

REACTORES ANAEROBIOS



CARLOS AUGUSTO DE LEMOS CHERNICHARO
Traducción **IVÁN ANDRÉS SÁNCHEZ ORTIZ**



Editorial

Universidad de **Nariño**

**PRINCIPIOS DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO
DE AGUAS RESIDUALES**

VOLUMEN 5

2ª EDICIÓN EN ESPAÑOL - Versión eBook - Acceso gratuito

Reactores Anaerobios

**PRINCIPIOS DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO
DE AGUAS RESIDUALES**

VOLUMEN 5

2ª EDICIÓN EN ESPAÑOL - Versión eBook - Acceso gratuito

Reactores Anaerobios

CARLOS AUGUSTO DE LEMOS CHERNICHARO
Traducción IVÁN ANDRÉS SÁNCHEZ ORTIZ



Editorial
Universidad de Nariño

Chenicharo, Carlos Augusto de Lemos
Reactores Anaerobios / Carlos Augusto de Lemos Chenicharo; traducción
Iván Andrés Sánchez Ortiz 2ª Ed. San Juan de Pasto: Editorial Universidad
de Nariño, 2022.

v 444 p. v5) il. byn., col., cuadros.- (Principios del tratamiento de aguas
residuales v5)

Incluye bibliografía p. 427 - 433
ISBN: 978-628-7509-37-5 e-book

1. Tratamiento de aguas residuales 2. Tratamiento biológico de aguas
residuales 3. Aguas residuales 4. Plantas para tratamiento de aguas
residuales I. Sánchez Ortiz Iván Andrés, traductor

628.35 C518-SCDD-Ed. 22



SECCION DE BIBLIOTECA
"Alberto Quijando Guerrero"

Copyright © 2022 by Editorial Universidad de Nariño
ISBN (Digital): 978-628-7509-37-5

Universidad de Nariño
Clle 18 Cr 50 Ciudadela Universitaria Torobajo, Pasto, Nariño
Conmutador: (+ 057) 7244309 – 7311449

Fotografías de la carátula: Vista de algunas de las unidades de investigación
implantadas en el Centro de Investigación y Entrenamiento en Saneamiento UFMG/
COPASA - CePTS - Belo Horizonte - Minas Gerais – Brasil. Autor: Carlos Augusto de
Lemos Chernicharo

Este libro no puede ser reproducido por cualquier medio sin autorización
escrita del autor.

A
*mi esposa, Adriana, y a mis
hijos, Guilherme, Daniel, Júlia y Pedro.*

PREFACIO

La primera edición del libro "Reactores anaerobios" en Brasil fue en 1997, con una segunda edición ampliada en 2007. A lo largo de estos años el libro se convirtió en un clásico de nuestra literatura, cumpliendo un destacado papel en la diseminación del conocimiento de los procesos anaerobios de tratamiento de aguas residuales. En este período, se han logrado importantes avances tecnológicos, asociados a la ampliación y madurez de la experiencia derivados de la implementación y operación de reactores anaerobios en escala plena, cubriendo poblaciones desde centenares hasta un millón de habitantes.

Es con gran satisfacción que vimos la edición de éste libro en el idioma español, en cuidadosa edición por la Editorial Universitaria de la Universidad de Nariño, en el año 2013. Los reactores anaerobios, en sus diferentes variantes, constituyen un proceso de tratamiento de la más alta relevancia para América Latina, hoy en día plenamente aceptado y adoptado por el medio técnico en varios lugares, principalmente en Brasil. La satisfacción es aún mayor por el hecho que el libro ha sido escrito por un colega de trabajo y amigo, seguramente uno de los mayores especialistas en el área de tratamiento anaerobio. La experiencia del Profesor Carlos Augusto de Lemos Chernicharo no se limita a los aspectos académicos, los cuales están claramente plasmados en el libro. El Prof. Carlos logra, como pocos profesionales en nuestro medio, combinar y transmitir los conocimientos de la academia y de la vida profesional, de la escala piloto y de la escala real, de la visión global y del detalle, del diseño y de la construcción, de los aspectos técnicos y de la visión político-institucional.

La satisfacción se amplía al ver que ahora el libro se encuentra disponible en la forma de e-book, con acceso libre y gratuito, lo que permite su amplia divulgación internacional, cumpliendo así con la misión de diseminación del conocimiento.

La conceptualización básica de la serie de libros fue presentada en el prefacio del primer volumen. En este, fue resaltada la importancia dedicada a los fundamentos y conceptos, por considerar que, sin ellos, el profesional no podrá ejercer la práctica de una forma totalmente consciente, independiente y crítica. Por el esfuerzo dedicado a los aspectos

didácticos, se piensa que esta serie tenga como primer público los estudiantes de cursos de pregrado y postgrado. Sin embargo, el volumen de informaciones presentado ha sido útil también para profesionales del área de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, que desean ser introducidos en los aspectos básicos del tratamiento de aguas residuales.

Por tratarse de una serie, este volumen presupone una continuidad temática con los volúmenes que lo preceden, principalmente los volúmenes 1 y 2. Sin embargo, se intentó dar cierta autosuficiencia, de tal manera que se reduzca el número de consultas cruzadas a los demás volúmenes. El presente volumen se integra plenamente a los demás libros de la serie, en cuanto a su forma como a su contenido. En ésta oportunidad el formato fue adaptado a su divulgación como e-book, haciéndolo aún más agradable. Continúa la preocupación didáctica, con la inclusión de cuadros, figuras y ejemplos. Se abordan tanto los aspectos de diseño como las rutinas operacionales, esenciales para el buen funcionamiento de los procesos de tratamiento de aguas residuales.

Finalmente, deseo agradecer al Departamento de Ingeniería Sanitaria y Ambiental de la Universidad Federal de Minas Gerais (Brasil) por el apoyo a lo largo de todos estos años. Con relación a la primera edición traducida (2013) y a ésta edición como e-book (2022), quisiera expresar mi amplia gratitud a la Universidad de Nariño (Colombia) por haber acogido este proyecto, dándole una dimensión internacional que pretende alcanzar países hermanos. A nivel personal, manifiesto un fuerte agradecimiento al Profesor Iván Andrés Sánchez Ortiz, de esta universidad, por su entusiasmo, perseverancia, calidad de la traducción y por el gran incentivo que nos dio para producir la primera edición en español y, ahora, ésta edición como e-book.

MARCOS VON SPERLING
Coordinador de la serie 2013 y 2022

PRÓLOGO DEL AUTOR

El presente libro está basado en el Volumen 5 de la serie de siete libros publicados por el Departamento de Ingeniería Sanitaria y Ambiental de la Universidad Federal de Minas Gerais, Brasil, titulada "Principios del tratamiento biológico de aguas residuales". Esta serie de libros fue posteriormente adaptada y traducida al inglés y fue publicada por la IWA Publishing, de la International Water Association, constituyendo la "Biological wastewater treatment series". Es una gran satisfacción ver que ahora tenemos la oportunidad de tener ediciones en español de los libros, con el propósito de alcanzar principalmente a los países de América Latina.

Desde la primera edición de éste volumen, en 1997, por lo tanto, hace 25 años, la tecnología anaerobia aplicada al tratamiento de aguas residuales domésticas ha pasado por avances significativos, resultado principalmente de investigaciones aplicadas y de aplicaciones en escala real. En ese período, se construyeron centenares de nuevos reactores anaerobios en Brasil, colocando al país en una posición de vanguardia en el escenario internacional, principalmente en función del establecimiento y consolidación de directrices más apropiadas para el diseño, construcción y operación de los reactores anaerobios de flujo ascendente y manto de lodo (reactores UASB). La presente edición como e-book, en español, se basó en la segunda edición, de 2007, cuando se realizó una actualización completa del libro. Se considera que esta nueva edición del libro podrá contribuir, aunque modestamente, para una mayor difusión de la tecnología anaerobia en América Latina, proporcionando informaciones que ayuden en la comprensión de los fundamentos de la digestión anaerobia, así como en el diseño y en la operación de sistemas simplificados, que asocien la eficiencia a bajos costos de implantación y de operación.

En consonancia con la propia simplicidad conceptual del proceso de tratamiento de aguas residuales por medio de reactores anaerobios, el volumen adopta un abordaje de presentación de informaciones de una manera directa y de fácil comprensión, para cada uno de los sistemas descritos. Para cada sistema, se presenta un ejemplo completo de dimensionamiento, posibilitando la obtención de las principales dimensiones de las unidades, así como una estimación de las características del efluente a ser vertido en el cuerpo receptor.

Como en los demás volúmenes de esta serie, no hay gran preocupación con el detallado de los diseños. Los tópicos abordados en este volumen son: (1) Aspectos generales relativos a la aplicabilidad y a la diseminación de la tecnología anaerobia; (2) Fundamentos de la digestión anaerobia; (3) Biomasa en los sistemas anaerobios; (4) Sistemas anaerobios de tratamiento; (5) Diseño de reactores anaerobios; (6) Control operacional de reactores anaerobios; y (7) Postratamiento de efluentes de reactores anaerobios.

Deseo agradecer a todos aquellos que contribuyeron para la actualización y ampliación de la segunda edición del libro, particularmente los colegas y amigos Sérgio Aquino y Silvana de Queiroz Silva, que ayudaron mucho en la revisión del capítulo 2. Agradezco también, a los amigos Leila Möller y Paulo Libânio, que ayudaron en la revisión del texto y en la elaboración de los dibujos. A nivel institucional, a las entidades y agencias que viabilizaron el volumen: Departamento de Ingeniería Sanitaria y Ambiental de la UFMG (DESA-UFMG), Consejo Nacional de Desarrollo Científico y Tecnológico (CNPq), Financiadora de Estudios y Proyectos (FINEP/PROSAB), Compañía de Saneamiento de Minas Gerais (COPASA MG) y Servicio Autónomo de Agua y Aguas Residuales de Itabira (SAAE-Itabira). En relación a la primera edición en español (2013) y a esta edición como e-book, quisiera expresar mis sinceros agradecimientos a la Universidad de Nariño (Colombia), por la edición del libro, y al Prof. Iván Sánchez Ortiz, por la amistad, motivación, profesionalismo y enorme competencia en la traducción.

CARLOS AUGUSTO DE LEMOS CHERNICHARO

PRÓLOGO DEL TRADUCTOR

La serie de libros "Principios del tratamiento biológico de aguas residuales" de autoría de los Profesores Marcos von Sperling y Carlos Augusto de Lemos Chernicharo es un magnífico insumo para la adquisición y fortalecimiento de conceptos, parámetros de diseño y criterios que le permitan a los ingenieros y profesionales relacionados con el tratamiento de efluentes abordar de manera solvente el diseño de sistemas de tratamiento biológico de aguas residuales, el diagnóstico de sistemas existentes y su eventual optimización. Entre las diversas opciones de tratamiento disponibles se encuentran los reactores anaerobios, que constituyen un tipo de tecnología con características muy favorables para comunidades de América Latina, tales como los bajos requerimientos de consumo de energía, baja producción de lodo, bajos costos de construcción y operación y su aplicabilidad para una importante variedad de aguas residuales, reactores sobre los cuales versa el presente volumen.

Varias de las virtudes de los reactores anaerobios hacen que esta tecnología cobre relevancia para su adopción en regiones pertenecientes a países en vías de desarrollo, donde se presenten las condiciones de temperatura que favorecen su buen desempeño.

Es evidente que en nuestras naciones se requiere no solo de voluntad política que destine recursos económicos y esfuerzos de gestión para resolver los problemas de saneamiento de las comunidades, ello debe estar acompañado por el concurso de profesionales idóneos que desarrollen propuestas acordes a la realidad local y regional y que con alto criterio ingenieril optimicen la ejecución de los limitados presupuestos, para brindar soluciones seguras, funcionales y económicas; en ese contexto, el libro que con excelencia ha desarrollado el Profesor Carlos Chernicharo se constituye en una referencia fundamental para la comunidad académica y técnica Latinoamericana, ya que refleja gran parte del desarrollo del conocimiento universal sobre esta tecnología pero con un valioso énfasis en la experiencia brasilera, de la cual ha formado parte importante el autor del texto.

Mis sentimientos de admiración al Profesor Carlos Augusto pues sus aportes al desarrollo de la tecnología de los reactores anaerobios hacen de él una gran autoridad en el área, también mi profunda gratitud por confiarme la enorme responsabilidad de trabajar como el traductor de éste magnífico texto en su primera versión en español, publicada en medio

impreso en 2013, y actualmente en el proyecto de su difusión en la forma de e-book en ésta versión ampliada y mejorada. Es también muy grato para mí contar con el invaluable apoyo del Profesor Marcos von Sperling, coordinador y autor principal de la serie de libros, quien tuvo a bien concederme el honor de traducir los siete volúmenes a los que en muchas oportunidades he recurrido como guías y referencias de mis trabajos académicos, de investigación y de consultoría, a él y al Prof. Carlos les expreso un sincero Dios les pague!. La generosidad de los autores de la serie al ofrecer al público de habla hispana los textos de manera gratuita es digna de elogio y de gratitud por parte de quienes recurrimos a éste tipo de literatura especializada, pues ese gesto pone de manifiesto su sensibilidad y su solidaridad ante las dificultades de acceso a la información.

Es también gracias al inmenso apoyo que me ha brindado la Universidad de Nariño, en cabeza de su actual Rectora, la Doctora Martha Sofía Gonzales Insuasty, y a través del respaldo de diversas instancias académicas y administrativas he podido dedicar tiempo a la traducción de los excelsos libros que ayudan a divulgar sus valiosos conocimientos entre los estudiantes, investigadores y profesionales de América Latina dedicados al tratamiento de aguas residuales. Agradezco de nuevo a todo el equipo de trabajo de la Editorial Universitaria, al Profesor Hilbert Blanco, y de manera muy especial a Edgar Unigarro y a la señora María Elena Mesías quienes destinaron tiempo y mucho talento para gestionar y llevar a feliz término estas publicaciones con la mejor calidad posible.

Imposible no agradecerle al Señor por colocar las personas, escenarios y oportunidades adecuadas en mi vida a través de su mano generosa, además deseo dedicar este trabajo a mi motor emocional, mi amada familia; es gracias a la paciencia, cariño, estímulo y comprensión permanentes de mi caballero Juan Esteban y mis princesas Bianca, María José y Paula que encuentro la motivación, fuerzas e inspiración extras para lograr los más loables objetivos.

IVÁN ANDRÉS SÁNCHEZ ORTIZ

CONTENIDO

CAPÍTULO 1 **INTRODUCCIÓN** **22**

1.1.	DEMANDA POR SISTEMAS SIMPLIFICADOS DE COLECTA, TRANSPORTE, TRATAMIENTO Y DISPOSICIÓN DE AGUAS RESIDUALES	23
1.2.	APLICABILIDAD DE LOS SISTEMAS ANAEROBIOS	28
1.2.1.	Preliminares	28
1.2.2.	Vertimientos susceptibles de ser tratados por la vía anaerobia	29
1.2.3.	Características favorables de los procesos anaerobios	30
1.3.	DISEMINACIÓN DE LA TECNOLOGÍA ANAEROBIA	33
1.4.	NOMENCLATURA DE REACTORES ANAEROBIOS	34

CAPÍTULO 2 **FUNDAMENTOS DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA** **36**

2.1.	INTRODUCCIÓN	37
2.2.	MICROBIOLOGÍA DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA	38
2.2.1.	Preliminares	38
2.2.2.	Hidrólisis y acidogénesis	39
2.2.3.	Acetogénesis	41
2.2.4.	Metanogénesis	42
2.2.5.	Sulfidogénesis	46
2.3.	BIOQUÍMICA DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA	48
2.3.1.	Preliminares	48
2.3.2.	Ácidos orgánicos intermediarios	50
2.3.3.	Aspectos termodinámicos	51

2.3.3.1.	Preliminares	51
2.3.3.2.	Limitaciones de los procesos anaerobios y posibilidades de desequilibrio en reactores	53
2.3.4.	Formación de metano	60
2.3.5.	Características de las aguas residuales y balance de la DQO	62
2.3.5.1.	Preliminares	62
2.3.5.2.	Balance de la DQO	62
2.3.5.3.	Remoción de la DQO	64
2.3.6.	Degradación de contaminantes y producción de metano	69
2.3.6.1.	Estimación de la producción de metano a partir de la composición química del agua residual	70
2.3.6.2.	Estimación de la producción de metano a partir de la DQO degradada	73
2.3.7.	Reducción de sulfato y producción de metano	76
2.4.	CINÉTICA DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA	77
2.4.1.	Preliminares	77
2.4.2.	Cinética del crecimiento de microorganismos	78
2.4.2.1.	Crecimiento específico bruto	78
2.4.2.2.	Decaimiento bacteriano	81
2.4.2.3.	Crecimiento neto	81
2.4.3.	Producción de sólidos	81
2.4.3.1.	Producción bruta	82
2.4.3.2.	Producción líquida	82
2.4.4.	Tasa de utilización de sustrato (actividad específica de la biomasa)	83
2.4.5.	Parámetros cinéticos	83
2.4.6.	Tiempo de retención hidráulica y tiempo de retención celular	84
2.4.6.1.	Tiempo de retención hidráulica	84
2.4.6.2.	Tiempo de retención celular	85
2.4.7.	Tiempo de retención celular mínimo (θ_c mínimo)	85
2.4.8.	Cinética e inhibición	87
2.4.9.	Modelamiento matemático de procesos anaerobios	88
2.5.	REQUISITOS AMBIENTALES	90
2.5.1.	Preliminares	90
2.5.2.	Nutrientes	91
2.5.2.1.	Nitrógeno	92
2.5.2.2.	Fósforo	93
2.5.2.3.	Azufre	94
2.5.2.4.	Micronutrientes	95

2.5.3.	Temperatura	96
2.5.4.	pH, alcalinidad y ácidos volátiles	100
2.5.4.1.	Alcalinidad y capacidad de tamponamiento	101
2.5.4.2.	Interacción entre la alcalinidad y los ácidos volátiles	103
2.5.4.3.	Alcalinidad de los ácidos volátiles	104
2.5.4.4.	Monitoreo de la alcalinidad	104
2.5.4.5.	Alcalinidad necesaria para el proceso	105
2.5.4.6.	Productos químicos para suplementar la alcalinidad	106
2.5.5.	Materiales tóxicos y su control	106
2.5.5.1.	Toxicidad por sales	108
2.5.5.2.	Toxicidad por amoníaco	108
2.5.5.3.	Toxicidad por sulfuro	109
2.5.5.4.	Otros elementos y compuestos tóxicos	112

CAPÍTULO 3

BIOMASA EN LOS SISTEMAS ANAEROBIOS

113

3.1.	INTRODUCCIÓN	114
3.2.	RETENCIÓN DE BIOMASA EN LOS SISTEMAS ANAEROBIOS	114
3.2.1.	Preliminares	114
3.2.2.	Retención por adhesión	115
3.2.3.	Retención por floculación	115
3.2.4.	Retención por granulación	116
3.2.5.	Retención intersticial	118
3.3.	EVALUACIÓN DE LA MASA MICROBIANA	118
3.4.	EVALUACIÓN DE LA ACTIVIDAD MICROBIANA	121
3.4.1.	Preliminares	121
3.4.2.	Importancia de la prueba de AME	122
3.4.3.	Condiciones para realización de la prueba de AME	123
3.4.3.1.	Tipo y concentración de sustrato	123
3.4.3.2.	Concentración inicial del inóculo	125
3.4.3.3.	Solución de nutrientes	125
3.4.3.4.	Tiempo de incubación antes de la adición de sustrato	127
3.4.3.5.	Agitación y control de temperatura	127

3.4.4.	Métodos para medición de biogás	128
3.4.4.1.	Métodos manométricos	128
3.4.4.2.	Métodos volumétricos	131

CAPÍTULO 4

SISTEMAS DE TRATAMIENTO ANAEROBIO

143

4.1.	PRELIMINARES	144
4.2.	SISTEMAS CONVENCIONALES	145
4.2.1.	Preliminares	145
4.2.2.	Digestores de lodo anaerobios	146
4.2.2.1.	Digestor anaerobio de baja carga	147
4.2.2.2.	Digestor anaerobio de una etapa y alta carga	149
4.2.2.3.	Digestor anaerobio de dos etapas y alta carga	151
4.2.3.	Tanque séptico	152
4.2.4.	Laguna anaerobia	155
4.3.	SISTEMAS DE ALTA TASA	157
4.3.1.	Preliminares	157
4.3.2.	Sistemas con crecimiento bacteriano adherido	158
4.3.2.1.	Reactores anaerobios de lecho fijo	158
4.3.2.2.	Reactor anaerobio de lecho rotatorio	160
4.3.2.3.	Reactores anaerobios de lecho expandido y fluidizado	161
4.3.3.	Sistemas con crecimiento bacteriano disperso	163
4.3.3.1.	Reactor anaerobio de dos etapas	164
4.3.3.2.	Reactor anaerobio a baffles	165
4.3.3.3.	Reactor anaerobio de flujo ascendente y manto de lodo	166
4.3.3.4.	Reactor anaerobio de lecho granular expandido	168
4.3.3.5.	Reactor anaerobio con recirculación interna	169
4.4.	SISTEMAS COMBINADOS	172

CAPÍTULO 5

DISEÑO DE REACTORES ANAEROBIOS

173

5.1.	INTRODUCCIÓN	174
5.2.	TANQUES SÉPTICOS	175
5.2.1.	Preliminares	175
5.2.2.	Principales factores que intervienen en el proceso	176
5.2.2.1.	Configuración del reactor	176
5.2.2.2.	Tiempo de retención hidráulica	181
5.2.2.3.	Temperatura	183
5.2.2.4.	Remoción del lodo	183
5.2.2.5.	Condiciones operacionales	185
5.2.3.	Principales disposiciones de la Norma NBR 7.229/93	185
5.2.3.1.	Condiciones generales	185
5.2.3.2.	Condiciones específicas	186
5.2.3.3.	Dimensionamiento de tanques sépticos	189
5.2.3.4.	Geometría de los tanques	189
5.2.3.5.	Aberturas o entradas para inspección	191
5.2.4.	Eficiencias de los tanques sépticos	192
5.3.	FILTROS ANAEROBIOS	194
5.3.1.	Preliminares	194
5.3.2.	Factores físicos que intervienen en el proceso	196
5.3.2.1.	Configuración del reactor	196
5.3.2.2.	Medio soporte	202
5.3.3.	Factores hidráulicos que intervienen en el proceso	206
5.3.3.1.	Recirculación del efluente	206
5.3.3.2.	Velocidad superficial	207
5.3.4.	Relaciones de desempeño	208
5.3.5.	Criterios y parámetros de diseño	210
5.3.5.1.	Tiempo de retención hidráulica	210
5.3.5.2.	Temperatura	211
5.3.5.3.	Altura de la capa de medio soporte	212
5.3.5.4.	Tasa de aplicación superficial	212
5.3.5.5.	Carga orgánica volumétrica	213
5.3.5.6.	Sistema de distribución y colecta del efluente	214

5.3.5.7.	Dispositivos para muestreo y remoción de lodo	215
5.3.4.8.	Eficiencias de los filtros anaerobios	216
5.3.5.9.	Resumen de los criterios y parámetros de diseño	218
5.3.6.	Dimensionamiento de filtros anaerobios según la Norma NBR 13.969 (ABNT, 1997)	219
5.3.6.1.	Cálculo del volumen útil	219
5.3.6.2.	Determinación de la sección horizontal	219
5.3.7	Dimensionamiento de filtros anaerobios de mayor tamaño	221
5.4.	REACTORES DE MANTO DE LODO	223
5.4.1.	Preliminares	223
5.4.2.	Principios del proceso	225
5.4.3.	Problemas usuales asociados al proceso	228
5.4.3.1.	Obstrucción de los dispositivos de entrada y de salida del reactor	228
5.4.3.2.	Generación de olores y de corrosión	229
5.4.3.3.	Formación y acumulación de nata	234
5.4.3.4.	Generación de espuma	238
5.4.4.	Configuraciones típicas de reactores	241
5.4.5.	Directrices, criterios y parámetros de diseño	246
5.4.5.1.	Pre tratamiento de las aguas residuales	246
5.4.5.2.	Carga hidráulica volumétrica y tiempo de retención hidráulica	248
5.4.5.3.	Carga orgánica volumétrica	250
5.4.5.4.	Carga biológica (carga de lodo)	251
5.4.4.5.	Velocidad de flujo superficial	252
5.4.5.6.	Altura del reactor	254
5.4.5.7.	Sistema de distribución del afluente	255
5.4.5.8.	Separador trifásico	262
5.4.5.9.	Sistema de colecta del efluente	267
5.4.5.10.	Eficiencias de reactores UASB	269
5.4.5.11.	Producción, captura y tratamiento del biogás	273
5.4.5.12.	Producción y remoción de nata	280
5.4.4.13.	Producción, muestreo y remoción de lodo	284
5.4.5.14.	Resumen de los criterios y parámetros de diseño	289
5.4.6.	Aspectos constructivos	291
5.4.6.1.	Materiales empleados	291
5.4.6.2.	Protección anticorrosiva	292
5.4.6.3.	Acceso al reactor	294

5.4.6.4.	Vaciado del reactor	294
5.4.7.	Costos de reactores UASB	295

CAPÍTULO 6

CONTROL OPERACIONAL DE REACTORES ANAEROBIOS 306

6.1.	IMPORTANCIA DEL CONTROL OPERACIONAL	307
6.1.1.	Preliminares	307
6.1.2.	Verificación de parámetros operacionales	307
6.1.3.	Mejoramiento de las condiciones operacionales	308
6.1.4.	Salud y seguridad de los trabajadores	309
6.2.	CONTROL OPERACIONAL DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO	310
6.2.1.	Preliminares	310
6.2.2.	Necesidad de monitoreo del sistema	311
6.2.3.	Programa de monitoreo	313
6.2.3.1.	Preliminares	313
6.2.3.2.	Monitoreo y operación del tratamiento preliminar	314
6.2.3.3.	Monitoreo del digester anaerobio	315
6.2.3.4.	Monitoreo de los lechos de secado	318
6.2.4.	Interpretación y archivado de los datos operacionales	321
6.2.5.	Medición y caracterización de lodo	321
6.2.5.1.	Evaluación de la masa microbiana	321
6.2.5.2.	Evaluación de la actividad microbiana	322
6.2.6.	Descarte de lodo del sistema	322
6.2.6.1.	Preliminares	322
6.2.6.2.	Producción de lodo excedente y selección del punto de descarte	323
6.2.6.3.	Descarga de lodo de exceso	324
6.2.6.4.	Protocolo operacional para el descarte de lodo	328
6.2.7.	Descarte de nata del sistema	329
6.2.7.1.	Preliminares	329
6.2.7.2.	Identificación de la necesidad de remoción de nata	329
6.2.7.3.	Principales alternativas para remover la nata	330
6.2.8.	Control de malos olores y de corrosión	332
6.2.9.	Control de surfactantes	334
6.2.10.	Otros cuidados operacionales	335

6.3.	ARRANQUE DE REACTORES ANAEROBIOS	336
6.3.1.	Introducción	336
6.3.2.	Arranque y operación de tanques sépticos	337
6.3.2.1.	Preliminares	337
6.3.2.2.	Remoción de grasa	338
6.3.2.3.	Remoción de sólidos gruesos	339
6.3.2.4.	Producción de lodo en el sistema	339
6.3.2.5.	Remoción y disposición del lodo y de la nata	340
6.3.3.	Arranque y operación de filtros anaerobios	342
6.3.3.1.	Preliminares	342
6.3.3.2.	Remoción de grasa	342
6.3.3.3.	Remoción de sólidos gruesos	343
6.3.3.4.	Descarte de lodo del sistema	343
6.3.4.	Arranque y operación de reactores UASB	344
6.3.4.1.	Preliminares	344
6.3.4.2.	Remoción de grasa	344
6.3.4.3.	Remoción de sólidos gruesos	344
6.3.4.4.	Consideraciones y criterios para el arranque del sistema	346
6.3.4.5.	Procedimientos que anteceden al arranque de un reactor	348
6.3.4.6.	Procedimientos durante el arranque de un reactor anaerobio	351
6.4.	CORRECCIÓN DE PROBLEMAS DURANTE LA OPERACIÓN DEL SISTEMA	353
6.4.1.	Caudal y características del afluente	354
6.4.2.	Pretratamiento	355
6.4.3.	Desempeño del reactor UASB	356
6.4.4.	Características del lodo en el reactor	358
6.4.5.	Lechos de secado	359

CAPÍTULO 7

POSTRATAMIENTO DE EFLUENTES DE REACTORES ANAEROBIOS

360

7.1.	APLICABILIDAD Y LIMITACIONES DE LA TECNOLOGÍA ANAEROBIA	361
7.1.1.	Aplicabilidad para el tratamiento de aguas residuales domésticas	361
7.1.2.	Principales limitaciones	361

7.1.2.1.	Limitaciones en relación al parámetro DBO	362
7.1.2.2.	Limitaciones en relación a los parámetros nitrógeno y fósforo	363
7.1.2.3.	Limitaciones en relación a los indicadores microbiológicos	364
7.2.	VENTAJAS DEL TRATAMIENTO COMBINADO (ANAEROBIO/AEROBIO)	367
7.3.	PRINCIPALES ALTERNATIVAS PARA EL POSTRATAMIENTO DE EFLUENTES DE REACTORES ANAEROBIOS	368
7.3.1.	Preliminares	368
7.3.2.	Laguna de Pulimento	368
7.3.2.1.	Consideraciones preliminares	368
7.3.2.2.	Configuración típica	369
7.3.2.3.	Criterios y parámetros de dimensionamiento	371
7.3.3.	Aplicación en el suelo	371
7.3.3.1.	Consideraciones preliminares	371
7.3.3.2.	Configuración típica	378
7.3.3.3.	Criterios y parámetros de diseño	380
7.3.3.4.	Aspectos constructivos	381
7.3.4.	Filtro biológico percolador (FBP)	385
7.3.4.1.	Consideraciones preliminares	385
7.3.4.2.	Configuración típica	387
7.3.4.3.	Configuración compacta	388
7.3.4.4.	Criterios y parámetros de dimensionamiento	391
7.3.4.5.	Eficiencia de remoción de DBO en FBP	402
7.3.4.6.	Producción de lodo	403
7.3.4.7.	Resumen de los criterios y parámetros de diseño para FBP como postratamiento de efluentes de reactores UASB	404
7.3.4.8.	Aspectos constructivos	404
7.3.4.9.	Aspectos operacionales	405
7.3.5.	Biofiltro aireado sumergido	409
7.3.5.1.	Consideraciones preliminares	409
7.3.5.2.	Configuración típica	410
7.3.5.3.	Criterios y parámetros de dimensionamiento	411
7.3.6.	Lodos activados	411
7.3.6.1.	Consideraciones preliminares	411
7.3.6.2.	Configuración típica	412
7.3.6.3.	Criterios y parámetros de dimensionamiento	412
7.3.7.	Filtro Anaerobio	413

7.3.7.1.	Consideraciones preliminares	413
7.3.7.2.	Configuración típica	413
7.3.7.3.	Criterios y parámetros de dimensionamiento	414
7.3.8.	Flotación por aire disuelto	415
7.3.8.1.	Consideraciones preliminares	415
7.3.8.2.	Configuración típica	415
7.3.8.3.	Criterios y parámetros de dimensionamiento	416
7.3.9.	Humedales construidos (Wetlands)	416
7.3.9.1.	Consideraciones preliminares	416
7.3.9.2.	Configuración típica	417
7.3.9.3.	Criterios y parámetros de diseño	418
7.3.10.	Comparación entre las diferentes alternativas de postratamiento	418
7.4.	PERSPECTIVAS ACTUALES Y FUTURAS	421
7.4.1.	Preliminares	421
7.4.2.	Reactores discontinuos secuenciales (RDS)	421
7.4.3.	Sistemas híbridos	422
7.4.4.	Biodiscos	422
7.4.5.	Reactores de lecho granular expandido	423
7.4.6.	Reactores de lecho fijo y materiales soporte alternativos	423
7.4.7.	Biorreactores de membrana (MBR)	424
7.4.8.	Procesos de oxidación avanzada (POA)	425
7.4.9.	Flotación en dos etapas	425

BIBLIOGRAFÍA

427



1 | **Introducción**

1.1 DEMANDA POR SISTEMAS SIMPLIFICADOS DE COLECTA, TRANSPORTE, TRATAMIENTO Y DISPOSICIÓN DE AGUAS RESIDUALES

Es de amplio conocimiento la crisis que atraviesa el sector de saneamiento en Brasil y en varios países de América Latina, pese a que se deba reconocer sus avances, en los últimos años, de algunos indicadores de cobertura de la población, por redes colectoras y por sistemas de tratamiento de las aguas residuales. Aún así, los índices de cobertura son en general muy bajos. En Brasil, aproximadamente 55% de los municipios son atendidos por redes colectoras, 44% de los domicilios están conectados a las redes de alcantarillado y 29% de los municipios poseen sistemas de tratamiento de las aguas servidas como se ilustra en la Figura 1.1 (IBGE, 2010).

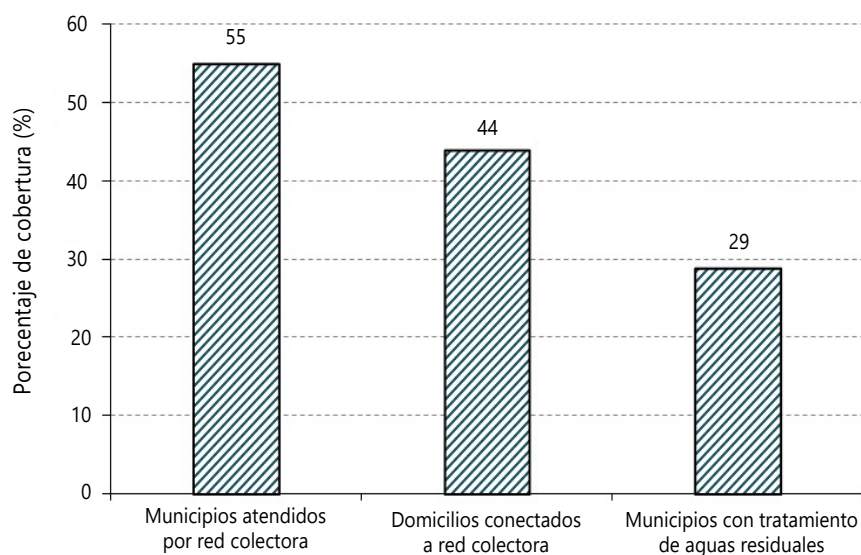


Fig. 1.1 – Porcentaje de municipios y domicilios atendidos por red colectoras y tratamiento de aguas residuales en Brasil.

Fuente: IBGE (2010)

Estadísticas saneamiento América Latina y Colombia

Según la Comisión Económica para América Latina y el Caribe (CEPAL), la proporción global de la población de América Latina y el Caribe en regiones urbanas que para el año 2017 utilizó servicios de saneamiento gestionados sin riesgos fue del 37,03%. En la Figura 1.2 se presentan valores para algunos países de la región, los cuales se encuentran registrados en la Base de

Datos y Publicaciones Estadísticas CEPALSTAT. Tales valores, disponibles en <https://cepalstat-prod.cepal.org/cepalstat/tabulador/ConsultaIntegrada.asp?idIndicador=3848&idioma=e>, son reportados a partir de la base de datos de los objetivos de desarrollo sostenible (ODS) de las Naciones Unidas - Programa Conjunto OMS/UNICEF de Monitoreo del Abastecimiento del Agua, el Saneamiento y la Higiene de 2019.

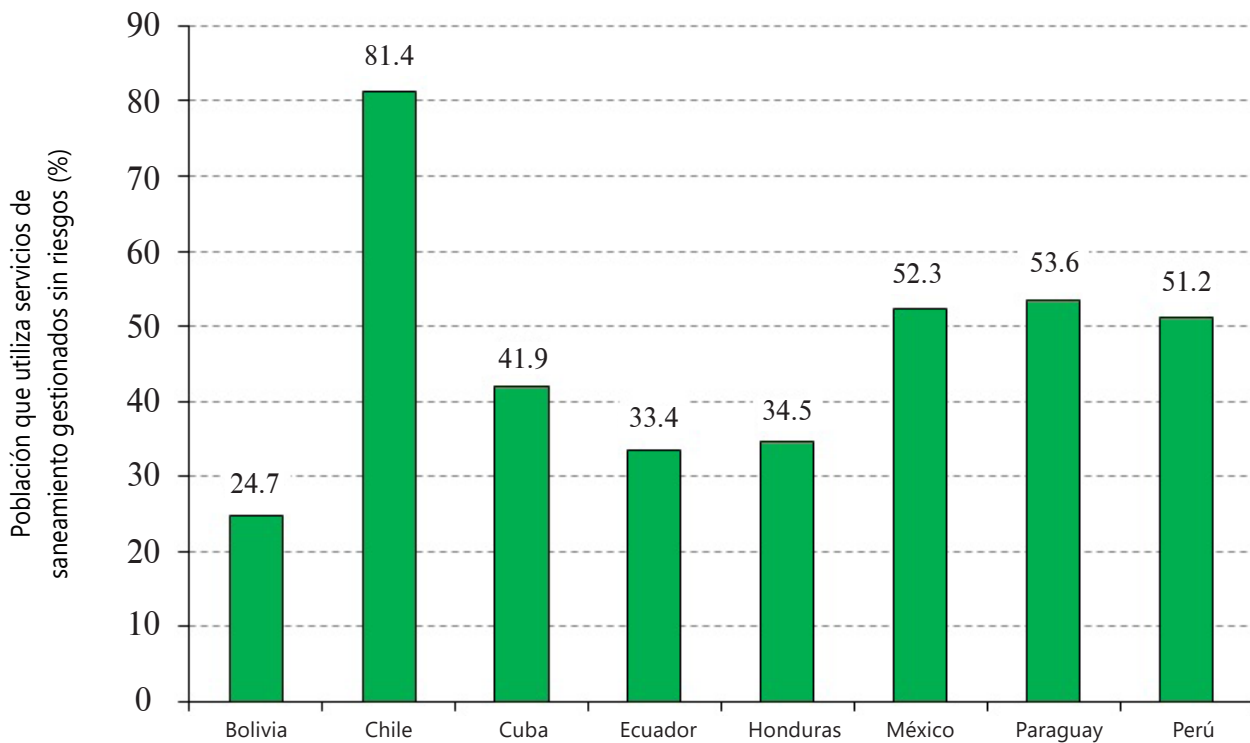


Fig. 1.2 – Proporción de la población de zonas urbanas que utiliza servicios de saneamiento gestionados sin riesgos.

Fuente: CEPALSTAT (2019).

De acuerdo con la Superintendencia de Servicios Públicos Domiciliarios y el Departamento Nacional de Planeación de la República de Colombia (Colombia, 2019), entre los 1204 municipios colombianos para el año 2018 la cobertura para el servicio público de alcantarillado alcanzó un valor del 82,84% para el área urbana y de tan solo 14,36% para el área rural. La brecha que existe en la cobertura del servicio de alcantarillado en los sectores urbano y rural se ve reflejada también al interior de los departamentos que conforman las cinco regiones geográficas del territorio colombiano; para efectos de ilustrar tales diferencias a continuación se mencionan los porcentajes registrados para los departamentos que registraron la más alta cobertura urbana en cada región: en la Región Andina, el departamento del Quindío reportó valores del 95,64 y 22,84% para las coberturas

urbana y rural; en la Región de la Amazonía, el departamento del Vaupés presentó porcentajes del orden de 94,52 y 19,48%; en la Región Caribe, para el departamento del Cesar los valores fueron de 97,29 y 23,45%; para el departamento del Cauca en la Región Pacífico, los porcentajes reportados fueron de 89,53 y 8,51%; finalmente, para la Región de la Orinoquía, en el departamento de Arauca las coberturas fueron de 91,50 y 5,42%. El panorama más crítico de la nación se presenta en ésta última región, pues en el departamento del Vichada existe tan solo una cobertura del 7,86% en el entorno urbano y ausencia total de cobertura a nivel rural.

Para la vigencia 2018 se identificaron 699 plantas de tratamiento de aguas residuales (PTAR) en el país, la gran mayoría concentrados en los departamentos de Cundinamarca (119) y Antioquia (90); en contraste con ello, hay departamentos como Guainía y Vichada, con tan solo 2 PTAR; Risaralda, con tan solo una PTAR; y Amazonas y Guaviare, que carecen de sistemas de tratamiento de aguas residuales.

Los indicadores de tratamiento son preocupantes, pues solo 29% de los municipios tratan sus aguas residuales; de igual manera, en varios de dichos municipios solo una parte de las aguas residuales generadas son tratadas, muchas veces las plantas de tratamiento presentan bajas eficiencias y son frecuentes los problemas operacionales (Andrade Neto, 1997; Oliveira, 2006).

Es evidente que el bajo índice de cobertura por redes de colecta de aguas residuales no constituye, por sí solo, un agravante para las condiciones sanitarias. En esa categoría también se incluyen algunos países desarrollados, que poseen grandes contingentes poblacionales atendidos por sistemas individuales de tratamiento y disposición de las aguas servidas (principalmente tanques sépticos seguidos de sistemas con aplicación en el suelo), lo que se expresa en bajos índices de cobertura por redes de alcantarillado en algunas regiones. En Brasil, si por un lado existe una larga experiencia con la utilización de tanques sépticos, por otro, las condiciones operacionales son usualmente deficientes, debido a la falta de análisis de los proyectos y del acompañamiento de la ejecución y operación de los sistemas (Andrade Neto, 1994). Como consecuencia, pese a que existan

Colombia (2019). Estudio sectorial de los servicios de acueducto y alcantarillado 2018. Superintendencia de Servicios Públicos Domiciliarios: SUPERSERVICIOS, Departamento Nacional de Planeación: DNP. Bogotá D.C. 114 p. Disponible en: https://www.superservicios.gov.co/sites/default/archivos/Publicaciones/Publicaciones/2020/Ene/informe_sectorial_aa_2018-20-12-2019.pdf

diversos sistemas individuales implantados, la mayoría de ellos presenta problemas de funcionamiento y no cumple con su finalidad de tratamiento y disposición correcta de las aguas residuales.

Frente a ese enorme déficit sanitario, aliado al cuadro epidemiológico y al perfil socio-económico de las comunidades brasileras, se constata la necesidad de sistemas simplificados de colecta y tratamiento de aguas residuales. Tales sistemas deben conjugar bajos costos de implantación y operación, simplicidad operacional, índices mínimos de mecanización y sustentabilidad integral del sistemas. En ese sentido, deben considerarse, entre otras, las siguientes alternativas:

■ Sistemas individuales de tratamiento y disposición de excretas y aguas residuales como:

- Fosa seca, en sus diversas modalidades
- Tanque séptico + infiltración en el suelo
- Tanque séptico + filtro anaerobio

■ Sistema de alcantarillado sanitario condominial

■ Sistemas colectivos de tratamiento de aguas residuales como:

- Lagunas de estabilización
- Aplicación en el suelo
- Tanque séptico + filtro anaerobio
- Reactor anaerobio de manto de lodo
- Filtro biológico percolador

En lo que se refiere a los sistemas colectivos de tratamiento de aguas residuales, pese a que existan otras tecnologías que puedan utilizarse, se entiende que, actualmente, en Brasil, las últimas cinco anteriormente relacionadas encuentran una mayor aplicabilidad. De un modo general, todas ellas atienden, en mayor o menor grado, los principales requisitos que deben ser observados en un estudio técnico-económico de selección de alternativas (adaptado de Von Sperling, 1995 y Lettinga, 1995):

- Bajo costo de implantación;
- Elevada sustentabilidad del sistema, relacionada con la poca dependencia de abastecimiento de energía, de piezas y equipos de reposición etc.;

- Simplicidad operacional, de mantenimiento y de control (poca dependencia de operadores e ingenieros altamente especializados);
- Bajos costos operacionales;
- Adecuada eficiencia en la remoción de las diferentes categorías de contaminantes (materia orgánica biodegradable, sólidos en suspensión, nutrientes y patógenos);
- Poco o ningún problema con la disposición del lodo generado en la planta de tratamiento;
- Bajos requisitos de área;
- Existencia de flexibilidad en relación a futuras expansiones y al aumento de eficiencia;
- Posibilidad de aplicación en pequeña escala (sistemas descentralizados), con poca dependencia de la existencia de grandes interceptores;
- Flujograma de tratamiento simplificado (pocas unidades que integren la planta de tratamiento de aguas residuales);
- Elevada vida útil;
- Ausencia de problemas que causen trastornos a la población aledaña;
- Posibilidad de recuperación de subproductos útiles, con miras a su aplicación en irrigación y la fertilización de culturas agrícolas;
- Existencia de experiencia práctica.

Es importante resaltar que para el caso de Brasil, la Ley Federal n°. 11.445/2007 (establece las directrices nacionales para el saneamiento básico y para la política federal de saneamiento básico), que podrá contribuir de forma significativa en la mejora de los indicadores de colecta y tratamiento de aguas residuales de este país, incluye tres principios fundamentales que refuerzan la necesidad por sistemas simplificados de colecta, transporte, tratamiento y disposición de las aguas residuales, a saber: i) universalización del acceso; ii) eficiencia y sostenibilidad económica; y iii) utilización de tecnologías adecuadas, considerando la capacidad de pago de los usuarios y la adopción de soluciones graduales y progresivas.

1.2 APLICABILIDAD DE LOS SISTEMAS ANAEROBIOS

En el presente volumen se abordan los sistemas anaerobios de tratamiento de aguas residuales, enfocándose con mayor profundidad en los reactores de flujo ascendente y manto de lodo (upflow anaerobic sludge blanket: UASB), los filtros anaerobios y los tanques sépticos. Los sistemas de tratamiento por medio de lagunas de estabilización son contemplados en el volumen 3 de la serie, mientras que los sistemas de aplicación en el suelo y los filtros biológicos percoladores se abordan de forma resumida en el capítulo 7 de este volumen.

