

MANUAL DE AGUA POTABLE, ALCANTARILLADO Y SANEAMIENTO

DISEÑO DE PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES: REACTORES ANAEROBIOS DE FLUJO ASCENDENTE

28



MANUAL DE AGUA POTABLE, ALCANTARILLADO Y SANEAMIENTO

DISEÑO DE PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES: REACTORES ANAEROBIOS DE FLUJO ASCENDENTE

COMISIÓN NACIONAL DEL AGUA

Manual de Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento

Diseño de Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales Municipales: Reactores Anaerobios de Flujo Ascendente

ISBN: 978-607-8246-99-1

D.R. © Secretaría 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	V
Objetivo general	VII
Introducción al diseño de reactores anaerobios de flujo ascendente	IX
1. Descripción del proceso	1
1.1. Definición del proceso	1
1.2. Bioquímica del proceso anaerobio	3
2. Factores que afectan el proceso	9
2.1. Temperatura	11
2.2. Potencial de hidrógeno	12
2.3. Nutrientes	13
2.4. Alcalinidad total	14
2.5. Sólidos totales y volátiles	16
2.6. Ácidos grasos volátiles	16
2.7. Sulfuros	17
2.8. Nitrógeno amoniacal	17
2.9. Fosfatos totales	19
2.10. Presencia de metales	19
2.11. Producción de natas y espumas	19
2.12. Volumen de operación	19
3. Criterios de diseño	23
3.1. Tiempo de residencia hidráulica	23
3.2. Carga orgánica volumétrica	24
3.3. Velocidad ascensional y altura del reactor	24
3.4. Distribución del afluente	25
3.5. Sedimentador (Separador gas-líquido-sólido)	27
3.5.1. Separación de gases	28
3.5.2. Separación de sólidos	28
3.6. Materiales de construcción	30
3.7. Producción de biogás y metano	30
3.8. Recolección del efluente	31
3.9. Sistema de recolección del biogás	31
3.10. Muestreo y descarga de lodos	32
3.11. Producción de lodo y tratamiento	32
3.12. Resumen de los criterios de diseño	34
4. Dimensionamiento del reactor	37
4.1. Ejemplo 1, diseño de un reactor anaerobio de flujo ascendente	39
4.2. Ejemplo 2, diseño de un reactor anaerobio de flujo ascendente	45

5. Postratamiento del efluente	53
5.1. Ejemplos de postratamiento de efluentes de reactores anaerobios de flujo ascendente	53
5.2. Alternativas para el postratamiento de efluentes de reactores anaerobios	55
Conclusiones	59
Anexos	
A. Alternativas de uso del biogás	61
Ilustraciones	77
Tablas	79

PRESENTACIÓN

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

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

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

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

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

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

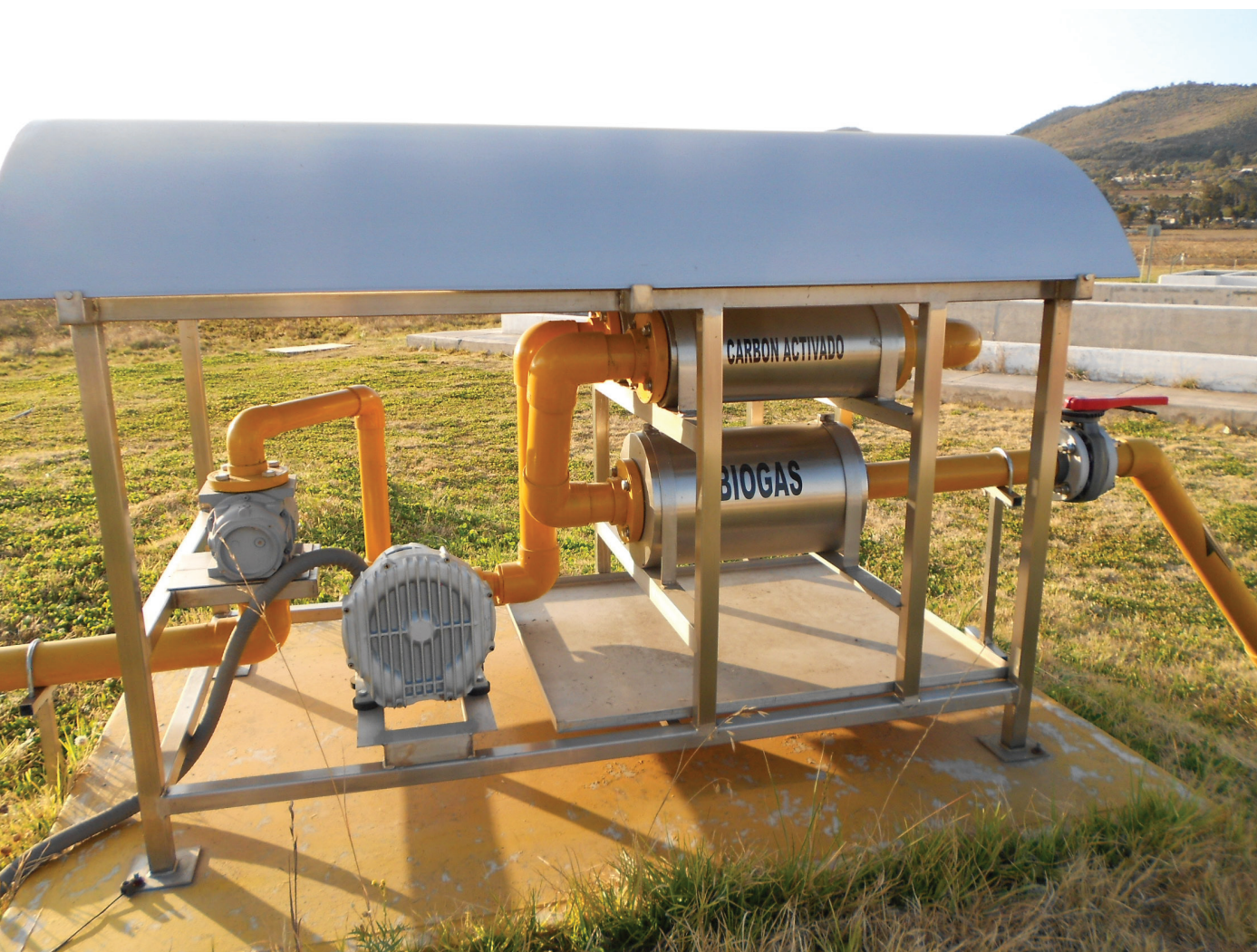
Director General de la Comisión Nacional del Agua



OBJETIVO GENERAL

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

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



INTRODUCCIÓN AL DISEÑO DE REACTORES ANAEROBIOS DE FLUJO ASCENDENTE

Para el tratamiento de aguas residuales existe una gran variedad de alternativas, de las que se puede seleccionar la más apropiada para un sitio dado. El principal objetivo del saneamiento es la protección de la salud pública y la prevención de la degradación del medio ambiente. Los criterios de selección de los trenes de tratamiento son el costo y la facilidad de operación y mantenimiento del sistema. La eliminación y el destino de cualquier residuo resultante del sistema de tratamiento deben ser considerados en el proceso de selección.

En el tratamiento de las aguas residuales se involucran procesos físicos, químicos y bioquímicos. Las operaciones físicas son aquellas que son gobernadas por leyes físicas, como la sedimentación. Las operaciones químicas son aquellas en las que ocurren solo reacciones químicas. Las operaciones bioquímicas son aquellas en las que microorganismos participan en la transformación de los contaminantes mediante reacciones químicas catalizadas enzimáticamente.

Los reactores anaerobios de flujo ascendente se utilizan para el tratamiento de aguas residuales concentradas (industriales, agropecuarias, entre otros). En México se han construido reactores anaerobios de flujo ascendente para el tratamiento de aguas residuales domésticas. En países como Brasil, Colombia e India se ha utilizado este tipo de reactores para tratar aguas residuales domésticas (Chernicharo de Lemos, 2007; Van Lier, 2010).

El RAFA es uno de los procesos biológicos que para su buen funcionamiento requiere un pretratamiento adecuado del agua residual a tratar para que este funcione adecuadamente, ya que de lo contrario, podría presentarse obstrucciones en las tuberías de alimentación, lo que ocasionaría un mal funcionamiento en el reactor.



1

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

1.1. DEFINICIÓN DEL PROCESO

El proceso anaerobio es un proceso usado en el tratamiento biológico de aguas residuales, así como para el tratamiento de lodos y residuos agrícolas, los compuestos orgánicos presentes en la materia a tratar son convertidos a metano, bióxido de carbono y masa microbiana principalmente. El proceso involucra un complicado sistema de reacciones bioquímicas. Representa una solución viable para el tratamiento de aguas y lodos residuales debido a su bajo consumo de energía y su capacidad de tratar desechos con alta carga orgánica.

En este proceso se debe controlar la temperatura del agua o de los lodos en el interior del reactor, así como su volumen. Si alguno de los componentes del sistema varían de manera importante, se afecta el delicado equilibrio existente entre el consorcio bacteriano presente.

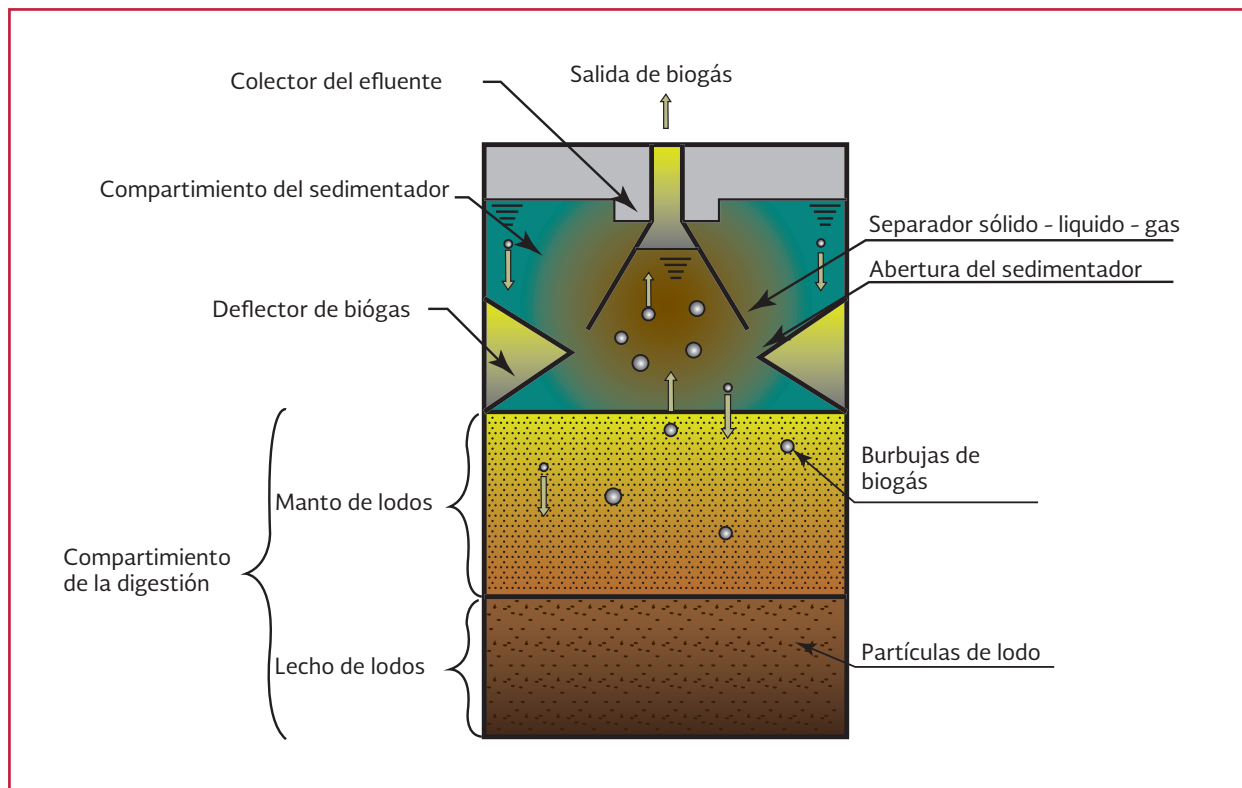
Los procesos anaerobios tienen bajos requerimientos energéticos y generan biogás. En el tratamiento de las aguas residuales se producen pocos lodos de purga y se estabiliza la materia orgánica manteniendo los nutrientes fertilizantes. Se han aplicado en el manejo de residuos orgánicos rurales (animales y agrícolas), lodos

residuales de plantas de tratamiento y en el tratamiento de aguas residuales, tanto industriales como domésticas. El tratamiento anaerobio de efluentes líquidos es una tecnología que se ha aplicado para descontaminar aguas residuales de una amplia variedad de industrias. La digestión anaerobia reduce el volumen de lodos y facilita el desaguado (Lawler, 1986).

La optimización de los procesos anaerobios y la del diseño de digestores anaerobios ha estado encaminada hacia el sentido de controlar la biomasa activa en el reactor y desacoplar el tiempo de retención celular (TRC), del tiempo de residencia hidráulica (TRH); ya que la capacidad de tratamiento de los reactores biológicos está dada por la cantidad de biomasa activa que puede tener el sistema y por el eficiente contacto que se establezca entre la biomasa y el agua residual.

En el reactor anaerobio de flujo ascendente, el agua residual a tratar es conducida desde la parte superior del reactor (tanque) hacia el fondo del mismo por medio de un sistema de tuberías. El afluente fluye en sentido ascendente a través de un manto de lodos (microorganismos anaerobios) llevándose a cabo de esta forma el tratamiento del agua residual. El biogás producido en condiciones anaerobias (principalmente metano y dióxido de carbono) genera una circun-

Ilustración 1.1 Dibujo esquemático de un reactor anaerobio de flujo ascendente



lación interior (mezclado). El biogás, el lodo y el líquido tratado ascienden a la parte superior del reactor, en donde entran en contacto con deflectores que permiten la separación del biogás y la sedimentación del lodo. El biogás es capturado en la campana de recolección que se encuentran en la parte superior del reactor. El líquido tratado (efluente) sale por la parte superior.

La geometría de un RAFA, corresponde a un tanque circular (ver Ilustración 1.2) o rectangular que puede estar completamente tapado y por lo que en este caso sólo se podrán observar los tubos de recolección de biogás. En otros casos se podrá observar en la zona superior del reactor, el sedimentador, los vertedores y el sistema de recolección de gas. El recolector de biogás puede encontrarse, ya sea entre dos unidades de sedimentación o sobre el borde del sedimentador.

En cuanto al material de construcción, el reactor puede estar construido en concreto armado con el uso de un revestimiento anticorrosivo. La forma rectangular presenta facilidades para la distribución del afluente en el fondo del reactor y la modulación del sistema. Pueden ser necesarias varias unidades de sedimentación, dependiendo del tamaño del reactor, debido a que su altura es limitada.

La puesta en marcha del reactor es un factor importante para su buen funcionamiento. Se puede decir que el arranque comienza con la inoculación y finaliza cuando existe suficiente actividad, alta velocidad de sedimentación y sedimento biológico. La inoculación del reactor es importante en el arranque, cuando no existe lodo granular disponible, la mejor alternativa es lodo activo de un digestor municipal. El arran-

Ilustración 1.2 RAFA de geometría circular



que es también posible con estiércol de vaca o lodos biológicamente activos de aguas superficiales contaminadas.

La Ilustración 1.3 presenta un esquema del reactor anaerobio de flujo ascendente para tratar aguas residuales domésticas mostrando: el lecho del lodo en el fondo del reactor, el manto de lodos, la tubería de alimentación del agua residual a tratar, el deflector, las cámaras de sedimentación, los colectores del biogás y las estructuras de salida del efluente tratado.

La Ilustración 1.4 muestra un esquema de un RAFA en el que se puede observar en la parte superior una caja de distribución del agua residual a tratar y las tuberías de alimentación que descienden hacia el fondo del reactor. En el fondo del reactor se muestra una zona del lecho del lodo, seguida de una zona llamada manto de lodos. En el esquema se muestran los deflectores,

la ubicación de la apertura del sedimentador y la zona de sedimentación, las campanas de colección de biogás y los canales del efluente tratado.

1.2. BIOQUÍMICA DEL PROCESO ANAEROBIO

La materia orgánica en ausencia de oxígeno molecular, nitratos y sulfatos es convertida a metano y bióxido de carbono por la combinación de la actividad de cinco diferentes grupos de microorganismos. En el proceso intervienen microorganismos facultativos y anaerobios estrictos.

Generalmente las bacterias son incapaces de alimentarse de material orgánico particulado, por lo que los biopolímeros (proteínas, carbohidratos y lípidos) son inicialmente hidrolizados por enzimas extracelulares a compuestos más simples (azúcares, aminoácidos y ácidos grasos). Estos a su vez son utilizados como sustrato por

Ilustración 1.3 Configuraciones de los diferentes tipos de RAFA: a) proceso original del RAFA, b) RAFA con tanque de sedimentación y recirculación de lodo

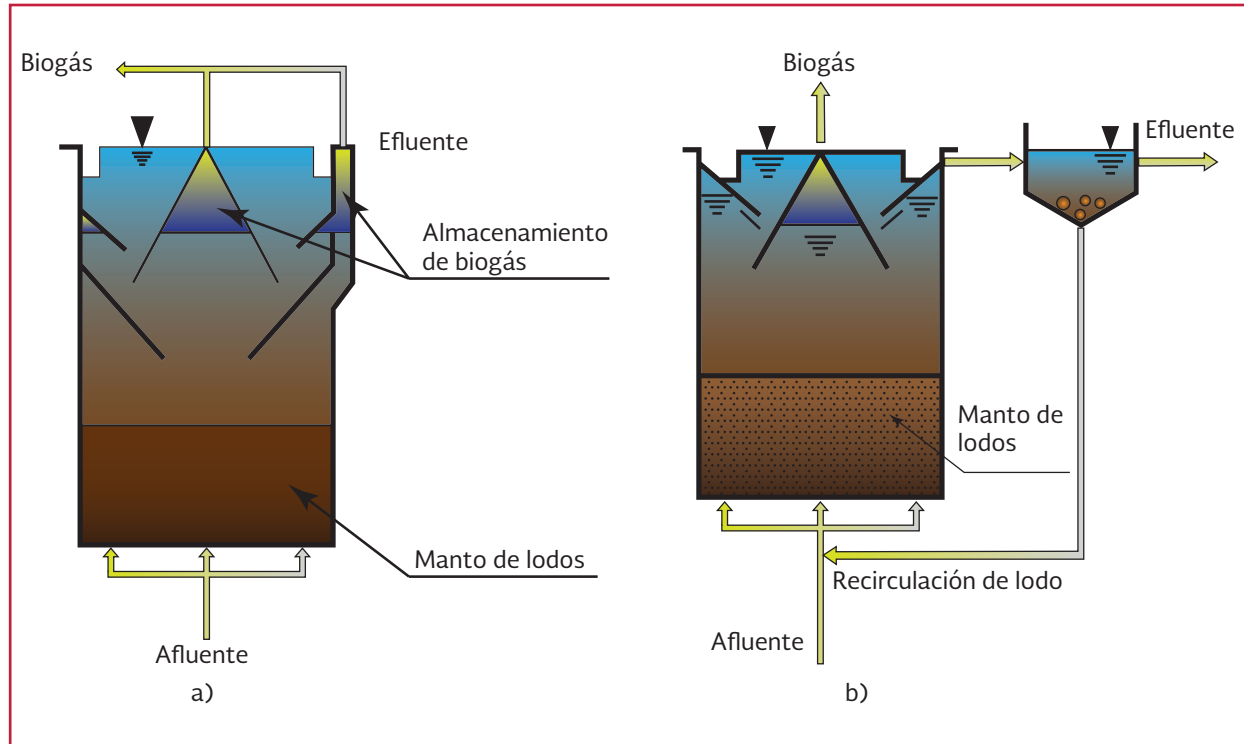
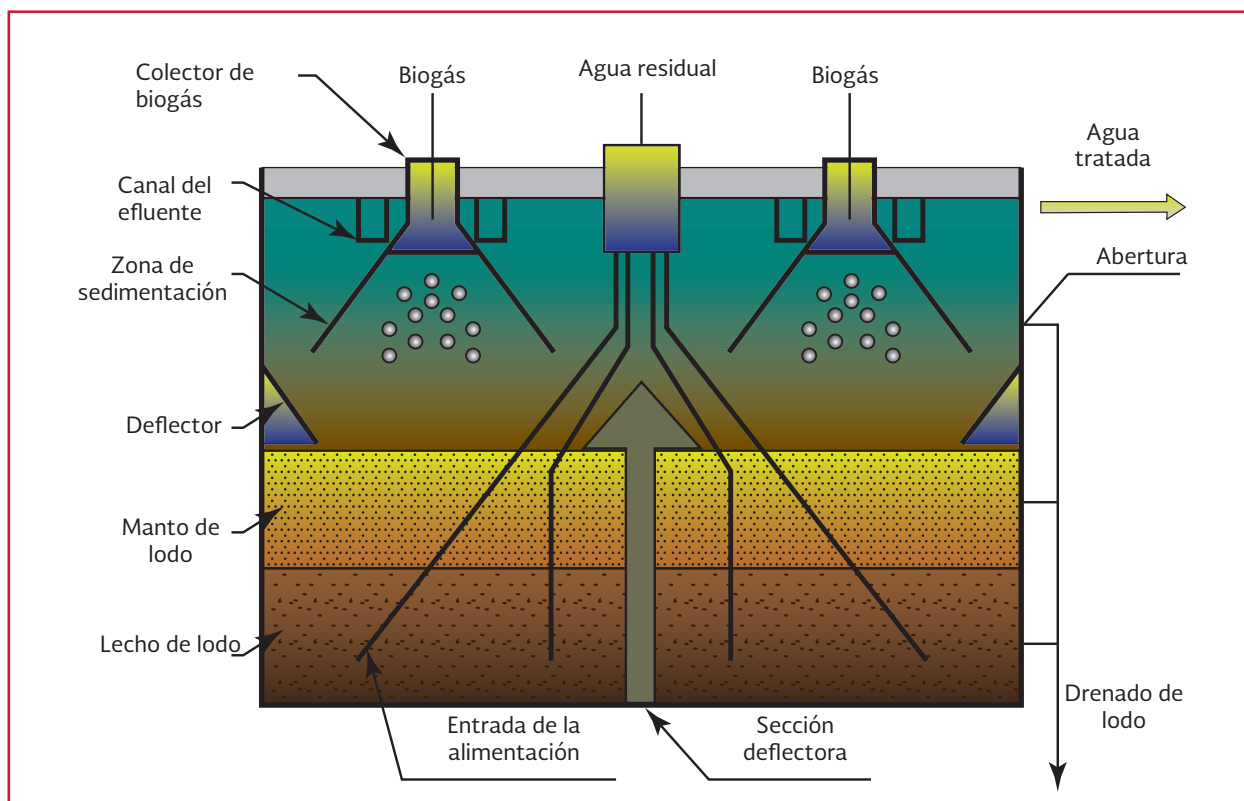


Ilustración 1.4 Esquema de un reactor anaerobio de flujo ascendente para el tratamiento de aguas residuales municipales



organismos fermentadores (azúcares y aminoácidos) y por oxidadores anaerobios (ácidos grasos superiores).

Los productos de estas reacciones son acetato, hidrógeno, biomasa y productos intermedios como el propionato y butirato. Por su parte, estos últimos son degradados hasta acetato e hidrógeno por un grupo de bacterias conocidas como OHPA (bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno, por sus siglas en inglés) las cuales deben existir en relación sintrófica con las metanogénicas que utilizan hidrógeno.

Seis procesos de conversión son identificados en la digestión anaerobia (Gujer y Zehnder, 1983). Este proceso se presenta en la Ilustración 1.5. Los procesos de conversión son:

1. Hidrólisis de biopolímeros (proteínas, carbohidratos y lípidos)
2. Fermentación de aminoácidos y azúcares
3. Oxidación β -anaerobia de ácidos grasos de cadena larga y alcoholes
4. Oxidación anaerobia de productos intermedios, como ácidos volátiles (excepto acetato)
5. Conversión de acetato a metano

La digestión anaerobia puede ser considerada como un ecosistema donde varios grupos de microorganismos trabajan literativamente en la conversión de la materia orgánica hasta los productos finales, semejante a metano, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, agua y amonio, además de la formación de células bacterianas nuevas (Chernicharo de Lemos, 2007).

El consorcio microbiano activo en el tratamiento anaerobio realiza un proceso complejo envolviendo muchas clases de bacterias y varios pasos

intermedios. Si el sustrato consiste de compuestos orgánicos complejos, estos deberían ser primero hidrolizados a orgánicos simples, después estos son fermentados a ácidos volátiles por la acidogénesis. Los ácidos volátiles de más de dos carbonos se convierten luego en acetato de metilo y el gas H_2 se convierten una CH_4 por los microorganismos metanogénicos.

La degradación de la materia orgánica por vía anaerobia se realiza en tres etapas: hidrólisis, fermentación (conocida como acidogénesis) y metanogénesis. La etapa inicial depende de la composición del agua residual a tratar. En la hidrólisis (primer etapa), la materia particulada (proteínas, polisacáridos, ácidos nucleicos y lípidos) es convertida a compuestos solubles que pueden ser hidrolizados a simples monómeros (monosacáridos, aminoácidos, purinas y pirimidinas y ácidos grasos).

En la fermentación (segunda etapa) o acidogénesis, los compuestos solubles (sirven de aceptores y donadores de electrones) son degradados a acetato, hidrógeno, dióxido de carbono, propionato y butirato; éstos dos últimos son fermentados para producir hidrógeno, dióxido de carbono y acetato.

El tercer paso corresponde la metanogénesis, en la que intervienen un grupo de microorganismos conocidos como metanogénicos, los cuales a su vez se subdividen en dos grupos; uno denominado metanogénicos acetoclásticos, los que llevan a cabo la conversión del acetato en metano y dióxido de carbono. El segundo grupo de bacterias llamadas metanogénicas hidrogenófilas; usando el hidrógeno como donador de electrón y el dióxido de carbono como aceptor de electrón. Dentro del proceso anaerobio bacterias como las acetogénicas también

oxidan el nitrógeno y formar ácido acético, el cual será convertido a metano en una menor proporción.

En el proceso anaerobio intervienen una gran cantidad de microorganismos de diferentes especies, siendo las principales grupos de bacterias: (a) las bacterias fermentativas, (b) las bacterias aceto-

génicas que producen hidrógeno, (c) las bacterias acetogénicas que consumen hidrógeno, (d) la reducción de dióxido de carbono metanógenos, y (e) los metanógenos acetilclásticos. En la Ilustración 1.5 las reacciones que median.

La Tabla 1.1 presenta algunas características de las fases microbiológicas de la biomasa.

