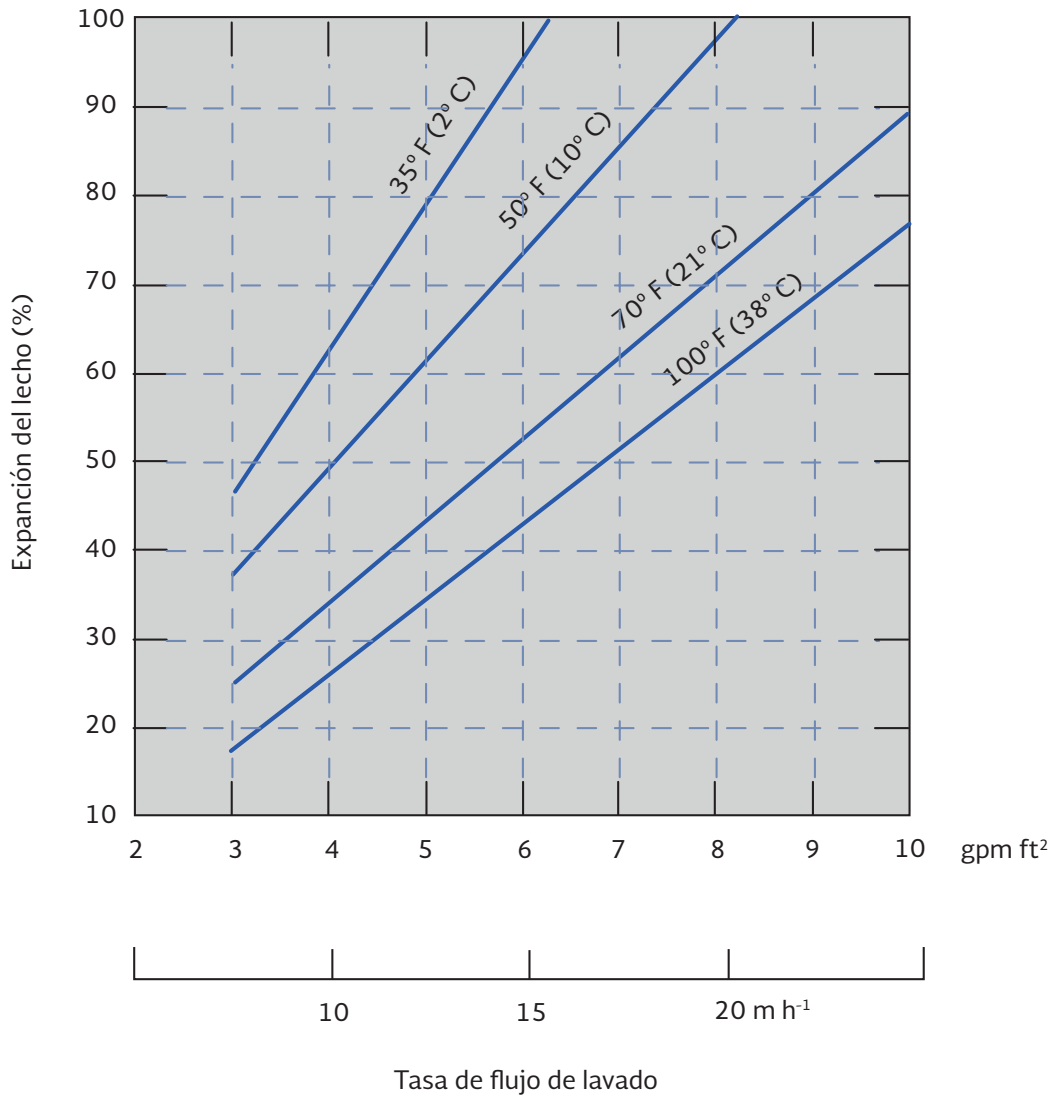
Tabla 3.73 Pretratamiento requerido en los sistemas de intercambio iónico

Contaminante	Efecto	Método de remoción
Sólidos suspendidos	Taponamiento de la resina	Coagulación y filtración
Materia orgánica disuelta	Grandes moléculas orgánicas obstruyen las resina de base fuerte	Adsorción sobre carbón activado
Hierro y manganeso	Forma incrustación en la resina	Aeración
Oxidantes	Oxida la resina. Los grupos funcionales se pueden alterar	Evitar precloración o eliminar el cloro

Tabla 3.74 Capacidad de intercambio de la resina Duolite C-20, Diamond Shamrock

Concentración NaCl ($kg \cdot m^{-3}$)	80	120	160	240	320
Capacidad de la resina ($eq \cdot L^{-1}$)	0.82-1.05	1.1-1.4	1.35-1.55	1.5-1.8	1.7 – 1.9

Ilustración 3.66 Expansión del lecho de resina Vs. velocidad de retrolavado para la resina duolit C-20



Los tratamientos recomendados se muestran a continuación.

2) Selección de la resina a utilizar

Para la suavización del agua se recomienda el uso de la una resina catiónica fuertemente ácida. Esta resina remueve la dureza de calcio y magnesio intercambiando por iones sodio. Una solución de cloruro de sodio se utilizará para regenerar la resina.

3) Datos técnicos de la resina seleccionada

El fabricante de la resina, ya sea en su sitio web o por medio de manuales, proporciona los datos técnicos que se utilizan para el diseño.

Para este problema se utilizará la resina Duolite C-20, de Diamond Shamrock con los siguientes datos:

a) Capacidad de intercambio de la resina
b) Fuga: 1 por ciento máximo de la dureza del agua cruda
c) Profundidad del lecho
d) Expansión de la cama para el retrolavado: 50 por ciento o más. De acuerdo a la Ilustración 3.66, el flujo de retrolavado requerido varía con la temperatura.
e) Condiciones de operación

4) Convierta la dureza a meq·L

1 meq de $CaCO_3$ = 50 mg $CaCO_3$

$$Dureza\ del\ influyente = \frac{400\ mg \cdot L^{-1}}{50\ mg \cdot meq^{-1}} = 8 meq \cdot L^{-1}$$

$$Dureza\ del\ efluyente = \frac{100\ mg \cdot L^{-1}}{50\ mg \cdot meq^{-1}} = 2\ meq \cdot L^{-1}$$

5) Calcule la fuga de dureza, suponiendo una fuga del 1 por ciento de la dureza del afluente

$$Fuga\ de\ dureza = (8\ meq \cdot L^{-1})(0.01) = 8\ meq \cdot L^{-1}$$

6) Calcule el porcentaje o fracción de agua que no requiere tratamiento (bypass)

Como el agua que sale de la unidad de intercambio tiene una dureza menor de 100 mg·L^{-1} que es lo que se requiere en el agua tratada, se puede calcular la cantidad de agua que no requiere tratamiento para que al final la mezcla de las dos corrientes, se tenga la dureza requerida.

Balance de dureza

(Dureza del agua en corriente sin tratamiento) + (Dureza en la corriente tratada) = Dureza requerida en el efluente.

$$(Dureza\ del\ agua\ en\ corriente\ sin\ tratamiento) + \\ + (Dureza\ en\ la\ corriente\ tratada) = \\ = Dureza\ requerida\ en\ el\ efluente$$

Tabla 3.75 Condiciones de operación del sistema de intercambio iónico

Condiciones de operación	Velocidad	Solución	Tiempo (min)
Servicio	16000- 40000 $L \cdot h^{-1} \cdot m^{-3}$ (2-5 $gpm \cdot pie^{-3}$)	Agua cruda	----
Retrolavado	14.6- 19.5 $m^3 \cdot h^{-1} \cdot m^{-2}$ (6-8 $gpm \cdot pie^{-2}$)	Agua	5-15
Regeneración	0.48– 2.44 $m^3 \cdot h^{-1} \cdot m^{-2}$ (0.2-1 $gpm \cdot pie^{-2}$)	10-20 por ciento NaCl	30-60
Enjuague	2.44 – 12.2 $m^3 \cdot h^{-1} \cdot m^{-2}$ (1-5 $gpm \cdot pie^{-2}$)	Agua	10-40

$$8f(Q) + 0.08(1-f)Q = 2\,Q$$

o

$$8f + 0.08(1-f) = 2$$

Donde:

f = fracción del agua que no requiere tratamiento

$$f = 0.242$$

7) Determinar el flujo de agua que no requiere tratamiento

$$Q = (0.242)(20\ MDG) = 4.84\ MDG$$

8) Determinar el flujo de agua tratada por día

$$Agua\ tratada\ por\ dia =$$
$$= (20 - 4.84)MDG = 15.16\ MDG(57380\ m^3 \cdot d^{-1})$$

9) Calcule la dureza total removida por día

$$DT\ removida\ por\ dia =$$
$$= (0.08\ meq \cdot L^{-1})(15\,160\,000\ gal \cdot d^{-1})(3.78\ L \cdot gal^{-1})$$

$$DT\ removida\ por\ dia = 453\,854\,016\ meq \cdot d^{-1}$$

10) Seleccione la cantidad de regenerante a utilizar y la capacidad de intercambio asociada a la resina

De la Tabla 3.74 se obtiene:

Para una concentración de regenerante con 10 lb NaCl·pie^{-3} (120 kg·m^{-3}), la capacidad de la resina es de 1.4 equivalente por litro.Como un factor de seguridad la capacidad de la resina debe reducirse en un 20 por ciento. Utilizar para el diseño una capacidad de regeneración de 1.12 equivalente por litro.

11) Diseñar la columna de intercambio, considerando una profundidad del lecho de resina de 36 pulgadas (0.92 m) y una velocidad de flujo de servicio de 3 gpm·pie^{-3} (24000 L·h^{-1}·m^{-3})

a) Área de la sección transversal de la columna

$$A = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{(3.1416)(10\ pie)^2}{4} = 78.5\ pie^2 = 7.3\ m^2$$

b) Volumen de cada columna

$$V = Area \times profundidad =$$
$$(78.5\ pie^2)(36\ pulg)\left(\frac{1\ pie}{12\ pulg}\right) = 235.5\ pie^3 = 6.58\ m^3$$

c) Volumen total requerido

$$Volumen\ total\ requerido = \frac{Flujo\ total}{velocidad\ de\ flujo\ de\ servicio}$$

$$Volumen\ total\ requerido =$$
$$= \frac{15\,160\,000\ gal \cdot d^{-1}}{(3\ gal \cdot \min^{-1} \cdot pie^{-3})(1440\ \min \cdot d^{-1})} =$$
$$= 3509\ pie^3 = 99.4\ m^3$$

d) Número de columnas requeridas = Volumen total/Volumen de cada columna

$$No.\ de\ columnas\ requeridas = \frac{Volumen\ total}{Volumen\ de\ cada\ columna}$$

$$No.\ de\ columnas\ requeridas =$$
$$\frac{3509\ pie^3}{235.5\ pie^3\ columna^{-1}} = 15\ columnas$$

3.7.3 Electrodíalisis

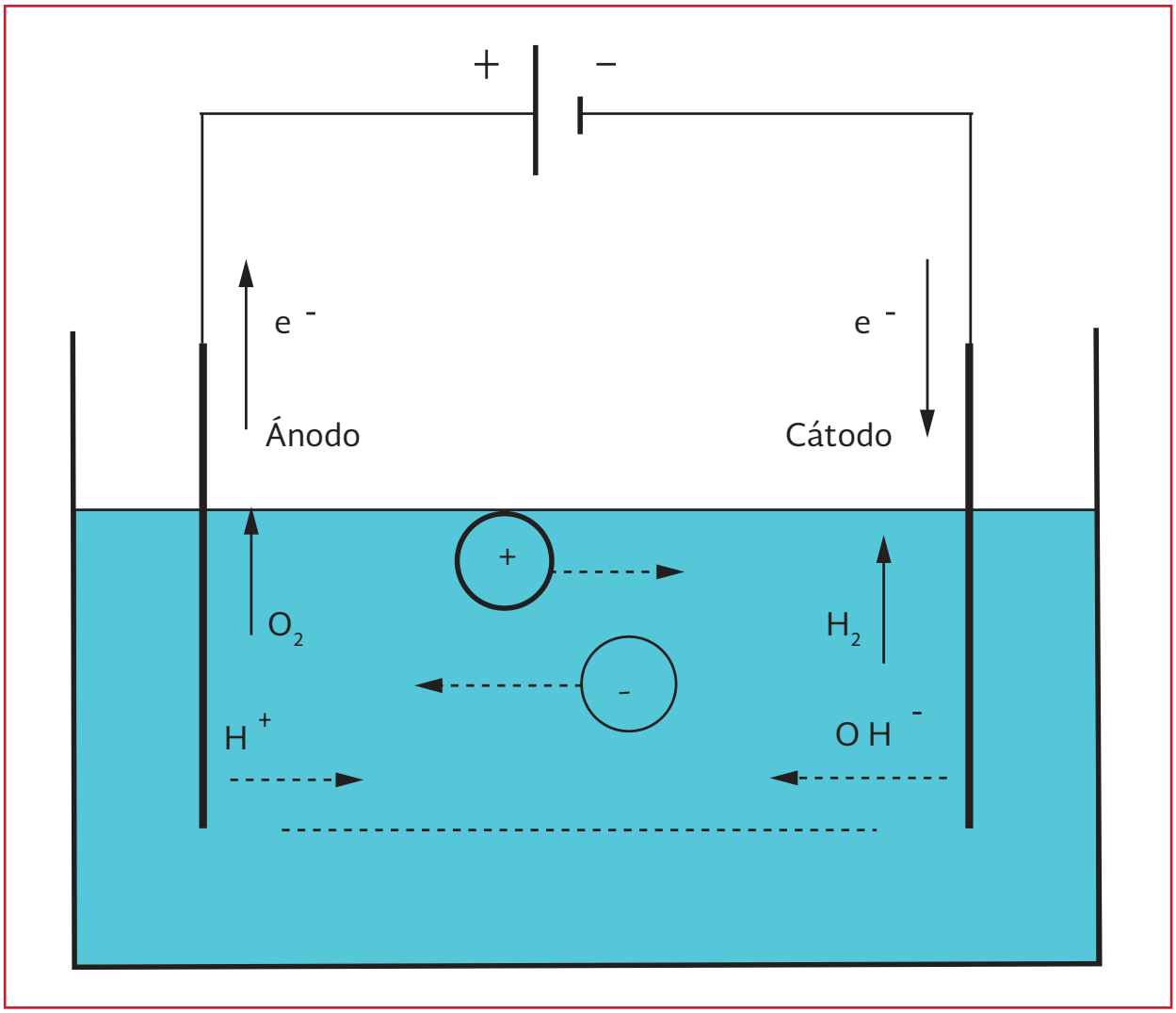
La electrodiálisis (ED) es un proceso de separación electroquímico en el cual sales minerales y otras especies iónicas se transportan a través de membranas de ión-selectiva de una solución a otra por la fuerza de un potencial eléctrico generado con corriente directa (CD). En la electrodiálisis las sales se remueven de la solución y el producto consiste en una solución diluida que contiene materia particulada y especies neutras que no se removieron en el proceso de electrodiálisis. La sal recogida a través de la membrana forma el concentrado.

Bases teóricas

Aplicando una diferencia de potencial entre dos electrodos sumergidos en una solución que contiene iones positivos y negativos (baño electrolítico), se crea un campo eléctrico orientado en el cual los cationes se dirigen hacia el electrodo negativo (cátodo) y los aniones hacia el electrodo positivo (ánodo); en la Ilustración 3.67 se puede observar el principio de la electrodiálisis.

En la interfase electrodo-electrolito ocurren las siguientes reacciones:

Ilustración 3.67 Principio de la electrodiálisis



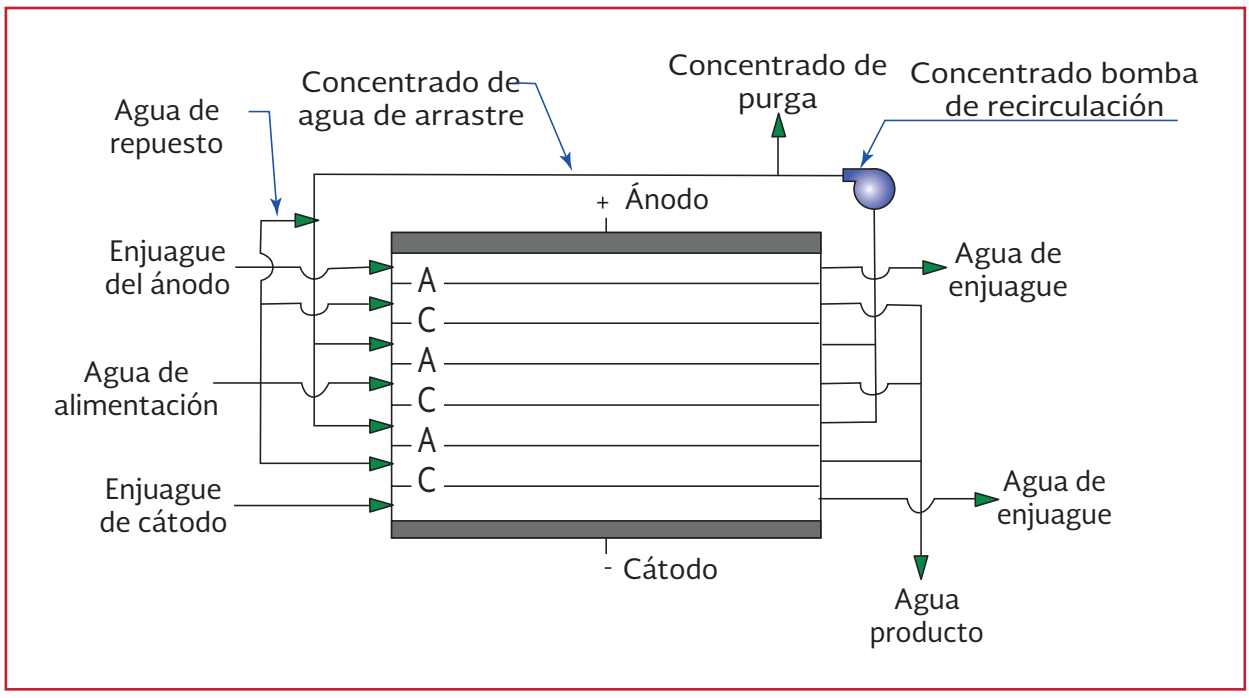
- en el ánodo, oxidación con pérdida de electrones, $A^- \rightarrow A + e^-$
- en el cátodo, reducción ganando electrones, $C^+ + e^- \rightarrow C$

Si el anión es Cl^-, en el ánodo ocurre una reacción de oxidación, el ion entrega un electrón y combinándose con otro igual forma cloro gas (Cl_2).

En el proceso de electrodiálisis se tienen membranas de intercambio iónico en forma de hojas. Las membranas de intercambio iónico que permiten el paso de iones cargados positivamente tal como el sodio y el potasio se llaman "membranas catiónicas". Y las que permiten el paso de iones cargados negativamente como el cloro y el fosfato se llaman "membranas aniónicas". Para desmineralizar una solución utilizando la electrodiálisis, se hace un arreglo de membranas catiónicas y aniónicas alternadas entre plásticos espaciadores y se montan en un módulo el cual está configurado en un extremo con un electrodo positivo (ánodo) y en el otro, con un electrodo negativo (cátodo). Ver (Ilustración 3.68).

Al aplicar una corriente directa, se crea un potencial eléctrico que permite mover los iones pero se encuentran con las membranas que forman barreras para los iones de carga opuesta. De esta forma, los aniones que intentan migrar al ánodo pasarán a través de la membrana de aniones adyacentes, pero será detenido por la primera membrana catiónica que se encuentren. De igual forma los cationes que traten de llegar al cátodo, podrán pasar a través de la membrana catiónica pero serán detenidos por la primera membrana aniónica que se encuentren. De esta forma las membranas forman compartimientos con iones diluidos (agua producto) y compartimientos concentrados (concentrado). La Ilustración 3.69 esquematiza la migración de los iones en un sistema de electrodiálisis.