1.2.1 Preliminares

No se puede relacionar el enorme déficit de tratamiento de aguas residuales en Brasil con la falta de especialistas en el área. Se constata que el nivel de conocimiento en el campo de tratamiento anaerobio en Brasil es muy elevado, aunque se reconozca que aun sea muy localizado. En los últimos años, diversas instituciones se han dedicado a trabajos de investigación fundamental y aplicada en esa área, habiendo contribuido significativamente para la evolución y mayor diseminación de la tecnología de tratamiento anaerobio en el país. De la misma forma, algunas empresas de saneamiento invirtieron importantes recursos en el área, en los últimos años, disponiendo actualmente de amplio conocimiento sobre el diseño, construcción y operación de reactores anaerobios. Se debe destacar también la enorme contribución de PROSAB (Programa de Investigación en Saneamiento Básico) para la consolidación y diseminación de la tecnología anaerobia en Brasil, tanto financiando investigaciones en las áreas de tratamiento anaerobio, post-tratamiento de efluentes de reactores anaerobios y de reúso del agua, como apoyando diversas publicaciones especializadas en dichas áreas (Campos, 1999; Chernicharo, 2001; Gonçalves, 2003; Bastos, 2003; Santos et al., 2006).

Como consecuencia de la ampliación del conocimiento en el área, los sistemas anaerobios de tratamiento de aguas residuales, especialmente los reactores de manto de lodo (UASB), crecieron en madurez, pasando a ocupar una posición destacada, no solo a nivel mundial, sino principalmente en Brasil, de cara a las condiciones ambientales de temperatura favorables. Hasta el inicio de los años 80 se pasó de una etapa de incredulidad por dicha tecnología, para la fase actual de gran aceptación. Mientras tanto, tal aceptación aún

no está cercana a la unanimidad: aún hay un pequeño número de profesionales que se posicionan firmemente contra los procesos anaerobios. Puede observarse que, tras ese rechazo, se encuentra muchas veces una visión preconcebida y corporativa, asociada a una falta de conocimiento del proceso. Esa falta de conocimiento conduce a un rechazo prematuro de una “nueva” tecnología, en favor de una posición de defensa incuestionable de una tecnología ya establecida.

Paralelo a esa situación, la gran aceptación de los reactores anaerobios, de manera particular los de manto de lodo, ha llevado, muchas veces, al desarrollo de proyectos y a la implementación de plantas de tratamiento con serios problemas conceptuales. En ese sentido, se pretende que este libro contribuya a disponibilizar informaciones relativas a los fundamentos, al diseño y a la operación de sistemas anaerobios de tratamiento de aguas residuales domésticas, con énfasis en los reactores de manto de lodo, filtros anaerobios y tanques sépticos.

1.2.2 Vertimientos susceptibles de ser tratados por la vía anaerobia

En principio, todos los compuestos orgánicos pueden ser degradados por la vía anaerobia, ya que el proceso se muestra más eficiente y más económico cuando los vertimientos son fácilmente biodegradables.

Los digestores anaerobios han sido ampliamente aplicados para el tratamiento de residuos sólidos, incluyendo culturas agrícolas, vertimientos de la producción de animales, lodos de plantas de tratamiento de aguas residuales (PTAR) y residuos sólidos urbanos, se estima que han sido construidos millones de digestores anaerobios en todo el mundo, con ese propósito.

La digestión anaerobia también ha sido muy aplicada para el tratamiento de efluentes de industrias agrícolas, alimenticias y de bebidas, tanto en países desarrollados como en vías de desarrollo, conforme se identifica en el Cuadro 1.1.

Cuadro 1.1 - Principales tipos de industrias, cuyos efluentes pueden ser tratados por la vía anaerobia.

Mataderos y frigoríficos	Producción de alcohol	Procesamiento de papas
Industria cervecera	Producción de almidón	Procesamiento de café
Curtiembre	Producción de fermento	Procesamiento de frutas
Industria láctea	Producción de refrescos	Procesamiento de peces
Producción de azúcar	Producción de vino	Procesamiento de vegetales

Fuente: GTZ-TBW (1997)

También en relación al tratamiento de aguas residuales domésticas, se ha verificado un enorme incremento en la utilización de la tecnología anaerobia, principalmente a través de los reactores tipo UASB. Naturalmente que, en ese caso, la aplicabilidad de la tecnología anaerobia depende de forma mucho más significativa de la temperatura de las aguas residuales, debido a la baja actividad de los microorganismos anaerobios en temperaturas por debajo de 20°C y a la inviabilidad de calentamiento de los reactores. Ello debido a que las aguas residuales domésticas son mucho más diluidas que los efluentes industriales, lo que se expresa en bajas tasas de producción volumétrica de gas metano, situación que vuelve antieconómica a su utilización como fuente de energía para calentamiento. De esa forma, el tratamiento anaerobio de aguas residuales domésticas se vuelve más atractivo para los países de clima tropical y subtropical, que son, principalmente, los países en vías de desarrollo.

1.2.3 Algunas características favorables de los procesos anaerobios

Las diversas características favorables de la tecnología anaerobia (ver Cuadro 1.2), como baja producción de sólidos; bajo consumo de energía; bajos costos de implantación y operación; tolerancia a elevadas cargas orgánicas; y posibilidad de operación con elevados tiempos de retención de sólidos y bajos tiempos de retención hidráulica, le confieren a los reactores anaerobios un gran potencial de aplicabilidad en el tratamiento de aguas residuales concentradas y diluidas. El uso de dicha tecnología para el tratamiento de aguas residuales domésticas se vuelve aun más atractivo en Brasil, debido a las condiciones climáticas, y, de hecho, el país asume posición de vanguardia en el escenario mundial, en cuanto a la aceptación y la diseminación de reactores anaerobios, en especial de los reactores UASB.

Las principales desventajas de la tecnología anaerobia (ver Cuadro 1.2) están relacionadas con la remoción insatisfactoria de nutrientes (nitrógeno y fósforo) y patógenos; al hecho que la demanda química de oxígeno (DQO) residual sea, en la mayoría de los casos, elevada para atender los estrictos límites de vertimiento establecidos por la legislación ambiental; y a la mayor inestabilidad de los reactores anaerobios, debido a choques de carga orgánica e hidráulica, presencia de compuestos tóxicos o ausencia de nutrientes.

Cuadro 1.2 - Principales ventajas y desventajas de los procesos anaerobios

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> ■ Baja producción de sólidos, cerca de 2 a 8 veces inferior a la que ocurre en los procesos aerobios; ■ Bajo consumo de energía, usualmente asociado a una estación de bombeo de llegada. Ello hace que los sistemas tengan costos operacionales muy bajos; ■ Baja demanda de área; ■ Bajos costos de implantación, del orden de 20 a 30 dólares per cápita; ■ Producción de metano, un gas combustible de alto contenido calorífico; ■ Posibilidad de preservación de la biomasa, sin alimentación del reactor, por varios meses; ■ Tolerancia a altas cargas orgánicas; ■ Aplicabilidad en pequeña y gran escala; ■ Bajo consumo de nutrientes. 	<ul style="list-style-type: none"> ■ Remoción insatisfactoria de nitrógeno, fósforo y patógenos; ■ Producción de efluente con aspecto desagradable y usualmente con calidad insuficiente para atender las directrices ambientales. En consecuencia, usualmente es necesaria alguna forma de post-tratamiento; ■ Posibilidad de alteraciones debido a choques de carga orgánica e hidráulica, presencia de compuestos tóxicos o ausencia de nutrientes; ■ La bioquímica y la microbiología de la digestión anaerobia son complejas y aún necesitan ser más estudiadas; ■ El arranque o partida del proceso puede ser lento, en ausencia de lodo semilla o inóculo adaptado; ■ Posibilidad de generación de malos olores y de problemas de corrosión, aunque controlables.

Fuente: Adaptado de Chernicharo & Campos (1995); Von Sperling (1995); Lettinga et al. (1996)

La Figura 1.3 proporciona una visualización más clara de algunas de las ventajas de la digestión anaerobia, en relación al tratamiento aerobio, principalmente en lo que se refiere a la producción de gas metano y a la baja producción de sólidos.

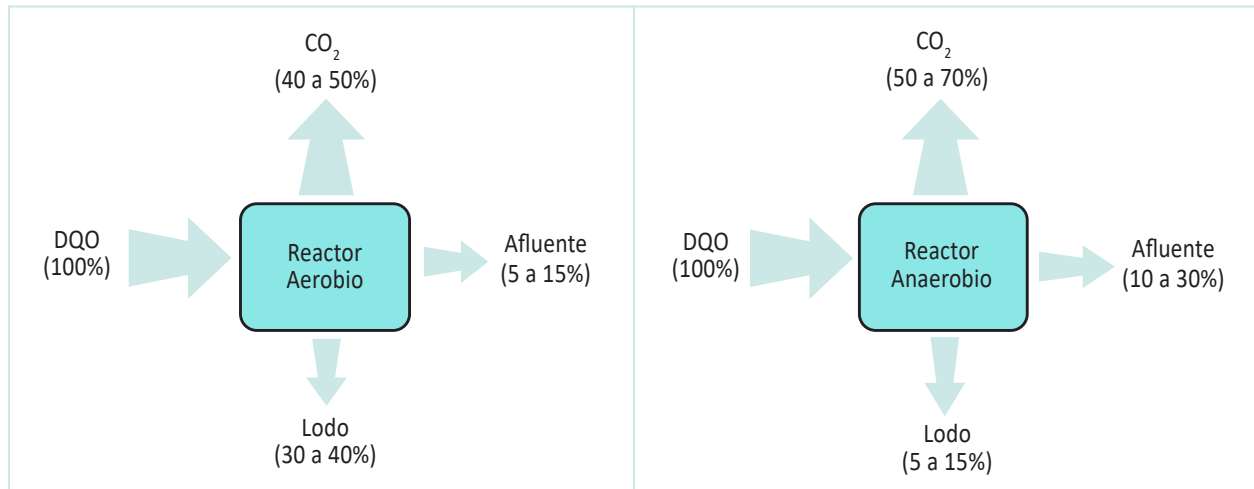


Fig. 1.3 – Balance esquemático de la DQO en los sistemas aerobios y anaerobios

En los sistemas aerobios, se presenta solamente cerca de 40 a 50% de degradación biológica, con la consecuente conversión en gas carbónico (CO_2). Se verifica una enorme incorporación de materia orgánica como biomasa microbiana (entre el 30 y el 40%), que se constituirá en el lodo excedente del sistema. El material orgánico no convertido en gas carbónico o en biomasa deja el reactor como material no degradado (5 a 15%).

En los sistemas anaerobios, se observa que la mayor parte del material orgánico biodegradable presente en el afluente es convertida en metano (entre el 50 y el 70%), que es removido de la fase líquida y sale del reactor en la forma gaseosa. Tan solo una pequeña fracción del material orgánico es convertida en biomasa microbiana (cerca del 5 al 15%), pasando a constituir el lodo excedente del sistema. Además de la pequeña cantidad producida, el lodo excedente se presenta, por vía de regla, más concentrado y con mejores características de deshidratación. El material no convertido en biogás o en biomasa sale del reactor como material no degradado (10 al 30%).

Otro abordaje interesante es realizado por Lettinga (1995), que resalta la necesidad de implementación de sistemas integrados de protección ambiental, que concilien el tratamiento de aguas residuales con la recuperación y el reúso de sus subproductos. Dicho abordaje adopta un significado especial para los países en vías de desarrollo, que presentan graves problemas ambientales, falta de recursos y de energía y, frecuentemente, insuficiencia en la producción de alimentos. En ese sentido, la digestión anaerobia se presenta como una excelente alternativa integrada de tratamiento de las aguas residuales y de recuperación de subproductos, como se ilustra en la Figura 1.4.

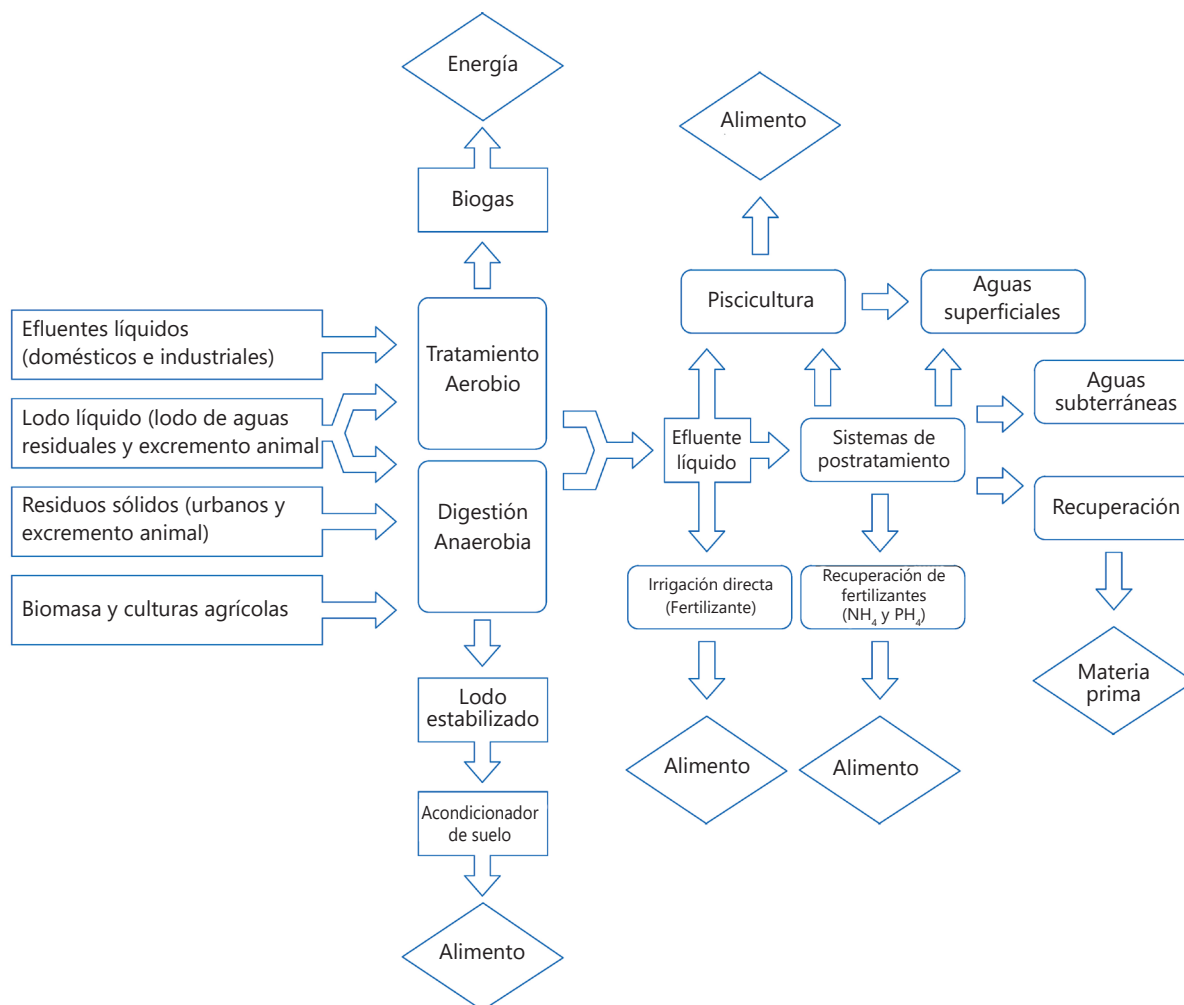


Fig. 1.4 - La digestión anaerobia como una tecnología integrada de tratamiento de aguas residuales y de recuperación de subproductos.

Fuente: adaptado de Lettinga (1995)

1.3 DISEMINACIÓN DE LA TECNOLOGÍA ANAEROBIA

La aceptación y la diseminación de la tecnología anaerobia para el tratamiento de aguas residuales domésticas, principalmente de los reactores tipo UASB, colocan a Brasil en una posición de vanguardia en el contexto mundial. Se estima que existan actualmente más de 400 reactores anaerobios tipo UASB tratando aguas residuales domésticas en dicho país, la mayoría de ellos localizada en los estados de Paraná, Bahia, Minas Gerais y el Distrito Federal. Existen también diversos reactores anaerobios en operación en otros estados, particularmente en Espírito Santo, Mato Grosso do Sul, Pará, Pernambuco, Rio de Janeiro, Rio Grande do Norte, Rio Grande do Sul y São Paulo.

El panorama particular en Minas Gerais muestra una evolución significativa del número de reactores anaerobios en operación, en pequeña, mediana y gran escala, con predominio especial de los reactores UASB en las nuevas plantas de tratamiento planeadas y diseñadas, con o sin pos-tratamiento.

En los capítulos 5 y 7 se presentan fotos ilustrativas de diversas PTAR que utilizan la tecnología anaerobia para tratamiento de aguas residuales domésticas.

1.4 NOMENCLATURA DE REACTORES ANAEROBIOS

La denominación de algunos tipos de reactores en Brasil, principalmente los de manto de lodo, es sin duda bastante confusa. Tales reactores, que en su versión más perfeccionada tuvieron su origen en Holanda, en la década de los años setenta, después de trabajos desarrollados por el equipo del Profesor Gatze Lettinga, en la Universidad de Wageningen, se denominaron reactores UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactors). En la traducción para el español, los mismos deberían llamarse Reactores Anaerobios de Flujo Ascendente y Manto de Lodo.

En Brasil y Latinoamérica se han divulgado nuevas terminologías para la identificación de este tipo de reactor, de las que por lo menos cuatro siglas de uso frecuente en nuestro medio son:

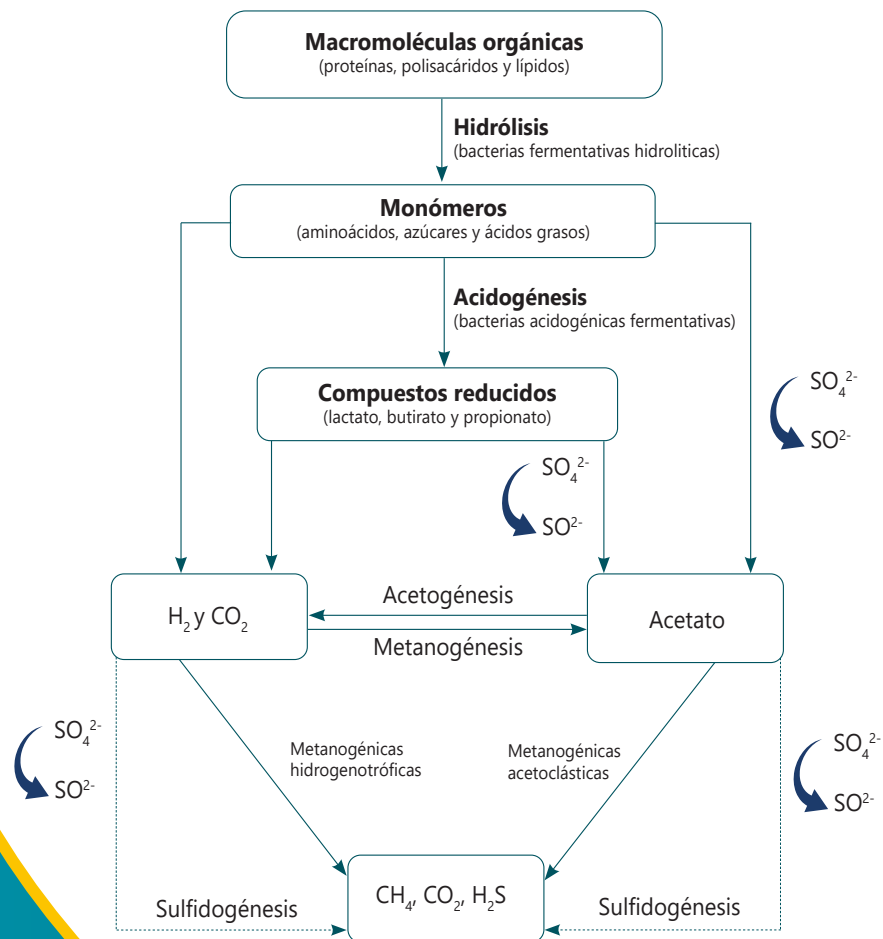
- ▶ DAFA (digestor anaerobio de flujo ascendente);
- ▶ RAFA (reactor anaerobio de flujo ascendente);
- ▶ RALF (reactor anaerobio de lecho fluidizado);
- ▶ RAFAALL (reactor anaerobio de flujo ascendente a través de lecho de lodo).

Se entiende que estas siglas, en general, presentan ciertos aspectos inapropiados y no contribuyen a la difusión de esa modalidad de tratamiento ni a la armonización de la terminología a ser utilizada; por el contrario, han servido para confundir aún más al público, resultando muchas veces en la denominación incorrecta de los diferentes tipos de reactores anaerobios. Por todo ello, somos de la opinión de que se deba utilizar la nomenclatura original, de la misma manera que algunos procesos de tratamiento, que son conocidos en Brasil desde hace mucho tiempo, conservan sus nombres originales, traducidos o no, como

es el caso del proceso de lodos activados (Activated Sludge Process) o del proceso UCT (University of Cape Town Process).

Además de ello, también en el ámbito de los participantes institucionales que integraron el Edital 1 del Programa PROSAB – Tema 2: Tratamiento de aguas residuales por procesos anaerobios y por disposición controlada en el suelo (CAMPOS, 1999), en el que participaron siete de las principales universidades brasileras, hubo el entendimiento de que se debería utilizar una de las siguientes terminologías para la denominación de los reactores anaerobios de flujo ascendente y manto de lodo:

- ▶ Reactor UASB;
- ▶ Reactor de manto de lodo;
- ▶ Reactor anaerobio de flujo ascendente y manto de lodo.



2

Fundamentos de la digestión anaerobia

2.1 INTRODUCCIÓN

En el proceso de oxidación de la materia orgánica en ambientes anaerobios ocurren los procesos metabólicos de fermentación y respiración. Mientras que, en la fermentación, la oxidación de la materia orgánica se realiza en la ausencia de un receptor final de electrones, en la respiración se utilizan receptores de electrones inorgánicos, como NO_3^- (reducción de nitrato), SO_4^{2-} (reducción de sulfato), o CO_2 (formación de metano). La formación de metano ocurre preferiblemente en ambientes donde oxígeno, nitrato y sulfato no estén inmediatamente disponibles como receptores de electrones. Ello porque en la presencia de estos compuestos, la materia orgánica es oxidada por medio de procesos aerobios, reducción de nitrato y sulfato, respectivamente. Sin embargo, puede ocurrir una baja producción de metano, incluso en la presencia de tales compuestos, debido a la versatilidad de la comunidad metanogénica para utilizar compuestos no competitivos, o de ocupar micro nichos, donde las condiciones ideales estén establecidas. La producción de metano ocurre en diferentes ambientes naturales, tales como pantanos, suelo, sedimentos de ríos, lagos y mares, así como en los órganos digestivos de animales rumiantes, donde el potencial redox es del orden de -300 mv. Se estima que la digestión anaerobia, con formación de metano, sea responsable por la completa mineralización de 5 a 10% de toda la materia orgánica disponible en la tierra.

La digestión anaerobia representa un sistema ecológico delicadamente balanceado, en el que se involucran procesos metabólicos complejos, que ocurren en etapas secuenciales (Figura 2.1) y que dependen de la actividad de, por lo menos, tres grupos fisiológicos de microorganismos: i) bacterias fermentativas (o acidogénicas); ii) bacterias sintróficas (o acetogénicas); y iii) microorganismos metanogénicos. Cada grupo microbiano tiene funciones específicas. Las bacterias fermentativas acidogénicas convierten, por hidrólisis y fermentación, los compuestos orgánicos complejos (carbohidratos, proteínas y lípidos) en otros compuestos más simples, principalmente ácidos orgánicos, además de hidrógeno y dióxido de carbono. Los microorganismos sintróficos acetogénicos convierten compuestos orgánicos intermedios, como propionato y butirato, en acetato, hidrógeno y dióxido de carbono. Finalmente, el acetato y el hidrógeno producidos en las etapas anteriores son convertidos en metano y dióxido de carbono. Esta conversión es realizada por un grupo especial de microorganismos, denominados arqueas metanogénicas, los cuales son procariontes estrictamente anaerobios. Los microorganismos metanogénicos dependen del sustrato proporcionado por las bacterias formadoras de ácidos, configurando, por tanto, una interacción sintrófica.

Los microorganismos metanogénicos desarrollan dos funciones primordiales en los ecosistemas anaerobios: i) producen un gas insoluble (metano), posibilitando la remoción del carbono orgánico contenido en la fase líquida; y ii) son responsables por el mantenimiento de la presión parcial de hidrógeno del medio en niveles suficientemente bajos, permitiendo que las bacterias fermentativas y formadoras de ácidos generen productos solubles más oxidados, a ejemplo del ácido acético, que es sustrato directo de la metanogénesis. Una vez que los microorganismos metanogénicos ocupan una posición final en el ambiente anaerobio, durante la degradación de compuestos orgánicos, su baja tasa de crecimiento normalmente representa el factor limitante en el proceso total de digestión.

2.2 MICROBIOLOGÍA DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

2.2.1 Preliminares

La digestión anaerobia puede ser considerada como un ecosistema donde diferentes grupos de microorganismos trabajan de manera interactiva en la conversión de la materia orgánica compleja en metano, gas carbónico, agua, gas sulfhídrico y amoníaco, además de nuevas células bacterianas.

Pese a que el proceso de digestión anaerobia sea considerado de manera simplificada como de dos fases, acidogénica y metanogénica, este puede subdividirse en varias rutas metabólicas, con la participación de diferentes grupos microbianos, cada uno con un comportamiento fisiológico diferente, como se ilustra en la Figura 2.1 y según se describe en los siguientes ítems.

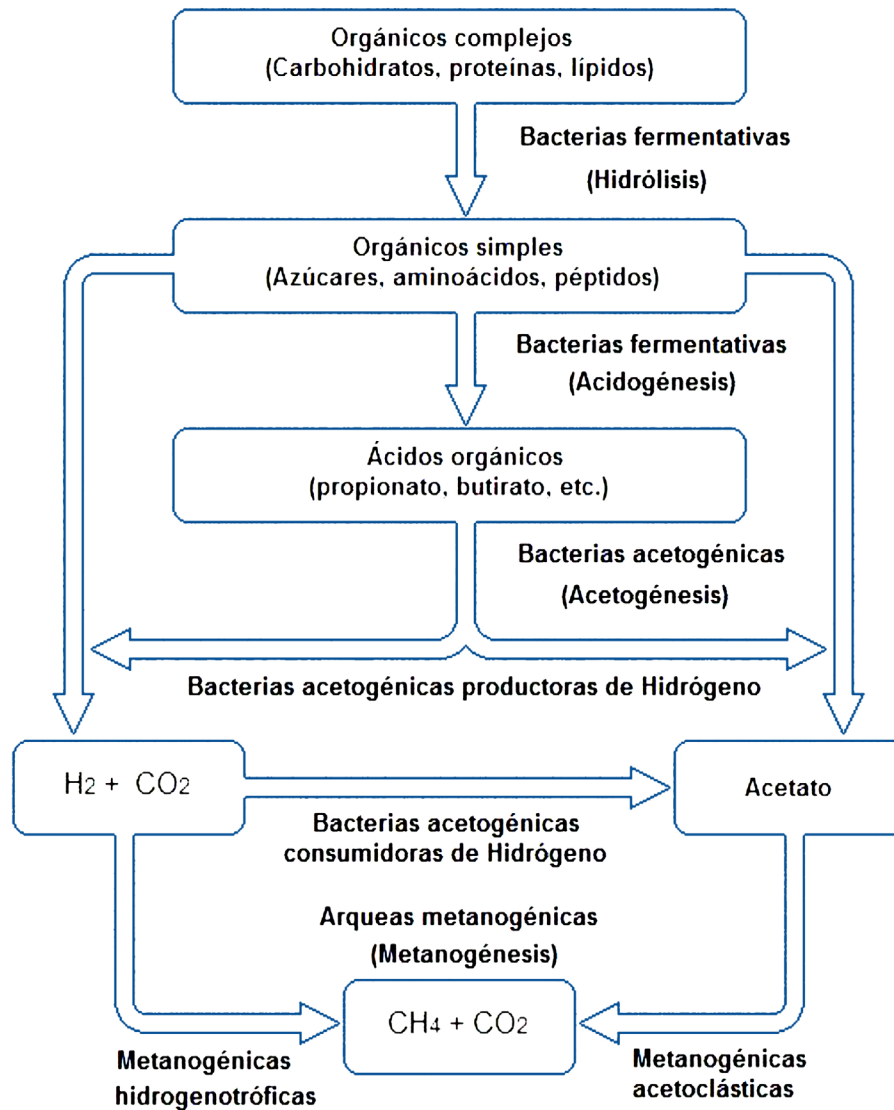


Fig. 2.1 - Rutas metabólicas y grupos microbianos involucrados en la digestión anaerobia (adaptado de Lettinga *et al.*, 1996)

2.2.2 Hidrólisis y acidogénesis

Cuando los microorganismos no son capaces de asimilar la materia orgánica particulada, la primera fase en el proceso de degradación anaerobia consiste en la hidrólisis de materiales particulados complejos (polímeros), en materiales disueltos más simples (moléculas menores), los cuales pueden atravesar las paredes celulares de las bacterias fermentativas. Esta conversión de materiales particulados en materiales disueltos se logra a través de la acción de exoenzimas excretadas por las bacterias fermentativas hidrolíticas.

En la anaerobiosis, la hidrólisis de los polímeros usualmente ocurre de forma lenta y son varios los factores que pueden afectar el grado y la tasa en que el sustrato es hidrolizado (Lettinga *et al.*, 1996):

- Temperatura operacional del reactor;
- Tiempo de residencia del sustrato en el reactor;
- Composición del sustrato (ej.: contenido de lignina, carbohidrato, proteína y grasa);
- Tamaño de las partículas;
- pH del medio;
- Concentración de $\text{NH}_4^+\text{-N}$;
- Concentración de productos de la hidrólisis (ej.: ácidos orgánicos volátiles).

Entre los géneros de bacterias con capacidad hidrolítica en el proceso de digestión anaerobia, se destacan:

- *Clostridium*, *Micrococcus* y *Staphylococcus*, que son géneros productores de lipasas, para degradación de lípidos a ácidos grasos;
- *Bacteroides*, *Butyvirio*, *Clostridium*, *Fusobacterium*, *Selenomonas*, *Streptococcus*, *Proteus*, *Peptococcus* y *Bacillus*, que son géneros productores de proteasas, para degradación de proteínas a aminoácidos; y
- *Clostridium*, *Staphylococcus*, *Acetivibrio*, *Eubacterium*, que son géneros productores de amilasas, para degradación de polisacáridos a azúcares menores.

La composición relativa y activa de estos microorganismos se verá reflejada por el tipo de sustrato presente en el sistema.

Los productos solubles, provenientes de la fase de hidrólisis, son metabolizados en el interior de las células, a través del metabolismo fermentativo. La mayoría de los microorganismos acidogénicos fermenta azúcares, aminoácidos y ácidos grasos, resultantes de la hidrólisis de la materia orgánica compleja, y producen diversos compuestos más simples, como por ejemplo los ácidos orgánicos (principalmente acético, propiónico y butírico), alcoholes (etanol), cetonas (acetona), dióxido de carbono e hidrógeno, además de nuevas células bacterianas. Los microorganismos fermentativos son los primeros en

actuar en la etapa secuencial de degradación del sustrato, y son los que más se benefician en términos energéticos (ver Cuadro 2.2). De esta forma, la etapa acidogénica solo será limitante del proceso si el material a ser degradado no fuese fácilmente hidrolizable. Como los ácidos orgánicos son el principal producto de los organismos fermentativos, estos son usualmente designados como bacterias fermentativas acidogénicas.

La acidogénesis es efectuada por un gran y diverso grupo de bacterias fermentativas. Entre los géneros más comunes en reactores anaerobios están: *Clostridium*, *Bacteroides*, *Ruminococcus*, *Butyribacterium*, *Propionibacterium*, *Eubacterium*, *Lactobacillus*, *Streptococcus*, *Pseudomonas*, *Desulfobacter*, *Micrococcus*, *Bacillus* y *Escherichia*. Los productos metabólicos generados por la actividad de las bacterias acidogénicas son importantes sustratos para las bacterias acetogénicas y para las arqueas metanogénicas.

2.2.3 Acetogénesis

Las bacterias sintróficas acetogénicas son responsables por la oxidación de compuestos orgánicos intermedios, como propionato y butirato, en sustrato apropiado para los microorganismos metanogénicos (acetato, hidrógeno y dióxido de carbono) (Figura 2.1), se denominan así porque la existencia de ellos depende de la actividad de microorganismos consumidores de hidrógeno, según será comentado en el ítem 2.3.3. Los géneros conocidos de bacterias sintróficas encontrados en digestores anaerobios son *Syntrophobacter* y *Syntrophomonas*.

Entre tanto, la formación de acetato produce gran cantidad de H_2 , lo que hace que el valor del pH en el medio líquido disminuya. Además, la producción de acetato a partir de propionato y butirato es termodinámicamente inhibida por la presencia de relativamente bajas concentraciones de hidrógeno disuelto y de acetato. De esa manera, las reacciones acetogénicas (ver Cuadro 2.2) solo podrán ocurrir si la concentración de productos (hidrógeno y acetato) se mantuviese en bajas concentraciones, y ello se logra por la acción de los microorganismos consumidores de acetato e hidrógeno, de acuerdo con la temática que será tratada de manera detallada en el ítem 2.3.3. En sistemas de tratamiento de aguas residuales, la remoción de hidrógeno de la fase líquida se realiza principalmente por microorganismos metanogénicos hidrogenotróficos, pero también por bacterias reductoras de sulfato.

La gran importancia de los organismos acetogénicos, en el proceso de digestión anaerobia, radica en el hecho que cerca del 60 al 70% de los electrones del sustrato original son canalizados para la producción de acetato (McCarty 1971). En consecuencia, la remoción de DQO de la fase líquida depende de la conversión de acetato en metano, lo que es realizado por los microorganismos metanogénicos acetoclásticos. La formación de metano también puede ocurrir por la acción de los microorganismos metanogénicos hidrogenotróficos, a partir de la reducción de dióxido de carbono o formiato, conforme se tratará en el siguiente ítem.

2.2.4 Metanogénesis

La etapa final del proceso global de conversión anaerobia de compuestos orgánicos en metano y dióxido de carbono es efectuada por los microorganismos metanogénicos, actualmente clasificados dentro del dominio *Archaea*, un grupo verdaderamente reconocido como distinto de las bacterias típicas. Esa diferenciación solo fue posible con la llegada de los métodos de biología molecular, basándose en el análisis de las características genéticas de los microorganismos. El trabajo publicado por Woese (1977) mostró que estos microorganismos son diferentes en el nivel biológico más fundamental, y, para reconocer tales diferencias, fueron denominados como pertenecientes al grupo "Arqueobacteria" para distinguir de las "Eubacterias" (bacterias verdaderas). Como se aclaró el nivel verdadero de separación entre estos organismos, la denominación original fue alterada para *Archaea*, con el propósito de destituir cualquier relación entre arqueas y grupos bacterianos. Las arqueas exhiben varios atributos bioquímicos y estructurales únicos, los que las adaptaron para vivir en hábitats particulares. Algunos, inclusive, son más parecidos con los de las células eucarióticas que con los de las células bacterianas. En el Cuadro 2.1, se encuentran algunas de las principales diferencias estructurales entre esos dos grupos de microorganismos.

Cuadro 2.1 - Principales características distintivas entre los dominios *Archaea* y *Bacteria*

Características	Dominio <i>Bacteria</i>	Dominio <i>Archaea</i>
Pared celular	Contiene peptideoglicano.	No contiene peptideoglicano; posee un polisacárido similar, denominado pseudopeptideoglicano
Membrana de lípidos	Compuesta por éster de ácidos grasos, formando cadenas rectas.	Compuesta por éter de ácidos grasos, formando cadenas largas y ramificadas.
RNA polimerasa	Existe un único tipo, con una estructura cuaternaria simple (estructura tridimensional).	Existen varios tipos, que son estructuralmente más complejos. Como consecuencia, algunos aspectos de la síntesis de proteínas son diferentes de la realizada por bacterias.

Fuente: Vazzoler *et al.* (1999)

Las arqueas metanogénicas están distribuidas en cinco órdenes: Methanobacteriales, Methanococcales, Methanomicrobiales, Methanosarcinales y Methanopyrales, todas dentro del filo Euryarcheota. Se resalta que el dominio *Archaea* posee más de 100 especies descritas (Vazzoler *et al.*, 1999).

Ese grupo está constituido por microorganismos anaerobios estrictos, generalmente presentes en la naturaleza, en ambientes donde receptores de electrones, como O_2 , NO_3^- , Fe^{3+} y SO_4^{2-} , estén ausentes o se encuentren en bajas concentraciones. Hábitats comunes son sedimentos anóxicos, pantanos, suelos profundos y tracto gastrointestinal de animales. Las arqueas metanogénicas utilizan solamente un limitado número de sustratos, comprendiendo el ácido acético, hidrógeno/dióxido de carbono, ácido fórmico, metanol, metilaminas y monóxido de carbono.

La metanogénesis puede considerarse una forma de respiración anaerobia, donde el gas carbónico, o el grupo metil de compuestos C-1, o el carbono del grupo metil del acetato, es el receptor de electrones. Ecológicamente, las arqueas metanogénicas desempeñan un papel vital en ambientes anaerobios, por remover el exceso de hidrógeno y productos de la fermentación, que son generados en las fases anteriores. Con ello, se propicia la disminución de la presión parcial del hidrógeno en el medio, haciendo posibles las reacciones efectuadas por las bacterias acetogénicas (ver ítem 2.3.3).

En función de su fisiología, las arqueas metanogénicas se dividen en dos grupos principales, el primero que forma metano a partir de ácido acético o metanol, y el segundo, que produce metano a partir de hidrógeno y dióxido de carbono, como se explica a continuación:

- **Metanogénicas acetoclásticas**, que usan acetato como fuente de carbono y energía, produciendo gas carbónico (CO_2) y metano (CH_4);
- **Metanogénicas hidrogenotróficas**, que utilizan el gas carbónico, como fuente de carbono y receptor final de electrones, y el hidrógeno, como fuente de energía (el hidrógeno funciona como un agente reductor). En esas circunstancias, parte del gas carbónico reacciona con el hidrógeno para producir metano, el cual produce una fuerza protón-motriz en la membrana para sintetizar ATP.

■ Metanogénicas acetoclásticas

Aunque solo pocas especies de arqueas metanogénicas sean capaces de formar metano a partir del acetato, estos son normalmente los microorganismos predominantes en la digestión anaerobia. Son responsables de cerca del 60 a 70% de toda la producción de metano, a partir del grupo metil del ácido acético. Pertenecen a dos géneros principales: *Methanosarcina* y *Methanosaeta*. El género *Methanosaeta* se caracteriza por utilizar exclusivamente el acetato teniendo, por este, más afinidad que las metanosarcinas. Se desarrollan en la forma de filamentos y tienen gran importancia en la formación de la trama bacteriana presente en los gránulos. Los organismos pertenecientes al género *Methanosarcina* se desarrollan en la forma de cocos, que se agrupan formando "paquetes". Se consideran los más versátiles entre los metanogénicos, ya que poseen especies capaces de utilizar también hidrógeno y compuestos metilados como las metilaminas y metanol (Soubes, 1994).

Entre los cinco órdenes, solamente el *Methanosarcinales* comprende arqueas acetoclásticas. Estas se encuentran divididas en dos familias: *Methanosaetaceae* y *Methanosarcinaceae*.

La familia *Methanosaetaceae* es especialista, por poseer una alta afinidad por el acetato, pero una tasa máxima de crecimiento específico relativamente baja (tiempo de duplicación de 3,5 a 9 días). Posee un único género, *Methanosaeta*, que es constituido por especies que forman filamentos largos y finos, importantes en la formación de la trama microbiana presente en los gránulos.

La familia *Methanosarcinaceae* parece ser generalista (sus miembros son también metilotróficos, o sea, pueden utilizar hidrógeno y metilaminas), tiene una afinidad muy baja por el acetato, pero tiene una tasa máxima de crecimiento específico mayor (24 horas, cuando el sustrato es el acetato). En esta familia se destaca el género *Methanosarcina*, con organismos que forman cocos que se agregan, formando "paquetes".

En términos de competición, el predominio de *Methanosaetacea* es favorecido en casos de una baja concentración de acetato (menos de 1mM - 59 mg/L), y *Methanosarcinaceae* tiende a predominar para concentraciones mayores que 1 mM de sustrato, lo que es común en procesos con baja eficiencia o en el periodo de partida (o arranque) de procesos anaerobios, conforme se ilustra en la Figura 2.2.

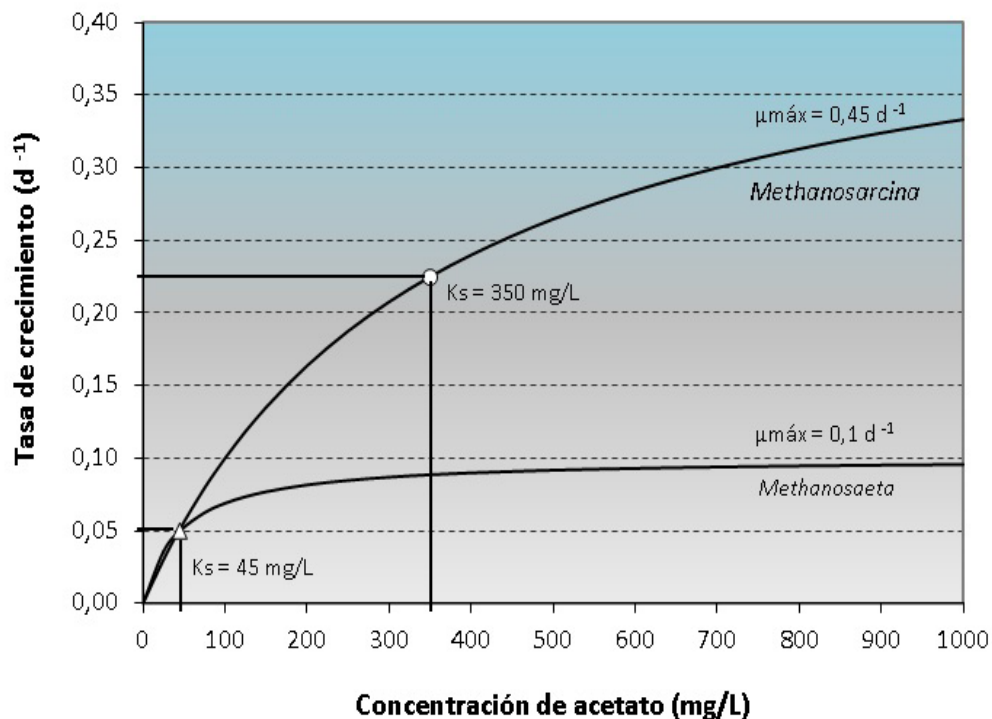


Fig. 2.2 – Representación de las tasas de crecimiento y constantes de saturación de los géneros *Methanosaeta* y *Methanosarcina*

■ Metanogénicas hidrogenotróficas

Al contrario de las acetoclásticas, prácticamente todas las especies conocidas de arqueas metanogénicas son capaces de producir metano, a partir del hidrógeno y de gas carbónico, resultando en una mayor liberación de energía. Los géneros más frecuentemente aislados

en reactores anaerobios son *Methanobacterium*, *Methanospirillum*, *Methanobrevibacter*, *Methanoculleus*, y *Methanocorpusculum* (Leclerc et al. 2004).

<p style="text-align: center;">Género</p> <p><i>Methanobacterium</i> y <i>Methanobrevibacter</i> <i>Methanospirillum</i></p>	<p style="text-align: center;">Familia</p> <p><i>Methanobacteriaceae</i> <i>Methanospirillaceae</i></p>	<p style="text-align: center;">Orden</p> <p><i>Methanobacteriales</i> <i>Methanomicrobiales</i></p>
---	--	--

Además de las rutas metabólicas y grupos microbianos anteriormente descritos, el proceso de digestión anaerobia puede incluir también la fase de reducción de sulfatos y formación de sulfitos o, simplemente, sulfidogénesis. El predominio de esa fase depende esencialmente de la composición química del sustrato (presencia significativa de sulfato) y de las condiciones operacionales del reactor, según se describirá en el siguiente ítem.

2.2.5 Sulfidogénesis

La producción de sulfuros es un proceso en el cual el sulfato y otros compuestos a base de azufre son utilizados como receptores de electrones, durante la oxidación de compuestos orgánicos. En este proceso, sulfato, sulfito y otros compuestos sulfurados son reducidos a sulfuro, a través de la acción de un grupo de bacterias anaerobias estrictas, denominadas bacterias reductoras de sulfato (o bacterias sulforeductoras).

El metabolismo de las bacterias sulforeductoras es de gran importancia en el proceso de digestión anaerobia, principalmente por su producto final, el sulfuro de hidrógeno. Las especies del grupo de bacterias sulforeductoras tienen en común el metabolismo disimilatorio del sulfato, bajo condiciones de anaerobiosis estricta, y son consideradas un grupo muy versátil de microorganismos, capaces de utilizar una amplia gama de sustratos, incluyendo toda la cadena de ácidos orgánicos volátiles, diversos ácidos aromáticos, hidrógeno, metanol, etanol, glicerol, azúcares, aminoácidos y varios compuestos fenólicos.

Se pueden destacar dos grandes grupos metabólicos de bacterias reductoras de sulfato:

- El grupo de especies que oxidan sus sustratos, de forma incompleta, hasta el acetato, como el género *Desulfobulbus* sp., *Desulfomonas* sp., y la mayoría de las especies del género *Desulfotomaculum*, donde *Desulfovibrio* pertenece a este grupo. De esta forma, dicho grupo microbiano, cuando se encuentra presente en el reactor anaerobio, puede considerarse como un grupo microbiano acetoclástico no-fermentativo.

- El grupo que es capaz de oxidar completamente sus sustratos orgánicos, incluyendo desde acetato hasta el gas carbónico. Los géneros *Desulfobacter*, *Desulfococcus*, *Desulfosarcina*, *Desulfobacterium* y *Desulfonema* pertenecen a ese grupo.

Es la capacidad de utilizar acetato e hidrógeno la que hace de las bacterias reductoras de sulfato agentes competidores por sustratos comunes a los de las arqueas metanogénicas. En este caso, la concentración de sulfato en el medio es la que va a definir cuál será el proceso predominante en la utilización del acetato y del hidrógeno del medio.