Ilustración 1.5 Procesos de conversión en la digestión anaerobia (Gujer & Zehnder, 1983)

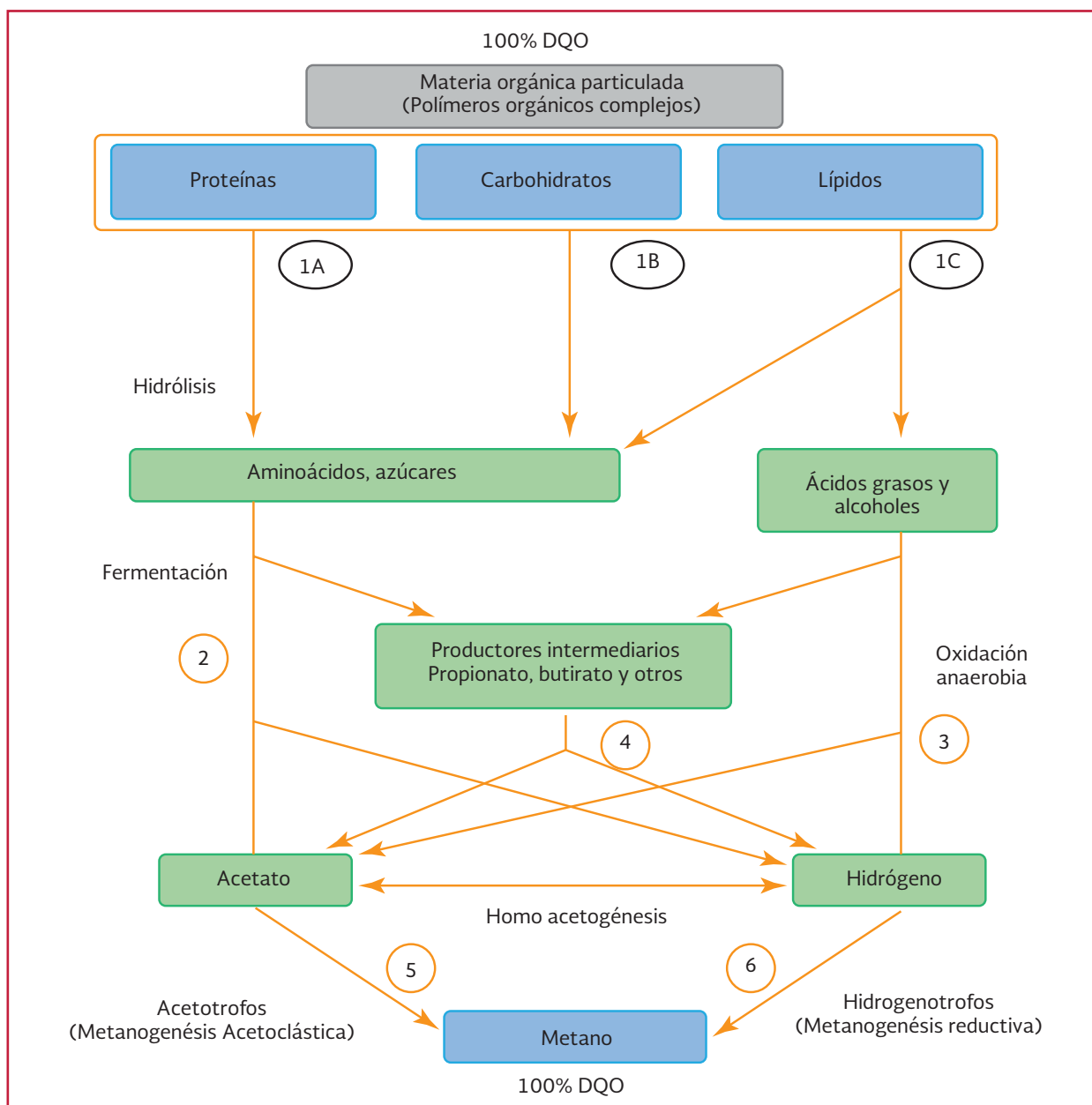


Tabla 1.1 Características de las fases microbiológicas de la biomasa (Adaptado de Hutñan, et al., 1999y Bitton, 2005)

Característica	Fase Hidrólisis	Fase Acidogénica	Fase Metanogénica
Tipo de bacteria	Bacterias hidrolíticas (celulasas, proteasas y lipasas)	Organismos acetogénicos y organismos productores de hidrógeno (Clostridium)	Organismos metanogénicos (metanógenos hidrogenotróficos y metanógenos acetotróficos)
Velocidad de reproducción	Depende del contenido del sustrato	Reproducción muy rápida (alta tasa reproductiva)	Reproducción lenta (baja tasa reproductiva)
Elementos inhibidores	pH, tamaño de partículas, metales pesados dentro del sustrato	Poco sensibles a los cambios de acidez y temperatura	Muy sensibles a los cambios de acidez y temperatura
Productos	Aminoácidos, azúcares, ácidos grasos, alcoholes	Propionato, butirato, acetato, dióxido de carbono e hidrógeno	Principales productos finales: Metano, dióxido de carbono e hidrógeno



2

FACTORES QUE AFECTAN EL PROCESO

El buen funcionamiento del proceso anaerobio puede ser afectado por algunos constituyentes del agua residual, como son: compuestos tóxicos —por ejemplo, metales pesados, sulfuro, oxígeno, el cual puede ser introducido en el sistema de distribución del afluente (Cervantes, 2007)—, la concentración de la materia orgánica, la temperatura, el pH y los nutrientes. Cuando las variaciones de carga orgánica son muy significativas pueden usarse: tanques de igualación previos al reactor, recirculación del efluente al proceso anaerobio o varios reactores operando en paralelo.

Las primeras unidades pueden operar con flujo continuo, con el cual se puede garantizar gran eficiencia, seguridad y estabilidad; las últimas unidades pueden operar con flujo variable, determinado por la cantidad de agua residual tratada.

La temperatura de operación aceptable se encuentra entre 15 y 25° C y a un intervalo relativamente alto de 30 - 40° C, la temperatura óptima para el proceso anaerobio se ha presentado a 37° C. Los países con clima tropical presentan una temperatura ambiente ideal para su aplicación.

La producción de lodos en este tipo de reactores es menor comparada con el volumen generado en un proceso aerobio, por lo que no se requiere

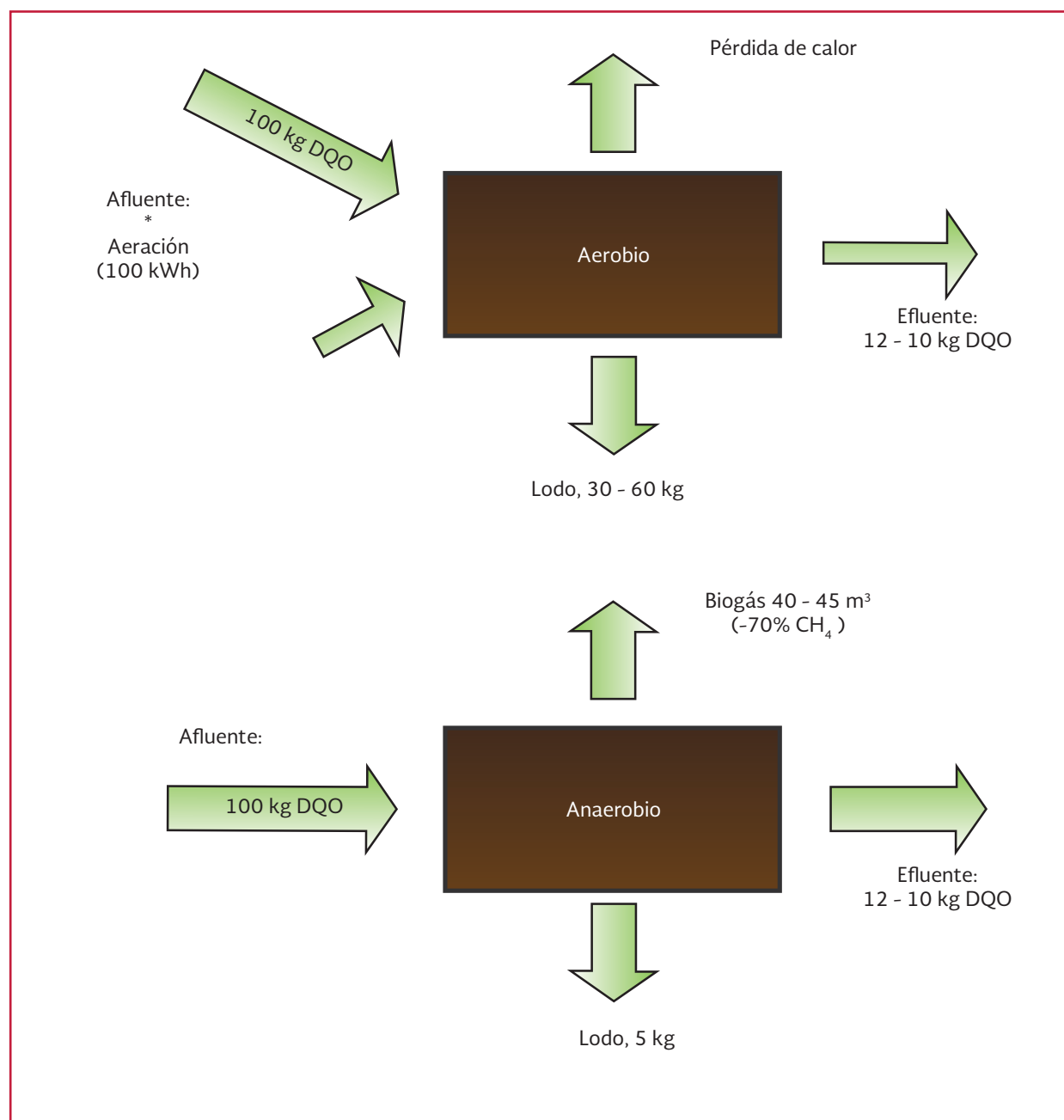
una purga constante. La remoción de lodos se deberá hacer cuando estos ocupen un volumen mayor a un tercio de la capacidad del reactor.

El proceso anaerobio ocurre en muchos lugares donde la materia orgánica es aprovechable y el potencial redox es bajo (cero oxígeno); es muy efectivo en la remoción de compuestos orgánicos biodegradables y deja mineralizados compuestos como NH_4^+ , PO_4^{3-} , S^{2-} en la solución. La cantidad de lodo en exceso es muy pequeña comparada con la generada en los procesos aerobios.

La Ilustración 2.1 muestra el destino de carbono y energía en el tratamiento de aguas residuales, tanto aerobio como anaerobio, suponiendo que la oxidación de 1 kg de DQO requiere 1 kWh de energía de aireación. En esta ilustración se observa que en el proceso anaerobio se genera una fuente de energía (el biogás) y una menor cantidad de lodo, con respecto al proceso aerobio. En contraste con el tratamiento anaerobio, el tratamiento aerobio se caracteriza por los altos costos de operación (energía) y porque una gran fracción del desecho se convierte en otro tipo de desecho (lodo) (Van Lier, *et al.*, 2008).

El RAFA es uno de los procesos biológicos que para su buen funcionamiento requiere del pretratamiento (rejillas, desarenador) que funcione

Ilustración 2.1 Balance hipotético de DQO para procesos aerobios y anaerobios



adecuadamente, ya que de lo contrario, podría presentarse obstrucciones en las tuberías de alimentación del agua residual a tratar, lo que ocasionaría un mal funcionamiento en el reactor.

Aspecto de suma importancia en el tratamiento anaerobio de las aguas residuales es el arranque del reactor. Debido a la baja velocidad de creci-

miento de las bacterias metanogénicas, el arranque de una instalación de este tipo puede tomar varios meses, dependiendo sobre todo de la cantidad de biomasa activada inoculada.

El tiempo de arranque está fuertemente determinado por la velocidad de crecimiento de las bacterias implicadas, así como por el tiempo de

residencia del lodo. La tasa de crecimiento depende de la disponibilidad de nutrientes, la presencia de compuestos inhibidores y la concentración de sustrato.

A la evolución del arranque puede dársele seguimiento mediante la medición de parámetros, como pH, alcalinidad, SST (sólidos suspendidos totales), SSV (sólidos suspendidos volátiles), DQO (demanda química de oxígeno) y el IVL (índice volumétrico de lodos).

El efluente del RAFA puede contener materia orgánica soluble, patógenos, sólidos suspendidos, nitrógeno y fósforo. La eliminación de patógenos en este proceso no es eficiente, por lo que se necesita aplicar sistemas de desinfección, como cloración, radiación ultravioleta, ozonización, lagunas de estabilización, etc. La eliminación de nitrógeno y fósforo en un RAFA es particularmente de cero con la transformación de nitrógeno orgánico en nitrógeno amoniacal, si se requiere eliminarlos se puede aplicar un proceso de desnitrificación al efluente.

Control de la operación de reactores anaerobios

Para controlar la operación de los reactores anaerobios se utilizan los siguientes parámetros:

- Físicos: temperatura, mezclado, pH y sólidos totales y volátiles
- Químicos: alcalinidad total, producción de gas, nitrógeno orgánico y total, fosfatos, sulfuros, AGV (ácidos grasos volátiles), DBO, DQO, Ni, Co, Cu, Na, y Fe.
- Biológicos: huevos de helmintos, coliformes fecales y totales

El pH, la alcalinidad total, la concentración de ácidos grasos volátiles, la DQO, y la producción

de gas son considerados parámetros de respuesta primarios, ya que con ellos es posible evaluar el funcionamiento del digester anaerobio y por lo tanto las condiciones bajo las cuales se ésta digiriendo el lodo dentro del reactor.

2.1. TEMPERATURA

Mantener la temperatura óptima de desarrollo de los microorganismos anaerobios favorece el proceso de tratamiento. Se considera que el intervalo mesofílico (30 - 38° C) es el más recomendable para alcanzar un buen proceso de digestión del agua residual. Otros sistemas se operan en el intervalo termofílico (50 a 57° C). La temperatura no solo influye en la actividad metabólica de la población de microorganismos; también tiene un gran efecto en la tasa de transferencia de gases y en las características de sedimentación de los sólidos biológicos.

El tratamiento anaerobio puede ser aplicado a bajas temperaturas (10 - 20° C) en reactores de crecimiento suspendido y empacado; a bajas temperaturas, las tasas de reacción son más bajas y se requiere más tiempo de retención de sólidos, mayor volumen del reactor y cargas orgánicas más bajas. Cuando se aplican largos tiempos de retención de sólidos, la pérdida de sólidos en un reactor anaerobio puede ser un factor crítico.

Las bacterias formadoras de metano son activas en dos zonas de temperatura, normalmente en el intervalo mesofílico (29.5 - 35° C) y en el intervalo termofílico (50 - 60° C). A temperaturas mayores de 40° C y debajo de 50° C, la producción de metano es inhibida (7). Por lo tanto, los sistemas de digestión anaerobia deberán no estar diseñados para operar en el intervalo de temperatura de 38 - 49 grados centígrados.

La digestión anaerobia de lodos puede ser operada a temperaturas tan bajas como de 20 °C, al aplicar tiempos de residencia hidráulica suficientes, tales que favorezcan que las bacterias produzcan metano. La Ilustración 2.2 presenta el efecto de la temperatura sobre la tasa de crecimiento de varias clases de bacterias para diferentes intervalos de temperaturas.

En forma general, los organismos con intervalos de altas temperaturas tienen una tasa de crecimiento más alta que los organismos con intervalos de bajas temperaturas. De intervalo a intervalo, la tasa de crecimiento va aumentando respecto del intervalo anterior. Una vez que el intervalo de temperatura es excedido, la tasa de crecimiento cae rápidamente debido a la desnaturalización de las proteínas. Las características estructurales de las bacterias en los diferentes intervalos de temperatura son diferentes con el fin de proporcionar una protec-

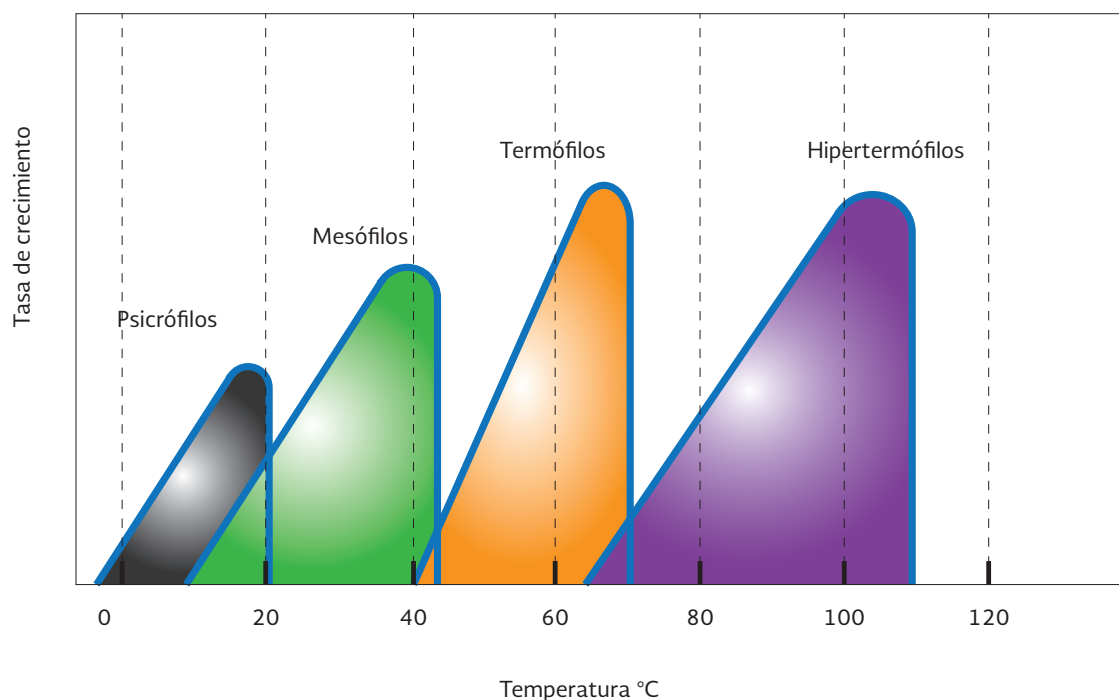
ción ante cualquier cambio de temperatura (bajo o alto). Los psicrófilos se encuentran comúnmente en las regiones del Ártico, donde las temperaturas son generalmente frías. Los hipertermófilos, por el contrario, tienden a prosperar en aguas termales, donde las temperaturas se encuentran cercanas a la ebullición (Rittman, 2011).

2.2. POTENCIAL DE HIDRÓGENO

El potencial de hidrógeno (pH) óptimo para el proceso anaerobio se encuentra alrededor de 7. Un valor de pH fuera del intervalo de 6.5 - 7.5 puede ocasionar la muerte de la mayoría de las bacterias metanogénicas; el pH debe estar entre 6.8 y 7.4, para la producción de gas metano.

Las bacterias formadoras de metano se inhiben en pH menor a 6, que puede ser ocasionado por

Ilustración 2.2 Efecto de la temperatura sobre la tasa de crecimiento de clases de bacterias a diferentes temperaturas (Rittman, 2011)



una cantidad elevada de ácidos grasos volátiles que se acumulan en el reactor. Cuando el pH se encuentra por encima de 8, se generan iones tóxicos para el proceso. Para ajustar el pH puede emplearse cal, bicarbonato de sodio (NaHCO_3) o hidróxido de sodio (NaOH). Debe evitarse la precipitación excesiva de los carbonatos de calcio que se forman.

Chernicharo (2007) menciona que los microorganismos formadores de metano tienen su crecimiento óptimo en un pH de 6.6 a 7.4, y que en un proceso estable, el intervalo se puede ampliar a 6-8, pero que valores de pH por debajo de 6 y por encima de 8.3 pueden inhibir la formación de microorganismos metanogénicos.

En un proceso anaerobio balanceado, los ácidos volátiles son convertidos a metano y dióxido de carbono, a un pH entre 6.8 y 7.4. El pH en un proceso anaerobio inicialmente decrecerá; sin embargo, la alcalinidad producida en el proceso proporciona un amortiguamiento.

2.3. NUTRIENTES

Los nutrientes (nitrógeno y fósforo), también llamados bioestimulantes, son esenciales para el crecimiento biológico; también son necesarias cantidades traza de otros elementos, como el hierro (Crites y Tchbanoglous, 2000). El contenido total de nitrógeno está compuesto por nitrógeno amoniacal, nitritos, nitratos y nitrógeno orgánico. El nitrógeno amoniacal existe en solución acuosa, tanto en forma de ion amonio como en forma de amoníaco, dependiendo del pH de la solución.

Para el crecimiento de los microorganismos, el agua residual deberá contener o ser provista de suficiente cantidad de macronutrientes (nitró-

geno y fósforo) y micronutrientes (nutrientes traza), para la síntesis de nueva biomasa. Los requerimientos de nutrientes (nitrógeno y fósforo) para el crecimiento de microorganismos en el proceso anaerobio son bajos, ya que se generan menos lodos. Las aguas residuales industriales pueden carecer de suficientes nutrientes, en este caso el tratamiento puede llevarse a cabo si se le adiciona al sistema los nutrientes requeridos.

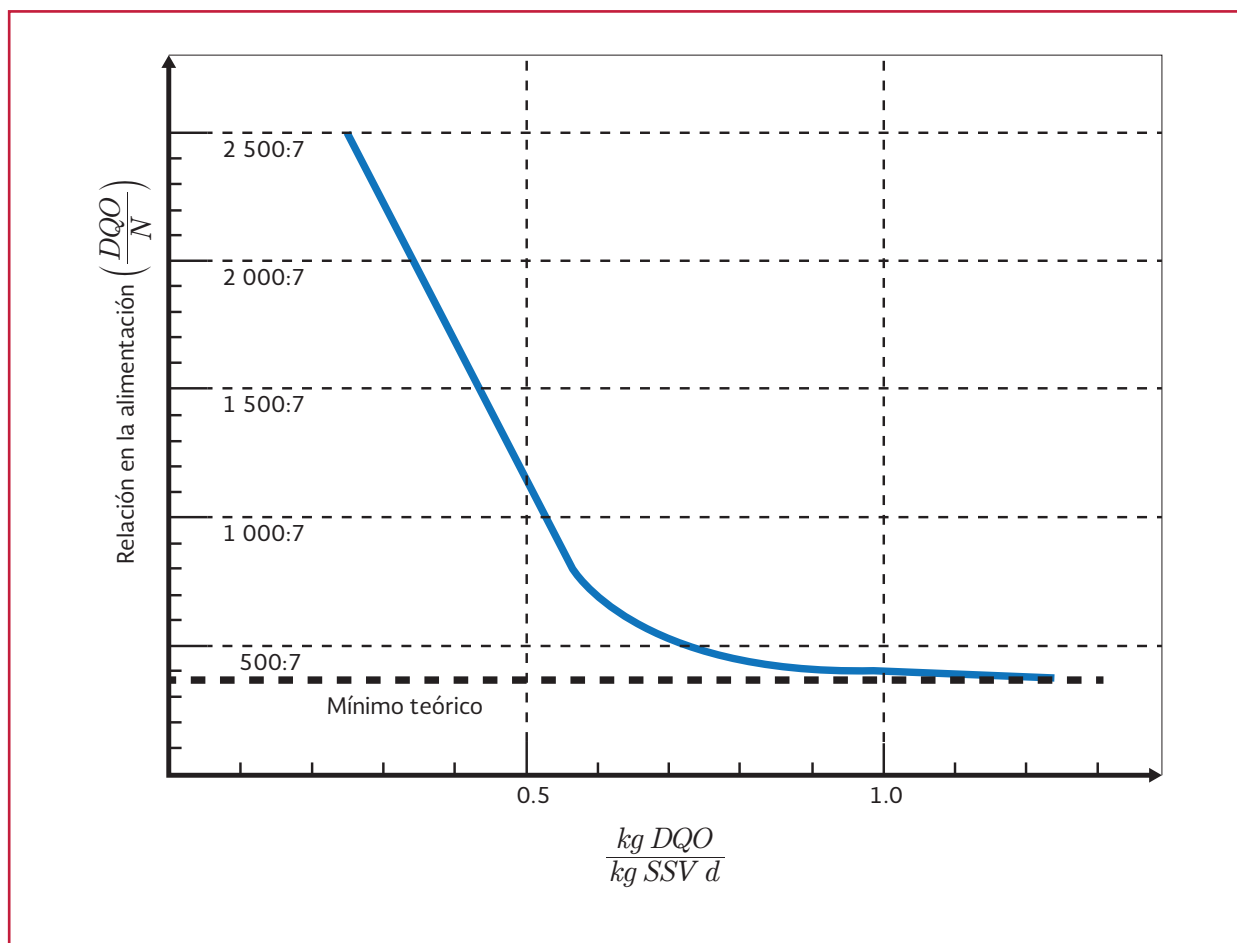
La recomendación del contenido de C, N y P en un agua residual durante el arranque del proceso es la relación DQO:N:P 300:5:1, y para una operación en estado estable, de 600:5:1 (Metcalf & Eddy, Inc., 2003).

La cantidad de nitrógeno y fósforo necesaria para el crecimiento anaerobio puede ser calculada a partir de una fórmula empírica $-\text{C}_2\text{H}_7\text{O}_2\text{N}$, que indica que el nitrógeno constituye cerca de 12 por ciento de la masa seca celular.

El contenido de fósforo de las bacterias es de aproximadamente 1/7 a 1/5 de los requerimientos de nitrógeno. Una forma simple para calcular los requerimientos de nitrógeno y fósforo es suponer que 10 por ciento de la DQO que se biodegrada es convertido en nuevas células bacterianas (rendimiento de crecimiento de 0.1 kg SSV/kg DQO removido) (Malina y Pohland, 1992).

Los nutrientes comúnmente adicionados son urea, amoníaco acuoso o cloruro de amonio. El fósforo puede ser añadido como ácido fosfórico o como una sal de fosfato.

Los requerimientos más altos de nitrógeno (DQO/N de 350/7) están relacionados con una alta carga de biomasa. Se puede dar seguimiento el contenido de nitrógeno midiendo el $\text{NH}_4\text{-N}$ en el efluente del reactor.



2.4. ALCALINIDAD TOTAL

La capacidad amortiguadora (*buffer*) puede ser entendida como la capacidad de una solución para amortiguar los cambios en el potencial de hidrógeno. La alcalinidad es una medida para determinar la capacidad *buffer* de un proceso, por lo que es un parámetro de seguimiento en el control del pH. La alcalinidad está presentada en la forma de bicarbonatos, los cuales están en equilibrio con el dióxido de carbono en el gas, a un pH dado. Esta relación entre alcalinidad, dióxido de carbono en el gas y pH es representada por las siguientes reacciones:



Los dos principales factores que afectan el pH en los procesos anaerobios son los ácidos carbónicos y ácidos volátiles. La capacidad del proceso casi depende de la relación entre dióxido de carbono y la alcalinidad del proceso.

A valores de pH neutro (6.6 - 7.4) y a un contenido de dióxido de carbono en el biogás de 30-40 por ciento en volumen, la alcalinidad de bicarbonatos estará entre mil y mil 500 mg/Litros. La concentración de alcalinidad como bicarbonato deberá ser aproximadamente 3 mil mg/L como carbonatos de calcio.

La alcalinidad como bicarbonato es aproximadamente igual a la alcalinidad total del sistema anaerobio. Una porción de la alcalinidad aparece como alcalinidad de sales de ácidos volátiles,

que resulta de la reacción de ácidos volátiles con el bicarbonato presente. A bajas concentraciones de ácidos volátiles, la alcalinidad debida al bicarbonato representa aproximadamente la alcalinidad total; sin embargo, como la concentración de ácidos volátiles se incrementa, la alcalinidad de bicarbonatos es mucho más baja que la alcalinidad total. Aproximadamente 83.3 por ciento de la concentración de los ácidos volátiles contribuye a la alcalinidad como alcalinidad de sales de ácidos volátiles. Se puede usar la siguiente ecuación para calcular la concentración de alcalinidad como bicarbonato.

$$AB = AT - (0.85)(0.833)AVT \quad \text{Ecuación 2.1}$$

donde:

AB = alcalinidad como bicarbonato, mg/L como CaCO_3

AT = alcalinidad total, mg/L como CaCO_3

AVT = ácidos volátiles totales, mg/L como ácido acético

El factor 0.85 cuenta por el hecho de que 85 por ciento de la alcalinidad como sales de ácidos volátiles es medida por titulación a un pH de 4.

La alcalinidad puede ser generada en algunos casos por la degradación de proteínas y aminoácidos.

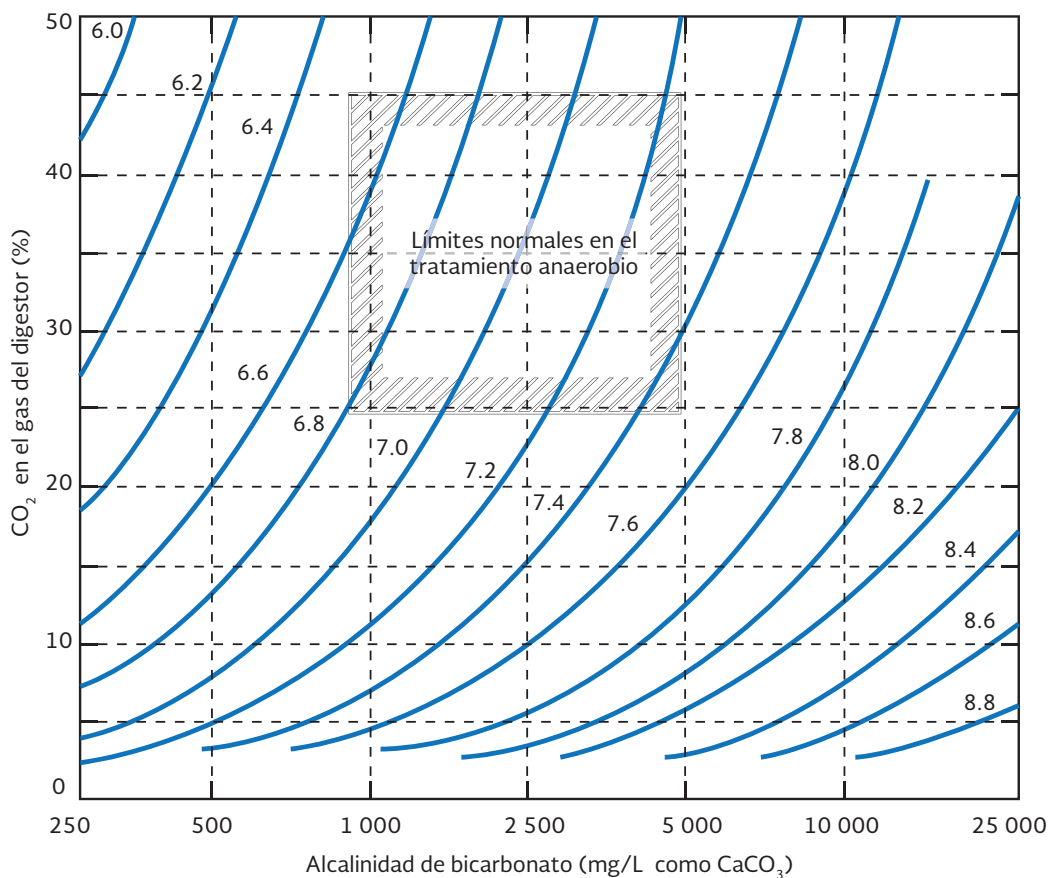
La alcalinidad total debe estar presente en suficiente cantidad (2 000 a 5 000 mg/L de CaCO_3) para que se logre reducir el efecto de la producción excesiva de acidez en el reactor, provocada por la elevada concentración de ácidos grasos volátiles o por alto contenido de CO_2 . El principal consumidor de alcalinidad es el CO_2 (Metcalf & Eddy, Inc., 2003). El dióxido de carbono es producido en las fases de fermentación y metanogénesis. Para incrementar la alcalinidad se

puede añadir bicarbonato de sodio, cal o carbonato de sodio. Un rango aceptable de alcalinidad se encuentra entre 1 500 a 5 000 mg/Litro.