Ilustración 3.68 Electrodiálisis convencional. Módulo de membranas con ánodo y cátodo



Electrodiálisis de polaridad reversible (EDR)

Desde principio de los años 70, se empezó el uso de la electrodiálisis reversible. Una unidad de electrodiálisis reversible opera con los mismos principios de la electrodiálisis convencional, excepto en que los canales de producto y concentrado son idénticos en construcción (Ilustración 3.70). Esto permite invertir la polaridad de los electrodos, lo que induce una autolimpieza quí-

Ilustración 3.69 Migración de los iones dentro de las membranas del módulo

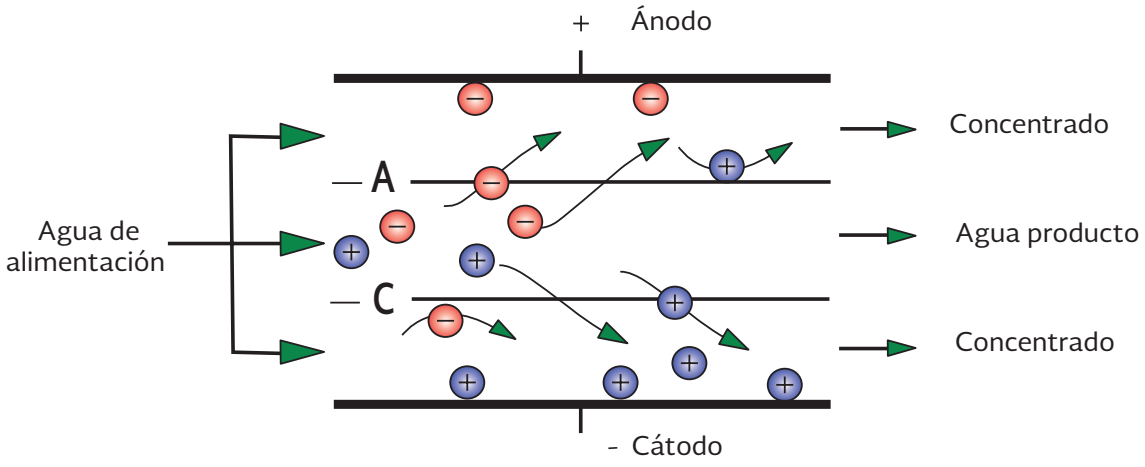
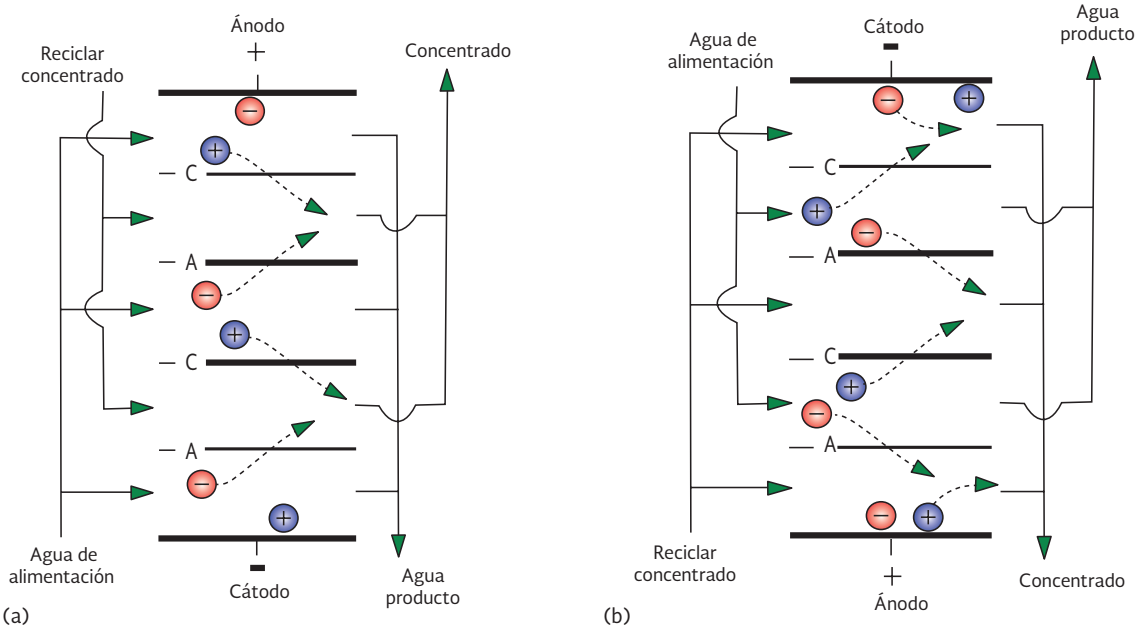


Ilustración 3.70 Esquema del proceso de electrodiálisis reversible



mica y la desmineralización del agua con recuperaciones muy elevadas del orden del 90 por ciento, con mínimo pretratamiento y bajos costos de operación (0.15 – 0.20 Euros por metro cúbico).

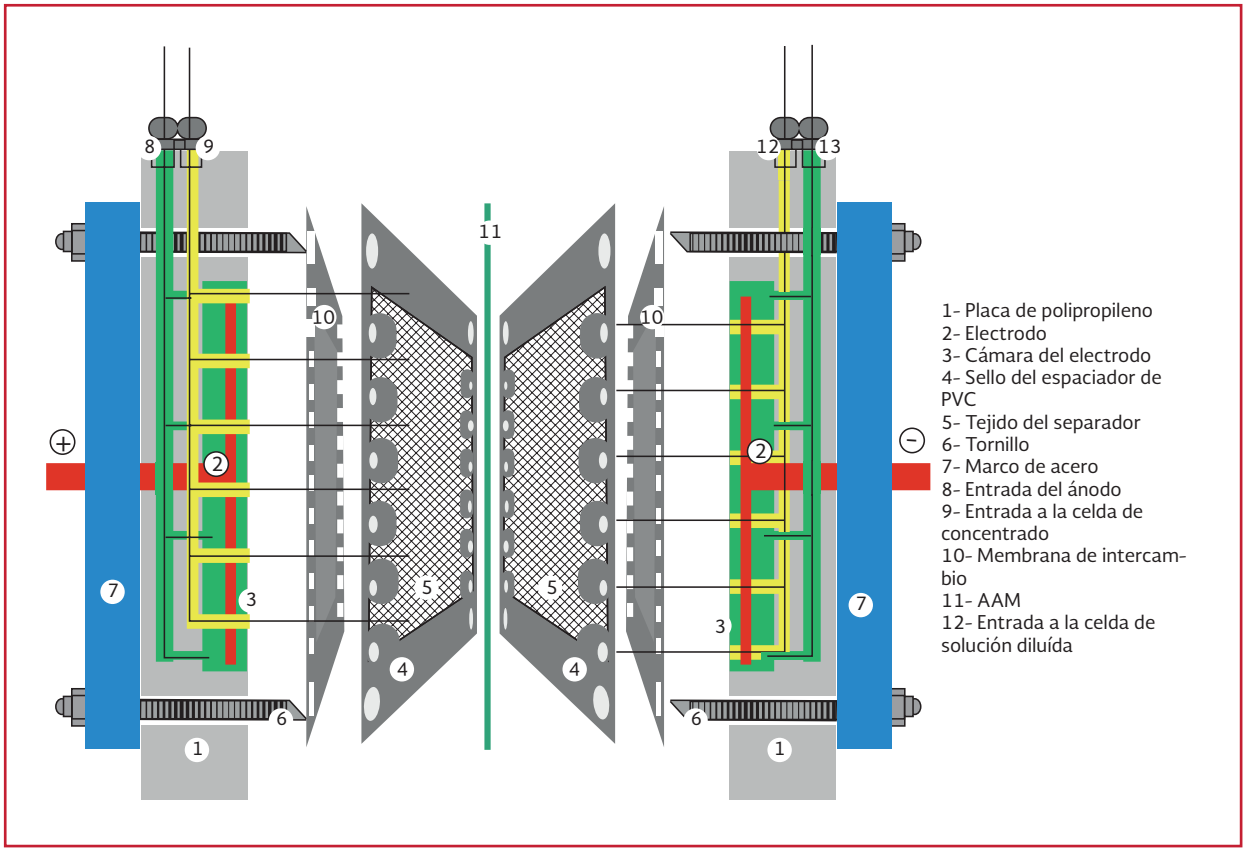
Esta forma de operación evita la formación de incrustaciones, ya que hay una inversión periódica de la polaridad de los electrodos (cada 30-60 min durante unos 5 minutos). Durante el período de la inversión, se intercambian los compartimientos de concentrado y de agua producto.

Actualmente la técnica de cambio de polaridad se utiliza en todas las instalaciones de electrodiálisis. Esto ha permitido disminuir los requerimientos de pretratamiento del agua, pero a costo de ciertas complicaciones en el equipo. Fue necesario implementar válvulas automáticas para intercambiar los efluentes de agua desmineralizada y la de concentrado al invertir la polaridad. Además, en este caso, ambos electrodos deben ser resistentes a la corrosión anódica debido a que tienen funciones intercambiables

Equipo de electrodiálisis

En los equipos de electrodiálisis se colocan separadores o espaciadores entre las membranas. Estos están formados de dos capas de polietileno de baja densidad. En la ilustración 3.71 se presenta tal como los espaciadores tienen perforaciones tipo malla formando sendas de circulación. Cada espaciador y todas las membranas tienen cuatro agujeros que forman cuatro conductos dentro de cada etapa. Los conductos están alineados con los bloques terminales, a los cuales están conectadas las corrientes principales. El agua de uno de los conductos fluye en el espaciador

Ilustración 3.71 Partes que componen un módulo de membrana



entre dos membranas por las sendas y es recolectada en otro. Los espaciadores son de dos tipos, las sendas del primero corresponden a dos de los conductos y del otro a los otros dos. Un par de separadores y membranas está formado de la siguiente forma: membrana catiónica – separador tipo uno – membrana aniónica – separador tipo dos.

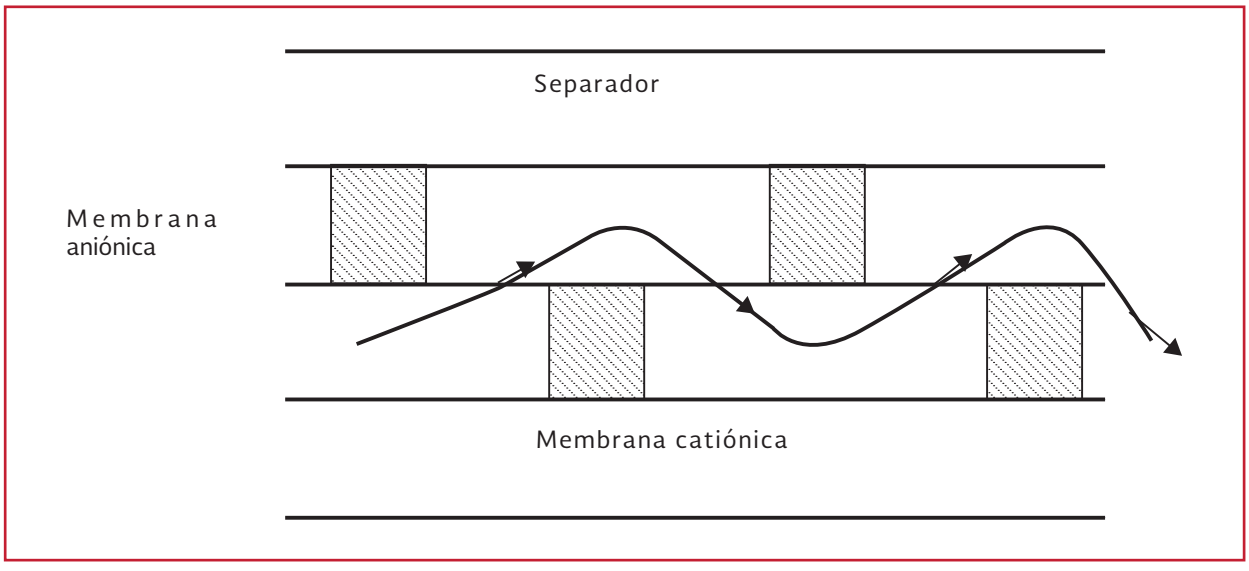
Los espaciadores determinan la forma de conducir el agua entre las membranas. Una mayor turbulencia favorece un mayor flujo de electricidad por unidad de área y un uso más eficiente del área de las membranas ya que ayuda a la transferencia de iones a la superficie. La turbulencia también evita la formación de capas de alta concentración y depósitos sobre la superficie de las membranas.

En la Ilustración 3.72 se muestra una sección transversal de un espaciador ubicado entre dos membranas y la trayectoria de la corriente del agua en las sendas del espaciador.

Existen diferentes modelos de espaciadores. Cada modelo se caracteriza por sus dimensiones, número de pasos paralelos del agua, la longitud del paso del agua y el área efectiva de transferencia. El grosor de los espaciadores es de 1 milimetro. La longitud del paso del agua determina la velocidad del agua para una determinada caída de presión en la unidad. La velocidad del agua, por su lado, determina el grado de turbulencia de la mezcla, el tiempo en el cual una cantidad de agua está sometida a la acción del campo eléctrico, y por lo tanto la cantidad de sales transferidas por el paso a través de un par de separadores y membranas. La velocidad del agua y la caída de presión son parámetros de diseño que permiten seleccionar adecuadamente el modelo de los separadores y determinan la flexibilidad del sistema de electrodiálisis (Meller, 1984).

Los electrodos utilizados en los equipos de electrodiálisis son generalmente de titanio platinado. Su forma y apariencia varía en las diferentes unidades dependiendo de su posición. El área alrededor de los conductos es recubierta para prevenir cortos circuitos entre los electrodos a través de los colectores e inhibir la formación de hidrógeno en las ex-

Ilustración 3.72 Flujo de agua en los separadores



tremidades de los colectores. El recubrimiento alrededor de los colectores de las corrientes principales y de los de los compartimentos de electrodos está hecho de compuestos no conductores del tipo coke. La vida de un electrodo depende generalmente de la composición iónica de las corrientes en los compartimientos de los electrodos y del amperaje por unidad del área del electrodo. Altos amperajes y aguas con alta concentración de cloruros o de compuestos con tendencias de formar incrustaciones, tienden generalmente a disminuir la vida de los electrodos.

El conjunto de dos electrodos con varios pares de espaciadores y membranas forma un módulo de electrodiálisis (Ilustración 3.73). La configuración del módulo (selección y ordenamiento de las membranas) puede variar dependiendo de los objetivos del tratamiento. Los módulos pueden ser orientados verticalmente o horizontalmente y tener diferentes cantidades de pares de espaciadores y membranas. La cantidad de pares determina la presión hidráulica requerida para transferir una determinada cantidad de agua a través del módulo. En cuanto mayor sea la cantidad de pares mayor es la caída de presión en el módulo y se requiere mayor presión hidráulica en la entrada. El límite máximo de la presión se define por la presión que soportan las membranas, generalmente hasta 50 psi o 3.4 atm. Cada tipo de separadores presenta un determinado perfil de presión – velocidad. Así, conociendo el caudal se calcula la velocidad, con la cual se pueden determinar las pérdidas de presión en un módulo.

Ilustración 3.73 Módulo de electrodiálisis

Los compartimientos de los electrodos están localizados en los extremos del módulo de electrodiálisis. Un compartimento de electrodos está formado por un electrodo, un espaciador y una membrana catiónica gruesa. El grosor de este espaciador es de 3 mm. Además éste tiene un diseño especial de las sendas, de tal forma que se evita el paso del agua del compartimiento de electrodos a las corrientes principales del módulo formando una corriente individual del compartimento de electrodos.

La unidad de electrodiálisis (módulo o stack) puede constar de dos o más etapas eléctricas conectadas en serie de tal modo que la corriente del agua pasa primero a través de la primera etapa, luego por la segunda y así sucesivamente. Esto permite obtener mayor capacidad de remoción de sales y hace al sistema más flexible, evitando polarizaciones y limitaciones de presión por aumentar la cantidad de pares en un mismo módulo. Los electrodos de cada etapa forman una corriente eléctrica independiente. Es muy común el arreglo de dos etapas en el cual el ánodo es común para los dos módulos.

El diferencial de presiones en el módulo es la diferencia de las presiones hidráulicas entre el flujo de agua desmineralizado y la corriente del concentrado. Durante una operación normal del módulo de electrodiálisis, la presión de la corriente desmineralizada se mantiene en 0.5 a 1 psi mayor que la del concentrado. Esto con el objetivo de asegurar que si dentro del módulo ocurre algún escape de agua entre los canales del agua desmineralizada y el concentrado, el agua desmineralizada pasará al concentrado, y no al revés, lo cual contaminará el producto.

En el proceso de electrodiálisis, junto con los iones, una pequeña cantidad de agua es transferida a través de las membranas a pesar de su impermeabilidad. La cantidad de agua transferida representa las pérdidas de agua desmineralizada del sistema. La pérdida varía dependiendo del tipo de las membranas y de la concentración de las soluciones. Generalmente las pérdidas del sistema de electrodiálisis son de 0.5 por ciento del flujo del agua desmineralizada por 1000 ppm de sales removidas.

Los módulos de electrodiálisis tienen también un límite de temperatura de operación. Este límite se determina por el material del cual están fabricados los espaciadores, el cual tiende a perder su rigidez a mayores temperaturas. Las membranas pueden resistir temperaturas mayores, generalmente hasta 60-70 grados Celsius.

Consideraciones y parámetros de diseño

Para el diseño de un sistema de electrodiálisis se deben cumplir dos aspectos principales de diseño:

El pretratamiento y la selección del módulo de electrodiálisis y el arreglo general de la planta.

Un planta puede estar constituída por diferentes módulos que pueden disponerse en serie o paralelo dependiendo del flujo y calidad del agua requerida y puede ser modulada considerando las necesidades de crecimiento en el futuro. Las instalaciones comunes en los módulos incluyen cabezales de tubería, tuberías, medidores, bombas para presurizar el sistema, tanques para la limpieza química, sistemas de pretratamiento, químicos para ajuste de pH, tanques para el al-

macenamiento del agua tratada, sensores, sistemas de automatización entre otros.

Pretratamiento

La mayoría de los sistemas requieren pretratamiento para eliminar sustancias incrustantes que puede traer el agua alimentada. Estos incrustantes pueden ser partículas, sustancias orgánicas, bacterias y sustancias minerales como la sílica. También se deben eliminar otras sustancias químicas, como por ejemplo el cloro, que pueda dañar las membranas.

Para la eliminación de partículas se pueden utilizar filtros de cartucho que permiten reducir los niveles de partículas a concentraciones toleradas por las membranas. Si el agua contiene altas concentraciones de partículas también se puede integrar un sistema de microfiltración antes de la electrodiálisis.

Unidad de electrodiálisis

La selección de la unidad de electrodiálisis depende de la cantidad de sólidos disueltos que se quiera remover. Velocidades de flujo para eliminar sólidos disueltos de efluentes secundarios varía entre 35 a 45 $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$. La remoción de sólidos depende de la temperatura del agua, de la cantidad de corriente eléctrica que atraviesa el módulo, del tipo y cantidad de iones, de la selectividad de la membrana, del potencial de incrustación del agua a tratar y del número y la configuración de las etapas.

Por las ventajas del sistema se prefiere seleccionar una unidad de electrodiálisis reversible. Estos sistemas trabajar con aguas con concentraciones de 10000 a 12000 $mg \cdot L^{-1}$ de sólidos disueltos totales, sin embargo por los consumos de energía, esta tecnología se recomienda para el tratamiento de aguas saladas en el rango de 800 a 5000 miligramos por litro. Generalmente se requiere de 1 a 1.2 $kWh \cdot m^{-3}$ para remover un kilo de sales. Rangos típicos de remoción de sales se encuentra entre 50 y 94 por ciento (Metcalf & Eddy, 2014)

Potencia requerida

Las unidades de electrodiálisis usan la corriente eléctrica para transferir iones a través de las membranas. Generalmente se usan dos o tres etapas de bombeo.

Fuerza requerida para la transferencia de iones.

La corriente requerida para la electrodiálisis puede estimarse usando la ley de Faraday de la electrólisis. Un Faraday es la electricidad requerida para que un equivalente gramo de una sustancia migre de un electrodo a otro.

El número de equivalentes gramo removido por unidad de tiempo se puede calcular de la siguiente forma:

$$Eq\ g/t = Q_p(N_{inf} - N_{efi}) = Q_p \Delta N = Q_p N_{inf} E_r$$

Ecuación 3.185

Donde:

Q_p = Caudal de agua producto, $L \cdot s^{-1}$
N_{afl} = Normalidad del afluente (alimentación), $eq\text{-}g \cdot L^{-1}$
N_{efl} = Normalidad del efluente (producto), $eq\text{-}g \cdot L^{-1}$
ΔN = Cambio en la normalidad afluente-efluente, $eq\text{-}g \cdot L^{-1}$
Er = Porcentaje de remoción de sal (expresada como decimal)

La expresión para calcular la corriente requerida para un módulo de membrana está dado por:

$$i = \frac{FQ_p(N_{afi} - N_{efi})}{nEc} = \frac{FQ_p N_{inf} E_r}{nEc}$$

Ecuación 3.186

Donde:

i = Corriente, A
F = Constante de Faraday. 96,485 A·s·eq-g^{-1}
n = Número de pares de celdas en el módulo
E_C = Porcentaje de eficiencia de la corriente (expresada como un decimal)

Al realizar el análisis de los procesos de electrodiálisis, se ha encontrado que la capacidad de la membrana para transmitir corriente está relacionada con la densidad de corriente (DC) y la normalidad de la solución alimentada (N_{inf}).

Densidad de corriente (DC) se define como la corriente en miliamperes que pasa a través de una membrana perpendicular a la dirección de la corriente y normalmente corresponde a la concentración de una solución en función del número de equivalentes gramo de soluto por litro de solución y se define químicamente como 1N. La relación entre la densidad de corriente y la normalidad de la solución se conoce como densidad de corriente a normalidad (DC/N)

Valores altos de DC/N indican poca carga para mover la corriente. Un alta relación indica, una deficiencia de iones localizada sobre la superficie de la membrana, y que causa una condición llamada "polarización". La polarización debe evitarse ya que conlleva a que se genere alta resistencia eléctrica y un gran consumo de energía. Relaciones prácticas de DC/N están en el rango de 500 a 800 cuando la densidad de corriente se expresa en miliampers por centímetro cuadrado.

Debe determinarse experimentalmente la resistencia de un módulo de electrodiálisis para una agua específica. La fuerza requerida puede calcularse de acuerdo a la ley de Ohm si se conoce la resistencia (R) y el flujo de corriente (i).

$$P = (E)(i) = (R)(i)^2$$ Ecuación 3.187

Donde:

P = Fuerza, W
E = Voltaje, V
R = resistencia, Ω
i = corriente, A

Área requerida

El área requerida por cada par de celdas está dada por

$$A = \frac{i}{DC}$$ Ecuación 3.188

Donde:

DC = densidad de corriente, A·m^{-2}

Potencia requerida para el bombeo

La potencia requerida para el bombeo depende de la tasa de recirculación de concentrado, de las necesidades de bombeo para la descarga del producto y del concentrado que se deseche y de la eficiencia del equipo de bombeo.