En ausencia de sulfato, el proceso de digestión anaerobia ocurre de acuerdo con las secuencias metabólicas presentadas en la Figura 2.1. Con la presencia de sulfato en un agua residual, muchos de los compuestos intermedios, formados a través de las rutas metabólicas identificadas en la Figura 2.1, pasan a ser utilizados por las bacterias sulforeductoras, provocando una alteración de las rutas metabólicas en el digestor anaerobio (ver Figura 2.3). De esa forma, las bacterias sulforeductoras entran a competir, con las bacterias fermentativas, acetogénicas y metanogénicas, por los sustratos disponibles. La importancia de tal competición bacteriana es mayor cuando ocurre el aumento de la concentración relativa de SO_4^{2-} , en relación a la concentración de DQO (ver ítem 2.3.7).

Por lo tanto, desde el punto de vista de eficiencia de remoción de DQO de la fase líquida, la sulfidogénesis es inclusive mejor que la metanogénesis. Aunque, la DQO removida por la sulfidogénesis conduce a la producción de gas sulfhídrico y puede resultar en problemas de corrosión, emanación de malos olores y toxicidad del medio. Además, no se tendría producción de metano, cuyo contenido energético puede ser aprovechado dentro o fuera de la PTAR.

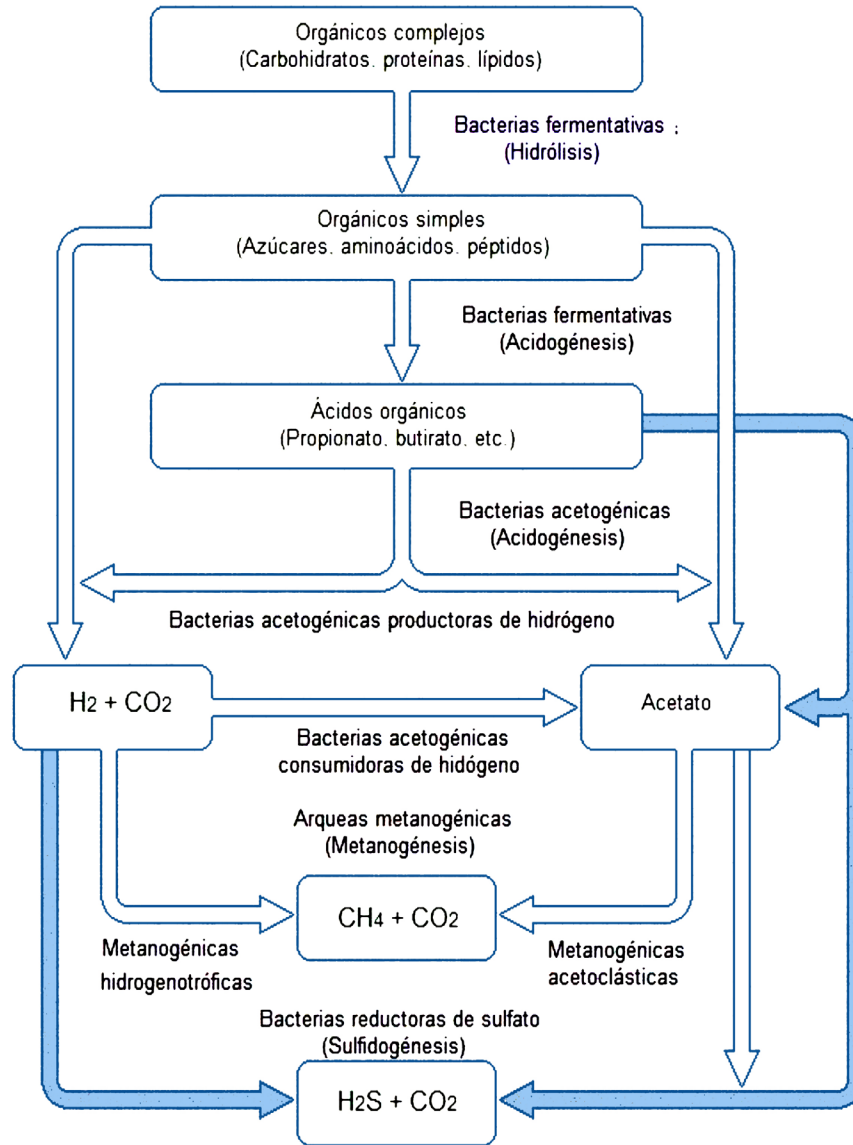


Fig. 2.3 - Rutas metabólicas y grupos microbianos involucrados en la digestión anaerobia (con reducción de sulfato)

Fuente: adaptado de Lettinga *et al.* (1996)

2.3 BIOQUÍMICA DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

2.3.1 Preliminares

En el proceso de digestión anaerobia de compuestos orgánicos existe un consorcio entre microorganismos acidogénicos, acetogénicos y metanogénicos. El equilibrio de tal consorcio

puede ser conocido por medio del análisis de los ácidos grasos volátiles (AGVs), toda vez que tales ácidos son los principales sustratos y productos de los microorganismos que participan de ese consorcio. La denominación AGV, aunque comúnmente utilizada en Brasil, en función de la traducción literal del término en inglés (volatile fatty acids - VFA), es conceptualmente incorrecta, puesto que los principales productos intermedios de la degradación anaerobia son ácidos de cadena corta (Ej.: fórmico, acético, propiónico, butírico, valérico e isovalérico), mientras que los ácidos grasos derivados de aceites y grasas son de cadena larga (en general, la cadena tiene como mínimo 8 carbonos). De esa forma, el término AGV debe restringirse a los ácidos carboxílicos con menos de 6 átomos de carbono que, pese a que sean denominados volátiles, tienen puntos de ebullición (a 1 atm) mayores que el del agua. Por lo tanto, la denominación más correcta para los ácidos intermediarios formados durante la degradación anaerobia de la materia orgánica (carbohidratos, proteínas y lípidos) sería la de *ácidos orgánicos*, pues aunque posean bajo peso molecular, solo pueden ser destilados a la presión atmosférica mediante la elevación de la temperatura. Sin embargo, considerando que la denominación AGV ya se encuentra de cierta forma consagrada en Brasil y en diversos países de América Latina, ésta será mantenida a lo largo de este libro, para referenciar el parámetro de monitoreo, quedando implícito que se tratan de ácidos orgánicos de cadena corta, que no son estrictamente de origen graso ni tampoco volátiles.

Cuando las poblaciones de bacterias acetogénicas y de arqueas metanogénicas se encuentran presentes en cantidades suficientes, y las condiciones ambientales al interior del sistema de tratamiento son favorables, éstas utilizan los ácidos intermediarios, tan rápidamente como ellos se forman. Como resultado, los ácidos no se acumulan más allá de la capacidad neutralizadora de la alcalinidad naturalmente presente en el medio, el pH permanece en un rango favorable a las arqueas metanogénicas y el sistema anaerobio se considera en equilibrio. Mientras tanto, si las bacterias acetogénicas y las arqueas metanogénicas no estuviesen presentes en número suficiente, o si estuviesen expuestas a condiciones ambientales desfavorables, estas no serán capaces de utilizar los ácidos intermediarios en la misma tasa en que son producidos por las bacterias acidogénicas, resultando en una acumulación de ácidos en el sistema. En tales condiciones, la alcalinidad es consumida rápidamente y los ácidos libres, no neutralizados, provocan la disminución del pH.

Una identificación de los ácidos individuales presentes en un reactor con desequilibrio de las poblaciones microbianas podrá indicar cual tipo de microorganismo no está cumpliendo su parte en el tratamiento.

2.3.2 Ácidos orgánicos intermediarios

Los ácidos volátiles intermediarios más importantes, precursores de la formación del metano, son el acético y el propiónico. Algunas de las diversas rutas metabólicas involucradas en la degradación de un sustrato complejo, como el lodo excedente proveniente de una planta de tratamiento de aguas residuales domésticas, se muestran en la Figura 2.4. Los porcentajes mostrados están basados en la conversión de la DQO y son válidos tan solo para la formación de metano a partir de sustratos complejos, como lodo de PTARs, u otros de composición similar.

Para la completa fermentación de compuestos complejos en metano, cada grupo de microorganismos tiene una función específica. Aunque su contribución para el proceso de manera integral sea pequeña, aun así, esta es necesaria para la formación del producto final. El ácido propiónico resulta principalmente de la fermentación de los carbohidratos y proteínas presentes, donde cerca de 30% del compuesto orgánico es convertido en este ácido, antes de que pueda ser finalmente convertido en metano. El ácido acético es el ácido intermediario más abundante, formado prácticamente a partir de todos los compuestos orgánicos. En el caso de la degradación de sustratos complejos, como lodo de PTARs, el ácido acético es precursor de cerca de 72% del metano formado y, junto con el ácido propiónico, de cerca de 85% de la producción total de metano. Una gran proporción del 15% restante es resultado de la degradación de otros ácidos, como el fórmico y el butírico.

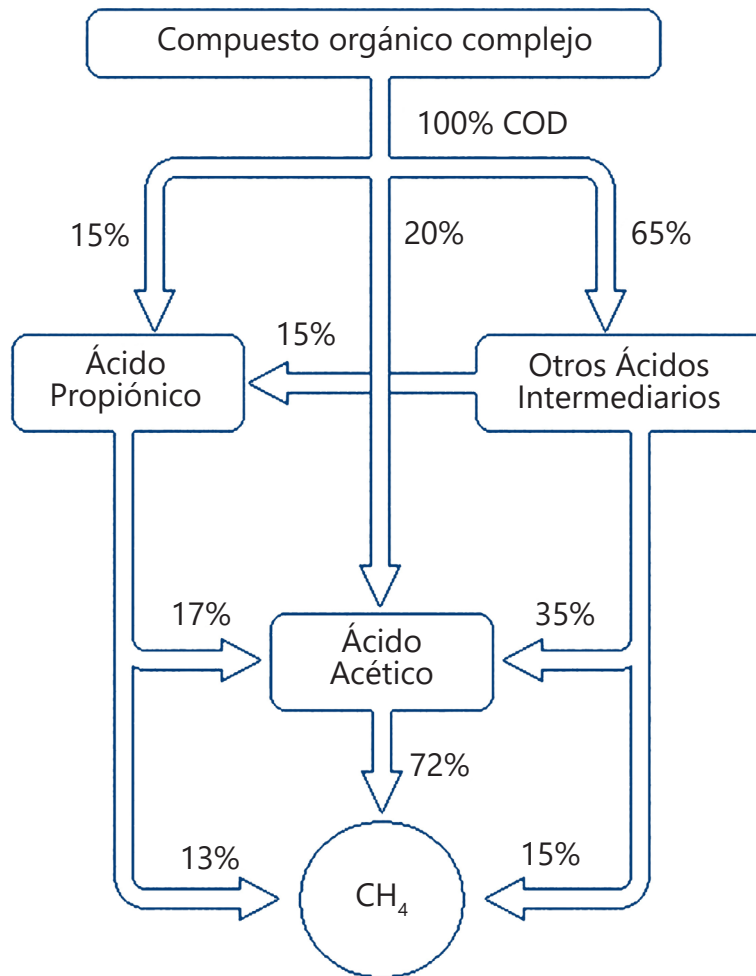


Fig. 2.4 - Rutas de formación de metano a partir de la fermentación de sustratos complejos

Fuente: adaptado de McCarty (1964)

2.3.3. Aspectos termodinámicos

2.3.3.1 Preliminares

En el Cuadro 2.2 se presenta la comparación energética de algunas reacciones comunes en la degradación anaerobia. La última columna del cuadro ilustra la variación de energía libre estándar (pH igual a 7 y presión de 1 atm), considerando la temperatura de 25°C y el líquido como agua pura. Todos los compuestos incluidos en la solución presentan una actividad de 1 mol/kg.

Cuadro 2.2 – Comparación energética de algunas reacciones comunes en la degradación anaerobia

N°	Acidogénesis			ΔG° (kJ/reacción)
1	Glucosa \Rightarrow Acetato	$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O$	$\Rightarrow 2CH_3COO^- + 2CO_2 + 2H^+ + 4H_2$	-206
2	Glucosa \Rightarrow Propionato	$C_6H_{12}O_6 + 2H_2$	$\Rightarrow 2CH_3CH_2COO^- + 2H_2O + 2H^+$	-358
3	Glucosa \Rightarrow Butirato	$C_6H_{12}O_6$	$\Rightarrow CH_3CH_2CH_2COO^- + 2CO_2 + H^+ + 2H_2$	-255
<i>Acetogénesis</i>				
4	Bicarbonato \Rightarrow Acetato	$2HCO_3^- + 4H_2 + H^+$	$\Rightarrow CH_3COO^- + 4H_2O$	-104,6
5	Propionato \Rightarrow Acetato	$CH_3CH_2COO^- + 3H_2O$	$\Rightarrow CH_3COO^- + HCO_3^- + H^+ + 3H_2$	+76,1
6	Propionato \Rightarrow Acetato	$CH_3CH_2COO^- + 2HCO_3^-$	$\Rightarrow CH_3COO^- + H^+ + 3HCOO^-$	+72,2
7	Butirato \Rightarrow Acetato	$CH_3CH_2CH_2COO^- + 2H_2O$	$\Rightarrow 2CH_3COO^- + H^+ + 2H_2$	+48,1
8	Etanol \Rightarrow Acetato	$CH_3CH_2OH + H_2O$	$\Rightarrow CH_3COO^- + H^+ + 2H_2$	+9,6
9	Lactato \Rightarrow Acetato	$CH_3CHOHCOO^- + 2H_2O$	$\Rightarrow CH_3COO^- + HCO_3^- + H^+ + 2H_2$	-4,2
<i>Metanogénesis y Sulfidogénesis</i>				
10	Acetato \Rightarrow Metano	$CH_3COO^- + H_2O$	$\Rightarrow CH_4 + HCO_3^-$	-31,0
11	Hidrógeno \Rightarrow Metano	$H_2 + \frac{1}{4} HCO_3^- + \frac{1}{4} H^+$	$\Rightarrow \frac{1}{4} CH_4 + \frac{3}{4} H_2O$	-33,9
12	Formiato \Rightarrow Metano	$HCOO^- + \frac{1}{4} H_2O + \frac{1}{4} H^+$	$\Rightarrow \frac{1}{4} CH_4 + \frac{3}{4} HCO_3^-$	-32,6
13	Bicarbonato \Rightarrow Metano	$HCO_3^- + 4H_2 + H^+$	$\Rightarrow CH_4 + 3H_2O$	-135,6
14	Sulfato \Rightarrow Sulfuro	$SO_4^{2-} + 4H_2 + H^+$	$\Rightarrow HS^- + 4H_2O$	-151,9

Fuente: Adaptado de Foresti (1994), Lettinga *et al.* (1996) y Aquino y Chernicharo (2005)

De acuerdo con los ejemplos presentados en el Cuadro 2.2, se percibe claramente que los microorganismos acidogénicos son los que más se benefician energéticamente (reacciones 1, 2 y 3) y, en consecuencia, poseen bajo tiempo mínimo de generación (~30 minutos) y las más altas tasas de crecimiento del consorcio microbiano.

Se observa, también, que las reacciones acetogénicas (reacciones 5, 6, 7 y 8) no son termodinámicamente favorables en las condiciones estándar ($\Delta G^{\circ} > 0$). Tales reacciones ocurren naturalmente en reactores anaerobios, y ello es posible gracias a la interacción de microorganismos acetogénicos y metanogénicos, como se ilustra a continuación mediante la combinación de las reacciones 5, 10 y 11. La reacción global (Ecuación 15) muestra que la conversión de propionato en la presencia de microorganismos metanogénicos

es termodinámicamente favorable, resultando en solo 56,6 kJ/mol de propionato. Esa pequeña cantidad de energía debe dividirse entre las tres especies de microorganismos involucrados, esto es, acetogénicos (reacción 5), metanogénicos acetoclásticos (reacción 10) y metanogénicos hidrogenotróficos (Ecuación 11), lo que explica la baja tasa de crecimiento de esos microorganismos.

5	Propionato \Rightarrow Acetato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^- + 3\text{H}_2\text{O}$	\Rightarrow	$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + 3\text{H}_2$	$\Delta G^{\circ} = + 76,1\text{kJ}$
10	Acetato \Rightarrow Metano	$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}_2\text{O}$	\Rightarrow	$\text{CH}_4 + \text{HCO}_3^-$	$\Delta G^{\circ} = -31,0\text{ kJ}$
11	Hidrógeno \Rightarrow Metano	$3\text{H}_2 + 0,75\text{HCO}_3^- + 0,75\text{H}^+$	\Rightarrow	$0,75\text{CH}_4 + 2,25\text{H}_2\text{O}$	$\Delta G^{\circ} = -101,7\text{ kJ}$
15	Propionato \Rightarrow Metano	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^- + 1,75\text{H}_2\text{O}$	\Rightarrow	$1,75\text{CH}_4 + 1,25\text{HCO}_3^- + 0,25\text{H}^+$	$\Delta G^{\circ} = - 56,6\text{ kJ}$

En un digestor metanogénico, que se encuentre operando de manera apropiada, la presión parcial de H_2 no supera las 10^{-4} atm, donde, usualmente, ésta se encuentra cercana a 10^{-6} atm. En esas condiciones de baja presión parcial de hidrógeno, ocurre entonces la degradación de propionato, butirato y etanol, liberando energía para el medio. Las bajas presiones parciales antes mencionadas solo pueden mantenerse si el hidrógeno formado es rápida y efectivamente removido por las bacterias consumidoras de hidrógeno (Lettinga *et al.*, 1996).

2.3.3.2 Limitaciones de los procesos anaerobios y posibilidades de desequilibrio en reactores

La acumulación de ácidos orgánicos en reactores anaerobios, principalmente acetato, propionato y butirato, puede ocurrir como resultado de la no observancia de las condiciones ideales de crecimiento microbiano o de la no observancia de limitaciones cinéticas y termodinámicas. Bajo esas consideraciones, la presencia de ácidos orgánicos en el efluente del reactor refleja una condición de inestabilidad, en vez de una deficiencia inherente de la tecnología anaerobia. La acumulación de acetato, propionato y butirato no debe asumirse como algo inevitable, pero sí debe asumirse como un síntoma de que una o más etapas del consorcio anaerobio está siendo perjudicada.

El entendimiento de los fenómenos físico-químico-biológicos que limitan los procesos metabólicos involucrados en la digestión anaerobia posibilita la identificación de las causas de disturbios y desequilibrios en reactores anaerobios, según lo tratado de manera detallada en Aquino y Chernicharo (2005) y que se encuentra resumido en los siguientes párrafos.

• **Limitaciones Cinéticas**

El Cuadro 2.3 presenta datos cinéticos de los principales grupos microbianos que participan del consorcio anaerobio.

Cuadro 2.3 – Resumen de las constantes cinéticas para varios sustratos durante tratamiento anaerobio mesofílico

Tipo de reactor	Características Prácticas			Potencial Limitación Teórica		
	Retención biomasa	Separación de etapas metabólicas	Hidrodinámica	Cinética	Termodinámica	Resistencia a la transferencia de masa
UASB	Media-Alta	Baja ^a (floculación)	Mixto ^b	Media-Alta	Alta	Media-Baja
Filtro Anaerobio	Media-Alta	Media-Baja ^c (biopelícula)	Mixto	Media-Alta	Media-Baja	Alta
Reactor de Lecho Granular Expandido	Media-Alta	Media (granulación)	Favorece la mezcla completa	Alta	Media	Media-Alta
Reactor Compartimentado	Media-Baja ^d	Media-Alta (granulación y floculación)	Favorece el flujo en pistón	Baja	Media-Baja	Media-Alta
Laguna Anaerobia	Baja	Baja (floculación)	Mixto	Alta	Alta	Baja
Reactor de Membrana ^e	Alta	Baja (floculación)	Favorece la mezcla completa ^b	Alta	Alta	Baja

* Excepto acetato, † Valor de la presión (atm)

$k_{m\acute{a}x}$ = tasa específica máxima de utilización del sustrato;

K_s = constante de saturación o concentración de sustrato para la cual $\mu = 1/2 \mu_{m\acute{a}x}$;

$\mu_{m\acute{a}x}$ = tasa máxima de crecimiento específico; Y = coeficiente de producción de biomasa;

K_d = coeficiente de respiración endógena.

Fuente: Pavlostathis y Giraldo-Gomez (1991), apud Aquino y Chernicharo (2005)

A partir de los datos cinéticos presentados en el Cuadro 2.3, se puede observar que (Aquino y Chernicharo, 2005):

- Las bacterias fermentativas acidogénicas presentan tasa de crecimiento mucho mayor, comparada con otros organismos del consorcio microbiano.

- Los valores de K_s (indicador de la concentración de sustrato, en la cual los microorganismos estarían a 50% de su crecimiento máximo) sugieren que, en sistemas para tratamiento de aguas residuales domésticas (DQO en el rango de 100 mg/L a 500 mg/L), los microorganismos acidogénicos y acetogénicos estarían operando por debajo de la capacidad máxima. Por lo tanto, la acumulación de propionato y butirato no debería ser causada por limitaciones cinéticas, siempre y cuando las condiciones óptimas de crecimiento se mantengan en los reactores anaerobios.
- Los valores de K_s sugieren también, que los microorganismos metanogénicos acetoclásticos son fácilmente saturados, desde el punto de vista cinético. De esta forma, durante condiciones de choque de carga orgánica, donde la producción de acetato alcanza valores elevados, debido a la mayor actividad acidogénica, es probable que la acumulación de acetato ocurra debido a la saturación de los microorganismos que realizan la conversión de acetato a metano.
- Aunque hayan sido reportados bajos valores de K_s para microorganismos hidrogenotróficos (Cuadro 2.3), es probable que esos microorganismos reductores de gas carbónico trabajen por debajo de la capacidad máxima, porque la concentración de hidrógeno disuelto y disponible es generalmente baja, en función de las limitaciones de transferencia de masa (Giraldo-Gomez *et al.* 1992).

De esta manera, en condiciones de choque de carga orgánica, las diferencias cinéticas entre microorganismos acidogénicos, acetogénicos y metanogénicos podrá manifestarse en el desequilibrio entre la producción y el consumo de productos intermediarios y, en consecuencia, en la acumulación de dióxido de carbono, hidrógeno y ácido acético. Dependiendo de la intensidad del choque y de las particularidades del sistema de tratamiento utilizado, también se podrán acumular al interior del reactor otros ácidos orgánicos. La *acumulación de dióxido de carbono* contribuirá para el aumento en la concentración de ácido carbónico disuelto, aumentando, así, la producción de protones (H^+) en el medio. Por otro lado, la *acumulación de hidrógeno* (H_2), puede resultar en mayor producción de ácidos orgánicos más reducidos, principalmente propionato y butirato, cuya degradación es inhibida termodinámicamente por la presencia de altas concentraciones de acetato, hidrógeno disuelto y tal vez formiato.

La inhibición de los microorganismos sintróficos acetogénicos, por la acumulación de productos acidogénicos, llevará a una continua acumulación de ácidos orgánicos

intermediarios, lo que contribuirá para el consumo de alcalinidad y disminución del pH. La caída del pH afectará principalmente el crecimiento de microorganismos metanogénicos y sintróficos, gestando el problema de acumulación de ácidos orgánicos, y pudiendo llevar a la falla del proceso. De forma similar, la ausencia de nutrientes o la presencia de compuestos tóxicos afectará principalmente los microorganismos de crecimiento lento, o sea, acetogénicos y metanogénicos acetoclásticos, resultando en síntomas similares a los observados durante las condiciones de choque, o sea, acumulación de ácidos orgánicos volátiles y baja producción de metano (Aquino y Chernicharo, 2005).

- **Limitaciones Termodinámicas**

Según lo discutido en el ítem anterior, es probable que la acumulación de ácido acético en reactores anaerobios ocurra debido a limitaciones cinéticas y la no observancia de las condiciones óptimas de crecimiento de los microorganismos metanogénicos. Por otro lado, la acumulación de propionato y butirato no debería ocurrir debido a limitaciones cinéticas, toda vez que hay capacidad de reserva de los microorganismos sintróficos acetogénicos.

Debido a que las reacciones acetogénicas operan próximas a la condición de equilibrio (ΔG cercano a cero – Cuadro 2.2), ellas son fácilmente inhibidas por la acumulación de productos (acetato, hidrógeno) en el medio líquido, y, por lo tanto, es más probable que la acumulación de propionato y butirato ocurra debido a limitaciones termodinámicas (Aquino y Chernicharo, 2005). También es muy probable que la no observancia de las condiciones óptimas de crecimiento afecte significativamente los microorganismos acetogénicos, que de forma similar a los microorganismos metanogénicos, presentan bajas tasas de crecimiento.

La coexistencia de microorganismos productores y consumidores de ácidos orgánicos solo es posible si la presión parcial de hidrógeno fuese mantenida en la región en que la energía libre de Gibbs (G) es negativa para ambos organismos McCarty (1981). De esta manera, la oxidación de propionato solo es termodinámicamente posible si la presión parcial de hidrógeno fuese mantenida entre 10^{-6} y 10^{-4} atm.

Como la degradación sintrófica depende de la remoción de hidrógeno del medio líquido, la distancia entre los microorganismos productores y consumidores causa gran efecto en la degradación de propionato y butirato (de Bok *et al.* 2004). Ello ocurre porque el hidrógeno

es un gas extremadamente insoluble en agua, lo que resulta en un pequeño gradiente de concentración en la fase líquida y, como fruto de ello, en una reducida fuerza motriz para la transferencia de hidrógeno de los microorganismos acidogénicos y acetogénicos para los microorganismos metanogénicos hidrogenotróficos.

Stams (1994) afirma que la transferencia de hidrógeno inter-especies parece ser más importante en lodo metanogénico granular, posiblemente porque, cuando la distancia entre microorganismos productores y consumidores es pequeña (como en el gránulo), la fácil difusividad de hidrógeno, por la membrana lipofílica, compensa el pequeño gradiente de concentración de hidrógeno obtenido entre microorganismos productores y consumidores. Sin embargo, existen evidencias de que el formiato puede ser más importante que el hidrógeno en culturas en suspensión (lodo floculento), y ello ocurre porque la alta solubilidad del formiato favorece un mayor gradiente de concentración entre microorganismos productores y consumidores, compensando la mayor distancia inter-especies, y la menor difusividad del formiato, comparada con la del hidrógeno.

- **Influencia del tipo de reactor**

El Cuadro 2.4 presenta las limitaciones a las que cada etapa del proceso anaerobio está sujeta, desde el punto de vista teórico, resumiendo lo que fue discutido hasta esta parte. Como se puede observar, cada etapa del proceso presenta diferentes grados de susceptibilidad a las limitaciones de tipo cinético, termodinámico y de transferencia de masa, o a la ausencia de las condiciones ideales de crecimiento. Por lo tanto, el éxito para la estabilidad y control operacional de reactores anaerobios depende de la correcta identificación de la etapa limitante y de la evaluación de sus posibles causas, de tal forma que se posibilite la adopción de medidas de control adecuadas, con miras a minimizar las limitaciones existentes y explorar al máximo la capacidad del sistema de tratamiento.

Cuadro 2.4 – Susceptibilidad de las etapas acidogénica, acetogénica y metanogénica a diferentes limitaciones

Etapa	Limitación			
	Cinética	Termodinámica	De transferencia de masa	Al crecimiento*
Acidogénica	Poco probable ($\uparrow K_s, \uparrow \mu_{m\acute{a}x}$)	Posible debido a la acumulación de acetato	Poco probable (sustratos solubles)	Menos afectada
Acetogénica	Probable ($\downarrow K_s, \downarrow \mu_{m\acute{a}x}$)	Probable debido a la acumulación de hidrógeno y acetato	Poco probable (sustratos solubles)	Muy afectada
Metanogénica Acetoclástica	Probable ($\downarrow K_s, \downarrow \mu_{m\acute{a}x}$)	Poco probable	Poco probable (sustrato soluble)	Muy afectada
Metanogénica Hidrogenotrófica	Poco probable ($\uparrow K_s, \uparrow \mu_{m\acute{a}x}$)	Poco probable	Probable (sustrato insoluble)	Relativamente menos afectada

* pH, presencia de compuestos tóxicos, ausencia de nutrientes

Fuente: Aquino y Chernicharo (2005)

Dos factores importantes que definen la susceptibilidad del tratamiento anaerobio a las limitaciones presentadas y discutidas anteriormente son el tipo de reactor y la concentración del agua residual. El tipo de reactor ejerce influencia significativa en la retención y estratificación de la biomasa, características que determinan limitaciones de orden cinética y termodinámica, mientras que, la concentración del agua residual influye principalmente el régimen hidráulico predominante, que, a su vez, determina limitaciones de tipo termodinámico y de transferencia de masa (Aquino y Chernicharo, 2005). En función de eso, el Cuadro 2.5 presenta un resumen de las principales características y limitaciones que pueden evidenciar algunos reactores anaerobios alimentados con aguas residuales domésticas e industriales.

Los reactores que no propician el flujo a pistón y que favorecen el crecimiento disperso, como los digestores convencionales de lodo, reactores de membrana, lagunas anaerobias y reactores UASB, no garantizan una efectiva separación de las fases acidogénica, acetogénica y metanogénica. De esa manera, es probable que la acumulación de propionato y butirato ocurra en dichos reactores durante condiciones de estrés (choques de carga, presencia de compuestos tóxicos, limitación nutricional), debido a limitaciones termodinámicas causadas por la acumulación de hidrógeno y, principalmente, acetato. Por otro lado, los reactores

que favorecen el flujo pistón, como el reactor compartimentado, propician una mayor separación de fases y deberían presentar mayor estabilidad ante las condiciones temporales de estrés, porque favorecerían mejores condiciones para la degradación de propionato y butirato. Adicionalmente, la separación espacial de los microorganismos, permitiría que se mantengan condiciones ideales para las diferentes fases, explorando al máximo el potencial de degradación de la biomasa.

Cuadro 2.5 - Características típicas y limitaciones teóricas de reactores anaerobios alimentados con aguas residuales domésticas

Tipo de reactor	Características Prácticas			Potencial Limitación Teórica		
	Retención biomasa	Separación de etapas metabólicas	Hidrodinámica	Cinética	Termodinámica	Resistencia a la transferencia de masa
UASB	Media-Alta	Baja ^a (floculación)	Mixto ^b	Media-Alta	Alta	Media-Baja
Filtro Anaerobio	Media-Alta	Media-Baja ^c (biopelícula)	Mixto	Media-Alta	Media-Baja	Alta
Reactor de Lecho Granular Expandido	Media-Alta	Media (granulación)	Favorece la mezcla completa	Alta	Media	Media-Alta
Reactor Compartimentado	Media-Baja ^d	Media-Alta (granulación y floculación)	Favorece el flujo en pistón	Baja	Media-Baja	Media-Alta
Laguna Anaerobia	Baja	Baja (floculación)	Mixto	Alta	Alta	Baja
Reactor de Membrana ^e	Alta	Baja (floculación)	Favorece la mezcla completa ^b	Alta	Alta	Baja

(a) La ocurrencia de la granulación es difícil en aguas residuales domésticas, aunque puede ocurrir con aguas residuales industriales predominantemente solubles. La granulación favorecería la separación de fases, contribuyendo así a la reducción de inhibiciones termodinámicas.

(b) Para aguas residuales diluidas, como las de origen doméstico, la producción de gas es, en general, insuficiente para promover la mezcla completa. Por otro lado, la mezcla completa puede ocurrir con aguas residuales industriales concentradas, lo que perjudica la separación de fases y la cinética de degradación. En ese caso, la separación de etapas metabólicas solo ocurriría si hubiese granulación de la biomasa y estratificación espacial de los microorganismos en el gránulo.

(c) La granulación puede no ocurrir con aguas residuales domésticas, pero la formación de biopelícula lleva a la estratificación de los microorganismos y a la reducción de inhibiciones termodinámicas. Por otro lado, la formación de biopelícula puede causar inhibiciones cinéticas, debido a la mayor resistencia a la transferencia de masa.

(d) En ausencia de choques hidráulicos hay buena retención de biomasa, para relativamente bajos tiempos de retención hidráulica; por su parte, la variación de caudal puede causar arrastre de la biomasa o promover la mezcla completa, que contribuiría al desarrollo de inhibiciones termodinámicas y cinéticas.

(e) Reactor de mezcla completa con uso de membrana (0,45 μm) externa o sumergida.

Fuente: Aquino y Chernicharo (2005)

Desde el punto de vista de una planta de tratamiento alimentada con aguas residuales domésticas, típicamente diluidas, la probabilidad de ocurrencia de choques de carga orgánica es baja. En esos casos, es probable que algunos disturbios temporales sean causados por choques hidráulicos o ausencia de las condiciones ideales de crecimiento microbiano. Por otra parte, podrían presentarse choques de carga orgánica en dichas plantas de tratamiento, si se vertieran en la red colectora efluentes industriales con alta carga de materia orgánica. La ocurrencia de tal situación es más probable en comunidades pequeñas donde hay industrias, como las de productos lácteos, curtiembres y mataderos, que generan efluentes con alta carga de DBO.

Como se discutió anteriormente y según se detalla en Aquino y Chernicharo (2005), el impacto causado por un choque de carga orgánica estaría más relacionado con las limitaciones cinéticas de degradación del acetato, las limitaciones termodinámicas, que causarían la acumulación de otros ácidos orgánicos, y el deterioro de las condiciones ideales de crecimiento, como consecuencia de la acumulación de productos intermediarios. Por otro lado, el impacto de un choque hidráulico no se encuentra tan relacionado con las limitaciones termodinámicas, de transferencia de masa o de crecimiento, pero sí con la limitación cinética de los microorganismos metanogénicos y al arrastre de la biomasa. En el caso del choque de carga orgánica, la estrategia de control, para el restablecimiento de la condición de equilibrio, depende básicamente de la reducción de las limitaciones termodinámicas y del mantenimiento de buenas condiciones de crecimiento. El restablecimiento del equilibrio, posterior al choque hidráulico, depende del aumento de la cantidad de biomasa en el sistema de tratamiento, toda vez que la tasa de conversión de productos intermediarios y la tasa de crecimiento de los microorganismos son relativamente pequeñas.

2.3.4 Formación de metano

Pese a que las rutas individuales involucradas en la formación de metano aun no estén completamente establecidas, se ha logrado mucho progreso en las últimas décadas, en dirección a su entendimiento. Algunas especies metanogénicas son capaces de utilizar solamente el hidrógeno y el gas carbónico para su crecimiento y formación de metano, mientras que otras son capaces de utilizar el ácido fórmico, que es antes convertido en hidrógeno y gas carbónico. Por lo menos dos especies de *Methanosarcina* son capaces de formar metano, a partir de metanol o ácido acético.

Existen dos mecanismos básicos de formación del metano (ver Cuadro 2.2): i) por la descomposición del ácido acético; y ii) por la reducción del gas carbónico. Estos mecanismos pueden ser descritos como se presenta a continuación:

- En ausencia de hidrógeno, la descomposición del ácido acético lleva a la formación de metano y gas carbónico. El grupo metil del ácido acético es reducido a metano, mientras el grupo carboxílico es oxidado a gas carbónico:



Grupo microbiano involucrado: metanogénicas acetoclásticas.

- Cuando el hidrógeno está disponible, la mayor parte del metano restante se forma a partir de la reducción del gas carbónico. El CO_2 actúa como un receptor de los átomos de hidrógeno, removidos de los compuestos orgánicos por las enzimas. Ya que el gas carbónico se encuentra siempre presente en abundancia en un reactor anaerobio, su reducción a metano no es el factor limitante en el proceso. El mecanismo de formación de metano, a partir de la reducción de dióxido de carbono, es como se presenta a continuación:



Grupo microbiano involucrado: metanogénicas hidrogenotróficas.

La composición global del biogás producido durante la digestión anaerobia varía de acuerdo con las condiciones ambientales presentes en el reactor. Esta composición cambia rápidamente durante el período inicial de partida del sistema y también cuando el proceso de digestión es inhibido. Para reactores operando de manera inestable, la composición del biogás producido es razonablemente uniforme. Mientras tanto, la proporción de gas carbónico en relación al metano puede variar sustancialmente, dependiendo de las características del compuesto orgánico a ser degradado. En el proceso de digestión de aguas residuales domésticas las proporciones típicas de metano y dióxido de carbono en el biogás son: CH_4 : 70 a 80%; CO_2 : 20 a 30%.

El metano producido en el proceso de digestión anaerobia es rápidamente separado de la fase líquida, debido a su baja solubilidad en agua, resultando en un elevado grado

de degradación de dicha fase, toda vez que este gas abandona el reactor en la fase gaseosa. El dióxido de carbono, al contrario, es mucho más soluble en agua que el metano, por ello sale del reactor parcialmente como gas y también disuelto en el efluente líquido.

2.3.5 Características de las aguas residuales y balance de la DQO

2.3.5.1 Preliminares

Aunque la experiencia práctica con el tratamiento anaerobio de efluentes líquidos aun sea reciente, la potencial aplicabilidad del proceso puede ser evaluada a partir del conocimiento de algunas características químicas del vertimiento a tratar. Una evaluación preliminar de tales características contribuirá en la selección del proceso de tratamiento más adecuado, permitiendo, de esa forma, estimar la producción de sólidos biológicos, requisitos de nutrientes y producción de metano entre otros.

La concentración de los vertimientos en términos de sólidos biodegradables es de fundamental importancia, y puede ser razonablemente estimada a partir de las pruebas de DBO y DQO; otro factor importante a considerar es la concentración relativa en términos de carbohidratos, proteínas y lípidos. Se debe incluir también otras características químicas de importancia en el tratamiento biológico anaerobio, principalmente el pH, la alcalinidad, los nutrientes inorgánicos, la temperatura y la eventual presencia de compuestos potencialmente tóxicos.

2.3.5.2 Balance de la DQO

Hulshof Pol (1985) presenta importantes y detalladas consideraciones sobre el balance de DQO, a lo largo del proceso de degradación anaerobia, como se ilustra a continuación. De acuerdo con el autor, los compuestos presentes en los vertimientos pueden ser clasificados como de degradación fácil, difícil o imposible. Compuestos fácilmente degradables son aquellos que son rápidamente fermentados por cualquier tipo de biomasa anaerobia (adaptada o no al tipo de vertimiento). Los compuestos de difícil degradación son conocidos como *sustratos complejos*, los cuales no son fermentados por los microorganismos anaerobios, antes que ocurra un proceso de adaptación al sustrato. El período de adaptación al sustrato refleja el tiempo de crecimiento de microorganismos especializados que pueden

fermentar el sustrato complejo. Por último, ciertos compuestos orgánicos son absolutamente imposibles de ser degradados biológicamente en ambientes anaerobios y se conocen como *orgánicos inertes o recalcitrantes*.

- **DQO biodegradable**

Una forma de expresar la tratabilidad de un agua residual es a través de la DQO biodegradable (DQO_{bd}), definida como la fracción de la DQO total (DQO_{tot}) presente en el vertimiento, que puede ser degradada biológicamente en condiciones anaerobias. El porcentaje de biodegradabilidad del agua residual está dado por:

$$\%DQO_{bd} = \frac{DQO_{bd}}{DQO_{tot}} \times 100 \quad (2.3)$$

en la que:

$\%DQO_{bd}$: porcentaje de DQO biodegradable

DQO_{bd} : concentración de DQO biodegradable

DQO_{tot} : concentración de DQO total

- **DQO acidificable**

En un reactor anaerobio el agua residual cruda afluyente provee el sustrato no acidificado, biodegradable (DQO_{bd}), para las bacterias fermentativas. Tal sustrato es consumido por los microorganismos fermentativos y convertido en hidrógeno, ácidos orgánicos volátiles y células (DQO_{cel}). Se tiene así, que no toda la DQO_{bd} estará disponible para los microorganismos metanogénicos, pues parte de la misma es convertida en nuevas células microbianas. La fracción de la DQO_{bd} que estará verdaderamente disponible para las arqueas metanogénicas se denomina DQO acidificada (DQO_{acid}). De esta manera, la cantidad de DQO biodegradable afluyente (DQO_{afl}), que puede ser acidificada, es la sumatoria de las fracciones convertidas en ácidos orgánicos volátiles (AGV) y en metano (CH_4). El porcentaje de acidificación del agua residual puede expresarse entonces por:

$$\%DQO_{acid} = \frac{DQO_{CH_4} + DQO_{AGV}}{DQO_{afl}} \times 100 \quad (2.4)$$

donde:

$\%DQO_{acid}$: porcentaje de DQO acidificada

DQO_{afI} : DQO biodegradable contenida en el afluente

DQO_{CH_4} : fracción de DQO afluente convertida en metano

DQO_{AGV} : fracción de la DQO que permanece presente como ácidos orgánicos volátiles en el efluente

• **DQO recalcitrante**

La DQO recalcitrante se refiere a la fracción de sustrato orgánico que no puede ser degradada por los microorganismos fermentativos, que también se denomina DQO biológicamente resistente (DQO_{rec}). La DQO_{rec} se debe a los sustratos complejos, sometidos al tratamiento en reactores anaerobios que contienen biomasa aun no adaptada a los mismos, o a los sustratos considerados biológicamente inertes. De esa forma, la DQO_{rec} no es fermentada, y permanece biológicamente inalterada en el efluente tratado. La Figura 2.5 que se presenta a continuación ilustra el balance de DQO a lo largo del proceso de degradación anaerobia.

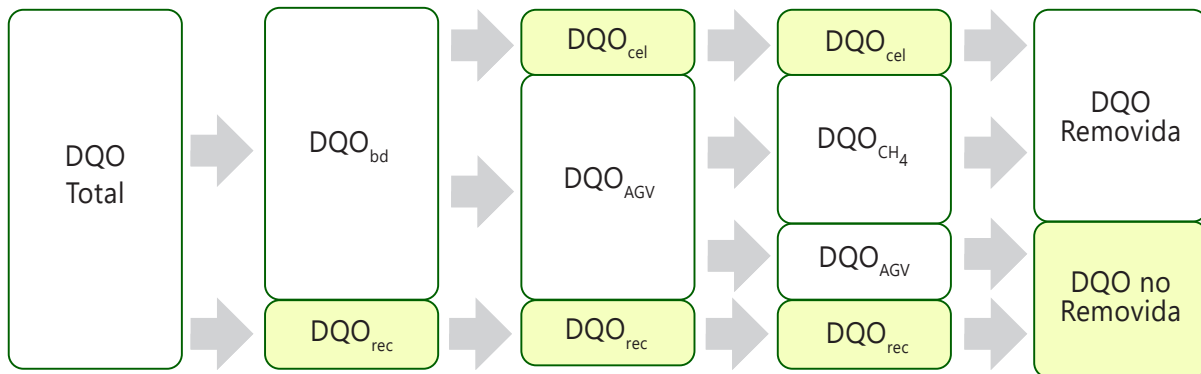


Fig. 2.5 - Diagrama del balance de DQO, a lo largo del proceso de degradación anaerobia

• **DQO disuelta y particulada**

Buena parte de los compuestos presentes en las aguas residuales crudas no son originalmente solubles y, junto con las células producidas durante el proceso de degradación de la DQO_{bd} , forman la fracción de DQO insoluble o particulada (DQO_{part}). El conocimiento de la solubilidad de la DQO usualmente se logra a través de análisis de laboratorio, donde se pueden distinguir tres tipos:

- DQO filtrada (DQO_{filt}): Se debe a la presencia de compuestos orgánicos disueltos en una muestra de agua residual. La determinación de la DQO_{filt} se realiza utilizando la parte de la muestra que pasa por un filtro de papel de abertura conocida (1,5 μm). De manera alternativa a la filtración, se puede proceder a la centrifugación de la muestra (rotación de 5000 rpm, durante 5 minutos) y determinar la DQO_{filt} del sobrenadante.
- DQO particulada (DQO_{part}): Se debe a la presencia de sólidos orgánicos en suspensión contenidos en la muestra de agua residual. La DQO_{part} se obtiene por la diferencia entre la DQO total (muestra no filtrada o centrifugada) y la DQO_{filt} o sea, la DQO particulada se debe a los sólidos que no pasan por el filtro de papel o que permanecen retenidos en el fondo de los recipientes después de la etapa de centrifugación.
- DQO disuelta o soluble (DQO_{sol}): La DQO_{filt} de una muestra de agua residual incluye tanto la fracción debida a las partículas disueltas (totalmente solubles), como la fracción debida a la presencia de partículas coloidales. Estas últimas, responsables por la turbiedad, no son removidas a través de los métodos convencionales de filtración o centrifugado. Cuando se desea separar la fracción coloidal de la fracción disuelta, se hace necesario utilizar membranas de ultrafiltración, con tamaño de poro de aproximadamente 100.000 Da (1 Da = 1 g/mol). De esa forma, la verdadera DQO_{sol} estará constituida por la parte de la DQO_{filt} que pasa a través de un filtro de membrana.