El pH es controlado por las concentraciones de alcalinidad en el líquido del reactor y por el dióxido de carbono en la fase gaseosa, suponiendo que el CO_2 guarda un equilibrio entre la fase gaseosa y la líquida del reactor. En general, el equilibrio de CO_2 está estrechamente cercano en los sistemas de tratamiento anaerobio. Las unidades habituales de CO_2 (g) son atmósferas, y CO_2 (g) se obtiene multiplicando la fracción de CO_2 en fase gaseosa por la presión total en atmósferas. Por ejemplo, si hay un 35 por ciento de CO_2 en el gas del digestor y el gas está bajo una atmósfera de presión, entonces CO_2 (g) = 0.35 atmósferas.

La Ilustración 2.4 presenta la relación de la alcalinidad de bicarbonato, el porcentaje de dióxido de carbono en la fase gaseosa (a 1 atm de presión total y a 35° C), y el pH del reactor en el tratamiento anaerobio. Se puede observar que con los porcentajes normales de dióxido de carbono en el gas del digestor, de 25 a 45 por ciento, se requiere una alcalinidad de bicarbonato de al menos 500 a 900 mg/L como CaCO_3 para mantener el pH de 6.5 o superior. La Ilustración 2.4 también muestra que: 1) una alta alcalinidad de 5 000 mg/L con el contenido normal de dióxido de carbono no conduce a un pH excesivamente alto para el tratamiento anaerobio, y 2) el pH no es sensible a los incrementos en la alcalinidad una vez que el pH y la alcalinidad son aproximadamente 7.4 y 5 000 mg/L como carbonatos de calcio. En términos prácticos, el incremento de la alcalinidad por encima de 5 000 mg/L da pocos beneficios y representa poco riesgo (Rittman, 2011).

Ilustración 2.4 Relación de la alcalinidad de bicarbonato, el porcentaje de dióxido de carbono en la fase gaseosa (a 1 atm de presión total), y el pH del reactor en el tratamiento anaerobio



2.5. SÓLIDOS TOTALES Y VOLÁTILES

Hacer un balance de sólidos en el reactor anaerobio permite determinar la eficiencia de operación del proceso. Una deficiencia en la operación puede deberse a varias razones, una de ellas es el tiempo que los sólidos permanecen en el reactor. Un tiempo reducido afectará el proceso porque habrá sólidos deficientemente digeridos. Los sólidos volátiles son el elemento más importante para el control del proceso. La mayoría de los procesos de alta tasa son alimentados con 8 por ciento de sólidos volátiles por día; un valor recomendado de sólidos no debería exceder el 5 por ciento de los sólidos totales por día. En el tratamiento de lodos por proceso anaerobio, la carga volumétrica

es definida como la masa de sólidos volátiles adicionados al digestor. Se recomienda inocular en el reactor suficientes cantidades de lodo anaeróbico (de 4 a 10 por ciento con una concentración de 40 a 100 g/L de ST) y mantener una tasa baja de alimentación en el arranque e ir incrementando la alimentación gradualmente.

2.6. ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES

Los ácidos grasos volátiles (AGV) son producidos por la etapa de hidrólisis acetogénica de sustancias orgánicas complejas. Un incremento en la producción de estos puede ocasionar desequilibrio de los reactores anaerobios ya que el pH se reduce a valores muy ácidos. Lo anterior tiene

efecto directo sobre la actividad metanogénica, por lo que es necesario controlar su concentración durante la operación. Un intervalo aceptable de AGV es de 50 a 300 mg/L; valores por debajo de 500 mg/L suelen indicar buena digestión.

2.7. SULFUROS

Compuestos de azufre oxidado, semejantes a sulfato, sulfito y tiosulfato, pueden estar presentes en concentraciones significativas en varias aguas residuales industriales y en algún grado en aguas residuales municipales. Estos compuestos pueden servir como aceptadores de electrones para las bacterias sulfatoreductoras, que consumen compuestos orgánicos en el reactor anaerobio y producen sulfuro de hidrógeno. El sulfuro se puede formar en el proceso por la ocurrencia de la reducción del sulfato (Cervantes, 2007).

El sulfuro de hidrógeno es maloliente y corrosivo para los metales; es altamente soluble en agua, tiene una solubilidad de 2 650 mg/L a 35 grados centígrados.

La cantidad de DQO usada para reducción de sulfato es 0.89 g de DQO/g de sulfato, que es el rango de 0.67 g de DQO/g de sulfato reportada por Arceivala en Metcalf y Eddy, Inc. (2003).

Una alta concentración de compuestos de azufre oxidado en el afluente del agua residual puede tener un efecto negativo en el tratamiento anaerobio. Las bacterias sulfato reductoras compiten con las bacterias metanogénicas por el DQO, y entonces pueden hacer decrecer la cantidad de metano en el gas producido.

Bajas concentraciones de sulfuro (menos de 20 mg/L) son necesarias para la actividad metano-

génica óptima. Se ha reportado que concentraciones de H_2S entre 50 y 250 mg/L provocan una reducción de 50 por ciento de la actividad metanogénica. Los sulfuros están presentes como H_2S y sulfuro precipitado. Un proceso anaerobio tolera concentraciones de sulfuros de entre 50 y 100 mg/L, pero concentraciones superiores a 200 mg/L son consideradas tóxicas al digestor. En este caso, el pH es determinante (Metcalf & Eddy, Inc., 2003).

La Ilustración 2.3 muestra el porcentaje de sulfuro de hidrógeno presente como H_2S y HS^- como una función de potencial de hidrógeno.

2.8. NITRÓGENO AMONIAL

El nitrógeno amoniacal en concentraciones mayores de 1 500 mg/L inhibe el proceso anaerobio. Cuando la concentración de nitrógeno amoniacal se encuentra entre 1 500 y 3 000 mg/L, se considera moderadamente inhibitoria para el proceso anaerobio; con concentraciones mayores a 3 000 mg/L se presenta una inhibición muy alta (Metcalf & Eddy, Inc., 2003).

La toxicidad por amoníaco puede ocurrir en el tratamiento anaerobio de aguas residuales con un alto contenido de amonio, proteínas o aminoácidos, los cuales pueden ser degradados para producir amonio. El NH_3 es un ácido débil y disociado en agua para formar (NH_4^+) e iones hidroxilo. La cantidad de NH_3 es función de la temperatura y del pH. Von Sperling (2007) menciona que a $pH < 8$ prácticamente todo el amoníaco está en forma de NH_4^+ ; a $pH = 9.5$, aproximadamente 50 por ciento se encuentra en forma de NH_3 y 50 por ciento en forma de

Ilustración 2.5 Porcentaje de sulfuro de hidrógeno presente como H_2S y HS^- como una función de pH

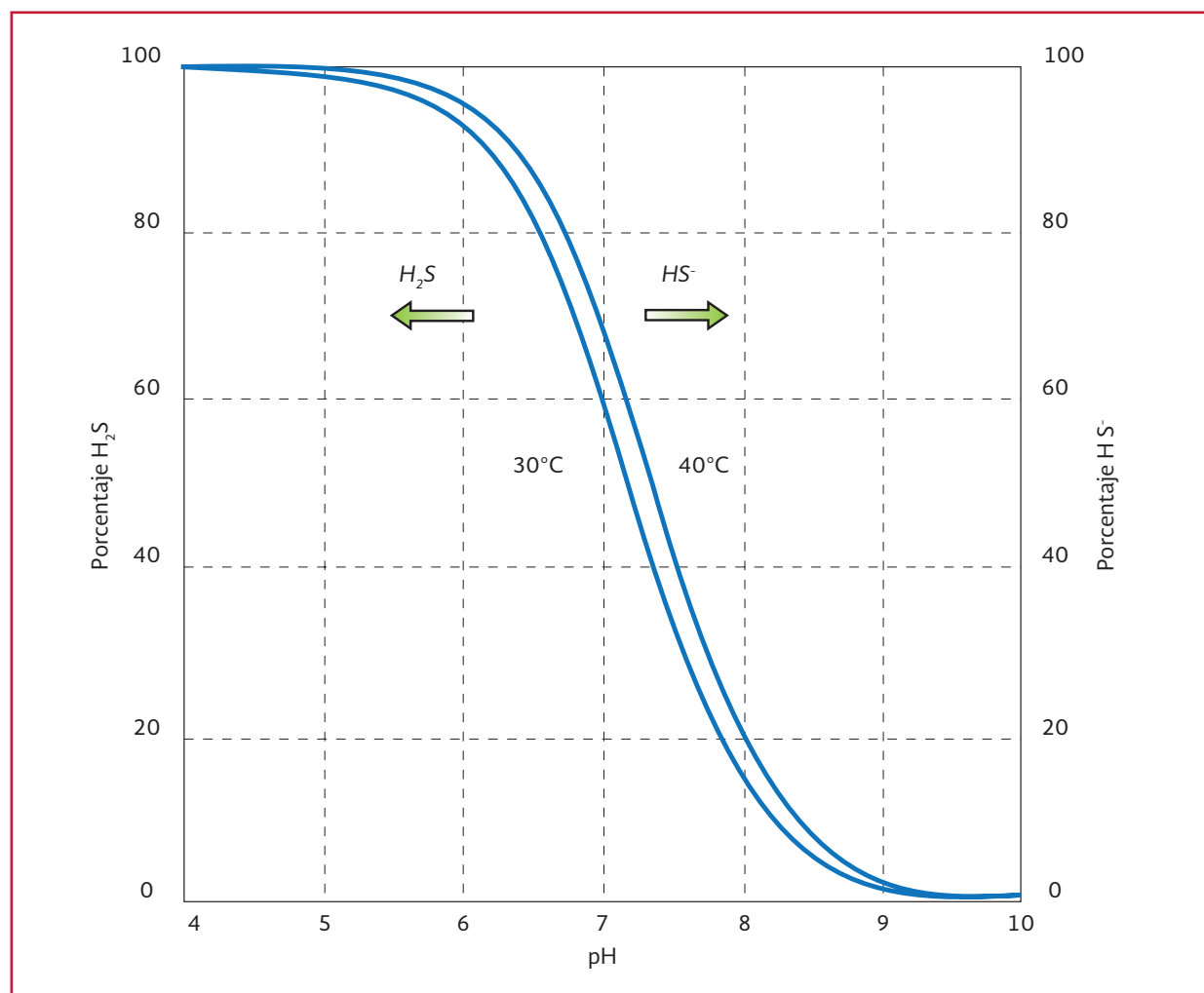


Tabla 2.1 Proporción de amoníaco ionizado y libre dentro de amoníaco total, como una función del pH y de la temperatura

Temperatura	15°C		20°C		25°C	
pH	% NH_3	% NH_4^+	% NH_3	% NH_4^+	% NH_3	% NH_4^+
6.50	0.09	99.91	0.13	99.87	0.18	99.82
7.00	0.27	99.73	0.40	99.60	0.57	99.43
7.50	0.86	99.14	1.24	98.76	1.77	98.23
8.00	2.67	97.33	3.82	96.18	5.38	94.62
8.50	7.97	92.03	11.16	88.84	15.25	84.75
9.00	21.50	78.50	28.43	71.57	36.27	63.73

NH_4^+ ; a $\text{pH} > 11$, prácticamente todo el amoníaco está en forma de NH_3 . La Tabla 2.1 muestra valores del contenido en porcentaje del amoníaco ionizado o libre dentro del amoníaco total en función del pH y la temperatura.

2.9. FOSFATOS TOTALES

El fósforo en sus diversas formas es un nutriente necesario para satisfacer los requerimientos metabólicos de las bacterias encargadas de la degradación del desecho. Las relaciones de DBO/N y DBO/P son de 20:1 y de 100:1, en el orden señalado (Sundstrom, 1979).

2.10. PRESENCIA DE METALES

Los metales en concentraciones traza son indispensables para la actividad microbiana. Sin embargo, en concentraciones mayores de 1 mg/L pueden considerarse como tóxicas al proceso como Cu , Zn y Ni son tóxicos en bajas concentraciones. La toxicidad de los metales puede ser reducida por la presencia de sulfuros, que facilitan su precipitación. Aproximadamente de 1.8 a 2.0 mg/L de metales pesados son precipitados a sulfuros metálicos con 1 mg/L de sulfuro (S^{2-}) (Malina y Pohland, 1992). El hierro y el aluminio no son considerados tóxicos. En la literatura se reporta que Fe , Al , Co y la levadura seca mejoran la eficiencia del proceso anaerobio (Takashima, 1987).

2.11. PRODUCCIÓN DE NATAS Y ESPUMAS

Ocurren durante el arranque, cuando hay una sobrecarga o cuando se desestabiliza el reactor. Las espumas en el digestor pueden originarse por: concentración alta de grasas, inadecuado

mezclado, excesivo mezclado, porcentaje alto de sólidos de desecho, sólidos espesados por flotación de aire disuelto, grandes fluctuaciones de temperatura en el reactor, contenido alto de dióxido de carbono, alta alcalinidad, baja concentración de sólidos en el afluente, contenido alto de sólidos en el afluente.

2.12. VOLUMEN DE OPERACIÓN

Un exceso de lodos en el reactor reduce el tiempo de residencia hidráulica, lo que genera una menor eficiencia de remoción a la esperada. Por otra parte, si el volumen del lodo excede 30 por ciento del volumen del reactor, se genera una pérdida en la velocidad de sedimentación del lodo, lo que ocasiona un lodo floculento que flotará en el reactor, saldrá por el efluente y generará una disminución en la eficiencia de remoción del RAFA.

Cuando la carga orgánica volumétrica es conocida (COV o r_v), se calcula el volumen del reactor requerido a partir del gasto del afluente y su concentración.

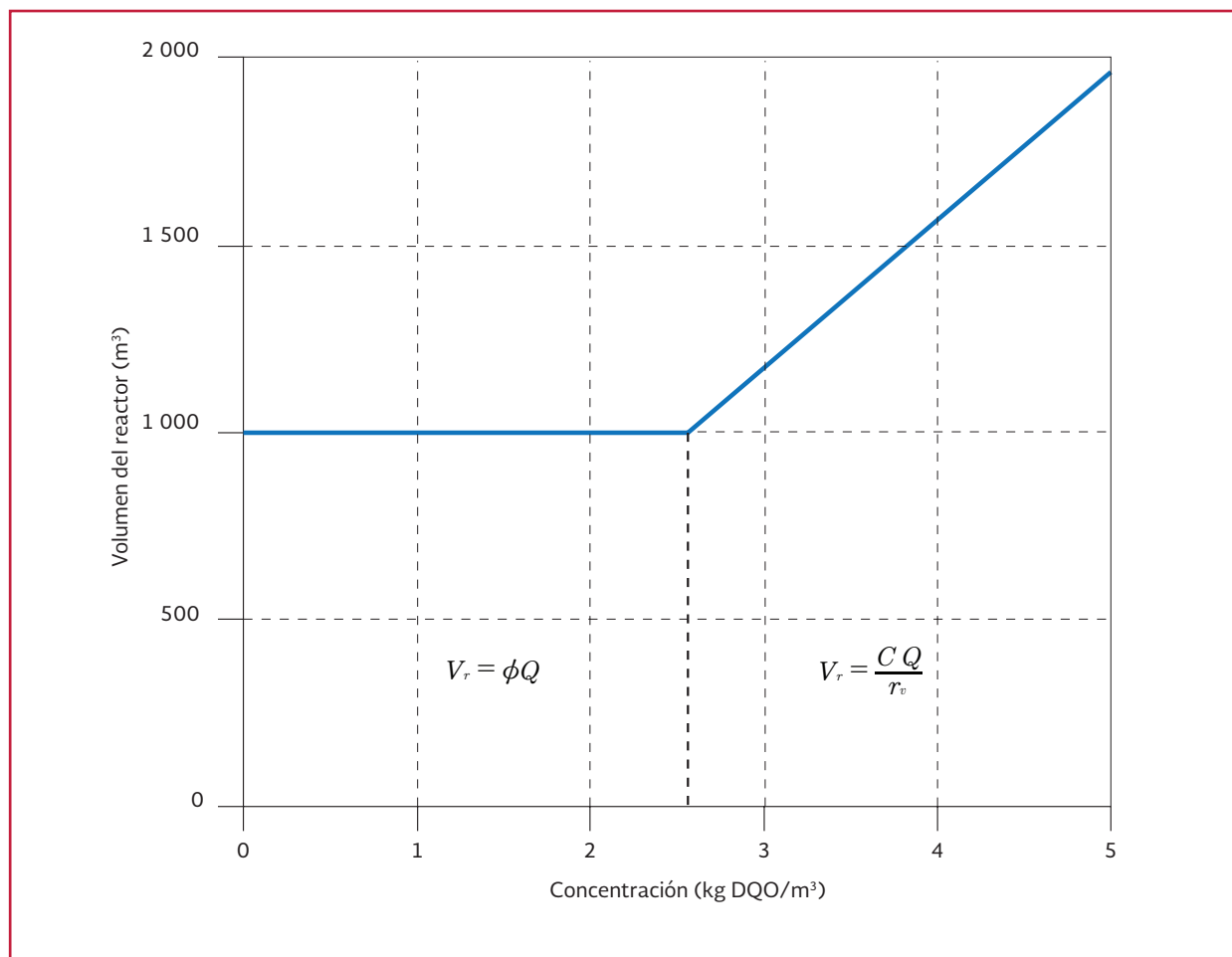
La Ilustración 2.6 representa el impacto de la concentración (kg de DQO/m^3) sobre el volumen del reactor, suponiendo un TRH de 4 horas para prevenir el lavado del lodo; el volumen mínimo del reactor requerido será al menos de 1 000 m^3 , con independencia de las concentraciones de las aguas residuales. A altas concentraciones de DQO en el afluente, el volumen del reactor requerido depende directamente de la concentración de aguas residuales ya que la tasa de carga orgánica admisible es fija.

Generalmente los RAFA operan sin lodo granular y a un máximo de velocidad ascendente de

Tabla 2.2 Concentración total de metales individuales requeridas para inhibir seriamente la digestión anaeróbica

Concentración en el contenido del digestor			
Metal	% de sólidos secos	Moles de metal/kg de sólidos secos	Metal soluble, mg/L
Cobre	0.93	150	0.5
Cadmio	1.08	100	
Zinc	0.97	150	1.0
Hierro	9.56	1710	
Cromo 6+	2.20	420	3.0
Cromo 3+	2.60	500	
Níquel			2.0

Ilustración 2.6 Cálculo del volumen requerido del reactor (UASB) utilizado los siguientes supuestos: TRH (θ) = 4 h, Q = 250 m³/h, r_v = 15 kg DQO m³/d, T = 30 °C. El volumen se determina ya sea por la carga hidráulica u orgánica



1 m/hora. La Ilustración 2.7 muestra el impacto sobre el volumen del reactor de una velocidad ascendente de 6 m/h, suponiendo que esta puede ser tolerada cuando se tiene un lodo granular de buena calidad. El ejemplo presenta la misma altura del reactor para las dos velocidades ascendionales, y puede observarse que el volumen del reactor se reduce con el incremento de la velocidad ascensional.

La Ilustración 2.8 muestra el impacto de la temperatura en el tiempo de retención de sólidos en el RAFA. Se observa que en el intervalo de 30 a 40 °C, el TRS requerido es menor a 30 días. La importancia del TRS se hace evidente en el diseño del RAFA para aguas residuales municipales, el cual es necesario revisar cuando la temperatura disminuye y la DQO es superior a 1 000 mg/Litro.

Ilustración 2.7 Cálculo del volumen requerido del reactor (UASB) utilizando los siguientes supuestos: $Q = 250 \text{ m}^3/\text{h}$, altura del reactor = 6 m, $T = 30^\circ\text{C}$. El volumen es determinado ya sea por la tasa de carga hidráulica u orgánica. V_{crit} . Determina el nivel de corte para el volumen mínimo requerido del reactor basado en las limitaciones hidráulicas (Jules B. van Lier, 2008)

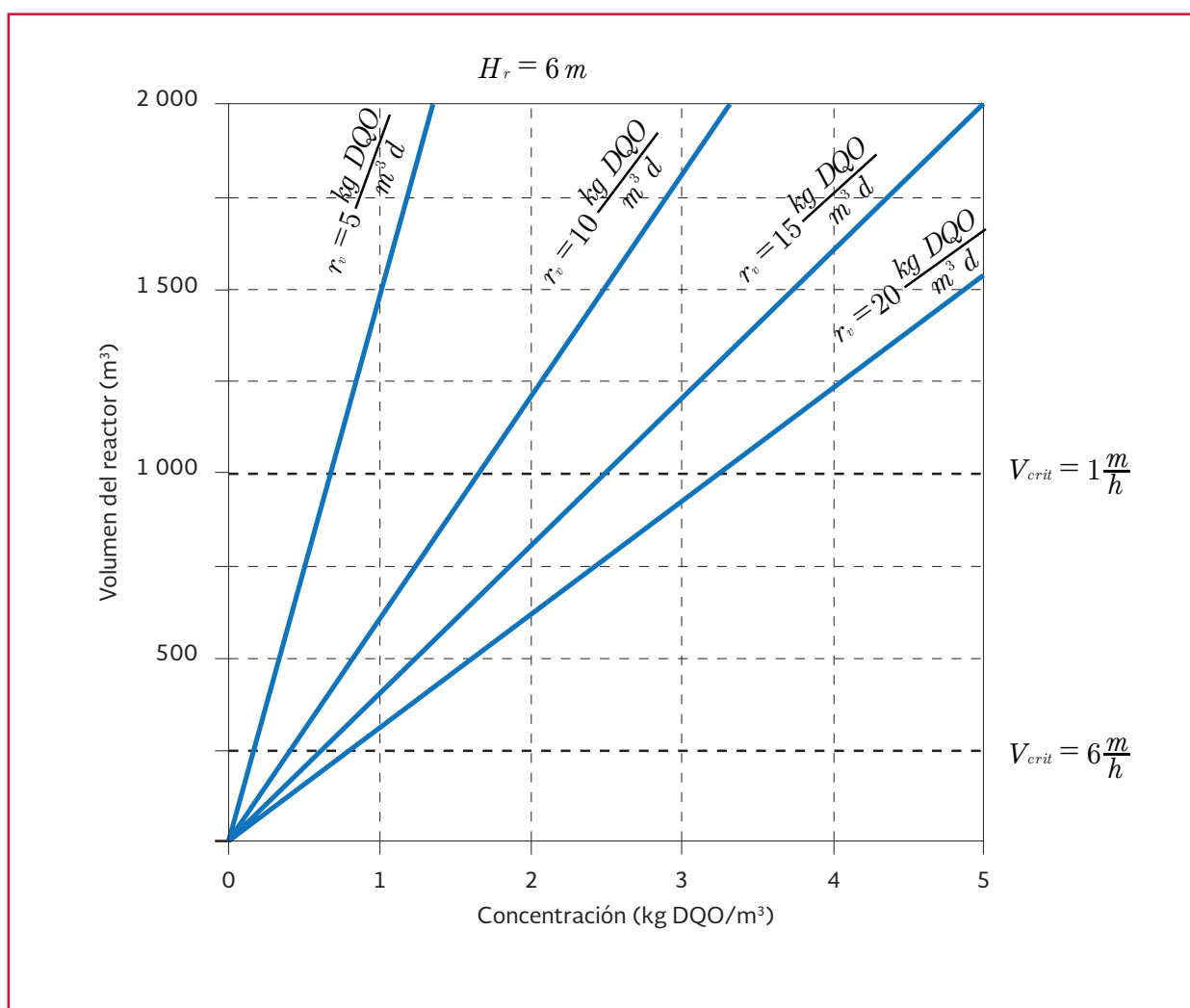
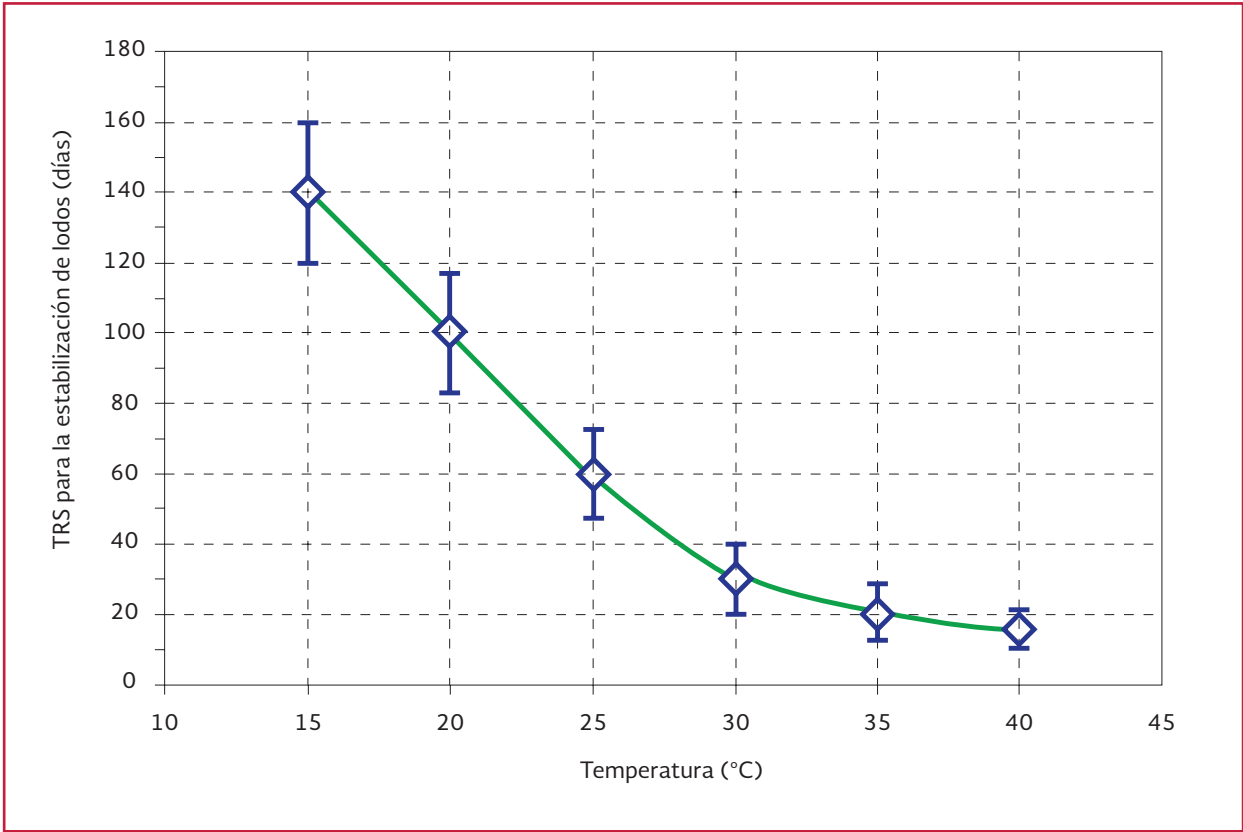


Ilustración 2.8 TRS requerido para el tratamiento de aguas residuales domésticos (Van Lier, 2010)



3

CRITERIOS DE DISEÑO

El reactor presenta en el fondo una cama de lodo más densa, seguida de un volumen de lodo expandido. La mayor remoción se lleva a cabo en la primera capa de lodo, y se presenta una remoción adicional en el lodo expandido. El lodo es expandido por el gas generado y por el flujo ascensional de la alimentación del agua residual. Se requiere un separador de la mezcla de lodo, líquido y gas en la parte superior del reactor que retorne el lodo hacia el fondo del mismo, permita el paso del líquido tratado y conduzca el gas generado hacia la campana de recolección del reactor. La edad del lodo generalmente es mayor de 30 días.

Respecto a la configuración del reactor, los más frecuentemente usados son los de forma circular, en especial para pequeñas poblaciones; en México se han construido de forma rectangular para poblaciones de 30 000 habitantes. El criterio de diseño de los RAFA ha sido principalmente la carga orgánica y el tiempo de retención hidráulica.