Condiciones de operación

Los equipos de electrodiálisis pueden operar en forma continua o batch. Los módulos se colocan en paralelo para conseguir la capacidad hidráulica requerida (Cantidad de flujo a tratar), o en serie para obtener el grado de desmineralización deseado (Ilustración 3.74). Una instalación para desmineralización puede consistir de tres unidades en serie. Dependiendo de las características del agua, una unidad o módulo puede reducir de 25 a 60 por ciento de los sólidos disueltos totales, y las otras 2 unidades proporcionan una desmineralización adicional. Para lavar la membrana continuamente se requiere alimentar cerca del 10 por ciento del volumen de agua que se alimenta a la unidad. Una porción de la corriente de concentrado se recircula para mantener la misma presión y flujo en ambos lados de la membrana. Generalmente a la corriente de concentrado se le adiciona ácido sulfúrico para mantener el pH ácido y minimizar la formación de incrustaciones. Los parámetros de operación típicos para el proceso de electrodiálisis se muestra en la Tabla 3.76 (Metcalf & Eddy, 2014).

Los problemas de operación más comunes para las unidades de electrodiálisis que tratan aguas residuales son la incrustación por presencia de sales de baja solubilidad y el atascamiento o ensuciamiento de la membrana por la materia

Ilustración 3.74 Diagrama de una unidad de electrodiálisis de 2 líneas y 3 etapas en serie.

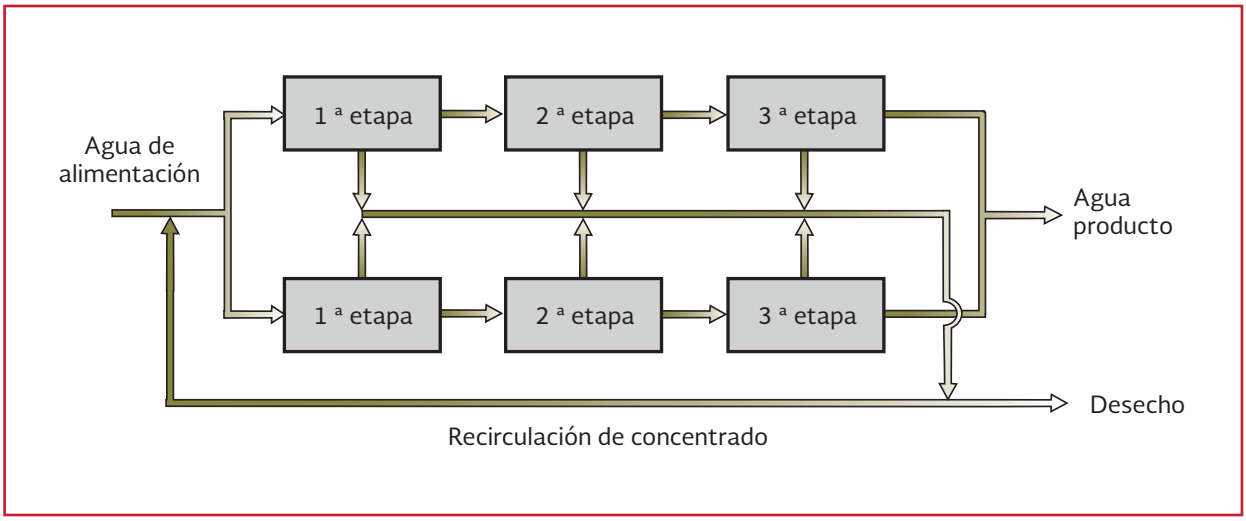


Tabla 3.76 Parámetros de operación típicos para las unidades de electrodiálisis

Parámetro	Unidad	Rango
Carga hidráulica superficial (q)	$m^3 \cdot m^{-2} \cdot d^{-1}$	0.8 -1.0
Agua recuperada	por ciento	75-90
Flujo de concentrado	por ciento	12-20
Remoción de sólidos disueltos totales	por ciento	50-94
Relación (DC/N) Densidad de corriente a normalidad	$(mA \cdot cm^{-2})(eq^{-1} \cdot L^{-1})$	500-800
Resistencia de la membrana	Ohm	4-8
Eficiencia de corriente	por ciento	85-95
Consumo de energía	$kWh \cdot m^{-3}$	1.5-2.6
Energía requerida por kg de sal removida	$kWh \cdot m^{-3} \cdot kg^{-1}$	1-1.2

orgánica coloidal residual que se encuentra en el agua residual tratada. Para reducir el atascamiento se requiere incluir sistemas de filtración adecuados e instalaciones para la limpieza de la membrana. La mayoría de las plantas de electrodiálisis ya incluyen estas instalaciones. Un diagrama de flujo del sistema se muestra en la (Ilustración 3.75).

Vida útil de las membranas y electrodos. La membranas de electrodiálisis tienen una vida útil de aproximadamente 10 años. El cuidado y la limpieza de las membranas extienden la vida útil de la misma, y garantiza la calidad del producto y reduce el consumo de energía. Las membranas catiónicas tienen mayor duración que las aniónicas. La membranas aniónicas son susceptibles a la oxidación con cloro y otros oxidantes fuertes. Los electrodos tienen una vida útil entre 2 0 3 años. La vida útil del electrodo aniónico es menor que la del catiónico. Los electrodos pueden reacondicionarse.

Ejemplo de diseño de un sistema de electrodiálisis

Un agua residual tratada se va a utilizar para un sistema de enfriamiento. De acuerdo a la Tabla 3.77, determine la fuerza y el área requerida para reducir el contenido de sólidos disueltos totales. Considerar que el agua residual tiene una concentración de SST de 2500 $mg \cdot L^{-1}$ (aproximadamente 0.05 $eq\text{-}g \cdot L^{-1}$).

1) Cálculo de la corriente utilizada

Ilustración 3.75 Diagrama de flujo del proceso de electrodiálisis para la remoción de sólidos disueltos totales de efluentes secundarios

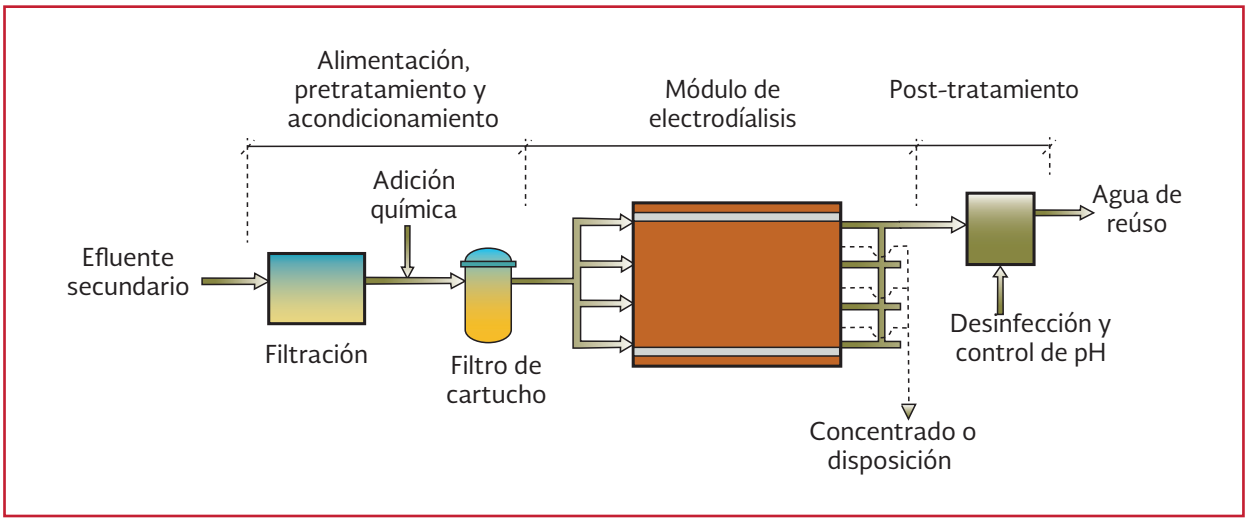


Tabla 3.77 Parámetros de diseño de un sistema de electrodiálisis-ejemplo.

Parámetro	Valor
Caudal de diseño, $m^3 \cdot d^{-1}$	4000
Eficiencia de remoción de SDT (Er), por ciento	50
Relación de caudal de agua producto/caudal agua de alimentación, por ciento	90
Relación CD/N, $(mA \cdot cm^{-2})(eq^{-1} \cdot L^{-1})$	500
Resistencia, Ω	5

Cálculo de Q_p:

$$Q_p = \frac{(4000\, m^3 \cdot d^{-1})(10^3\, L \cdot m^{-3})}{86\,400\, s \cdot d^{-1}} = 46.3\, L \cdot s^{-1}$$

$$i = \frac{(96\,485\, A \cdot s \cdot eq - g^{-1})(46.3\, L \cdot s^{-1})(0.05\, eq - g \cdot L^{-1})(0.5)}{(500\, mA \cdot cm^{-2} \cdot eq^{-1} \cdot L^{-1})(0.9)} = 248\, A$$

2) Determinación de la potencia requerida

$$P = (R)(i)^2 = (5\Omega)(248\, A)^2 = 307\,520\, W \approx 308\, kW$$

3) Determinación de la potencia requerida por metro cúbico de agua tratada

$$Consumo\ de\ potencia = \frac{(308\, kW)(24\, h \cdot d^{-1})}{(4000\, m^3 \cdot d^{-1})(0.9)} = 2.05\, kWh \cdot m^{-3}$$

4) El área superficial requerida por cada de celda. Se determina la densidad de corriente de la relación CD/N

$$DC = (500\, mA \cdot cm^{-2} \cdot eq^{-1} \cdot L^{-1})(0.05\, eq - g \cdot L^{-1}) = 25\, mA \cdot cm^{-2}$$

El área requerida es:

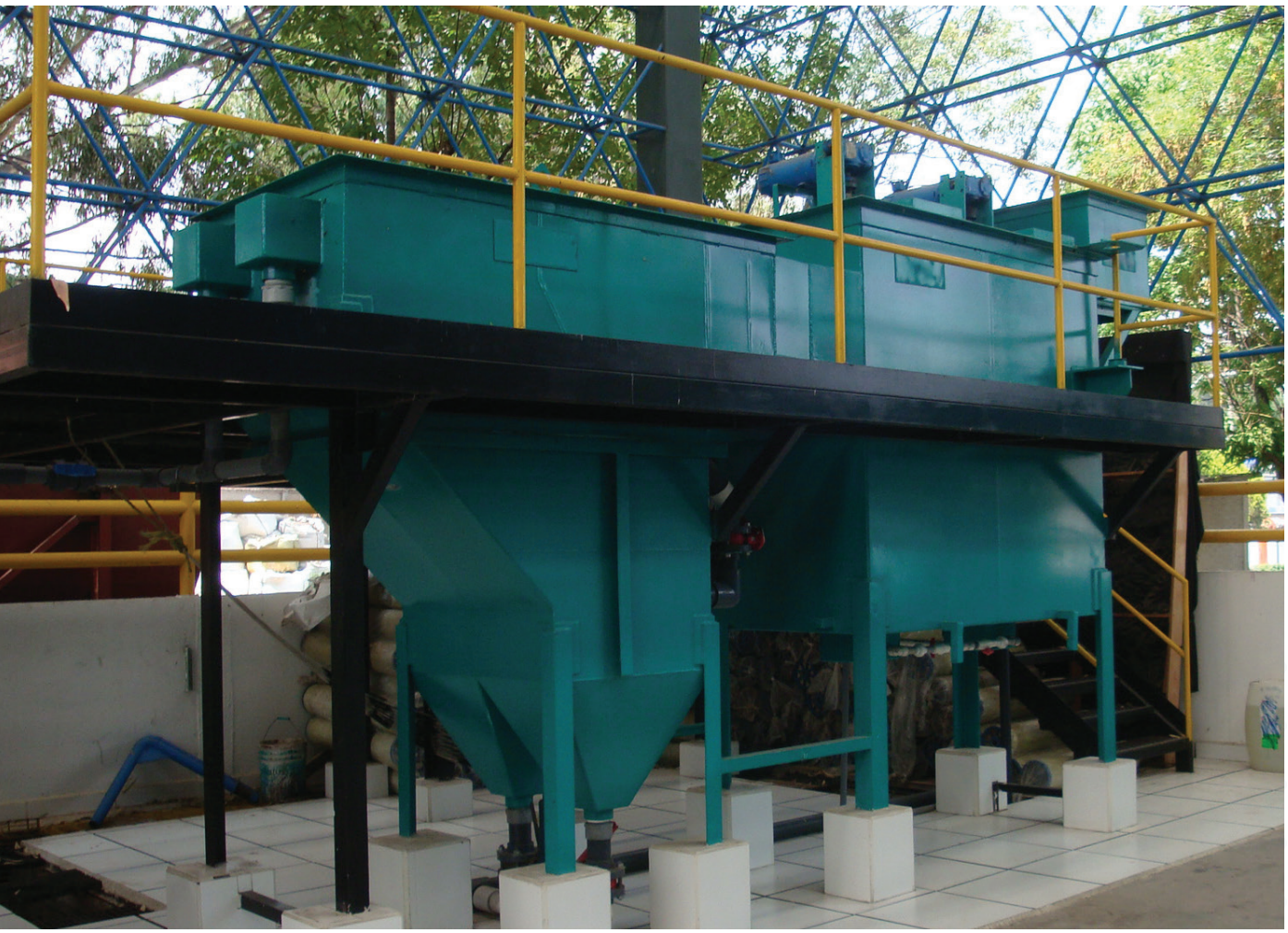
$$A = \frac{248\, A}{(25\, mA \cdot cm^{-2})}\left[\frac{1000\, mA}{1\, A}\right] = 9920\, cm^2$$

Conclusiones

Actualmente el reúso de aguas residuales tratadas más ampliamente utilizado en México es para riego agrícola, sin embargo los diferentes tipos de reúso urbano e industrial que requieren agua regenerada de alta calidad, similar o mejor que la calidad del agua potable, adquieren cada vez mayor importancia. En estos casos la tecnología de tratamiento de las aguas residuales municipales debe incluir procesos avanzados con el propósito de remover del agua constituyentes específicos y acondicionar la calidad del agua regenerada a la requerida para el uso deseado.

En este libro se presentan los procesos avanzados más utilizados en la práctica de tratamiento de aguas residuales municipales, se describen los fundamentos teóricos de los procesos y los sistemas en los cuales se llevan a cabo, se indican los criterios y parámetros de diseño, se detallan las metodologías de diseño de los sistemas. La información se basa en revisiones bibliográficas realizadas en los diferentes temas con una profundidad de 20 años. En el libro se presentan y ejemplos prácticos que ayudan a realizar el diseño del sistema seleccionado.

El libro es una herramienta valiosa para el personal que se dedica al diseño de plantas de tratamiento de aguas residuales en los que se utilizan procesos avanzados. La información proporcionada es de utilidad y para los organismos prestadores de servicios de saneamiento en sus actividades de planteamiento y revisión de proyectos relacionados con el tema de regeneración del agua para su reutilización. La información presentada en el libro puede ser usada para capacitación y formación de recursos humanos calificados en desarrollo e implementación de proyectos para el manejo sustentable del recurso agua.



Bibliografía

Aharoni, , A., Guttman , J., & Cikurel , H. (2011). Sustainable Water Management in the City of the Future. Guidelines for design, operation and maintenance of SAT system (pág. 70). UNESCO.

Arroyo, J., & Saqib, S. (2007). WATER REUSE AS A WATER MANAGEMENT STRATEGY FOR SMALL COMMUNITIES IN TEXAS. Texas: Innovative Water Technologies, Texas Water Development Board.

Degremont Technologies. (2011). Infilco BIOFOR Biological aireated filtration system. Alemania: nfilco Degremont Inc.

Droste, R., & Wiley, J. (1997). Theory And Practice Of Water And Waste Water Treatment.

Dufour A. (1984). Health effects criteria for fresh recreational water. Cincinnati, Ohio, United States: Environmental Protection Agency (EPA-600/1-84-004).

Eolia Water. (2009). Procesos avanzados de biomasa fija sobre lecho movil. IMU ingenieria Municipal. Agua profesional y tecnologia, 52-53.

Kemper, K., & Foster, S. (2006). Instrumentos Económicos para la Gestión del Agua Subterránea usar incentivos para mejorar la sustentabilidad.

Korenfeld Federman , D., & Hernández L, O. J. (2011). Proyecto de planta de planta piloto de tratamiento avanzado para la recarga artificial del acuifero. Revista Digital Universitaria, Vol 12 Número 2 • ISSN: 1067-6079.

Ley de Aguas Nacionales. (1992). Ley de Aguas Nacionales.

Magarzo , C., Hernández , M., & Bernat, X. (2013). D5.1.5.b Identification of control parameters in water catchment and conservation systems under high flow events (subsurface accumulation). Quality Assurance.

Magarzo , C., Hernández, M., & Bernat, X. (2013). Integrated Urban Water Management and Investigation of New Resources for Regions under Water Stress. D5.1.5.b Identification of control parameters in water catchment and conservation systems under high flow events (subsurface accumulation).

McGuire, M., & Suffet, I. (1978). Adsorption of Organics from Domestic Water Supplies. Journal American Water Works Association, 70(11), 621-636.

National Research Counsil. (1994). Groundwater recharge using water of impaired quality. Washington DC.

NWQMS, N. (2008). Australian Guidelines for Water Recycling. Phase 2: .Augmentation of Drinking Water Supplies. Australian.

NWQMS, N.-E.-N. (2009a). Australian Guidelines for Water Recycling. Phase 2:

Managed Aquifer Recharge.

Recht , H., & Ghassemi, M. (1970). Kinetics and mechanism of precipitation and nature of the precipitate obtained in phosphate removal from wastewater using aluminum (III) and iron (III) salts. . Water Pollution Control Series 17010 EKI.

Secretaría de medio ambiente recursos naturales. (1997). Decreto ejecutivo 26042--MINAE. Reglamento para regular las descargas y reuso de las aguas residuales. Costa Rica.

Weber, W., & Morris, J. (1972). 90 (SA3):79.

Ackers, J., Brandt, M., & Powell, J. (2001). Hydraulic Characterisation of Deposits and Review of Sediment Modelling. London, Uk. : UK Water Industry Research, 01/DW/03/18.

Agustin, G. (1990). Manual de procesos Químicos. Quinta edición en español. McGraw Hill.

Albornoz, G. P. (2011). Agregación Espacial y Temporal de la Demanda en Redes de Distribución de Agua Potable. Tesis de Maestría: Posgrado en Ingenieria, UNAM.

Alcocer-Yamanaka, V. H. (2007). Flujo Estocastico y Transporte en Redes de Distribución de Agua Potable. Tesis de Doctorado: Facultad de Ingeniería, UNAM.

Alcocer-Yamanaka, V. H., Arreguin, F. I., & Feliciano, D. (Enero - Marzo de 2005). Medición y Caracterización de la Demanda Instantanea de Agua Potable. Ingeniería Hidráulica en México, XX(1), 67-76.

Alleyne, G. (2000). Opening Ceremony of the 5th Global Conference for Health Promotion,. Pan American.

Alvares, A., Diaper, C., & Parsons, S. (2001). Partial oxidation by ozone to remove recalcitrance from wastewaters-a review. Environ. Technol., 22, 409-427.

American Water Works Association. (2007). reverse osmossis and nanofiltration (Segunda Edición ed.). (A. W. Association, Ed.) Estados Unidos.

Amirtharajah, A. (1978). Design of Raid Mix Units. En R. Sanks, Water Treatment Plant Design (págs. 131-147). Ann Arbor, MI: Ann Arbor Science.

ANRMMC, A. N. (2005). Environment Protection and Heritage Council, National Guidelines on Water Recycling - Managing Health and Environmental Risks - Impact Assessment,. mpact Assessment. Sydney, Australia.

Arceivala, J. (1981). Wastewater Treatment and Disposal. New York: Marcel Dekker.

Arden, W. (1990). Water Publication by lon Exchange. Society Chemical Engieneniring Group , 54-1-6T.

Ariel, C. S. (1992). "Actualization of the geohydrological study of San Salvador and the Actopan Valley to determine the water availability for the XothoHgo Project and the potential supply of drinking water." Study elaborated for the National. Mexico, DF.: Conagua.

Arroyo, J., Saqib , S., & McDonald, E. (2011). History of water reuse in Texas. (pág. 25). Texas: Alan Plummer asociates INC.

Asano. (1998). Water quality management. Technomic Publishing: Lancaster, Pensilvania.

Asano, T. (1985). Artificial recharge of groundwater. Boston: Butterworth.

Asano, T. (2002). Water from wastewater - the dependable water resource. Water Science and Technology, 45(8), 23-31.

Asano, T. (2006). En T. B. Asano, Water Reuse, issues, technologies and applications (pág. 1541). Nueva York: McGrawHill.

AWWA, A. W. (1998). Tratamiento del agua por procesos de membranas, principios, procesos y aplicaciones. En W. R. Africa,

Research Fundation. España: McGraw Hill. Madrid.

Ayesa, E. D. (2006). Supervisory control strategies for the new WWTP of Galindo-Bilbao: the long run from the conceptual design to the full-scale experimental validation. Water science and technology.

Bakker, N. M. (2000). Growing cities. Growing food, urban agriculture on the policy agenda. , . Alemania: DSE.

Balmelle, B. (1992). Study of factors controlling nitrite build-up in biological processes for water nitrification. Water Science & Technology, 1018–1025.

Barnard, J. (2006). Biological Nutrient Removal: Where We Have Been, Where are We Going? Fl: Proceeding of the WEF 79th ACE.

Barnes, D., & Bliss, P. (1983). Biological Control of Nitrogen in Wastewater Treatment. London: E.&F.N. Spon.

Bayer, T., Himmler, K., & Hessel, V. (May de 2003). Don't Be Baffled by Static Mixers. Chemical Engineering, 50-57.

Beaubien, A. B. (1996). Design and operation of anaerobic membrane bioreactors: development of a filtration testing strategy. . Journal of Membrane Science., 109, 173-184.