A partir de las anteriores consideraciones, se pueden establecer las siguientes relaciones (ver también la Figura 2.6):

$$DQO_{\text{tot}} = DQO_{\text{part}} + DQO_{\text{fil}} \quad (2.5)$$

$$DQO_{\text{fil}} = DQO_{\text{col}} + DQO_{\text{sol}} \quad (2.6)$$

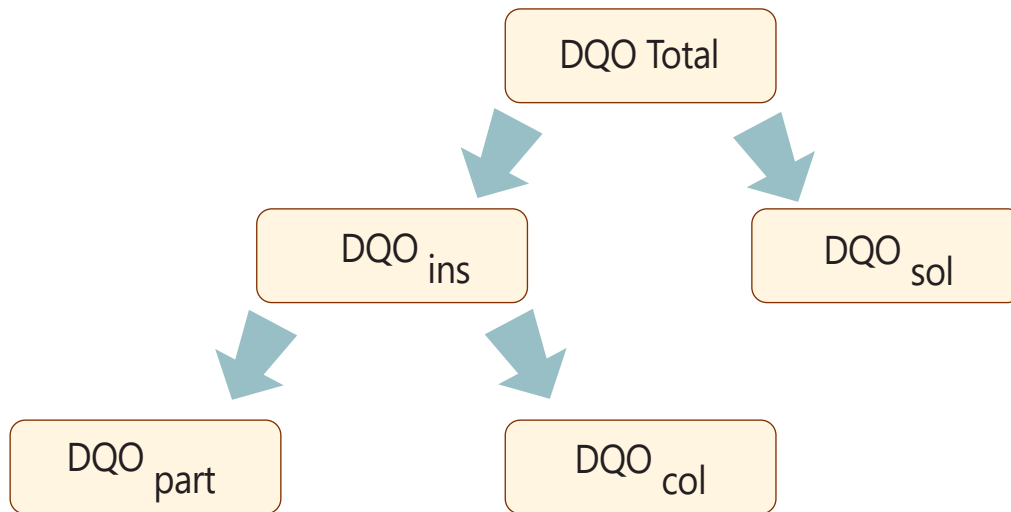


Fig. 2.6 – Clasificación de la DQO de agua residual, según la solubilidad

- **DQO hidrolizable**

Las aguas residuales usualmente contienen polímeros orgánicos que necesitan ser convertidos en sustratos más simples (monómeros), antes de que puedan ser fermentados. Estos compuestos orgánicos constituyen la fracción de DQO hidrolizable, el porcentaje de DQO particulada efectivamente hidrolizada está dado por:

$$\% DQO_{hid} = \frac{DQO_{sol} + DQO_{cel} + DQO_{CH_4}}{DQO_{part}} \times 100 \quad (2.7)$$

donde:

$\%DQO_{hid}$: porcentaje de DQO hidrolizada

DQO_{sol} : fracción de DQO disuelta (incluyendo los ácidos orgánicos volátiles)

DQO_{cel} : fracción de la DQO convertida en nuevas células de bacterias fermentativas

DQO_{CH_4} : fracción de DQO convertida en metano

DQO_{part} : fracción de la DQO particulada

2.3.5.3 Remoción de la DQO

La remoción de DQO en un reactor anaerobio puede ocurrir de dos formas:

- **Remoción biológica de DQO**

La eliminación de DQO disuelta en el sistema se refiere a la diferencia entre la DQO de entrada (afluente) y la DQO de salida (efluente), donde el porcentaje de remoción de DQO se expresa por:

$$\%DQO_{remov} = \frac{DQO_{afl} - DQO_{efl}}{DQO_{afl}} \times 100 \quad (2.8)$$

en la que:

- $\%DQO_{remov}$: porcentaje de DQO removida
- DQO_{afl} : concentración de DQO afluente
- DQO_{efl} : concentración de DQO efluente

Considerando que la DQO total del efluente incluye a la DQO particulada debido a las células de microorganismos, generalmente hay un mayor significado en trabajar con la DQO filtrada del efluente, posibilitando identificar la fracción de DQO utilizada para crecimiento celular, como se expresa a continuación:

$$\%DQO_{cel} = \frac{\%remociónDQO_{fil} - \%DQO_{CH_4}}{\%remociónDQO_{fil} + \%DQO_{AGV}} \times 100 \quad (2.9)$$

donde:

- $\%DQO_{cel}$: porcentaje de DQO convertida en nuevas células
- $\%remoción DQO_{fil}$: porcentaje de remoción de DQO filtrada en relación a la DQO soluble afluente
- $\%DQO_{CH_4}$: porcentaje de DQO transformada en metano
- $\%DQO_{AGV}$: porcentaje de DQO afluente aun presente como AGV en el efluente

Cuando la DQO afluente ya se encuentra acidificada, o sea, ya está convertida en ácidos orgánicos volátiles, el porcentaje de eliminación de DQO filtrada es aproximadamente igual al porcentaje de DQO convertida en metano, toda vez que el coeficiente de producción celular de las arqueas metanogénicas es bastante bajo.

Las consideraciones anteriormente realizadas se refieren a la remoción biológica de DQO disuelta. La evaluación de la remoción biológica de DQO particulada se hace más difícil, debido a que la fracción de la DQO particulada no hidrolizada y no degradada en el sistema no puede ser distinguida, por los procesos de separación usuales en la mayoría de los laboratorios (ej.: filtración y centrifugación), de las células microbianas presentes en el efluente.

- **Remoción no biológica de DQO**

En los sistemas biológicos de tratamiento de aguas residuales usualmente ocurren mecanismos no biológicos de remoción de DQO disuelta, a través de su incorporación en el lodo o en la fracción particulada perdida con el efluente. En esos casos, el porcentaje de remoción de DQO filtrada incluirá una parte de la DQO que se vuelve insoluble. Son dos los principales mecanismos que contribuyen para que ello ocurra: precipitación y adsorción:

- La precipitación, que usualmente se presenta como resultado de cambios en el pH o como fruto de la adición de compuestos alcalinos, a base de calcio, para el control del pH. Los precipitados pueden sedimentar, pasando a formar parte del lodo, o pueden ser llevados para fuera del sistema, junto con la DQO efluente.
- La adsorción, que constituye una reacción donde la DQO disuelta es adsorbida en la superficie de las partículas de biomasa presentes en el sistema, el ejemplo más importante de este mecanismo en la práctica es la adsorción de grasa en el lodo bacteriano.

También una parte de la DQO insoluble (particulada) puede ser removida a través de mecanismos no biológicos, por medio de su retención en el lodo. Tal retención ocurre porque el lecho de lodo puede actuar como un "filtro" o porque el material particulado puede presentar buenas propiedades de sedimentación.

En el caso particular de los reactores tipo UASB (ver Capítulo 4), o de cualquier otro sistema anaerobio que dependa de la inmovilización de biomasa activa, la acumulación

de DQO insoluble en el lecho de lodo puede ser perjudicial al proceso, ya que puede llevar a la formación de lodo no microbiano. Si se encuentra presente en exceso, este lodo no microbiano puede ocasionar la dilución de la población de microorganismos metanogénicos, provocando la disminución de la actividad metanogénica del lodo. Por otro lado, la retención de DQO particulada, en el lecho de lodo, puede resultar en la elevación del tiempo de permanencia de ese material en el reactor y contribuir a que se dé la hidrólisis.

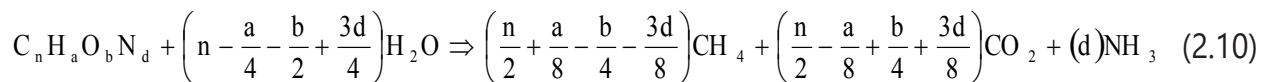
2.3.6 Degradación de contaminantes y producción de metano

Según se describió en el ítem 2.2, la digestión anaerobia puede considerarse como un proceso de dos fases. En la primera, una diversidad de bacterias fermentativas transforma inicialmente los compuestos orgánicos complejos en compuestos solubles y por último en ácidos orgánicos de cadena corta. En la segunda fase, los microorganismos metanogénicos utilizan los productos fermentados de la primera fase y los convierte en metano. Si en la primera fase no se produjera hidrógeno, la etapa de fermentación resultaría en una reducción insignificante de DQO, ya que todos los electrones liberados en el proceso de oxidación de los compuestos orgánicos son transferidos a receptores orgánicos, los cuales permanecen en el medio. De esa forma, la etapa de fermentación, aunque posibilite la conversión de una parte de la fuente de energía en dióxido de carbono y de parte de la materia orgánica en nuevas células, no es un proceso adecuado, ni para el retorno del carbono orgánico hacia la atmósfera, ni para su remoción del agua residual. Aunque se haya generado el hidrógeno, este representa un producto gaseoso que escapa del medio, ocasionando, por lo tanto, una reducción del contenido de energía del agua residual.

Muchos de los ácidos y alcoholes producidos en la fase inicial de fermentación son convertidos en un gas bastante insoluble, el metano, que escapa del medio, propiciando así el principal mecanismo para el reciclaje del carbono orgánico en condiciones anaerobias. Con excepción de las pérdidas debidas a la ineficiencia microbiana, casi toda la energía removida del sistema es recuperada en la forma de gas metano. Sin embargo, la formación de metano no completa el ciclo del carbono, a menos que este sea oxidado a dióxido de carbono, biológicamente o por combustión, de tal manera que se encuentre disponible para el reciclaje a través de la fotosíntesis.

2.3.6.1 Estimación de la producción de metano a partir de la composición química del agua residual

El conocimiento de la composición química del agua residual hace posible prever la cantidad de metano a ser producida y, en consecuencia, la cantidad de materia orgánica degradada. Para prever la producción de metano a partir de la composición química del agua residual dada, se utiliza la ecuación estequiométrica de Buswell, que se presenta a continuación:



En esta ecuación, $C_nH_aO_bN_d$ representa la fórmula química del compuesto orgánico biodegradable, sometido al proceso de degradación anaerobia, teniendo en cuenta que la producción de metano aquí considerada es la máxima estequiométricamente posible. No se considera la utilización de sustrato para la producción de biomasa bacteriana, ni otras rutas de conversión de la materia orgánica. En el ejemplo 2.1 se hace una estimación de la producción de metano, mediante el uso de la Ecuación 2.10.

En la presencia de oxígeno (poco probable) o de donadores inorgánicos específicos (como nitrato, sulfato o sulfito), la producción de metano decrecerá, de acuerdo con las siguientes ecuaciones (Lettinga *et al.*, 1996):



(considerando la presencia de nitrato en el agua residual)



(considerando la presencia de sulfato en el agua residual)

En la Ecuación 2.12, se observa que la reducción de sulfato en un reactor anaerobio conduce a la formación de H_2S , gas que se disuelve mucho más en el agua que el CH_4 . De esa manera, la permanencia parcial de H_2S en la fase líquida contribuirá a los valores de DQO del efluente, representando una menor eficiencia de reducción de la DQO afluente al reactor, al ser comparada con el tratamiento de aguas residuales similares pero que no contengan

sulfato (ver ítem 2.3.7). También, la cantidad de CO_2 en el biogás podrá ser mucho menor que la esperada de acuerdo con la Ecuación de Buswell, por la alta solubilidad de este gas en el agua.

Una discusión más profunda sobre la presencia de sustancias inorgánicas reducidas en la fase líquida de reactores anaerobios y el efecto de los iones cloruro, amonio, hierro y sulfuro en el ensayo de la DQO es presentada en Aquino *et al.* (2006).

Ejemplo 2.1

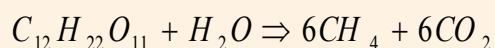
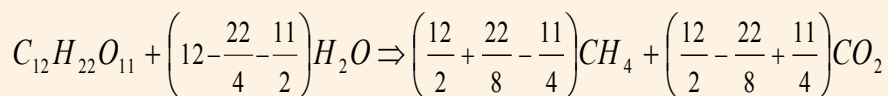
Considere el tratamiento de un agua residual con las siguientes características:

- Temperatura: 26 °C
- Caudal: 400 m³/d
- Composición del agua residual
 - sacarosa ($\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$): $C = 380 \text{ mg/L}$, $Q = 250 \text{ m}^3/\text{d}$
 - ácido acético ($\text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2$): $C = 980 \text{ mg/L}$, $Q = 150 \text{ m}^3/\text{d}$

Se solicita estimar la producción de metano, a partir de la degradación del vertimiento, utilizando la Ecuación 2.10

- Estimación de la producción de metano, a partir de la degradación de la sacarosa

Sustituyéndose las cantidades de Carbono (12), Hidrógeno (22) y Oxígeno (11) de la molécula de sacarosa en la Ecuación 2.10, se tiene:

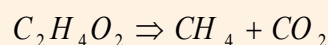
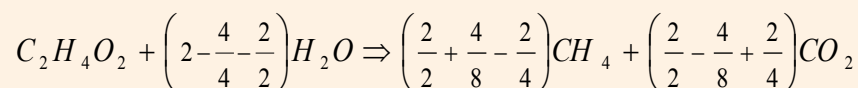


De esta forma, se tiene que cada mol de sacarosa (342 g) produce 6 moles de metano (96 g) y, por lo tanto, la producción resultante de metano será:

$$\begin{array}{l} 342 \text{ g Sacarosa} \dots\dots\dots 96 \text{ gCH}_4 \\ (250 \text{ m}^3/\text{d} \times 0,380 \text{ kg/m}^3) \dots\dots\dots X \text{ kgCH}_4/\text{d} \Rightarrow X = 26,7 \text{ kgCH}_4/\text{d} \end{array}$$

- *Producción estimada de metano a partir de la degradación del ácido acético*

Sustituyendo las cantidades de Carbono (2), Hidrógeno (4) y Oxígeno (2) de la molécula de ácido acético en la Ecuación 2.10, se tiene:



Por lo tanto, se tiene que cada mol de ácido acético (60 g) produce 1 mol de metano (16 g) y, por lo tanto, la producción resultante de metano será:

$$\begin{aligned} 60 \text{ g Ácido acético} & \dots\dots\dots 16 \text{ gCH}_4 \\ (150 \text{ m}^3/\text{d} \times 0,980 \text{ kg/m}^3) & \dots\dots\dots X \text{ kgCH}_4/\text{d} \Rightarrow X = 39,2 \text{ kgCH}_4/\text{d} \end{aligned}$$

- *Producción total de metano (P_{CH_4})*

La producción total de metano es la suma de las fracciones resultantes de la degradación de la sacarosa y del ácido acético, como se presenta a continuación:

$$P_{CH_4} = 26,7 + 39,2 = 65,9 \text{ kgCH}_4/\text{d}$$

Para obtener la producción total en volumen, se debe hacer la equivalencia en moles de CH_4/d y corregir el volumen en función de la temperatura operacional del reactor, de la siguiente manera:

$$\begin{aligned} - 1 \text{ mol de CH}_4 & \dots\dots\dots 16 \text{ g} \\ - X \text{ moles CH}_4/\text{d} & \dots\dots\dots 65.900 \text{ g CH}_4/\text{d} \Rightarrow X = 4.118,8 \text{ moles CH}_4/\text{d} \end{aligned}$$

$$Q_{CH_4} = 4.118,8 \text{ moles CH}_4/\text{d} \times 22,4 \text{ L/mol} \times [(273\text{K} + T \text{ }^\circ\text{C}) / 273 \text{ K}]$$

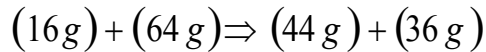
$$Q_{CH_4} = 4.118,8 \text{ moles CH}_4/\text{d} \times 22,4 \text{ L/mol} \times [(273\text{K} + 26^\circ\text{C}) / 273 \text{ K}]$$

$$Q_{CH_4} = 101.048 \text{ L/d} = 101,0 \text{ m}^3/\text{d}$$

Nota: Esta es la estimación de la producción bruta de metano. Para estimar el valor de la producción neta, se debe deducir la fracción de sustrato utilizada para crecimiento celular (ver Ejemplo 2.2).

2.3.6.2 Estimación de la producción de metano a partir de la DQO degradada

Otra forma de evaluar la producción de metano es a partir de la estimación de degradación de DQO en el reactor, de acuerdo con la siguiente ecuación:



Se tiene que un mol de metano requiere dos moles de oxígeno para su completa oxidación a gas carbónico y agua. Por lo tanto, por cada 16 gramos de CH_4 producido y removido de la fase líquida corresponde la remoción de 64 gramos de DQO del agua residual. En condiciones normales de temperatura y presión ello corresponde a 350 mililitros de CH_4 por cada gramo de DQO degradada. La expresión general que determina la producción teórica de metano por gramo de DQO removida del agua residual es:

$$\boxed{Q_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{f(T)}} \quad (2.14)$$

donde:

Q_{CH_4} = producción volumétrica de metano (m^3/d);

DQO_{CH_4} = carga de DQO removida en el reactor y convertida en metano (gDQO)

$f(T)$ = factor de corrección para la temperatura operacional del reactor ($kgDQO/m^3$).

$$\boxed{f(T) = \frac{P \times K_{DQO}}{R \times (273 + T)}} \quad (2.15)$$

donde:

P = presión atmosférica (1 atm);

K_{DQO} = DQO correspondiente a un mol de CH_4 (64 gDQO/mol);

R = constante de los gases (0,08206 atm.L/mol.K);

T = temperatura operacional del reactor ($^{\circ}C$).

Considerando que la producción de metano puede ser fácilmente determinada en un reactor anaerobio, esta se constituye en una medida rápida y directa del grado de conversión del agua residual y la eficiencia del sistema de tratamiento.

Ejemplo 2.2

Considere el tratamiento de un agua residual con las siguientes características:

- Temperatura: 26°C
- Caudal: 400 m³/d
- Composición del agua residual
 sacarosa (C₁₂H₂₂O₁₁): C = 380 mg/L, Q = 250 m³/d
 ácido acético (C₂H₄O₂): C = 980 mg/L, Q = 150 m³/d

Se solicita:

1. La concentración final del agua residual en términos de DQO:

Equilibrando las reacciones de oxidación de cada uno de los compuestos del agua residual, se tiene:

- Concentración de DQO de la sacarosa

$$C_{12}H_{22}O_{11} + 12O_2 \Rightarrow 12CO_2 + 11H_2O$$
 342 g384 gDQO
 380 mg/L.....X gDQO $\Rightarrow X = 427 \text{ mgDQO/L}$
- Carga de DQO debido a la sacarosa
 $250 \text{ m}^3/\text{d} \times 0,427 \text{ kgDQO/m}^3 = 106,8 \text{ kgDQO/d}$
- Concentración de DQO del ácido acético

$$C_2H_4O_2 + 2O_2 \Rightarrow 2CO_2 + 2H_2O$$
 60 g64 gDQO
 980 mg/L.....X gDQO $\Rightarrow X = 1.045 \text{ mgDQO/L}$
- Carga de DQO debida al ácido acético
 $150 \text{ m}^3/\text{d} \times 1,045 \text{ kgDQO/m}^3 = 156,8 \text{ kgDQO/d}$

- Concentración final del agua residual en términos de DQO

$$\text{Concentración final} = \text{Carga total} / \text{Caudal total}$$

$$= (106,8 + 156,8 \text{ kgDQO/d}) / 500 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$\text{Concentración final} = (263,6 \text{ kgDQO/d}) / (400 \text{ m}^3/\text{d}) = 0,659 \text{ kgDQO/m}^3$$

$$\text{Concentración final} = \mathbf{659 \text{ mgDQO/L}}$$

2. La producción teórica máxima de metano, asumiendo los siguientes coeficientes de producción celular para las bacterias acidogénicas y arqueas metanogénicas: $Y_{acid} = 0,15$ y $Y_{metan} = 0,03 \text{ gDQO}_{cel} / \text{gDQO}_{remov}$. La producción teórica máxima ocurre cuando hay 100% de eficiencia de remoción de DQO y no hay reducción de sulfato en el sistema.

- Carga de DQO removida en el sistema de tratamiento:

$$263,6 \text{ kgDQO/d (100\% de eficiencia)}$$

- Carga de DQO convertida en biomasa acidogénica:

$$\text{DQO}_{acid} = Y_{acid} \times 263,6 = 0,15 \times 263,6 = 39,5 \text{ kgDQO/d}$$

- Carga de DQO convertida en biomasa metanogénica:

$$\text{DQO}_{metan} = Y_{metan} \times (263,6 - 39,5) = 0,03 \times 224,1 = 6,7 \text{ kgDQO/d}$$

- Carga de DQO convertida en metano:

$$\begin{aligned} \text{DQO}_{CH_4} &= (\text{carga total de DQO}) - (\text{carga de DQO convertida en biomasa}) \\ &= 263,6 - 39,5 - 6,7 = 217,4 \text{ kgDQO/d} \end{aligned}$$

- Estimación de la producción de metano:

Por medio de la Ecuación 15 se determina el valor de $f(T)$.

$$f(T) = (P \times K_{DQO}) / [R \times (273 + Tt)] = (1 \text{ atm} \times 64 \text{ gDQO/mol}) / [0,08206 \text{ atm.L/mol.K} \times (273 + 26^\circ\text{C})]$$

$$f(T) = 2,61 \text{ gDQO/L}$$

Por medio de la Ecuación 14 se determina la producción teórica de metano.

$$Q_{CH_4} = \text{DQO}_{CH_4} / f(T) = (217,4 \text{ kgDQO/d}) / (2,61 \text{ kgDQO/m}^3)$$

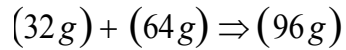
$$Q_{CH_4} = \mathbf{83,3 \text{ m}^3/\text{d}}$$

2.3.7 Reducción de sulfato y producción de metano

Según lo abordado en el ítem 2.2, la presencia de sulfato en un agua residual provoca una alteración de las rutas metabólicas en el digestor anaerobio (Figura 2.3), en virtud de una competición por sustrato, que se establece entre las bacterias sulforeductoras y los microorganismos fermentativos, acetogénicos y metanogénicos. De esa manera, pasan a formarse dos productos finales: metano (a través de la metanogénesis) y sulfuro (a través de la reducción de sulfato). La magnitud de esa competición está relacionada con una serie de aspectos, particularmente el pH y la relación DQO/SO₄²⁻ en el agua residual. La producción de sulfuros puede provocar serios problemas durante el tratamiento de esas aguas servidas (adaptado de Lettinga, 1995 y Visser, 1995):

- la reducción de SO₄²⁻ resulta en la formación de H₂S, un compuesto inhibidor para las arqueas metanogénicas, que puede reducir su actividad y la capacidad del reactor anaerobio. En la práctica, una inhibición más acentuada de las metanogénicas solamente ocurre cuando la relación DQO/SO₄²⁻ es inferior a 7, pero con una fuerte dependencia del pH. Para elevadas relaciones DQO/SO₄²⁻ (>10), gran parte del H₂S producido será removido de la fase líquida, en función de una mayor producción de biogás, disminuyendo su efecto inhibidor en la masa líquida;
- parte del sulfuro de hidrógeno producido pasa para la fase gaseosa (biogás), pudiendo causar problemas de corrosión y de mal olor. Si se pretende la utilización del biogás, se debe prever un costo adicional para purificación del mismo;
- la presencia de sulfuros causa una elevada demanda de oxígeno en el efluente y también problemas de mal olor. Puede ser necesaria una etapa de pos-tratamiento para remoción de sulfuros;
- para una misma cantidad de material orgánico presente en el agua residual, la reducción de sulfatos disminuye la cantidad de metano producido. La reducción de 1,5 g de SO₄²⁻ es equivalente a la utilización de 1,0 g de DQO, lo que significa una menor disponibilidad para conversión en CH₄ (ver la Ecuación 2.16, a continuación).

Para estimar la DQO utilizada para reducción del sulfato presente en el agua residual se puede utilizar la siguiente ecuación:



Se verifica que 1 mol de SO_4^{2-} requiere dos moles de oxígeno para su reducción a sulfuro. Por lo tanto, cada 96 gramos de SO_4^{2-} presente en el agua residual consumen 64 gramos de DQO (relación 1,5 SO_4^{2-} : 1,0 DQO).

2.4 CINÉTICA DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

2.4.1 Preliminares

El conocimiento de la cinética de los procesos de conversión biológica es importante tanto para el diseño de reactores anaerobios como para la previsión de la calidad del efluente final. Existe una gran dificultad en describir matemáticamente tales cinéticas de conversión, debido a la complejidad de los sustratos y a la presencia de diversas poblaciones bacterianas. Por otro lado, los modelos matemáticos complejos no son deseables, especialmente si ellos no logran describir con propiedad las reacciones de proceso involucradas.

Dos variables principales forman la base de todos los modelos biológicos: i) la concentración de sustrato; y ii) la concentración de microorganismos. Desde el punto de vista cinético, el tratamiento anaerobio puede ser descrito como un proceso de tres etapas, a saber:

- hidrólisis de orgánicos complejos;
- producción de ácidos;
- producción de metano.

En un proceso complejo y de múltiples etapas, la cinética de la etapa más lenta gobernará la cinética general de conversión del agua residual. En la digestión anaerobia de lodos de PTARs,

por ejemplo, la hidrólisis de los sólidos orgánicos complejos constituye la etapa limitante del proceso. En la degradación de compuestos orgánicos simples, como los encontrados en los efluentes de industria petroquímica, la fermentación a acetato, hidrógeno y dióxido de carbono puede ser la etapa limitante. Sin embargo, en la mayoría de las situaciones la etapa limitante se encuentra asociada a la formación de metano.

2.4.2 Cinética del crecimiento de microorganismos

Pese a que el crecimiento de microorganismos se constituya en un proceso complejo, asociado directamente a los requisitos ambientales necesarios al crecimiento, usualmente es posible describirlo, aunque de forma aproximada, a través de modelos matemáticos relativamente simples. La teoría del crecimiento biológico se basa en tres relaciones fundamentales:

- tasa de crecimiento;
- coeficiente de producción celular;
- relación entre concentración de sustrato y tasa de crecimiento.

2.4.2.1 Crecimiento específico bruto

La fase de crecimiento logarítmica puede utilizarse para describir el crecimiento bacteriano en sistemas intermitentes. La tasa de crecimiento en la fase logarítmica es proporcional al incremento en masa bacteriana, definida por la Ecuación 2.17. Mayores detalles sobre las fases de crecimiento bacteriano se encuentran en el volumen 2 de la serie: Principios básicos del tratamiento de aguas residuales (von Sperling, 1996), y cuya versión en español fue publicada por la Universidad de Nariño en el año 2019.

$$\boxed{\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X} \quad (2.17)$$

donde:

dX/dt : tasa de generación de microorganismos (mg/L.d)

μ : tasa de crecimiento específico (d^{-1})

X : concentración de microorganismos (mg/L)

La relación entre la tasa de crecimiento de microorganismos y el efecto del sustrato limitante puede expresarse a través de la ecuación de Monod, como se presenta a continuación.

$$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{S}{K_S + S} \quad (2.18)$$

en la que:

$\mu_{m\acute{a}x}$: tasa de crecimiento específico máxima (d^{-1})

S : concentración del sustrato o nutriente limitante (mg/L)

K_S : constante de saturación, o concentración de sustrato, para la cual $\mu = 0,5 \mu_{m\acute{a}x}$ (mg/L)

Esta ecuación se aplica tan solo en condiciones específicas, especialmente para sistemas con biomasa finamente dispersa (sin limitación de difusión de sustrato) y con sustratos bien conocidos. Adicionalmente, deberán estar presentes tanto nutrientes como micronutrientes. La relación establecida por la Ecuación 2.18 describe una cinética de saturación, donde todas las sustancias, excepto el sustrato limitante, se encuentran presentes en abundancia.

Además de eso, los productos formados no se acumulan en concentraciones suficientes para inhibir la reacción. Inicialmente, el sustrato se encuentra en concentraciones elevadas en el medio y la tasa de reacción se presenta en torno de su valor máximo. Conforme el sustrato es consumido, la tasa de reacción disminuye de manera gradual, proporcionalmente a la concentración de sustrato, alcanzando un valor mínimo, debido a la baja disponibilidad de sustrato en el medio. La constante de saturación (K_S) representa el valor de la concentración de sustrato, para el cual la tasa de crecimiento es la mitad de la tasa de crecimiento máxima ($\mu = 0,5 \mu_{m\acute{a}x}$). Esta constante proporciona un indicio de la *no afinidad* de la biomasa por un determinado tipo de sustrato. Para obtener elevadas reducciones de la concentración de sustrato en el tratamiento de aguas residuales, es deseable que este sustrato sea utilizado por microorganismos que tengan bajos valores de K_S .

La combinación de las expresiones 2.17 y 2.18 conduce a la ecuación general que relaciona el crecimiento bacteriano y la utilización de sustrato.

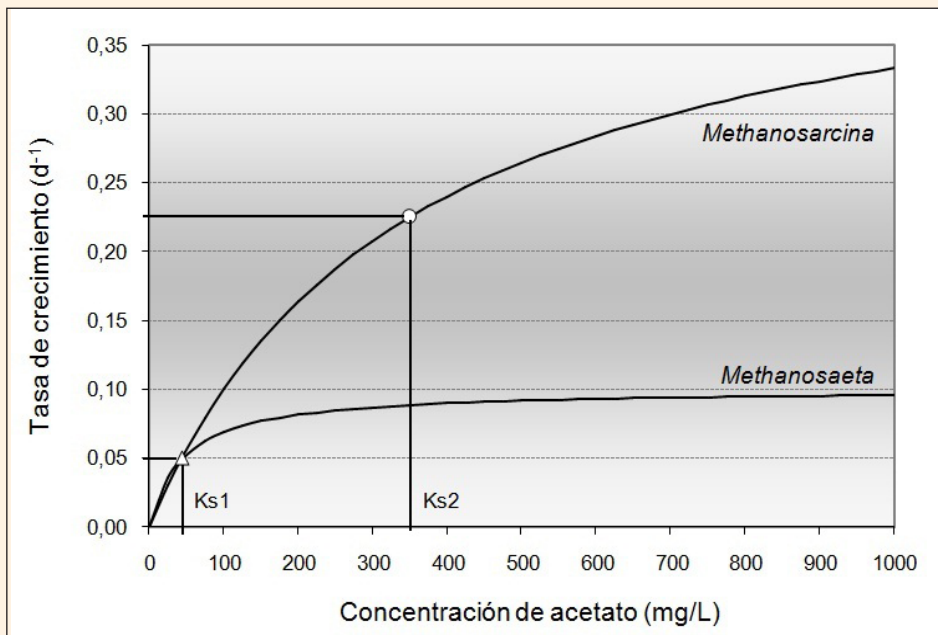
$$\frac{dX}{dt} = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{S}{K_S + S} \cdot X \quad (2.19)$$

Ejemplo 2.3

Expresar gráficamente las tasas de crecimiento específicas, en función de la concentración de sustrato, para las arqueas metanogénicas *Methanosaeta* y *Methanosarcina*, sabiendo que:

- Temperatura: 33°C
- Tipo de sustrato: Acetato
- Variación de la concentración de sustrato: 0 a 1.000 mg/L
- Parámetros cinéticos de la *Methanosaeta*: $\mu_{m\acute{a}x} = 0,1 \text{ d}^{-1}$; $K_s = 45 \text{ mg/L}$
- Parámetros cinéticos de la *Methanosarcina*: $\mu_{m\acute{a}x} = 0,45 \text{ d}^{-1}$; $K_s = 350 \text{ mg/L}$

Por medio de la Ecuación 2.18 se hace variar S , de 0 a 1.000 y se obtienen los valores correspondientes de μ , conforme se presenta en el siguiente gráfico. Observar los valores de K_s correspondientes a $0,5 \mu_{m\acute{a}x}$.



2.4.2.2 Decaimiento bacteriano

Las relaciones presentadas en el ítem anterior se refieren al crecimiento *bruto* de la biomasa, sin tener en cuenta la reducción de microorganismos, debido al metabolismo endógeno. Otros factores, como muerte y predación, también contribuyen para el decrecimiento de la masa de microorganismos, donde estos son usualmente agrupados, con el fin de representar el decaimiento bacteriano total. La tasa de decaimiento bacteriano se puede expresar como una reacción de primer orden, así:

$$\frac{dX}{dt} = K_d \cdot X \quad (2.20)$$

donde:

K_d = coeficiente de respiración endógena (d^{-1})

2.4.2.3 Crecimiento neto

Al incluir la tasa de decaimiento en la expresión 2.19, se obtiene la *tasa de crecimiento neto de microorganismos*, de acuerdo con la expresión:

$$\frac{dX}{dt} = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{S}{K_s + S} \cdot X - K_d \cdot X \quad (2.21)$$

2.4.3 Producción de sólidos

El coeficiente de producción de biomasa es un parámetro importante, aun de difícil determinación en la práctica. En reactores discontinuos, es posible determinar, con relativa precisión, la cantidad de sustrato proporcionada y también la cantidad de metano producida en un intervalo de tiempo más prolongado. La diferencia entre la DQO proporcionada y la DQO convertida en metano debe ser igual a la cantidad de biomasa producida en el reactor. En ese caso, la producción de biomasa incluye también el decaimiento, toda vez que de este también resulta la formación de metano, especialmente si los experimentos son realizados a altas temperaturas y por largos periodos de tiempo (Lettinga *et al.*, 1996).

En reactores de flujo continuo operando en laboratorio, se vuelve fácil la determinación del aumento en la cantidad de biomasa en el reactor y su pérdida con el efluente. Sin embargo, en diversas situaciones prácticas, la biomasa presente en el reactor consta de lodo bacteriano activo, adicionado con el material insoluble presente en el afluente. En esos casos, el valor de Y se verá muy influenciado por la cantidad y naturaleza del material en suspensión transportado con el agua residual afluente.

También para sustratos solubles, los valores de Y también dependen del tipo de sustrato. Para azúcares, el valor de Y es generalmente del orden de 0,12 a 0,15 gSSV/gDQO_{remov}, mientras, para sustratos ya acidificados, el valor de Y estará en torno de 0,015 a 0,05 gSSV/gDQO_{remov}.

2.4.3.1 Producción bruta

El crecimiento bacteriano, o sea, la producción de biomasa resultado de la utilización de sustrato, se puede expresar en función de la cantidad de sustrato, de acuerdo con la Ecuación 2.22. Se puede verificar que cuanto más sustrato es asimilado, mayor será la tasa de crecimiento bacteriano.

$$\boxed{\frac{dX}{dt} = Y \cdot \frac{dS}{dt}} \quad (2.22)$$

donde:

dS/dt : tasa de utilización de sustrato (mg/L.d)

Y : coeficiente de producción de biomasa (mg_{SSV}/mgDQO_{remov})

2.4.3.2 Producción neta

La Ecuación 2.22 representa el crecimiento bruto de microorganismos, sin considerar la reducción de la biomasa debido a la respiración endógena. Al incluir la respiración endógena, la *producción neta de sólidos* se expresa según la siguiente ecuación:

$$\boxed{\frac{dX}{dt} = Y \cdot \frac{dS}{dt} - K_d \cdot X} \quad (2.23)$$

2.4.4 Tasa de utilización de sustrato (actividad específica de la biomasa)

La tasa de utilización de sustrato expresa la capacidad de conversión de sustrato por la biomasa, por unidad de tiempo, la cual se representa a través de la siguiente relación:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{1}{Y} \cdot \frac{dX}{dt} \quad (2.24)$$

La combinación de las Ecuaciones 2.19 y 2.24 genera la relación general de utilización de sustrato, que puede expresarse de la siguiente forma:

$$\frac{dS}{dt} = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{S}{K_S + S} \cdot \frac{X}{Y} \quad (2.25)$$

La utilización de sustrato (DQO) es acompañada de la producción de biomasa (Y) y metano (1-Y), de acuerdo con la Ecuación 2.26:

$$\frac{dCH_4}{dt} = (1 - Y) \cdot \frac{dS}{dt} \quad (2.26)$$

en la cual:

dCH_4/dt : variación de la producción de metano, por unidad de tiempo ($gDQO_{CH_4}/L.d$)

Y : coeficiente de producción de biomasa ($gSSV/gDQO_{remov}$)

2.4.5 Parámetros cinéticos

Algunos parámetros cinéticos, para diferentes sustratos, durante el tratamiento anaerobio mesofílico, se presentan en el Cuadro 2.3 – ítem 2.3.3.2.

2.4.6 Tiempo de retención hidráulica y tiempo de retención celular

El parámetro tiempo de retención (o de residencia) celular, o edad del lodo, puede calcularse a partir de la cantidad total de biomasa presente en el reactor y de la cantidad de biomasa que abandona dicho reactor (perdida con el efluente o descartada como lodo excedente). Esto se aplica para reactores de mezcla completa.

En los reactores anaerobios que poseen mecanismos de retención de biomasa, es posible controlar el tiempo de retención celular en el sistema, hasta ciertos límites, independientemente del tiempo de retención hidráulica. Al contrario, en los sistemas que no poseen mecanismos de retención de biomasa, se hace necesario mantener el tiempo de retención hidráulica igual al tiempo de retención celular, so pena que la biomasa sea removida del sistema antes que tenga tiempo para crecer.

Una característica importante de los procesos anaerobios de alta tasa (ver capítulo 4) es su capacidad de retener gran cantidad de biomasa en el sistema, por elevados períodos de tiempo, inclusive cuando estos son operados con bajos tiempos de retención hidráulica. De esa manera, se proporcionan tiempos de retención celular bastante altos (θ_c usualmente superiores a 30 días), propiciando la estabilización del lodo en el propio sistema y la consecuente reducción del coeficiente de producción de biomasa (Y). Así, además que la cantidad de lodo excedente descartado es muy inferior a la que se observa en los procesos aerobios, se tiene otra ventaja significativa toda vez que este lodo ya se encuentra estabilizado.

2.4.6.1 Tiempo de retención hidráulica

El tiempo de retención hidráulica en sistemas cuyo volumen de líquido que entra es el mismo que sale puede expresarse de manera general como:

$$t = \frac{V}{Q} \quad (2.27)$$

donde:

t : tiempo de retención hidráulica (h)

V : volumen del reactor (m³)

Q : caudal de líquido (m³/h)

2.4.6.2 Tiempo de retención celular

Para sistemas operando en estado estacionario, la cantidad de sólidos removidos del sistema es igual a la cantidad de sólidos producidos. Así, la edad del lodo puede expresarse como:

$$\theta_c = \frac{\text{masa de sólidos en el sistema}}{\text{masa de sólidos removida del sistema, por unidad de tiempo}} \quad (2.28)$$

o

$$\theta_c = \frac{V \cdot X}{V \cdot \frac{dX}{dt}} \quad (2.29)$$

en la cual:

θ_c : tiempo de retención celular, o edad del lodo (d)

Dependiendo de la existencia o no de mecanismos de retención de sólidos, se pueden tener las siguientes condiciones:

- sistemas sin mecanismos de retención de sólidos: $\theta_c = t$
- sistemas con mecanismos de retención de sólidos: $\theta_c > t$

El hecho que la biomasa permanezca más tiempo en el sistema que el que permanece el líquido justifica la mayor eficiencia de los sistemas, que disponen de mecanismos para retención de sólidos, según se abordará en el capítulo 3.

2.4.7 Tiempo de retención celular mínimo (θ_c mínimo)

El tiempo que una célula bacteriana permanece en el sistema de tratamiento (θ_c) debe ser mayor al necesario para que ella se duplique. De lo contrario, la célula será removida del sistema antes que pueda multiplicarse, conduciendo a una progresiva reducción de la concentración de biomasa en el reactor, hasta la falla total del sistema.

Conforme se demostró en el volumen 2 de esta serie, el tiempo de duplicación celular puede expresarse como (von Sperling, 1996):

$$t_{dup} = \frac{\ln 2}{\mu} = \frac{0,693}{\mu} \quad (2.30)$$

donde:

t_{dup} : tiempo de duplicación celular (d)

μ : tasa de crecimiento específico (d^{-1})

Sin embargo, para sistemas que operan con altos tiempos de retención celular, como por ejemplo los sistemas anaerobios, el decaimiento bacteriano debe ser tenido en consideración. En esas condiciones, el θ_c mínimo puede expresarse como:

$$\theta_c \text{ mín} = \frac{1}{k \cdot Y - K_d} \quad (2.31)$$

o

$$\theta_c \text{ mín} = \frac{1}{\mu - K_d} \quad (2.32)$$

donde:

θ_c mín: tiempo de retención celular mínimo

k : $dS/(X \cdot dt)$ = tasa específica de utilización de sustrato (gDQO/gSSV.d)

Y : coeficiente de producción de biomasa (gSSV/gDQO_{remov})

K_d : coeficiente de respiración endógena (d^{-1})

En sistemas de culturas mixtas, como es el caso de los reactores anaerobios, se debe evaluar el tiempo de duplicación celular correspondiente a la especie que se multiplica más lentamente, en general se suele adoptar el de las arqueas metanogénicas acetoclásticas. Para la temperatura de 30°C, el tiempo de retención celular mínimo, para un reactor metanogénico, es de aproximadamente 3,3 días y el coeficiente de respiración endógena es igual a 0,02 d^{-1} (Lettinga *et al.*, 1996).

Es importante analizar la influencia del tiempo de duplicación celular en relación a sistemas con y sin mecanismos de retención de biomasa:

- sistemas de biomasa en suspensión, sin mecanismos de retención de biomasa ($\theta_c = t$): En ese caso, θ_c debe ser mayor o igual a t_{dup} . Debe satisfacerse tal condición por ejemplo en el caso de digestores convencionales de mezcla completa. En ellos, es esencial garantizar que el tiempo de retención hidráulica mínimo no sea inferior al tiempo de duplicación de los microorganismos, en condiciones de temperatura crítica.
- sistemas de biomasa en suspensión, con mecanismos de retención de biomasa ($\theta_c > t$). En estos sistemas, se logra asegurar el mantenimiento de la biomasa en los reactores, a través de mecanismos específicos de retención (ver Capítulo 3), mientras el tiempo de retención hidráulica (t) puede mantenerse en su valor mínimo (mínimo volumen del reactor). Tal situación se verifica en los reactores de alta tasa, según se detallará en el Capítulo 4.

2.4.8 Cinética e inhibición

Pese a que la relación propuesta por Monod ha mostrado su validez para una enorme variedad de microorganismos y sustratos limitantes, ésta no es válida para sustratos que sean limitantes a bajas concentraciones, e inhibidores a altas concentraciones. Ciertos sustratos, como por ejemplo los ácidos orgánicos, naturalmente producidos a lo largo del proceso de fermentación de la materia orgánica, son limitantes del crecimiento bacteriano al estar presentes en bajas concentraciones, pero también pueden inhibir el proceso de digestión anaerobia al encontrarse en altas concentraciones.

Para considerar la posibilidad de que un mismo sustrato actúe, tanto como limitante, como inhibidor a una determinada población microbiana, Andrews (1968) modificó la expresión cinética presentada por Haldane (1930), de la siguiente forma:

$$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{1}{1 + \frac{Ks}{HS} + \frac{HS}{Ki}} \quad (2.33)$$

en la que:

μ : tasa de crecimiento específico (d^{-1})

$\mu_{m\acute{a}x}$: tasa máxima de crecimiento específico (d^{-1})

HS : concentración de sustrato no ionizado (mg/L)

Ks : constante de saturación, o concentración de sustrato, para la cual $\mu = 0,5 \mu_{m\acute{a}x}$ (mg/L)

Ki : constante de inhibición (mg/L)

En dicho modelo, Andrews (1968) asumió como etapa limitante del proceso la conversión de los ácidos orgánicos en metano y dióxido de carbono, considerando que la fracción de ácidos no ionizados sería el sustrato limitante y también el agente inhibidor. La Figura 2.7 ilustra una representación esquemática de las relaciones de Monod y Haldane.

Debido a la forma cuadrática de la ecuación de Haldane, existen dos concentraciones de sustrato para cada tasa de crecimiento considerada. No obstante, el valor más alto de concentración corresponde a una situación inestable para reactores de mezcla completa, permitiendo la previsión de fallas, por sobrecarga orgánica.

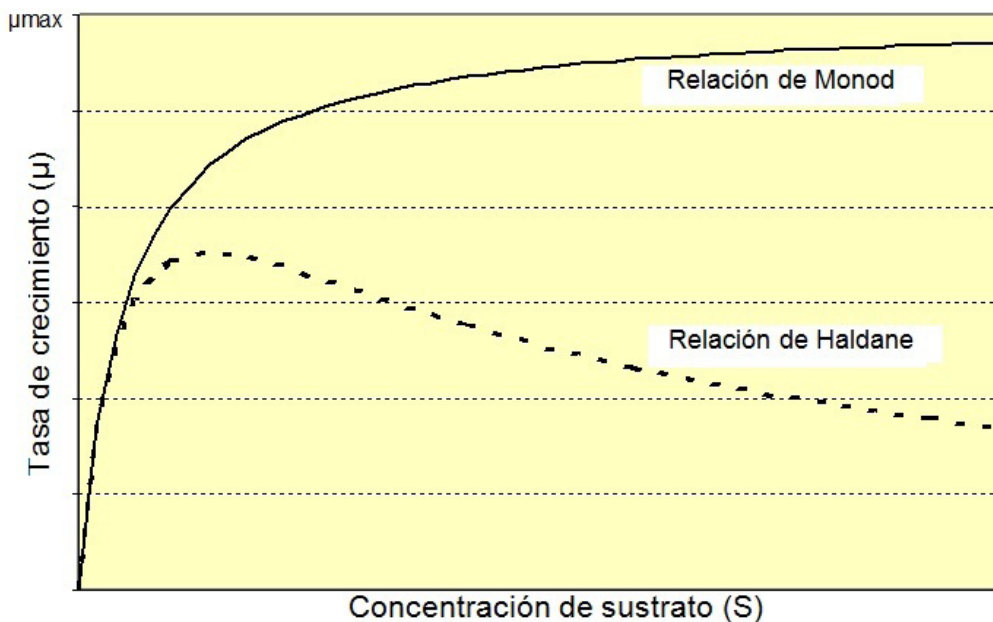


Fig. 2.7 – Representación gráfica de las ecuaciones de Monod y Haldane

2.4.9 Modelamiento matemático de procesos anaerobios

El modelamiento matemático de procesos de digestión anaerobia aun ha sido poco utilizado por ingenieros y operadores, probablemente debido a dos factores principales (Batstone *et al.*, 2002): i) a la gran variedad de modelos disponibles; y ii) a la naturaleza un tanto específica de tales modelos.

De esta manera, la enorme diversidad de parámetros cinéticos reportados en la bibliografía especializada, relacionados a diferentes condiciones, como temperatura, tipo de sustrato,

tipo de cultura (mixtas y puras), tipo de lodo entre otros, contribuye más al entendimiento de los fenómenos que al modelamiento matemático del proceso, para fines de diseño y operación (Foresti, 1994).

Tan solo más recientemente, en 2002, se publicó el informe técnico y científico n° 13 de la International Water Association (IWA), contemplando el *Modelo de Digestión Anaerobia No. 1* (ADM1). Dicho modelo es el resultado del esfuerzo emprendido por el grupo de trabajo para el modelamiento matemático del proceso de digestión anaerobia, instituido por el grupo de especialistas en digestión anaerobia de la IWA (Batstone *et al.*, 2002).

El informe técnico y científico n° 13 contempla tres secciones principales (Batstone *et al.*, 2002):

- El capítulo 2 establece las nomenclaturas y unidades;
- El capítulo 3 discute la estructura de las reacciones bioquímicas; y
- El capítulo 4 discute la estructura de las reacciones físico-químicas.

Los capítulos 5 y 6 dan soporte al ADM1, al proporcionar informaciones para su implementación en un reactor de flujo continuo y mezcla completa (CSTR), y al sugerir valores para los parámetros.