3.1. TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICA

El tiempo de residencia hidráulica se define como el tiempo que permanece el agua residual dentro del reactor. Van Lier (2010) reporta el

desempeño de los primeros reactores anaerobios de flujo ascendente (RAFA) a escala completa tratando desechos municipales que se han construido en Colombia (dos reactores), Brazil (tres reactores) e India (un reactor). Por ejemplo, en Colombia, para un volumen del reactor de 6 600 m³, operando a una temperatura de operación de 25 °C, un TRH de 5.2 horas y un afluente por tratar de 380 mg/L, la remoción reportada cae en el intervalo de 60 a 80 por ciento de DQO; por otro lado, Chernicharo de Lemos (2007) reporta remociones de entre 40 y 70 por ciento de DQO, en aguas residuales con concentraciones de entre 300 y 1 400 mg/L de DQO, operando a temperaturas de 20 a 27 °C. La Tabla 3.1 presenta, para diferentes temperaturas de operación, recomendaciones para la selección del TRH en un RAFA que trate aguas residuales domésticas.

Para el cálculo del tiempo de residencia hidráulico, se emplea la siguiente ecuación.

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad \text{Ecuación 3.1}$$

donde:

TRH = tiempo de residencia hidráulica en días

V = volumen del reactor

Q = gasto en el afluente

Tabla 3.1 Tiempo de residencia hidráulica recomendados para un RAFA de una altura de 4 metros para el tratamiento de aguas residuales domésticas (Metcalf & Eddy, 2003)

Temperatura del agua residual (°C)	Tiempo de residencia hidráulica	
	Promedio diario	Mínimo (durante 4-6 h)
16-19	10-14	7-9
22-26	7-9	5-7
> 26	6-8	4-5

$$V = Q(TRH) \quad \text{Ecuación 3.2}$$

3.2. CARGA ORGÁNICA VOLUMÉTRICA

La carga orgánica volumétrica es un factor de diseño en los RAFA y es el producto del gasto por la concentración de la materia orgánica (DQO) del agua residual alimentada diariamente al reactor, dividido entre el volumen efectivo del reactor. La Ecuación 3.3 expresa la carga volumétrica de la siguiente manera:

$$COV = \frac{Q * S_0}{V} \quad \text{Ecuación 3.3}$$

donde:

COV = tasa de carga orgánica volumétrica (kg de DQO/m³ d)

Q = gasto (m³/d)

S_0 = concentración de sustrato en el afluente (kg de DQO/m³)

V = volumen total del reactor (m³)

El volumen (V) se puede determinar despejándolo de la Ecuación 3.3, por lo que quedaría como se expresa en la siguiente ecuación:

$$V = \frac{Q * S_0}{COV} \quad \text{Ecuación 3.4}$$

Otro parámetro a determinar es la carga biológica o de lodos (L_s), referida a la cantidad de materia orgánica aplicada al reactor por unidad de biomasa presente, como se expresa en la siguiente ecuación:

$$L_s = \frac{Q * S_0}{M} \quad \text{Ecuación 3.5}$$

donde:

L_s = Tasa de carga biológica o lodo (kgDQO/kgSV d)

Q = Gasto promedio del afluente (m³/d)

S_0 = Concentración de sustrato en el afluente (kgDQO/m³)

M = Masa de microorganismos presentes en el reactor (kgSV/m³)

3.3. VELOCIDAD ASCENSIONAL Y ALTURA DEL REACTOR

La velocidad ascensional del agua residual es un parámetro importante en el diseño y operación de un RAFA, y es la relación del gasto entre el área del reactor, como se presenta en la Ecuación 3.6. La Ecuación 3.7 presenta el cálculo de la velocidad ascensional basado en la relación de la altura del reactor y su tiempo de residencia hidráulica.

La máxima velocidad ascensional del reactor depende del tipo de lodo en el lecho del reactor y de la COV. Chernicharo de Lemos (2007) menciona que para reactores operando con lodo floculento y tasas de cargas orgánicas (COV) de entre 5 y 6 kg de DQO/(m³ d), la velocidad ascensional promedio debería estar entre 0.5 y 0.7 m/h, con picos tolerados de entre 1.5 a 2 m/h durante dos a cuatro horas. Para reactores operando con lodo granular, se han aplicado velocidades ascensionales de 10 m/hora.

Para el tratamiento de aguas residuales domésticas con concentración de materia orgánica < 1 000 mg de DQO/L y carga orgánica volumétrica de entre 2.5 y 3.5 kg de DQO/(m³ d), la velocidad ascensional promedio recomendada está en el intervalo de 0.5 a 0.7 m/h (Chernicharo de Lemos, 2007; ver Tabla 3.2).

$$v = \frac{Q}{A} \quad \text{Ecuación 3.6}$$

donde:

- v = velocidad de flujo ascendente (m/h)
- Q = gasto (m³/h)
- A = área de la superficie (m²)

$$v = \frac{Q \cdot H}{V} = \frac{H}{TRH} \quad \text{Ecuación 3.7}$$

donde:

H = altura del reactor (m)

La altura adoptada para el reactor es dependiente del tipo de lodos presentes en el reactor, de la carga orgánica aplicada y de la carga hidráulica volumétrica; esta última define la velocidad de flujo en el sistema. En el tratamiento de las aguas residuales domésticas usando reactores que predominantemente desarrollan lodo de tipo floculento, las velocidades de flujo impuestas al sistema dejan a los reactores con alturas útiles de entre 4 y 5 metros, distribuidas de la siguiente forma: altura del compartimento del sedimentador: 1.5 a 2.0 m; altura del compartimento de digestión: entre 2.5 y 3.5 metros (Chernicharo de Lemos, 2007).

En el tratamiento de aguas residuales domésticas operando con velocidades ascensionales muy bajas (1 m/h) y TRH de entre 6 y 10 horas, a temperaturas entre 20 y 26° C, la altura del reactor debería estar entre 3 y 6 metros.

La Tabla 3.2 presenta las velocidades de flujo ascendente recomendadas para el diseño de RAFA que tratan aguas residuales domésticas.

3.4. DISTRIBUCIÓN DEL AFLUENTE

En el reactor anaerobio de flujo ascendente (RAFA), el afluente se distribuye en el fondo del reactor para tener un mayor tiempo de contacto del mismo con el lecho del lodo que contiene los

Tabla 3.2 Velocidades de flujo ascendente recomendados para el diseño de reactores anaerobios de flujo ascendente que tratan aguas residuales domésticas (Chernicharo de Lemos, 2007)

Gasto del afluente	Velocidad de flujo ascendente (m/h)
Flujo promedio	0.5-0.7
Flujo máximo	<0.9-1.1
Flujos picos temporales (*)	< 1.5

(*) Flujos picos de 2 a 4 h

microorganismos encargados de la degradación de la materia orgánica. El agua residual debe estar distribuida de manera uniforme, cerca del fondo del reactor (10 - 20 cm), mediante una serie de tubos y donde cada uno cubre un área de 1 a 2 m² del fondo del tanque (Chernicharo de Lemos, 2007). Principalmente para agua residual doméstica, es importante garantizar una distribución uniforme con un control individual en cada punto (tubo) de distribución del agua, por ejemplo, inyectando el agua residual en el canal principal, localizado en la parte superior del reactor, desde el cual los tubos pueden tomar el agua residual doméstica para cada punto de distribución. Van Lier (2010) menciona que se ha utilizado un tubo de distribución para cubrir un área de 2 a 4 metros cuadrados.

El agua residual es dirigida desde la parte superior del reactor por medio de tubos hacia el fondo del reactor. Los principales requerimientos para estos tubos son los siguientes:

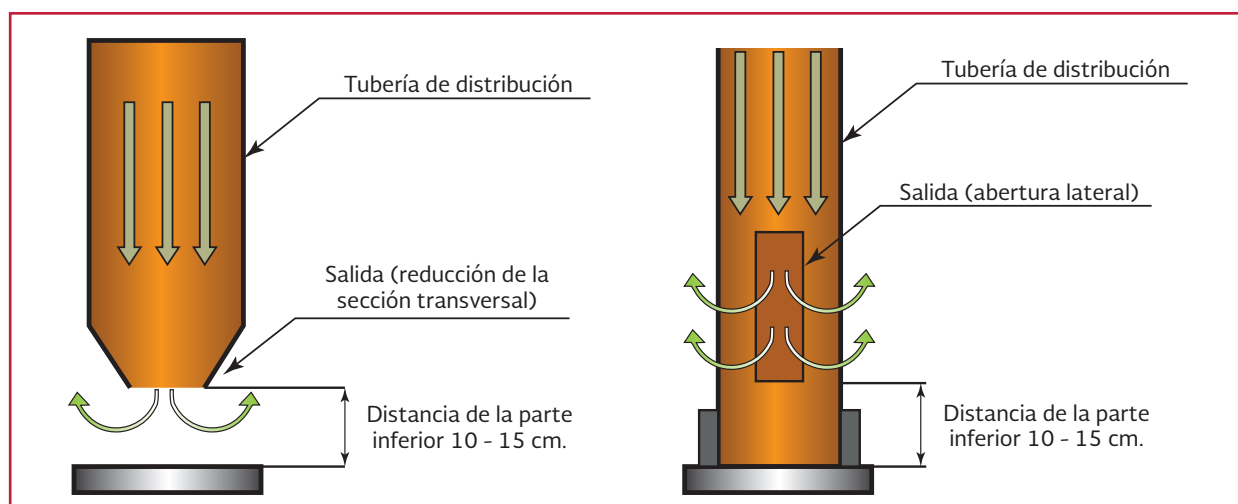
- El diámetro de los tubos deberá ser tal que permita que el agua residual a tratar descienda a una velocidad menor a 0.2 m/s. Esto para evitar que las burbujas de

aire entren, ya que pueden causar la aireación del lodo, dañar la metanogénesis o causar una mezcla potencialmente explosiva con el biogás acumulado cerca del separador de tres fases. En el caso del tratamiento de aguas residuales de baja concentración, este requisito de velocidad normalmente se cumple cuando los tubos tienen un diámetro de 75 mm

- Para evitar la obstrucción por sólidos, se han utilizado tubos con diámetros de entre 75 y 100 mm (Chernicharo de Lemos, 2007)
- El diámetro deberá ser lo suficientemente pequeño (40 a 50 mm) para permitir la velocidad de flujo más alta en su extremo inferior, que favorezca un buen mezclado y mayor contacto con el lecho de lodos. Para este diámetro, las velocidades presentadas pueden ser generalmente más altas que 0.40 m/segundo. En la Ilustración 3.1 se muestran ejemplos de extremos de tubos de distribución

El número de tubos de distribución está determinado por el área de la sección transversal del

Ilustración 3.1 Ejemplos de extremos de tubos de distribución (Chernicharo de Lemos, 2007)



reactor y por el área de influencia de cada distribuidor. Para calcular este número se puede utilizar la siguiente ecuación:

$$N_d = \frac{A}{A_d} \quad \text{Ecuación 3.8}$$

donde:

N_d = número de tubos de distribución

A = área de la sección transversal del reactor (m²)

A_d = área de influencia de cada distribuidor (m²)

En la Tabla 3.3 se muestra una guía para determinar el área de influencia de los distribuidores

de flujo con respecto al tipo de lodo en el reactor. La Tabla 3.4 presenta un resumen de los criterios hidráulicos para el diseño de reactores RAFA que tratan agua residual doméstica.

3.5. SEDIMENTADOR (SEPARADOR GAS-LÍQUIDO-SÓLIDO)

Las recomendaciones para el diseño de un separador gas-líquido-sólido son las siguientes (van Lier, 2008):

- Un separador debe lograr la separación del lodo, agua y el biogás producido

Tabla 3.3 Directrices para determinar el área de influencia de los distribuidores de flujo en un RAFA (Metcalf & Eddy, 2003)

Tipo de lodo	Carga orgánica aplicada (kg de DQO/m ³ d)	Área de influencia de cada distribuidor (m ²)
Lodo denso y floculento (concentración > 40 kg SST/m ³)	<1.0	0.5-1
	1-2	1-2
	>2	2-3
Lodo medio floculento (concentración 20 a 40 kg SST/m ³)	<1-2	1-2
	>3	2-5
Lodo granular	1 -2	0.5-1
	2-4	0.5-2
	>4	>2

Tabla 3.4 Resumen de los principales criterios hidráulicos para el diseño de reactores RAFA que tratan agua residual doméstica (Chernicharo de Lemos, 2007)

Criterio/Parámetro	Intervalo de valores, como una función del flujo		
	Q_{prom}	Q_{max}	$Q_{pico}^{(*)}$
Carga volumétrica hidráulica	<4	<6	<7
Tiempo de retención hidráulica**	6-9	4-6	>3.5-4
Velocidad de flujo ascendente	0.5-0.7	<0.9-1.1	<1.5
Velocidad en la abertura para sedimentación	<2-2.3	<4-4.2	<5.5-6
Tasa de carga de superficie en el sedimentador	0.6-0.8	<1.2	<1.6
Tiempo de retención hidráulico en el sedimentador	1.5-2	>1	>0.6

(*) Flujo pico con duración de 2 a 4 horas

(**) Temperatura del agua residual entre 20 y 26 °C

- La pendiente del sedimentador deberá tener una inclinación de 45° a 60°
- El área superficial de la apertura entre los colectores del gas no deberá ser menor a 15-20 por ciento del área superficial del reactor
- La altura del colector del gas deberá ser de 1.5 a 2 metros para un reactor con una altura de 5 a 6 metros
- Una interfase líquido-gas deberá ser mantenida en el colector de gas para facilitar la liberación y recolección de burbuja de gas y para controlar la formación de la capa de espuma
- La superposición de los deflectores instalados debajo de las aberturas deben ser de 100 a 200 mm para evitar las burbujas de gas que fluyen hacia arriba y que entran en el compartimento del colector
- Los deflectores de la capa de espuma deberían ser instalados frente a los vertederos del efluente
- El diámetro de los tubos de escape de biogás debe ser suficiente para garantizar la fácil extracción del biogás de la campana de biogás, particularmente si se forma espuma
- En la parte superior de la campana de biogás, deberán instalarse boquillas de pulverización antiespumantes, cuando el tratamiento del agua residual implique formación de espuma pesada
- La profundidad del compartimento del sedimentador debe ser de 1.5 a 2 m

3.5.1. SEPARACIÓN DE GASES

El diseño del separador de gases, sólidos y líquidos depende de las características del agua residual, el tipo de lodo presente en el reactor, la carga aplica-

da, la producción de biogás esperada y las dimensiones del reactor. Souza (1986) recomienda una tasa mínima de 1 m³ gas/(m² h) y tasas máximas de 3 a 5 m³ gas/(m²h). La tasa de liberación del biogás es calculada con la siguiente ecuación.

$$K_g = \frac{Q_g}{A_d} \quad \text{Ecuación 3.9}$$

donde:

K_g = Tasa de liberación de biogás
(m³/m² h)

Q_g = Producción de biogás esperado
(m³/h)

A_d = Área de la interfase líquido-gas (m²)

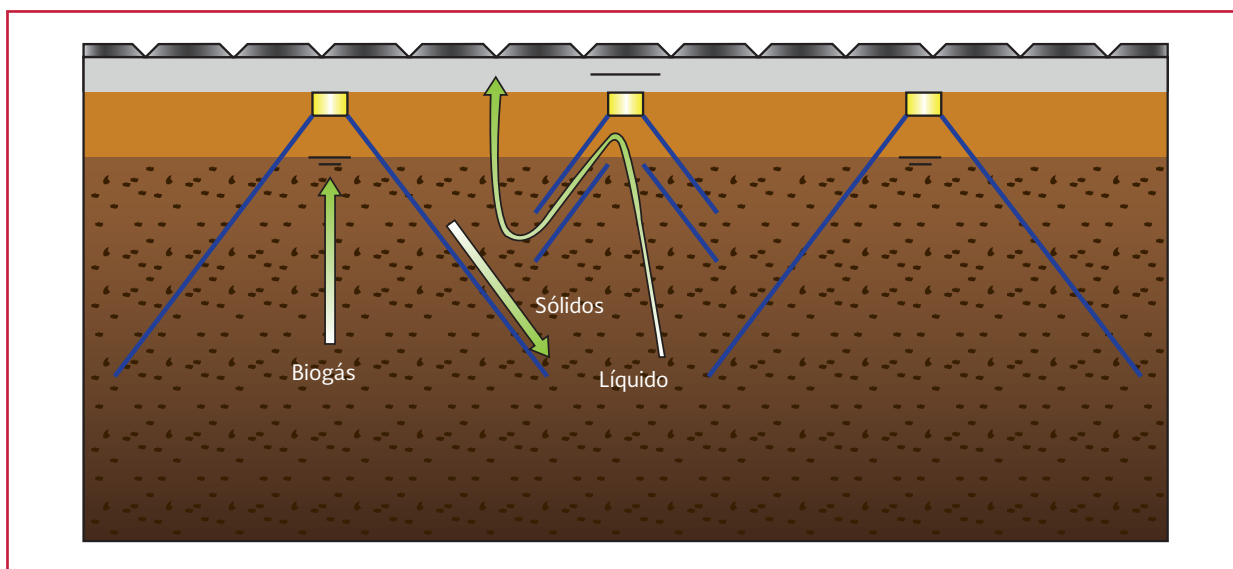
La Ilustración 3.2 presenta un diseño de separación gas-líquido-sólido que muestra la alternativa de diseño de liberación de gas con canales de recolección de efluentes montados perpendicularmente en reactores anaerobios de flujo ascendente.

3.5.2. SEPARACIÓN DE SÓLIDOS

Después de la separación de gases, el líquido y las partículas que deja el manto de lodos tiene acceso al compartimento del sedimentador. La sedimentación de sólidos ocurre en este compartimento debido a una baja velocidad ascendente y a la ausencia de burbujas de gas. Las recomendaciones para el diseño del compartimento del sedimentador son:

- Los deflectores deben ir localizados inmediatamente debajo de la abertura del compartimento del sedimentador
- Las paredes del compartimento del sedimentador deben construirse con pendientes mayores de 45 grados. Idealmente deberían ser iguales o mayores que 50 °

Ilustración 3.2 Una alternativa de diseño de separación Gas-Líquido-Sólido (adaptado de Van Lier, 2010)



- La profundidad del compartimento del sedimentador debe ser de 1.5 a 2 m
- La tasa de carga superficial y tiempo de residencia hidráulica en el compartimento del sedimentador deben ir de acuerdo con la Tabla 3.5

La recomendación para el diseño de las aberturas del compartimento del sedimentador es que la velocidad en dicha abertura sea menor a las presentadas en la Tabla 3.5, para favorecer la retención de sólidos en el compartimento del digestor.

Aberturas del compartimento del sedimentador

El diseño de las aberturas debe permitir una superposición apropiada del deflector de gas, para garantizar la correcta separación de las fases gaseosa y líquida.

Tiempo de residencia hidráulica en el compartimento del sedimentador.

Como se indica en la Tabla 3.5, el tiempo de residencia hidráulica recomendado en el compartimento del sedimentador es de una a dos horas.

Tabla 3.5 Tasas de carga de superficie, tiempos de residencia hidráulica y velocidades en la abertura en el compartimento de la sedimentación (adaptado de Chernicharo de Lemos, 2007)

Flujo del afluente	Tasa de carga superficial (m/h)	Tiempo de residencia hidráulica (h)	Velocidad en la abertura (m/h)
Flujo promedio	0.6-0.8	1.5-2	<2-2.3
Flujo máximo	<1.2	>1	<4-4.2
Flujo máximo temporal(*)	<1.6	>0.6	<5.5-6

(*) Duración del flujo máximo de 2 a 4 horas.

3.6. MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN

El material utilizado en la construcción de reactores anaerobios deberá ser resistente a la corrosión. Por razones de construcción y de costos, el hormigón y el acero han sido los materiales más comúnmente utilizados en los RAFA, por lo general con un revestimiento interior de base epóxica. Sin embargo, el separador de sólidos y gas localizado en la parte superior del reactor está más expuesto a la corrosión por lo que debe estar fabricado de un material más resistente o más fuertemente recubierto. El concreto es el material más frecuentemente usado, pero las experiencias con este material no siempre han sido satisfactorias debido a problemas de escapes de gases, corrosión y a la construcción de una estructura voluminosa y pesada. Opciones más atractivas de materiales no corrosivos y menos voluminosos son el PVC, la fibra de vidrio y el acero inoxidable (Chernicharo de Lemos, 2007).

Van Lier (2010) menciona que se han utilizado varios materiales de construcción en los separadores GLS. Con frecuencia, cada componente que forma parte del separador de GLS está construido de diferente material respecto del resto. Por ejemplo, la caja de gas superior y el deflector se pueden construir de hormigón con revestimiento epóxico para evitar la corrosión y las fugas de gas, mientras que las placas de reco-

lección de gas se construyen de materiales como el hormigón, la lona (para trabajo pesado, de algodón tejido con revestimiento de plástico), el hierro corrugado, PVC rígido y GRP.

Cada material tiene ventajas y desventajas. Las placas de recolección de gas de hierro corrugado se corroen tras varios años de funcionamiento. Las placas de recolección de gas de hormigón requieren mucho trabajo por lo que resultan costosas en cuanto a la mano de obra. Las placas de GRP pueden ser prefabricadas y su instalación es relativamente fácil, pero son más caras. Las placas de PVC son propensas a la distorsión o incluso a la ruptura, pero son relativamente baratas de fabricar y de instalar. Las láminas de poliéster con recubrimiento de PVC son relativamente nuevas en el mercado de los reactores anaerobios de flujo ascendente.

La Tabla 3.6 presenta algunos recubrimientos de concreto utilizados en reactores anaerobios de flujo ascendente.

3.7. PRODUCCIÓN DE BIOGÁS Y METANO

Es posible calcular el biogas producido a partir de la carga de DQO en el afluente al reactor, misma que es convertida a metano. La porción de DQO convertida en gas metano puede ser determinada por la siguiente ecuación:

Tabla 3.6 Recubrimientos de concreto (características comparativas) (adaptado de Chernicharo de Lemos, 2007)

Recubrimiento	Ventajas	Desventajas
Caucho clorado	Costo bajo	Resistencia baja a los ácidos grasos volátiles
Epoxi bituminoso	Buena resistencia a los ácidos grasos volátiles Puede ser aplicado con un espesor mayor y un bajo número de capas Presenta baja permeabilidad	Costo mucho más elevado

$$DQO_{CH_4} = Q(S_o - S) - Y_{obs} Q S_o$$

Ecuación 3.10

donde:

DQO_{CH_4} = carga de DQO convertida a metano (kg DQO_{CH_4} /d)

Q = gasto promedio en el afluente (m^3/h)

S_o = concentración de DQO en el afluente (kg DQO/m^3)

S = concentración de DQO en el efluente (kg DQO/m^3)

Y_{obs} = coeficiente de producción de sólidos en el sistema, en términos de DQO (0.11 a 0.23 kg DQO_{lodo} / kg $DQO_{aplicada}$)

La producción volumétrica de metano se puede calcular mediante la siguiente ecuación:

$$Q_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{K(t)} \quad \text{Ecuación 3.11}$$

donde:

Q_{CH_4} = Producción de metano volumétrico (m^3/d)

$K(t)$ = Factor de corrección dependiendo de la temperatura de operación del reactor (kg DQO/m^3)

$K(t)$ = Se determina mediante la Ecuación 3.12

$$K(t) = \frac{P K_{DQO}}{R(273 + T)} \quad \text{Ecuación 3.12}$$

donde:

P = presión atmosférica (1 atm)

K_{DQO} = DQO correspondiente a una mol de CH_4 (64g DQO/mol)

R = constante del gas (0.08206 atm L/mol K)

T = temperatura de operación del reactor ($^{\circ}C$)

Para el tratamiento de aguas residuales domésticas, el porcentaje de metano en el biogás generalmente está entre 70 y 80 por ciento.

3.8. RECOLECCIÓN DEL EFLUENTE

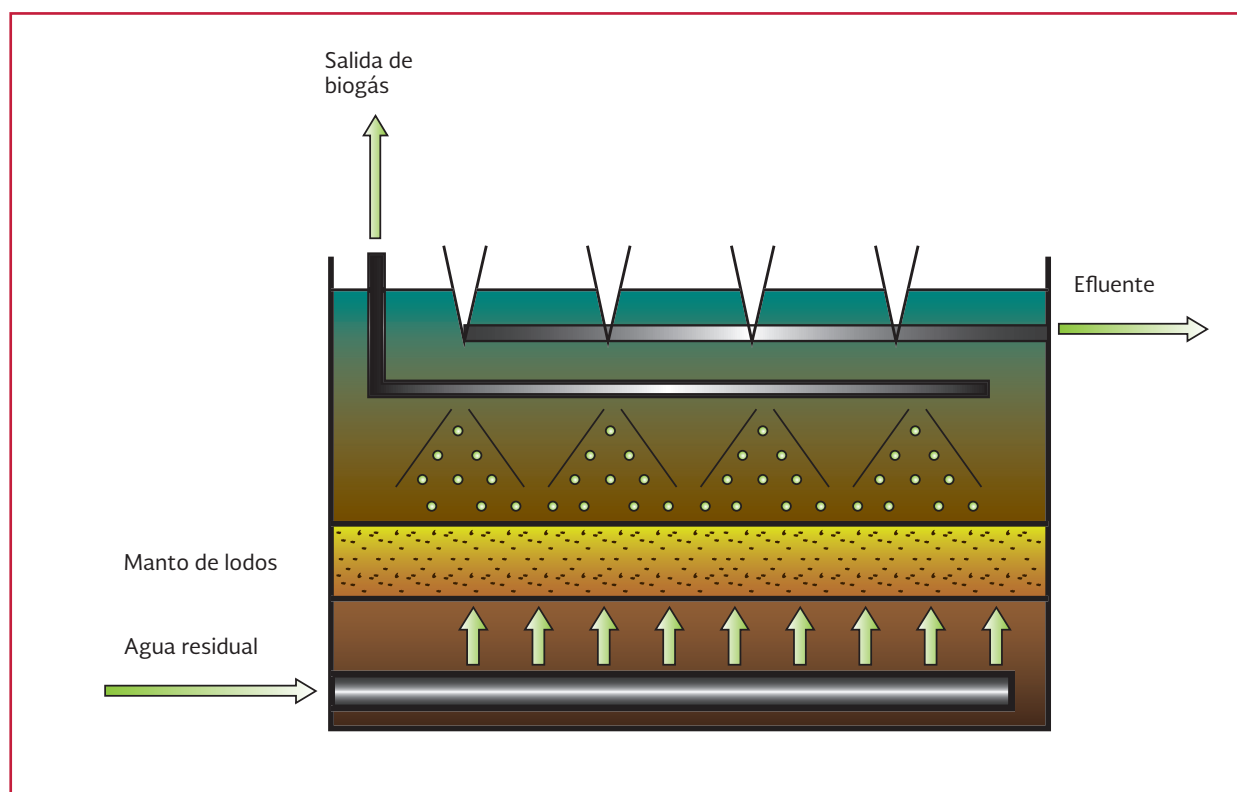
El efluente del reactor es recolectado en la parte superior dentro del compartimento de sedimentación. Los dispositivos habitualmente utilizados para la recogida del efluente son placas con vertederos V y tubos perforados sumergidos que presenten una pendiente de 1 por ciento para evitar su taponamiento. El deflector de natas deberá estar sumergido unos 20 centímetros. En la Ilustración 3.3 se puede observar la tubería de salida del efluente tratado.

3.9. SISTEMA DE RECOLECCIÓN DEL BIOGÁS

El sistema de recolección de biogás comprende: campanas de recolección, tubería de recolección, compartimento con sello hidráulico, purga de biogás, medidor de biogás y depósito de biogás. Cuando el biogás no es utilizado, el depósito es reemplazado por una válvula de seguridad y un quemador de biogás, preferentemente localizado a una distancia segura del reactor (Ilustración 3.4).

Para prevenir daños a los medidores, causados por el arrastre de líquidos condensados en la tubería de recolección, la velocidad media del flujo de biogás no debe exceder 3.5 m/segundo.

Ilustración 3.3 Reactor anaerobio de flujo ascendente (RAFA) (Eckenfelder Jr, 1989)



La altura de los colectores de gas debe ser de 1.5 a 2 m en reactores con altura de 5 a 7 metros. En la Ilustración 3.4 se muestra un diagrama del sistema de biogás en un reactores anaerobios de flujo ascendente.

3.10. MUESTREO Y DESCARGA DE LODOS

El diseño de un reactor deberá comprender un grupo de válvulas y tuberías que permitan el muestreo y descarga de los sólidos presentes en el reactor. El sistema de muestreo y descarga de lodos consiste en una serie de válvulas instaladas a lo largo de la altura del compartimento de digestión, para permitir el monitoreo del crecimiento y calidad de la biomasa en el reactor.

Los puntos de muestreo deben estar a diferentes alturas. Se recomienda instalar válvulas de

bola en la base del reactor, espaciadas cada 50 cm, y con un diámetro de 1½ a 2 pulgadas.