Beccari, M., Marani, E., Ramadori, R., & Tandoi, V. (1983). Kinetic of dissimilatory nitrate and nitrite reduction in suspended growth culture. Journal of the Water Pollution Control Federation, 55, 58–64.

Beltran, F. (2003). Ozone Reaction Kinetics for Water and Wastewater Systems. . Lewis Publishers.

Benefield L., & Randall C. (1980). Processes chemistry engineering in environmental engineering. NJ, USA: Pretice-Hill.

Benotti, M. S. (2009). Evaluation of photocatalytics reactor membrane pilot system for the removal of pharmaceuticals and endocrine disrupting compounds from wastewater. Water Research. , 43, 1513-1522.

Binnie, C., & Kimber, M. (2009). Basic Water treatment (Cuarta edición ed.). Lóndres, Inglaterra: Thomas Telford.

Biostyr. (2010). Proceso avanzado de biofiltracion para la eliminacion de nutrientes. España: VEOLIA watersolution and technology.

Bixio, D. V. (2008). Water Safety Plan of an Artificial Groundwater Recharge Site with Reclaimed Water for Drinking Water Production. IWA WWC, 06–12 September 2008. Vienna, Austria.: IWA.

Blumenthal, U. J., Mara, D., Ayres, R., Cifuentes García, E., Peasey, A., Stott, R., y otros. (1996). Guías de la OMS para la evaluación de los huevos de nemátodos para riego restringido y no restringido / Evaluation f the WHO nematode Egg Guidelines for restricted and unrestricted irrigation. Water Science and Technology, 227-283.

Blumenthal, U., Mara, D., Peasey, A., Ruiz-Palacios, G., & Stott, R. (2000). Approaches to establishing microbiological quality guidelines for treated wastewater use in agriculture: recommendations for revision of the current WHO guidelines. Bulletin of the World Health Organization, 78(9), 1104–1116.

Bock, E. I. (1995). Nitrogen loss caused by denitrifying Nitrosomonas cells using ammonium or hydrogen as electron donors and nitrite as electron. Archieves of microbiology, 163:16-20.

Bouwer, H. (1991). Role of groundwater recharge in treatment and storage of wastewater for reuse. Water Science and Technology, 24,9 295-302.

Bouwer, H. (2002). Artificial recharge

of groundwater: hydrogeology and engineering. Hidrogeology Journal, volume 10, nº 2,.

Bouwer, H. (2002). Artificial recharge of groundwater: hydrogeology and engineering . Hidrogeology Journal, , volume 10, nº 2, abril.

Brady, F. (2003). Tratamiento de aguas residuales por ultrafiltración en operación de lote modificado. . Agua Latinoamérica, Enero/febrero. 38-41p.

Bratby, J. (2006). Coagulation and floculation in water and wastewater treatment (Segunda edición ed.). EE. UU.: IWA publishing.

Brock, T. (1994). Biology of microorganisms. Prentice-Hall International.

Cabelli V. (1983). Health effects criteria for marine recreational waters. Cincinnati, Ohio, USA: Environmental Protection Agency (EPA 600/1-80-031).

Camp, T., & Stein, P. (1943). Velocity gradients and internal work in fluid motion. E.E.U.U.: J. Boston Soc. Enginers.

Carbonel , A. (1993). Ground water vulnerability assessment predicting relative contamination potential under conditions of uncertain National Research Council . Washington D.C: National academic Press.

Castro, K., Logsdon, G., & Martin, S. (2005). High-Rate Granular Media Filtration. En E. Baruth, Water Treatment Plant Design (págs. 8.1-8.41). New York: McGraw Hill.

CEPIS. (2003). Inventario de la situacion actual de las aguas residuales domesticas en Colombia. Sistemas integrados de tratamiento y uso de las aguas residuales en America Latina: Realidad y potencial. Perú. Peru.

CEPIS. (2003). Sistemas integrados de tratamiento y uso de aguas residuales en América Latina: realidad y potencial. Lima, Perú: Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del.

Cervantes, F. (2009). Environmental Technologies to Treat Nitrogen Pollution. London.: IWA Publishing.

Cervantes-Carillo, F., Perez, J., & Gomez, J. (2000). Avances en la Eliminación Biológica del Nitrógeno de las Aguas. Revista Latinoamericana de Microbiología, 42:73-82.

Cheremisinoff P. . (1994). Bi management of wastewater and wastes. New Jersey: Prentice-Hall.

Cherif, S. E.-A. (2012). Aquifer recharge by trated wastewaters : Korba case study (Tunez). Selected contributions froms the first WATERBIOTECH conference, (págs. 41-48). Cairo, Egipto.

Chiemschaisri, C., & Yamamoto, K. (1993). Performance of membrane separation bioreactor at various temperatures for domestic wastewater treatment. Journal of Membrane Science., 87, 119-129.

Cicek, N. W. (1998). Effectiveness of the membrane bioreactor in the biodegradation of high molecular weight compounds. Water Research. , 32, 1553-1563.

Cifuentes García, E., Blumenthal, U. J., Ruíz-Palacios, G., Bennett, S., & Peasey, A. (1994). Escenario Epidemiológico del Uso Agrícola del Agua Residual. México: Salud pública en México.

Cleuvers, M. (2003). Aquatic ecotoxicity of pharmaceutical including the assessment of convination effects. Toxicology Letters, 142, 185-194.

Clifford, D. (1999). Ion Exchange and Inorganic Adsorption. American Water Works Association.

Cohen, Y. (2001). Biofiltration the treatment of fluids by microorganism into the filter bedding material a review. Bioressourse Technology, 1-8.

Comerton, M. A. (2009). The influence of natural organic matter and cations on de rejection of endocrine disrupting and pharmaceutically active compounds by nanofiltracion. Water Research. , 43, 613-622.

Communities, C. o. (2000).

CONAGUA , C., & IMTA, I. (1994). Manual de diseño de agua potable, alcantarillado y saneamiento. Tema Tratamiento, Subtema Lagunas de estabilización. Jiutepec, Morelos, México.: Libro II, 3ª sección.

Conagua. (2007). Manual de Agua Potable, Alcantaillado y Saneamiento. México: Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales.

CONAGUA. (2010). Estadísticas del agua en México, edición 2010.México, T5.4 y M5.4.

CONAGUA, C. N. (1998). Impact of wastewater reuse of groundwater in the Mezquital Valley, Hidalgo State, Mexico. Estudio de cooperación entre la Comisión Nacional del Agua y British Geological Survey, London School of Hygienic and Trop. Mexico DF: Conagua.

CONAGUA. Estadisticas del agua en Mexico. (2003). Estadisticas del agua en Mexico. Mexico, D.F.

Contruvo. (2001). Water reclamation and groundwater recharge in the USA. Ongoing and planned water reuse relater proyect in EU and Mediterranean countries. Budapest 8-9 Nov: WHO Expert Consulation on Healt Risk in Aquifer Recharge by Recycled Water.

Cooper R., Olivieri A. (1998). Infectious disease concerns in wastewater reuse. In: Wastewater Reclamation and Reuse, Asano T, ed, Water Quality Management Library 10. Pennsylvania,: Technomic Publishing Co.

Cooper, R. (1992). City of San Diego Total Resource Recovery Project: health effects study.

Cordell, D., Drangert , J.-O., & White, S. (2009). The story of phosphorus: Global food security and food for thought. Global Env. Change, 19, 292-305.

Crittenden, J. (1999). Class Notes. Houghton, MI: Michigan Technological University.

Crittenden, J. c., Trusell, R. R., Hand, D. H., & Tchobanoglous, G. (2012). Water treatment, Principleas and design. New Jersey, E.E.U.U.: Wiley.

Crittenden, J., Rhodes, R., Hand, D., & Howe, K. (2012). Water treatment: principles and design. Hoboken, New Jersey: John Wiley & Sons, Inc.

Crook J. (1998). Water Reclamation and Reuse Criteria. In: Wastewater Reclamation and Reuse, Asano T,ed, Water Quality Management Library 10. Co.,. Technomic Publishing: Technomic Publishing.

Crook J, A. T. (1990). Groundwater recharge with reclaimed water in California. Water Environmentl and Technology, 2-9.

Custodio. (1995). Consideraciones sobre el concepto de l avulnerabilidad de los acuiferos a la polucion. Seminario Hispano –Argentino sobre Temas Actuales. Argentina.

da Silva, W. (2003). Reúso de água para fins agricolas em Populina. . . En e. Mancuso y H. F. d. Santos, "Sistemas de reúso de água. Projetos e estudo de casos (págs. Capitulo 14,). Universidade de São Paulo - Facultade de Saúde Pública.

Daigger, G., Heineman, T., Land, G., & Watson, R. (1994). Practical experience with combined carbon oxidation and nitrification in plastic packing media tricking filters. Water Sci. Technol., 29(10-11), 189-196.

Dapena, E., & Ronzano, J. (2005). Eliminación de fósforo en las aguas residuales.

Darshan Singh , S. (2006). Water Treatment made simple for operators. E.E.U.U.: John Wiley & Sons.

Daughton, C. Y. (2009). , Environmental footprint of pharmaceuticals: The significance of factors beyond direct excretion to sewers. Environmental Toxicology and Chemistry, 28(12), 2495–2521.

David, H. (s.f.). "Water tratment unit processes. Phisical, chemical, and biological". London: IWA Publishing.

Davis, M. (2010). Water and Wastewater Engineering: Design Principles and Practice. Mc Graw Hill.

Davis, T. (9 de Junio de 2013). As population, sewer use go up, so do energy costs. Arizona Daily Star.

De Kreuk , M., & van Loosdrecht , C. (2007). Granular Sludge-State of the Art, Water Science and Tech, 55,8-9,75-81. Water Sci. and Tech., 55,8-9,75-81.

Degrémont. (1979). "Manual técnico del agua" (Cuarta edición ed.). Degrémont.

Delgado, S. (2009). Nuevas tecnologías de depuración de aguas residuales. Departamento de Ingeniería Química y Tecnología Farmacéutica., (pág. 9).

DeMers, L., & Renner, R. (1992). Alternative Disinfection Technologies for Small Drinking Water Systems. Denver, CO.: AWWARF and AWWA.

Dillon, P. P.-P. (2006). Role of aquifer storage in water reuse. Desalination 188(1–3), 123–134.

Dimitriou, M. (1990). Design Guidance Manual for Ozone Systems.

Dowming, A. (1978). Selected subjects in waste treatment. Delft, Netherland: iHE.

Downs, T. C.–G. (1999). Risk screening for exposure to groundwater pollution in a wastewater irrigation district of the Mexico City region. Environmental Health Perspectives,, 107(7), 553–561.

Downs, T. J., Cifuentes García, E., & Suffet, I. (1998). Determinación en Humanos del Riesgo por Exposición a Contaminantes del Agua Subterránea en un Distrito de Riego con Aguas Residuales / Risk Screening for Human Exposure to Groundwater Pollution in a Wastewater Irrigation District of the Mexico City Region. Environmental Health Perspectives, (pág. 26).

Drewes, J. H. (2003). Fate on pharmaceutical during Ground Water Recharge. . Ground Water Monitoring and Remediation, 23, 64-72.

DWD, d. w. (1998). Council Directive 98/83/EC. On the quality of water intended for human consumption). EUA.

EC, G. o. (2009). Working Group on Groundwater Guidance Document. CIS No. 18, Technical Report.

Eckenfelder. (1990). Aplication of Adsorption to Wasterwater Treatment. Enviro, Nashville, Tenn.

EEA. (1999). Chemicals in the European Environment: Low Doses, High Stakes? Annual Message 2. Europa.

Eisenberg, T. N., & Middlebrooks, E. J. (1986). Reverse Osmosis Treatment of Drinking Water. Tennesse: Butterworth Publishers.

Eliet , V. L., José Guadalupe , L. O., Lidia , A. F., & Mayra , B. V. (2009). Reúso de aguas residuales domésticas para riego agricola. Revista CENIC Ciencias Biológicas, Vol. 40, No. 1.

EPA. (1987). Design Manual. Phosphorus Removal. Technology Transfer. Cincinatti, HO.: United States Environmental Protection Agency.

EPA. (1993). Manua. Nitrogen Control. Technology Transfer. Cincinatti: United States Environmental Protection Agency.

EPA, E. (1991). A review of methods for assessing the sensitivity of aquifers to pesticide contamination . Washington DC: EPA.

Estado de California. (2003). California code -water code secction13050 subdivition (n). California: http://wwwleginfo.ca.gov.

Fane, A., & Chang, S. (2002). Membrane Bioreactors: Design and Operational Options. Filtration and Separation., 26-28p.

FAO. (1992). Wastewater treatment and use in agriculture - FAO irrigation and drainage paper 47. FOOD AND AGRICULTURE ORGANIZATION OF THE UNITED NATIONS.

Feachem R. (1983). Sanitation and disease: health aspects of excreta and wastewater management. New York,: John Wiley and Sons,.

Fernández-Alba, García, L., Valiño, D., Fernandez, V., & García, S. (2006). tratamientos avanzados de aguas residuales industriales. Madrid, España: CEIM.

Fernandez-Alba., G. L. (2006). Tratamientos avanzados de aguas residuales industriales. Madrid: Elecé Industria Gráfica.

Ferrari, B. M. (2004). Environmental risk assessment of six human pharmaceuticals: are the current environmental risk assessment procedures sufficient for the protection of the aquatic environment? . Environmental Toxicology and chemistry, 23.5, 1244-1354.

FIDA, F. (2006). El agua para la alimentación, la agricultura y los medios de vida rurales. En: El agua, una responsabilidad compartida.2º Informe de las Naciones Unidas sobre el desarrollode los recursos hídricos en el mundo. Resumen ejecutivo. 47p www.unesco.org/water/w. ONU.

Filho, H. (2003). Projectos en estudo de casos En: Reúso de Água. En P. C. S. Mancuso y H. F. d. Santos, Sistemas de reúso de água. (págs. Capitulo 14,). Sao Paulo: eds., Universidade de São Paulo - Facultade de Saúde Pública. ABES, 480.

Fleming, H. (1986). Application of Aluminas in Water Treatment. Environmental Progress, 5(3), 159-166.

Flod, S. &. (2010). . Risk and Vulnerability Assessment of Expanding the Windhoek Drinking Water Supply. Chalmers University of Technology.

Freundlich, H. (1906). Über die Adsorption in Lösungen. Z. Phys, Chem. A, 57, 385-470.

Fux, C. (2003). Biological nitrogen elimination of ammonium-rich sludge digester liquids. ETH Zürich, Switzerland: PhD thesis.

Gallegos, E. W. (1999). The effects of wastewater irrigation on groundwater quality in Mexico. Water Science and Technology, 40(2), 45–52. .

Gashe, E. V. (2003). la eficiencia de anaerobios sulfito-reductores como indicadores de la calidad sanitaria de agua. Metodo del numero mas probable. Instituto de medicina preventiva. Facultad de ciencias veterinarias . Iniversidad Austral de Chile.

Gee, C., & Kim, J. (2004). Nitrite accumulation followed by denitrification using sequencing batch reactor. Water Science & Technology, 49(5-6), 47-55.

Gerardi, M. (2006). Wastewater Bacteria. Hoboken, New Jersey: John Wiley & Sons, Inc.

Glaze, W., Kang, J., & Chapin, D. (1987). The chemistry of water treatment processes involving ozone, hydrogen peroxide and ultraviolet radiation. Ozone Sci. Eng., 9, 335-352.

GLUMRB. (2003). Recommended Standards for Water Works, Great Lakes–Upper Mississippi River Board of State and Provincial Public Health and Environmental Managers. Albany, New York: Health Education Services.

Gracia, R. A., & Ovelleiro, J. (1995). In Proceedings of the 12th World Congress of the International Ozone Association.

Gracia, R., Aragües, J., & Cortés, S. (1995). In Proceedings of the 12th World Congress of the International Ozone Association.

Grady, J. D. (2011). Biological wastewater treatment. London: Third Edition. IWA publishing.

Gray N. (1994). Drinking water quality. K,: John Wiley and Sons,.

GWI. (2009). Municpal water reuse markets 2010. Global Water intelligence.

Haarhoff, J. V. (1996). wenty-five years of wastewater reclamation in Windhoek, Namibia. . Water Science and Technology, 17-20 1995, 33(10-11TY.

Halling-Sörensen, B., & Jörgensen, S. (1993). The removal of nitrgen compund from watewater. Netherlands: Elselvier.

Halling-Sörensen, B; Jörgensen, S. (1993). The removal of nitrogen compounds from wastewater. Netherlands: Elselvier.

Hao, X., & van Loosdrecht, M. (2002). Model-based evaluation of temperature and inflow variations on a partial nitrification–ANAMMOX biofilm process. Water Research, 4839–4849.

Harremöes, P. (1982). Criteria for Nitrification in Fixed Film Reactors. Water Science & Technology, 14(1-2), 167-187.

Heberer T, Gramer S, Stan HJ . (1999). Occurrence and distribution of organic contaminants in the aquatic system in Berlin. Part III : determination of synthetic muks. Acta Hydrochimica et Hydrobiologica,, 27(3):150–156.

Helio, L., Balaguer, M., & Colprim, J. (2004). Aplicació de la tecnología SHARON al tractament biològic d'aigües residuals d'elevat contingut amoniacal. Scientia gerundensis, 27(27), 59-73.

Hellinga, C., Schellen, A., Mulder, J., van Loosdrecht, M., & Heijnen, J. (1998). The SHARON process: an innovative method for nitrogen removal from ammonium-rich wastewater. Water Science & Technology, 37(9), 135-142.

Helmer, C., & Kunts, S. (1998). Simultaneous nitrification/denitrification in an aerobic biofilm system. Water Science & Technology, 37, 183–187.

Hendricks, D. (2011). Fundamentals of Water Treatment Unit Processes: Physical, Chemical, and Biological. E.E.U.U.: CRC Press.

Hibiya, K., Terada, A., Tsuneda, S., & Hirata, A. (2003). Simultaneous nitrification and denitrification by controlling vertical and horizontal microenvironment in a membrane-aerated biofilm reactor. Journal of Bacteriology, 100, 23-32.

Houston , S., Barber , J., Kenny , D., Lumia , S., & Maupin , M. (2004). Estimated use of water in the United states in 2000 Circular 1268. Reston V. A.

Hu, T., & Kung, K. (2000). Study of heterotrophic nitrifying bacteria from wastewater treatment systems treating acrylonitrile, butadiene and styrene resin wastewater. Water Science and Technology, 42(3-4), 315–322.

Hulten K. (1998). Presence of Helicobacter pylori species DNA in Swedish waters. Journal of Applied Microbiology, 85:282.

Hunik, J. (1993). Engineering aspects of nitrification with immobilized cells. PhD thesis. Netherlands: Wageningen

Agricultural University.

IAWQ. (1995). Activated Sludge Model No. 2 . IAWQ Scientific and Technical Reports.

IGRAC. (2014). Transboundary Aquifer of the world.

Ingildsen, P. y. (2003). Improved Nutrient Removal Results Using In-Situ Continuous On-line Sensors with Reduced Response Time. . Conference Proceedings, Annual Water Environment Federation Tecnichal Exhibition and Conference (WEFTEC).

IPCC, C. A. (2007). Comprehensive Assessment of Water Managein Agricul;. Obtenido de International Water Managment Insititute: http://wwwfao.org/nr/water/docs/summary_SynthesisBook.pdf.

Ishida, C., Salveson,A., Robinson,K., Bowman, R. & Snyder, S. (2008). Ozone disinfection with the HiPOXTM reactor: streamlining an “old technology” for wastewater reuse. Water Sci. Technol., 1765.

J. J. Suárez., G.A. Navia. (2007). APORTE A LA UTILIZACIÓN DE AGUA TERMAL COMO COAGULANTE EN EL TRATAMIENTO DE LAS AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES. . UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA SEDE MANIZALES FACULTAD DE INGENIERIA.

J., W. W. (s.f.). "Control de la calidad del agua. Procesos fisicoquímicos". Editorial Reverté.

Jetten, M., Horn, S., & van Loosdrecht, M. (1997). Towards a more sustainable wastewater treatment system. Water Science & Technology, 35, 171-179.

Jiménez B., C. A. (2000). Impact and Potential of Reused Water in the Mezquital Valley. . Water 21 IWA, 34-36,.

Jiménez, B. y. (2004). Quality assessment of an aquifer recharged with wastewater for its potential use as drinking source: "El Mezquital Valley" case. Water Science and Technology,, 50(2), 269–276. .

Jimenez, B., & Chávez, A. (2004). Quality assessment of an aquifer recharge with wastewater for its potential use as drinking source: El Mezquital Valley case. water science and tecnology, 50(2). 269-273.

Jimenez, B., Chavez, A., Gibson, R., & Maya, C. (2012). Unplanned aquifer recharge in El Mezquital-Tula Valey, Mexico. En W. T. Kazner C, water reclamation technology for managed aquifer recharge (pág. 429). London : IWA Publishing.

Judd, S. J. (2006). The MBR Book, Principles and Applications of Membrane Bioreactors in Water and Wastewater Treatment. ,. Kindle Editions September 27,.

Kadlec R, Knight R. (1996). Treatment wetlands. Boca Raton, Florida,: CRC Press.

Kawamura, S. (2000). Integrated Design and Operation of Water Treatment Facilities. Ney York, E E. U U.: John Wiley & son.

Keller, J., Subramaniam, K., Gosswein, J., & Greenfi eld, P. (1997). Nutrient removal from industrial wastewater using single tank sequencing batch reactors. Water Science & Technology, 35, 137–144.

Kim, J., Park, K., Cho, K., Nam, S., Park, T., & Rakesh, B. (2005). Aerobic nitrification-denitrification by heterotrophic Bacillus strains. Bioresource Technology, 96, 1897–1906.