El ADM1 se estructuró en cuatro bloques, comprendiendo las etapas de solubilización extracelular, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis. La etapa de solubilización extracelular se dividió en *desintegración* e *hidrólisis*, donde la primera es una etapa predominantemente no biológica, que posibilita la conversión de sustrato particulado agregado, en materiales inertes, carbohidratos, proteínas y lípidos particulados. La segunda es considerada la hidrólisis enzimática de carbohidratos, proteínas y lípidos particulados, en monosacáridos, aminoácidos y ácidos orgánicos de cadena larga, respectivamente. La *desintegración* fue incluida con el propósito principal de describir la degradación de materiales particulados con características de agregados, tales como lodo primario y secundario, mientras la *hidrólisis* describe la degradación de sustratos bien definidos y puros, tales como la celulosa, almidón y proteína.

Son varios los beneficios esperados a partir del desarrollo de este primer modelo genérico e integrado de la digestión anaerobia (Batstone *et al.*, 2002), a saber:

- Aplicación creciente del modelo para diseño, operación y optimización de plantas de tratamiento en escala plena;
- Desarrollo de nuevos trabajos de optimización y control de procesos, con el propósito de lograr la implementación directa en plantas de tratamiento en escala plena;
- Establecimiento de una base común para el desarrollo de nuevos modelos y estudios de validación, para posibilitar que los resultados sean comparables y compatibles;
- Auxilio en la transferencia de tecnología entre la investigación y la industria.

2.5 REQUISITOS AMBIENTALES

2.5.1 Preliminares

Un hábitat natural no se refiere a un ambiente no afectado por las actividades humanas, pero si a uno donde las especies que comprenden la población microbiana sean aquellas seleccionadas por la interacción con el ambiente y con ellas mismas. Condiciones nutricionales y físicas proporcionan la selección de los organismos más adaptados con el ambiente, los cuales, a su vez, pueden variar rápida y frecuentemente, debido a cambios en el suplemento de nutrientes o a las condiciones físicas.

Tanto las características físicas del ambiente, como las químicas, influyen el crecimiento microbiano. Factores físicos, en general, actúan como agentes selectivos, mientras que los factores químicos pueden o no ser selectivos. Algunos elementos, como carbono y nitrógeno, que usualmente son requeridos en cantidades relativamente grandes, pueden ser muy importantes en la selección de las especies predominantes. Los micronutrientes, que son requeridos en cantidades muy pequeñas, generalmente ejercen poca o ninguna influencia selectiva.

La digestión anaerobia es particularmente susceptible a un control riguroso de las condiciones ambientales, puesto que el proceso requiere una interacción de los microorganismos fermentativos y metanogénicos. De esa manera, el éxito del proceso depende de un balance delicado del sistema ecológico. Se debe prestar especial atención

a los microorganismos metanogénicos, que son considerados los más vulnerables a los cambios en las condiciones ambientales. A continuación se comentarán los principales requisitos ambientales de la digestión anaerobia.

2.5.2 Nutrientes

Las necesidades nutricionales de las poblaciones microbianas involucradas en los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales son, usualmente, establecidas a partir de la composición química de las células microbianas. Como la composición exacta es raramente conocida, los requisitos de nutrientes se determinan con base en la composición empírica de las células microbianas. Tal consideración se basa en el hecho de que casi todas las células vivas están formadas por tipos de compuestos similares, y que estas presentan composiciones químicas similares, requiriendo, por lo tanto, los mismos elementos en las mismas proporciones relativas. En el siguiente cuadro se presenta la composición química de los microorganismos metanogénicos.

Cuadro 2.6 - Composición química de los microorganismos metanogénicos

Macronutrientes		Micronutrientes	
Elemento	Concentración (g/kg SST)	Elemento	Concentración (mg/kg SST)
Nitrógeno	65	Hierro	1.800
Fósforo	15	Níquel	100
Potasio	10	Cobalto	75
Azufre	10	Molibdeno	60
Calcio	4	Zinc	60
Magnesio	3	Manganeso	20
		Cobre	10

Fuente: Lettinga *et al.* (1996)

De acuerdo con Lettinga *et al.* (1996), las necesidades mínimas de nutrientes pueden ser calculadas de acuerdo con la siguiente expresión:

$$R_{nut} = S_0 \cdot Y \cdot C_{nut} \cdot \frac{SST}{SSV} \quad (2.34)$$

donde:

R_{nut} : requisito de nutriente (g/L)

S_j : concentración de sustrato afluente al reactor (gDQO/L)

Y : coeficiente de producción de biomasa (gSSV/gDQO)

C_{nut} : concentración de nutriente en la célula bacteriana (g/gSST)

SST/SSV: relación sólidos totales/sólidos volátiles para la célula bacteriana (usualmente 1,14 gSST/gSSV)

Para que los procesos biológicos de tratamiento sean operados con éxito, los nutrientes inorgánicos, necesarios para el crecimiento de los microorganismos, deben proporcionarse en cantidades suficientes. Si no se suplen las concentraciones ideales de nutrientes, se debe llevar a cabo alguna forma de compensación, bien sea a través de la aplicación de menores cargas al sistema de tratamiento, o permitiendo que se reduzca la eficiencia del sistema. La presencia o la ausencia de micronutrientes en los vertimientos generalmente se evalúan a través de investigaciones de laboratorio. Algunas veces, el tratamiento combinado de diferentes tipos de aguas residuales puede compensar la falta de micronutrientes en algunos de los vertimientos.

Las aguas residuales sanitarias (domésticas) generalmente presentan todos los tipos apropiados de nutrientes en concentraciones adecuadas, formando, de esa manera, el ambiente ideal para el crecimiento, sin limitaciones para el proceso de digestión anaerobia. Una posible excepción es la disponibilidad de suficiente hierro en lodos generados en el tratamiento de aguas residuales domésticas, lo que puede limitar la actividad metanogénica, durante la degradación de tales aguas. Los efluentes industriales, por el contrario, son más específicos en composición, y usualmente necesitan del suplemento de nutrientes, para una degradación óptima.

Los siguientes son los nutrientes necesarios para la estimulación nutricional de microorganismos metanogénicos, en orden decreciente de importancia: nitrógeno, azufre, fósforo, hierro, cobalto, níquel, molibdeno, selenio, riboflavina y vitamina B₁₂.

2.5.2.1 Nitrógeno

Generalmente, el nitrógeno es el nutriente inorgánico requerido en mayores concentraciones para el crecimiento de los microorganismos. En condiciones anaerobias, el nitrógeno, en las formas de nitrito y nitrato, no está disponible para el crecimiento bacteriano, toda vez

que este es reducido a nitrógeno gaseoso y es liberado a la atmósfera. El amoníaco y la porción de nitrógeno orgánico, liberado durante la degradación, son las principales fuentes de nitrógeno utilizadas por los microorganismos.

El crecimiento bacteriano en vertimientos con altas cantidades de carbohidratos es mucho mayor al que ocurre en vertimientos que contienen proteínas y ácidos volátiles; las necesidades de nitrógeno para los primeros pueden ser hasta de 6 veces superiores a las de los vertimientos a base de ácidos volátiles. Ello se debe al aumento de la síntesis de las bacterias fermentativas.

Los requisitos de nitrógeno se basan en la composición química empírica de la célula microbiana, de acuerdo con el Cuadro 2.2. Aunque la estimación de los requisitos de nutrientes, con base en la concentración del agua residual, no sea la más indicada, la mayoría de las directrices contenidas en la bibliografía especializada se refiere al suplemento de nutrientes, con base en la DQO. De acuerdo con Lettinga *et al.* (1996), asumiendo que los nutrientes presentes en el agua residual se encuentren en una forma disponible para las bacterias, pueden utilizarse las siguientes relaciones:

- biomasa con bajo coeficiente de producción celular ($Y \sim 0,05 \text{ gSSV/gDQO}$)
Ej.: degradación de ácidos orgánicos volátiles
DQO : N : P = 1000 : 5 : 1
C : N : P = 330 : 5 : 1
- biomasa con alto coeficiente de producción celular ($Y \sim 0,15 \text{ gSSV/gDQO}$)
Ej.: degradación de carbohidratos
DQO : N : P = 350 : 5 : 1
C : N : P = 130 : 5 : 1

2.5.2.2 Fósforo

La incorporación microbiana de fósforo en la digestión anaerobia ha sido reportada del orden de 1/5 a 1/7 de la establecida para el nitrógeno. La mayoría de los microorganismos es capaz de utilizar el ortofosfato inorgánico, que puede ser incorporado por las células en crecimiento, a través de la mediación de enzimas denominadas fosfatasa.

2.5.2.3 Azufre

La mayoría de los microorganismos, incluyendo los metanogénicos, utiliza el sulfuro como fuente de azufre, aunque algunos puedan utilizar la cisteína. Si el sulfato inorgánico estuviese presente, este es reducido a sulfuro, en un proceso llamado reducción desasimilativa del sulfato, reaccionando con el aminoácido serina para formar el azufre conteniendo el aminoácido cisteína. El azufre es necesario para la síntesis de proteínas.

En general, la concentración de sulfato en las aguas residuales domésticas es suficiente para proporcionar el azufre necesario para el crecimiento bacteriano, que es requerido en cantidades relativamente pequeñas. Ello se debe al bajo contenido de azufre en las células microbianas. Otras razones para no considerar las necesidades de sulfuros en la digestión anaerobia incluyen:

- presencia de H_2S en el biogás;
- síntesis microbiana de sulfuro;
- precipitación de sulfuros por los metales pesados.

Las necesidades de azufre parecen ser del mismo orden de magnitud que las de fósforo. Se debe enfatizar que los requisitos de azufre para las arqueas metanogénicas hacen parte de un cuadro complejo. Por un lado, la presencia de sulfatos puede limitar la metanogénesis, porque las bacterias reductoras de sulfato compiten por sustratos, como el hidrógeno y el acetato. Por otro lado, las arqueas metanogénicas dependen de la producción de sulfuros para su crecimiento. Eso ilustra el ambiente ecológico relativamente estrecho, ocupado por los microorganismos metanogénicos, donde algunos compuestos inorgánicos pasan de concentraciones ideales a tóxicas, dentro de un pequeño rango de valores.

Ejemplo 2.4

Calcule los requisitos de nitrógeno y fósforo de un sistema de tratamiento anaerobio con las siguientes características:

- *Tipo de sustrato: carbohidratos*
- *Concentración del sustrato afluente: $S_0 = 0,350 \text{ gDQO/L}$*

- *Coeficiente de producción de biomasa: $Y = 0,15 \text{ gSSV/gDQO}$*
- *Relación SST/SSV de la célula bacteriana: $1,14 \text{ gSST/gSSV}$*
- *Concentración de nutrientes en la célula bacteriana: $0,065 \text{ gN/gSST}$; $0,015 \text{ gP/gSST}$ (Cuadro 2.6)*

Solución:

- *Cálculo de los requisitos de nitrógeno*
Utilizando la Ecuación 2.34, se tiene:
 $R_{nt} = 0,350 \text{ gDQO/L} \times 0,15 \text{ gSSV/gDQO} \times 0,065 \text{ gN/gSST} \times 1,14 \text{ gSST/gSSV}$
 $R_{nt} = 0,0039 \text{ gN/L}$
- *Cálculo de los requisitos de fósforo*
De la misma manera, utilizando la Ecuación 2.34, se tiene :
 $R_{nt} = 0,350 \text{ gDQO/L} \times 0,15 \text{ gSSV/gDQO} \times 0,015 \text{ gP/gSST} \times 1,14 \text{ gSST/gSSV}$
 $R_{nt} = 0,0009 \text{ gP/L}$
- *Determinación de la relación DQO:N:P*
 $0,350 \text{ gDQO/L} : 0,0039 \text{ gN/L} : 0,0009 \text{ gP/L}$
 $350 : 3,9 : 0,9$ o $(350 : 4 : 1)$

2.5.2.4 Micronutrientes

Además del nitrógeno, fósforo y azufre, los cuales, junto con el carbono y el oxígeno, constituyen las macromoléculas de las células microbianas, un gran número de otros elementos se han evidenciado como necesarios para el proceso de la digestión anaerobia. Estos elementos se denominan micronutrientes y comprenden las micromoléculas de las células. Ellos son responsables por cerca de 4% del peso seco de las células.

La exigencia exacta de dichos micronutrientes es difícil de determinar en la práctica, puesto que la presencia y la necesidad de sulfuros por parte de las arqueas metanogénicas conduce a la precipitación de estos elementos de la solución, haciendo que la concentración de los metales en equilibrio sea muy baja. Para superar esta situación, se puede proceder a la aplicación intermitente (a manera de pulsos) del afluente acidificado, de tal manera que

perturbe el equilibrio químico y coloque a los metales momentáneamente disponibles para los microorganismos metanogénicos.

Hierro, cobalto, níquel y molibdeno son los principales micronutrientes requeridos por las bacterias que forman metano a partir de acetato.

2.5.3 Temperatura

De los factores físicos que afectan el crecimiento microbiano, la temperatura es uno de los más importantes en la selección de las especies. Los microorganismos no poseen mecanismos para controlar su temperatura interna y, por ello, la temperatura al interior de la célula estará determinada por la temperatura ambiente externa.

Existen tres rangos de temperatura que están asociados al crecimiento microbiano en la mayoría de los procesos biológicos (Batstone *et al.*, 2002):

- rango para condiciones psicrófilas (o psicrófilas): entre 4 y aproximadamente 15 °C;
- rango para condiciones mesófilas (o mesofílicas): entre 20 y aproximadamente 40 °C;
- rango para condiciones termófilas (o termofílicas): entre 45 y 70°C, y superiores.

En cada uno de esos tres rangos, donde el crecimiento microbiano es posible, normalmente se referencian tres valores de temperatura para caracterizar el crecimiento de las especies de microorganismos (ver representación esquemática en la Figura 2.8):

- temperatura *mínima*, por debajo de la cual el crecimiento no es posible;
- temperatura *óptima*, donde el crecimiento es máximo;
- temperatura *máxima*, por encima de la cual el crecimiento tampoco es posible.

Las temperaturas *máxima* y *mínima* definen los límites del rango en el cual el crecimiento es posible y la temperatura *óptima* es aquella en la que el crecimiento es máximo. La tasa de crecimiento microbiano en temperaturas cercanas a la mínima es típicamente baja, pero aumenta exponencialmente con el incremento de la temperatura, alcanzando su máximo cercano a la temperatura óptima. A partir del punto de crecimiento óptimo, el aumento de algunos pocos grados provoca una caída abrupta en la tasa de crecimiento, hasta un valor de cero.

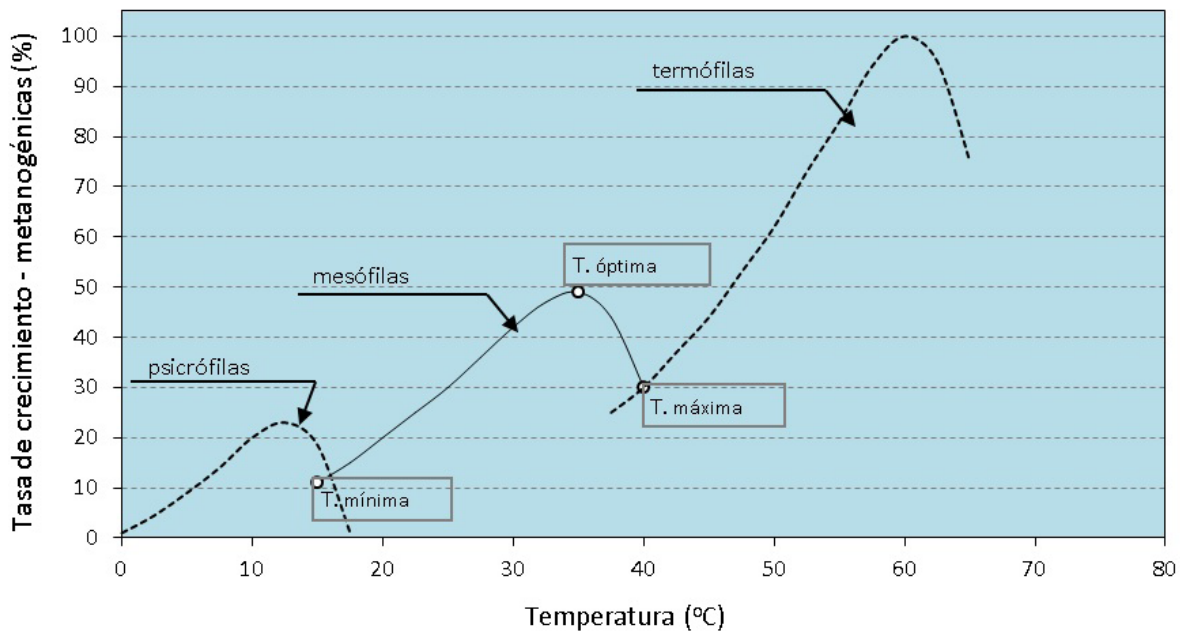


Fig. 2.8 – Representación esquemática de la influencia de la temperatura sobre las tasas relativas de crecimiento de arqueas metanogénicas

Fuente: adaptado de Batstone *et al.* (2002)

La formación microbiana del metano puede ocurrir dentro de un rango de temperatura muy amplio (0° a 97°C). Se han asociado dos niveles óptimos de temperatura para la digestión anaerobia, uno en el rango mesófilo (30 a 35°C) y el otro en el rango termófilo (50 a 55°C). La mayoría de los digestores anaerobios han sido diseñados en el rango de temperatura mesófilo, aunque también sea posible su operación en el rango termófilo. Aunque la experiencia de operación de digestores anaerobios en dicho rango no haya sido totalmente satisfactoria, aún existen muchas preguntas, si los beneficios derivados superan las desventajas, incluyendo el suplemento de energía necesario para calentar los digestores, la mala calidad del sobrenadante y la inestabilidad del proceso.

Los efectos de la temperatura externa a las células bacterianas también son importantes. Por ejemplo, el grado de disociación de diversos compuestos tiene gran dependencia con la temperatura, como es el caso específico del amoníaco. También la termodinámica de diversas reacciones es afectada por la temperatura, tal como ocurre con la dependencia de la presión de hidrógeno en digestores anaerobios donde la fermentación esté ocurriendo de manera apropiada.

La importancia de los datos cuantitativos sobre los efectos de la temperatura en la población microbiana es que se puede lograr una considerable reducción en el volumen del reactor, si este fuese operado con una temperatura cercana a la óptima, puesto que la tasa máxima de crecimiento específico de la población microbiana crece con el aumento de la temperatura. Aunque suelen desearse altas temperaturas, tal vez sea más importante el mantenimiento de una temperatura uniforme dentro del reactor, ya que se considera que el proceso anaerobio es muy sensible a cambios bruscos de temperatura, lo que puede provocar un desbalance entre las dos mayores poblaciones microbianas y la consecuente falla del proceso (el límite usual es de cerca de 2°C por día).

Los microorganismos formadores de metano que predominan en digestores anaerobios operados en el rango mesófilo son los de los géneros *Methanobacterium*, *Methanobrevibacter*, *Methanospirillum*, *Methanoculleus* y *Methanocorpusculum*, que son arqueas usuarias de hidrógeno, y de los géneros *Methanosarcina* y *Methanosaeta*, que son arqueas que utilizan el acetato, para formación de metano.

Efectos de la temperatura sobre los parámetros cinéticos

La temperatura afecta los procesos biológicos de dos formas: i) influenciando las tasas de las reacciones enzimáticas; e ii) influenciando las tasas de difusión de sustrato. Pese a que la difusión sea un factor importante, particularmente en los reactores en escala plena, en este ítem se discuten tan solo los efectos de la temperatura relativos a las tasas de reacción.

Los datos encontrados en la bibliografía especializada indican que K_s y Y decrecen con el aumento de la temperatura, mientras el coeficiente K_d de culturas de bajo crecimiento es poco afectado por la temperatura (Grady & Lim, 1980).

La técnica más utilizada para cuantificar los efectos de la temperatura sobre reacciones bioquímicas es a través de la ecuación de Arrhenius:

$$K = K_o \cdot e^{\left(\frac{-E}{R.T}\right)} \quad (2.35)$$

donde:

K : tasa de reacción

K_o : constante

E : energía de activación (cal/mol)

R : constante de los gases (1,98 cal/mol.K)

T : temperatura absoluta (K)

De acuerdo con los datos experimentales disponibles, $\mu_{\text{máx}}$ aumenta con el aumento de la temperatura, hasta que se alcance un valor de crecimiento máximo. A partir de este máximo, $\mu_{\text{máx}}$ decrece rápidamente. Ese decaimiento es el resultado de dos procesos competitivos: i) síntesis bacteriana; y ii) decaimiento bacteriano, cada uno de ellos puede ser representado según la ecuación de Arrhenius, de tal manera que la tasa neta de crecimiento o tasa de aumento poblacional en cada generación se puede expresar así:

$$K_{\text{liq}} = K_1 \cdot e^{\left(\frac{-E_1}{R.T}\right)} - K_2 \cdot e^{\left(\frac{-E_2}{R.T}\right)} \quad (2.36)$$

en la que:

K_{liq} : tasa neta de crecimiento

K_1 : tasa de síntesis bacteriana

K_2 : tasa de decaimiento bacteriano

Conforme la temperatura aumenta, la inactivación y desnaturalización de enzimas y proteínas asumen gran importancia, hasta que la tasa neta de crecimiento alcanza un valor máximo. Por encima de la temperatura óptima, se presenta una caída brusca de la tasa de crecimiento, cuando el decaimiento comienza a prevalecer sobre la síntesis.

De acuerdo con observaciones de Henze y Harremoës (1983), la tasa máxima de crecimiento bacteriano decrece 11% por °C, para digestores anaerobios operados a temperaturas por debajo de 30°C, de acuerdo con la siguiente expresión (van Haandel & Lettinga, 1994):

$$K(t) = K_{30} \cdot 1,11^{(t-30)} \quad (2.37)$$

donde:

K(t): tasa de crecimiento para la temperatura "t"

K_{30} : tasa de crecimiento para t = 30°C

t : temperatura (°C)

2.5.4 pH, alcalinidad y ácidos volátiles

Estos tres factores ambientales están íntimamente relacionados entre sí, siendo igualmente importantes para el control y la operación adecuada de los procesos anaerobios. El efecto del pH sobre el proceso se manifiesta a través de dos formas principales (Lettinga *et al.*, 1996):

- directamente: afectando por ejemplo la actividad de enzimas, como es el caso de la alteración de sus estructuras proteicas, que puede ocurrir de manera drástica como resultado de cambios en el pH;
- indirectamente: afectando la toxicidad de ciertos compuestos (ver ítem 2.5.5).

Los microorganismos productores de metano tienen un crecimiento óptimo en el rango de pH entre 6,6 y 7,4, aunque se pueda conseguir estabilidad en la formación de metano, en un rango más amplio de pH, entre 6,0 y 8,0. Deben evitarse valores de pH menores a 6,0 y por encima de 8,3, ya que pueden inhibir por completo los microorganismos formadores de metano. El pH óptimo depende del tipo de microorganismo involucrado en el proceso de digestión, como también del tipo de sustrato. El Cuadro 2.7 presenta valores de rangos óptimos de pH, para la degradación de diferentes sustratos.

Cuadro 2.7 - Rangos óptimos de pH, para la degradación de diferentes sustratos

Sustrato	pH óptimo
Formiato	6,8 a 7,3
Acetato	6,5 a 7,1
Propionato	7,2 a 7,5

Fuente: Lettinga *et al.* (1996)

Con relación a la estabilidad del proceso, el hecho que las bacterias productoras de ácidos sean mucho menos sensibles al pH que las arqueas metanogénicas es particularmente importante, ya que las bacterias acidogénicas pueden mostrarse bastante activas, inclusive para valores de pH tan bajos como 4,5. En la práctica esto significa que la producción de ácidos en un reactor puede continuar libremente, a pesar de que la producción de metano haya sido prácticamente interrumpida debido a los bajos valores de pH. Como resultado, ocurrirá la acidificación del contenido del reactor.

Las bacterias productoras de ácidos presentan un crecimiento óptimo en el rango de valores de pH entre 5,0 y 6,0 y tienen una tolerancia mayor en valores de pH más bajos. De esa manera, el control del pH tiene como objetivo principal la eliminación del riesgo de inhibición de los microorganismos metanogénicos por los bajos valores de pH, evitando así la falla del proceso.

La operación de un reactor anaerobio, con el pH constantemente por debajo de 6,5 o por encima de 8,0, puede ocasionar una disminución significativa de la tasa de producción de metano. También, la ocurrencia de cambios bruscos de pH (choques de pH) puede afectar negativamente al proceso; la recuperación dependerá de una serie de factores, que se relacionan al tipo de daño causado a los microorganismos (permanente o temporal). De acuerdo con Lettinga *et al.* (1996), la recuperación se procesará más rápidamente si:

Choque ácido de pH		Choque alcalino de pH	
1°	la caída en el pH no fuese muy elevada	1°	el aumento en el pH no fuese muy elevado
2°	el choque de pH fuese de corta duración	2°	el choque de pH fuese de corta duración
3°	la concentración de AGV durante el choque de pH se haya mantenido baja		

2.5.4.1 Alcalinidad y capacidad de tamponamiento

El tamponamiento puede entenderse como la capacidad de una solución en evitar cambios en el pH. Una solución tampón consiste en la mezcla de un ácido débil con su sal correspondiente, lo que posibilita el agrupamiento de los iones H^+ y OH^- y evitan, tanto el aumento, como la caída del pH. Se aplican las siguientes ecuaciones genéricas:

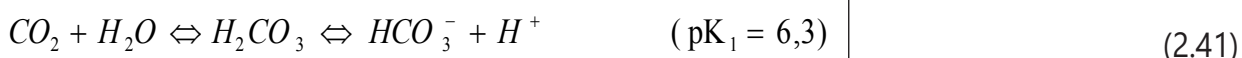


$$K_A = \frac{[H_3O^+].[A^-]}{[HA]} \quad (2.39)$$

$$pH = pK_A + \log \frac{[A^-]}{[HA]} \quad (2.40)$$

La capacidad tampón es máxima cuando el $pH = pK_A$, o sea, cuando $[A^-] = [HA]$

En los procesos anaerobios, los dos principales factores que afectan el pH son el ácido carbónico y los ácidos volátiles. En el rango de valores de pH entre 6,0 y 7,5, la capacidad de tamponamiento del sistema anaerobio es casi que completamente dependiente del sistema gas carbónico/alcalinidad, el cual, en equilibrio con la disociación del ácido carbónico, tiende a regular la concentración del ión hidrógeno, como se ilustra a continuación:



La cantidad de ácido carbónico en solución está directamente relacionada con la cantidad de CO_2 en la fase gaseosa, ya que se establece un equilibrio entre las cantidades de CO_2 en la fase líquida y en la fase gaseosa. La fracción de CO_2 disuelta en la fase líquida puede establecerse de acuerdo con la Ley de Henry:

$$[CO_2] = K_H \cdot P_{CO_2} \quad (2.43)$$

en la que:

$[CO_2]$: concentración de saturación de CO_2 en agua (mol)

K_H : constante de la Ley de Henry, relativa al equilibrio CO_2 - agua (mol/atm.L)

P_{CO_2} : presión parcial de CO_2 (atm)

La relación entre alcalinidad y pH estará dada por la siguiente expresión (Foresti, 1994; Lettinga *et al.*, 1996):

$$pH = pK_1 + \log \frac{[HCO_3^-]}{[H_2CO_3^*]} \quad (2.44)$$

donde:

pK_1 : $\log (1/K_1)$

K_1 : constante de ionización aparente ($4,45 \times 10^{-7}$, a $25^\circ C$), que se relaciona con todo el CO_2 disuelto en el líquido

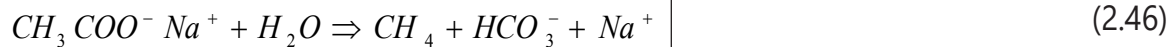
$$\boxed{[H_2CO_3^*] = [CO_2] + [H_2CO_3] \cong [\sim CO_{2(lig)}]} \quad (2.45)$$

De esta manera, la fracción de $H_2CO_3^*$ puede determinarse al conocerse la presión parcial de gas carbónico, de acuerdo con la Ecuación 2.26.

2.5.4.2 Interacción entre la alcalinidad y los ácidos volátiles

La interacción de la alcalinidad con los ácidos volátiles, durante la digestión anaerobia, se fundamenta en la capacidad de la alcalinidad del sistema para neutralizar los ácidos formados en el proceso y también en tamponar el pH, en una eventual acumulación de ácidos volátiles. Tanto la alcalinidad como los ácidos volátiles se derivan primariamente de la descomposición de los compuestos orgánicos durante la digestión, como se presenta a continuación:

- conversión de ácidos orgánicos volátiles intermediarios. La digestión del acetato de sodio, por ejemplo, puede conducir a la formación de bicarbonato de sodio.



- conversión de proteínas y aminoácidos, con formación de amonio (NH_4^+). La combinación del amonio con el ácido carbónico, en solución, conduce a la formación del bicarbonato de amonio



La digestión de otros compuestos orgánicos, que no generan un catión como producto final, no produce alcalinidad. Ello ocurre, por ejemplo, en la degradación de carbohidratos y alcoholes. Esto es particularmente importante debido a la elevada síntesis microbiana durante la degradación de carbohidratos, lo que puede resultar en la reducción de la alcalinidad, en caso que el bicarbonato de amonio presente sea utilizado como fuente de nitrógeno para la síntesis biológica.

2.5.4.3 Alcalinidad de los ácidos volátiles

Como resultado de la reacción de la alcalinidad con los ácidos orgánicos volátiles producidos en el sistema, la alcalinidad bicarbonato es convertida en alcalinidad de ácidos volátiles, por que los ácidos volátiles son más fuertes que los bicarbonatos. Sin embargo, la capacidad de tamponamiento de la alcalinidad de los ácidos volátiles ocurre en el rango de valores de pH entre 3,75 y 5,75, siendo por ello, de baja importancia en la digestión anaerobia. De esa manera, se debe proporcionar el suplemento de alcalinidad bicarbonato perdida en la reacción con los ácidos volátiles.

En la práctica, para obtener la alcalinidad bicarbonato se debe descontar de la alcalinidad total la parte correspondiente a la alcalinidad de los ácidos volátiles, de la siguiente manera (Foresti, 1994):

$$AB = AT - 0,85 \times 0,83 \times AGV = AT - 0,71 \times AGV \quad (2.48)$$

donde:

AB : alcalinidad bicarbonato (como mgCaCO₃/L)

AT : alcalinidad total (como mgCaCO₃/L)

AGV: concentración de ácidos orgánicos volátiles (como mg de ácido acético/L)

0,85: factor de corrección que considera 85% de ionización de los ácidos, hasta el punto final de la titulación

0,83: factor de conversión de ácido acético en alcalinidad

2.5.4.4 Monitoreo de la alcalinidad

En el monitoreo de reactores anaerobios, la verificación sistemática de la alcalinidad es más importante que la evaluación del pH. Ello se debe a la escala logarítmica del pH, lo que significa que, pequeñas reducciones en los valores de pH implican el consumo de altas cantidades de alcalinidad, lo que disminuye la capacidad de tamponamiento del medio.

Para determinar por separado las cantidades de alcalinidad bicarbonato y de alcalinidad de los ácidos volátiles, se puede proceder a la titulación de la muestra en dos etapas, de acuerdo con la metodología propuesta por Ripley *et al.* (1986):

- titulación hasta el pH 5,75: la primera etapa de titulación reporta la *alcalinidad parcial* (AP), prácticamente equivalente a la alcalinidad bicarbonato;

- titulación hasta el pH 4,3: la segunda etapa de titulación proporciona la *alcalinidad intermedia* (AI), prácticamente equivalente a la alcalinidad de los ácidos volátiles.

Un aspecto importante de la determinación de la alcalinidad en dos etapas se refiere al significado de la relación AI/AP. De acuerdo con Ripley *et al.* (1986), valores de AI/AP superiores a 0,3 indican la ocurrencia de disturbios en el proceso de digestión anaerobia. Es posible que la estabilidad del proceso ocurra para valores de AI/AP diferentes de 0,3, siendo por ello prudente la verificación para cada caso en particular (Foresti, 1994).

Otra alternativa para determinar las diferentes fracciones de la alcalinidad es a través del método Kapp (descrito por Buchauer, 1998), que consiste en la titulación de la muestra en tres etapas: hasta el pH 5, hasta el pH 4,3 y hasta el pH 4. Estas tres titulaciones sucesivas posibilitan la determinación de la alcalinidad total (AT), la alcalinidad bicarbonato (AB) y la alcalinidad debida a los ácidos volátiles (alcalinidad negativa o acidez) (AAV). Cavalcanti y van Haandel (2001) recomiendan el método Kapp para análisis de rutina de control de procesos de digestión anaerobia y caracterización de efluentes, en función de su buena capacidad de recuperación (en la determinación de ácidos orgánicos volátiles), del corto tiempo de análisis y de la simplicidad de ejecución.

2.5.4.5 Alcalinidad necesaria para el proceso

Desde el punto de vista operacional, si la alcalinidad fuese generada a partir del agua residual afluente, es deseable mantener elevados niveles de alcalinidad en el sistema pues podrían tamponarse elevadas concentraciones de ácidos volátiles sin ocasionar una caída sustancial del pH. Además, en caso de ser necesario suplementar la alcalinidad, la selección de los compuestos químicos pasa por una evaluación de aplicabilidad y de economía. La necesidad mínima aceptable de alcalinidad depende de la concentración del agua residual, factor determinante del potencial de generación de ácidos en el sistema.

De acuerdo con van Haandel & Lettinga (1994), la cuestión más importante respecto al valor y la estabilidad del pH es si la alcalinidad del medio (alcalinidad afluente + alcalinidad generada) es suficiente para mantenerse en niveles considerados seguros. Tales autores presentan una metodología bastante completa, relacionando la determinación del pH y de la alcalinidad en digestores anaerobios.

2.5.4.6 Productos químicos para suplementar la alcalinidad

Diversos productos químicos pueden ser utilizados para controlar el pH de los procesos anaerobios, entre ellos están la cal hidratada ($\text{Ca}(\text{OH})_2$), cal virgen (CaO), carbonato de sodio (Na_2CO_3), bicarbonato de sodio (NaHCO_3), hidróxido de sodio (NaOH) y bicarbonato de amonio (NH_4HCO_3). Tales productos químicos pueden ser diferenciados en dos grupos:

- los que proporcionan directamente alcalinidad bicarbonato (NaOH , NaHCO_3 , NH_4HCO_3);
- los que reaccionan con el gas carbónico para formar la alcalinidad bicarbonato (CaO , $\text{Ca}(\text{OH})_2$, NH_3).

La cal es usualmente la fuente más barata de alcalinidad, pero, por ser un producto poco soluble, puede conducir a la ocurrencia de serios problemas operacionales. El gas carbónico reacciona con la cal, para formar el bicarbonato de calcio, pudiendo provocar un vacío en los digestores cerrados. Si la presencia de gas carbónico fuera insuficiente para reaccionar completamente con la cal, el pH final podría ser muy elevado, lo que puede ser tan perjudicial como un pH muy bajo. La formación de precipitados e incrustaciones indeseables también pueden representar serios problemas operacionales.

El bicarbonato de sodio es de fácil manipulación, es bastante soluble y, al contrario de la cal, no requiere gas carbónico ni eleva el pH sustancialmente, al ser dosificado en exceso. Sin embargo, el costo del producto es bastante alto.

El uso de amoníaco como fuente de alcalinidad depende mucho de las condiciones locales. Por ejemplo, el uso de amoníaco anhidro, pese a que presente un costo relativamente bajo, puede ser prohibitivo, por que el efluente contendrá amonio en exceso. Además de eso, se debe tener cuidado para prevenir la toxicidad de la biomasa por el amoníaco.

2.5.5 Materiales tóxicos y su control

La adecuada degradación de los residuos orgánicos por cualquier proceso biológico depende del mantenimiento de un ambiente favorable para los microorganismos, incluyendo el control o la eliminación de los materiales tóxicos. Ya que cualquier compuesto, cuando está presente en concentraciones suficientemente altas, puede ser tóxico, la toxicidad debe ser

discutida en términos de niveles tóxicos, y no en términos de materiales tóxicos. En ese aspecto, de acuerdo con Speece *et al.* (1986), son pertinentes las siguientes consideraciones:

- ¿cuáles son las concentraciones requeridas para causar toxicidad?
- ¿el efecto tóxico es reversible o es bactericida?
- ¿cuál es el potencial de aclimatación de los microorganismos?

La toxicidad ha sido considerada una de las principales razones del no uso más generalizado de la digestión anaerobia y del no aprovechamiento de sus diversas ventajas, puesto que existe una percepción difundida de que los procesos anaerobios no son capaces de tolerar la toxicidad. Es verdad que los microorganismos metanogénicos y acetogénicos pueden ser más fácilmente inhibidos por toxinas, debido a la relativa pequeña fracción de sustrato convertido en células, y el alto tiempo de generación de las arqueas metanogénicas y de las bacterias acetogénicas. Sin embargo, los microorganismos usualmente poseen una determinada capacidad de adaptación a las concentraciones inhibitorias de la mayoría de los compuestos, siempre y cuando el impacto de la toxicidad pueda ser minimizado a través de algunos artificios de diseño, tales como elevados tiempos de retención de sólidos y minimización del tiempo de retención de las toxinas en el sistema. Los siguientes métodos de control de materiales tóxicos son sugeridos por McCarty (1964):

- remoción de los materiales tóxicos presentes en el agua residual;
- dilución por debajo del límite de toxicidad;
- formación de complejos insolubles o precipitación;
- antagonización de la toxicidad, a través del uso de otro compuesto.

Existen diversos compuestos orgánicos e inorgánicos que pueden ser tóxicos o inhibidores para el proceso anaerobio, aunque el efecto general, resultante de la adición de la mayoría de estos, pueda variar, de estimulante a tóxico. La estimulación de la actividad microbiana usualmente es lograda a bajas concentraciones, pero ello depende también del tipo de compuesto presente. Conforme se aumenta la concentración, la inhibición puede ser más pronunciada y la tasa de actividad microbiana puede caer hasta cero.

2.5.5.1 Toxicidad por sales

La toxicidad por sales se encuentra normalmente asociada al catión, y no al anión de la sal. Estudios de toxicidad por cationes, efectuados por Kugelman & McCarty (1965), indican el siguiente orden creciente de inhibición con base en la concentración molar: Na^+ (0,32M), NH_4^+ (0,25M), K^+ (0,15M), Ca^{2+} (0,11M) y Mg^{2+} (0,08M). Aunque estudios más recientes demuestran que las concentraciones inhibitoras pueden situarse en niveles mucho más altos, siempre que la biomasa pase por una etapa de adaptación (Lettinga *et al.*, 1996).

Si algún catión se presenta en una concentración inhibitora en el agua residual afluente, la inhibición podrá disminuirse, si un ión antagónico estuviese presente, o si fuese adicionado al sistema. El sodio y el potasio son los mejores antagonistas para ese propósito, siempre y cuando se utilicen en concentraciones estimuladoras, según se indica en el Cuadro 2.8. La adición de elementos antagonistas usualmente se realiza a través de sales de cloruro.

Cuadro 2.8 - Concentraciones estimuladoras e inhibitoras de algunos cationes

Cación	Concentración (mg/L)		
	Estimuladora	Moderadamente Inhibidora	Altamente Inhibidora
Calcio	100 a 200	2500 a 4500	8000
Magnesio	75 a 150	1000 a 1500	3000
Potasio	200 a 400	2500 a 4500	12000
Sodio	100 a 200	3500 a 5500	8000

Fuente: McCarty (1964)

2.5.5.2 Toxicidad por amoníaco

Normalmente, la presencia de bicarbonato de amonio, resultante de la digestión de aguas residuales ricas en compuestos proteicos o urea, es benéfica para el digestor, como fuente de nitrógeno y como tampón para los cambios de pH. Sin embargo, tanto el ión amonio (NH_4^+) como el amoníaco libre (NH_3) pueden volverse inhibidores, cuando se encuentran presentes en altas concentraciones. Estas dos formas de amonio se presentan en equilibrio, con la concentración relativa de cada una dependiendo del pH del medio, conforme lo indica la Ecuación 2.49:



Para altas concentraciones del ión hidrógeno (pH menor o igual a 7,2), el equilibrio se desplaza hacia la izquierda, de manera que la inhibición entra a relacionarse con la concentración del ión amonio. Para niveles más elevados de pH, la concentración del ión hidrógeno disminuye y el equilibrio se desplaza para la derecha, en dicha situación, el amonio gaseoso puede convertirse en el agente inhibidor. Algunos estudios han demostrado que concentraciones de amoníaco libre por encima de 150 mg/L son tóxicas para los microorganismos metanogénicos, mientras que el límite máximo de seguridad para el ión amoníaco es del orden de 3000 mg/L. A continuación, en el Cuadro 2.9 se presentan las concentraciones de amoníaco libre, que pueden tener un efecto benéfico o adverso en los procesos anaerobios.

Cuadro 2.9 - Efectos del amoníaco libre sobre los procesos anaerobios

Concentración, como N (mg/L)	Efecto
50 a 200	Benéfico
200 a 1000	No tiene efecto adverso
1500 a 3000	Inhibidor para pH > 7,4 a 7,6
Mayor a 3000	Tóxico

Fuente: McCarty (1964)

2.5.5.3 Toxicidad por sulfuro

La toxicidad por sulfuro es un problema potencial en el tratamiento anaerobio, tanto por la reducción biológica de los sulfatos y de otros compuestos orgánicos que contengan azufre, como por la degradación anaerobia de compuestos ricos en proteína. Tal como fue abordado en los ítems 2.3.6 y 2.3.7 (Ecuación 2.12), la reducción de sulfato conduce a la formación de H_2S , que se disocia en el agua de acuerdo con las siguientes ecuaciones (Jansen, 1995):



La disociación de las especies está relacionada con la temperatura y con el pH del medio, según el diagrama de distribución ilustrado en la Figura 2.9, desarrollado para una temperatura de 25°C. A partir del análisis del diagrama, se tiene que:

- la forma no disociada (H_2S) es el principal componente disuelto, para valores de pH inferiores a 7;
- la forma disociada (HS^-) predomina para valores de pH por encima de 7;
- la concentración de sulfuro libre (S^{2-}) es despreciable, en el rango de pH asociado al tratamiento de aguas residuales.

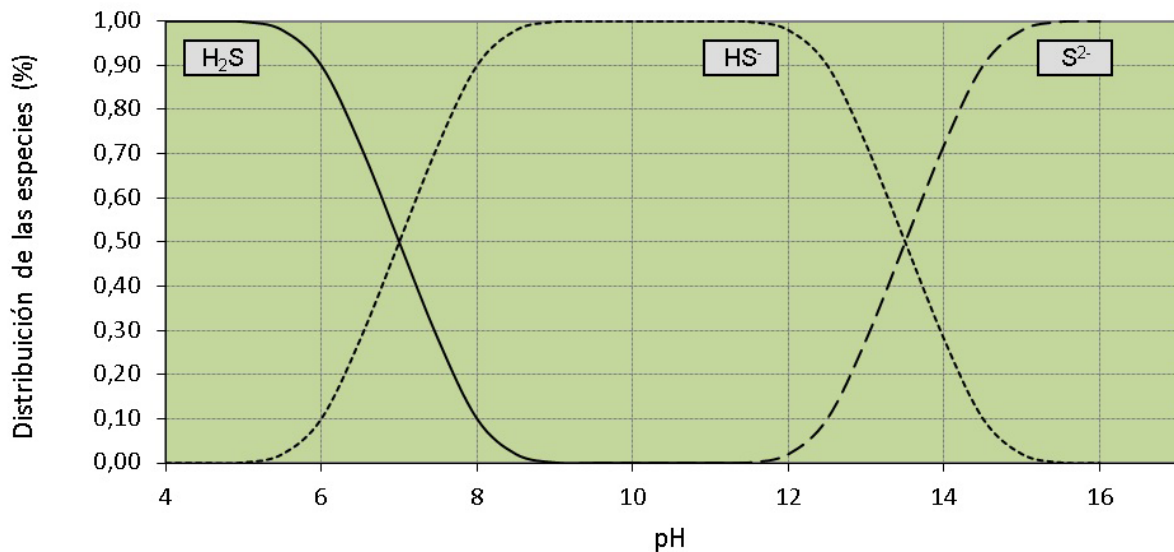


Fig. 2.9 - Diagrama de distribución para H_2S ($t=25^\circ\text{C}$)

La inhibición por sulfuro es dependiente de la concentración de sulfuro de hidrógeno no disociado (H_2S) en el medio, lo que indica que, en el rango de pH usualmente asociado a la digestión anaerobia (6,5 a 8), la inhibición por el sulfuro es altamente dependiente del pH. A partir del diagrama de distribución se observa, que para un valor de pH igual a 7, 50% del sulfuro estará presente en la forma no disociada (H_2S), más tóxica, y el otro 50% en la forma disociada (HS^-), menos tóxica. Por otro lado, el H_2S puede estar presente en la fase gaseosa ($\text{H}_2\text{S}_{\text{gas}}$) o disuelto en la fase líquida ($\text{H}_2\text{S}_{\text{aq}}$). La mayor o menor presencia de sulfuros en la fase gaseosa dependerá fuertemente de la producción de gases en el sistema, de tal forma que, cuanto mayor sea la producción de CH_4 en el reactor, mayor será

la cantidad de sulfuros, en la forma gaseosa, removida de la fase líquida. De esa manera, la toxicidad del H_2S decrecerá con el aumento de la concentración de DQO del afluente (mayor producción de CH_4); generalmente se asume que, para una relación $\text{DQO}/\text{SO}_4^{2-}$ mayor que 10, no ocurrirán problemas de toxicidad en el reactor anaerobio.

Desde el punto de vista práctico, cobra importancia determinar la sensibilidad de la biomasa por el sulfuro. La cantidad de sulfuros producidos en el tratamiento anaerobio depende de los siguientes factores principales:

- relación $\text{DQO}/\text{SO}_4^{2-}$ en el afluente (una baja relación resulta en una alta producción de sulfuros);
- composición del sustrato orgánico;
- pH y temperatura del medio;
- resultado de la competición entre los microorganismos sulfuroreductores y metanogénicos.