El sistema de descarga de lodos se requiere para descargar periódicamente el exceso de lodo, producido en el reactor. Permite también la remoción de sólidos inertes que pueden acumularse en el fondo del reactor. Deben planearse por lo menos dos puntos de extracción de lodos: uno cerca del fondo del reactor y el otro a un metro o metro y medio, por encima del fondo del reactor. Se recomienda un diámetro mínimo de 100 mm para la tubería de descarga del reactor. La Ilustración 3.5 ejemplifica el muestreo y purga del reactor.

3.11. PRODUCCIÓN DE LODO Y TRATAMIENTO

Como se mencionó anteriormente, la producción de lodos en un proceso anaerobio es

Ilustración 3.4 Diagrama del sistema de gas en un RAFA (adaptado de Chernicharo de Lemos, 2007)

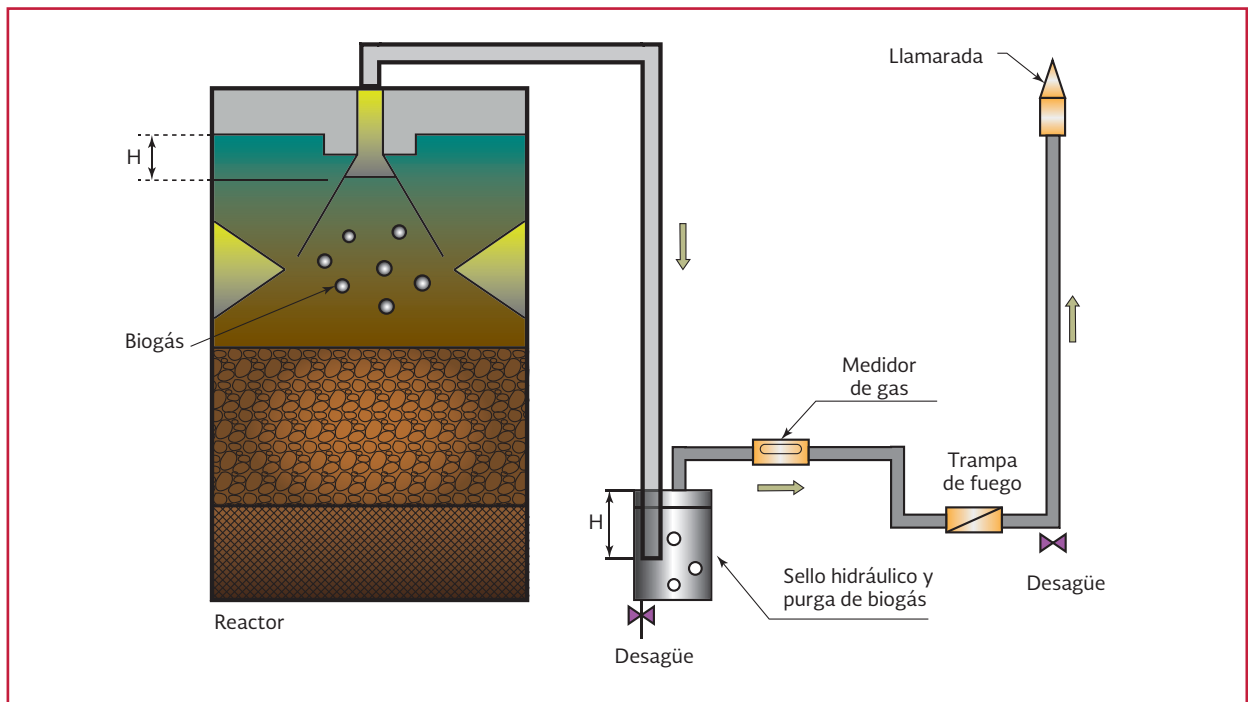
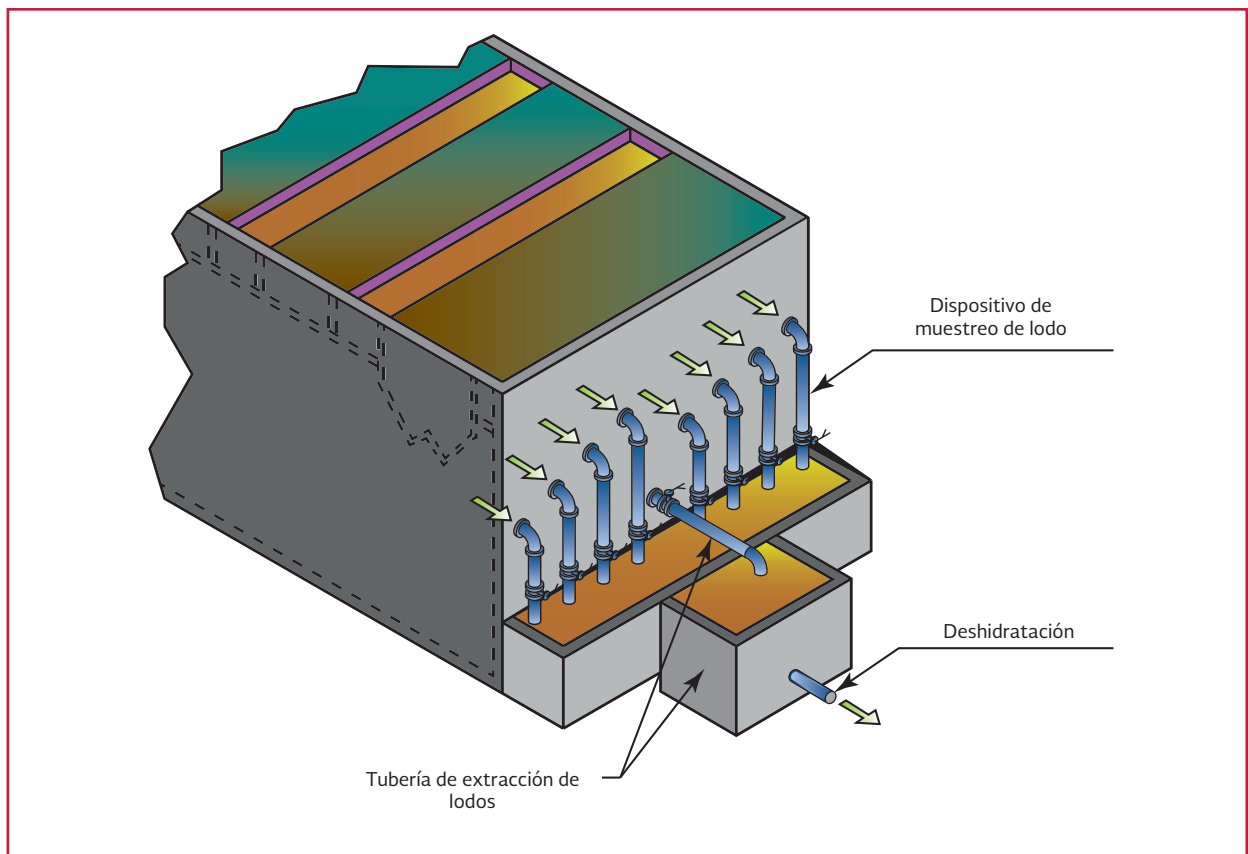


Ilustración 3.5 Ejemplo de dispositivo de muestreo de lodos en descarga de un reactor (adaptado de Chernicharo de Lemos, 2007)



pequeña en comparación con la generada en los procesos aerobios. La tasa de acumulación de lodos en el proceso anaerobio depende del tipo de agua residual que será tratado y es más grande cuando el agua residual presenta una alta concentración de sólidos suspendidos, especialmente cuando estos sólidos no son biodegradables.

Se puede estimar la producción de lodo en un RAFA mediante la siguiente ecuación:

$$P_l = Y DQO_{aplicada} \quad \text{Ecuación 3.13}$$

donde:

P_l = Producción de sólidos en el sistema (kg SST/d)

Y = Rendimiento o coeficiente de producción de sólidos (kg SST/kg DQO_{aplicada})

$DQO_{aplicada}$ = Carga de DQO aplicada al sistema (kg DQO/d)

Los valores de Y reportados para el tratamiento anaerobio de aguas residuales domésticas va-

rían entre 0.1 y 0.20 kg SST/kg de DQO_{aplicada} (Chernicharo de Lemos, 2007).

Es posible calcular la producción volumétrica de lodo mediante la Ecuación 3.14:

$$V_l = \frac{P_s}{\gamma \left(\frac{C_s}{100} \right)} \quad \text{Ecuación 3.14}$$

donde:

V_l = Volumen de producción de lodos (m³/d)

γ = Densidad del lodo (usualmente en el orden de 1.020 a 1.040 kg/m³)

C_s = Concentración de sólidos en el lodo (%)

La densidad del lodo es del orden de 1.020 a 1.040 kg/m³ (Chernicharo de Lemos, 2007).

3.12. RESUMEN DE LOS CRITERIOS DE DISEÑO

En la Tabla 3.7 y la Tabla 3.8 se muestran criterios para el diseño de reactores anaerobios de flujo ascendente (RAFA) que tratan agua residual doméstica.

Tabla 3.7 Resumen de los principales criterios hidráulicos para el diseño de reactores RAFA que tratan agua residual doméstica (Chernicharo de Lemos, 2007)

Criterio/Parámetro	Rango de valores, como una función de flujo		
	Q_{prom}	Q_{max}	$Q_{pico}^{(*)}$
Carga hidráulica volumétrica (m ³ m ⁻² d ⁻¹)	<4	<6	<7
Tiempo de residencia hidráulica** (horas)	6-9	4-6	>3.5-4
Velocidad de flujo ascendente (mh ⁻¹)	0.5-0.7	<0.9-1.1	<1.5
Velocidad en la abertura para sedimentación (mh ⁻¹)	<2-2.3	<4-4.2	<5.5-6
Tasa de carga de superficie en el sedimentador (mh ⁻¹)	0.6-0.8	<1.2	<1.6
Tiempo de residencia hidráulica en el sedimentador (mh ⁻¹)	1.5-2	>1	>0.6

(*) Flujo pico con duración de 2 a 4 horas

(**) Temperatura del agua residual de 20 a 26 °C

Tabla 3.8 Criterios de diseño para reactores anaerobios de flujo ascendente (RAFA) que tratan agua residual doméstica (adaptado de Chernicharo de Lemos, 2007; Van Lier, 2010 y Metcalf & Eddy, 2003)

Criterio	Parámetros	Intervalos de valores
Altura	Reactor	3 - 6 m
	Compartimento del sedimentador	1.5 - 2m
	Compartimento del digestor	2.5 - 3.5 m
Remoción de DQO esperada	Remoción esperada para agua residual diluida	60 – 70%
	Remoción esperada para agua residual concentrada	80 – 90%
Distribución del afluente	Diámetro del tubo de distribución del afluente (mm)	75-100
	Diámetro de la desembocadura del tubo de distribución (mm)	40-50
	Distancia entre la parte superior del tubo de distribución y el nivel del agua en el sedimentador (m)	0.2-0.3
	Distancia entre la desembocadura y la parte inferior del reactor (m)	0.1-0.15
	Área de influencia de cada tubo de distribución (m ²)	2-3
Colector de biogás	Tasa de liberación mínima de biogás (m ³ /m ² *h)	1
	Tasa de liberación máxima de biogás (m ³ /m ² *h)	3-5
	Concentración de metano en el biogás (%)	70-80
Compartimento de sedimentación	La superposición de los deflectores de gas en relación con la abertura para el compartimento de la sedimentación (m)	0.1-0.15
	Pendiente mínima de las paredes del sedimentador (°)	45
	Pendiente óptima de las paredes del sedimentador (°)	50-60
	Profundidad del compartimento del sedimentador (m)	1.5-2
Colector del efluente	Inmersión del deflector de nata en el perforado de tubos de recolección (m)	0.2-0.3
	Número de vertedores triangulares (unidades/m ² del reactor)	1-2
	Rendimiento de la producción de sólidos (kgSST/kgDQOaplicada)	0.1-0.2
Producción y muestreo del lodo	Rendimiento de la producción de sólidos, en términos de DQO (kgDQOlodo/kgDQOaplicada)	0.11-0.23
	Concentración de sólidos esperado en el exceso de lodo (%)	2-5
	Densidad del lodo (kg/m ³)	1020-1040
	Diámetro de las tuberías de descarga del lodo (mm)	100-150
	Diámetro de las tuberías de muestreo del lodo (mm)	25-50



4

DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR

En este capítulo se presentan dos ejemplos de diseño para un gasto de 10 L/s, teniendo como variación la concentración del agua residual a tratar y la temperatura de operación.

Se presenta la Tabla 4.1, como apoyo para el seguimiento de los pasos del diseño.

Tabla 4.1 Pasos a seguir en el diseño de un RAFA

Pasos	Observaciones	
Datos de entrada	Gasto afluente promedio: Q_{ip} Gasto afluente máximo horario: Q_{max-h} DQO afluente promedio (S_o): DBO afluente promedio (S_o): Temperatura del agua residual:	
Calcular la carga de DQO en el afluente promedio (Lo)	$Lo = S_o * Q_{ip}$	Ecuación 4.1
Seleccionar el tiempo de retención hidráulico (t)	De acuerdo con la Tabla 3.1	
Determinar el volumen total del reactor (V)	$V = Q_{ip} * t$	Ecuación 4.2
Especificar el número de módulos del reactor (N)	El volumen del reactor deberá ser menor a 1 500 m ³ (Metcalf & Eddy, Inc., 2003) Para sistemas pequeños, el volumen del reactor deberá ser < 500 m ³ (Chernicharo de Lemus, 2007)	
Calcular el volumen de cada módulo (V_u):	$V_u = \frac{V}{N}$	Ecuación 4.3
Establecer un valor para la altura del reactor (H):	Altura de 3 a 6 metros (Chernicharo de Lemus, 2007) Altura de 6 metros (Metcalf & Eddy, Inc., 2003)	
Determinar el área de cada módulo (A):	$A = \frac{V_u}{H}$	Ecuación 4.4
Calcular las dimensiones del área del reactor	Rectangular (largo y ancho) o circular (diámetro)	
Determinar la carga hidráulica volumétrica (CHV) y compararla con las recomendaciones de diseño de la Tabla 3.2	$CHV = \frac{Q_{ip}}{V}$	Ecuación 4.5
Determinar la carga orgánica volumétrica (COV) y compararla con: COV de 2 a 4 kg de DQO/m ³ d (Metcalf & Eddy, Inc., 2003), para aguas residuales domésticas (20°C) y COV de 1.15 a 1.45 kg de DQO/m ³ d (van Lier, 2010), para aguas residuales domésticas (20°C)	$COV = \frac{Q_{ip} * S_o}{V}$	Ecuación 4.6

Pasos	Observaciones	
Velocidad de flujo ascendente, para Q_{ip}	$v = \frac{Q_{ip}}{At}$	Ecuación 4.7
Velocidad de flujo ascendente, para Q_{maxh}	$v = \frac{Q_{maxh}}{At}$	Ecuación 4.8
Comparar la velocidad del flujo ascendente	Ver los valores mostrados en la Tabla 3.2	
Sistemas de distribución del agua residual (afluente)	Establecer el área de influencia de los tubos de alimentación de acuerdo con la Tabla 3.3	
Calcular el número de tubos de distribución del agua residual (afluente)	$Nd = \frac{At}{Ad}$	Ecuación 4.9
Estimar la eficiencia de remoción de la DQO	$E_{DQO} = 100 * (1 - 0.68 * t^{-0.35})$	Ecuación 4.10
Estimar la eficiencia de remoción de la DBO	$E_{DBO} = 100 * (1 - 0.70 * t^{-0.50})$	Ecuación 4.11
Estimación de las concentraciones de DQO y DBO en el efluente final:	$C_{efl} = \frac{S_o - (E * S_o)}{100}$	Ecuación 4.12
Estimación de la producción del metano	$DQO_{CHA} = Q_{ip} * [(S_o - C_{efl}) - Y_{obs} * S_o]$	Ecuación 4.13
	$K(t) = \frac{P + K_{DQO}}{[R * (273 + T)]}$	Ecuación 4.14
	P= 1 atm K _{DQO} = 64 gDQO/mol R= 0.08206 atm L/mol K	
	$Q_{CHA} = \frac{DQO_{CHA}}{K(t)}$	Ecuación 4.15
Estimación de la producción del biogás (considerando un contenido de metano de 75% en el biogás)	$Q_g = \frac{Q_{CHA}}{0.75}$	Ecuación 4.16
Calcular la producción de lodo (PI)	$Pl = Y * DQO_{app} (Lo)$ Establecer un coeficiente del rendimiento de sólidos Y de acuerdo con la Tabla 3.8	Ecuación 4.17
Volumen del lodo (VI)	$VI = \frac{Pl}{y * (\frac{C}{100})}$ Establecer la densidad del lodo (Y) y una concentración esperada de la descarga del lodo (C), de acuerdo con la Tabla 3.8	Ecuación 4.18

4.1. EJEMPLO 1, DISEÑO DE UN REACTOR ANAEROBIO DE FLUJO ASCENDENTE

En la Tabla 4.2 se muestran los parámetros considerados para el diseño de este reactor.

a) Cálculo de la carga de DQO afluente promedio (L_o):

$$L_o = S_o * Q_{ip} \quad \text{Ecuación 4.19}$$

donde:

$$S_o = 0.492 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_{ip} = 864 \text{ m}^3/\text{d}$$

Sustituyendo valores en la ecuación 4.19

$$L_o = (0.492 \text{ kg/m}^3) (864 \text{ m}^3/\text{d})$$

$$L_o = 425 \text{ kgDQO/d}$$

b) Adoptar un valor del tiempo de residencia hidráulica (t):

De acuerdo con la Tabla 3.7, se adopta un TRH de 8 horas = 0.333 días

c) Determinar el volumen total del reactor (V):

$$V = Q_{ip} * t \quad \text{Ecuación 4.20}$$

$$V = (864 \text{ m}^3/\text{d})(0.333 \text{ d})$$

$$V = 288 \text{ m}^3$$

d) Establecer el número de módulos del reactor (N):

En este ejemplo de diseño se establece que el número de módulos del reactor son dos, por lo que en este caso $N=2$

Tabla 4.2 Parámetros para el diseño del RAFA (Ejemplo1)

Parámetros	Valor	Unidad	Valor	Unidad
Gasto afluente promedio: Q_{ip}	864	m ³ /d	36	m ³ /h
Gasto afluente máximo horario: Q_{max-h}	1123	m ³ /d	46.8	m ³ /h
DQO afluente promedio (S_o):	492	g/m ³	0.492	kg/m ³
DBO afluente promedio (S_o):	223	g/m ³	0.223	kg/m ³
Temperatura del agua residual	22	°C		
Coefficiente del rendimiento de sólidos: Y	0.18	kgSST/kgDQO _{app}		
Coefficiente del rendimiento de sólidos, en términos de DQO: Y_{obs}	0.21	kgDQO _{lodo} /kgDQO _{app}		
Concentración esperada de la descarga del lodo: C	4	%		
Densidad del lodo: γ	1 021	kg/m ³		

Valores tomados de la Tabla 3.8

Chernicharo de Lemos (2007) menciona que, aunque no hay limitaciones en el volumen del reactor, se recomienda que dicho volumen no exceda 1 500 m³, debido a las limitaciones de operación y construcción; para el caso de sistemas pequeños para el tratamiento de aguas residuales domésticas, ha sido habitual el uso de módulos con capacidades de 400 - 500 metros cúbicos.

e) Volumen de cada módulo (Vu):

$$Vu = \frac{V}{N} \quad \text{Ecuación 4.21}$$

donde:

$$V = 288 \text{ m}^3$$

$$N = 2$$

Sustituyendo en la ecuación anterior

$$Vu = (288 \text{ m}^3)/2$$

$$Vu = 144 \text{ m}^3$$

f) Establecer un valor para la altura del reactor (H):

$$H = 4 \text{ m}$$

g) Determinar el área de cada módulo (A):

$$A = \frac{Vu}{H} \quad \text{Ecuación 4.22}$$

Sustituyendo los valores de Vu y H en la Ecuación anterior:

$$A = (144 \text{ m}^3)/4 \text{ m}$$

$$A = 36 \text{ m}^2$$

Para una configuración de reactores rectangulares y estableciendo el ancho (a) del reactor en 4

m: donde $A = l \cdot a$

$$l = A/a$$

$$l = (36 \text{ m}^2)/4 \text{ m}$$

Por lo que el largo (l) es: 9 m

h) Verificación del área, volumen y tiempo de residencia hidráulica:

Área total correcta:

$$At = N \cdot A \quad \text{Ecuación 4.23}$$

Sustituyendo en la Ecuación 4.23, el número de módulos y el área obtenida para cada módulo:

$$At = (2) (36 \text{ m}^2)$$

$$At = 72 \text{ m}^2$$

Volumen total correcto:

$$Vt = At \cdot H \quad \text{Ecuación 4.24}$$

$$Vt = (72 \text{ m}^2) \cdot (4 \text{ m})$$

$$Vt = 288 \text{ m}^3$$

Tiempo de residencia hidráulica corregido:

$$t = \frac{Vt}{Qip} \quad \text{Ecuación 4.25}$$

$$t = (288 \text{ m}^3)/(864 \text{ m}^3/\text{d}) = 0.333 \text{ d}$$

$$t = 8 \text{ horas}$$

i) Verificación de las cargas aplicadas:

Carga hidráulica volumétrica (CHV):

$$CHV = \frac{Qip}{V} \quad \text{Ecuación 4.26}$$

$$\begin{aligned} CHV &= (864 \text{ m}^3/\text{d})/(288 \text{ m}^3) \\ CHV &= 3 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ d} \end{aligned}$$

Carga orgánica volumétrica (COV):

$$COV = \frac{Q_{ip} * S_o}{V} \quad \text{Ecuación 4.27}$$

$$\begin{aligned} COV &= (864 \text{ m}^3/\text{d}) * (0.492 \text{ kgDQO}/\text{m}^3) / (288 \text{ m}^3) \\ COV &= 1.48 \text{ kgDQO}/\text{m}^3 \cdot \text{d} \end{aligned}$$

j) Verificación de las velocidades del flujo ascendente:

Para Q_{ip} :

$$v = \frac{Q_{ip}}{At} \quad \text{Ecuación 4.28}$$

$$\begin{aligned} v &= (864 \text{ m}^3/\text{d})/72 \text{ m}^2 \\ v &= 12 \text{ m}/\text{d}^1 \\ v &= 0.5 \text{ m}/\text{h}^1 \end{aligned}$$

Para $Q_{máx-h}$:

$$v = \frac{Q_{maxh}}{At} \quad \text{Ecuación 4.29}$$

$$\begin{aligned} v &= (1123.2 \text{ m}^3/\text{d})/72 \text{ m}^2 \\ v &= 15.6 \text{ m}/\text{d} \\ v &= 0.65 \text{ m}/\text{h} \end{aligned}$$

Se puede observar que las velocidades de flujo ascendente encontradas están dentro de los intervalos de valores mostrados en la Tabla 3.7
Resumen de criterios de diseño de un RAFA.

k) Sistemas de distribución del agua residual (afluente):

Cálculo del número de tubos de distribución del afluente. Estableciendo un área de influencia de $Ad = 2 \text{ m}^2$ por tubo de distribución, y considerando un lodo medio floculento y una COV menor a 1 - 2 kg de DQO m^3/d , de acuerdo con la Tabla 3.3, es posible calcular el número de tubos usando la ecuación siguiente:

$$Nd = \frac{At}{Ad} \quad \text{Ecuación 4.30}$$

$$\begin{aligned} Nd &= 72 \text{ m}^2 / 2 \text{ m}^2 \\ Nd &= 36 \text{ tubos de distribución} \end{aligned}$$

Dado que se ha considerado dos módulos, cada reactor tendrá 18 tubos de distribución, estimándose ubicar de la siguiente forma:

A lo largo de la longitud de cada módulo (9 m):
6 tubos

A lo largo del ancho de cada módulo (4 m): 3 tubos

Siendo un total de 18 tubos de distribución por módulo.

l) Estimación de las eficiencias de remoción de la DQO del sistema, utilizando la Ecuación 4.31

(Chernicharo de Lemos, 2007):

$$E_{DQO} = 100 * (1 - 0.68 * t^{-0.35}) \quad \text{Ecuación 4.31}$$

$$\begin{aligned} E_{DQO} &= 100 * (1 - ((0.68) * (8^{-0.35}))) \\ E_{DQO} &= 67\% \end{aligned}$$

m) Estimación de las eficiencias de remoción de la DBO del sistema, utilizando la Ecuación 4.32

(Chernicharo de Lemos, 2007):

$$E_{DBO} = 100 * (1 - 0.07 * t^{-0.50}) \quad \text{Ecuación 4.32}$$

$$E_{DBO} = 100 * (1 - ((0.70) * (8^{-0.50})))$$

$$E_{DBO} = 75\%$$

n) Estimación de las concentraciones de DQO y DBO en el efluente final:

$$C_{efl} = S_o - \frac{(E * S_o)}{100} \quad \text{Ecuación 4.33}$$

$$C_{efl} = (0.492 \text{ kg/m}^3) - ((67 * 0.492 \text{ kg/m}^3) / 100)$$

$$C_{efl} = 162 \text{ mgDQO/L o } 0.162 \text{ kgDQO/m}^3$$

$$C_{efl} = (0.223 \text{ kg/m}^3) - ((75 * 0.223 \text{ kg/m}^3) / 100)$$

$$C_{efl} = 55 \text{ mgDBO/L o } 0.055 \text{ kgDBO/m}^3$$

o) Producción teórica del metano:

La producción teórica del metano puede ser estimada de la siguiente manera:

$$DQO_{CH_4} = Q_{ip} * [(S_o - C_{efl}) - Y_{obs} * S_o]$$

Ecuación 4.34

$$DQO_{CH_4} = (864 \text{ m}^3/\text{d}) * ((0.492 \text{ kg DQO/m}^3 - 0.162 \text{ kgDQO/m}^3) - ((0.21 \text{ kgDQO}_{\text{lodo}}/\text{kgDQO}_{\text{app}}) * (0.492 \text{ kgDQO/m}^3)))$$

$$DQO_{CH_4} = 196 \text{ kgDQO/d}$$

$$K(t) = \frac{P * K_{DQO}}{[R * (273 + T)]} \quad \text{Ecuación 4.35}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$K_{DQO} = 64 \text{ gDQO/mol}$$

$$R = 0.08206 \text{ atm L/mol K}$$

$$T = \text{Temperatura}$$

$$K(t) = ((1 \text{ atm}) * (64 \text{ gDQO/mol})) / ((0.08206 \text{ atmL/mol K}) * (273 + 22^\circ\text{C}))$$

$$K(t) = 2.7 \text{ kgDQO/m}^3$$

$$Q_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{K(t)} \quad \text{Ecuación 4.36}$$

$$Q_{CH_4} = (196 \text{ kgDQO/d}) / (2.7 \text{ kgDQO/m}^3)$$

$$Q_{CH_4} = 73 \text{ m}^3/\text{d}$$

p) Producción del biogás:

La producción de biogás se determina estimando el porcentaje de metano en el biogás. Para un contenido de metano de 70 por ciento en el biogás:

$$Q_g = \frac{Q_{CH_4}}{0.70} \quad \text{Ecuación 4.37}$$

el gasto de metano en el biogás producido es:

$$Q_g = (73 \text{ m}^3/\text{d}) / 0.70$$

$$Q_g = 104 \text{ m}^3/\text{d o } 4.32 \text{ m}^3/\text{h}$$

q) Dimensionamiento del colector del gas:

Número de colectores de gas:

2 (1 en cada módulo)

Longitud de cada colector:

$$L_g = 9 \text{ m}$$

Longitud total del colector de gas (considerando los dos módulos):

$$Lt = 9(2) = 18 \text{ m}$$

Ancho de la parte superior del colector del gas (Ag):

$$Ag = 0.25 \text{ m}$$

Área total del colector del gas (Atg) en la parte superior:

$$Atg = Lt * Ag \quad \text{Ecuación 4.38}$$

$$Atg = 18 \text{ m} (0.25 \text{ m})$$

$$Atg = 4.5 \text{ m}^2$$

Cálculo de la tasa de liberación de biogás en el colector de gas (Kg):

$$Kg = \frac{Qg}{Atg} \quad \text{Ecuación 4.39}$$

$$Kg = (4.32 \text{ m}^3/\text{h})/4.5 \text{ m}^2$$

$$Kg = 0.96 \text{ m}^3/\text{h}$$

Por lo tanto, cada colector de biogás se hace con las siguientes dimensiones:

$$\text{Longitud: } 9 \quad \text{m}$$

$$\text{Ancho: } 0.25 \quad \text{m}$$

r) Dimensionamiento de las aberturas del compartimento del sedimentador

Si se adopta un separador de tres fases en cada módulo, entonces:

El número de aberturas simples:

4 (2 en cada módulo), junto a las paredes

Longitud de cada abertura (La):

$La = 9 \text{ m}$ a lo largo del reactor

Longitud equivalente de operaciones simples (Lt):

$$Lt = 9(4) = 36 \text{ m}$$

Ancho de cada abertura (Aa):

$$Aa = 0.45 \text{ m (adoptado)}$$

Área total de las aberturas (Ata):

$$Ata = Lt * Aa \quad \text{Ecuación 4.40}$$

$$Ata = 36 \text{ m} (0.45 \text{ m})$$

$$Ata = 16.2 \text{ m}^2$$

Verificación de las velocidades a través de las aberturas (v_{ab}):

Para Q_{ip} :

$$v_{ab} = \frac{Q_{ip}}{Ata} \quad \text{Ecuación 4.41}$$

$$v_{ab} = (864 \text{ m}^3/\text{d})/16.2 \text{ m}^2$$

$$v_{ab} = 53.3 \text{ m/d}$$

$$v_{ab} = 2.2 \text{ m/h}$$

la cual se encuentra dentro del intervalo recomendado en la Tabla 3.7.