Kirner, J., Littler, J., & Angela, L. (1978). A Waterborne Outbreak of Giardiasis in Camus, Wash. Journal AWWA, 70(1), 65-70.

Kosma, C., Lambropoulou, D., Albanis. (2010). Occurrence and removal of PPCPs in municipal and hospital wastewaters in Greece. Journal of Hazardous Materials, 179, 804-817.

Kuai, L., & Verstraete, W. (1998). Ammonium removal by oxygen-limited autotrophic

nitrification-denitrification system. Applied and Environmental Microbiology, 11, 4500-4506.

Langlais, B., Reckhow, D., & Brink, D. (1991). Ozone in Drinking Water Treatment: Application and Engineering. AWWARF and Lewis Publishing,.

Lara, J. y. (2003). Reutilización de aguas residuales: aprovechamiento de los nutrientes en riego agrícola. Instituto Cinara, Universidad del Valle.

Laws, E. (1993). Aquatic pollution, and introductory text. USA: Interciencie.

Layard R, G. S. (1994). Cost benefit analysis. Cambridge University Press: 2nd ed. Cambridge.

Lee, C. C., & Lin, S. D. (2000). Handbook of environmental engineering calculations. EE. UU.: McGraw Hill.

Lee, H., Min, Y., Park, C., & Park, Y. (2004). Automatic control and remote monitoring systems for biological nutrient removal on small wastewater treatment plants in Korea. Water science and Technology, 50 (6), 199-206.

Legrand, L., Leroy, P., & Harwood, E. (1990). Prevension Of Corrosion And Scaling In Water supply systems.

Legube, B., & Karpel Vel Leitner, N. (1999). Catalytic ozonation: a promising advanced oxidation technology for water treatment. Catal. Today, 53, 61-72.

Li , N., Fane , A., Ho, W., & Matsuura , T. (2008). Advanced Membrane Technology and Applications. Hoboken, New Jersey: John Wiley & Sons, Inc.

Li, D., & Ganczarczyk, J. (1990). Structure of activated sludge flocs. Biotechnology and Bioengineering, 127-138.

Li, D., & Ganczarczyk, J. (1993). Factors affecting dispersion of activated sludge flocs. Water Environmental Research, 65, 258–263.

Liu, W. L. (2003). Using Online ammonia and nitrate instruments to control modified Ludzack-Ettinger (MLE) Proccess. . Proceedings of the 76th Annual Water Environmental Federation Technical Exhibition & Conference. Los Angeles (USA).

Lorenzo, E., Ocaña, J., Fernández, L., & Venta, M. (2009). Reúso de aguas residuales domésticas para riego agrícola. Valoración crítica. Revista CENIC Ciencias Biológicas, 40(1).

M., M. J. (1990). "Water tratment principles and design". John Wiley & Sons.

Mackenzi, D. (2010). Water and wastewater engineering design principles and practice. E.E.U.U.: McGrawHill.

Madera, C. (2003). Microbiological and agronomic effluent quality from duckweed and stabilization ponds, Ginebra, Colombia. Delft, Netherlands: UNESCO-IHE.

Mara D. (1996). Waste stabilization ponds: effluent quality requirements and implication for process desingn. Water Science and Technology, 33(7),23-21.

Mara, D., & Carnicross, S. (1990). Directrices para el uso sin riesgos de aguas residuales y excretas en agricultura y acuicultura. Ginebra: OMS.

Mara, D., & Cairncrooss,. (1990). Directrices para el uso sin riesgos de aguas residuales y excretas en agricultura y acuicultura. Organización Mundial de la Salud. Ginebra.

Marín, L. S. (1998). Inorganic water quality monitoring using specific conductance in Mexico. Ground Water Monitoring and Remediation, 18(1), 156–162.

Marra, T. T. (2005). The Role of Recharge in Tucson's Sustainable Water Future",.

Biennial Symposium on Groundwater Recharge. Tuczon Arizona.

Martinez, O. F. (1998). Analisis quimico y electroforetico de un lodo nitrificante asociado al IVL . Iberian Congress on biotechnology. Braga, Portugal.

Maschelein, W. (1992). Unit Processes in Drinking Water Treatment Marcel Dekker.

Masciopinto, C., La Mantia, R., Pollice, A., & Laera, G. (2012). Managed aquifer recharge of karstic aquifer in Nardo, Italy. En T. W. Christian Kazner, water reclamation technologies for safe Managed aquifer recharge (págs. 47-66). London: IWA Pubishing.

Maya C, Beltrán N, Jiménez B. (2002). Evaluation of the UV disinfection process in bacteria and amphizoic amoebae inactivation . Regional Symposium on Water Recycling in Mediterranean Region, Heraklion, Crete,.

Mazari-Hiriart M. (2001). Helicobacter pylori and other enteric bacteria in freshwater environments in Mexico City. Archives of Medical Research, 32 (5): 458-467.

MED WWR WG. (2007). Mediterranean Wastewater Reuse Report. Produced by the Mediterranean Wastewater Reuse Working Group.

Medeiros, S., Ferreira, P., Neves, J., A de Matos, De Souza, J., & Soares, S. (2005). Utiizacion de agua residual de origen domiestico en la agricultura. Estidio de alteraciones quimicas. Revista Brasileña de ingenieria Agricola y ambiental , 603-612.

Medina San Juan, J. A. (2000). Desalación de aguas residuales y de mar. Ósmosis inversa. Madrid, España: Mundi-Prensa.

Menge, J. d.-B. (2006). Drinking Water Safety in Windhoek, Namibia: routine monitoring, trace organics, pathogenic, indicators and salinity- comparing different water sources. London: IWA Publishing.

Metcalf & Eddy. (1996). Ingeniería de las aguas residuales: Tratamiento, vertido y reutilización. México, D.F.: McGraw Hill/ Interamericana editores, S.A. de C.V.

Metcalf & Eddy. (2003). Wastewater Engineering: Treatment and Reuse. Mc Graw Hill.

Metcalf & Eddy. (2007). Water Reuse Issues, Technologies and Aplications. McGraw Hill.

Metcalf & Eddy. (2014). Wastewater Engineering Treatment and Resource Recovery. New York, E.E.U.U.: Mc Graw Hill.

Ministerio de Medio Ambiente y Recursos Naturales. . (2000). Decreto No. 39 Reglamento especial de aguas residuales. El Salvador. El Salvador.

Montgomery, J. (1995). Water Treatment. Principales and Design, Consulting Engineers. Consulting Engineers.

Moscoso, J. (1993). Reuso de aguas residuales en Perú. Taller regional para América sobre aspectos de salud, agricultura y medio ambiente, ;éxico D.F.

Moscoso, J. (1993). Reuso de aguas residuales en Perú. Taller regional para Ameria sobre aspectos de salud, agricultura y medio ambiente. Mexico.

Moscoso, J., & Young, L. (2002). Sistemas integrados de tratamiento y uso de aguas residuales. América Latina: realidad y potencial.

Mujeriego R. (1998). La reutilización planificada del agua: criterios sanitarios, económicos y de gestión. Barcelona, Spain, : Universidad Politécnica de Cataluña.

Mulder, A., van de Graaf, A., Robertson, L., & Kuenen, J. (1995). Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidized bed reactor. FEMS Microbiology

Ecology, 16, 177-184.

Mulder, M. (2001). Membrane bioreactors for wastewater treatment. . Journal of Membrane Science., 194, 145-146.

Munch, E., Lant, P., & Keiler, J. (1996). Simultaneous nitrification and denitrification in bench-scale sequencing batch reactors. Water Research, 1996, 277–284.

MWH. (2005). Water Treatment: Principles and Design. Hoboken, New Jersey: John Wiley & Sons.

NALCO. (1990). Manual del Agua, su naturaleza, tratamiento y aplicaciones. McGrawHil.

National Academy of Sciences. (1995). Mexico City's Water Supply: Improving the Outlook for Sustainability.Retrieved from Water Supply, Distribution, and Disposa. Obtenido de http://www.nap.edu/openbook.php?record_id=4937&page=143

Nicolella , C., van Loosdrecht, M., & Heijnen, J. (2000). Wastewater treatment with particulate biofilm reactors. Journal of Biotechnology, 49(11-12), 1-33.

NOM-127-SSA1-1994. (s.f.). Norma Oficial Mexicana "Modificación a la Norma Oficial Mexicana, Salud Ambiental. Agua para uso y consumo humano. Limites permisibles de calidad y tratamientos a que debe someterse el agua para su potabilización".

NRC, N. R. (1998). Issues in potable reuse: the viability of augmenting drinking water supplies with reclaimed water. Washington, D.C.: National Academic Press.

NWQMS , N.-E.-N. (2009b). Australian Guidelines for Water Recycling. Phase 2: Stormwater Harvesting and Reuse.

NWQMS, N.-E. (2006). Australian Guidelines for Water Recycling. Phase 1: Managing Health and Environmental Risks. .

NWQMS, N.-E. (2008). Australian Guidelines for Water Recycling. Phase 2: Augmentation of Drinking Water Supplies. NRMMC-EPHCNHMRC.

NWQMS, N.-N. (2004). Australian Drinking Water Guidelines.

Olsson, G. y. (2003). Automation in Wastewater Treatment Plants. . Annual Water Environment Federation Tecnichal Exhibition and Conference (WEFTEC).

OMS. (1989). Directrices sanitarias sobre el uso de aguas residuales en agricultura. Serie de informes tecnicos. Ginebra: OMS.

Oneby, M., Bromley,C., Borchardt, J., & Harrison, D. (2010). Ozone Treatment of Secondary Effluent at U.S. Municipal Wastewater Treatment Plants. Ozone: Science & Engineering, 32(1), 43.

Oppenländer, T. (2003). Photochemical Purification of Water and Air: Advanced Oxidation Processes (AOPs): Principles, Reaction Mechanisms, Reactor Concepts. John Wiley and Sons, Inc.

P. Mijaylova, L. S. (2002). rTRATAMIENTO AVANZADO DE AGUAS RESIDUALES Y SU REUTILIZACIÓN COMO FUENTE PARA USO PRIMARIO, Informe SGC-UAPS-MOR-02-003-RF-CC). . Mexico.

Page, D. D.–C. (2010). Valuing the subsurface pathogen treatment barrier in water recycling via aquifers for drinking supplies. Water Research , 44(6), 1841–1852.

Parreiras, S. (2005). Curso sobre tratamento de esgoto por disposicao no solo. Belo Horizonte, Brasil: Fundacao Estudual do Meio Ambiente (FEAM).

Patureau, D., Godon, J., Dabert, P., Bouchez, T., Bernet, N., Delgenes, J., y otros. (1998). Microvirgula aerodenitrifi cans gen. nov., sp. nov., a new gram-negative bacterium exhibiting co-respiration of oxygen and nitrogen oxides up to oxygen saturated

conditions. International Journal of Systematic and Bacteriology, 775–782.

Pearce, P., & Edwards, W. (2011). A Design Model for Nitrification Unstructured Cross-Flow Plastic Media Trickling Filters. J. Water Environment, 25(2), 257-265.

Peng, Y., & Zhu , G. (2006). Biological nitrogen removal with nitrification and denitrification via nitrite pathway. Applied Microbiology and Biotechnology, 73(1), 15-26.

Peng, Y., Chen, T., & Tian, W. (2003). Nitrogen removal via nitrite at normal temperature in A/O process. J Environ Sci Health Part A Toxic-Hazard Subst Environ Eng, 1667–1680.

Perry. (2005). Manual del Ingeniero Químico. McGraw-Hill.

Pierce , D., & Turner, K. (1990). Economics resources and the environment. Washington D.C: Jonh Hopkinss Press,.

Plummer, A. A. (2011). History of water reuse in Texas. Texas: Environmental Engineers and Scientists.

Post, J. (2006). Wastewater treatment and reuse in the eastern mediterranean. Water 21, 36-41.

Puig, S., Corominas, L., Balaguer, M., & Colprim, D. (2005). Development and implementation of a real-time control system for nitrogen removal using OUR and ORP as endpoints. . Ind. Eng. Chem. Res, 44 (9), 3367-3373.

Pynaert, K., Smets, B., Wyffels, S., Beheydt, D., Siciliano, S., & Verstraete, W. (2003). Characterization of an autotrophic nitrogen-removing biofilm from a highly loaded lab-scale rotating biological contactor. Applied and Environmental Microbiology, 6, 3626-3635.

Qasim, S. R., Motley, E. M., & Zhu, G. (2000). Water Works Engineering: Planning, Design And Operation. EE. UU.: Prentice Hall PTR.

Quiroga Alonso, J. (2011). Aspectos Básicos en la Reutilización de las Aguas. Cádiz: departamento de Tecnologías del Medio Ambiente.

Rabinowitz , B., & Oldham, W. (1985). The Use of Primary Sludge Fermentation in the Enhanced BIOLOGICAL Phosphorus Removal Process. Vancover, Canada: Proceeding of University of British Columbia Conference on New Directions and Research in Waste Treatment and Management.

Ramalho S. . (1996). Tratamiento de aguas residuales. Barcelona, España: Reverte.

Ramírez Camperos, E., & García Garduño, J. C. (2001). Procesis y operaciones unitarias en ingenieria ambiental. Morelos: UNAM-DEPFI-Campus Morelos.

Randall, C., Barnard , J., & Stensel, H. (1992). Design and Retrofit of Wastewater Treatment Plants for Biological Nutrient Removal. Lancaste, USA: Technomic Publishing Co.

Rensink, J., Donker, H., & Anink, D. (1988). Vergaande P-en N-verwijdering uit huishoudelijk afvalwater met terugwinning van fosfaat. H2O, 240-242.

Rensink, J., van der Ven, J., van Pamelen, G., Fedder, F., & Majoor, E. (1997). The modified Renphosystem:a high biological nutrient removal system. Wat. Sci. Tech., 35(10), 137-146.

Reynolds, T. D., & Richards, P. A. (1996). Unit Operations and Processes in Environmental Engineering. Boston, E.E.U.U.: PWS Publising Company.

Robertson, L., & Kuenen, J. (1984). Aerobic denitrification: a controversy revived. Archives of Microbiology, 139, 347–354.

Robinson, R. S. (1990). Electrolytic solutions.

Butterworths. Londres, Inglaterra.

Rohm, H. (1995). Catalogo de resinas comerciales de Amber-Hi-Lites, Estudios de casos. Paris, Francia.

Rosalino Pérez, R. J. (2010). ¿El agua del valle del Mezquital, fuente de abastecimiento para el Valle de México? Recuperado el 04 de 12 de 2013, de Biblioteca virtual de desarrollo sostenible y salud ambiental: http://www.bvsde.paho.org/bvsaidis/saneab/mexicona/R-0069.pdf

Rose J, C. R. (1992). Pathogen removal by full scale wastewater treatment. Florida, USA, Department of Environmental Regulation.

Rother, E. C. (2002). Comparison of combinated and separated biological aerated filter (BAF) performance for pre-denitrification/nitrification of municipal wastewater. Wather Science and Technology, 46 (4-5), 149-156.

Ruano, M. R. (2012). An advanced control strategy for biological nutrient removal in continuous systems based on pH and ORP sensors. Chem. Eng. J, 183, 121-221.

Runnalls, T. H. (2007). Preliminary studies into the effects of the human pharmaceutical clofibric acid on sperm parameters in adult fathead minnow. Aquatic Toxicology.., 84,111-118.

S., R. R. (1991). "Tratamiento de aguas residuales". Reverté S. A.

Sakaji R, F. N. (1998). Microbial risk assessment and its role in the development of the wastewater reclamation policy. En A. T, Water Quality Management. Pennsylvania, USA.: Technomic Publishing Co.,.

Salem, S., Berends, D., & van Loosdrecht, M. (2003). Bio-Augmentation by nitrification with return sludge. Water Research, 37(8), 1794–1804.

Sawyer, C. (1990). Chemistry for sanitary engineers. Nueva York.: Tercera edición. McGraw-Hill, .

Sayre J. (1988). International standards for drinking water. Journal of the American Water Works, 80:(1)53–60.

Sayre, W. J. (1998). International standards for drinking water. . Journal of the American Water.

Schaefer, F. (1997). Detection of protozoan parasites in sources and finished drinking waters. En K. G. Hurts CJ.

Schalk, J., Hege, O., Kuene, G., & Jetten, M. (1998). The anaerobic oxidation of hydrazine: a novel reaction in microbial nitrogen metabolism. FEMS Microbiology Letters, 158, 61–67.

Scherson, Y., Woo, S., & Criddle, C. (2014). Production of Nitrous Oxide From Anaerobic Digester Centrate and Its Use as a Co-oxidant of Biogas to Enhance Energy Recovery. Environmental Science & Technology, 48, 5612-5619.

Scott, C., Faruqui , N., & Raschid, L. (2004). Wastewater use in irrigated agriculture: confronting the livehodd and environmental realities. Sri Lanka: IWMI, IDRC,CABI, Sri Lanka 240p.

Scott, C., Faruqui, N. I., & Raschid, L. (2004). Wastewater use in irrigated agriculture: confronting the livelihood and environmental realities. Sri Lanca: IWMI, IDRC, CABI.

Sedlak, R. (1991). Phosphorus and nitrogen removal form municipal wastewater. Principle and practice. Lewis Publishers.2nd Edition.

SEMARNAT. (1997). Norma oficial mexicana NOM-003-ECOL-1997. Límites máximos permisibles de contaminantes para las aguas residuales tratadas que se reusen en servcios al publico. Mexico.

Serralta, J, J., Ribes, J., Seco, A., & Ferrer , J. (2002). A supervisory control system for

optimising nitrogen removal and aeration energy consumption in wastewater treatment plants. Water Science and Technology, 45(4-5), 309-316.

Shigehisa, I., & Takane , K. (1994). Wastewater Treatment with Microbial Films. Pennsylvania, U.S.A.: CRC Press.

Siebel, M. y. (2002). "Application of cleaner production concepts in urban water management." In: . Conferencia internacional Usos múltiples del agua: Para la vida y el desarrollo sostenible, Univerisidad del Valle. Instituto CINARA 9–10.

Siebritz, I., Ekama, G., & Marais, G. (1982). A parametric model for biological excess phosphorus removal. Water Science & Technology, 15(3-4), 127-152.

Siemens, J. H. (2008). Concentrations and mobility of human pharmaceuticals in the world's largest wastewater irrigation system, Mexico City–Mezquital Valley. Water Research, 42(8–9), 2124–2134. .

Silva, J. (2008). "Reúso del efluente de la planta de tratamiento de agua residuales de Cañaveralejo PTAR-C en el riego de Caña de azúcar," Tesis de maestría,. Universidad del Valle, Cali.

Silva, J. (2008). Reuso del efluente de la planta de tratamiento de agua residuales de Cañaveralejo PTAR-C en el riego de Caña de azúcar. Cali, Colombia: Universidad del Valle.

Silva, J., Torres, P., & Madera, C. (2008). "Domestic wastewater reuse in agriculture. A review. Agronomía Colombiana,, 26, 347-359.

Sliekers, A., Derwort, N., Campos Gomez, J., Strous, M., Kuenen, J., & Jetten, M. (2002). Completely autotrophic nitrogen removal over nitrite in one single reactor. Water Research, 36, 2475-2482.

Sliekers, A., Derwort, N., Campos Gomez, J., Strous, M., Kuenen, J., & Jetten, M. (2002). Completely autotrophic nitrogen removal over nitrite in one single reactor. Water Research, 36, 2475-2482.

Sloan, D., & Pelletier, R. (2000). A New Approach To Activated Sludge Process Control. Florida Water Resources Journal, November Issue.

Smital, T. . (2008). Acute and chronic effects of emerging contaminants. Environmental Chemistry, Vol. 5, Part S/1. 105–142.

Sommer, R., Pribil, W., Pfleger, S., Haider, T., Werderitsch, M. & Gehringer, P. (2004). Microbicidal efficacy of an advanced oxidation process using ozone/hydrogen peroxide in water treatment. Water Sci. Technol., 159.

Stephen, Foster, s., Garduño , H., & Tuinhof, A. (2006). Recarga del Agua Subterránea con Aguas Residuales Urbanas.

Strous, M., Pelletier, E., Mangenot, S., Rattei , T., Lehner, A., Taylor, M., y otros. (2006). Deciphering the evolution and metabolism of an anammox bacterium from a community genome. Nature, 790-4.

Strous, M., Heijnen, J., Kuenen, J., & Jetten, M. (1998). The sequencing batch reactor as a powerful tool for the study of slowly growing anaerobic ammonium-oxidizing organisms. Applied Microbiology and Biotechnology, 50, 589-596.

Strous, M., Kuenen, J., & Jetten, M. (1999). Key physiology of anaerobic ammonium oxidation. Applied Environmental Microbiology, 65, 3248–3250.

T., R. (1995). "Unit operations and processes in environmental engineering" (Second Edition ed.). PWS Publishing Company.

Taylor, E. (1990). The examination of water and waters supplies. . EEUUA.: 7a ed. Little Brown, .

Tejero, I. (2010). Tecnolgias del medio ambiente., (pág. 20). Universidad de Cantabria.

Thorsen, T., , & Flogsstad, H. . (2006). Nanofiltration in drinking water treatment. . TECHNEAU company. D5.3.4B.

Tredoux, G., & Van der Merwe, B. &. (2009). artificial recharge on the Windhoek aquifer, Namibia: water quality considerations. Boletin Geologico y Mnero, 120(2), 269-278.

Tubitak, Baban, A., & Hocaoglu, S. M. (2011). Integrated Urban Water Management and Investigation of New Water Resources. Estambul.

Turk, O., & Mavinic, D. (1989). Maintaining nitrite build-up in a system acclimated to free ammonia. Water Research, 23(11), 1383–1388.

uhlhui, ñ., & tytiyu, u. (2014). opkuhy.