Para el diseño y operación de reactores anaerobios, es importante determinar la concentración máxima permitida de H_2S disuelto y no disociado ($\text{H}_2\text{S}_{(\text{aq})}$). De acuerdo con la bibliografía especializada, reactores anaerobios con elevada capacidad de retención de biomasa (ej.: reactores UASB y filtros anaerobios) pueden tolerar mayores niveles de sulfuros, del orden de 170 mg $\text{H}_2\text{S}/\text{L}$ (Speece, 1986). Los sulfuros, en la forma de H_2S , pasan a ser muy tóxicos al estar presentes en concentraciones por encima de 200 mg/L, aunque pueden ser tolerados, hasta esta concentración, si la operación del sistema fuese continua y si se proporciona alguna aclimatación a la biomasa. Concentraciones de sulfuros del orden de 50 a 100 mg/L pueden ser toleradas, con pequeña o ninguna aclimatación del sistema.

Si la concentración de sulfuros en el reactor supera los valores máximos tolerados, se deberán tomar las siguientes medidas especiales para garantizar un buen desempeño del sistema:

- elevación del pH del reactor, con el fin de que la disociación del H_2S en la fase líquida favorezca la formación de la especie HS^- . De acuerdo con la Figura 2.9, tan solo 10% del sulfuro estará presente en la forma no disociada, si el pH del reactor fuese igual a 8;

- dilución del afluente, con el objetivo de reducir la concentración de sulfuros en el reactor;
- precipitación de sulfuros, a través del uso de sales de hierro;
- aumento de la relación DQO/SO_4^{2-} , de tal manera que favorezca la liberación de H_2S , de la fase líquida hacia la fase gaseosa.

2.5.5.4 Otros elementos y compuestos tóxicos

Elementos y compuestos tóxicos, como cromo, cromatos, níquel, zinc, cobre, arsénio y cianuros, entre otros, son clasificados como toxinas inorgánicas altamente tóxicas. En particular, la presencia de cobre, zinc y níquel en estado disuelto, inclusive en bajas concentraciones, son conocidas como muy tóxicas para el tratamiento anaerobio.

Las concentraciones de los metales pesados más tóxicos, que pueden ser toleradas en el tratamiento anaerobio, están relacionadas con el pH y con las concentraciones de sulfuro disponible para combinar con los metales pesados y formar las sales de sulfuro, que son bastante insolubles. Los sulfuros, de manera aislada, son muy tóxicos para el tratamiento anaerobio, pero, al estar combinados con metales pesados, forman sales insolubles, que no ejercen ningún efecto adverso.

Uno de los procedimientos más eficaces para controlar la toxicidad por metales pesados es la adición de cantidades suficientes de sulfuro, para precipitar los metales. Por medio de la adición de 1,0 mg/L de sulfuro (S^{2-}) se pueden precipitar cerca de 1,8 a 2,0 mg/L de metales pesados como sulfuros metálicos. Este fenómeno se configura como una buena alternativa para el tratamiento de efluentes industriales que contengan metales pesados, donde se puede proceder a la adición de sulfuro de sodio, o de una sal de sulfato, en caso que no se verifique la relación 1 mg/L de sulfuro: 2 mg/L de metal pesado durante el tratamiento; sin embargo, se resalta la necesidad del desarrollo de un estudio detallado sobre el asunto, puesto que la precipitación de metales depende del pH, además de la concentración y del tipo de metal pesado en el medio.



3

Biomasa en los sistemas anaerobios

3.1 INTRODUCCIÓN

Cualquier proceso biológico de tratamiento es considerado económico, si puede operarse a bajos tiempos de retención hidráulica y a tiempos de retención de sólidos suficientemente largos para permitir el crecimiento de microorganismos. Este fue, por muchos años, el mayor problema de la digestión anaerobia, toda vez que el tiempo de retención de sólidos no podía ser controlado independientemente de la carga hidráulica. De esa manera, los microorganismos involucrados en el proceso, con bajas tasas de crecimiento, necesitaban de tiempos de retención extremadamente largos y, en consecuencia, de reactores de grandes volúmenes. El desarrollo de los procesos anaerobios de alta tasa resolvió ese problema, ya que tales procesos son capaces de propiciar el desarrollo de grandes cantidades de biomasa, de elevada actividad, que puede ser mantenida en los reactores, inclusive al ser operados con bajos tiempos de retención hidráulica. Si se garantiza el contacto suficiente entre la biomasa y los compuestos orgánicos, es factible aplicar elevadas cargas al sistema.

3.2 RETENCIÓN DE BIOMASA EN LOS SISTEMAS ANAEROBIOS

3.2.1 Preliminares

Las células microbianas existen en un amplio rango de tamaños, formas y fases de crecimiento, individualmente, o agregadas en varias microestructuras. Tales condiciones tienen un significado práctico en la digestión anaerobia, ya que es probable que la forma de la biomasa tenga un efecto significativo en la sobrevivencia del organismo y en la transferencia de nutrientes y, en consecuencia, en la eficiencia global del proceso de digestión anaerobia. La formación de una estructura particular de células agregadas depende de diversos factores, incluyendo el rango de tamaño de las células dentro de la población microbiana y la localización de cada célula individual, en relación a las otras y al medio de crecimiento; por ejemplo, en la interfase gas/líquido. La retención de biomasa de elevada actividad en los procesos anaerobios de alta tasa depende de una serie de factores y mecanismos, según se discutirá en los ítems siguientes.

3.2.2 Retención por adhesión

Los hábitats de microorganismos en sistemas acuosos, como los digestores anaerobios, son muy diversos, de tal forma que la sobrevivencia y el crecimiento de estos depende de factores como temperatura, disponibilidad de nutrientes y estratificación. Los organismos muchas veces superan la inestabilidad del ambiente en que viven, por la adhesión a una superficie. Las capacidades adhesivas de las bacterias son excepcionales. Sus estructuras superficiales parecen permitir alguna forma de control sobre la adhesión, mientras que sus dimensiones microscópicas garantizan que estas se encuentren poco sujetas a las fuerzas de cizalladura que ocurren naturalmente en el medio.

Esta forma de inmovilización de microorganismos, a través de la adhesión, puede presentarse en superficies fijas, como en los procesos anaerobios de lecho estático -o estacionario- (ej.: filtro anaerobio), o en superficies móviles, como en los procesos anaerobios de lecho expandido y fluidizado. La Figura 3.1 ilustra la formación de biofilm (biopelícula) adherido a un medio soporte.

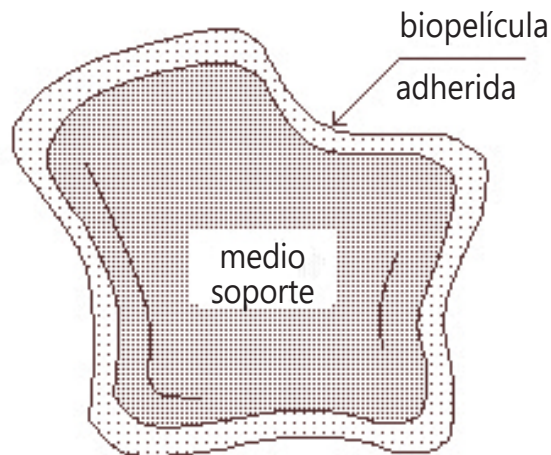


Fig. 3.1 – Retención de biomasa por adhesión

3.2.3 Retención por floculación

La floculación tiene un significado práctico en el tratamiento de aguas residuales, ya que las microestructuras floculadas pueden ser fácilmente separadas de la fase líquida, por sedimentación. El fenómeno de la floculación es de particular importancia en los procesos

de dos etapas y también en los reactores anaerobios de flujo ascendente y manto de lodo. El crecimiento bacteriano en flóculos no es necesario para la remoción eficiente de sustrato, pero es esencial para garantizar un efluente con baja concentración de sólidos suspendidos.

3.2.4 Retención por granulación

En lo que se refiere al tratamiento de aguas residuales, el fenómeno de la granulación (formación de gránulos) parece restringirse a los reactores anaerobios de flujo ascendente con manto de lodo (UASB) y, en menor escala, a los filtros anaerobios. Ello, generalmente asociado al tratamiento de vertimientos ricos en carbohidratos y ácidos volátiles.

Los mecanismos que controlan la selección y formación de gránulos están relacionados a factores físicos, químicos y biológicos, incluyendo (Lettinga *et al.* 1980; Hulshoff Pol *et al.*, 1984; Wiegant & Lettinga, 1985):

- Las características del sustrato (concentración y composición);
- La compresión gravitacional de las partículas de lodo y la tasa superficial de liberación de biogás;
- Las condiciones ideales para el crecimiento de las arqueas metanogénicas, como la presencia de cationes bivalentes;
- La velocidad ascensional del líquido, a través del lecho de lodo;
- La temperatura y el pH, entre otros.

La velocidad ascensional del líquido es particularmente importante, pues proporciona una constante presión selectiva sobre los microorganismos, que pasan a adherirse unos con otros, conduciendo a la formación de gránulos, que presentan buena capacidad de sedimentación. Los gránulos anaerobios son agregados compactos de microorganismos, usualmente con 1 a 5 mm de diámetro y con elevada actividad metanogénica específica, que se pueden acumular en grandes cantidades en el reactor. La configuración granular presenta diversas ventajas desde el punto de vista de ingeniería (Guiot *et al.*, 1992):

- Los microorganismos usualmente se presentan densamente agrupados;
- La no utilización de medios soporte inertes propicia un aprovechamiento máximo del volumen disponible para las reacciones en el reactor;
- La forma esférica de los gránulos proporciona una relación máxima microorganismo/volumen;
- Los gránulos presentan excelentes propiedades de sedimentación.

En la estructuración de la biomasa en gránulos, las diferentes poblaciones bacterianas parecen agruparse selectivamente en capas superpuestas, donde bacterias reductoras de sulfato y *Methanosarcina* sp. están en las capas más externas, bacterias acidogénicas y arqueas metanogénicas hidrogenotróficas estén en las capas más externas e intermedias, y *Methanosaeta* sp en el interior del gránulo. Sin embargo, la enorme complejidad estructural, así como las diferentes interacciones tróficas entre las poblaciones microbianas aun no son totalmente conocidas. La Figura 3.2 muestra el modelo propuesto por Guiot *et al.* (1992) para la difusión de sustrato y de productos.

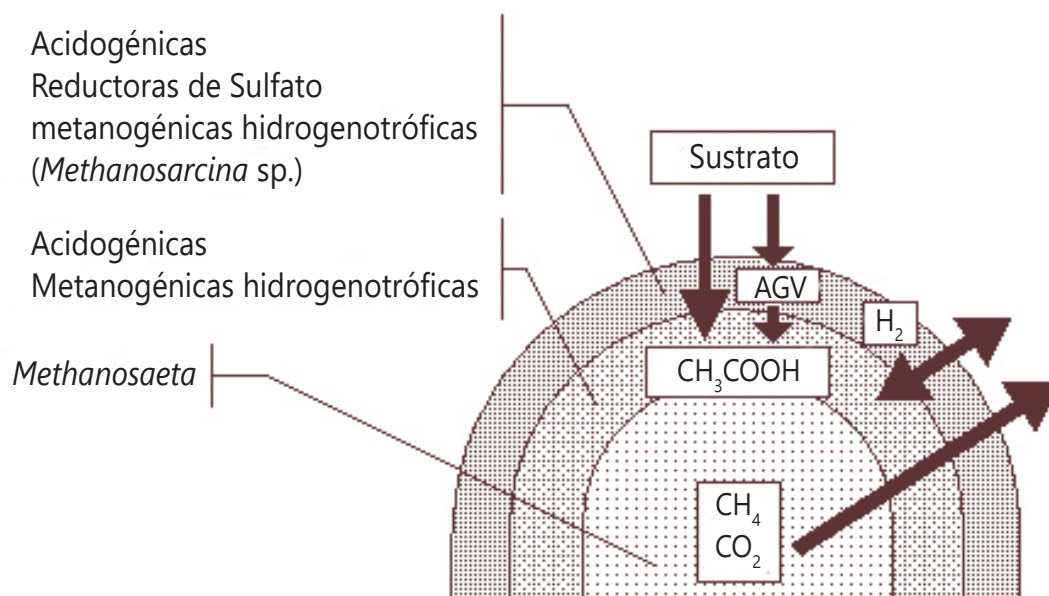


Fig. 3.2 - Estructura de organización bacteriana en un gránulo

Fuente: Guiot *et al.* (1992)

3.2.5 Retención intersticial

Este tipo de inmovilización de biomasa ocurre en los intersticios existentes en los medios soporte estacionarios, como es el caso de los reactores anaerobios de lecho fijo. Las superficies del material soporte sirven de apoyo para el crecimiento bacteriano adherido (formación del biofilm), mientras los espacios vacíos existentes en el medio de soporte son ocupados por microorganismos que crecen dispersos, según se ilustra en la Figura 3.3.

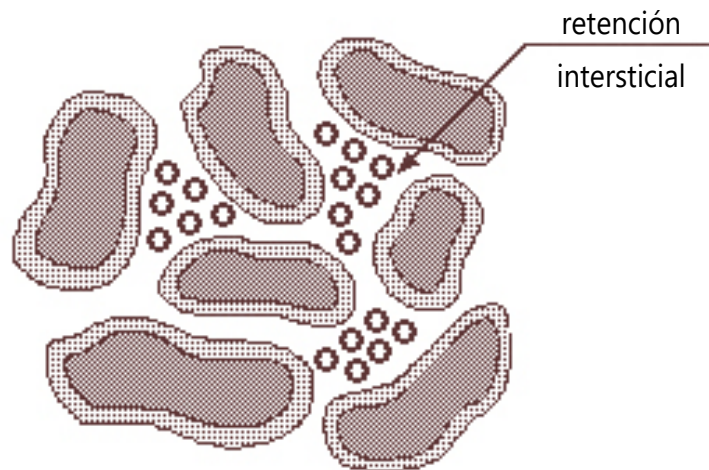


Fig. 3.3 - Retención intersticial de biomasa

3.3 EVALUACIÓN DE LA MASA MICROBIANA

La determinación de la biomasa en digestores anaerobios presenta dos principales dificultades:

- En algunos sistemas, los microorganismos se encuentran adheridos a pequeñas partículas inertes;
- La biomasa generalmente está presente como consorcio de diferentes tipos morfológicos y fisiológicos.

La determinación de la biomasa y de la composición microbiana generalmente requiere de la extracción, el aislamiento y la separación de los constituyentes bioquímicos, que son

específicos de un determinado grupo de microorganismos. Los componentes celulares que cambian rápidamente de naturaleza, después de la muerte de la célula, pueden utilizarse, por ejemplo, para realizar una estimación de la biomasa viable.

Aunque existan diversas metodologías para evaluar la cantidad y la actividad de la biomasa en digestores anaerobios, la mayoría de las veces estas son sofisticadas y no pueden ser adoptadas como parámetro de control y monitoreo de reactores operando en escala plena, principalmente si se consideran los recursos en términos de laboratorios disponibles en los países latinoamericanos, como en el caso particular de Brasil. De esa manera, la evaluación de la cantidad de biomasa usualmente se realiza a través de la determinación del perfil de sólidos, considerando que los sólidos volátiles son una medida de la biomasa presente en los reactores (masa de material celular). Las muestras de lodo colectadas en diferentes niveles (alturas) del reactor son analizadas gravimétricamente y los resultados son expresados en términos de gramos de sólidos volátiles por litro (gSTV/L). Estas medidas de concentración de sólidos volátiles (efectuadas para cada uno de los puntos de muestreo de lodo a lo largo de la altura del reactor), multiplicadas por los volúmenes correspondientes a cada zona muestreada, proporcionan las masas de microorganismos a lo largo del perfil del reactor. La sumatoria de las cantidades de biomasa en cada zona equivale a la masa total de sólidos en el reactor, según se indica en el Ejemplo 3.1.

Ejemplo 3.1

Determinar la cantidad y la concentración media de biomasa en un reactor anaerobio, con base en los siguientes datos:

- *volumen total del compartimiento de digestión: $V_{dig} = 271 \text{ m}^3$;*
- *volumen del compartimiento de decantación: $V_{dec} = 50 \text{ m}^3$;*
- *volúmenes correspondientes a cada zona muestreada, según lo ilustrado en la Figura del ejemplo (V1 a V5);*
- *concentraciones de lodo en cada zona ilustrada, según se indica en la Figura del ejemplo (C1 a C5).*

Solución:

- *Cálculo de la cantidad de biomasa (M) en cada zona del reactor:*

Zona 1: $M1 = C1 \times V1 = 50,2 \text{ kgSTV/m}^3 \times 55 \text{ m}^3 = 2761 \text{ kgSTV}$

Zona 2: $M2 = C2 \times V2 = 42,5 \text{ kgSTV/m}^3 \times 52 \text{ m}^3 = 2210 \text{ kgSTV}$

Zona 3: $M3 = C3 \times V3 = 25,1 \text{ kgSTV/m}^3 \times 54 \text{ m}^3 = 1355,4 \text{ kgSTV}$

Zona 4: $M4 = C4 \times V4 = 10,5 \text{ kgSTV/m}^3 \times 50 \text{ m}^3 = 525 \text{ kgSTV}$

Zona 5: $M5 = C5 \times V5 = 7,0 \text{ kgSTV/m}^3 \times 60 \text{ m}^3 = 420 \text{ kgSTV}$

- *Cálculo de la cantidad de biomasa en el compartimiento de digestión (Md):*

$Md = M1 + M2 + M3 + M4 + M5 = 7271,4 \text{ kgSTV}$

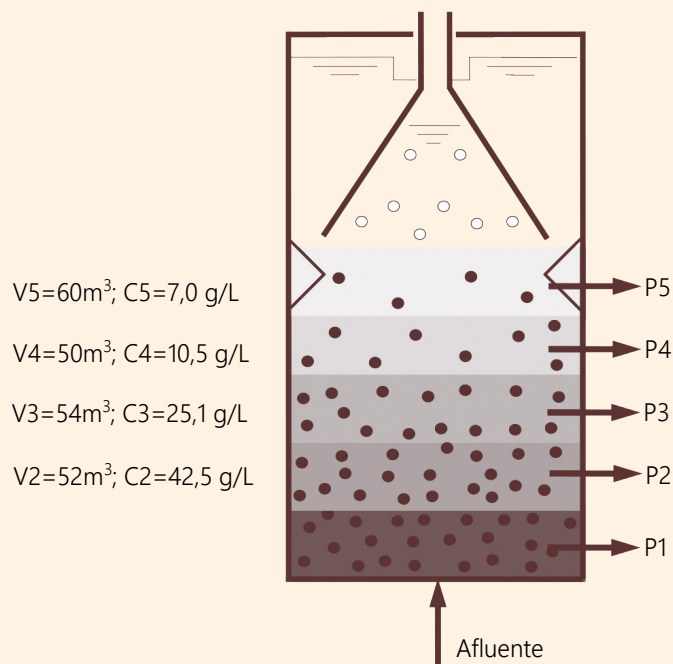
- *Cálculo de la concentración media de biomasa en el compartimiento de digestión (Cd):*

$Cd = Md/Vd = 7271,4 \text{ kgSTV} / 271 \text{ m}^3 = 26,8 \text{ kgSTV/m}^3$, o 26.800 mgSTV/L , o $2,68\%$

- *Cálculo de la concentración media de biomasa en el reactor (Cr):*

Asumiendo que la cantidad de biomasa en el compartimiento de decantación es despreciable, al ser comparado con el compartimiento de digestión se tiene que $Mr = Md$

$Cr = Mr/Vr = 7.271,4 \text{ kgSTV} / (271 + 50) \text{ m}^3 = 22,65 \text{ kgSTV/m}^3$, o 22.650 mgSTV/L , o $2,27\%$



3.4 EVALUACIÓN DE LA ACTIVIDAD MICROBIANA

3.4.1 Preliminares

En los últimos años, con el desarrollo de los procesos anaerobios de alta tasa, y con el aumento del conocimiento de la microbiología y la bioquímica del proceso, se ha observado una creciente utilización de la digestión anaerobia para el tratamiento de una diversidad de efluentes líquidos. Sin embargo, el éxito de cualquier proceso anaerobio, especialmente los de alta tasa, depende fundamentalmente del mantenimiento, dentro de los reactores, de una biomasa adaptada, con elevada actividad microbiológica, y resistente a cargas de choque. Para que esa biomasa pueda ser preservada y monitoreada, se hizo imperativo el desarrollo de técnicas para la evaluación de la actividad microbiana de reactores anaerobios, principalmente de las arqueas metanogénicas.

En ese sentido, se propusieron diversos métodos para evaluar la actividad microbiana anaerobia, a partir de la caracterización de la *actividad metanogénica específica* (AME). La AME puede definirse como la capacidad máxima de producción de metano por un consorcio de microorganismos anaerobios, realizada en condiciones controladas de laboratorio, para viabilizar la actividad bioquímica máxima de conversión de sustratos orgánicos a metano. La determinación de la capacidad del lodo anaerobio para producir metano es importante, porque la remoción de electrones equivalentes (o sea, compuestos reducidos causadores de la demanda química de oxígeno - DQO) del agua residual a tratar solo ocurrirá de hecho con la formación del metano, que, por ser prácticamente insoluble en agua, escapa fácilmente de la fase líquida (Aquino *et al.*, 2007).

La literatura especializada ha presentado diferentes protocolos para la determinación de la actividad metanogénica de lodos anaerobios. Los protocolos difieren entre sí, tanto en los procedimientos adoptados para la incubación del lodo (concentración de biomasa, tipo y concentración de sustrato, relación alimento/microorganismo, tipo y concentración de nutrientes, tiempo de incubación, entre otros), como para la cuantificación del metano producido. En relación a la cuantificación del metano, existen métodos más sofisticados, como los que utilizan cromatógrafos a gas y/o respirómetros conectados mediante interfaz con microcomputadores, así como métodos simplificados que basados en la purificación del metano del biogás, seguida de su determinación volumétrica.

Aunque no haya un procedimiento estandarizado para la determinación de la actividad metanogénica, un esfuerzo de la *International Water Association (IWA)* resultó en la creación de un grupo de especialistas para armonizar diversos protocolos de análisis, entre los cuales se encuentra la AME. Como hasta el momento no hay consenso en relación a la mejor condición de incubación del lodo anaerobio, ni respecto a la medición del metano producido, no se puede recomendar un procedimiento único para la determinación de la AME. Aquino *et al.* (2007) presentan los principales métodos utilizados por la comunidad científica nacional e internacional para la determinación de la AME, donde dedican especial atención al principio de cada método, a los principales equipos y materiales necesarios para su implementación, al protocolo simplificado para su ejecución, así como al procedimiento para cálculo de la AME.

Es importante aclarar que la falta de una estandarización internacionalmente aceptada para la prueba de la AME dificulta la comparación de los resultados *absolutos* obtenidos a partir de cada metodología actualmente disponible. En ese sentido, se entiende que los resultados obtenidos con base en diferentes métodos comúnmente aplicados deben utilizarse mucho más como base *relativa* de comparación en cada lugar en que será aplicado. En otras palabras, una vez se ha escogido un determinado método para el ensayo de la AME, los resultados obtenidos a través del mismo serán mucho más útiles en términos comparativos, por ejemplo, entre determinadas condiciones y fases operacionales de reactores anaerobios (Aquino *et al.*, 2007).

3.4.2 Importancia de la prueba de AME

La evaluación de la AME se muestra importante como parámetro de monitoreo de la "eficiencia" de la población metanogénica presente en un reactor biológico, por ello se constituye en una valiosa herramienta para el control operacional de reactores anaerobios. El conocimiento de la AME del lodo de determinado reactor permite establecer la capacidad máxima de remoción de DQO de la fase líquida, y por ello permite estimar la carga orgánica máxima que puede ser aplicada, con minimización del riesgo de un desbalance del proceso anaerobio.

La AME puede ser utilizada como un análisis de rutina, para cuantificar la actividad de la población de arqueas metanogénicas o también para una serie de otras aplicaciones que se listan a continuación:

- Para evaluar el comportamiento de biomاسas bajo el efecto de compuestos potencialmente inhibidores;
- Para determinar la toxicidad relativa de compuestos químicos presentes en efluentes líquidos y residuos sólidos;
- Para establecer el grado de degradabilidad de diversos sustratos, especialmente de residuos industriales;
- Para monitorear los cambios de actividad del lodo, debido a una posible acumulación de materiales inertes, después de largos períodos de operación de reactores;
- Para determinar la masa mínima de lodo anaerobio a ser mantenida en el reactor para la remoción de determinada carga orgánica aplicada, posibilitando la adopción de procedimientos más racionales para el descarte del lodo de reactores anaerobios;
- Para evaluar parámetros cinéticos.

3.4.3 Condiciones para realización de la prueba de AME

3.4.3.1 Tipo y concentración de sustrato

- **Tipo de sustrato**

Para evaluar la actividad metanogénica de determinado lodo se lo debe alimentar con sustrato que soporte tan solo la actividad metabólica de los microorganismos metanogénicos. Según lo tratado en el ítem 2.2.4 - Capítulo 2, entre el 60 y el 70% del metano producido en un reactor anaerobio proviene del clivaje del acetato durante el metabolismo de los microorganismos metanogénicos acetoclásticos, y el resto es producido por microorganismos hidrogenotróficos, a partir de la reducción del dióxido de carbono. De esta manera, la utilización de sales de acetato o ácido acético, como sustrato único, subestima, como mínimo en un 30%, la capacidad máxima de producción de metano, puesto que los microorganismos hidrogenotróficos tienen mayores tasas de crecimiento que los acetoclásticos (Aquino *et al.*, 2007).

Para evaluar la actividad metanogénica de los dos grupos de microorganismos, acetoclásticos e hidrogenotróficos, algunos investigadores (Field *et al.*, 1987; Florencio *et al.*, 1993; Alves *et al.*, 2005) utilizan una mezcla de ácidos orgánicos volátiles, comúnmente constituida de acetato (C₂), propionato (C₃) y butirato (C₄), en la proporción de 100:100:100 g/L, respectivamente. La DQO resultante de la mezcla de ácidos orgánicos tiene la proporción de 24,3: 34,4: 41,3 % para C₂, C₃ y C₄, respectivamente, según se muestra en el Cuadro 3.1. Como los microorganismos metanogénicos no producen metano a partir de propionato y butirato, la prueba evaluará no solo la actividad de los microorganismos metanogénicos, sino también la capacidad sintrófica del sistema, o sea, la actividad de los microorganismos que convierten propionato y butirato en acetato. Se resalta que la evaluación de la actividad de los microorganismos sintróficos es fundamental para la buena operación de los reactores anaerobios, puesto que la reducción en la eficiencia puede estar más relacionada a la baja actividad de los microorganismos sintróficos productores de acetato que a la actividad de microorganismos metanogénicos consumidores de acetato (Aquino *et al.*, 2007).

Cuadro 3.1 – Composición de la solución patrón de ácidos orgánicos

Tipo de ácido orgánico	Concentración de ácido (g/L)	Concentración de DQO (g/L)
Acético	28	29,88
Propiónico	28	42,28
Butírico	28	50,96

* Tomando 16,24 mL de la solución patrón para un volumen útil de 400 mL de la solución final, se tiene un factor de dilución de 24,63 veces. De esa manera, la concentración total de ácidos orgánicos dentro del frasco es de aproximadamente 5 gDQO/L.

Fuente: Alves *et al.* (2005)

Existe aun la posibilidad de utilización de sustratos más complejos, como glucosa, cuando se desea evaluar la actividad de todo el consorcio microbiano presente en el lodo anaerobio, incluyendo los microorganismos fermentativos (acidogénicos) (Aquino *et al.*, 2007).

- **Concentración de sustrato**

En relación a la concentración del sustrato utilizado, es importante resaltar que la prueba de la AME debe realizarse con exceso de sustrato y nutrientes, de tal forma que la cinética de degradación se aproxime a una reacción de pseudo orden cero, que dependa tan solo de

la concentración de los microorganismos (inóculo) presentes. De esta forma, lo importante es que la concentración de sustrato sea mayor que el valor de K_s , que, en el caso de los microorganismos metanogénicos acetoclásticos, se sitúa en el rango de 11 a 421 mg/L de acetato (ver Cuadro 2.3 – Capítulo 2). Siendo así, una concentración de 2.000 mg/L de acetato sería suficiente para garantizar exceso de sustrato y, de hecho, esa concentración es el valor de referencia recomendado por Monteggia (1997), quien concluyó que el uso de concentraciones iniciales de ácido acético en el rango de 2.000 a 4.000 mg/L resultó en valores máximos de AME (Aquino *et al.*, 2007).

3.4.3.2 Concentración inicial del inóculo

Asumiendo que el sustrato y los nutrientes estarán presentes en exceso durante la prueba de AME, es de esperar que la concentración inicial de inóculo defina, en última instancia, la duración de la prueba. O sea, partiendo de una concentración mayor de biomasa, habrá una menor relación alimento/microorganismos (A/M), lo que resulta en una degradación más rápida del sustrato disponible, siendo el análisis inverso verdadero. Como el resultado final de la AME se expresa de forma normalizada, o sea, teniendo en cuenta la masa de inóculo en el momento de la incubación, la concentración inicial de lodo no debería afectar el valor obtenido de la AME. Con base en los trabajos desarrollados por Monteggia (1997) y Rocha *et al.*, (2001), se recomiendan las siguientes concentraciones iniciales de inóculo:

- Para pruebas de AME realizadas con agitación: entre 2,0 y 5,0 g STV/L;
- Para pruebas ejecutadas sin agitación: en torno de 2,0 gSTV/L, con miras a reducir problemas con la difusión del sustrato (Rocha *et al.*, 2001).

Recomendaciones relativas a la preparación de la prueba y al volumen de los frascos de reacción se encuentran reportadas en Aquino *et al.* (2007).

3.4.3.3 Solución de nutrientes

La solución de nutrientes ideal, o agua de dilución, debe contener macro (N-NH₄⁺, P-PO₄³⁻, Mg, Ca) y micro-nutrientes (Fe, Ni, Zn, Co ...), así como alcalinidad (NaHCO₃ o KH₂PO₄ + K₂HPO₄) y agente reductor (Na₂S·7H₂O).

Como no existe consenso en la literatura en relación a la solución nutricional a utilizar en la prueba de AME, Aquino *et al.*, (2007) propusieron la solución de nutrientes presentada en el Cuadro 3.2. La cual es un intento de estandarizar una solución nutricional para las pruebas de AME, por lo menos en el contexto Brasileiro.

Cuadro 3.2 - Solución tampón y de nutrientes recomendados para pruebas de AME

Solución	Nutriente	Concentración (mg/L)	Finalidad
1	NaHCO ₃	1.000	Fuente de alcalinidad
	KH ₂ PO ₄	650	Macronutriente y fuente de alcalinidad
	K ₂ HPO ₄	150	Macronutriente y fuente de alcalinidad
	NH ₄ Cl	500	Macronutriente
	MgCl ₂	100	Macronutriente
	CaCl ₂ .2H ₂ O	100	Macronutriente
	Na ₂ S.7H ₂ O	50	Agente reductor
	Extracto de levadura	50	Fuente de vitaminas
2	FeCl ₃ .6H ₂ O	2,0	Micronutrientes
	ZnCl ₂	0,05	
	CuCl ₂ .2H ₂ O	0,03	
	MnCl ₂ .4H ₂ O	0,5	
	(NH ₄) ₆ Mo ₇ O ₂₄ .4H ₂ O	0,05	
	AlCl ₃ .6H ₂ O	0,05	
	CoCl ₂ .6H ₂ O	2,0	
	NiCl ₂ .6H ₂ O	0,05	
	H ₃ BO ₃	0,01	

Notas:

- a la solución 1 se debe adicionar 1 mL/L de indicador de potencial redox (pE) y observar la coloración final, según lo siguiente: incoloro = bajo pE, rosado o morado = alto pE.
- a la solución 2 se debe adicionar 1 mL/L de HCl concentrado, para evitar la formación de precipitados.
- en el momento de utilización de las soluciones, adicionar 1 mL de la solución 2 por litro de solución 1, conformando una solución única que deberá ser adicionada a los frascos de reacción.

Fuente: adaptado de Aquino *et al.* (2007)

3.4.3.4 Tiempo de incubación antes de la adición de sustrato

Para eliminar la incertidumbre en cuanto al metano de origen endógeno, es necesario incubar el lodo, en la presencia de nutrientes y a la temperatura de realización de la prueba, pero sin la adición de sustrato, durante un periodo suficiente para interrumpir (o estabilizar) la producción de metano. Solo entonces el sustrato debe ser adicionado para inicio de la prueba. Dicho periodo de incubación puede durar horas o días, dependiendo de las condiciones operacionales del reactor del cual fue tomado el lodo para la prueba de AME (Aquino *et al.*, 2007).

3.4.3.5 Agitación y control de temperatura

Se debe garantizar, durante la prueba de AME, que haya suficiente contacto de la biomasa con el sustrato y que no haya limitación de transferencia de masa del sustrato y nutrientes. Por ello, es común incubar los frascos de reacción bajo agitación constante, aunque en la literatura no haya resultados conclusivos sobre la influencia de la agitación intermitente, y del tipo de agitador utilizado (agitación orbital versus agitación magnética) en las pruebas de AME (Aquino *et al.*, 2007).

Con relación a la temperatura, hay consenso en la literatura de que la prueba de AME debe realizarse en el rango de 30 a 35 °C, para que los microorganismos metanogénicos tengan las mejores condiciones de crecimiento. Como la prueba de AME indica la capacidad de formación de metano, el valor obtenido en ella puede ser usado para determinar la carga orgánica que podría ser aplicada en el reactor anaerobio conteniendo una determinada masa de lodo. De todas formas, se debe evaluar con criterio el resultado de la prueba de AME, toda vez que los reactores anaerobios en operación en las plantas de tratamiento se encuentran sometidos a la variación estacional de temperatura, y raramente trabajan en la franja de temperatura ideal para la actividad metanogénica. Por tal razón, el resultado de AME determinado en laboratorio puede sobre-estimar la capacidad de conversión de los microorganismos metanogénicos en el reactor expuesto a diferentes condiciones ambientales (Aquino *et al.*, 2007).

3.4.4 Métodos para medición de biogás

Existen diferentes métodos para la medición del biogás producido en la prueba de AME, los cuales pueden ser clasificados en manométricos o volumétricos.

3.4.4.1 Métodos manométricos

Los métodos manométricos se basan en la medición de la presión ejercida sobre un sensor (membrana transductora de presión) acoplado al frasco de reacción. Dependiendo de la configuración del sistema, la presión medida puede ser debida a la mezcla de gases del biogás, que está constituido principalmente por metano y dióxido de carbono, o debida solamente al metano. Como es posible, a través de calibración del sistema, establecer una correlación entre la presión medida y la cantidad de metano presente dentro del frasco de reacción, el registro diario de la presión permite determinar la tasa diaria de producción de metano y, en consecuencia, el valor de la AME.

La gran ventaja de los métodos manométricos es la posibilidad de acoplar los medidores de presión a microcomputadores, permitiendo así el monitoreo instantáneo y la automatización del proceso, mientras que la principal desventaja está relacionada con el costo de adquisición y mantenimiento de los equipos.

Las Figuras 3.4 a 3.8 muestran diferentes sistemas manométricos utilizados para la medición de metano/biogás, algunos de ellos mediante el uso de manómetros y otros equipados con transductores de presión. La descripción detallada y el protocolo de prueba de los sistemas mostrados en las Figuras 3.4, 3.6 y 3.7 se encuentra en Aquino *et al.* (2007).

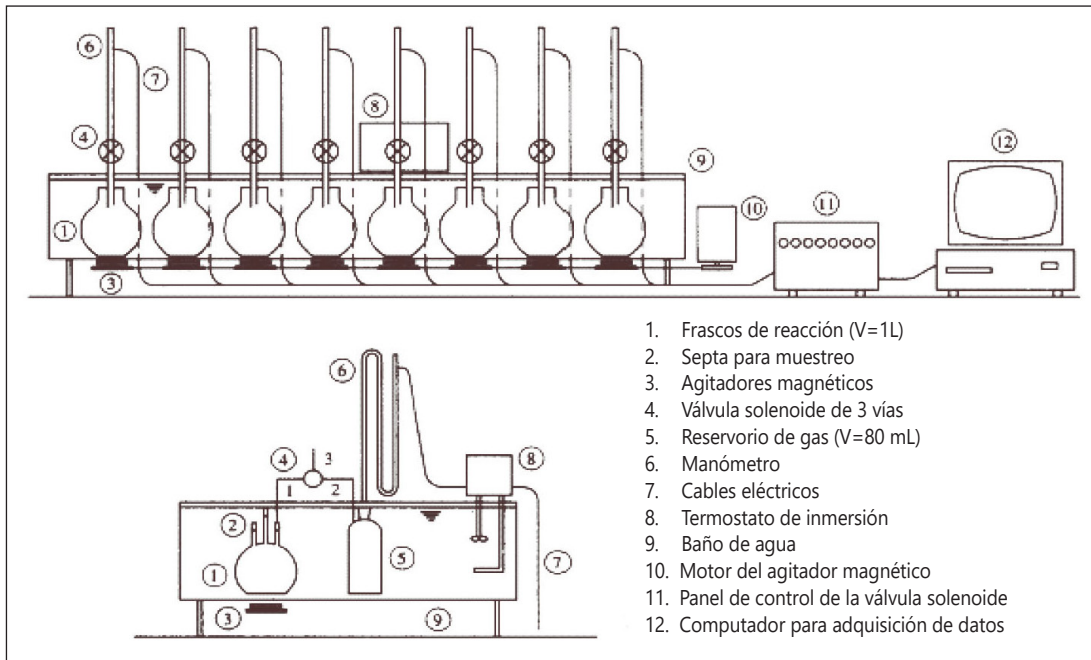


Fig. 3.4 – Respirómetro originalmente propuesto por Monteggia (1991)

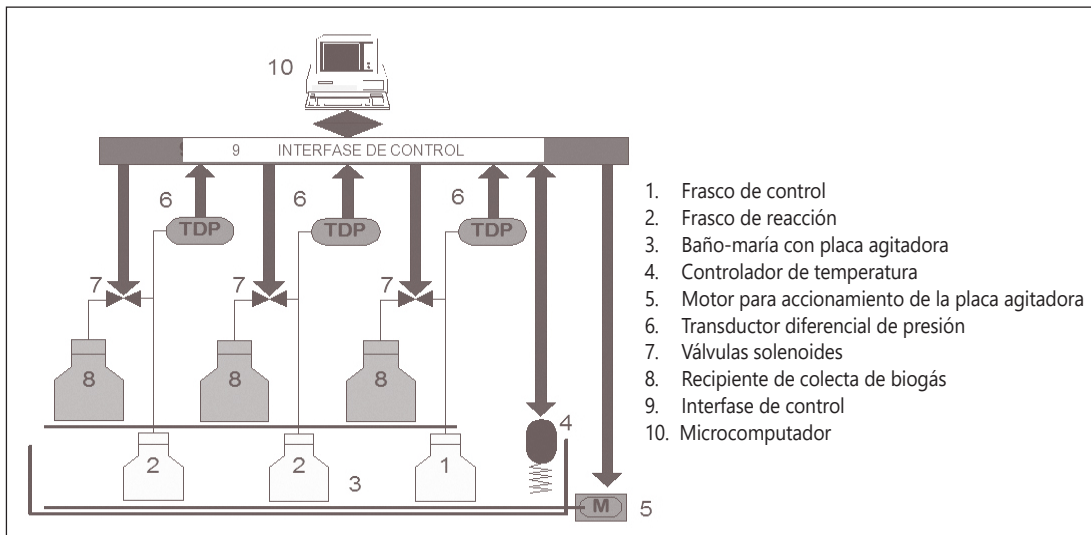


Fig. 3.5 – Respirómetro desarrollado por Chernicharo *et al.* (1997)

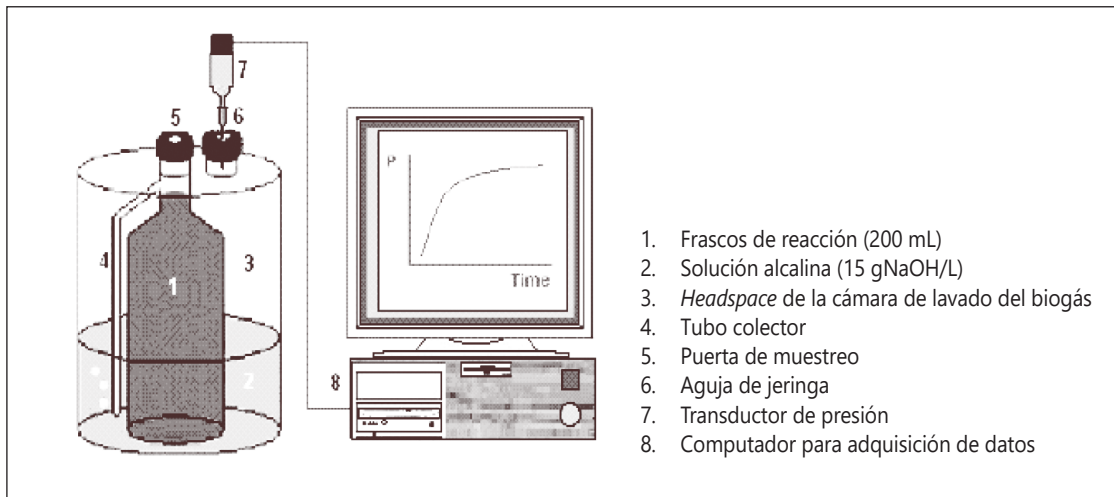


Fig. 3.6 – Respirómetro desarrollado por Fdz-Polanco et al. (2005)



Fig. 3.7 – Sistema Oxitop® para medición de la AME (Borges, 2004)



Fig. 3.8 – Respirómetro desarrollado por Cassini et al. (2003)

3.4.4.2 Métodos volumétricos

Los métodos volumétricos se basan en la determinación del volumen de biogás o metano producido en un frasco para reacción, que contiene el lodo a ser ensayado. La literatura reporta tres metodologías muy utilizadas que emplean procedimientos volumétricos (Aquino *et al.*, 2007): i) medición del volumen y composición del biogás, ii) medición exclusiva de la composición del biogás, iii) medición directa del volumen de metano.

a) Medición del volumen y composición del biogás

Frascos de vidrio (por ejemplo, tipo antibiótico) son inoculados con el lodo a ser ensayado el sustrato y la solución de nutrientes, e incubados a 30 °C, por un periodo que varía entre 7 y 20 días. La prueba deberá finalizar cuando se establezca la producción acumulada de metano, o sea, es fundamental que la tasa máxima de producción de metano (punto de máxima inclinación en la curva obtenido en un gráfico del tipo "volumen acumulado de metano" versus "tiempo de incubación") sea obtenida antes que la prueba sea terminada. El monitoreo de la producción de metano puede realizarse diariamente, con la ayuda de una jeringa esmerilada (que no ofrezca resistencia al desplazamiento), y la determinación de la composición del biogás muestreado se realiza por cromatografía gaseosa (Aquino *et al.*, 2007). La Figura 3.9 ilustra algunos procedimientos realizados durante el desarrollo de la prueba.

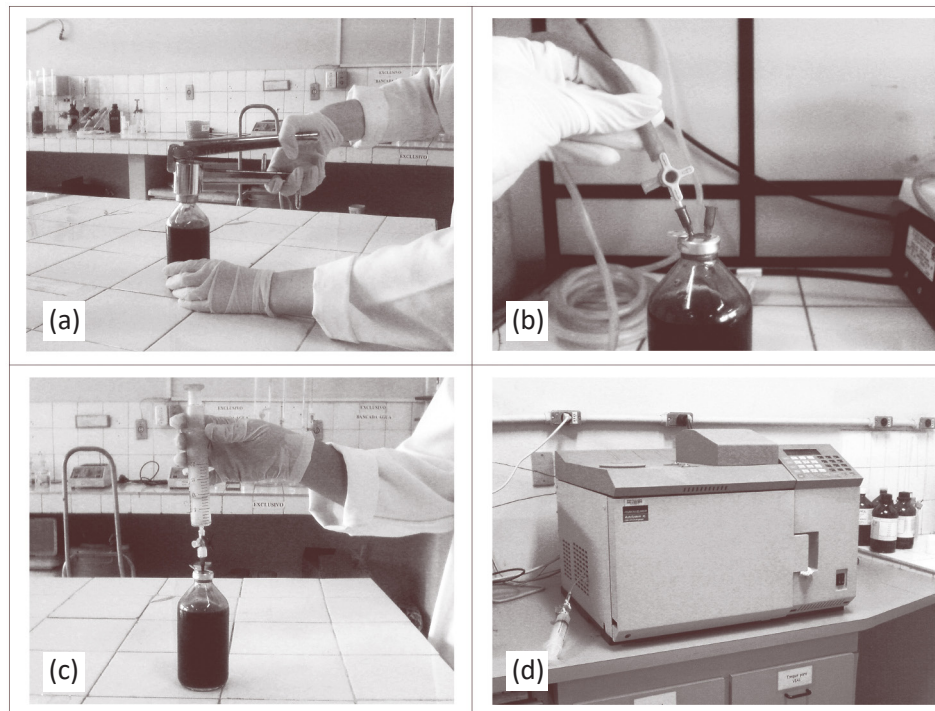


Fig. 3.9 – Ilustración de procedimientos de la prueba AME, con utilización de jeringas esmeriladas para medición del volumen de biogás y cromatografía para determinación de la concentración de metano: (a) cierre de los frascos de reacción; (b) purga del oxígeno contenido en los frascos de reacción; (c) medición de la producción de biogás; (d) determinación del contenido de metano por cromatografía.