Para Q_{max-h} :

$$v_{ab} = \frac{Q_{maxh}}{Ata} \quad \text{Ecuación 4.42}$$

$$v_{ab} = (1\,123.2 \text{ m}^3/\text{d})/16.2 \text{ m}^2$$

$$v_{ab} = 69.3 \text{ m/d}$$

$$v_{ab} = 2.9 \text{ m/h}$$

Las velocidades encontradas se encuentran dentro de las recomendaciones de diseño que se muestran en la Tabla 3.7.

Por lo tanto, cada abertura del compartimento del sedimentador tendrá las siguientes dimensiones:

Abertura simple:

Longitud: 9 m

Ancho: 0.45 m

s) Dimensionamiento del compartimento del sedimentador

Número de compartimentos del sedimentador:

2 (1 en cada reactor)

Longitud de cada sedimentador (L_s):

$L_s = 9\text{ m}$ (a lo largo del reactor)

Longitud total del sedimentador (L_{ts}):

$L_{ts} = L_s N$

$L_{ts} = (9\text{ m})(2)$

$L_{ts} = 18\text{ m}$

Ancho de cada colector de gas (A_g):

$A_g = 0.3\text{ m}$ (0.25 + 0.05 espesor de la pared)

Ancho de cada compartimento del sedimentador (A_s):

$A_s = 4\text{ m}$

Ancho efectivo de cada sedimentador A_{es} :

$A_{es} = 4\text{ m} - 0.3\text{ m} = 3.7\text{ m}$

Área total del sedimentador (A_{ts}):

$$A_{ts} = L_{ts} * A_{es} \quad \text{Ecuación 4.43}$$

$A_{ts} = (18\text{ m})(3.7\text{ m})$

$A_{ts} = 66.6\text{ m}^2$

Verificación de las tasas de carga de superficie del sedimentador (v_s):

Para Q_{ip} :

$$v_s = \frac{Q_{ip}}{A_{ts}} \quad \text{Ecuación 4.44}$$

$v_s = 864\text{ m}^3/\text{d}/66.6\text{ m}^2$

$v_s = 12.97\text{ m/d}$

$v_s = 0.54\text{ m/h}$

Para Q_{max-h} :

$$v_s = \frac{Q_{maxh}}{A_{ts}} \quad \text{Ecuación 4.45}$$

$v_s = 1\,123.2\text{ m}^3/\text{d}/66.6\text{ m}^2$

$v_s = 16.86\text{ m/d}$

$v_s = 0.70\text{ m/hora}$

Se puede observar que las tasas de carga superficial en el sedimentador se encuentran dentro de los intervalos de valores mostrados en la Tabla 3.7.

Por lo tanto, cada compartimento del sedimentador tendrá las siguientes dimensiones:

Longitud: 9 m

Ancho: 3.70 m

Para determinar el volumen del compartimiento del sedimentador es necesario tomar en consideración los siguientes aspectos:

Altura de la parte superior del compartimento del sedimentador (paredes verticales)

Altura de la parte del fondo del compartimento del sedimentador (paredes inclinadas)

Tiempo de residencia en el compartimento del sedimentador, según la Tabla 3.7.

t) Producción de lodo

La producción de lodo (Pl) esperado en el sistema de tratamiento puede ser calculado mediante las siguientes ecuaciones:

$$Pl = Y * DQO_{app} \quad \text{Ecuación 4.46}$$

$$Ps = (0.18 \text{ kg SST/kg DQO}_{app})(425 \text{ kg DQO/d})$$
$$Ps = 76.59 \text{ kg SST/d}$$

$$Vs = \frac{Ps}{y * C} \quad \text{Ecuación 4.47}$$

$$Vs = (76.59 \text{ kg SST/d}) / ((1021 \text{ kg/m}^3) (4/100))$$
$$Vs = 1.9 \text{ m}^3/\text{d}$$

En la Tabla 4.3 se presenta un resumen de los resultados.

4.2. EJEMPLO 2, DISEÑO DE UN REACTOR ANAEROBIO DE FLUJO ASCENDENTE

En la Tabla 4.4 se muestran los parámetros considerados para el diseño de este segundo ejemplo.

a) Cálculo de la carga de DQO afluente promedio (Lo):

$$Lo = So * Qip$$
$$Lo = 0.926 \text{ kg/m}^3 * 864 \text{ m}^3/\text{d} \quad \text{Ecuación 4.48}$$

$$Lo = 800 \text{ kg de DQO/d}$$

b) Adoptar un valor del tiempo de retención hidráulica (t):

De acuerdo con la Tabla 3.7:

$$t = 8 \text{ horas}$$

c) Determinar el volumen total del reactor (V):

$$V = Qip * t$$

$$V = 36 \text{ m}^3/\text{h} * 8 \text{ h} \quad \text{Ecuación 4.49}$$

$$V = 288 \text{ m}^3$$

d) Establecer el número de módulos del reactor (N):

En este ejemplo de diseño se establece que $N = 2$

Aunque no hay limitaciones en el volumen del reactor, Chernicharo de Lemos (2007) recomienda que el volumen del reactor no exceda $1\,500 \text{ m}^3$, debido a las limitaciones de operación y construcción.

e) Volumen de cada módulo (Vu):

$$Vu = \frac{V}{N}$$
$$Vu = \frac{288 \text{ m}^3}{2} \quad \text{Ecuación 4.50}$$

$$Vu = 144 \text{ m}^3$$

f) Establecer un valor para la altura del reactor (H):

$$H = 4 \text{ m}$$

Tabla 4.3 Resumen de resultados del ejemplo 1

Ejemplo 1, diseño de un RAFA para Q de 10 L/s	Resultados
Datos de entrada:	864 m ³ /d
Gasto afluente promedio: Q _{ip}	1 123 m ³ /d
Gasto afluente máximo horario: Q _{max-h}	492 g/m ³
DQO afluente promedio (S _o):	223 g/m ³
DBO afluente promedio (S _o):	22° C
Temperatura del agua residual:	0.18 kg de SST/kg de DQO _{aplicada}
Coeficiente del rendimiento de sólidos: Y	0.21 kg de DQO _{lodo} /kg de DQO _{aplicada}
Coeficiente del rendimiento de sólidos, en términos de DQO: Y _{obs}	4 %
Concentración esperada de la descarga del lodo: C	1 021 kg/m ³
Densidad del lodo: Y	
Carga de DQO aplicada (L _o)	425 kg de DQO/d
Tiempo de retención hidráulica (t)	8 horas
Volumen total del reactor (V)	288 m ³
Número de módulos del reactor (N)	2
Volumen de cada módulo (V _u)	144 m ³
Altura del reactor (H)	4 m
Área de cada módulo (A)	36 m ²
Dimensiones del área del reactor	Ancho: 4 m, Largo: 9 m
Carga hidráulica volumétrica (CHV)	3 m ³ /m ³ d
Carga orgánica volumétrica (COV)	1.48 kg de DQO/m ³ d
Velocidad de flujo ascendente para Q _{ip}	0.5 m/hora
Velocidad de flujo ascendente para Q _{max-h}	0.65 m/hora
Área de influencia de distribución del agua residual (afluente)	2 m ²
Número de tubos de distribución del agua residual	36 (18 en cada módulo)
Eficiencia de remoción de la DQO, estimada	67%
Eficiencia de remoción de la DBO, estimada	75%
Concentraciones (estimadas) de DQO y DBO en el efluente final	162 mg de DQO/L, 55 mg de DBO/L
Producción estimada de metano	73 m ³ /d
Producción estimada de biogás (considerando un contenido de metano de 70% en el biogás)	104 m ³ /d
Número de colectores de gas	Dos, cada uno de: 9 m (largo) y 0.25 m (ancho)
Aberturas del sedimentador	Cuatro aberturas simples, cada una: 9 m (largo) y 0.45 m (ancho)
Compartimentos del sedimentador	2 (cada uno de 9 m de longitud y de 3.70 m de ancho)
Producción del lodo (PI)	76.59 kg de SST/d
Volumen de lodo (VI)	1.9 m ³ /d

Tabla 4.4 Parámetros para el diseño del RAFA (Ejemplo 2)

Parámetros	Valor	Unidad	Valor	Unidad
Caudal afluente promedio: Q_{ip}	864	m^3/d	36	m^3/h
Caudal afluente máximo horario: Q_{max-h}	1 123.2	m^3/d	46.8	m^3/h
DQO afluente promedio (S_o):	926	g/m^3	0.926	kg/m^3
DBO afluente promedio (S_o):	447	g/m^3	0.447	kg/m^3
Temperatura del agua residual (T):	25	$^{\circ}C$		
Coeficiente del rendimiento de sólidos: Y	0.18	$KgSST/kgDQO_{app}$		Valores tomados de la tabla 3.8
Coeficiente del rendimiento de sólidos, en términos de DQO: Y_{obs}	0.21	$kgDQO_{lodo}/kgDQO_{app}$		
Concentración esperada de la descarga del lodo: C	4	%		
Densidad del lodo (γ):	1 021	Kg/m^3		

g) Determinar el área de cada módulo (A):

$$A = \frac{V_u}{H}$$

$$A = \frac{144 m^3}{4 m} \quad \text{Ecuación 4.51}$$

$$A = 36 m^2$$

Si se establece una configuración de reactores rectangulares, con un ancho del reactor de 4 m, entonces el largo: 9 m.

h) Verificación del área, volumen y tiempo de residencia hidráulica:

Área total correcta:

$$At = N * A$$

$$At = 2 * 36 m^2 \quad \text{Ecuación 4.52}$$

$$At = 72 m^2$$

Volumen total correcto:

$$Vt = At * H$$

$$Vt = 72 m^2 * 4 m \quad \text{Ecuación 4.53}$$

$$Vt = 288 m^3$$

TRH corregido:

$$t = \frac{Vt}{Q_{ip}}$$

$$t = \frac{288 m^3}{36 m^3/h} \quad \text{Ecuación 4.54}$$

$$t = 8 \text{ horas}$$

i) Verificación de las cargas aplicadas:

Carga hidráulica volumétrica (CHV):

$$CHV = \frac{Q_{ip}}{V}$$

$$CHV = \frac{864 m^3/d}{288 m^3} \quad \text{Ecuación 4.55}$$

$$CHV = 3 m^3/(m^3 d)$$

Carga orgánica volumétrica (COV):

$$COV = \frac{Qip * So}{V}$$

$$COV = \frac{864 \text{ m}^3/d * 0.926 \text{ kg/m}^3}{288 \text{ m}^3} \quad \text{Ecuación 4.56}$$

$$COV = 2.78 \text{ kg DQO}/(\text{m}^3 \text{ d})$$

j) Verificación de las velocidades del flujo ascendente:

Para Qip :

$$v = \frac{Qip}{At}$$

$$v = \frac{36 \text{ m}^3/h}{72 \text{ m}^2} \quad \text{Ecuación 4.57}$$

$$v = 0.5 \text{ m/h}$$

Para $Qmax-h$:

$$v = \frac{Qmaxh}{At}$$

$$v = \frac{46.8 \text{ m}^3/h}{72 \text{ m}^2} \quad \text{Ecuación 4.58}$$

$$v = 0.65 \text{ m/h}$$

Se puede observar que las velocidades de flujo ascendente encontradas están dentro de los intervalos de valores mostrados en la Tabla 3.7.

k) Sistemas de distribución del agua residual afluente:

Número de tubos de distribución. Estableciendo un área de afluencia de $Ad = 2 \text{ m}^2$ por tubo de distribución, para una concentración de lodo de 20 a 40 kg de SST/ m^3 y de acuerdo con la Tabla 3.3, el número de tubos puede ser calculado de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$Nd = \frac{At}{Ad} \quad \text{Ecuación 4.59}$$

$$Nd = \frac{72 \text{ m}^2}{2 \text{ m}^2}$$

$$Nd = 36 \text{ tubos de distribución.}$$

Cada módulo tendrá 18 tubos de distribución, estimándose ubicar de la siguiente forma:

A lo largo de la longitud de cada módulo (9 m): 6 tubos

A lo largo del ancho de cada módulo (4 m): 3 tubos

l) Estimación de las eficiencias de remoción de la DQO del sistema:

$$E_{DQO} = 100 * (1 - (0.68 * (t^{-0.35})))$$

$$E_{DQO} = 100 * (1 - (0.68 * (8^{-0.35})))$$

$$E_{DQO} = 67.16 \%$$

$$\text{Ecuación 4.60}$$

m) Estimación de las eficiencias de remoción de la DBO del sistema:

$$E_{DQO} = 100 * (1 - (0.70 * (t^{-0.50})))$$

$$E_{DQO} = 100 * (1 - (0.70 * (8^{-0.50})))$$

$$E_{DQO} = 75.25 \%$$

$$\text{Ecuación 4.61}$$

n) Estimación de las concentraciones de DQO y DBO en el efluente final:

$$Cefl = So - \frac{(E * So)}{100}$$

$$Cefl = 0.926 \text{ kg/m}^3 - \frac{(67.16 * 0.926 \text{ kg/m}^3)}{100}$$

$$Cefl = 0.447 \text{ kg/m}^3 - \frac{(75.25 * 0.447 \text{ kg/m}^3)}{100}$$

$$\text{Ecuación 4.62}$$

$$C_{efl} = 304 \text{ mg DQO/L o } 0.304 \text{ kg DQO/m}^3$$

$$C_{efl} = 111 \text{ mg DQO/L o } 0.111 \text{ kg DQO/m}^3$$

o) Producción teórica del metano:

La producción teórica del metano puede ser estimada de la siguiente manera:

$$DQO_{CH_4} = Q_{ip} * [(S_o - C_{efl}) - Y_{obs} * S_o]$$

Ecuación 4.63

$$DQO_{CH_4} = (864 \text{ m}^3/\text{d}) [(0.926 \text{ kg/m}^3 - 0.304 \text{ kg DQO/m}^3) - (0.21 \text{ kg DQO}_{\text{lodo}}/\text{kg DQO}_{\text{app}}) (0.926 \text{ kg/m}^3)]$$

$$DQO_{CH_4} = 369 \text{ kg DQO/d}$$

$$K(t) = \frac{P * K_{DQO}}{[R * (273 + T)]}$$

$$K(t) = \frac{1 \text{ atm} * 64 \text{ g DQO/mol}}{[0.08206 * (273 + 25^\circ\text{C})]}$$

Ecuación 4.64

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$K_{DQO} = 64 \text{ g DQO/mol}$$

$$R = 0.08206 \text{ atm L/mol K}$$

$$K(t) = 2.66 \text{ kg DQO/m}^3$$

$$Q_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{K(t)}$$

$$Q_{CH_4} = \frac{369 \text{ kg DQO/d}}{2.66 \text{ kg DQO/m}^3}$$

Ecuación 4.65

$$Q_{CH_4} = 139 \text{ m}^3/\text{d}$$

p) Producción del biogás:

Es posible calcular la producción del biogás a partir del porcentaje de metano en el biogás. Si se adopta un contenido de metano de 75 por ciento.

$$Q_g = \frac{Q_{CH_4}}{0.75}$$

$$Q_g = \frac{139 \text{ m}^3/\text{d}}{0.75}$$

Ecuación 4.66

Por lo que el caudal de metano en el biogás producido es:

$$Q_g = 185 \text{ m}^3/\text{d o } 7.72 \text{ m}^3/\text{h}$$

q) Dimensionamiento del colector del gas:

Número de colectores de gas:

2 (1 en cada módulo)

Longitud de cada colector:

$$L_g = 9 \text{ m}$$

Longitud total del colector de gas:

$$L_t = 9 * 2 = 18 \text{ m}$$

Ancho de la parte superior del colector del gas (Ag):

$$A_g = 0.40 \text{ m (establecido)}$$

Área total del colector del gas (Atg), en la parte superior:

$$A_{tg} = L_t * A_g$$

$$A_{tg} = 18 \text{ m} * 0.4 \text{ m}$$

$$A_{tg} = 7.2 \text{ m}^2$$

Ecuación 4.67

Se verifica la tasa de liberación del biogás en el colector del gas (kg):

$$kg = \frac{Qg}{Atg} = \frac{7.72 \text{ m}^3/h}{7.2 \text{ m}^2}$$

Ecuación 4.68

$$kg = 1.07 \text{ m/h o } 25.73 \text{ m/d}$$

Por lo tanto, cada colector de biogás tendrá las siguientes dimensiones:

Longitud: 9 m

Ancho: 0.4 m

r) Dimensionamiento de las aberturas del compartimento del sedimentador

Adoptado un separador de tres fases en cada reactor, entonces:

El número de aberturas simples:

4 (2 en cada módulo), junto a las paredes

Longitud de cada abertura (L_a):

$L_a = 9 \text{ m}$ a lo largo del reactor

Longitud equivalente de operaciones simples (L_t):

$$L_t = 9 * 4 = 36 \text{ m}$$

Ancho de cada abertura (A_a):

$A_a = 0.45 \text{ m}$ (adoptado)

Área total de las aberturas (A_{ta}):

$$A_{ta} = L_t * A_a$$

$$A_{ta} = 36 \text{ m} * 0.45 \text{ m}$$

$$A_{ta} = 16.2 \text{ m}^2$$

Ecuación 4.69

Verificación de las velocidades a través de las aberturas (V_{ab}):

Para Q_{ip} :

$$V_{ab} = \frac{Q_{ip}}{A_{ta}}$$

$$V_{ab} = \frac{36 \text{ m}^3/h}{16.2 \text{ m}^2}$$

$$V_{ab} = 2.2 \text{ m/h}$$

Ecuación 4.70

Para Q_{max-h} :

$$V_{ab} = \frac{Q_{maxh}}{A_{ta}}$$

$$V_{ab} = \frac{46.8 \text{ m}^3/h}{16.2 \text{ m}^2}$$

$$V_{ab} = 2.9 \text{ m/h}$$

Ecuación 4.71

Se puede observar que las velocidades encontradas están dentro de las recomendaciones de diseño de la Tabla 3.4. Por lo tanto, cada abertura del compartimento del sedimentador tendrá las siguientes dimensiones:

Abertura simple:

Longitud: 9 m

Ancho: 0.45 m

s) Dimensionamiento del compartimento del sedimentador

Número de compartimentos del sedimentador:

2 (1 en cada reactor)

Longitud de cada sedimentador (L_s):

$L_s = 9 \text{ m}$. (a lo largo y ancho del reactor)

Longitud total del sedimentador (L_{ts}):

$$L_{ts} = 18 \text{ m}$$

Ancho de cada colector de gas (A_g):

$$A_g = 0.45 \text{ m } (0.40 + 0.05 \text{ espesor de la pared})$$

Ancho de cada compartimento del sedimentador (A_s):

$$A_s = 4 \text{ m}$$

Ancho efectivo de cada sedimentador (A_{es}):

$$A_{es} = 4 - 0.45 = 3.55 \text{ m}$$

Área total del sedimentador (A_{ts}):

$$A_{ts} = L_{ts} * A_{es}$$

$$A_{ts} = 18 \text{ m} * 3.55 \text{ m}$$

$$A_{ts} = 63.9 \text{ m}^2$$

Ecuación 4.72

Verificación de las tasas de carga superficial del sedimentador (v_s):

Para Q_{ip} :

$$v_s = \frac{Q_{ip}}{A_{ts}}$$

$$v_s = \frac{36 \text{ m}^3/h}{63.9 \text{ m}^2}$$

$$v_s = 0.56 \text{ m/h}$$

Ecuación 4.73

Para Q_{max-h} :

$$v_s = \frac{Q_{maxh}}{A_{ts}}$$

$$v_s = \frac{46.8 \text{ m}^3/h}{63.9 \text{ m}^2}$$

$$v_s = 0.73 \text{ m/h}$$

Ecuación 4.74

Se puede observar que las tasas de carga superficial se encuentran dentro de los intervalos de

valores dados en la Tabla 3.4. Por lo tanto, cada compartimento del sedimentador tendrá las siguientes dimensiones:

Longitud: 9 m

Ancho: 3.55 m

Para determinar el volumen del compartimento del sedimentador es necesario tomar en consideración los siguientes aspectos (Chernicharo de Lemos, 2007):

Altura de la parte superior del compartimento del sedimentador (paredes verticales)

Altura de la parte del fondo del compartimento del sedimentador (paredes inclinadas)

Tiempo de residencia hidráulica para el compartimento del sedimentador, con relación a la Tabla 3.7.

t) Producción de lodo.

La producción de lodo (Pl) esperado en el sistema de tratamiento puede ser estimado mediante las Ecuaciones 4.75 y 4.76:

$$Pl = Y * DQO_{app}(Lo)$$

$$Pl = (0.18 \text{ kgSST/kg } DQO_{app}) * 800 \text{ kgDQO/d}$$

$$Pl = 144 \text{ kgSST/d}$$

Ecuación 4.75

$$V_s = \frac{Pl}{y * (\frac{c}{100})}$$

$$V_s = \frac{144 \text{ kgSST/d}}{1021 \text{ kg/m}^3 * (\frac{4}{100})}$$

$$V_s = 3.5 \text{ m}^3 / d$$

Ecuación 4.76

La Tabla 4.4 presenta el resumen de los resultados del diseño de un RAFA, con afluente con concentraciones mayores de DQO y DBO que el

tratado en el ejemplo número uno y a una temperatura de operación mayor.

Tabla 4.5 Ejemplo 2, diseño de un RAFA para Q de 10 L/s

Ejemplo 2, diseño de un RAFA para Q de 10 L/s	Resultados
Datos de entrada:	
Caudal afluente promedio: Qip	864 m ³ /d
Caudal afluente máximo horario: Qmax-h	1123 m ³ /d
DQO afluente promedio (So):	926 g/m ³
DBO afluente promedio (So):	447 g/m ³
Temperatura del agua residual (T):	25° C
Coeficiente del rendimiento de sólidos: Y	0.18 kgSST/kgDQO _{app}
Coeficiente del rendimiento de sólidos, en términos de DQO: Yobs	0.21 kgDQO _{lodo} /kgDQO _{app}
Concentración esperada de la descarga del lodo: C	4 %
Densidad del lodo: y	1 021 kg/m ³
Carga de DQO aplicada (Lo)	800 kgDQO/d
Tiempo de retención hidráulico (t)	t=8 horas
Volumen total del reactor (V)	288 m ³
Número de módulos del reactor (N)	2
Volumen de cada módulo (Vu):	144 m ³
Altura del reactor (H):	4 m.
Área de cada módulo (A):	36 m ²
Dimensiones del área del reactor:	Ancho: 4 m, Largo: 9 m.
Carga hidráulica volumétrica (CHV):	3 m ³ /(m ³ d)
Carga orgánica volumétrica (COV):	2.78 kgDQO/m ³ d
Velocidad de flujo ascendente para Qip	0.5 m/h
Velocidad de flujo ascendente para Qmax-h	0.65 m/h
Área de afluencia de distribución del agua residual (afluente)	2 m ²
Número de tubos de distribución del agua residual	36 (18 en cada módulo)
Eficiencia de remoción de la DQO, estimada	67.16 %
Eficiencia de remoción de la DBO, estimada	75.25 %
Concentraciones (estimadas) de DQO y DBO en el efluente final:	304 mg de DQO/L, 111 mg de DBO/L
Producción estimada de metano	139 m ³ /d
Producción estimada de biogás (Considerando un contenido de metano del 75% en el biogás).	185 m ³ /d
Número de colectores de gas	Dos, cada uno de: 9 m (largo) y 0.4 m (ancho)
Aberturas del sedimentador	Cuatro aberturas simples, cada uno: Largo (9 m), ancho (0.45 m).
Compartimentos del sedimentador	2 (cada uno de 9 m de longitud y de 3.55 m de ancho)
Producción del lodo (PI)	144 kgSST/d
Volumen del lodo (VI)	3.5 m ³ /d

5

POSTRATAMIENTO DEL EFLUENTE

El efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente (RAFA) puede contener materia orgánica soluble, patógenos, sólidos suspendidos, nitrógeno y fósforo. La eliminación de nitrógeno y fósforo en un reactor anaerobio de flujo ascendente es particularmente de cero con la transformación de nitrógeno orgánico en nitrógeno amoniacal; si se requiere eliminarlos se puede aplicar un proceso de desnitrificación al efluente. Como postratamiento de efluentes se han utilizado: lagunas aireadas, lagunas facultativas, lagunas de maduración, lodos activados, filtros percoladores, filtros anaerobios, entre otros.

La eliminación de patógenos en la mayoría de esos postratamientos no es eficiente, por lo que es necesario aplicar sistemas de desinfección, como: lagunas de maduración, cloración, radiación ultravioleta, ozonización, filtros de arena, entre otros.

5.1. EJEMPLOS DE POSTRATAMIENTO DE EFLUENTES DE REACTORES ANAEROBIOS DE FLUJO ASCENDENTE

Mansur Aisee et al. (2002) reportaron que en la planta de tratamiento de aguas residuales de

Cambuí (Brasil), que trata un gasto de 100 L/s, se utilizó como postratamiento del efluente un sistema de coagulación floculación por aire disuelto, seguido de desinfección. Informan problemas de construcción y operación, los cuales no permitieron mayores eficiencias de remoción, comparadas con valores obtenidos en investigaciones realizadas a escala laboratorio y piloto.

Caisedo-Bejarano (2002) describe un sistema experimental que consiste en un reactor anaerobio de flujo ascendente (RAFA de 23 L) y siete lagunas en serie (diámetro de 0.56 m y una profundidad de 0.7 m), a nivel experimental. Menciona que el RAFA operó con un TRH de 10 horas en el reactor y las lagunas con un TRH de 3 días en cada una. Las eficiencias reportadas en la remoción fueron mayores a 90 por ciento en DBO, con TRH de 6 días en el sistema lagunar, después del RAFA, y remoción de fósforo en 40 - 46 por ciento.

Lara et al. (2002) desarrolló un sistema experimental para tratar agua residual doméstica, conformado por un reactor anaerobio de flujo ascendente y un humedal. El RAFA tenía una capacidad de 32 m³, dos compartimentos en serie y operaba con un TRH de 9 horas. Las eficiencias de remoción reportadas para DBO, DQO, SST, nitrógeno total y

fósforo total fueron: 45, 52, 77, 30 y 27 por ciento, respectivamente.

Valencia y Giraldo (2002) presentan la experiencia obtenida en el postratamiento del efluente de un RAFA que trata aguas residuales domésticas a una temperatura promedio de 16 °C. El sistema de tratamiento está conformado por un RAFA de dos compartimentos (con un TRH de 8.25 horas), lodos activados (TRH

de 1.33 horas), un biofiltro (TRH de 0.9 horas) y un sedimentador final (TRH de 1.20 horas). El TRH promedio total en el sistema es de 11.66 horas. Las eficiencias globales de remoción reportadas fueron: 91.88 por ciento de DBO, 89 por ciento de DQO, 82.5 por ciento de SST.

La Tabla 5.1 presenta el desempeño de procesos de tratamiento y sus eficiencias en la remoción de sólidos suspendidos totales, DQO y DBO.

Tabla 5.1 Desempeño de los diferentes sistemas que tratan aguas residuales domésticas

Proceso	SST			DQO (mg/L)			DBO (mg/L)			Referencia
	E	S	% R*	E	S	% R*	E	S	% R*	
Lagunas con lentejas	-	-	-	-	-	-	-	-	90	Caisedo Bejarano (2002)
Humedal artificial	92	19	79	176	38	78	72	36	50	Lara, Díaz, Usaquén y Forero (2002)
Lodos activados y filtro percolador	-	-	83	-	-	89	-	-	92	Lara, Díaz, Usaquén y Forero (2002)
Filtración con arena	-	35	-	-	166	-	-	40	-	Hills et al. (2003)
Coagulación con aluminio	-	-	-	791	287	64	205	23	89	Pidou et al. (2008)
Rotator biológico de contacto	-	-	-	100–430	-	-	150	4	97	Nolde (1999)
Reactor de lecho fluidizado	-	-	-	113–633	-	-	185	4	98	Nolde (1999)
Bioreactor con membrana	-	-	-	493	24	95	-	-	-	Lesjean y Gnirss (2006)
Bioreactor con membrana	-	-	-	109	15	86	59	4	93	Merz et al. (2007)
Humedales construidos	158	3	98	839	157	81	466	0.7	100	Gross et al. (2007)

E=Entrada

S=Salida

%R*=Porcentaje de remoción calculado

5.2. ALTERNATIVAS PARA EL POSTRATAMIENTO DE EFLUENTES DE REACTORES ANAEROBIOS

Alternativa RAFA –filtros anaerobios

La Ilustración 5.1 presenta una configuración de una planta de tratamiento de aguas residuales conformada por un tratamiento primario (rejillas y desarenador) – RAFA – filtros anaerobios.