Uhlig, H. (1993). Corrosion and corrosion control. . Nueva York, EEUUA.: Wiley, .

UNEP. (2008). Vital Water Graphics: An Overview of the State of the World's Fresh and Marine Waters (2nd ed.).

US EPA. (1976). Process design manual for phosphorous removal. EPA 625/1-76-00/a. Washington, D.C.

US EPA. (1986). Design manual, Municipal Wastewater Disinfection. EPA 625/1-86/021. . Cincinnati, OH.

USEPA. (1979). Environmental Pollution Control Alternatives: Municipal Wastewater, U.S. Environmental Protection Agency, EPA Pub. No. 625/5-79-012. Washington, DC.

USEPA. (1992). Offices of Water and Wastewater and compliance . Washington: Guidelines for water reuse.

USEPA. (2010). Nutrient Control Design Manual,EPA/600/R-93/010. Cincinnati, OH.: Office of Research and Development/ National Risk Management Research Laboratory, U.S. Environmental Protection Agency.

USEPA, E. p. (2007). Ecological Soil Screening Levels for Polycyclic Aromatic Hydrocarbons (PAHs): Interim Final. Office of Solid Waste and Emergency Response. Washington, DC.: OSWER Directive 9285.7-78.

Valencia, E. (1998). Potencialidad del reuso del efluente de una laguna facultativa en irrigacion comparacion de la produccion utilizando dos hortalizas regadas con efluente y agua subterranea. Universidad del Valle de Calli.

Valencia, E.;. (1998). Potencialidad del reuso del efluente de una laguna facultativa en irrigación, comparación de la producción utilizando dos hortalizas regadas con efluente y agua subterranea. Cali, Colombia.

van de Graaf, A., de Bruijn, P., Robertson, L., Jetten, M., & Kuenen, J. (1997). Metabolic pathway of anaerobic ammonium oxidation on the basis of 15N studies in a fluidized bed reactor. Microbiology, 143, 2415-2421.

van de Graaf, A., Mulder, A., de Bruijn, P., Jetten, M., Robertson, L., & Kuenen, J. (1995). Anaerobic oxidation of ammonium is a biologically mediated process. Applied and Environmental Microbiology, 61(4), 1246-1251.

van de Graff, A., Bruijn, P., Robertson, L., Jetten, M., & Kuenen, J. (1996). Autotrophic growth of anaerobic, ammonium-oxidising micro-organisms in a fluidized bed reactor. Microbiology, 142, 2187–2196.

van der Merwe B.F. (2000). integrated water resource management in Windhoek, Namibia. Water Supply, 18 (1), 376-380.

van Dongen, U., Jetten, M., & van Loosdrecht,

M. (2001). The SHARON-ANAMMOX process for treatment of ammonium rich wastewater. Water Science & Technology, 44, 53-60.

van Houtte, E., & Verbauwhede, J. (2012). Sustainable groundwater management using reclaimed water: the Torreele/St-André case in Flanders, Belgium. Journal of Water Supply: Research and Technology—AQUA, 473-483.

van Kauwenbergh, S. (2010). World Phosphate Rock Reserves and Resources, Technical Bulletin T-75 International Fertilizer Development Center. Musche Shoals, AL.

van Kempen, R., Mulder, J., Uijterlinde, C., & van Loosdrecht, M. (2001). Overview: full scale experience of the SHARON process for treatment of rejection water of digested sludge dewatering. Water Science & Technology, 44(1), 145-152.

van Loosdrecht , M., Brandse, F., & De Vries, A. (1998). Upgrading of wastewater treatment procesess for integrated nutrient removal - the BCFS process. Wat. Sci. Tech., 137-146.

van Loosdrecht, M., & Salem, S. (2005). Biological treatment of sludge digester liquids. Nutrient management in wastewater treatment processes and recycle streams (págs. 19-21). Cracow, Poland: Proceeding IWA Specialized Conference.

van Loosdrecht, M., Brandse, F., & De Vries, A. (1997). Environmental impacts of nutrient removal processes: case study. J. Environ. Eng., 33-40.

Vandenbohede, A., van Houtte, E., & Lebbe, L. (2008). Groundwater flow in the vicinity of two artificial recharge ponds in the Belgian coastal dunes.l. Hydrology Journa, 16, 1669–1681.

Vanegas, M. (2002). "Sistemas integrados de tratamiento y uso de aguas residuales. Estudio complementario del caso de Ibagué-Colombia. América Latina: Realidad y potencial.

Véliz E., F. L. (2004). Tratamiento de aguas residuales delavanderías para su reúso en los procesos de lavado. 4to. 4o Simposio Internacional de Aplicaciones del Ozono. Habana Cuba.

Veliz, E., Llanes, G., Asela, L., & Bataller, M. (2009). Reúso de aguas residuales domésticas para riego agrícola. Valoración crítica. Revista CENIC Ciencias Biológicas, 40 N.1.

Vives, M. B. (2003). Vives, M.T., Balaguer, M.D., García, S., García, R., Colprim, J. Textile dyeing wastewater treatment in a sequencing batch reactor system. Journal of Environmental science and health Pasrt A, Toxic Hazardous Substances & Environmental Engineering .

von Gunten, U. (2003). Ozonation of drinking water: Part I. Oxidation kinetics and product formation. Water Res., 47, 1463-1467.

von Sperling, M., & de Lemos Chernicharo, C. (2005). Biological Wadtewater Treatment in Warm Climate Regions. Padwtos, UK: Iwa Publishing.

Voutchkov, H. (2013). Desalination Engineering Planning nad Design. New York: McGraw Hill.

W, Grabow. (1990). Microbiology of drinking water treatment: Recycled wastewater in drinking water microbiology. New York,: Springer–Verlag.

W. W. Eckenfelder y J.L . Musterman. (1995). Activated sludge treatment of industrial wastewater. Technomic Publishing Company.

Wang, L., Hung, Y., & Shammas, N. (2005). Advanced physicochemical treatment processes. Human press.

Water, T. (2005). Sweetwater Underground Storage/Recovery Facility Open File Report., (pág. 35). Tuczon, Arizona.

Weber, W. (2003). Control de la calidad de agua Procesos fisicoquímicos. España: Reverté.

WEF & ASCE. (1992). Design of Municipal Wastewater Treatment Plants. Water Environment Federation/ American Society of Civil Engineers.

WEF. (1998). Design of Municipal Wastewater Treatment Plants (WEF Manual of Practice 8) (4th ed. ed., Vol. 2). The Water Environment Federation and the American Society of Civil Engineers.

WEF. (2000). Aerobic Fixed-Growth Reactors. Water Environment Federation.

WEF. (2006). Membrane Systems for Wastewater Treatment. Alexandria, Virginia: Water Environment Federation.

WEF. (2010). Design of Municipal Wastewater Treatment Plants: WEF Manual of Practice No. 8 ASCE Manuals and Reports on Engineering Practice No. 76 (5th ed., Vol. 2). McGraw-Hill.

WEF. (2011). Nutrient Removal, WEF Manual of Practice No. 34. New York: McGraw Hill.

WEF. (2011). Biofilm Reactors, WEF Manual of Practice No. 35. Alexandria, VA.: Water Environment Federation.

Wei, T., & Wan, C. (1992). Kinetics of photocatalytic oxidation of phenol on TiO2 surface. J. Photochem. Photobiol., 69, 241-247.

Wentzel, M., Ekama, G., Marais , G., & Dold , P. (1990). Enhanced Polyphosphate Organism Cultures in Activated Sludge Systems, Part III, Kinetic Model. Water Sci. and Tech., 89-102.

WHO. (2006). Guidelines for the safe use of wastewater excreta and greywater. Vol 2. Wastewater use in agriculture. 191 p.

WHO. (2007). Support of the development of a framework for the Implementation of Water Safety Plans in the European Union.

WHO, W. (2005). Water Safety Plans: Managing Drinking-water Quality from Catchment to Consumer. Water, Sanitation and Health Protection and the Human Environment. Geneva.

WHO, W. H. (2003). Guidelines for drinking water quality. Vol. 2: Health criteria and other supporting nformation. Geneva: 3nd ed.

Wintgens, T., Hochstrat, R., Kazner , C., Jeffrey, B., & Melin , T. (2012). Managed aquifer recharge as a component o sustainable water estrategies- a brief guidance for EU Policies. En K. C, Water reclamation tecnologies for safe managed aquifer recharge (pág. 460). London: IWA Publishing.

Wright, K. R. (1979). Land application of waste-state of art. Ground Water, 17, 46-61.

Wright, K. R. (1979). Land application of waste-state of art. Ground Water, 17, 46-61.

WRRF. (2012). Demonstration of Filtration and Disinfection Compliance through SAT. WRF-10-10.

WWAP. (2009). World Water Develpmenet Report 3. water in Changing World Facts and figures. World Water Assessment programme. Paris Francia: Unesco.

Wyffels, S., Boeckx, P., Pynaert, K., Zhang, D., Van Cleemput, O., Chen, G., y otros. (2004). Nitrogen removal from sludge reject water by a two-stage oxygen-limited autotrophic nitrification denitrification process. Water Science & Technology, 49, 57–64.

Wyffels, S., Pynaert, K., Boeckx, P., Verstraete, W., & Van Cleemput, O. (2003). Identification and quantification of nitrogen removal in a rotating biological

contactor by 15N tracer techniques. Water Research, 37, 1252–1259.

Wyffels, S., van Hulle, S., Boeckx, P., Volcke, E., van Cleemput, O., van Rolleghem, P., y otros. (2004). Modelling and simulation of oxygen-limited partial nitritation in a membrane-assisted bioreactor (MBR). Biotechnology and Bioengineering, 86, 531-542.

Yoo, H., Ann, K., Lee, H., Lee, K., Kwak, Y., & Song, K. (1999). Nitrogen removal from synthetic wastewater by simultaneous nitrification and denitrification (SND) via nitrite in an intermittently-aerated reactor. Water Research, 33(1), 145–154.

Zanuehza, L. y. (1995). Aspectos sanitarios en el uso de agua regenerada. Presentado en el Curso Regional el Tratamiento. Venezuela.

Zhou, H., & Smith D. (2011). Advanced technologies in water and wastewater treatment. Can J. Civ. Eng., 28, S49-S66.

Zhu, G., Peng, Y., Li, B., Yang, Q., & Wang, S. (2008). Biological removal of nitrogen from wastewater. Rev Environ Contam Toxicol, 192, 159-195.

Zogorski, J. (1975). The adsorption of phenols onto Granular Activated Carbon From Aqueous Solution. New Brunswick, NJ: Rutgers University.

Tabla de conversiones de unidades de medida

Sigla	Significado
mg	miligramo
g	gramo
kg	kilogramo
mm	milímetro
cm	centímetro
m	metro
ml	mililitro
l	litro
m^3	metro cúbico
s	segundo
h	hora
d	día
mg/l	miligramo por litro

Sigla	Significado
kg/m^3	kilogramo por metro cúbico
l/s	litros por segundo
m^3/d	metros cúbicos por día
Sm^3/h	condiciones estándar de metro cúbico por hora
Scfm	condiciones estándar de pies cúbicos por minuto
°C	grados Celsius
psia	libra-fuerza por pulgada cuadrada absoluta
cm/s	centímetro por segundo
m/s	metro por segundo
HP	caballo de fuerza (medida de energía)
kW	kilowatt
UNT	unidades nefelométricas de turbiedad

Longitud

Sistema métrico	Sistema Inglés	Siglas
1 milímetro (mm)	0.03	in
1 centímetro (cm) = 10 mm	0.39	in
1 metro (m) = 100 cm	1.09	yd
1 kilómetro (km) = 1 000 m	0.62	mi
Sistema Inglés	**Sistema métrico**	
1 pulgada (in)	2.54	cm
1 pie (ft) = 12 pulgadas	0.30	m
1 yarda (yd) = 3 pies	0.91	m
1 milla (mi) = 1 760 yardas	1.60	km
1 milla náutica (nmi) = 2 025.4 yardas	1.85	km

Superficie

Sistema métrico	Sistema inglés	Siglas
1 cm^2 = 100 mm^2	0.15	in^2
1 m^2 = 10 000 cm^2	1.19	yd^2
1 hectárea (ha) = 10 000 m^2	**2.47**	**acres**
1 km^2 = 100 ha	0.38	mi^2
Sistema Inglés	**Sistema métrico**	
1 in^2	6.45	cm^2
1 ft2 = 144 in^2	0.09	m^2
1 yd^2 = 9 ft^2	0.83	m^2
1 acre = 4 840 yd^2	4 046.90	m^2
1 $milla^2$ = 640 acres	2.59	km^2

Volumen/capacidad

Sistema métrico	Sistema inglés	Siglas
1 cm^3	0.06	in^3
1 dm^3 = 1 000 cm^3	0.03	ft^3
1 m^3 = 1 000 dm^3	1.30	yd^3
1 litro (L) = 1 dm^3	1.76	pintas
1 hectolitro (hL) = 100 L	21.99	galones
Sistema Inglés	**Sistema métrico**	
1 in^3	16.38	cm^3
1 ft^3 = 1 728 in^3	0.02	m^3
1 onza fluida EUA = 1.0408 onzas fluidas RU	29.57	mL
1 pinta (16 onzas fluidas) = 0.8327 pintas RU	0.47	L
1 galón EUA = 0.8327 galones RU	3.78	L

Masa/peso

Sistema métrico	Sistema inglés	
1 miligramo (mg)	0.0154	grano
1 gramo (g) = 1 000 mg	0.0353	onza
1 kilogramo (kg) = 1 000 g	2.2046	libras
1 tonelada (t) = 1000 kg	0.9842	toneladas larga
Sistema Inglés	**Sistema métrico**	
1 onza (oz) =437.5 granos	28.35	g
1 libra (lb) = 16 oz	0.4536	kg
1 stone = 14 lb	6.3503	kg
1 hundredweight (cwt) = 112 lb	50.802	kg
1 tonelada larga = 20 cwt	1.016	t

Temperatura

$^{o}C = \frac{5}{9}(^{o}F - 32)$	$^{o}F = \frac{9}{5}(^{o}C) + 32$

Otros sistemas de unidades		Multiplicado por	Sistema Internacional de Unidades (SI)	
Unidad	**Símbolo**	**Factor de conversión**	**Se convierte a**	
Longitud				
Pie	pie, ft.,'	0.30	metro	m
Pulgada	plg, in,"	25.40	milímetro	mm
Presión/esfuerzo				
Kilogramo fuerza/cm^2	kg_f/cm^2	98 066.50	pascal	Pa
Libra/pulgada^2	lb/ plg^2, PSI	6 894.76	pascal	Pa
atmósfera técnica	at	98 066.50	pascal	Pa
metro de agua	m H_2O (mca)	9 806.65	pascal	Pa
mm de mercurio	mm Hg	133.32	pascal	Pa
bar	bar	100 000.00	pascal	Pa
Fuerza/ peso				
kilogramo fuerza	kg_f	9.80	newton	N
Masa				
libra	lb	0.45	kilogramo	kg
onza	oz	28.30	gramo	g
Peso volumétrico				
kilogramo fuerza/m^3	kg_f/m^3	9.80	N/m^3	N/m^3
libra /ft^3	lb/ft^3	157.08	N/m^3	N/m^3
Potencia				
caballo de potencia	CP, HP	745.69	watt	W
caballo de vapor	CV	735.00	watt	W
Viscosidad dinámica				
poise	μ	0.01	pascal segundo	Pa s
Viscosidad cinemática				
viscosidad cinemática	ν	1	stoke	m^2/s (St)
Energía/ Cantidad de calor				
caloría	cal	4.18	joule	J
unidad térmica británica	BTU	1 055.06	joule	J
Temperatura				
grado Celsius	°C	tk=tc + 273.15	grado Kelvin	K

Nota: El valor de la aceleración de la gravedad aceptado internacionalmente es de 9.80665 m/s^2

Longitud								
de / a	mm	cm	m	km	mi	milla náutica (nmi)	ft	in
mm	1.000	0.100	0.001					
cm	10000	1.000	0.010				0.033	0.394
m	1 000.000	100.000	1.000	0.001			3.281	39.370
km			0.001	1.000	0.621	0.540	3 280.83	0.039
mi			1 609.347	1.609	1.000	0.869	5 280.000	
nmi			1 852.000	1.852	1.151	1.000	6 076.115	
ft		30.480	0.305				1.000	12.000
in	25.400	2.540	0.025				0.083	1.000

Superficie								
de / a	cm^2	m^2	km^2	ha	mi^2	acre	ft^2	in^2
cm^2	1.00						0.001	0.155
m^2	10 000.00	1.00					10.764	1 550.003
km^2			1.000	100.000	0.386	247.097		
ha		10 000.00	0.010	1.000	0.004	2.471		
mi^2			2.590	259.000	1.000	640.000		
acre		4 047.00	0.004	0.405	0.002	1.000		
ft^2	929.03	0.09					1.000	0.007
in^2	6.45						144.000	1.000

Volumen								
de / a	cm^3	m^3	L	ft^3	gal. EUA	acre-ft	in^3	yd^3
cm^3	1.000		0.001				0.061	
m^3		1.000	1 000.000	35.314	264.200			1.307
L	1 000.000	0.001	1.000	0.035	0.264		61.023	
ft^3		0.028	28.317	1.000	7.481			0.037
gal. EUA		0.004	3.785	0.134	1.000		230.974	
acre-ft		1 233.490				1.000		
in^3	16.387		0.016		0.004		1.000	
Yd^3		0.765		27.000				1.000

Gasto								
de / a	l/s	cm^3/s	gal/día	gal/min	l/min	m^3/día	m^3/h	ft^3/s
l/s	1.000	1 000.000		15.851	60.000	86.400	3.600	0.035
cm^3/s	0.001	1.000	22.825	0.016	0.060	0.083		
gal/día		0.044	1.000			0.004		
gal/min	0.063	63.089	1 440.000	1.000	0.000	5.451	0.227	0.002
l/min	0.017	16.667	0.000	0.264	1.000	1.440	0.060	
m^3/día	0.012	11.570	264.550	0.183	0.694	1.000	0.042	
m^3/h	0.278		6 340.152	4.403	16.667	24.000	1.000	0.010
ft^3/s	28.316			448.831	1 698.960	2 446.590	101.941	1.000

Eficiencia de pozo			
de	a	gal/min/pie	l/s/m
gal/min/pie		1.000	0.206
l/s/m		4.840	1.000

Permeabilidad							
de	a	cm/s	gal/día/Pie²	millones gal/día/acre	m/día	pie/s	Darcy
cm/s		1.000	21 204.78		864.000	0.033	
gal/día/pie²			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/cm²	lb/in²	mm de Hg	in de Hg	m de H_20	ft de H_2O
atmósfera	1.000	1.033	14.696	760.000	29.921	10.330	33.899
kg/cm²	0.968	1.000	14.220	735.560	28.970	10.000	32.810
lb/in²	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	cm²/s	gal/día/pie	m²/día
cm²/s	1.000	695.694	8.640
gal/día/ft	0.001	1.000	0.012
m²/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	9.60 1	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	°F=9/5°C+32
Fahrenheit a Centígrados	°C=5/9 (°F-32)
Réaumur a Centígrados	°C=5/4 °R
Fahrenheit a Réaumur	°R=4/9 (°F-32)
Réaumur a Fahrenheit	°F=(9/4°R)+32
Celsius a Kelvin	°K=273.15+^{0}C
Fahrenheit a Rankine	°Ra=459.67+°F
Rankine a Kelvin	°K=5/9°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 $CaC0_3$
calcio Ca^{+2}	20.04	0.04991	1.1719	0.8533	2.4970
hierro Fe^{+2}	27.92	0.03582	1.6327	0.6125	1.7923
magnesio Mg^{+2}	12.16	0.08224	0.7111	1.4063	4.1151
potasio K^{+1}	39.10	0.02558	2.2865	0.4373	1.2798
sodio Na^{+1}	23.00	0.04348	1.3450	0.7435	2.1756
bicarbonato $(HCO_3)^{-1}$	61.01	0.01639	3.5678	0.2803	0.8202
carbonato $(CO_3)^{-2}$	30.00	0.03333	1.7544	0.5700	1.6680
cloro $(Cl)^{-1}$	35.46	0.02820	2.0737	0.4822	1.4112
hidróxido $(OH)^{-1}$	17.07	0.05879	0.9947	1.0053	2.9263
nitrato $(NO_3)^{-1}$	62.01	0.01613	3.6263	0.2758	0.8070
fosfato $(PO_4)^{-3}$	31.67	0.03158	1.8520	0.5400	1.5800
sulfato $(SO_4)^{-2}$	48.04	0.02082	2.8094	0.3559	1.0416
bicarbonato de calcio $Ca(HCO_3)_2$	805.00	0.01234	4.7398	0.2120	0.6174
carbonato de calcio $(CaCO_3)$	50.04	0.01998	2.9263	0.3417	1.0000
cloruro de calcio $(CaCl_2)$	55.50	0.01802	3.2456	0.3081	0.9016
hidróxido de calcio $Ca(OH)_2$	37.05	0.02699	2.1667	0.4615	1.3506
sulfato de calcio $(CaSO_4)$	68.07	0.01469	3.9807	0.2512	0.7351
bicarbonato férrico $Fe(HCO_3)_3$	88.93	0.01124	5.2006	0.1923	0.5627
carbonato férrico $Fe_2(CO_3)_3$	57.92	0.01727	3.3871	0.2951	0.8640
sulfato férrico $Fe_2(CO_4)_3$	75.96	0.01316	4.4421	0.2251	0.6588
bicarbonato magnésico $Mg(HCO_3)_2$	73.17	0.01367	4.2789	0.2337	0.6839
carbonato magnésico $(MgCO_3)$	42.16	1.02372	2.4655	0.4056	1.1869
cloruro de magnesio $(MgCl_2)$	47.62	0.02100	2.7848	0.3591	1.0508
hidróxido de magnesio $Mg(OH)_2$	29.17	0.03428	1.7058	0.5862	1.7155
sulfato de magnesio $(MgSO_4)$	60.20	0.01661	3.5202	0.2841	0.6312

epm = equivalentes por millón
ppm = partes por millón
gpg = granos por galón
p.p.m. $CaC0_3$ = partes por millón de carbonato de calcio