Fuente: Souto (2007)

Protocolo simplificado de análisis

- Separe tres frascos de vidrio de 100 o 200 mL para cada lodo a ser analizado (prueba por triplicado);
- Determine la cantidad de sólidos volátiles presentes en el lodo a analizar (gSTV/L);
- En cada frasco de reacción, adicione volúmenes determinados de la solución final de nutrientes y de lodo, con el fin de obtener concentraciones finales de lodo en la mezcla (lodo+solución+sustrato) entre 2,0 y 5,0 gSTV/L, según lo descrito en el ítem 3.4.3.2. El volumen final de la mezcla deberá ocupar entre 70 y 90% del volumen del frasco de reacción;
- Después de que los frascos sean tapados con junta de goma de silicona o caucho, lacrarlos con el anillo de aluminio, utilizando el alicate de presión (*cramper*);

- Remueva el oxígeno del interior del frasco, purgándolo con un gas inerte (Nitrógeno, Argón o Helio). Para ello, utilice dos agujas de jeringas, una debidamente conectada a la línea de la mezcla gaseosa (aguja de inyección del gas inerte), y la otra introducida a través del septo de silicona (aguja de salida del gas del frasco);
- Terminada la purga, cerciórese de que la presión dentro de los frascos es igual a la atmosférica y, en caso que sea necesario, alivie la presión en el interior del frasco, utilizando una aguja;
- Incube los frascos a 30 °C, por un periodo suficiente para interrumpir (o estabilizar) la producción de metano, según lo tratado en el ítem 3.4.3.4;
- Adicione la solución patrón de sustrato a los frascos de reacción, de manera que la concentración de sustrato dentro del frasco sea aproximadamente 2,0 gDQO/L, como fue tratado en el ítem 3.4.3.1;
- Incube los frascos a 30 °C y monitoree la producción de metano diariamente, por un período de 7 a 20 días, hasta que la producción acumulada de metano se estabilice.

Para el desarrollo de la prueba AME según esa metodología, son necesarios los siguientes materiales, reactivos y equipos:

- Jeringas de vidrio esmerilado de 10 y 50 mL, con aguja;
- Jeringas de plástico de 1 o 50 mL, para inyección del biogás en el cromatógrafo (use jeringas de 1 mL para inyección por el inyector principal del cromatógrafo, o 50 mL, para inyección en cromatógrafos adaptados con sistema de inyección en *loop*);
- Frascos de vidrio ámbar o transparente (tipo antibiótico) de 100 mL o 200 mL (use el frasco más grande para incubación de mayor cantidad de lodo);
- Septo de silicona, lacres de aluminio y alicate de presión (*cramper*);
- Cromatógrafo a gas, con detector de conductividad térmica;
- Columna cromatográfica, que separe el metano de los otros constituyentes del biogás;
- Incubadora, preferiblemente con agitación, para mantenimiento de la temperatura a 30 °C;
- Solución patrón de nutrientes (ver Cuadro 3.2);
- Solución patrón de sustrato (ver ítem 3.4.3.1);
- Cilindro con contenido de gas inerte (Nitrógeno, Argón o Helio), para la purga del *headspace* de los frascos de reacción.

Cálculo de la AME

La producción volumétrica de metano es evaluada diariamente, multiplicando el volumen de biogás por el porcentaje de metano en el biogás. El porcentaje de metano puede ser determinado a partir de una curva de calibración, que se construye inyectando diferentes gases patrón, que contengan metano en diferentes porcentajes. La máxima tasa de producción de metano se puede obtener al elaborar un gráfico temporal de la producción acumulada de metano. La AME puede determinarse en el gráfico "volumen acumulado de metano" versus "tiempo de incubación" (Figura 3.10), por el coeficiente angular en el tramo de mayor inclinación. Se debe garantizar que la tasa máxima sea determinada en el tramo lineal, que corresponda al consumo mínimo de 50% del sustrato adicionado (Aquino *et al.*, 2007).

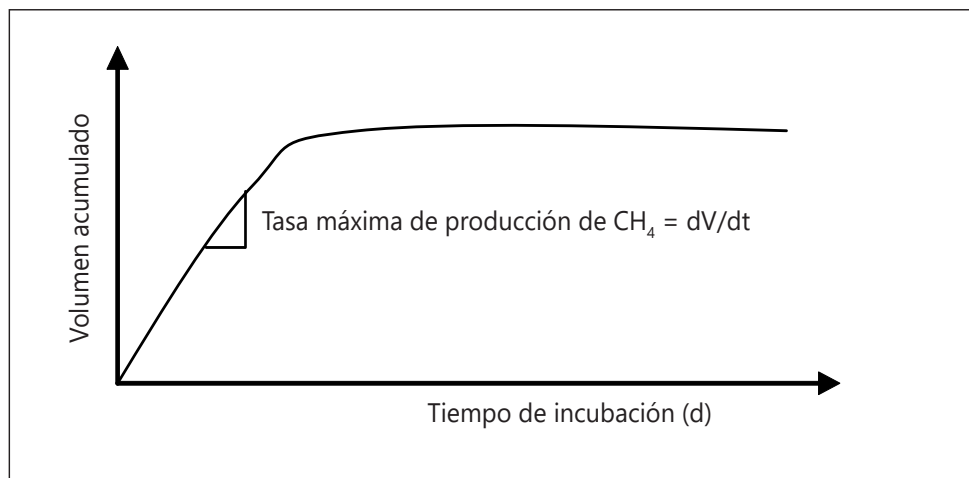


Fig. 3.10 – Determinación gráfica de la tasa máxima de producción de metano

Como el resultado de la AME generalmente se expresa como $\text{gDQO}_{\text{CH}_4}/\text{gSTV}\cdot\text{d}$, aun es necesario conocer la masa de lodo inoculada (en gramos de STV), así como convertir la producción volumétrica de metano (Ej. $\text{mL CH}_4/\text{d}$) en DQO ($\text{gDQO}_{\text{CH}_4}/\text{d}$). Ello puede realizarse a partir de las Ecuaciones 2.14 y 2.15, presentadas en el Capítulo 2.

b) Medición exclusiva de la composición del biogás

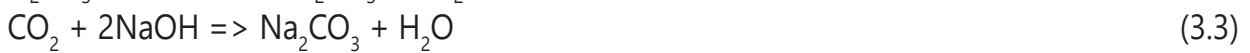
De manera similar al procedimiento anteriormente descrito, se inoculan frascos de vidrio (por ejemplo tipo antibiótico) por triplicado con lodo anaerobio, sustrato y solución de nutrientes, e incubados a 30 °C, hasta que la producción acumulada de metano se estabilice. La diferencia principal, en relación al método descrito anteriormente, está relacionada con la forma de medición del metano producido. En este caso, el monitoreo de la producción de metano se realiza diariamente, muestreando un volumen fijo de biogás (como por ejemplo 0,5 mL) de dentro del frasco de reacción y determinando la cantidad de metano producida (masa o número de moles), por cromatografía gaseosa (Steil *et al.* 2004).

La mayor ventaja de esta metodología es que ella dispensa la medición del volumen de biogás y el uso de jeringas de vidrio. Por otro lado, su gran desventaja reside en el hecho de que el frasco de reacción trabaja bajo presiones mucho mayores, aumentando el riesgo de pérdida de biogás, principalmente durante el procedimiento de muestreo del volumen fijo. Además, para evitar errores en la construcción de la curva de calibración, es necesario que el volumen de biogás muestreado sea exacto (Ej. 1 mL), puesto que ese volumen determinará la cantidad de metano inyectada en el cromatógrafo. En la metodología para medición del volumen del biogás, el volumen muestreado para inyección no debe ser exacto, toda vez que el porcentaje de metano dentro del frasco será el mismo para cualquier volumen de muestreo (Aquino *et al.*, 2007).

Una discusión más profunda sobre dicha metodología se encuentra en Aquino *et al.* (2007).

c) Medición directa del volumen de metano

Para medir únicamente el volumen de metano, se debe lavar el biogás con una solución de hidróxido de sodio (NaOH 15%), para que haya la absorción del CO₂, de acuerdo con las siguientes reacciones:



La gran ventaja de esta metodología es que dispensa del cromatógrafo, para la determinación de la composición del biogás. Por ello, dicha técnica tiene bajo costo y puede ser implementada en, literalmente, cualquier laboratorio de monitoreo, así como en PTARs pequeñas, sin gran capacidad de infraestructura (Aquino *et al.*, 2007). La Figura 3.11 ilustra dos aparatos experimentales para lavado de biogás y medición directa del volumen de metano producido en los frascos de reacción.

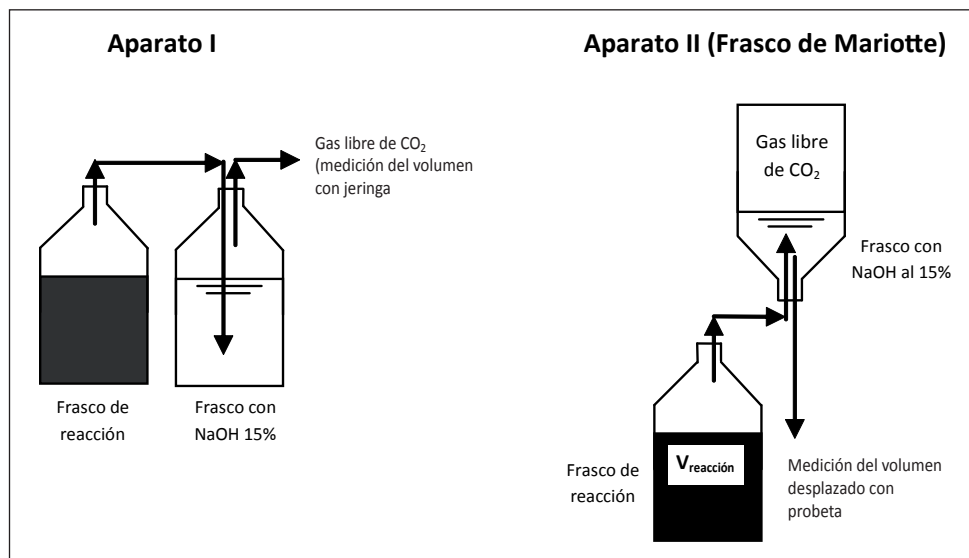


Fig. 3.11 – Esquema de dos aparatos experimentales para lavado del biogás y medición del volumen de metano producido

La Figura 3.11 muestra que el volumen de metano producido puede determinarse, midiendo el volumen del biogás lavado (Aparato I), o el volumen de solución de hidróxido desplazado por el gas lavado (Aparato II).

En el "Aparato I" se puede, en el momento de la lectura, conectar el frasco de incubación al frasco de NaOH, por medio de un sistema "aguja-manguera látex-aguja", de tal forma que la introducción de la aguja de la jeringa esmerilada en el septo del frasco de NaOH causaría la automática despresurización del frasco de incubación. Como el gas entra en el frasco

de NaOH por debajo del nivel de la solución, se garantiza que el gas medido en la jeringa esmerilada sea predominantemente metano.

En el caso del "Aparato II", el sistema "aguja-manguera látex-aguja" también sería utilizado para conectar el frasco de incubación al frasco de NaOH, la despresurización del frasco de incubación será seguida de la expulsión de solución de soda, que corresponde al volumen desplazado por el metano. El volumen de metano producido puede determinarse a través de la medición del volumen o peso de la soda expulsada del frasco. En caso que se opte por el pesado del líquido, también deberá conocerse la densidad de la solución alcalina.

La gran ventaja del "Aparato I" es su simplicidad y el dispensar la necesidad de recomposición periódica del volumen de NaOH 15%, mientras que la ventaja del "Aparato II" es que prescinde del uso de jeringas esmeriladas.

■ **Protocolo de análisis simplificado**

- Separe tres frascos de reacción (500 mL), para cada lodo a analizar (prueba por triplicado);
- Determine la cantidad de sólidos volátiles presentes en el lodo a analizar (gSTV/L);
- En cada frasco de reacción, adicione volúmenes determinados de la solución final de nutrientes y de lodo, con el fin de obtener concentraciones finales de lodo en la mezcla (lodo+solución+sustrato) entre 2,0 y 5,0 gSTV/L, según lo descrito en el ítem 3.4.3.2. El volumen final de la mezcla deberá ocupar entre 70 y 90% del volumen del frasco de reacción;
- Coloque una barra magnética dentro de cada frasco;
- Después de tapar el frasco de manera adecuada, remueva el oxígeno de su interior, purgándolo con un gas inerte (Nitrógeno, Argón o Helio). Para ello, utilice dos agujas de jeringas, una debidamente conectada a la línea de la mezcla gaseosa (aguja de inyección del gas inerte) y la otra introducida a través del septo de caucho (aguja de salida del gas del frasco);
- Terminada la purga, cerciórese de que la presión dentro de los frascos es igual a la atmosférica y, en caso que sea necesario, alivie la presión en el interior del frasco, utilizando una aguja;
- Coloque los frascos sobre una bandeja magnética, incube el conjunto a 30 °C, por un periodo suficiente para interrumpir (o estabilizar) la producción de metano, según se comentó en el ítem 3.4.3.4. Cerciorarse que el contenido del frasco está siendo agitado;

- Adicione la solución patrón de sustrato a los frascos de reacción, de tal manera que la concentración de sustrato dentro del frasco sea de, al menos, 2,0 gDQO/L;
- Incube los frascos a 30 °C y monitoree la producción de metano diariamente, hasta que se establezca la producción acumulada de metano.

Para desarrollar la prueba de la AME según esta metodología, se requieren los siguientes materiales, reactivos y equipos:

- Jeringas de vidrio esmerilado de 10 mL y 50 mL, con aguja;
- Frascos de vidrio ámbar o transparente (tipo antibiótico) de 100 mL o 200 mL;
- Septo de silicona, lacres de aluminio y alicate de presión (*cramper*);
- Incubadora, preferiblemente con agitación, para mantenimiento de la temperatura a 30 °C;
- Solución patrón de nutrientes (ver Cuadro 3.2);
- Solución patrón de sustrato (ver ítem 3.4.3.1);
- Cilindro con gas inerte (Nitrógeno, Argón o Helio), para la purga del *headspace* de los frascos de reacción;
- La absorción de CO₂ debe realizarse con una solución alcalina con pH superior a 12 (solución de NaOH al 15%);

■ Cálculo de la AME

Una vez conocido el volumen de metano producido diariamente, se puede obtener la producción acumulada, en términos de $\text{gDQO}_{\text{CH}_4}/\text{d}$. El valor de la AME, en $\text{gDQO}_{\text{CH}_4}/\text{gSTV}\cdot\text{d}$, puede calcularse conociendo la cantidad de lodo usada como inóculo (g STV) y la tasa máxima de producción de metano ($\text{gDQO}_{\text{CH}_4}/\text{d}$), obtenida en el tramo de mayor pendiente y que corresponda a una utilización de, por lo menos, 50% del sustrato adicionado (Figura 3.10).

Ejemplo 3.2

Determinar los principales parámetros necesarios para el desarrollo de una prueba de AME de un lodo anaerobio, considerando:

- *número de frascos de reacción: 4;*
- *temperatura de realización de la prueba: 30°C;*

- volumen de cada frasco de reacción: 250 mL;
- volumen total de la mezcla (lodo+solución+sustrato): 200 mL (20% de head-space);
- concentración del lodo anaerobio a ser evaluado: 3% (30 gSTV/L);
- concentración de lodo en la mezcla (lodo+solución+sustrato): 2,5 gSTV/L;
- concentraciones de DQO evaluadas (gDQO/L): 1,0 (frasco 1), 1,5 (frasco 2), 2,0 (frasco 3) y 2,5 (frasco 4).

Solución:

- Determinación del volumen de lodo a ser adicionado en cada frasco, con el propósito de obtener la concentración final en la mezcla (lodo+solución+sustrato) igual a 2,5 gSTV/L:

$$V_{\text{lodo}} = (V_{\text{mezcla}} \times \text{Conc. mezcla}) / \text{Conc. lodo} = (200\text{mL} \times 2,5\text{gSTV/L}) / 30\text{gSTV/L} = 16,7 \text{ mL}$$

- Determinación de la masa de microorganismos en cada frasco:

$$M_{\text{lodo}} = V_{\text{lodo}} \times \text{Conc. lodo} = 16,7\text{mL} \times 0,030\text{gSTV/mL} = 0,501 \text{ gSTV}$$

- Determinación del volumen de sustrato a ser adicionado en cada frasco, con el fin de obtener las concentraciones finales de 1,0, 1,5, 2,0 y 2,5 gDQO/L. Considerando la aplicación de solución de acetato de sodio, con concentración de 100 gDQO/L, se tiene:

- frasco 1 (1,0 gDQO/L):

$$V_{\text{sust}} = (\text{Conc. mezcla} \times V_{\text{mezcla}}) / \text{Conc. DQO solución} \\ = (1,0 \text{ mgDQO/mL} \times 200 \text{ mL}) / 100 \text{ mgDQO/mL} = 2 \text{ mL}$$

- frasco 2 (1,5 gDQO/L):

$$V_{\text{sust}} = (1,5 \text{ mgDQO/mL} \times 200 \text{ mL}) / 100 \text{ mgDQO/mL} = 3 \text{ mL}$$

- frasco 3 (2,0 gDQO/L):

$$V_{\text{sust}} = (2,0 \text{ mgDQO/mL} \times 200 \text{ mL}) / 100 \text{ mgDQO/mL} = 4 \text{ mL}$$

- frasco 4 (2,5 gDQO/L):

$$V_{\text{sust}} = (2,5 \text{ mgDQO/mL} \times 200 \text{ mL}) / 100 \text{ mgDQO/mL} = 5 \text{ mL}$$

■ *Determinación del volumen de solución tampón y de nutrientes:*

Sabiendo que el volumen total de la mezcla fue establecido para 200 mL, el volumen de solución tampón y de nutrientes puede obtenerse, sustrayendo del volumen total los volúmenes de lodo y de sustrato, ya calculados (ver Cuadro 3.3).

Cuadro 3.3 – Resumen de los parámetros para realización de la prueba de la AME

Frasco	Concentración del lodo (gSTV/L)	Volúmenes (mL)				Cantidad de biomasa (gSTV)	Concentración final	
		Lodo	Sustrato	Solución	Mezcla		Lodo (gSTV/L)	Sustrato (gDQO/L)
1	30	16,7	2	181,3	200	0,501	2,5	1,0
2	30	16,7	3	180,3	200	0,501	2,5	1,5
3	30	16,7	4	179,3	200	0,501	2,5	2,0
4	30	16,7	5	178,3	200	0,501	2,5	2,5

Una vez definidos los parámetros preparatorios para la prueba, tal como se ilustró en el anterior cuadro, se debe proceder de acuerdo con el protocolo de desarrollo de la prueba, descrito en el ítem 3.4.3. El monitoreo continuo de la producción de metano en los frascos de reacción posibilita la obtención de datos que correlacionan tiempo x producción acumulativa de CH₄. La representación gráfica de tales datos permite la obtención de curvas similares a las presentadas en la Figura 3.12, una para cada uno de los frascos de reacción (1 a 4).

La determinación de la actividad metanogénica específica se realiza a partir de la evaluación de la pendiente del tramo recto de la curva de producción de metano (tramo de inclinación máxima). La inclinación proporciona la tasa de producción de metano (ej. mLCH₄/d) que, dividida entre la cantidad inicial de biomasa presente en el frasco de reacción (en el ejemplo, M_{lodo} = 0,501 gSTV), conduce a la actividad metanogénica específica del lodo (mLCH₄/gSTV.d). Usualmente, se establece la correspondencia del volumen de metano en masa de DQO convertida en CH₄ (DQO_{CH4}), según se explicó en el Capítulo 2 (ecuaciones 2.14 y 2.15), de tal manera que posibilita que la AME se exprese en términos de gDQO_{CH4}/gSTV.d.

En la Figura 3.13 se ilustran las curvas de actividad metanogénica en cada uno de los frascos, obtenidas haciendo el cálculo de la actividad para cada intervalo de tiempo, y no solo para los tramos donde la tasa de producción de metano es máxima.

De acuerdo con la Figura 3.13, las actividades máximas fueron de aproximadamente 35, 40, 45 y 52 gDQO_{CH₄}/gSTV.h, para los frascos 1, 2, 4 y 3, respectivamente. En el ejemplo actual, el lodo anaerobio mostró su mayor actividad para una concentración de sustrato igual a 2,0 gDQO/L (frasco 3). Ésta deberá ser considerada como la actividad metanogénica específica del lodo en cuestión. El cálculo más preciso de las actividades debe realizarse a partir de los tramos de inclinación máxima (Figura 3.12), según lo anteriormente explicado.

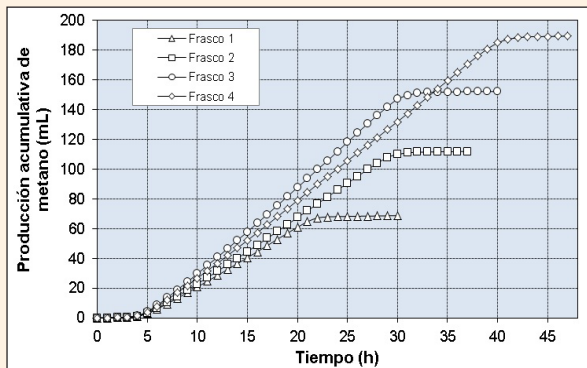


Fig. 3.12 – Prueba de AME: Resultados de producción acumulativa de CH₄

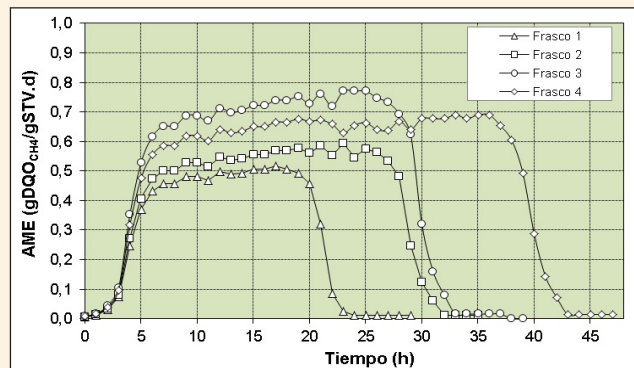


Fig. 3.13 - Prueba de AME: Resultados de actividad metanogénica

■ *Determinación de la cantidad de sustrato convertida en metano:*

De acuerdo con las curvas de la Figura 3.12, las siguientes fueron las producciones totales de CH₄ al final de la prueba, en cada uno de los frascos:

- frasco 1: $V_{CH_4} \cong 70 \text{ mL}$
- frasco 2: $V_{CH_4} \cong 112 \text{ mL}$
- frasco 3: $V_{CH_4} \cong 152 \text{ mL}$
- frasco 4: $V_{CH_4} \cong 190 \text{ mL}$

■ *Determinación de la producción teórica de metano, a partir de la cantidad de sustrato (gDQO) adicionada en cada frasco:*

De acuerdo con las ecuaciones 2.14 y 2.15 (Capítulo 2), se tiene:

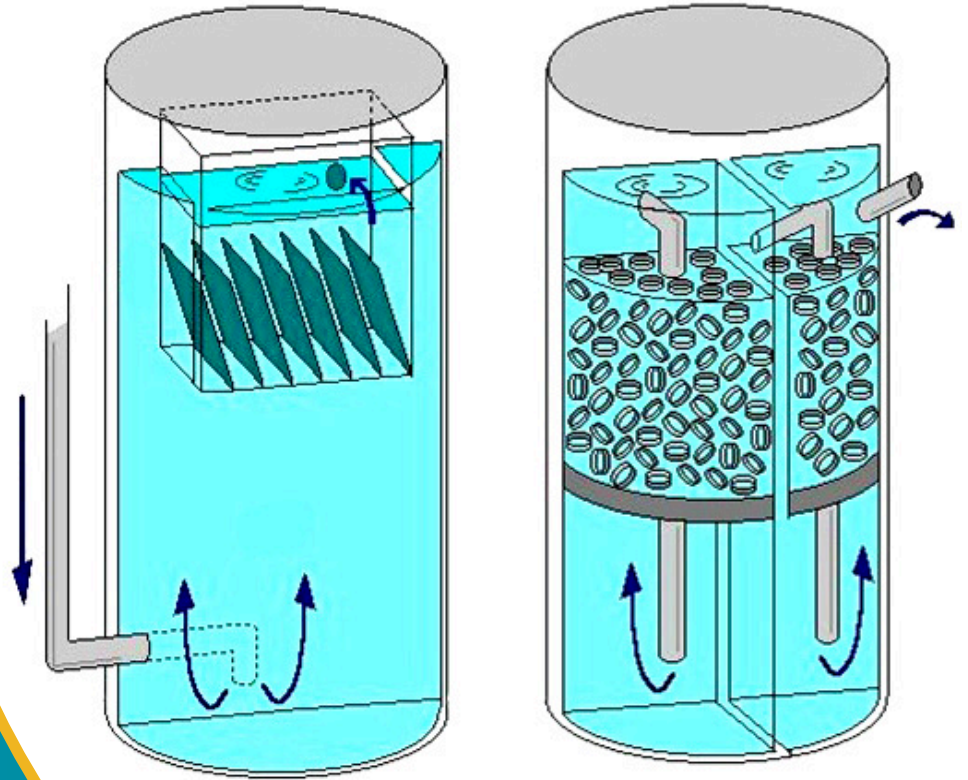
$$f(t) = (P.K)/[R.(273+t)] = (1 \times 64)/[0,08206 \times (273+30)] = 2,57 \text{ gDQO/L}$$

$$V_{CH_4} = DQO_{CH_4} / f(t) =$$

- frasco 1: $2\text{ mL} \times 100\text{ mgDQO/mL} = 200\text{ mgDQO} \Rightarrow$
 $V_{\text{CH}_4} = 200\text{ mgDQO} / 2,57\text{ mgDQO/mL} = 77,8\text{ mL}$
- frasco 2: $3\text{ mL} \times 100\text{ mgDQO/mL} = 300\text{ mgDQO} \Rightarrow$
 $V_{\text{CH}_4} = 300\text{ mgDQO} / 2,57\text{ mgDQO/mL} = 116,7\text{ mL}$
- frasco 3: $4\text{ mL} \times 100\text{ mgDQO/mL} = 400\text{ mgDQO} \Rightarrow$
 $V_{\text{CH}_4} = 400\text{ mgDQO} / 2,57\text{ mgDQO/mL} = 155,6\text{ mL}$
- frasco 4: $5\text{ mL} \times 100\text{ mgDQO/mL} = 500\text{ mgDQO} \Rightarrow$
 $V_{\text{CH}_4} = 500\text{ mgDQO} / 2,57\text{ mgDQO/mL} = 194,6\text{ mL}$

■ *Determinación del porcentaje de sustrato convertido en metano:*

- frasco 1: $70\text{ mL} / 77,8\text{ mL} = 90\%$
- frasco 2: $112\text{ mL} / 116,7\text{ mL} = 96\%$
- frasco 3: $152\text{ mL} / 155,6\text{ mL} = 98\%$
- frasco 4: $190\text{ mL} / 194,6\text{ mL} = 98\%$



4

Sistemas de Tratamiento Anaerobio

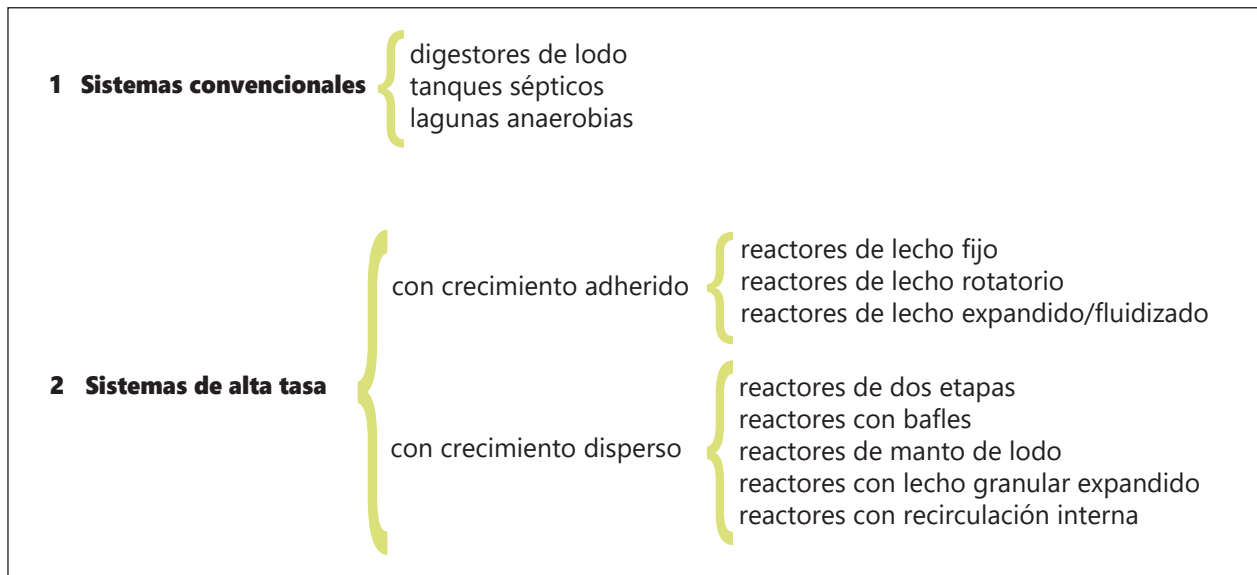
4.1 PRELIMINARES

La esencia de los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales reside en la capacidad de los microorganismos involucrados para utilizar los compuestos orgánicos biodegradables, transformándolos en subproductos susceptibles de ser removidos del sistema de tratamiento. Los subproductos formados pueden presentarse en la forma sólida (lodo biológico), líquida (agua) o gaseosa (gas carbónico, metano, etc.). Cualquiera que sea el proceso adoptado, aerobio o anaerobio, la capacidad de utilización de los compuestos orgánicos depende de la actividad microbiana de la biomasa presente.

Hasta hace poco, la utilización de los procesos anaerobios para el tratamiento de efluentes líquidos, era considerada antieconómica y problemática. Sin duda, la reducida tasa de crecimiento de la biomasa anaerobia, principalmente de las arqueas metanogénicas, hace que el control del proceso sea delicado, toda vez que la recuperación del sistema es bastante lenta, cuando la biomasa anaerobia es expuesta a condiciones ambientales adversas.

Con el aumento de investigaciones en el área de tratamiento anaerobio observado en los últimos años, se han desarrollado los "sistemas de alta tasa". Tales sistemas se caracterizan, básicamente, por la capacidad de retener grandes cantidades de biomasa, de elevada actividad, inclusive con la aplicación de bajos tiempos de retención hidráulica. De esta manera, se logra mantener un elevado tiempo de retención de sólidos, aún bajo la aplicación de elevadas cargas hidráulicas sobre el sistema. El resultado es la obtención de reactores compactos, con volúmenes muy inferiores a los digestores anaerobios convencionales, manteniendo pese a ello, un elevado grado de estabilización del lodo.

En este capítulo se describen los principales sistemas anaerobios utilizados para el tratamiento de aguas residuales. Por conveniencia, los mismos fueron clasificados en dos grandes grupos, según se indica a continuación:



4.2 SISTEMAS CONVENCIONALES

4.2.1 Preliminares

En este capítulo, la denominación de *sistemas convencionales* será utilizada para caracterizar los reactores que son operados con bajas cargas orgánicas volumétricas, toda vez que los mismos no disponen de mecanismos de retención de grandes cantidades de biomasa de elevada actividad. Obviamente, no existe una línea bien definida de separación entre los sistemas convencionales y los de alta tasa, por ello los ejemplos que se presentan aquí tienen por objetivo tan solo caracterizar algunos tipos de reactores, con base en los principales aspectos que los diferencian de los reactores de alta tasa, los cuales son:

- ausencia de mecanismos de retención de sólidos en el sistema: de acuerdo a lo discutido en el Capítulo 3, la retención de biomasa en los sistemas anaerobios es mejorada de manera significativa a través de mecanismos que favorecen la inmovilización de los microorganismos al interior de la cámara de digestión, como por ejemplo la adhesión y la granulación. La ausencia de tales mecanismos dificulta la retención de grandes cantidades de biomasa en el sistema de tratamiento;

- altos tiempos de retención hidráulica y bajas cargas volumétricas: la ausencia de mecanismos de retención de sólidos en el sistema provoca la necesidad de que los reactores convencionales sean diseñados y operados con altos tiempos de retención hidráulica, con el fin de garantizar la permanencia de biomasa en el sistema por tiempo suficiente para su crecimiento (ver ítems 2.4.6 y 2.4.7).
- bajas cargas volumétricas: el diseño de los reactores con altos tiempos de retención hidráulica se refleja en tanques con grandes volúmenes, que tienen como resultado la aplicación de bajas cargas volumétricas al sistema ($\text{kgDQO}/\text{m}^3\text{reactor.d}$ o $\text{kgSSV}/\text{m}^3\text{reactor.d}$).

A partir de la discusión que se presenta a continuación, se vislumbrará más claramente que algunos aspectos que caracterizan a los sistemas convencionales pueden presentarse de forma más o menos marcada en un determinado tipo de reactor, pudiendo inferirse que existe una evolución de los sistemas convencionales en dirección a los sistemas de alta tasa.

4.2.2 Digestores de lodo anaerobios

Los digestores convencionales son utilizados principalmente para la estabilización de lodos primarios y secundarios, provenientes del tratamiento de aguas residuales, y también para el tratamiento de efluentes industriales con alta concentración de sólidos en suspensión. Usualmente están constituidos por tanques circulares cubiertos, en concreto reforzado, con diámetros que oscilan entre 6 y 38 metros y profundidades entre 7 y 14 metros. Las paredes del fondo son generalmente inclinadas, en una relación vertical/horizontal de 1 a 4, de tal manera que favorezcan la sedimentación y la remoción de los sólidos más concentrados. La cobertura del reactor puede ser tanto fija como flotante (móvil).

Como los digestores convencionales se destinan preferiblemente a la estabilización de residuos con alta concentración de material particulado, la hidrólisis de esos sólidos puede convertirse en la etapa limitante de todo el proceso de digestión anaerobia. Por su parte, la tasa de hidrólisis es afectada por diversos factores, entre los que se pueden destacar:

- temperatura;
- tiempo de retención;
- composición del sustrato;
- tamaño de las partículas.

De esta forma, con el objetivo de optimizar la hidrólisis del material particulado, los digestores convencionales son normalmente sometidos a calentamiento, con temperaturas de operación entre los 25 y los 35°C. La fase de hidrólisis se desarrolla muy lentamente cuando los digestores son operados a temperaturas inferiores a los 20°C.

Como los digestores convencionales no disponen de medios específicos para la retención de biomasa en el sistema, el tiempo de retención hidráulica debe ser suficiente para garantizar la permanencia y multiplicación de los microorganismos en el sistema, propiciando que todas las fases de la digestión anaerobia se desarrollen de manera adecuada.

Dependiendo de la existencia de dispositivos de mezcla y del número de etapas, se han aplicado tres configuraciones principales de digestores:

4.2.2.1 Digestor anaerobio de baja carga

El digestor de baja carga no dispone de dispositivos de mezcla, usualmente está constituido por un único tanque, donde ocurren simultáneamente la digestión, el espesamiento del lodo y la formación de sobrenadante. Desde el punto de vista operacional, el lodo crudo es adicionado en la parte del digestor en que el lodo está siendo activamente digerido y el biogás está siendo liberado.

En la superficie de la columna líquida de los reactores anaerobios se forma una capa de materiales flotantes compuesta por diversos elementos, el término técnico que regularmente se utiliza en portugués para referirse a dicha capa es "escuma"; sin embargo, y pese a que en español no existe una palabra técnica que se ajuste exactamente a la traducción de la palabra, para efectos de este libro, en adelante se utilizará el término "nata".

Con el movimiento ascendente del biogás, partículas de lodo y de otros materiales flotantes son llevadas hacia la superficie, pasando a constituir una capa de nata. Como resultado de la digestión, ocurre la estratificación de lodo por debajo de la capa de nata, configurándose

cuatro zonas distintas dentro del reactor, de acuerdo a la siguiente caracterización tal como se ilustra en la Figura 4.1:

- zona de nata;
- zona de sobrenadante;
- zona de digestión activa;
- zona de lodo estabilizado.

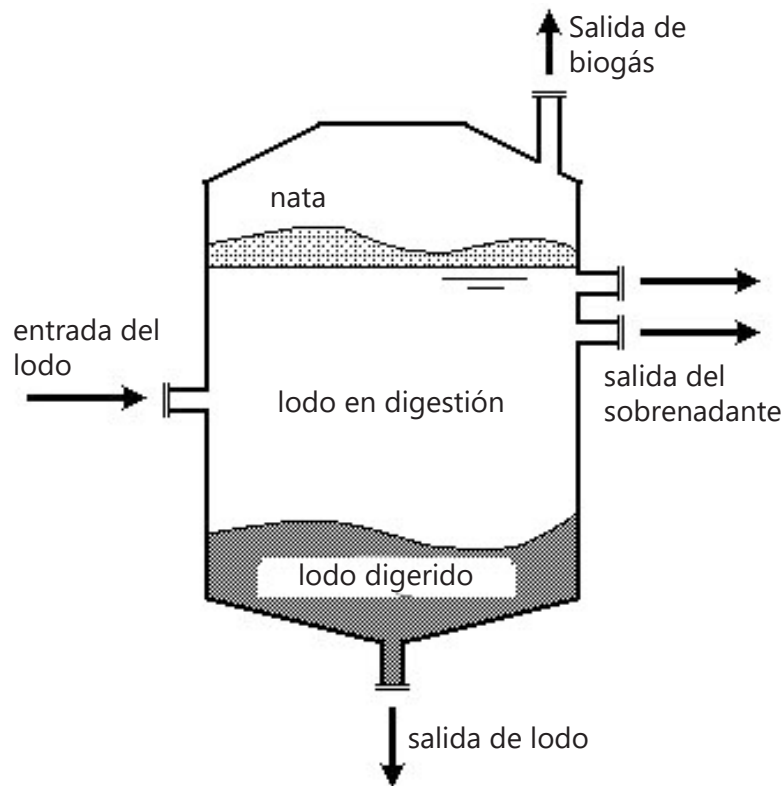


Fig. 4.1 - Representación esquemática de un digestor de baja carga

El sobrenadante y el lodo estabilizado son periódicamente removidos del digestor. La estratificación del lodo y la ausencia de mezcla hacen que no más que 50% del volumen del digestor sea efectivamente utilizado en el proceso de digestión, por ello se hace necesario el uso de reactores de grandes volúmenes para lograr una buena estabilización del lodo. Frente a tales limitaciones, los digestores de baja carga son principalmente utilizados en pequeñas plantas de tratamiento. En el Cuadro 4.1 se presentan algunos criterios de diseño típicos para digestores de baja carga, operando en el rango de temperatura de la fase mesófila.

Cuadro 4.1 - Criterios típicos de diseño para digestores de baja carga

Parámetro	Rango de valores*
Criterio volumétrico (L/hab)	
▪ Lodo primario	57 a 85
▪ Lodo primario+lodo activado	113 a 170
Carga de sólidos (kgSSV/m ³ .d)	0,6 a 1,6
Tiempo de retención celular - θ_c (d)	30 a 60

(*) Para digestores que operan en el rango de temperatura de la fase mesófila

Fuente: Adaptado de Metcalf & Eddy (1991)

4.2.2.2 Digestor anaerobio de una etapa y alta carga

El digestor de una sola etapa y alta carga incorpora mecanismos complementarios de calentamiento y mezcla, además de ser operado bajo tasas de alimentación uniformes y con espesamiento previo del lodo crudo, de tal forma que garantice condiciones más uniformes en todo el digestor. Como resultado, el volumen del tanque puede ser reducido y mejorarse la estabilidad del proceso. La Figura 4.2 ilustra una representación esquemática de un digestor de una etapa y alta carga.

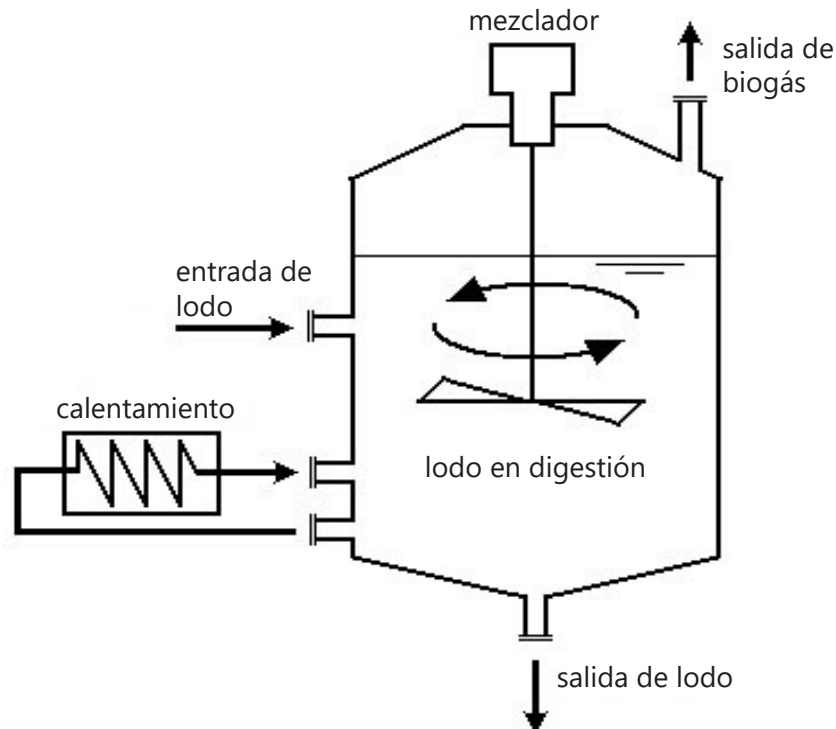


Fig. 4.2 - Representación esquemática de un digestor de una etapa y alta carga

Los tiempos de retención celular recomendados para el diseño de digestores de mezcla completa están ilustrados en la Figura 4.3, en ella se puede observar la gran dependencia de éstos en relación a la temperatura de operación del digestor. En el dimensionamiento del reactor el tiempo de retención hidráulica es equivalente al tiempo de retención celular, toda vez que el sistema no dispone de mecanismos de retención de sólidos (ver ítem 2.4.6).

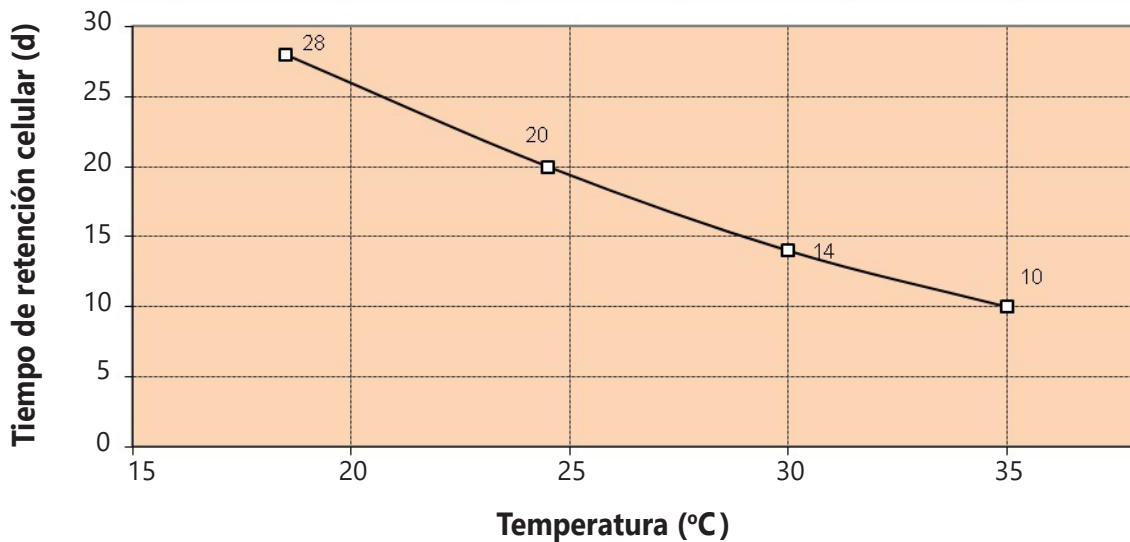


Fig. 4.3 - Recomendaciones de diseño para digestores de mezcla completa

Fuente: Adaptado de Metcalf & Eddy (1991)

Para lograr la mezcla del lodo en el interior del digestor, se pueden utilizar diferentes técnicas, como recirculación de gas, recirculación de lodo o agitación, a través de mezcladores mecánicos de diversas configuraciones.

La práctica común de alimentación del digestor es la adición de pequeñas cantidades de lodo, en intervalos de tiempo regulares, por ejemplo cada 1 o 2 horas, configurando de esta manera dos formas usuales de alimentación:

- Alimentación y mezcla del digestor por un corto periodo, antes de la remoción de lodo digerido;
- Remoción de lodo digerido, antes de la alimentación de lodo crudo.

En el Cuadro 4.2 se presentan algunos criterios de diseño típicos para digestores de alta carga, para operar en el rango de temperatura mesófila.

Cuadro 4.2 - Criterios de diseño típicos para digestores de alta carga

Parámetro	Rango de valores*
Criterio volumétrico (L/hab)	
▪ Lodo primario	37 a 57
▪ Lodo primario+lodo activado	74 a 113
Carga de sólidos (kgSSV/m ³ .d)	1,6 a 3,2
Tiempo de retención celular - θ_c (d)	15 a 20

(*) Para digestores operando en el rango de temperatura mesófila

Fuente: Adaptado de Metcalf & Eddy (1991)

4.2.2.3 Digestor anaerobio de dos etapas y alta carga

El digestor de dos etapas consiste básicamente en la incorporación de un segundo tanque de digestión, que opera en serie con un digestor primario de alta carga, según se ilustra en la Figura 4.4. En esa configuración, el primer tanque es utilizado para la digestión del lodo propiamente dicha, siendo por ello equipado con dispositivos de calentamiento y de mezcla. El segundo tanque es utilizado para almacenamiento y concentración del lodo digerido, lo que genera la formación de un sobrenadante mucho más clarificado.

Existen situaciones en que los dos tanques se diseñan de forma idéntica, de tal manera que cualquiera de ellos puede ser utilizado como digestor primario. En otras situaciones, el digestor secundario puede ser un tanque abierto, un tanque sin calentamiento, o hasta una laguna de lodo (Metcalf & Eddy, 1991).