Alternativa RAFA– lagunas de pulimento

Las lagunas facultativas se han utilizado como postratamiento de efluentes de lagunas anaerobias, y las lagunas de maduración se han utilizado como postratamiento de lagunas facultativas y de procesos de tratamiento secundario, como filtros anaerobios, lodos activados, reactores anaerobios de flujo ascendente, filtros percoladores, entre otros.

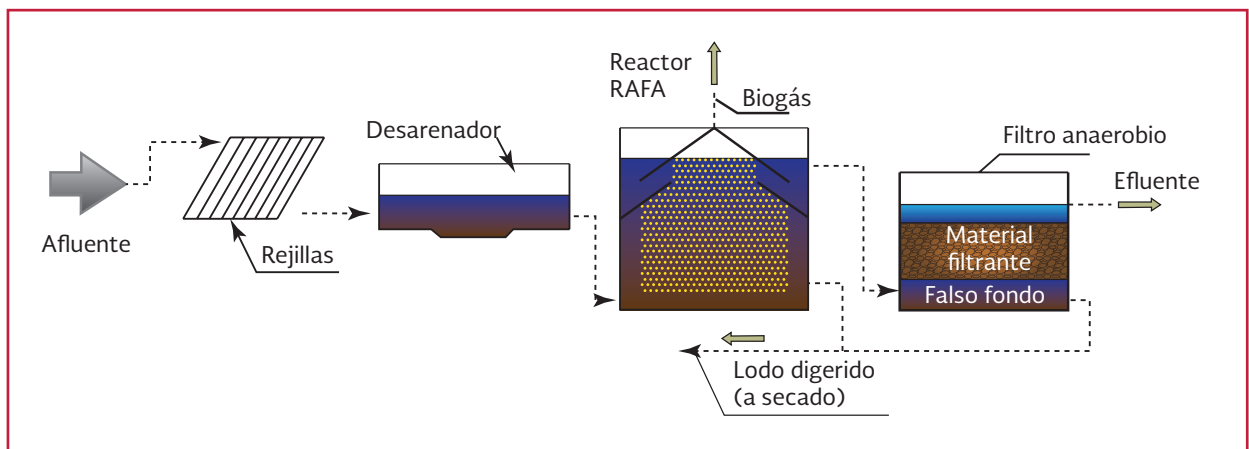
Las lagunas de maduración, también llamadas aerobias, son estanques con menor profundidad (1 a 1.5 m) en las que debe predominar las condiciones aerobias; su objetivo es la remoción de

microorganismos patógenos ya que la remoción de carga orgánica que logran no es significativa. Su principal desventaja es la alta concentración de algas en el efluente final, lo cual provoca restricciones para algunos usuarios.

Cuando se utiliza un proceso anaerobio eficiente como pretratamiento, antes de una laguna de estabilización, se reducen en gran medida los sólidos suspendidos y la concentración de materia orgánica en el afluente a la laguna, por lo que se requiere solo una remoción complementaria de estos dos parámetros, con tiempos más cortos de retención hidráulica para las lagunas. El número de lagunas de maduración o pulimento y su tiempo de retención hidráulica para la remoción de patógenos dependerá de la concentración inicial en el agua residual a tratar.

La combinación de reactor anaerobio y laguna de maduración es una alternativa cuando se tienen limitaciones de área para la construcción de lagunas de estabilización. Los problemas de olores derivados de lagunas anaerobias pueden evitarse utilizando un reactor anaerobio que controle el olor, seguido de una laguna de maduración. Esta alternativa es atractiva cuando el efluente de la laguna se utiliza en agricultu-

Ilustración 5.1 Configuración de un reactor RAFA seguido de un filtro anaerobio de flujo ascendente (FAFA) (adaptado de Chernicharo de Lemus, 2007)



ra debido a que se remueven, principalmente, microorganismos patógenos (Chernicharo de Lemos, 2007).

La Ilustración 5.2 presenta una configuración de una planta de tratamiento de aguas residuales conformada por tratamiento primario (rejillas y desarenador) – RAFA – lagunas de pulimento

Cavalcanti et al. (2001) presentaron los resultados experimentales de un tratamiento anaerobio de aguas residuales municipales utilizando un RAFA (con un TRH de 3 horas y sin realizar purga de lodos), seguido de una laguna de pulimento con mamparas (operada con TRH de 5 a 15 días y una profundidad del estanque de 0.65 m). Concluyeron que las lagunas de flujo continuo se pueden utilizar para mejorar los efluentes de los RAFAs; las concentraciones residuales de SST, DBO y DQO, así como de patógenos (huevos de helminto y coliformes fecales) pueden ser eliminadas en el pulido de estanques con un tiempo de retención más corto que el tiempo de retención necesario en las lagunas convencionales. La DBO y los SST alcanzaron valores de 55 a 70 mg/L después de solo 3 días de TRH, mientras que la DBO filtrada presentó una concentración de 35 mg/Litros. La eliminación de

huevos de helmintos se completó después de un tiempo de retención de 3 días.

Alternativa RAFA- humedales

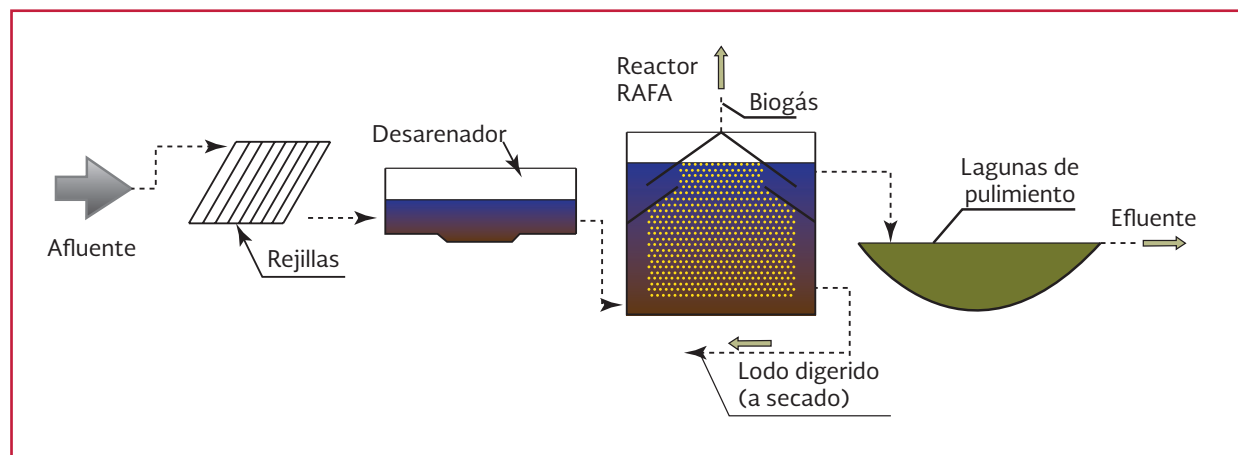
La Ilustración 5.3 muestra una configuración típica de un RAFA -humedal

Alternativa RAFA – lodos activados

El proceso convencional de lodos activados consiste en la integración de un tanque de aireación (reactor biológico) y un sedimentador secundario con una línea de recirculación de lodos. Estos tres componentes pueden ser utilizados como postratamiento de reactores anaeróbicos. Una configuración típica de un RAFA - planta convencional de lodos activados se presenta en la Ilustración 5.4. Cuando un sistema convencional de lodos activados actúa como un postratamiento de un efluente anaerobio, el reactor anaerobio se emplea para reducir la carga orgánica y el lodo activado se recircula de la manera usual desde el fondo del sedimentador secundario hasta la entrada al tanque de aireación.

El exceso de lodo generado que todavía no está estabilizado es enviado al reactor anaerobio,

Ilustración 5.2 Configuración de un reactor RAFA seguido de lagunas de maduración o de pulimento (adaptado de Chernicharo de Lemus, 2007)



donde se somete a espesamiento y digestión junto con el lodo anaerobio. Debido a que el flujo de retorno del exceso de lodo aeróbico es muy bajo en comparación con el flujo del afluente, no hay problemas de funcionamiento en el reactor anaeróbico. El tratamiento de los lodos se simplifica considerablemente ya que no se necesita tener por separado el espesador y el digestor, y el lodo mezclado que se extrae del reactor anaerobio está digerido con una cantidad de sólidos, similar a la que presenta un espesador (Chernicharo de Lemus, 2007).

Alternativa RAFA - filtros rociadores

Las plantas tratamiento de aguas residuales que usan reactores anaerobios seguidos de filtros rociadores presentan un tren de tratamiento

sencillo. Básicamente, además de las unidades de pretratamiento, el diagrama de flujo se conforma de un tratamiento anaeróbico seguido de un filtro rociador y un sedimentador secundario.

En esta configuración, el exceso de lodo aeróbico removido es retornado desde el sedimentador secundario al filtro rociador y el lodo sobrante se envía al reactor anaerobio para su digestión. Por lo tanto, los tanques se encuentran separados para el espesamiento y la digestión anaeróbica de los lodos aeróbicos en exceso, a diferencia de las plantas de tratamiento convencionales que utilizan filtros percoladores.

La Ilustración 5.5 presenta un esquema conformado por pretratamiento – RAFA- sistema con filtros rociadores.

Ilustración 5.3 Configuración de un RAFA seguido de un humedal (adaptado de Chernicharo de Lemus, 2007)

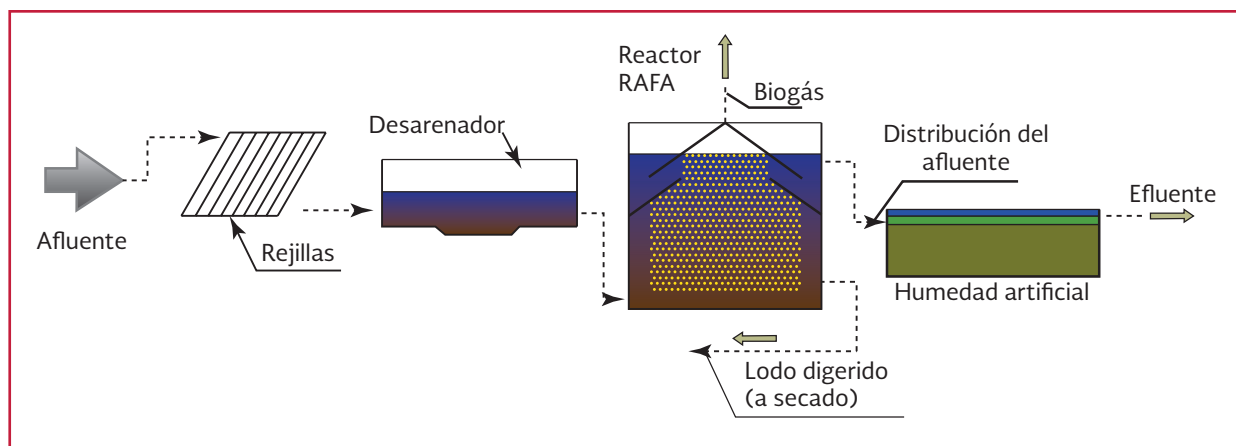


Ilustración 5.4 Configuración de un RAFA seguido de un sistema convencional de lodos activados (adaptado de Chernicharo de Lemus, 2007)

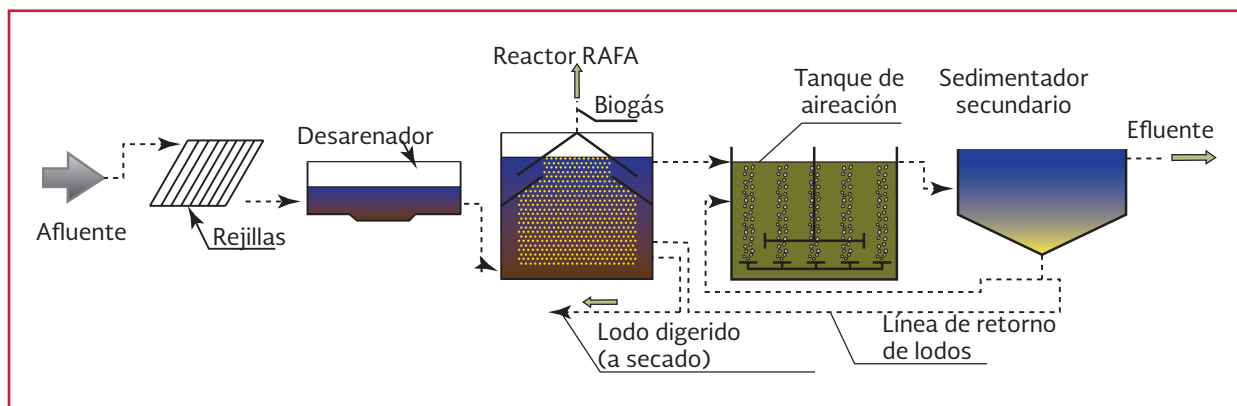
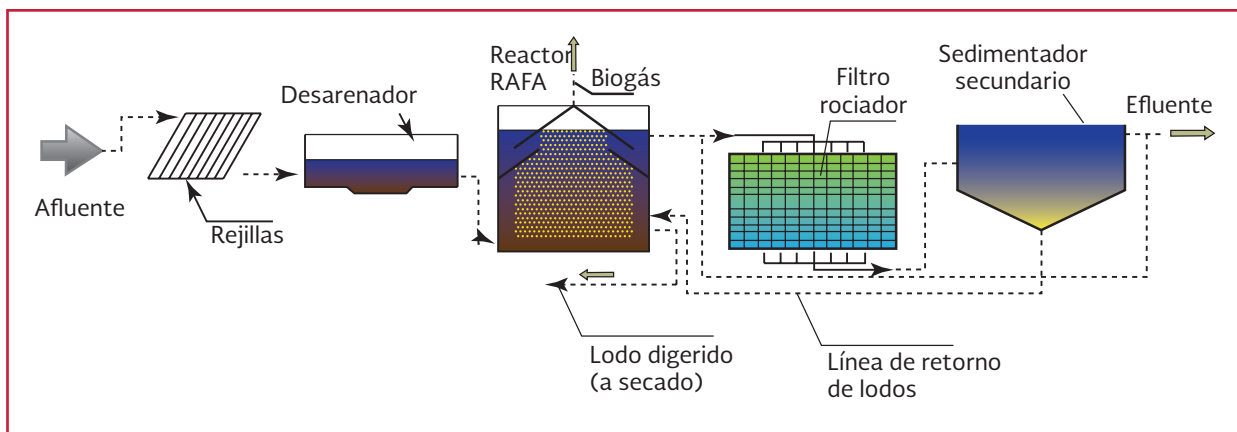


Ilustración 5.5 Configuración de un RAFA seguido de un sistema de filtro rociador (adaptado de Chernicharo de Lemus, 2007)



CONCLUSIONES

El reactor anaerobio de flujo ascendente es un proceso utilizado en el tratamiento biológico de aguas residuales, tanto de origen industrial como doméstico. Los compuestos orgánicos presentes en el agua a tratar son convertidos a metano, bióxido de carbono y masa microbiana, principalmente.

El uso de los procesos anaerobios para el tratamiento de aguas residuales municipales aún es limitado; sin embargo, este sistema ya se utiliza en comunidades rurales de Latinoamérica y la India. Los procesos anaerobios ofrecen muchas ventajas derivadas del bajo consumo de energía, así como de la recuperación potencial de energía a gran escala, baja producción de lodos, simplicidad en su operación, bajos requerimientos de área, capacidad de almacenar lodos por largos periodos y, diseño simple.

Para la descomposición anaerobia de compuestos orgánicos, los microorganismos demandan menor cantidad de energía. Típicamente el tratamiento anaerobio reduce de 6 a 8 veces el crecimiento de la biomasa, comparado con los tratamientos aerobios.

La menor producción de lodos, conlleva a disminuir el costo de operación; por otro lado, la demanda de nutrientes también es menor que el tratamiento aerobio. Dependiendo del diseño, los RAFA podrían alcanzar remociones para DBO y SST de hasta un 80 por ciento.



A

ALTERNATIVAS DE USO DEL BIOGÁS

El biogás es un gas combustible con una densidad menor a la del aire; es una mezcla de gases cuya composición es variable de acuerdo con su origen (CH_4 , 50 al 70 por ciento; CO_2 , 30 al 50 por ciento; H_2S , 1 por ciento; H_2 , 2 por ciento). Presenta una concentración de metano menor cuando se genera a partir de aguas residuales diluidas y a bajas temperaturas. Entre sus propiedades físicas más notorias se encuentra su capacidad de quemarse casi sin olores, con llama azul y un calor de combustión equivalente a 21.5 MJ m^{-3} (573 BTU por pie cúbico o 5 135 kcal/ m^3), valor que puede variar entre 19.7 y 23 MJ/m^3 . Su temperatura de autoignición es similar a la del metano puro y varía de 923°K hasta 1 023 °K (650 - 750° C). Como media, el biogás no purificado produce de 20 a 23 MJ/m^3 (4 700 - 5 500 kcal/ m^3).

En la purificación del biogás, los compuestos a remover son principalmente el dióxido de carbono, el sulfuro de hidrógeno o ambos. El dióxido de carbono debe ser eliminado para aumentar el valor combustible del biogás. El sulfuro de hidrógeno se debe eliminar para disminuir el efecto de corrosión sobre los metales que estén en contacto con el biogás. En la remoción del dióxido de carbono se ha utilizado agua de cal para su absorción; otra opción es utilizar otro

residual fuertemente alcalino como medio de absorción de estos gases, como son los efluentes de cultivos de microalgas. En la Tabla A.1 se presentan algunas alternativas para la descontaminación del biogás.

El biogás puede ser utilizado en estufas, calentadores, heladeras domésticas y lámparas a gas, estas últimas tienen una muy baja eficiencia y el ambiente donde se utilicen debe estar bien ventilado para disipar el calor que generan.

El biogás puede ser utilizado en motores de combustión interna, tanto a gasolina como diésel. Los motores a biogás se han utilizado en el bombeo de agua, en el picado de raciones y para el funcionamiento de ordeñadoras en el área rural. Otro posible uso del biogás es el vehicular, aunque su difusión es limitada por una serie de problemas:

- Por su volumen, el gas debe ser almacenado en contenedores cilíndricos de alta presión (200 a 300 bar), lo que implica que el biogás debe ser purificado antes de su compresión
- La conversión de los motores de los autos es cara y el peso de los cilindros disminuye la capacidad de carga de los vehículos.

Tabla A.1 Algunas tecnologías para la remoción de contaminantes del biogás (Deublein Dieter y Steinhauser Angelika, 2011)

Tecnología	Costos		Remoción del contaminante	Temperatura, °C	Presión, bar	Comentarios
	Inversión	Operacional				
En agua	+	+	Polvo, CO ₂ , H ₂ S, NH ₃	3-30	<7	Aplicado a menudo
K ₂ CO ₃ (100% en agua)	+	++	CO ₂	<40	20-30	Depuración con potasio frío
K ₂ CO ₃ (15-30% en agua)	+	++	CO ₂ , H ₂ S	<40	20-30	Depuración con potasio caliente
NaOH (8% en agua)	+	++	CO ₂ , H ₂ S	<40	20-30	Depuración con lejía fría
Adsorción con presión o cambio de vacío						
Carbón	++	-	CO ₂ , H ₂ S, COS, H ₂ O, O ₂ , NH ₃ , Hg	<40	10-12 o 1	Aplicado a menudo

++=Muy adecuado

+ =Adecuado

- =Menos adecuado

BIBLIOGRAFÍA

- Barbosa, R. y Sant'Anna, G. (1989). Treatment of Raw Domestic Sewage in an UASB Reactor. *Water Research*, 23(12): 1483–1490.
- Bartomeu Orozco, O. (2005) *Cómo realizar una pequeña cocina de biogás*. Barcelona.
- Bitton, G. (2005). *Wastewater Microbiology*. Department of Environmental Engineering Science. University of Florida, Gainesville. 3ª edición. Wiley-Liss.
- Bodick, K. K. (2002). Municipal wastewater treatment in the anaerobic-aerobic baffled filter reactor at ambient temperature. *Water Science and Technology*, 46(8):127- 135.
- Caicedo Bejarano, J. R. (2002). *RAFA y lagunas con lenteja de agua como parte de un sistema integrado del tratamiento de aguas residuales*. Seminario Internacional sobre Tratamiento de Aguas Residuales y Biosólidos. Ediciones Uniboyacá.
- Camargo, S. A. y Nour, E. A. (2001). Bamboo as an anaerobic medium: effect of filter column height. *Water Science and Technology*, 44(4): 63-70.
- Cavalcanti, P.F.F., Haandel, A.V. y Lettinga, G. (2001) Polishing ponds for post treatment of digested sewage, Part 1: Flow-through ponds. *Water Science and Technology*. 44 (4): 237-245.
- Cavalcanti, P. (2003). *Integrated Application of the UASB Reactor and Ponds for Domestic Sewage Treatment in Tropical Regions*. Tesis doctoral, Universidad de Wageningen, Países Bajos.
- Chernicharo de Lemos, C. A. (2007). *Anaerobic Reactors en Biological Wastewater Treatment Series*, vol. 4. Londres: IWA Publishing.
- CONAGUA. (1994). *Sistemas alternativos de tratamiento de aguas residuales y lodos producidos*. Gerencia de Ingeniería Básica y Normas Técnicas.
- CONAGUA. (2011). *Inventario nacional de plantas municipales de potabilización y de tratamiento de aguas residuales en operación*. Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales.
- Crites, R. y Tchbanoglous, G. (2000). *Tratamiento de aguas residuales en pequeñas poblaciones*. McGraw-Hill. ISBN: 0-07-289087-8.
- De Man, A., Grin, P., Roesma, R., Grolle , K. y Lettinga, G. (1986). Anaerobic treatment of municipal wastewater at low temperatures. En: *Proc. Anaerobic Treatment: A Grown-up Technology*. Amsterdam, pp. 451–466.
- Barraque, Ch. (1973). *Manual técnico del agua*. Degrémont.

- Deublein, D. y Steinhauser, A. (2011). *Biogas from Waste and Renewable Resources*. 2ª edición. Mörlenbach, Alemania: Wiley-VCH.
- Draaijer, H., Maas, J., Schaapman, J. y Khan, A. (1992). Performance of the 5 MLD UASB reactor for sewage treatment at Kanpur, India. *Water Science and Technology*, 25 (7): 123-133.
- Eckenfelder, W. (1989). *Industrial Water Pollution Control*. 2ª edición. McGraw-Hill.
- Elmitwalli, T. y Otterpohl, R. (2011). Grey water treatment in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor at different temperatures. *Water Science and Technology*, 64(3): 610-617.
- Environmental Protection Agency (EPA). (1992). *Guidelines for Water Reuse*. EPA/625/R-92/004.
- EPA. (2002). *A Handbook of Constructed Wetlands*. Washington, DC.
- Florencio, L., Kato, M. y De Moraes, J. (2001). Domestic sewage treatment in full-scale UASB plant at Mangueira, Recife, Pernambuco. *Water Science and Technology*, 44 (4): 71-77.
- Grady, C. P. y Lim, H. C. (1980). *Biological Wastewater Treatment Theory and Applications*. Marcel Dekker, Nueva York.
- Grady, L. D. (2011). *Biological Wastewater Treatment*. 3ª edición.
- Gross, A., Shmueli, O., Ronen, Z. y Raveh, E. (2007). Recycled vertical flow constructed wetland (RVFCW) – a novel method of recycling greywater for irrigation in small communities. *Chemosphere*, 66(5):916-923.
- Gujer, W. y Zehnder, A. (1983). Conversion Processes in Anaerobic Digestion. *Water Science and Technology*, 15 (8-9): 127-167.
- Halalsheh, M. (2002). *Anaerobic Pre-treatment of Strong Sewage: A Proper Solution for Jordan*. Tesis doctoral. Universidad de Wageningen, Países Bajos.
- Henze, M., Van Loosdrecht, M., Ekama, G. y Brdjanovic, D. (2008). *Biological Wastewater Treatment: Principles, Modelling and Design*. IWA publishing.
- Hills, S., Birks, R., Diaper, C. y Jeffrey, P. (2003). An evaluation of single-house greywater recycling systems. *En Proceedings of the IWA 4th International Symposium on Wastewater Reclamation & Reuse*. Ciudad de México.
- Hutñan, M., Mrafkova Pol, L. W., Drtil, M. y Derco, J. (1999). Methanogenic and non-methanogenic activity of granulated sludge in anaerobic baffled reactor. *Chemical Papers*, 53(6): 374-378.
- Lacalle, M. L., Villaverde, S., Fdz Polanco F. y Garcia-Encina, P.A. (2000). Combined anaerobic/aerobic (UASB + UBAF) system for organic matter and nitrogen removal from a high strength industrial wastewater. *En Anaerobic digestion: consolidated technology and new challenges: selected proceedings of the 6th Latin American Workshop and Seminar on Anaerobic Digestion, Pernambuco, Brasil*. Water Science and Technology Series, 44(4). 314 p.
- Lara, C., Díaz, J., Usaquén, O. L. y Forero, L. (2002). *Posttratamiento del efluente de un RAFA por medio de un humedal artificial*. Seminario Internacional sobre Tratamiento de Aguas Residuales y Biosólidos. Ediciones Uniboyacá. ISBN: 958-95234-2-0.
- Leitao, R. (2004). *Robustness of UASB Reactors Treating Sewage under Tropical Conditions*. Tesis doctoral, Universidad de Wageningen University, Países Bajos.