Tabla abreviaturas

ABREVIATURA	SIGNIFICADO
$(C_{sr})_{760}$	Concentración de saturación a la presión normal
$\Delta h_1, \Delta h_2, \ldots \Delta h_n$	Diferencia de altura entre dos curvas consecutivas de porcentaje de remoción (m).
$(RT)_D$	Oxígeno transferido al agua corriente en condiciones de referencia por CV h, con turbulencia nula.
$(RT)_{ref.}$	Transferencia de oxígeno al agua corriente en condiciones de referencia
$\frac{\partial M}{\partial t}$	Velocidad de transferencia de O_2
$\frac{dx}{dt}$	Tasa de cambio de la concentración de la biomasa en el reactor medida como kg SSV/m³ d
$\partial C/\partial Xf$	Gradiente de concentración de oxígeno
ΔX	Producción neta de biomasa (lodo)
H	Diferencia entre las entalpías H_2 y H_1 del aire en estados 2 y 1.
μ	Viscosidad del agua
μ_a	Tasa de crecimiento de la biomasa especifica
μ_m	Tasa máxima de crecimiento de bacterias especificas
μw	Viscosidad del agua
1.42	DQO de tejido celular
1/29	Número de kg mol en un kg de aire, ya que el P_m del aire se toma 29
4.33	Factor de conversión para la demanda de oxígeno necesario para la oxidación completa
α	kg de sustrato consumido utilizado para el metabolismo energético/kg de sustrato total consumido
A	Área de contacto superficial entre las fases líquida y gaseosa
A	Área de la sección longitudinal de la zona de sedimentación
A/M	Relación alimento/microorganismos
A'	Área de la sección transversal de la zona de sedimentación
AM	Área superficial de la membrana
A_m	Área de membrana
A_{SC}	Superficie necesaria para la clarificación
A_{ST}	Superficie del clarificador requerida para la coagulación
At	Altitud sobre el nivel del mar
BMI	Mineralización biológicamente inducida
BRM	Biorreactor con membranas
C	Edad de lodos
C,n,m,p	Constantes características del equipo de aeración.
C_b	Concentración de sólidos suspendidos
C_c	Concentración de reactivo químico de limpieza

ABREVIATURA	SIGNIFICADO
CD	Coeficiente de Difusión
C_{ij}	Concentración en el intervalo de tiempo para la muestra
C_L	Concentración de OD a régimen constante
C_O	Concentración inicial de la suspensión
CO	Capacidad de Oxigenación
COT	Carbono orgánico total
COV	Carga orgánica volumétrica
C_{rs}	Concentración de saturación de OD en agua residual.
C_s	Concentración de saturación de OD
$C_{s(20,0)}$	Concentración de saturación de oxígeno disuelto en agua destilada a 20°C y al nivel del mar
$C_{s(T,A)}$	Concentración de saturación de oxígeno disuelto en agua potable, a la temperatura T y altitud A del lugar
$C_{s,r}$	La concentración de OD a saturación en aguas residuales
$C_{s,s}$	Concentración de oxígeno en aeración superficial
C_{sm}	Concentración de oxígeno a saturación para el agua residual.
CSP	Concentración de sustrato partículado
D	Diámetro
CD	Coeficiente de difusión
d	Profundidad del punto de inyección
DBO	Demanda bioquímica de oxígeno
DBO_A	Carga orgánica aplicada
DBO_e	Demanda bioquímica de oxígeno salida
DBO_r	DBO eliminado
D_C	Dotación de agua potable cliente
D_E	Dotación de agua potable empleado
D_I	Dotación de agua para Inodoro
D_J	Dotación de agua para jardines
D_L	Dotación para limpieza exterior
D_o	Dosis
DO	Demanda de oxígeno
DON	Demanda de oxígeno para nitrificación
D_{osf}	Dosificación de NaClO
DQO	Demanda química de oxígeno
DQO_b	Demanda química de oxígeno biodegradable
DQO_s	Demanda química de oxígeno soluble
DTeO	Demanda teórica de oxígeno
EBN	Eliminación biológica de nutrientes
EPA	Enviromental Protection Agency

ABREVIATURA	SIGNIFICADO
f	Factor de conversión de DBO a DBO total y tiene un valor comprendido entre 0.45 y 0.68
f_d	Fracción de biomasa que queda como resto celular
f_d	Fracción de biomasa remanente de respiración endógena, 0.10 a 0.15
F_o	Factor de ocupación
F_R	Factor retorno
F_V	Fracción volátil de los sólidos en suspensión
$F_{X, act}$	Fracción activa de la biomasa en SSVLM
G_g	Flujo de solidos producto de la gravedad
G_s	Caudal de aire
H	Profundidad
H_1, H_2	Entalpia
HP	Potencia
H_s	Altura de la columna de sedimentación
IVL	Índice volumétrico de lodos
J	Flujo a través de la membrana
J	Flux
Jd	Flux con ensuciamiento
J_{ss}	Flux estado estacionario
K	Permeabilidad
k	Coeficiente de utilización de sustrato específico
k_d	Coeficiente de decaimiento endógeno
$k_{d,o}$	kg LMSSV oxidado/d y kg LMSSV biodegradable en el reactor
K_{La}	Coeficiente global de transferencia (KLa) de las aguas residuales
k_p	Tasa máxima de conversión de sustrato especifico
k_s	Constante de saturación
k_s	Coeficiente de velocidad media, concentración del sustrato a la mitad de la tasa máxima de utilización del sustrato específico
k_T	Coeficiente de tasa de reacción a la temperatura
K_x	Coeficiente de degradación a la mitad de la velocidad de utilización de sustrato específico.
L	Longitud de la zona de sedimentación
L_{org}	Carga orgánica volumétrica
m_a	Masa de aire
m_F	caudal másico de la alimentación fresca
MON	Sustancias poliméricas extracelulares
n	Número de líneas de isoremoción
N	Tasa real de transferencia de oxígeno (kg de O2 transferidos/h unidad)
η	Eficiencia de transferencia de oxígeno
N_0	Concentración de $N\text{-}NH_4$ a t=0

ABREVIATURA	SIGNIFICADO
N_c	Número de casettes por tanque
N	Concentración de Nitrógeno total en la entrada
N_e	Concentración de Nitrógeno en la salida
NH	Concentración de N-NH_4 en el influente
NH_e	Concentración de N-NH_4 en el efluente
N_{HO}	Concentración de N-NH_4 a un tiempo t=0
N_{Ht}	Concentración de N-NH_4 a un tiempo t
N_o	Tasa nominal de transferencia de oxígeno en condiciones normales
N_t	Concentración de N-NH_4 a t=0
NT	Concentración de nitrógeno en el influente
N_T	Número de tanques necesarios
NT_e	Concentración de nitrógeno en el efluente
NTK	Nitrógeno total Kjeldahl
ϴ	Coeficiente de actividad temperatura
OD	Oxígeno disuelto
P	Fósforo
P_A	Presión barométrica
P_{at}	Presión atmosférica local
P_{atm}	Presión atmosférica
P_b	Presión a la profundidad en que se introduce el aire , incluye un factor de seguridad por pérdida de carga en la tubería del sistema
PMS	Productos microbianos solubles
P_R	Potencia de bomba de retrolavado
PT	Fosforo total
PTAR	Planta de tratamiento de aguas residuales
PTM	Presión transmembrana
Pv	Presión Vapor de agua
P^v	Potencia
P_v	Potencia en CV por m^3 de líquido en el tanque
$P_{X, SST}$	Lodos residuales netos producidos por día, medido en términos de sólidos suspendidos totales
$P_{X,bio}$	Biomasa como SSV purgada por día
$P_{XT, SSV}$	Sólidos totales purgados diariamente
q	Velocidad especifica de consumo de sustrato
Q_F	Capacidad de tratamiento por el módulo (cassette)
$Q_{filtrado}$	Gasto de agua que pasa a través del módulo de las membranas
Q_{LP}	Flujo de limpieza química
Q_o	Caudal de mezcla

ABREVIATURA	SIGNIFICADO
Q_p	Caudal de Purga
Q_R	Alimentación de reciclado
Q_r	Recirculación de lodos
R	Constante de los gases perfectos
r	Relación de reciclado
cr	Coeficiente de transferencia, depende del tipo de difusor (0.05 a 0.30)
R	Porcentaje total de remoción de un sedimentador ideal (%)
R_0	Estimación del rendimiento del soplador
$R_1, R_2,...,R_n$	Curvas de porcentaje de remoción a profundidades h_1, $h_2...h_n$, después de un tiempo de retención dado (%).
RAS	Sistema activado de retorno
RBS	Reactor biológico secuencial
R_c	Resistencia del lodo
R_d	Rendimiento detrayendo las pérdidas en el motor y en la transmisión
r_g	Tasa neta de producción de biomasa
R_{gc}	Rendimiento global del soplador
R_{ij}	Porcentaje de eliminación de sólidos en suspensión
R_{in}	% de eliminación del número de línea de isoremoción (n)
R_m	Resistencia intrínseca de la membrana
R_n	Resistencia al ensuciamiento irreversible
R_{n-1}	% de eliminación del número de línea de isoremoción (n-1)
r_o	Tasa de consumo de oxígeno
R_o	Oxígeno requerido
Rpm_t	Rendimiento retrayendo las pérdidas del motor de transmisión
$r_{sc,p}$	Velocidad de cambio de la concentración de sustrato de partículas debido a la conversión de sustrato soluble
r_{su}	Tasa de utilización de sustrato
RT	Rendimiento de transferencia de oxígeno
R_T	Resistencia total de la membrana
R_t	Rendimiento termodinámico
RT_D	Oxígeno transferido al agua corriente en condiciones de referencia con turbulencia nula
RTO	Rendimiento de transferencia de oxígeno
RT_{ref}	Transferencia de oxígeno al agua corriente en condiciones de referencia
r_{xd}	Tasa de producción de residuos celulares
r_{Xi}	Tasa de producción de SSVnb producto de restos celulares
$r_{XT\ SSV}$	Tasa de producción total de SSV
S	Concentración de sustrato en el afluente
Sa	Constante característica del equipo de aeración
SD	Concentración de sólidos disueltos

ABREVIATURA	SIGNIFICADO
S_e	Concentración de sustrato en el efluente
S_{ls}	Concentración limitante de sustrato en solución
SP	Concentración de sustrato partículado
S_r	DBO removida = S - S_e
S_{se}	Concentración de sustrato soluble en la salida
SSF_0	Solidos suspendidos fijos
SSLM	Sólidos en suspensión en el licor mezclado
SST	Sólidos suspendidos totales
SSTLM	Sólidos suspendidos totales en el licor mezclado
SST_o	Concentración de SST en el agua residual de la entrada
SSV	Sólidos suspendidos volátiles
SSV_e	Concentración de sólidos suspendidos volátiles en la salida
SSVLM	Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado
SSVnb	Solidos Suspendidos volátiles no biodegradables
SSVnbLM	Concentración de SSVnb en el tanque de aeración, kg/m^3
SSV_o	Concentración de SSV de aguas residuales de la entrada
SSVp	Sólidos suspendidos volátiles de purga
SSV_R	Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el lodo de recirculación o purga
S_t	Concentración del sustrato a un tiempo t
T	Temperatura
t	tiempo
t_A	Tiempo de aeración
T_a	Temperatura del licor mezclado
T_{amb}	Temperatura ambiente
t_b	Intervalo de retrolavado
t_c	Tiempo correspondiente al punto de intersección de una línea de isoremoción en el eje X
T_c	Tiempo total del ciclo
t_D	Tiempo de decantamiento
T_F	Temperatura de alimentación
t_F	Tiempo de llenado
t_i	Tiempo de inactividad
TRH	Tiempo de residencia hidráulico
TRHS	Tiempo de retención hidráulico de sedimentación
TRMC	Tiempo de retención medio celular
t_s	Tiempo de sedimentación
T_w	Temperatura del licor en el reactor

ABREVIATURA	SIGNIFICADO
U	Tasa especifica de utilización de sustrato
V	Volumen del reactor
VA	Volumen de aire requerido
V_c	Volumen de limpieza con reactivo químico
VCO	Velocidad de consumo de oxígeno
V_F	Volumen de llenado
V_g	Velocidad de sedimentación en una concentración de solidos
v_L	Velocidad horizontal del agua, *Q/A'*
VL_p	Volumen de lodos purgados
v_o	Velocidad deseada de sedimentación de la partícula
v_p	Velocidad de sedimentación de la partícula
V_R	Volumen del tanque de agua de retrolavado
V_s	Volumen sedimentado después de la decantación
V_S	Volumen de sedimentación
V_T	Volumen total
V_{TQ}	Volumen del tanque de limpieza química
VUO	Velocidad de utilización de oxígeno
W	Ancho del tanque de aeración
w	Ancho de la zona de sedimentación
W_e	Trabajo en el eje del soplador por kg de aire comprimido
x	Tiempo de retención celular
X	Concentración de biomasa (microorganismos)
X_e	Concentración de biomasa en la salida
X_i	Concentración de SSVnb en el tanque de aeración
X_n	Concentración de bacterias nitrificantes
$X_{NV,F}$	Concentración de sólidos no volátiles en la alimentación inicial
$X_{Nv,o}$	Concentración de sólidos en suspensión no volátiles en la alimentación combinada
X_o	Concentración de biomasa en la entrada
X_{oi}	Concentración de SSVnb en la entrada
X_p	SSV en la purga
X_R	Concentración de la biomasa en la línea de retorno del clarificador
x_s	Concentración de SSLM en el volumen sedimentado
X_T	Concentración total LMSSV en el tanque de aeración
$X_{V,a}$	Concentración de solidos suspendidos volátiles del licor mezclado
$X_{V,F}$	Concentración de sólidos volátiles en la alimentación inicial
X_{vo}	Concentración de sólidos volátiles en la alimentación
X_w	Concentración de sólidos suspendidos en el lodo
Y	Coeficiente de producción neta de biomasa

ABREVIATURA	SIGNIFICADO
Ý	Fracción de sustrato consumido utilizada en la síntesis
Y_{bio}	Producción neta de biomasa
Y_n	Crecimiento de biomasa observada por nitrificación
Y_o	kg de SSVLM biodegradables producidos por kg de DB0 total consumida o ΦY
Y_{obs}	Rendimiento observado
α	Relación promedio de la tasa de transferencia de oxígeno en agua residual, KL_a, a la tasa de transferencia de oxígeno en agua potable. Generalmente entre 0.7-0.95
β	Relación entre la concentración de saturación de oxígeno en el agua residual y la concentración de saturación en agua potable, generalmente igual a 0.9 para aguas residuales municipales
γ	Constante adiabática
ΔX	Producción neta de biomasa
ν	Volumen de permeado por unidad de área
Φ	Cantidad de SSVLM biodegradable producida por kg de SSVLM producido ≈~ 0.77
$\boldsymbol{\alpha}$	Resistencia del lodo

Ilustraciones

Ilustración 1.1 Estadísticas del agua: demanda total de agua y volumen de agua regenerada 1
Ilustración 1.2 Desglose por sectores de recolección y consumo del agua 2
Ilustración 1.3 Cambios de la calidad del agua durante su uso a través del tiempo 7
Ilustración 1.4 Fuentes de agua de la industria manufacturera a) 1975 y b) 1995 15
Ilustración 1.5 Eliminación prevista de microorganismos según los tiempos de retención 63
Ilustración 1.6 Esquema del manejo de las aguas residuales domésticas de Lima durante el 2008 72
Ilustración 1.7 Diagrama de flujo del tren de tratamiento de la PTAR Torreele con tratamiento avanzado 73
Ilustración 1.8 Diagrama de flujo del tratamiento de la planta de Fred Hervey en El Paso Texas 75
Ilustración 2.1 Sistema de pre-desnitrificación 85
Ilustración 2.2 Determinación de la tasa específica de desnitrificación (SDNR) a 20 ° C de acuerdo a la relación A/M_b y la fracción de la DQO del afluente fácilmente biodegradable 90
Ilustración 2.3 Sistema de nitrificación-desnitrificación 93
Ilustración 2.4 Sistema Bardenpho de cuatro etapas 94
Ilustración 2.5 a) Sistema de nitrificación-desnitrificación en zanja de oxidación; b) fotografía de vista superior de una zanja de oxidación 95
Ilustración 2.6 Esquema de un reactor discontinuo secuencial para la remoción de nitrógeno 96
Ilustración 2.7 Perfil de dos flóculos microbianos de diferente tamaño en donde se indica la diferenciación entre la zona aerobia y la zona anóxica de acuerdo con la difusión del oxígeno disuelto a través del flóculo 98
Ilustración 2.8 Esquemas del proceso SHARON-desnitrificación: a) Operación en un único reactor mediante ciclos de aireación intermitente, y b) Operación en dos reactores independientes, el primero en condiciones aerobias y el segundo en condiciones anóxicas 101
Ilustración 2.9 Posibles rutas metabólicas para el proceso de oxidación anaerobia de amonio (ANAMMOX) 102
Ilustración 2.10 Combinación de los procesos de nitrificación parcial y oxidación anaerobia de amonio en reactores independientes: SHARON y ANAMMOX 103
Ilustración 2.11 Planta de tratamiento de aguas residuales con bioaumentación de organismos nitrificantes BABE 106
Ilustración 2.12 Difusión de oxígeno y nutrientes a la superficie de la biopelícula 112
Ilustración 2.13 Grosor de la película aerobia y anaerobia 113

Ilustración 2.14 Sistema de discos biológicos rotatorios y sedimentador secundario 118
Ilustración 2.15 Disco biológico: a) parcialmente sumergido; b) sumergido 119
Ilustración 2.16 Sistema de biodiscos multi-etapas. a) sistema de biodiscos con eje perpendicular al flujo de agua; b) sistema de biodiscos con eje paralelo al flujo de agua 120
Ilustración 2.17 a) Curvas de diseño con base en la carga hidráulica superficial y remoción de la DBO total; b) Curvas de diseño con base en la carga hidráulica superficial y DBO total y soluble para T>10°C 123
Ilustración 2.18 Sistema de biodiscos para remoción de materia orgánica y nitrógeno: a) configuración de post-desnitrificación; b) configuración de pre-desnitrificación 124
Ilustración 2.19 Biofiltro aerobio de lecho sumergido 125
Ilustración 2.20 Régimen de fluidización debido al aumento en la velocidad de ascensión del fluido a través del lecho 131
Ilustración 2.21 Reactor de lecho fluidificado de tres fases 132
Ilustración 2.22 Medio de soporte en reactor de lecho móvil 134
Ilustración 2.23 Variación de la concentración de DBO soluble y ortofosfatos en la zona anaerobia y aerobia en un sistema de lodos activados diseñado para la remoción de fósforo 136
Ilustración 2.24 Esquema del mecanismo de la remoción biológica de fósforo 137
Ilustración 2.25 Proceso Phoredox o A/O 142
Ilustración 2.26 Efecto del TRH anaerobio y la fracción de masa anaerobia en la remoción biológica de fósforo 145
Ilustración 2.27 Cantidad de DQOfb para la RBF relacionada con el contenido de AGV 152
Ilustración 2.28 Proceso A^2O 155
Ilustración 2.29 Proceso Bardenpho modificado 155
Ilustración 2.30 Proceso UCT y Proceso UCT Modificado 156
Ilustración 2.31 Proceso VIP 157
Ilustración 2.32 Proceso JHB 158
Ilustración 2.33 Proceso A^2O BRM 165
Ilustración 2.34 Proceso Bardenpho Modificado-BRM 166
Ilustración 2.35 Proceso UCT Modificado-BRM 166
Ilustración 2.36 Proceso Johannesburgo-BRM 167
Ilustración 2.37 RDS con lodo granular 167
Ilustración 2.38 Curva de la cloración hasta el punto de quiebre 176
Ilustración 2.39 Proceso típico de remoción de amoníaco por arrastre con aire 179
Ilustración 2.40 Columna de arrastre con aire 180
Ilustración 2.41 Equilibrio químico entre el ion amonio (NH4+) y el amoníaco (NH3) 181
Ilustración 2.42 Curva de caída de presión para sistemas de arrastre con aire 192
Ilustración 2.43 Curva de ruptura de las concentraciones normalizadas de Cl- y Ca+2 194
Ilustración 3.1 Etapas del proceso de coagulación-floculación 200
Ilustración 3.2 Superficie cargada de la partícula 200
Ilustración 3.3 Diagrama de diseño y operación del aluminio 204

Ilustración 3.4 Diagrama de diseño y operación del Hierro III 205
Ilustración 3.5 Prueba de jarras 207
Ilustración 3.6 Determinación del pH óptimo 207
Ilustración 3.7 Determinación de la dosis óptima 207
Ilustración 3.8 Esquema de un mezclador mecánico en línea 210
Ilustración 3.9 Diseño de un mezclador mecánico 211
Ilustración 3.10 a) arriba, mezclador estático en línea, b) izquierda, elementos del mezclador, c) derecha, diseño de mezcladores estáticos 212
Ilustración 3.11 Caída de presión típica para mezcladores estáticos para diámetros de tubería desde 150 a 700 mm 213
Ilustración 3.12 Floculadores hidráulicos. a) flujo horizontal, b) flujo vertical 215
Ilustración 3.13 Arreglo de floculador con tres compartimientos y arreglo de pared del bafle 217
Ilustración 3.14 Esquema de los mecanismos de filtración granular. a) cribado mecánico o cernido, b) sedimentación, c) floculación, d) intercepción 226
Ilustración 3.15 Configuración típica de un filtro a gravedad 228
Ilustración 3.16 Sistemas de drenaje por bloques para recolección de agua filtrada 242
Ilustración 3.17 Guía de tasa de retrolavado, temperatura 10°C, S.G. = gravedad específica 243
Ilustración 3.18 Tamaño de canaletas 247
Ilustración 3.19 Términos usados para el diseño del canal de retrolavado 248
Ilustración 3.20 Diseño de un filtro a presión 249
Ilustración 3.21 Tapa toriesférica 251
Ilustración 3.22 Prueba de jarras para determinar el pH óptimo 253
Ilustración 3.23 Prueba de jarras para determinar la dosis óptima de coagulante 254
Ilustración 3.24 Floculador de paletas de rueda 261
Ilustración 3.25 Detalles del floculador de paletas de rueda 261
Ilustración 3.26 Esquema de las dimensiones del filtro diseñado. 263
Ilustración 3.27 Esquema del filtro diseñado con las canaletas. 264
Ilustración 3.28 Proceso de separación con membranas. 265
Ilustración 3.29 Módulo de membranas de configuración tubular. 269
Ilustración 3.30 Módulos de membranas de fibra hueca. 269
Ilustración 3.31 Módulo de membranas enrolladas en espiral. 269
Ilustración 3.32 Régimen de flujo en los procesos de membrana. 269
Ilustración 3.33 Curva típica de ruptura en un proceso de adsorción 285
Ilustración 3.34 Tipos de adsorbedores con CAG. a) Adsorbedor con lecho fijo, b) Adsorbedor con lecho fluidizado 286
Ilustración 3.35 Sistema de lodos activados con adición de CAP 291
Ilustración 3.36 Contactor mezclado con CAP y separación a gravedad 291
Ilustración 3.37 Principales componentes de un sistema de ozonación 300
Ilustración 3.38 Sistema de generación de ozono 302
Ilustración 3.39 Diferentes patrones de flujo en un contactor de burbuja fina 303
Ilustración 3.40 Sistemas de disolución por inyección 304

Ilustración 3.41 Contactor con turbina de mezclado 305
Ilustración 3.42 Sistema de ablandamiento mediante intercambio iónico 310
Ilustración 3.43 Diagrama de barras para cationes y aniones 319
Ilustración 3.44 Curva de ruptura de columna a escala laboratorio 322
Ilustración 3.45 Patrones típicos de flujo de agua y aire en torres de desorción: a) flujo a contracorriente, b) flujo a co-corriente y c) flujo cruzado 323
Ilustración 3.46 Esquema de una torre de desorción 325
Ilustración 3.47 a) Esquema del análisis de un desorbedor a contracorriente con una etapa; b) Esquema del análisis de una columna de desorción con varios etapas a contracorriente 327
Ilustración 3.48 Esquema del proceso de ósmosis directa y ósmosis inversa 332
Ilustración 3.49 Instalación de etapa simple 337
Ilustración 3.50 Instalación de etapas de salmuera 338
Ilustración 3.51 Instalación de etapas de producto 338
Ilustración 3.52 Relación producción-salinidad 341
Ilustración 3.53 influencia de la presión 341
Ilustración 3.54 Influencia de la temperatura en la eficiencia de la membrana 342
Ilustración 3.55 Influencia del pH en el rechazo de sales 342
Ilustración 3.56 Arreglo del sistema de osmosis inversa 348
Ilustración 3.57 Isotermas de intercambio iónico (Fracción del ión en fase acuosa) 351
Ilustración 3.58 Ablandamiento por medio de intercambiador de cationes 355
Ilustración 3.59 Desmineralización total por intercambio iónico 356
Ilustración 3.60 Producción de resinas mediante copolimerización 360
Ilustración 3.61 Intercambiador catiónico 361
Ilustración 3.62 Intercambiador aniónico 362
Ilustración 3.63 Curva típica de ruptura de una resina de intercambio iónico 363
Ilustración 3.64 Unidad de intercambio de iones 365
Ilustración 3.65 Pasos en la operación del intercambiador de iones 366
Ilustración 3.66 Expansión del lecho de resina Vs. velocidad de retrolavado para la resina duolit C-20 371
Ilustración 3.67 Principio de la electrodiálisis 374
Ilustración 3.68 Electrodiálisis convencional. Módulo de membranas con ánodo y cátodo 375
Ilustración 3.69 Migración de los iones dentro de las membranas del módulo 376
Ilustración 3.70 Esquema del proceso de electrodiálisis reversible 376
Ilustración 3.71 Partes que componen un módulo de membrana 377
Ilustración 3.72 Flujo de agua en los separadores 378
Ilustración 3.73 Módulo de electrodiálisis 379
Ilustración 3.74 Diagrama de una unidad de electrodiálisis de 2 líneas y 3 etapas en serie. 383
Ilustración 3.75 Diagrama de flujo del proceso de electrodiálisis para la remoción de sólidos disueltos totales de efluentes secundarios 384

Tablas

Tabla 1.1 Grado de contaminación de las aguas residuales municipales 3
Tabla 1.2 Razón, beneficios y futuro de la regeneración y el reúso del aguaParámetro a en diferentes unidades 6
Tabla 1.3 Categorías del reúso del agua y sus aplicaciones típicas 8
Tabla 1.4 Directrices de OMS (1989) sobre calidad parasitológica y microbiológica de aguas residuales para uso en agricultura 10
Tabla 1.5 Medidas de control de protección a la salud 10
Tabla 1.6 Guías sugeridas para aguas tratadas en el reúso agrícola y sus requerimientos de tratamiento 11
Tabla 1.7 Directrices para interpretar la calidad de las agua de riego 12
Tabla 1.8 Calidad del agua requerida para reúso agrícola 13
Tabla 1.9 Calidad del agua requerida para reúso agrícola 14
Tabla 1.10 Consumo de agua dulce por industria 15
Tabla 1.11 Emisoras directas de contaminantes inorgánicos en agua clasificados por actividad 17
Tabla 1.12 Emisoras directas de contaminantes orgánicos en agua clasificados por actividad 18
Tabla 1.13 Criterios de calidad del agua para uso industrial en los procesos de enfriamiento y calentamiento 19
Tabla 1.14 Criterios de calidad del agua para uso en los procesos de producción de celulosa y papel 20
Tabla 1.15 Valores para los diferentes tipos de reúso directo o indirecto 21
Tabla 1.16 Directrices de OMS para reúsos municipales no potables (lavado de calles y coches, riego de áreas verdes urbanas) 21
Tabla 1.17 Directrices de OMS para reúso recreativo 22
Tabla 1.18 Normativa de EE. UU. para uso recreativo (incluye con y sin contacto directo) y uso recreativo en áreas donde el contacto con el agua no se permite 23
Tabla 1.19 Directrices de OMS para reúsos municipales no potables (lavado de calles y coches, riego de áreas verdes urbanas) 24
Tabla 1.20 Características fisicoquímicas del agua residual y su lugar de procedencia 29
Tabla 1.21 Tipos de tratamiento de aguas residuales 30
Tabla 1.22 Cuadro comparativo de diferentes tratamientos biológicos de aguas residuales 31
Tabla 1.23 Requerimientos mínimos para descargas de aguas residuales municipales a cuerpos receptores según U.S. EPA 31
Tabla 1.24 Recomendaciones de la OMS para reutilización de aguas residuales en riego agrícola 31
Tabla 1.25 Normativa de la Agencia de protección ambiental (EE.UU) sobre la reutilización de aguas residuales para uso agrícola 32
Tabla 1.26 Recomendaciones de la OMS para el riego de campos deportivos y de zonas verdes con acceso público 33

Tabla 1.27 Normas de la Agencia de Protección Ambiental para el riego de parques, campos deportivos, zonas verdes y otros usos 33
Tabla 1.28 Requerimientos mínimos para aguas residuales municipales aplicados en la Comunidad Europea 33
Tabla 1.29 Límites máximos permisibles para contaminantes básicos según NOM-001-SEMARNAT-1996 35
Tabla 1.30 Límites máximos permisibles (LMP) para metales pesados y cianuros según NOM-001-SEMARNAT-1996 36
Tabla 1.31 Fechas de cumplimiento de la NOM-001- SEMARNAT -1996 establecidas para las descargas de aguas municipales 36
Tabla 1.32 Fechas de cumplimiento de la NOM-001-SEMARNAT-1996 establecidas para las descargas de aguas no municipales 37
Tabla 1.33 Plazos establecidos para que los responsables de las descargas municipales presenten programas de acciones u obras en caso de que se rebasan los LMP que marca la NOM-001- SEMARNAT -1996 38
Tabla 1.34 Plazos establecidos para que los responsables de las descargas no municipales presenten programas de acciones u obras en caso de que se rebasan los LMP que marca la NOM-001-ECOL-1996 38
Tabla 1.35 Frecuencia de muestreos y presentación de reportes para descargas de tipo municipal establecida en la NOM-001- SEMARNAT -1996 38
Tabla 1.36 Frecuencia de muestreos y presentación de reportes para descargas de tipo no municipal establecida en la NOM-001- SEMARNAT -1996 38
Tabla 1.37 Límites máximos permisibles para contaminantes según NOM-002- SEMARNAT-1996 40
Tabla 1.38 Frecuencia de muestreo de las descargas al alcantarillado según NOM-002-SEMARNAT-1996 41
Tabla 1.39 Fechas de cumplimiento de los LMP que establece la NOM-002- SEMARNAT -1996 42
Tabla 1.40 Criterios recomendados de calidad del agua residual tratada para su reuso en riego agrícola 44
Tabla 1.41 Directrices recomendadas sobre la calidad microbiológica de las aguas residuales empleadas en agricultura[a] 46
Tabla 1.42 Remoción de microorganismos en diferentes sistemas de tratamiento 47
Tabla 1.43 Límites máximos permisibles para contaminantes según NOM-003-SEMARNAT-1997 49
Tabla 1.44 Calidad del agua residual tratada para recarga artificial. 53
Tabla 1.45 Requisitos relativos a la distancia mínima a las captaciones y al tiempo de residencia en el subsuelo del agua de recarga 53
Tabla 1.46 NOM-015-CONAGUA-2007: Calidad de agua pluvial y de escurriemientos superficiales para infiltración al suelo y subsuelo 55
Tabla 1.47 Reúsos del agua y sus tratamientos 59
Tabla 1.48 Tipos de uso del agua y sus tratamientos 60
Tabla 1.49 Grado de eficiencia previsto en la eliminación de los principales agentes patógenos 63
Tabla 1.50 Características de los principales niveles de tratamiento 65

Tabla 1.51 Guías sugeridas para las aguas tratadas en el reúso agrícola y sus requerimientos de tratamiento 66
Tabla 1.52 Tipos de tratamiento utilizados para la remoción de diferente contaminantes 68
Tabla 1.53 Remoción de contaminantes durante cada etapa del tratamiento y remoción total al final del esquema de tratamiento. 71
Tabla 1.54 Calidad microbiológica de las aguas residuales empleadas para riego en los casos estudiados 71
Tabla 2.1 Eliminación de constituyentes por medio de operaciones y procesos de tratamiento avanzados 79
Tabla 2.2 Calidad y remoción de nutrientes en sistemas de tratamiento de aguas residuales 79
Tabla 2.3 Capacidad de varios procesos para alcanzar diferentes concentraciones de nitrógeno en sus efluentes 84
Tabla 2.4 Parámetros típicos de diseño de un sistema anóxico/aerobio 87
Tabla 2.5 Coeficientes cinéticos para bacterias heterótrofas en sistemas de lodos activados 87
Tabla 2.6 Coeficientes cinéticos para las bacterias nitrificantes en un sistema de lodos activados 87
Tabla 2.7 Valores para θ para corrección por temperatura de los coeficientes cinéticos para bacterias heterótrofas 87
Tabla 2.8 Valores para θ para corrección por temperatura de los coeficientes cinéticos para bacterias nitrificantes 87
Tabla 2.9 Parámetros típicos de diseño de un sistema aerobio/ anóxico 93
Tabla 2.10 Parámetros típicos de diseño de un sistema Bardenpho de cuatro etapas 94
Tabla 2.11 Parámetros típicos de diseño de un sistema de Zanja de oxidación para la remoción de nitrógeno 95
Tabla 2.12 Parámetros típicos de diseño de un reactor discontinuo secuencial para remoción de nitrógeno 96
Tabla 2.13 Criterios de diseño de sedimentadores secundarios en sistemas de lodos activados 97
Tabla 2.14 Indicadores de desnitrificación en los sedimentadores secundarios 97
Tabla 2.15 Parámetros de diseño-ejemplo sistema anóxico/aerobio 107
Tabla 2.16 Aplicaciones, cargas y calidad del efluente de filtros percoladores 117
Tabla 2.17 Criterios de diseño para biodiscos para remoción de materia orgánica y nitrificación 120
Tabla 2.18 Recomendaciones para el diseño de discos biológicos rotatorios 121
Tabla 2.19 Valor recomendado de N con respecto a la DBO soluble en el efluente 121
Tabla 2.20 Criterios típicos de diseño para filtros descendentes desnitrificantes 126
Tabla 2.21Criterios de diseño del sistema Biostyr® 126
Tabla 2.22 Parámetros de diseño del sistema Biofor®. 127
Tabla 2.23 Criterios de diseño de sedimentadores secundarios seguidos de procesos de biomasa inmovilizada 127
Tabla 2.24 Parámetros de diseño-Ejemplo biofiltro postanóxico desnitrificante 128
Tabla 2.25 Criterios típicos de diseño de reactor de lecho fluidizado para desnitrificación post-anóxica 133
Tabla 2.26 Cargas orgánicas típicas en reactores de biopelícula de lecho móvil 135

Tabla 2.27 Relaciones mínimas del afluente de agua residual para alcanzar una concentración de P soluble menor a 0.5 mg·L^{-1} en sistemas para RBF 143
Tabla 2.28 Parámetros típicos de diseño de un sistema A/O 144
Tabla 2.29 Parámetros típicos de diseño para un sistema PhoStrip 146
Tabla 2.30 Parámetros de diseño-Ejemplo sistema anaerobio/aerobio 150
Tabla 2.31 Parámetros típicos de diseño de procesos para la remoción simultanea de nitrógeno y fósforo 159
Tabla 2.32 Parámetros de diseño-Ejemplo sistema anaerobio/anóxico/aerobio 168
Tabla 2.33 Ventajas y desventajas de los procesos físico-químicos de remoción de nitrógeno 175
Tabla 2.34 Relaciones Cl_2/NH_4^+ recomendadas para alcanzar el punto de quiebre 176
Tabla 2.35 Efecto de la adición de químico en los SDT durante la cloración al punto de quiebre 178
Tabla 2.36 Criterios de diseño de un sistema de arrastre con aire para la remoción de amoníaco 181
Tabla 2.37 Efecto del aire y la carga hidráulica en la remoción de amoníaco 182
Tabla 2.38Tabla Efecto de la temperatura del agua sobre la remoción de amoníaco 182
Tabla 2.39 Datos obtenidos en la prueba piloto para la determinación de la capacidad de intercambio iónico de una nueva resina 194
Tabla 3.1 Términos y descripciones utilizados en coagulación-floculación 198
Tabla 3.2 Características y aplicaciones de coagulantes químicos 204
Tabla 3.3 Tiempos de retención y gradientes de velocidad típicos en el mezclado rápido 209
Tabla 3.4 Ejemplo de información de proveedor para diferentes modelos de agitadores mecánicos en línea 211
Tabla 3.5 Dimensiones básicas de tanques y de impulsores 214
Tabla 3.6 Valores de Gt para floculadores 216
Tabla 3.7 Recomendaciones de diseño de agitadores de rueda de paletas 218
Tabla 3.8 Tipo de impulsores comerciales y sus aplicaciones 219
Tabla 3.9 Tipo de impulsores y sus constantes K_L y K_T 219
Tabla 3.10 Guía de parámetros de diseño para tanques de mezcla rápida 222
Tabla 3.11 Parámetros para floculadores horizontales y verticales 222
Tabla 3.12 Términos utilizados en filtración 223
Tabla 3.13 Concentraciones promedio diario típicas de la filtración de efluentes secundarios 224
Tabla 3.14 Clasificación de filtros empacados según su pretratamiento 227
Tabla 3.15 Clasificación por el tipo de medio filtrante 228
Tabla 3.16 Propiedades típicas del medio filtrante 231
Tabla 3.17 Dimensiones recomendadas de filtros rápidos a gravedad 234
Tabla 3.18 Criterios de diseño de filtros de un solo medio o mono-medio 234
Tabla 3.19 Criterios de diseño de filtros con medio dual 235
Tabla 3.20 Criterios de diseño de filtros con tres medios o tri-medio 236
Tabla 3.21 Criterios de diseño de filtros profundos de un solo medio 237
Tabla 3.22 Profundidad del medio sugerido como función del tamaño efectivo 237
Tabla 3.23 Ecuaciones usadas para calcular la pérdida de carga a través de un material granular poroso 239

Tabla 3.24 Pérdida de carga para filtros limpios de uno y dos medios 240
Tabla 3.25 Especificaciones de clasificación de grano 241
Tabla 3.26 Prueba de jarras 1 253
Tabla 3.27 Prueba de jarras 2 253
Tabla 3.28 Datos del impulsor dados por el proveedor 255
Tabla 3.29 Parámetros de diseño de tanque de mezcla rápida-ejemplo 255
Tabla 3.30 Relaciones geométricas con respecto al diámetro del impulsor 256
Tabla 3.31 Parámetros de diseño de un mezclador estático en línea-ejemplo 256
Tabla 3.32 Parámetros de diseño de tanque de floculación-ejemplo 257
Tabla 3.33 Datos de proveedor de impulsores 258
Tabla 3.34 Relaciones geométricas con respecto al diámetro del impulsor 259
Tabla 3.35 Parámetros de diseño de tanque de floculación-ejemplo 259
Tabla 3.36 Parámetros de diseño de sistema de filtración con arena-ejemplo 262
Tabla 3.37 Calidad del agua típica de un efluente secundario filtratado por un proceso de microfiltración/ultrafiltración 265
Tabla 3.38 Términos y parámetros utilizados en los procesos de membrana 266
Tabla 3.39 Características generales de los procesos de membrana 266
Tabla 3.40 Materiales más comunes de las membranas 267
Tabla 3.41 Aplicaciones de las membranas de MF, UF y NF 268
Tabla 3.42 Agentes químicos de limpieza para membranas 272
Tabla 3.43 Desempeño esperado del proceso de microfiltración en el tratamiento de efluentes secundarios 273
Tabla 3.44 Criterios de diseño de un sistema de microfiltración 275
Tabla 3.45 Desempeño esperado de la ultrafiltración en el tratamiento de efluentes secundarios 277
Tabla 3.46 Términos utilizados en el proceso de adsorción 280
Tabla 3.47 Principales aplicaciones, ventajas y desventajas del CAG y CAP 284
Tabla 3.48 Criterios típicos de diseño de un contactor de CAG 288
Tabla 3.49 Criterios típicos de diseño de un contactor de CAG para tratar aguas residuales 289
Tabla 3.50 Tasas de uso de carbón típicas para el tratamiento de efluentes secundarios 289
Tabla 3.51 Especificaciones típicas del CAG 289
Tabla 3.52 Comparación de los potenciales de oxidación de varios agentes oxidantes 295
Tabla 3.53 Ejemplos de tecnologías utilizadas para la generación de radicales hidroxilo 296
Tabla 3.54 Ventajas y desventajas de los diferentes tipos de alimentación para la generación de ozono 301
Tabla 3.55 Ventajas y desventajas de los contactores de burbuja fina 304
Tabla 3.56 Ventajas y desventajas de los sistemas de disolución por inyección 305
Tabla 3.57 Ventajas y desventajas de los sistemas con turbina de mezclado 306
Tabla 3.58 Criterios de diseño de un contactor de burbuja fina. 307
Tabla 3.59 Tipos de dureza en el agua. 310
Tabla 3.60 Clasificación de dureza del agua con respecto a su magnitud. 310
Tabla 3.61 Criterios de diseño para el ablandamiento 314

Tabla 3.62 Rangos típicos de criterios de diseño para resinas catiónicas fuertemente ácidas y resinas aniónicas fuertemente básicas 317
Tabla 3.63 Típicos rangos de criterios de diseño para el dimensionamiento de los tanques y columnas de intercambio iónico 318
Tabla 3.64 Composición del agua-ablandamiento ejemplo 1 319
Tabla 3.65Conversión de cada ion-ejemplo 1 319
Tabla 3.66 Conversión de cada ion-ejemplo 2 320
Tabla 3.67 Criterios de diseño de torres de desorción para remoción de COV 328
Tabla 3.68 Desempeño típico de los sistemas de ósmosis inversa 331
Tabla 3.69 Características de membranas de acetato de celulosa y de película fina 339
Tabla 3.70 Tasas de flujo recomendadas de acuerdo a la fuente de agua 346
Tabla 3.71 Criterios típicos de operación de tecnologías de membrana para el tratamiento de aguas residuales y para desmineralización 347
Tabla 3.72 Parámetros de diseño del sistema de osmosis inversa-ejemplo 348
Tabla 3.73 Pretratamiento requerido en los sistemas de intercambio iónico 371
Tabla 3.74 Capacidad de intercambio de la resina Duolite C-20, Diamond Shamrock 371
Tabla 3.75 Condiciones de operación del sistema de intercambio iónico 372
Tabla 3.76 Parámetros de operación típicos para las unidades de electrodiálisis 383
Tabla 3.77 Parámetros de diseño de un sistema de electrodiálisis-ejemplo. 384