- Lesjean, B., y Gnirss, R. (2006). Grey water treatment with a membrane bioreactor operated at low SRT and low HRT. *Desalination*, 199(1-3): 432-444.
- Lettinga, G., Roersma, R. y Grin, P. (1983). *Anaerobic treatment of raw domestic sewage at ambient temperatures using a granular bed UASB reactor*. *Biotechnology and Bioengineering*, 25(7): 1701-1723.
- Malina, J. y Pohland, F. (1992). *Design of anaerobic processes for the treatment of industrial and municipal wastes*. Water Quality Management Library Vol. 7. CRC Press. 214 p.
- Mansur Aisee, M., Jürgensen, D., Boamorte Lobato, M. y Além Sobrinho, P. (2002). *Evaluación del sistema de reactor (UASB) y flotación por aire disuelto en escala real, en el tratamiento de aguas residuales*. Seminario Internacional sobre Tratamiento de Aguas Residuales y Biosólidos. Ediciones Uniboyacá.
- Merz, C., Scheumann, R., Hamouri, B. y Kraume, M. (2007). Membrane bioreactor technology for the treatment of greywater from a sports and leisure club. *Desalination* 215 (1-3): 37-43.
- Metcalf & Eddy, Inc. (2003). *Wastewater Engineering, Treatment and Reuse*. 4ª edición. Nueva York: McGraw-Hill.
- Nolde, E. (1999). Greywater reuse systems for toilet flushing in multistorey building-over ten years experience in Berlin. *Urban Water*, 1(4): 275-284.
- Pidou, M., Avery, L., Stephenson, T., Jeffery, P., Parsons, S. y Liu, S. (2008). Chemical solutions for greywater recycling. *Chemosphere* 71(1): 147-155.
- Rittman, B. E. y McCarty, P. L. (2011). *Environmental Biotechnology: Principles and Applications*. McGraw-Hill.
- Rolim Mendoca, S. (2000). *Sistemas de lagunas de estabilización*. McGraw-Hill. ISBN: 958-41-0090-4.
- SEDUE. (1985). *Operación y mantenimiento de lagunas aireadas*. Impresora azteca.
- Seghezzo, L. (2004). *Anaerobic Treatment of Domestic Wastewater in Subtropical Regions*. Tesis doctoral, Universidad de Wageningen. Países Bajos.
- SEMARNAT. (1996). Norma Oficial Mexicana NOM-001-SEMARNAT-1996. Que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales. *Diario Oficial de la Federación*.
- SEMARNAT. (1996). Norma Oficial Mexicana NOM-002-SEMARNAT-1996. Que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal. *Diario Oficial de la Federación*.
- SEMARNAT. (1997). Norma Oficial Mexicana NOM-003-SEMARNAT-1997. Que establece los límites máximos permisibles de contaminantes para las aguas residuales tratadas que se reusen en servicios al público. *Diario Oficial de la Federación*.
- Sostar-Turk, S., Petrinic, I. y Simonic, M. (2005). Laundry wastewater treatment using coagulation and membrane filtration. *Resources, Conservation and Recycling*, 44(2): 185-196.
- Sotelo Ávila, G. (1985). *Hidráulica general*. Vol. I. Limusa.
- Speece, R. E. (1996). *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters*. Vanderbilt University. Archae Press.
- Saucedo Castañeda, G. (2007). *Degradación y estabilización acelerada de residuos sólidos urbanos (rsu) por tratamientos aerobios y*

- anaerobios. Universidad Autónoma Metropolitana Unidad Iztapalapa. Informe final.
- Sosa, R. *Tratamiento y uso de recursos producidos con excretas porcinas*. La Habana: Instituto de Investigaciones Porcinas.
- Subsecretaría de Gestión para la Protección Ambiental-SEMARNAT. (2001). Minimización y manejo ambiental de los residuos sólidos.
- Tang, N., Torrea, C. y Speece, R. (1995). Treatment of low strength domestic wastewater by using upflow anaerobic sludge blanket process. En: *Proc. 50th Purdue Industrial Waste Conf.*, Purdue University, Indiana, pp. 437-448.
- Trueba Coronel, S. (1979). *Hidráulica*. CECSA.
- Uemura, S. y Harada, H. (2000). Treatment of sewage by a UASB reactor under moderate to low temperature conditions. *Bioresource Technology* 72(3): 275-283.
- Valencia, C. y Giraldo, E. (2002). *Evaluación del postratamiento del efluente del RAFA por medio de lodos activados y filtro percolador*. Seminario internacional sobre tratamiento de aguas residuales y biosólidos. Ediciones Uniboyacá. ISBN: 958-95234-2-0.
- Van Lier, J. B., Mahmoud, N. y Zeeman G. (2008). Anaerobic Wastewater Treatment. En Henze, M., van Loosdrecht, M., Ekama, G. y Brdjanovic, D. (Eds.) *Biological Wastewater Treatment: Principles, Modelling and Design*. Londres: IWA Publishing.
- Van Lier, J. B., Vashi, A., Van Der Lubbe, J., Heffernan, B. (2010). Anaerobic sewage treatment using UASB reactors: Engineering and operational aspects. En Fang, Herbert (Ed.) (2010) *Environmental Anaerobic Technology*. Londres: Imperial College Press.
- Van Starckenburg, W., Maas, J., Kasmi, K. y Wiegant, W. (2001). The Mirzapur domestic wastewater UASB treatment plant: six years of operation. En: *Proc. of 9th World Congress on Anaerobic Digestion/Anaerobic Conversion for Sustainability*. Bélgica.
- Vieira, S. y García Jr., A. (1992). Sewage treatment by UASB reactor. Operation results and recommendations for design and utilization. *Water Science and Technology* 25 (7): 143-157.
- Vieira, S. y Souza, M. (1986). Development of technology for the use of the UASB reactor in domestic sewage treatment. *Water Science and Technology*, 18(12): 109-121.
- Vieira, S., Carvallo, J., Barijan, F. y Rech, C. (1994). Application of the UASB technology for sewage treatment in a small community at Saumare, São Paulo State. *Water Science and Technology*, 30(12): 203-210.
- Von Sperling, M. (2007). *Wastewater characteristics, treatment and disposal*, vol. 1 en *Biological Wastewater Treatment Series*. Londres: IWA.
- WEF, A. (2009). *Design of Municipal Wastewater Treatment Plants*. 5ª edición. Vol.2. WEF.
- <http://www.sian.info.ve/porcinas/publicaciones/producerdos/articulo7.htm>
- <http://www.textoscientificos.com/energia/bio-gas/usos 08/02/2008>

TABLA DE CONVERSIONES DE UNIDADES DE MEDIDA

Sigla	Significado	Sigla	Significado
mg	miligramo	kg/m ³	kilogramo por metro cúbico
g	gramo	l/s	litros por segundo
kg	kilogramo	m ³ /d	metros cúbicos por día
mm	milímetro	Sm ³ /h	condiciones estándar de metro cúbico por hora
cm	centímetro	Scfm	condiciones estándar de pies cúbicos por minuto
m	metro	°C	grados Celsius
ml	mililitro	psia	libra-fuerza por pulgada cuadrada absoluta
l	litro	cm/s	centímetro por segundo
m ³	metro cúbico	m/s	metro por segundo
s	segundo	HP	caballo de fuerza (medida de energía)
h	hora	kW	kilowatt
d	día	UNT	unidades nefelométricas de turbiedad
mg/l	miligramo por litro		

Longitud

Sistema métrico	Sistema Inglés	Siglas
1 milímetro (mm)	0.03	in
1 centímetro (cm) = 10 mm	0.39	in
1 metro (m) = 100 cm	1.09	yd
1 kilómetro (km) = 1 000 m	0.62	mi
Sistema Inglés	Sistema métrico	
1 pulgada (in)	2.54	cm
1 pie (ft) = 12 pulgadas	0.30	m
1 yarda (yd) = 3 pies	0.91	m
1 milla (mi) = 1 760 yardas	1.60	km
1 milla náutica (nmi) = 2 025.4 yardas	1.85	km

Superficie

Sistema métrico	Sistema inglés	Siglas
1 cm ² = 100 mm ²	0.15	in ²
1 m ² = 10 000 cm ²	1.19	yd ²
1 hectárea (ha) = 10 000 m ²	2.47	acres
1 km ² = 100 ha	0.38	mi ²
Sistema Inglés	Sistema métrico	
1 in ²	6.45	cm ²
1 ft ² = 144 in ²	0.09	m ²
1 yd ² = 9 ft ²	0.83	m ²
1 acre = 4 840 yd ²	4 046.90	m ²
1 milla ² = 640 acres	2.59	km ²

Volumen/capacidad

Sistema métrico	Sistema inglés	Siglas
1 cm ³	0.06	in ³
1 dm ³ = 1 000 cm ³	0.03	ft ³
1 m ³ = 1 000 dm ³	1.30	yd ³
1 litro (L) = 1 dm ³	1.76	pintas
1 hectolitro (hL) = 100 L	21.99	galones
Sistema Inglés	Sistema métrico	
1 in ³	16.38	cm ³
1 ft ³ = 1 728 in ³	0.02	m ³
1 onza fluida EUA = 1.0408 onzas fluidas RU	29.57	mL
1 pinta (16 onzas fluidas) = 0.8327 pintas RU	0.47	L
1 galón EUA = 0.8327 galones RU	3.78	L

Masa/peso

Sistema métrico	Sistema inglés	
1 miligramo (mg)	0.0154	grano
1 gramo (g) = 1 000 mg	0.0353	onza
1 kilogramo (kg) = 1 000 g	2.2046	libras
1 tonelada (t) = 1000 kg	0.9842	toneladas larga
Sistema Inglés	Sistema métrico	
1 onza (oz) = 437.5 granos	28.35	g
1 libra (lb) = 16 oz	0.4536	kg
1 stone = 14 lb	6.3503	kg
1 hundredweight (cwt) = 112 lb	50.802	kg
1 tonelada larga = 20 cwt	1.016	t

Temperatura

$$^{\circ}\text{C} = \frac{5}{9}(^{\circ}\text{F} -$$

$$^{\circ}\text{F} = \frac{9}{5}(^{\circ}\text{C}) + 32$$

Otros sistemas de unidades		Multiplicado por	Sistema Internacional de Unidades (SI)	
Unidad	Símbolo	Factor de conversión	Se convierte a	
Longitud				
Pie	pie, ft.,'	0.30	metro	m
Pulgada	plg, in,"	25.40	milímetro	mm
Presión/esfuerzo				
Kilogramo fuerza/cm²	kg _f /cm²	98 066.50	pascal	Pa
Libra/pulgada²	lb/ plg², PSI	6 894.76	pascal	Pa
atmósfera técnica	at	98 066.50	pascal	Pa
metro de agua	m H ₂ O (mca)	9 806.65	pascal	Pa
mm de mercurio	mm Hg	133.32	pascal	Pa
bar	bar	100 000.00	pascal	Pa
Fuerza/ peso				
kilogramo fuerza	kg _f	9.80	newton	N
Masa				
libra	lb	0.45	kilogramo	kg
onza	oz	28.30	gramo	g
Peso volumétrico				
kilogramo fuerza/m³	kg _f /m³	9.80	N/m³	N/m³
libra /ft³	lb/ft³	157.08	N/m³	N/m³
Potencia				
caballo de potencia	CP, HP	745.69	watt	W
caballo de vapor	CV	735.00	watt	W
Viscosidad dinámica				
poise	μ	0.01	pascal segundo	Pa s
Viscosidad cinemática				
viscosidad cinemática	v	1	stoke	m²/s (St)
Energía/ Cantidad de calor				
caloría	cal	4.18	joule	J
unidad térmica británica	BTU	1 055.06	joule	J
Temperatura				
grado Celsius	°C	tk=tc + 273.15	grado Kelvin	K

Nota: El valor de la aceleración de la gravedad aceptado internacionalmente es de 9.80665 m/s²

Longitud								
de / a	mm	cm	m	km	mi	milla náutica (nmi)	ft	in
mm	1.000	0.100	0.001					
cm	10000	1.000	0.010				0.033	0.394
m	1 000.000	100.000	1.000	0.001			3.281	39.370
km			0.001	1.000	0.621	0.540	3 280.83	0.039
mi			1 609.347	1.609	1.000	0.869	5 280.000	
nmi			1 852.000	1.852	1.151	1.000	6 076.115	
ft		30.480	0.305				1.000	12.000
in	25.400	2.540	0.025				0.083	1.000

Superficie								
de / a	cm²	m²	km²	ha	mi²	acre	ft²	in²
cm²	1.00						0.001	0.155
m²	10 000.00	1.00					10.764	1 550.003
km²			1.000	100.000	0.386	247.097		
ha		10 000.00	0.010	1.000	0.004	2.471		
mi²			2.590	259.000	1.000	640.000		
acre		4 047.00	0.004	0.405	0.002	1.000		
ft²	929.03	0.09					1.000	0.007
in²	6.45						144.000	1.000

Volumen								
de / a	cm³	m³	L	ft³	gal. EUA	acre-ft	in³	yd³
cm³	1.000		0.001				0.061	
m³		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	
ft³		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		
in³	16.387		0.016		0.004		1.000	
Yd³		0.765		27.000				1.000

Gasto								
de / a	l/s	cm³/s	gal/día	gal/min	l/min	m³/día	m³/h	ft³/s
l/s	1.000	1 000.000		15.851	60.000	86.400	3.600	0.035
cm³/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	
m³/día	0.012	11.570	264.550	0.183	0.694	1.000	0.042	
m³/h	0.278		6 340.152	4.403	16.667	24.000	1.000	0.010
ft³/s	28.316			448.831	1 698.960	2 446.590	101.941	1.000

Eficiencia de pozo		
de	a	gal/min/pie
gal/min/pie		1.000
		0.206
		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/cm ²	lb/in ²	mm de Hg	in de Hg	m de H ₂ O	ft de H ₂ O
atmósfera		1.000	1.033	14.696	760.000	29.921	10.330	33.899
kg/cm ²		0.968	1.000	14.220	735.560	28.970	10.000	32.810
lb/in ²		0.068	0.070	1.000	51.816	2.036	0.710	2.307
mm de Hg		0.001	0.001	0.019	1.000	0.039	0.013	0.044
in de Hg		0.033	0.035	0.491	25.400	1.000	0.345	1.133
m de agua		0.096	0.100	1.422	73.560	2.896	1.000	3.281
ft de agua		0.029	0.030	0.433	22.430	0.883	0.304	1.000

Energía									
de	a	CV hora	HP hora	kW hora	J	ft.lb	kgm	BTU	kcal
CV hora		1.000	0.986	0.736				2 510.000	632.500
HP hora		1.014	1.000	0.746				2 545.000	641.200
kW hora		1.360	1.341	1.000				3 413.000	860.000
J					1.000	0.738	0.102		
ft.lb					1.356	1.000	0.138		
kgm					9.806	7.233	1.000		
BTU					1 054.900	778.100	107.580	1.000	0.252
kcal					4 186.000	3 087.000	426.900	426.900	1.000

Transmisividad				
de	a	cm ² /s	gal/día/pie	m ² /día
cm ² /s		1.000	695.694	8.640
gal/día/ft		0.001	1.000	0.012
m ² /día		0.116	80.520	1.000

Conversión de pies y pulgadas, a metros												
ft, in/m	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
0	0.000	0.025	0.051	0.076	0.102	0.127	0.152	0.178	0.203	0.229	0.254	0.279
1	0.305	0.330	0.356	0.381	0.406	0.432	0.457	0.483	0.508	0.533	0.559	0.584
2	0.610	0.635	0.660	0.686	0.711	0.737	0.762	0.787	0.813	0.838	0.864	0.889
3	0.914	0.940	0.965	0.991	1.016	1.041	1.067	1.092	1.176	1.143	1.168	1.194
4	1.219	1.245	1.270	1.295	1.321	1.346	1.372	1.397	1.422	1.448	1.473	1.499
5	1.524	1.549	1.575	1.600	1.626	1.651	1.676	1.702	1.727	1.753	1.778	1.803
6	1.829	1.854	1.880	1.905	1.930	1.956	1.981	2.007	2.032	2.057	2.083	2.108
7	2.134	2.159	2.184	2.210	2.235	2.261	2.286	2.311	2.337	2.362	2.388	2.413
8	2.438	2.464	2.489	2.515	2.540	2.565	2.591	2.616	2.642	2.667	2.692	2.718
9	2.743	2.769	2.794	2.819	2.845	2.870	2.896	2.921	2.946	2.972	2.997	3.023
10	3.048	3.073	3.099	3.124	3.150	3.175	3.200	3.226	3.251	3.277	3.302	3.327
11	3.353	3.378	3.404	3.429	3.454	3.480	3.505	3.531	3.556	3.581	3.607	3.632
12	3.658	3.683	3.708	3.734	3.759	3.785	3.810	3.835	3.861	3.886	3.912	3.937
13	3.962	3.988	4.013	4.039	4.064	4.089	4.115	4.140	4.166	4.191	4.216	4.242
14	4.267	4.293	4.318	4.343	4.369	4.394	4.420	4.445	4.470	4.496	4.521	4.547
15	4.572	4.597	4.623	4.648	4.674	4.699	4.724	4.750	4.775	4.801	4.826	4.851
16	4.877	4.902	4.928	4.953	4.978	5.004	5.029	5.055	5.080	5.105	5.131	5.156
17	5.182	5.207	5.232	5.258	5.283	5.309	5.334	5.359	5.385	5.410	5.436	5.461
18	5.486	5.512	5.537	5.563	5.588	5.613	5.639	5.664	5.690	5.715	5.740	5.766
19	5.791	5.817	5.842	5.867	5.893	5.918	5.944	5.969	5.994	6.020	6.045	6.071
20	6.096	6.121	6.147	6.172	6.198	6.223	6.248	6.274	6.299	6.325	6.350	6.375
21	6.401	6.426	6.452	6.477	6.502	6.528	6.553	6.579	6.604	6.629	6.655	6.680
22	6.706	6.731	6.756	6.782	6.807	6.833	6.858	6.883	6.909	6.934	6.960	6.985
23	7.010	7.036	7.061	7.087	7.112	7.137	7.163	7.188	7.214	7.239	7.264	7.290
24	7.315	7.341	7.366	7.391	7.417	7.442	7.468	7.493	7.518	7.544	7.569	7.595
25	7.620	7.645	7.671	7.696	7.722	7.747	7.772	7.798	7.823	7.849	7.874	7.899
26	7.925	7.950	7.976	8.001	8.026	8.052	8.077	8.103	8.128	8.153	8.179	8.204
27	8.230	8.255	8.280	8.306	8.331	8.357	8.382	8.407	8.433	8.458	8.484	8.509
28	8.534	8.560	8.585	8.611	8.636	8.661	8.687	8.712	8.738	8.763	8.788	8.814
29	8.839	8.865	8.890	8.915	8.941	8.966	8.992	9.017	9.042	9.068	9.093	9.119
30	9.144	9.169	9.195	9.220	9.246	9.271	9.296	9.322	9.347	9.373	9.398	9.423
31	9.449	9.474	9.500	9.525	9.550	9.576	9.601	9.627	9.652	9.677	9.703	9.728
32	9.754	9.779	9.804	9.830	9.855	9.881	9.906	9.931	9.957	9.982	10.008	10.033
33	10.058	10.084	10.109	10.135	10.160	10.185	10.211	10.236	10.262	10.287	10.312	10.338
34	10.363	10.389	10.414	10.439	10.465	10.490	10.516	10.541	10.566	10.592	10.617	10.643
35	10.668	10.693	10.719	10.744	10.770	10.795	10.820	10.846	10.871	10.897	10.922	10.947

La segunda columna es la conversión de pies a metros; las siguientes columnas son la conversión de pulgadas a metros que se suman a la anterior conversión.

Tabla de conversión de pulgadas a milímetros								
Pulgadas	0	1/8	1/4	3/8	1/2	5/8	3/4	7/8
0	0	3.175	6.35	9.525	12.7	15.875	19.05	22.225
1	25.4	28.575	31.75	34.925	38.1	41.275	44.45	47.625
2	50.8	53.975	57.15	60.325	63.5	66.675	69.85	73.025
3	76.2	79.375	82.55	85.725	88.9	92.075	95.25	98.425
4	101.6	104.775	107.95	111.125	114.3	117.475	120.65	123.825
5	127.0	130.175	133.35	136.525	139.7	142.875	146.05	149.225
6	152.4	155.575	158.75	161.925	165.1	168.275	171.45	174.625
7	177.8	180.975	184.15	187.325	190.5	193.675	196.85	200.025
8	203.2	206.375	209.55	212.725	215.9	219.075	222.25	225.425
9	228.6	231.775	234.95	238.125	241.3	244.475	247.65	250.825
10	254.0	257.175	260.35	263.525	266.7	269.875	273.05	276.225
11	279.4	282.575	285.75	288.925	292.1	295.275	298.45	301.625
12	304.8	307.975	311.15	314.325	317.5	320.675	323.85	327.025
13	330.2	333.375	336.55	339.725	342.9	346.075	349.25	352.425
14	355.6	358.775	361.95	365.125	368.3	371.475	374.65	377.825
15	381.0	384.175	387.35	390.525	393.7	396.875	400.05	403.225
16	406.4	409.575	412.75	415.925	419.1	422.275	425.45	428.625
17	431.8	434.975	438.15	441.325	444.5	447.675	450.85	454.025
18	457.2	460.375	463.55	466.725	469.9	473.075	476.25	479.425
19	482.6	485.775	488.95	492.125	495.3	498.475	501.65	504.825
20	508.0	511.175	514.35	517.525	520.7	523.875	527.05	530.225
21	533.4	536.575	539.75	542.925	546.1	549.275	552.45	555.625
22	558.8	561.975	565.15	568.325	571.5	574.675	577.85	581.025
23	584.2	587.375	590.55	593.725	596.9	600.075	603.25	606.425
24	609.6	612.775	615.95	619.125	622.3	625.475	628.65	631.825
25	635.0	638.175	641.35	644.525	647.7	650.875	654.05	657.225
26	660.4	663.575	666.75	669.925	673.1	676.275	679.45	682.625
27	685.8	688.975	692.15	695.325	698.5	701.675	704.85	708.025
28	711.2	714.375	717.55	720.725	723.9	727.075	730.25	733.425
29	736.6	739.775	742.95	746.125	749.3	752.475	755.65	758.825
30	762.0	765.175	768.35	771.525	774.7	777.875	781.05	784.225

Fórmulas generales para la conversión de los diferentes sistemas

Centígrados a Fahrenheit	$^{\circ}\text{F}=9/5^{\circ}\text{C}+32$
Fahrenheit a Centígrados	$^{\circ}\text{C}=5/9 (^{\circ}\text{F}-32)$
Réaumur a Centígrados	$^{\circ}\text{C}=5/4 ^{\circ}\text{R}$
Fahrenheit a Réaumur	$^{\circ}\text{R}=4/9 (^{\circ}\text{F}-32)$
Réaumur a Fahrenheit	$^{\circ}\text{F}=(9/4^{\circ}\text{R})+32$
Celsius a Kelvin	$^{\circ}\text{K}=273.15+^{\circ}\text{C}$
Fahrenheit a Rankine	$^{\circ}\text{Ra}=459.67+^{\circ}\text{F}$
Rankine a Kelvin	$^{\circ}\text{K}=5/9^{\circ}\text{Ra}$

Factores químicos de conversión					
	A	B	C	D	E
Constituyentes	epm a ppm	ppm a epm	epm a gpg	gpg a epm	ppm a ppm CaCO ₃
calcio Ca ⁺²	20.04	0.04991	1.1719	0.8533	2.4970
hierro Fe ⁺²	27.92	0.03582	1.6327	0.6125	1.7923
magnesio Mg ⁺²	12.16	0.08224	0.7111	1.4063	4.1151
potasio K ⁺¹	39.10	0.02558	2.2865	0.4373	1.2798
sodio Na ⁺¹	23.00	0.04348	1.3450	0.7435	2.1756
bicarbonato (HCO ₃) ⁻¹	61.01	0.01639	3.5678	0.2803	0.8202
carbonato (CO ₃) ⁻²	30.00	0.03333	1.7544	0.5700	1.6680
cloro (Cl) ⁻¹	35.46	0.02820	2.0737	0.4822	1.4112
hidróxido (OH) ⁻¹	17.07	0.05879	0.9947	1.0053	2.9263
nitrito (NO ₂) ⁻¹	62.01	0.01613	3.6263	0.2758	0.8070
fosfato (PO ₄) ⁻³	31.67	0.03158	1.8520	0.5400	1.5800
sulfato (SO ₄) ⁻²	48.04	0.02082	2.8094	0.3559	1.0416
bicarbonato de calcio Ca(HCO ₃) ₂	805.00	0.01234	4.7398	0.2120	0.6174
carbonato de calcio (CaCO ₃)	50.04	0.01998	2.9263	0.3417	1.0000
cloruro de calcio (CaCl ₂)	55.50	0.01802	3.2456	0.3081	0.9016
hidróxido de calcio Ca(OH) ₂	37.05	0.02699	2.1667	0.4615	1.3506
sulfato de calcio (CaSO ₄)	68.07	0.01469	3.9807	0.2512	0.7351
bicarbonato férrico Fe(HCO ₃) ₃	88.93	0.01124	5.2006	0.1923	0.5627
carbonato férrico Fe ₂ (CO ₃) ₃	57.92	0.01727	3.3871	0.2951	0.8640
sulfato férrico Fe ₂ (CO ₄) ₃	75.96	0.01316	4.4421	0.2251	0.6588
bicarbonato magnésico Mg(HCO ₃) ₂	73.17	0.01367	4.2789	0.2337	0.6839
carbonato magnésico (MgCO ₃)	42.16	1.02372	2.4655	0.4056	1.1869
cloruro de magnesio (MgCl ₂)	47.62	0.02100	2.7848	0.3591	1.0508
hidróxido de magnesio Mg(OH) ₂	29.17	0.03428	1.7058	0.5862	1.7155
sulfato de magnesio (MgSO ₄)	60.20	0.01661	3.5202	0.2841	0.6312

epm = equivalentes por millón

ppm = partes por millón

gpg = granos por galón

p.p.m. CaCO₃ = partes por millón de carbonato de calcio



ILUSTRACIONES

Ilustración 1.1 Dibujo esquemático de un reactor anaerobio de flujo ascendente	2
Ilustración 1.2 RAFA de geometría circular	3
Ilustración 1.3 Configuraciones de los diferentes tipos de RAFA: a) proceso original del RAFA, b) RAFA con tanque de sedimentación y recirculación de lodo	4
Ilustración 1.4 Esquema de un reactor anaerobio de flujo ascendente para el tratamiento de aguas residuales municipales	4
Ilustración 1.5 Procesos de conversión en la digestión anaerobia (Gujer & Zehnder, 1983)	6
Ilustración 2.1 Balance hipotético de DQO para procesos aerobios y anaerobios	10
Ilustración 2.2 Efecto de la temperatura sobre la tasa de crecimiento de clases de bacterias a diferentes temperaturas (Rittman, 2011)	12
Ilustración 2.3 Requerimientos de nutrientes para el tratamiento anaerobio a varias tasas de carga orgánica	14
Ilustración 2.4 Relación de la alcalinidad de bicarbonato, el porcentaje de dióxido de carbono en la fase gaseosa (a 1 atm de presión total), y el pH del reactor en el tratamiento anaerobio	16
Ilustración 2.5 Porcentaje de sulfuro de hidrógeno presente como H_2S y HS^- como una función de pH	18
Ilustración 2.6 Cálculo del volumen requerido del reactor (UASB) utilizando los siguientes supuestos: TRH (Θ) = 4 h, $Q = 250 \text{ m}^3/\text{h}$, $rv = 15 \text{ kg DQO m}^3/\text{d}$, $T = 30^\circ\text{C}$. El volumen se determina ya sea por la carga hidráulica u orgánica	20
Ilustración 2.7 Cálculo del volumen requerido del reactor (UASB) utilizando los siguientes supuestos: $Q = 250 \text{ m}^3/\text{h}$, altura del reactor = 6 m, $T = 30^\circ\text{C}$. El volumen es determinado ya sea por la tasa de carga hidráulica u orgánica. V_{crit} . Determina el nivel de corte para el volumen mínimo requerido del reactor basado en las limitaciones hidráulicas (Jules B. van Lier, 2008)	21
Ilustración 2.8 TRS requerido para el tratamiento de aguas residuales domésticos (Van Lier, 2010)	22
Ilustración 3.1 Ejemplos de extremos de tubos de distribución (Chernicharo de Lemos, 2007)	26
Ilustración 3.2 Una alternativa de diseño de separación Gas-Líquido-Sólido (adaptado de Van Lier, 2010)	29
Ilustración 3.3 Reactor anaerobio de flujo ascendente (RAFA) (Eckenfelder Jr, 1989)	32
Ilustración 3.4 Diagrama del sistema de gas en un RAFA (adaptado de Chernicharo de Lemos, 2007)	33
Ilustración 3.5 Ejemplo de dispositivo de muestreo de lodos en descarga de un reactor (adaptado de Chernicharo de Lemos, 2007)	33
Ilustración 5.1 Configuración de un reactor RAFA seguido de un filtro anaerobio de flujo ascendente (FAFA) (adaptado de Chernicharo de Lemos, 2007)	55

Ilustración 5.2 Configuración de un reactor RAFA seguido de lagunas de maduración o de pulimento (adaptado de Chernicharo de Lemus, 2007)	56
Ilustración 5.3 Configuración de un RAFA seguido de un humedal (adaptado de Chernicharo de Lemus, 2007)	57
Ilustración 5.4 Configuración de un RAFA seguido de un sistema convencional de lodos activados (adaptado de Chernicharo de Lemus, 2007)	58
Ilustración 5.5 Configuración de un RAFA seguido de un sistema de filtro rociador (adaptado de Chernicharo de Lemus, 2007)	58

TABLAS

Tabla 1.1 Características de las fases microbiológicas de la biomasa (Adaptado de Hutñan, et al., 1999y Bitton, 2005)	7
Tabla 2.1 Proporción de amoníaco ionizado y libre dentro de amoníaco total, como una función del pH y de la temperatura	18
Tabla 2.2 Concentración total de metales individuales requeridas para inhibir seriamente la digestión anaeróbica	20
Tabla 3.1 Tiempo de residencia hidráulica recomendados para un RAFA de una altura de 4 metros para el tratamiento de aguas residuales domésticas (Metcalf & Eddy, 2003)	24
Tabla 3.2 Velocidades de flujo ascendente recomendados para el diseño de reactores anaerobios de flujo ascendente que tratan aguas residuales domésticas (Chernicharo de Lemos, 2007)	25
Tabla 3.3 Directrices para determinar el área de influencia de los distribuidores de flujo en un RAFA (Metcalf & Eddy, 2003)	27
Tabla 3.4 Resumen de los principales criterios hidráulicos para el diseño de reactores RAFA que tratan agua residual doméstica (Chernicharo de Lemos, 2007)	27
Tabla 3.5 Tasas de carga de superficie, tiempos de residencia hidráulica y velocidades en la abertura en el compartimiento de la sedimentación (adaptado de Chernicharo de Lemos, 2007)	29
Tabla 3.6 Recubrimientos de concreto (características comparativas) (adaptado de Chernicharo de Lemos, 2007)	30
Tabla 3.7 Resumen de los principales criterios hidráulicos para el diseño de reactores RAFA que tratan agua residual doméstica (Chernicharo de Lemos, 2007)	34
Tabla 3.8 Criterios de diseño para reactores anaerobios de flujo ascendente (RAFA) que tratan agua residual doméstica (adaptado de Chernicharo de Lemos, 2007; Van Lier, 2010 y Metcalf & Eddy, 2003)	35
Tabla 4.1 Pasos a seguir en el diseño de un RAFA	37
Tabla 4.2 Parámetros para el diseño del RAFA (Ejemplo1)	39
Tabla 4.3 Resumen de resultados del ejemplo 1	46
Tabla 4.4 Parámetros para el diseño del RAFA (Ejemplo 2)	47
Tabla 4.5 Ejemplo 2, diseño de un RAFA para Q de 10 L/s	52
Tabla 5.1 Desempeño de los diferentes sistemas que tratan aguas residuales domésticas	54
Tabla A.1 Algunas tecnologías para la remoción de contaminantes del biogás (Deublein Dieter y Steinhauser Angelika, 2011)	62