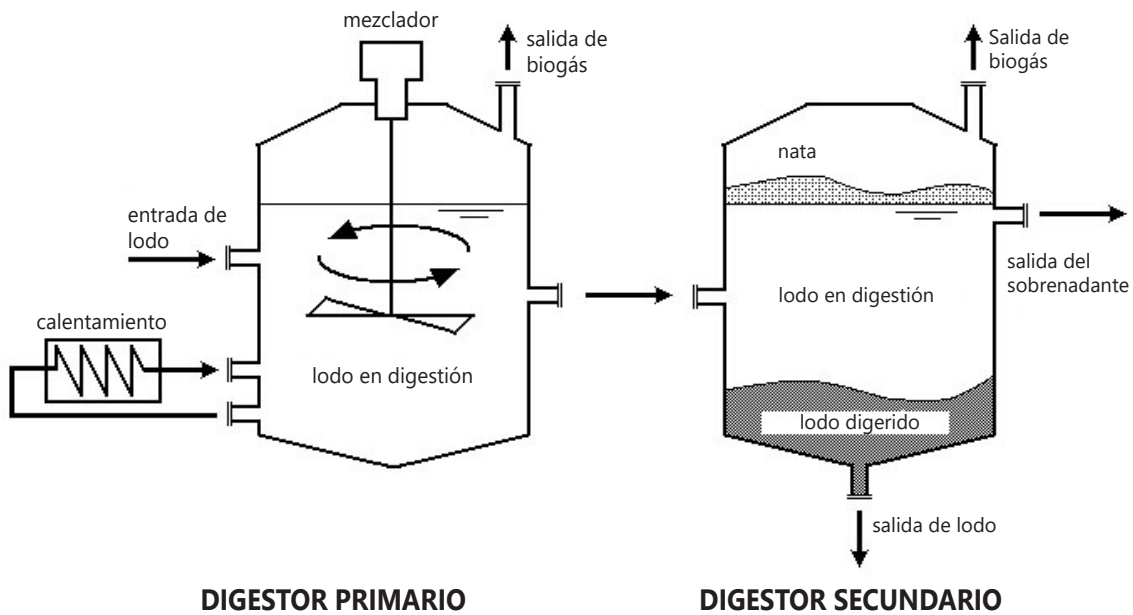


Fig. 4.4 - Representación esquemática de un digestor de dos etapas y alta carga

4.2.3 Tanque séptico

El tanque séptico es una unidad, prefabricada o construida *in loco*, que desempeña las funciones múltiples de sedimentación y de remoción de materiales flotantes, además de comportarse como digestor de baja carga, sin mezcla y sin calentamiento. Los tanques sépticos fueron concebidos alrededor del año de 1860, a partir de los trabajos pioneros de Mouras, en Francia. Aun son ampliamente utilizados en todo el mundo, constituyéndose en una de las principales alternativas para el tratamiento primario de aguas servidas de residencias y pequeñas áreas no atendidas por redes de alcantarillado.

El funcionamiento de los tanques sépticos puede ser descrito de la siguiente manera:

- los sólidos sedimentables presentes en el agua residual afluyente van al fondo del tanque, pasando a constituir una capa de lodo;
- los aceites, grasas y otros materiales más ligeros presentes en el agua residual afluyente flotan hasta la superficie del tanque, pasando a formar una capa de espuma;

- el agua residual, libre de los materiales sedimentables y flotantes, fluye entre las capas de lodo y de espuma, abandonando el tanque séptico en su extremo opuesto, de donde es conducida hacia una unidad de postratamiento o de disposición final;
- el material orgánico retenido en el fondo del tanque sufre una descomposición facultativa y anaerobia y se convierte en compuestos más estables como CO_2 , CH_4 y H_2S . Pese a que se produce H_2S en los tanques sépticos, usualmente no se observan problemas de olor, toda vez que este se combina con metales acumulados en el lodo y forma sulfuros metálicos insolubles;
- la descomposición anaerobia proporciona una reducción continua del volumen de lodo depositado en el fondo del tanque, aunque siempre hay acumulación a lo largo de los meses de operación del tanque séptico. Como consecuencia, la acumulación de lodo y de espuma lleva a una reducción del volumen útil del tanque, requiriendo de una remoción periódica de dichos materiales.

Con el fin de optimizar la retención de sólidos sedimentables y flotantes en el interior del tanque, usualmente se les incorporan deflectores internos junto a la entrada y a la salida. También se utilizan compartimientos múltiples con el fin de disminuir la cantidad de sólidos en el efluente; sin embargo, los tanques de cámara única son los más utilizados, según se ilustra en la Figura 4.5. En el Capítulo 5 se presentan mayores detalles sobre el diseño y operación de tanques sépticos.

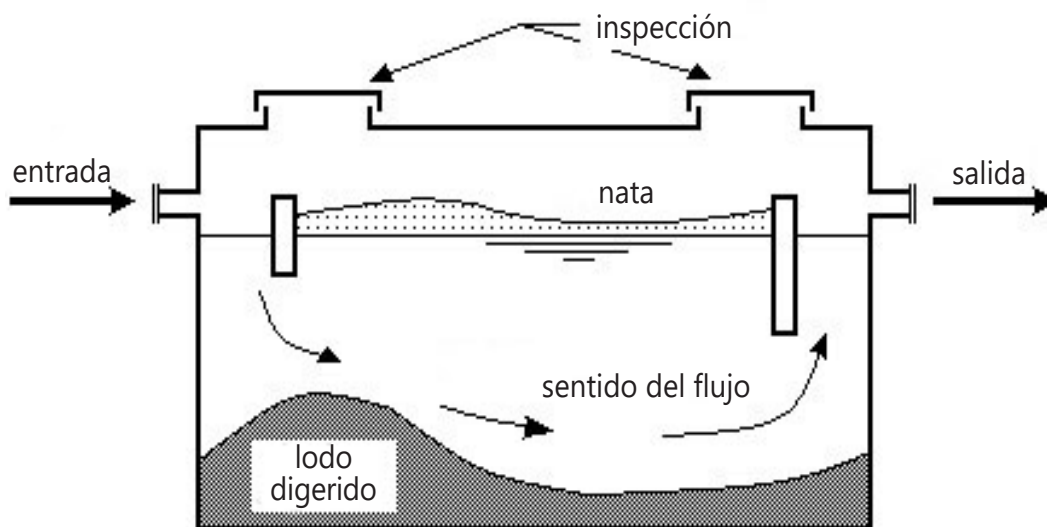


Fig. 4.5 - Representación esquemática de un tanque séptico de cámara única

■ Nueva generación de tanques sépticos

En los últimos años se han realizado esfuerzos en el sentido de desarrollar nuevos sistemas para el tratamiento descentralizado de aguas residuales. Los nuevos sistemas usualmente incorporan los principios de los reactores anaerobios de alta tasa, principalmente de los reactores UASB y de los reactores híbridos (Tilche & Vieira, 1991).

Un ejemplo de estos nuevos sistemas es el desarrollado por Sousa (2005), denominado sistema compacto de tratamiento de aguas residuales (SISCOTAR). El sistema está compuesto de una primera cámara, similar a un tanque séptico, dotada de una entrada en el nivel inferior que provoca el flujo ascendente, y de placas paralelas en su parte superior, que posibilitan optimizar la etapa de sedimentación (y retención) de sólidos en el sistema, dicha cámara está destinada a la retención de la mayor parte de la materia orgánica particulada, presente en el agua residual cruda. Complementariamente, el SISCOTAR posee otras dos cámaras, en serie, de tratamiento biológico anaerobio híbrido (reactor UASB + Filtro Anaerobio), según se ilustra en la Figura 4.6.

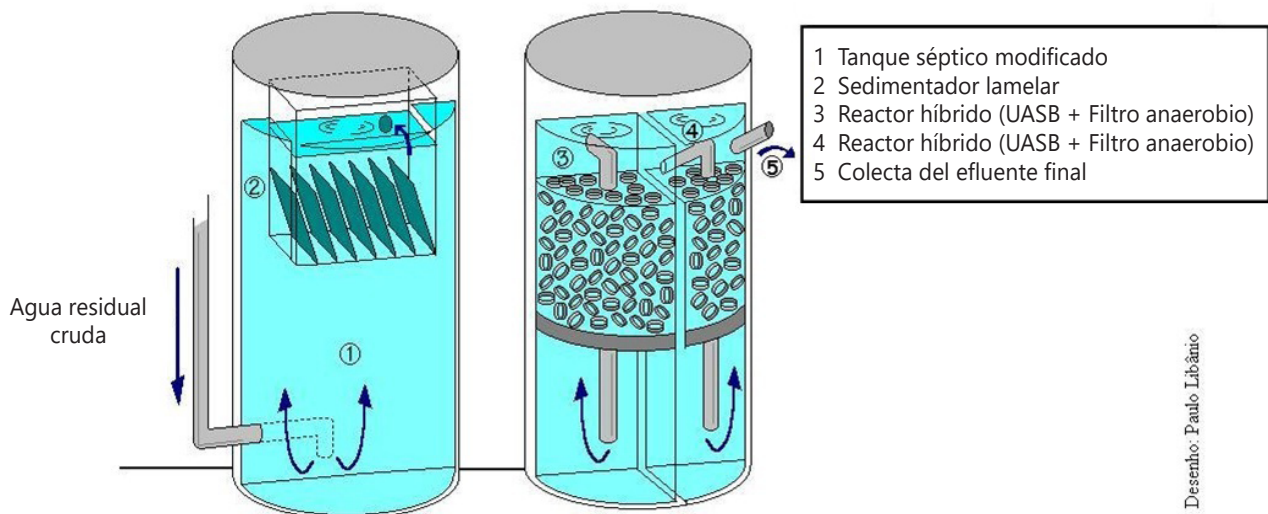


Fig. 4.6 - Representación esquemática del SISCOTAR

Fuente: Sousa (2005)

4.2.4 Laguna anaerobia

Las lagunas anaerobias, usualmente combinadas con las lagunas facultativas (sistema australiano), se constituyen en una alternativa muy apropiada para el tratamiento de aguas residuales domésticas en países tropicales. También son frecuentemente utilizadas para el tratamiento de vertimientos con alta concentración de materia orgánica, como efluentes de frigoríficos, industrias de procesamiento de productos lácteos, bebidas, entre otros. La Figura 4.7, ilustra una laguna anaerobia típica.



Fig. 4.7 - Representación esquemática de una laguna anaerobia

Debido a las grandes dimensiones y a los elevados tiempos de retención hidráulica, las lagunas anaerobias pueden ser clasificadas como reactores de baja carga orgánica volumétrica. En su configuración típica, el funcionamiento de las lagunas anaerobias es muy semejante al de los tanques sépticos, apreciándose básicamente los mismos mecanismos de remoción descritos en el ítem anterior. Sin embargo, las dimensiones de las lagunas anaerobias son muy superiores a las de los tanques sépticos, hecho que le confiere a las mismas algunas características diferentes:

- debido a los grandes volúmenes y a las elevadas profundidades, no hay necesidad de remoción sistemática del lodo depositado en el fondo de las lagunas anaerobias. Para tasas de acumulación de lodo del orden de 0,03 a 0,10 m³/hab.año (Mendonça, 1990; Gonçalves, 1999), y suponiendo que las lagunas deben ser limpiadas cuando la capa de lodo alcance aproximadamente la mitad de la altura útil (von Sperling, 2002), es de esperar intervalos de limpieza superiores a 10 años;
- debido a sus grandes áreas características, las lagunas anaerobias son, vía de regla, descubiertas, existiendo siempre la posibilidad de emanación de malos olores y de proliferación de insectos, demandando, por ello, mayores cuidados en la escogencia del lugar de su implantación.

Los siguientes son los principales criterios de diseño para lagunas anaerobias:

Cuadro 4.3 - Criterios de diseño típicos para lagunas anaerobias

Parámetro	Rango de valores
Tiempo de retención hidráulica (d)	3,0 a 6,0
Tasa de aplicación volumétrica (kgDBO ₅ /m ³ .d)	0,10 a 0,35
Profundidad (m)	3,5 a 5,0
Tasa de acumulación de lodo (m ³ /hab.año)	0,03 a 0,10

Fuente: Adaptado de von Sperling (2002)

Información adicional relativa a las lagunas anaerobias, contemplando inclusive un ejemplo de dimensionamiento, se encuentran presentadas en el Volumen 3 de la serie, titulado *Lagunas de Estabilización* (von Sperling, 2002). cuya versión en español ha sido publicada por la Editorial de la Universidad de Nariño en el año 2021.

■ Nueva generación de lagunas anaerobias

A pesar de que el tiempo de retención celular mínimo de las arqueas metanogénicas acetoclásticas sea del orden de 3,3 días, para una temperatura de 30°C (ver ítem 2.4.7), existe una tendencia reciente de disminuir los tiempos de retención en las lagunas anaerobias, para valores entre 1 y 2 días. Ello puede lograrse cuando el tiempo de retención de la biomasa pueda mantenerse por encima de los 3 días, de tal manera que se garantice el mantenimiento de una población microbiana estable así como un íntimo contacto biomasa-agua residual. Estas condiciones se pueden cumplir a través de una mejor distribución del afluente por el fondo de la laguna, en varios puntos, buscando aproximarse a un reactor anaerobio de manto de lodo. De esta manera, se favorecen los mecanismos de desarrollo de una biomasa con mejores características de sedimentabilidad y actividad, mejorando su retención en el sistema.

4.3 SISTEMAS DE ALTA TASA

4.3.1 Preliminares

De acuerdo con lo descrito en el Capítulo 3, para que los reactores anaerobios sean operados con bajos tiempos de retención hidráulica y altos tiempos de retención celular, los mismos necesitan incorporar mecanismos de retención de biomasa, configurando de esta manera los sistemas de alta tasa. Se han utilizado diversos tipos de reactores anaerobios de alta tasa para el tratamiento de aguas residuales, los cuales pueden clasificarse en dos grandes grupos, de acuerdo con el tipo de crecimiento de biomasa en el sistema, según se ilustra en la Figura 4.8.

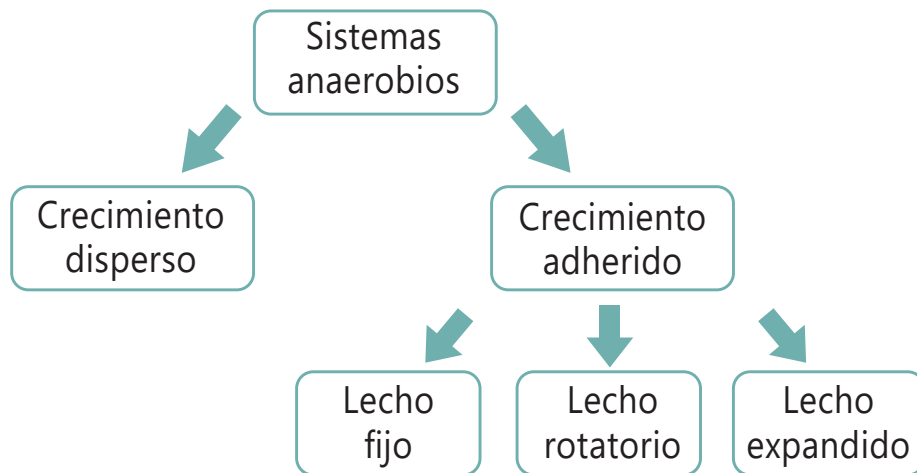


Fig. 4.8 - Clasificación de los sistemas anaerobios

El concepto de crecimiento microbiano disperso se relaciona con la presencia de flocs o gránulos de microorganismos, enteramente libres. Por su parte, el concepto de crecimiento microbiano adherido presupone el desarrollo de microorganismos agregadas a un material inerte, conduciendo a la formación de una película biológica (biofilm).

4.3.2 Sistemas con crecimiento bacteriano adherido

Los sistemas con crecimiento bacteriano adherido pueden dividirse en reactores de lecho fijo, lecho rotatorio y lecho expandido, de acuerdo a la siguiente caracterización.

4.3.2.1 Reactores anaerobios de lecho fijo

El ejemplo más conocido de reactores con crecimiento bacteriano adherido, en lecho fijo, son los filtros anaerobios. Estos se caracterizan por la presencia de un material de soporte estacionario, en el cual los sólidos biológicos pueden adherirse o permanecer retenidos en los intersticios. La masa de microorganismos adherida al material soporte, o retenida en sus intersticios, degrada el sustrato contenido en el flujo de agua residual y, aunque la biomasa se desprenda esporádicamente, el tiempo medio de retención de sólidos en el reactor es usualmente superior a 20 días.

Los primeros trabajos acerca de los filtros anaerobios datan del final de la década de los 60's y, desde entonces, han tenido una creciente aplicación en el tratamiento de diferentes tipos de efluentes industriales y domésticos. Estos filtros son usualmente operados con flujo vertical, tanto ascendente como descendente, siendo el más utilizado el de flujo ascendente. En la configuración de flujo ascendente, el líquido es introducido por la base, fluyendo a través de una capa de material de relleno (medio soporte) y con salida por la parte superior (Figura 4.9). En la configuración de flujo descendente, el agua residual es distribuida en la parte superior del filtro, inmediatamente por encima del medio soporte, posteriormente es colectado en la parte inferior del reactor. Los filtros de flujo descendente pueden ser utilizados con medio soporte ahogado (totalmente sumergido) o no ahogado. En esta segunda opción es común la práctica de recirculación del efluente (Figura 4.10).

Con el aumento del conocimiento microbiológico y bioquímico de los procesos anaerobios, se ha presentado una sensible mejoría en la optimización y en la eficiencia de los sistemas, incrementando así su aplicabilidad. El tiempo medio de retención de los microorganismos en los reactores es muy alto, por el hecho de estar fijados al medio soporte, propiciando así un buen desempeño del proceso de tratamiento.

Las características más importantes de un tratamiento biológico son el tiempo de retención de sólidos y las concentraciones de microorganismos presentes en el medio. Los elevados tiempos de retención de sólidos en los reactores, asociados a los bajos tiempos de retención hidráulica, le otorgan al filtro anaerobio un gran potencial para su aplicabilidad en tratamiento de aguas residuales de baja concentración. Una fracción significativa de la biomasa se presenta como flocs en suspensión retenidos en los espacios vacíos del medio soporte (retención intersticial), hecho que llevó a algunos investigadores a afirmar que la forma del material soporte posee una importancia mayor que la del tipo de material empleado.

La acumulación de biomasa en el fondo y en el medio soporte de los reactores operados en flujo ascendente ha sido resaltada como la principal desventaja de los filtros anaerobios, ya que puede provocar el taponamiento o la formación de caminos preferenciales. En ese sentido, los filtros de flujo descendente son más apropiados para el tratamiento de vertimientos que contengan concentraciones más elevadas de sólidos en suspensión. En el Capítulo 5 se presentan mayores detalles sobre el diseño y operación de filtros anaerobios.

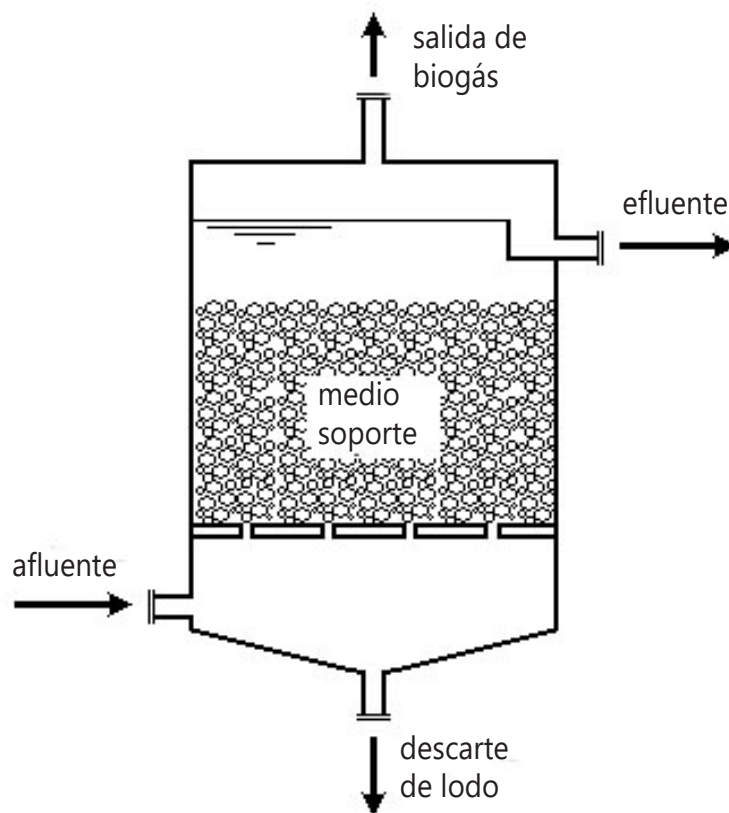


Fig. 4.9 - Representación esquemática de un filtro anaerobio de flujo ascendente

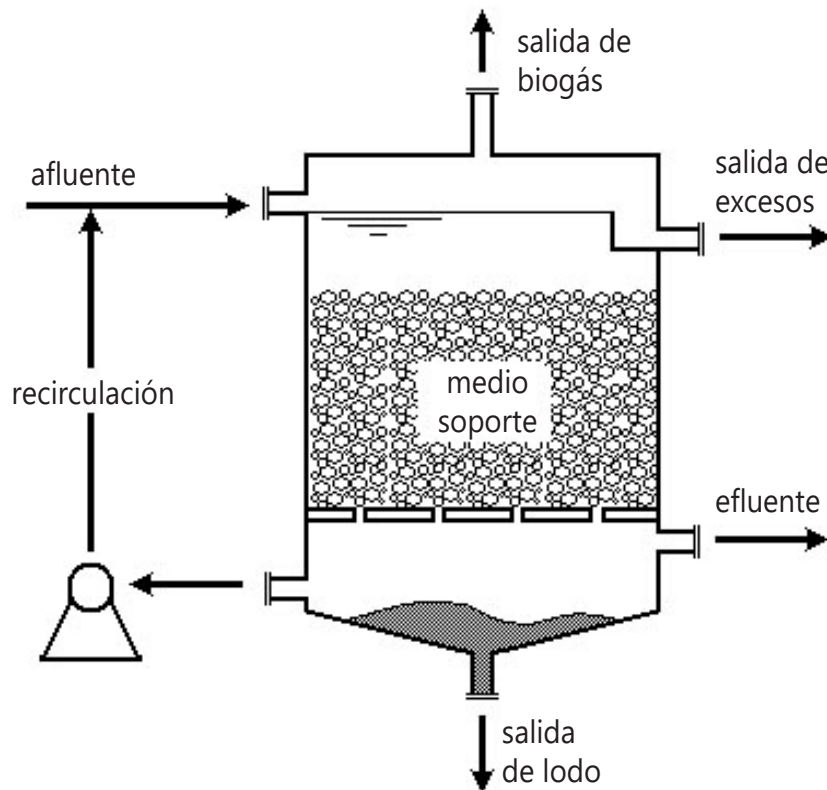


Fig. 4.10 - Representación esquemática de un filtro anaerobio de flujo descendente

4.3.2.2 Reactor anaerobio de lecho rotatorio

El reactor de lecho rotatorio, también denominado como reactor de biodisco anaerobio, fue inicialmente documentado en 1928, pero solo después del surgimiento de los materiales plásticos como medios soporte efectivos, ligeros y económicos, es que el proceso tuvo una amplia aplicación en el tratamiento de aguas residuales. En este sistema, los microorganismos permanecen adheridos al medio soporte inerte, formando una película biológica. El medio soporte, con una configuración secuencial de discos, se encuentra parcial o totalmente sumergido, girando lentamente alrededor de un eje horizontal, en un tanque a través del cual fluye el agua residual.

El biodisco anaerobio fue desarrollado por Friedman & Tait (1980). La configuración del sistema es similar a la del biodisco aerobio, excepto con relación al tanque, que es cubierto, para evitar el contacto con el aire. También la sumergencia de los discos es normalmente mayor que la de los sistemas aerobios, toda vez que no es necesaria la transferencia de

oxígeno. La relación θ_c/θ (tiempo de retención de sólidos/tiempo de retención hidráulica) es bastante elevada, no deben presentarse taponamientos en el sistema siempre que la velocidad de rotación de los discos sea tal, que las fuerzas de cizallamiento promuevan la remoción del exceso de biomasa retenida entre los discos. Sin embargo, se deben tener los cuidados del caso en la transferencia de los resultados obtenidos en laboratorio hacia la escala plena (*scale-up*), ya que la velocidad de rotación aumenta sustancialmente con el aumento del diámetro del disco. En condiciones de alta velocidad de rotación, las fuerzas de cizallamiento pueden impedir la adherencia de biomasa.

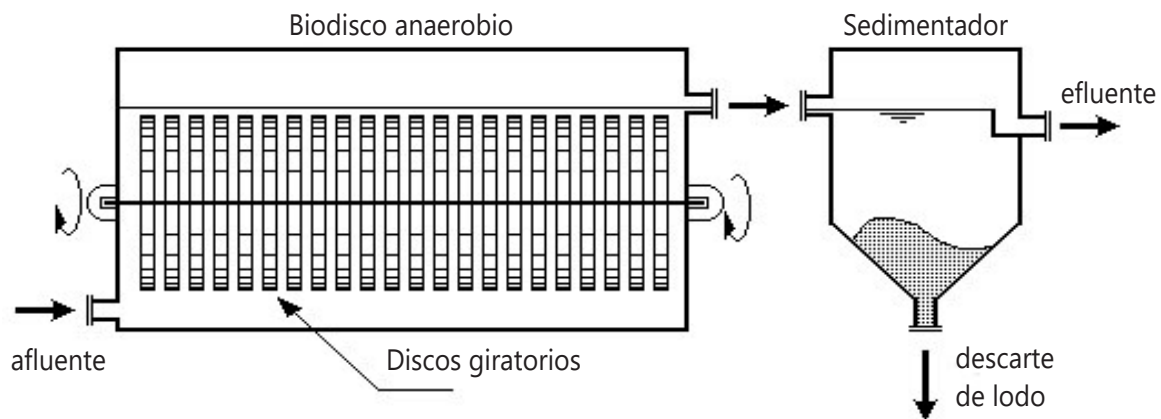


Fig. 4.11 - Representación esquemática de un biodisco anaerobio

4.3.2.3 Reactores anaerobios de lecho expandido y fluidizado

El desarrollo de los procesos anaerobios de lecho expandido y fluidizado (o fluidificado) prácticamente eliminó los problemas de limitación de difusión de sustrato, normalmente inherentes a los procesos de lecho estacionario. En los procesos de lecho expandido y fluidizado la biomasa crece en películas de muy pequeño espesor, adherida a partículas de pequeño tamaño, en contraste a los procesos de lecho fijo, en los cuales la biopelícula presenta un espesor considerablemente mayor adherida a un medio soporte de mayores dimensiones. La expansión y fluidización del medio reduce o elimina los problemas de taponamiento, además de aumentar sustancialmente la retención de biomasa así como el contacto de ésta con el sustrato, permitiendo, como consecuencia, reducción significativa de los tiempos de retención hidráulica en los reactores. Aunque la distinción entre expansión y fluidización muchas veces no esté claramente definida, se pueden caracterizar dos sistemas principales:

■ **Reactor anaerobio de lecho expandido**

El proceso de crecimiento adherido y lecho expandido fue desarrollado por Jewell (1981), como una extensión de los procesos anaerobios existentes. El reactor de lecho expandido consiste básicamente en una estructura cilíndrica, en cuyo interior se incorporan partículas de soporte inertes, hasta cerca de 10% de su volumen. Se han utilizado diversos tipos de materiales como medio soporte, entre los que se encuentran arena, triturado, antracita, PVC, resinas, entre otros. Estas partículas soporte, con diámetros del orden de 0,3 a 3,0 mm, son ligeramente mayores que las utilizadas en los reactores de lecho fluidizado. La biopelícula crece adherida a las partículas, que son expandidas por la velocidad ascensional del agua residual, aumentada por una alta tasa de recirculación. La expansión del lecho es mantenida hasta el punto que cada partícula del medio soporte conserve su posición relativa respecto a cada una de las otras partículas dentro del lecho. La expansión del lecho usualmente se mantiene entre el 10 y el 20%.

El reactor de crecimiento adherido y lecho expandido fue considerado el primer proceso anaerobio capaz de tratar aguas residuales diluidas a la temperatura ambiente (Jewell, 1981). De hecho, el sistema ha mostrado mucha eficiencia al tratar aguas residuales con concentraciones muy bajas (en el rango de 150 a 600 mgDQO/L), con tiempos de retención hidráulica mínimos (del orden de 30 a 60 minutos). En estas condiciones se pueden obtener eficiencias de remoción de la DQO del 60 al 70%. La formación de una biomasa de elevada actividad, con concentraciones del orden de 30 gSSV/L, además de la retención y filtración de partículas inertes finas, son las razones de la alta calidad del efluente, en términos de DQO y sólidos suspendidos.

■ **Reactor anaerobio de lecho fluidizado**

Los principios de funcionamiento del reactor de lecho fluidizado son básicamente los mismos del reactor de lecho expandido, excepto por el tamaño de las partículas del medio soporte y por las tasas de expansión. La velocidad ascensional del líquido, en este caso, debe ser suficientemente elevada para fluidizar el lecho hasta el punto en que la fuerza gravitacional es igualada por la fuerza de arrastre ascensional. Se requiere una elevada tasa de recirculación y cada partícula independiente no guarda una posición fija dentro del lecho. La expansión de partículas muy finas (0,5 a 0,7 mm) garantiza una enorme área superficial para el crecimiento de una biopelícula uniforme al rededor de cada partícula. El grado de

expansión generalmente varía entre 30 y 100%. Se han reportado cargas volumétricas tan altas como 20 a 30 kgDQO/m³.d, utilizando vertimientos solubles de concentraciones medias y altas, con eficiencias de remoción de DQO entre el 70 y el 90%.

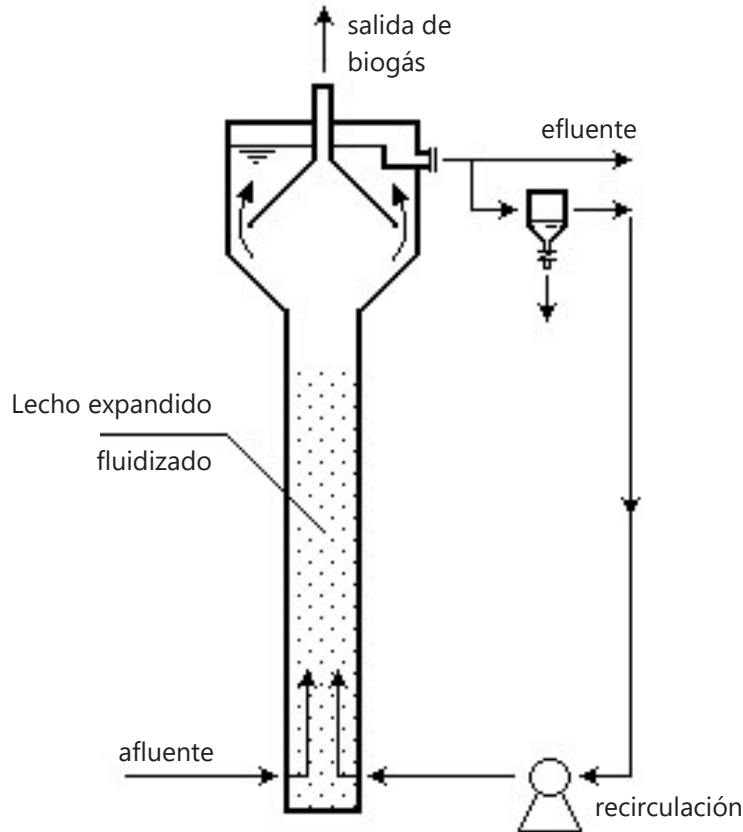


Fig. 4.12 – Representación esquemática de un reactor de lecho expandido/fluidizado

4.3.3 Sistemas con crecimiento bacteriano disperso

La eficiencia de los sistemas con crecimiento bacteriano disperso depende, en gran parte, de la capacidad de la biomasa para formar flocs y sedimentar. Entre los procesos con crecimiento bacteriano disperso se incluyen los reactores de dos etapas, los reactores con baffles y los reactores de manto de lodo y sus variantes (de lecho granular expandido y con recirculación interna).

4.3.3.1 Reactor anaerobio de dos etapas

El reactor anaerobio de dos etapas (Anaerobic Contact Process) fue desarrollado en los años 50's para el tratamiento de efluentes industriales concentrados. El sistema incorpora la utilización de un tanque de mezcla completa (reactor anaerobio), seguido de un dispositivo para separación y retorno de sólidos. Conceptualmente, el reactor de dos etapas es muy similar al sistema aerobio de lodos activados. La esencia del proceso es que toda y cualquier parte de la biomasa floculada en el reactor, junto con los sólidos afluentes no digeridos, arrastrada hacia afuera del sistema, sea retenida a través de un dispositivo de separación de sólidos y retornada al reactor de la primera etapa, donde será mezclada con el agua residual afluente.

La dificultad práctica del proceso de dos etapas es la separación y la concentración de los sólidos del efluente, ya que la presencia de partículas productoras de gas tiende a hacer que los flocs de biomasa floten, en vez de sedimentar. Se han empleado o recomendado diversos métodos para eliminar tales problemas, bien sea a través de la sedimentación, floculación química, desgasificación a vacío, flotación y centrifugación, choque térmico, membrana filtrante, entre otros.

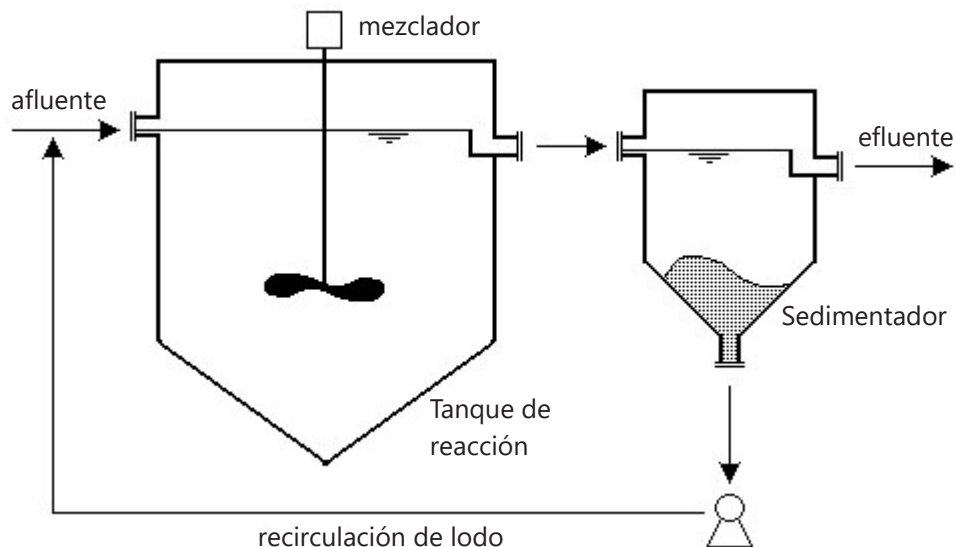


Fig. 4.13 - Representación esquemática de un reactor de dos etapas

4.3.3.2 Reactor anaerobio a bafles

El reactor a bafles se asemeja a un tanque séptico con múltiples cámaras en serie y con dispositivos más eficaces para alimentación de las diferentes cámaras. Para lograr esta configuración el reactor es equipado con bafles verticales, que le imponen al líquido un movimiento secuencial descendente y ascendente, de tal forma que garantice un mayor contacto del agua residual con la biomasa presente en el fondo de la unidad.

De acuerdo con Campos (1994), este tipo de reactor presenta varias de las principales ventajas de los reactores UASB, además de poder ser construido sin el separador de gases, necesitando por ello de menores profundidades, lo que facilita su construcción enterrada, representando así una reducción en los costos de implantación. Sin embargo, las características de diseño no siempre son suficientes para garantizar buenas condiciones de funcionamiento en unidades de mayor tamaño. Por ejemplo, en este tipo de reactor puede ocurrir una excesiva pérdida de sólidos en los casos que se registren grandes variaciones o picos excesivos del caudal afluente, puesto que el sistema no dispone de mecanismos auxiliares de retención de biomasa. La siguiente figura ilustra una representación esquemática de este tipo de reactor.

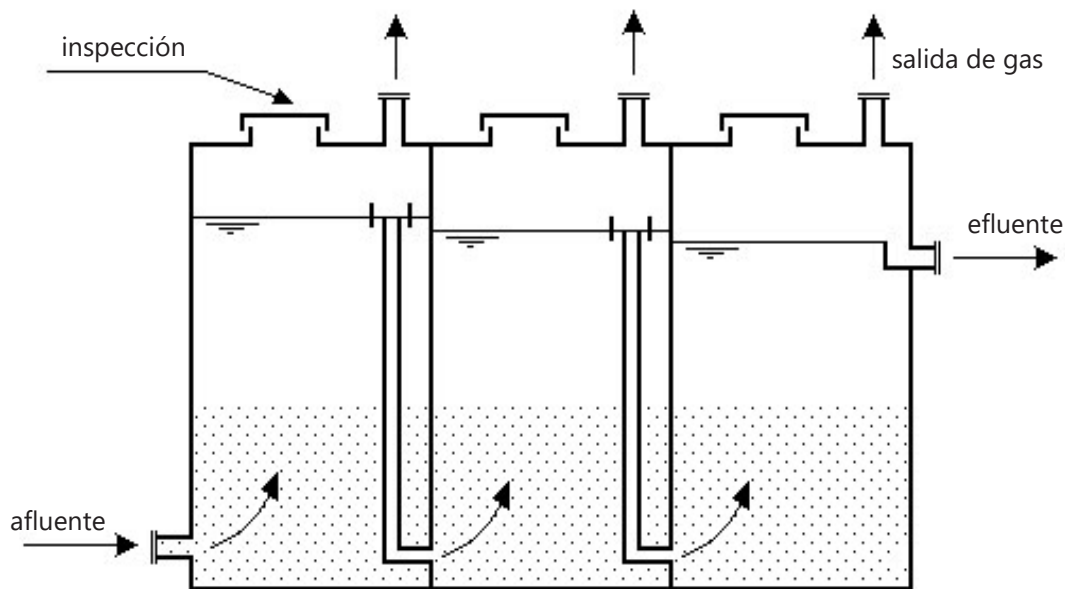


Fig. 4.14 - Representación esquemática de un reactor a bafles

4.3.3.3 Reactor anaerobio de flujo ascendente y manto de lodo

El reactor de manto de lodo fue inicialmente desarrollado y extensamente aplicado en Holanda. Esencialmente, el proceso consiste en un flujo ascendente de aguas residuales a través de un lecho de lodo denso y de alta actividad. El perfil de sólidos en el reactor varía desde un lodo muy denso y con partículas granulares de alta capacidad de sedimentación, cercanas al fondo (lecho de lodo), hasta un lodo más disperso y ligero, cercano a la parte superior del reactor (manto de lodo).

La estabilización de la materia orgánica ocurre en todas las zonas de reacción (lecho y manto de lodo), la mezcla del sistema es producida por el flujo ascensional del agua residual y de las burbujas de gas. El agua residual entra por el fondo y el efluente abandona el reactor, a través de un sedimentador interno localizado en la parte superior de dicho reactor. Un dispositivo de separación de gases y sólidos, localizado debajo del sedimentador, garantiza las condiciones óptimas para la sedimentación de las partículas que se desprenden del manto de lodo, permitiendo que éstas regresen a la cámara de digestión, en vez de ser arrastradas hacia afuera del sistema. Aunque parte de las partículas menos densas se pierdan con el efluente, se proporciona un tiempo medio de residencia de sólidos en el reactor lo suficientemente alto para mantener el crecimiento de una masa densa de microorganismos formadores de metano, a pesar del reducido tiempo de retención hidráulica.

Uno de los principios fundamentales del proceso es su habilidad para desarrollar una biomasa con elevada actividad. Esta biomasa se puede presentar a manera de flocs o de gránulos (con tamaño entre 1 y 5 mm). El cultivo de un lodo anaerobio de buena calidad se logra a través de un proceso cuidadoso de arranque del sistema, durante el cual se impone la selección artificial de la biomasa, permitiendo así que el lodo meno denso, de mala calidad, sea arrastrado hacia afuera del sistema, al mismo tiempo que el lodo de buena calidad permanece retenido. El lodo más denso normalmente se desarrolla junto al fondo del reactor y presenta una concentración de sólidos totales del orden de 40 a 100 gST/L. Normalmente, no se utilizan dispositivos mecánicos de mezcla, toda vez que estos parecen ejercer un efecto adverso en la agregación del lodo y, por ende, en la formación de gránulos.

El segundo principio fundamental del proceso es la presencia de un dispositivo de separación de gases y sólidos, localizado en la parte superior del reactor. El principal objetivo de dicho dispositivo es la separación de los gases contenidos en la mezcla líquida, de tal manera que se forme una zona propicia para la sedimentación en el extremo superior del reactor.

El diseño de reactores de manto de lodo es sencillo y no demanda la implementación de equipos sofisticados o de medio soporte para la retención de la biomasa. El proceso fue desarrollado inicialmente para el tratamiento de aguas residuales concentradas, donde los resultados, tanto a nivel de escala piloto como de escala real, son muy buenos. De manera similar a los procesos de lecho expandido, los reactores de manto de lodo también se han aplicado para el tratamiento de aguas residuales de baja concentración, con resultados muy prometedores. En el Capítulo 5 se presentan mayores detalles sobre el diseño y operación de los reactores de manto de lodo.

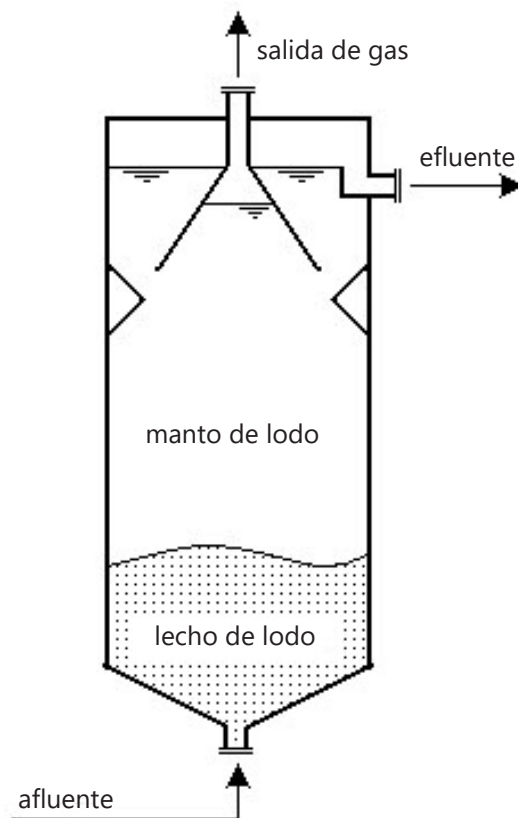


Fig. 4.15 - Representación esquemática de un reactor de manto de lodo (UASB)

4.3.3.4 Reactor anaerobio de lecho granular expandido

El reactor anaerobio de lecho granular expandido (EGSB) se asemeja mucho al reactor anaerobio de flujo ascendente y manto de lodo (UASB), excepto en lo que se refiere al tipo de biomasa y al grado de expansión del lecho de lodo. En el reactor EGSB se retiene principalmente un lodo de tipo granular, que se mantiene en expansión, debido a las elevadas tasas hidráulicas aplicadas al sistema. Tal situación intensifica la mezcla hidráulica en el reactor, posibilitando un mejor contacto biomasa-agua residual. Las altas velocidades superficiales del líquido en el reactor (del orden de 5 a 10 m/h) se logran a través de la aplicación de elevadas tasas de recirculación del efluente, combinadas con la utilización de reactores de alta relación altura/diámetro, del orden de 20 veces o más (Kato, 1994; Lettinga, 1995). En contraste, en los reactores UASB el lecho de lodo permanece de cierta forma estático puesto que las velocidades superficiales del líquido son usualmente muy inferiores, del orden de 0,5 a 1,5 m/h.

Con relación a la aplicabilidad de los reactores EGSB, estos se destinan principalmente al tratamiento de efluentes solubles, toda vez que las altas velocidades superficiales del líquido en el interior del reactor no posibilitan una remoción eficiente de materiales orgánicos particulados. Adicionalmente, la presencia excesiva de sólidos en suspensión en el afluente puede ser perjudicial para el mantenimiento de las buenas características del lodo granular al interior del reactor.

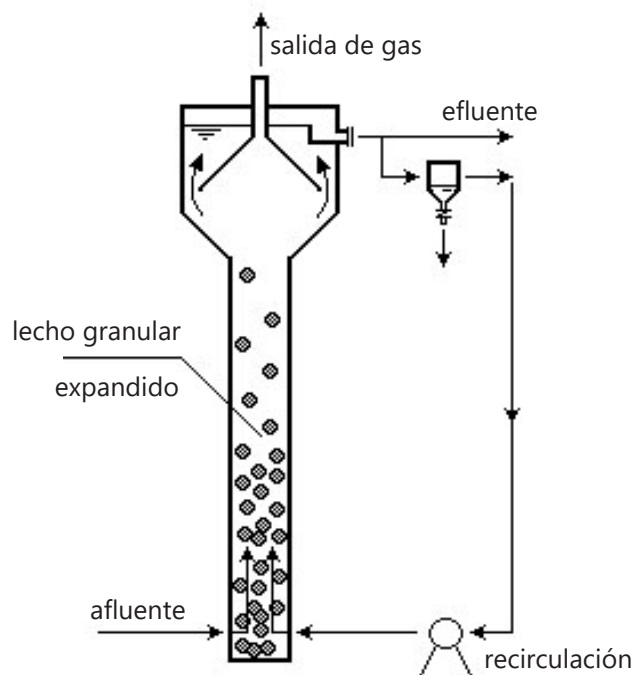


Fig. 4.16 – Representación esquemática de un reactor de lecho granular expandido

Como resultado práctico de las elevadas velocidades superficiales aplicadas a los reactores de lecho granular expandido, estos pueden ser mucho más altos, del orden de 20 metros, representando un importante ahorro de área. Esto es particularmente interesante en el caso de tratamiento de efluentes solubles, provenientes de industrias con poca disponibilidad de área. La Figura 4.17, ilustra las cargas orgánicas volumétricas que pueden aplicarse a reactores EGSB y UASB, considerando el tratamiento de efluentes solubles de baja concentración y asumiendo: i) una concentración de lodo granular de 25 gSSV/L; y ii) efluente 100% acidificado (ácidos grasos volátiles).

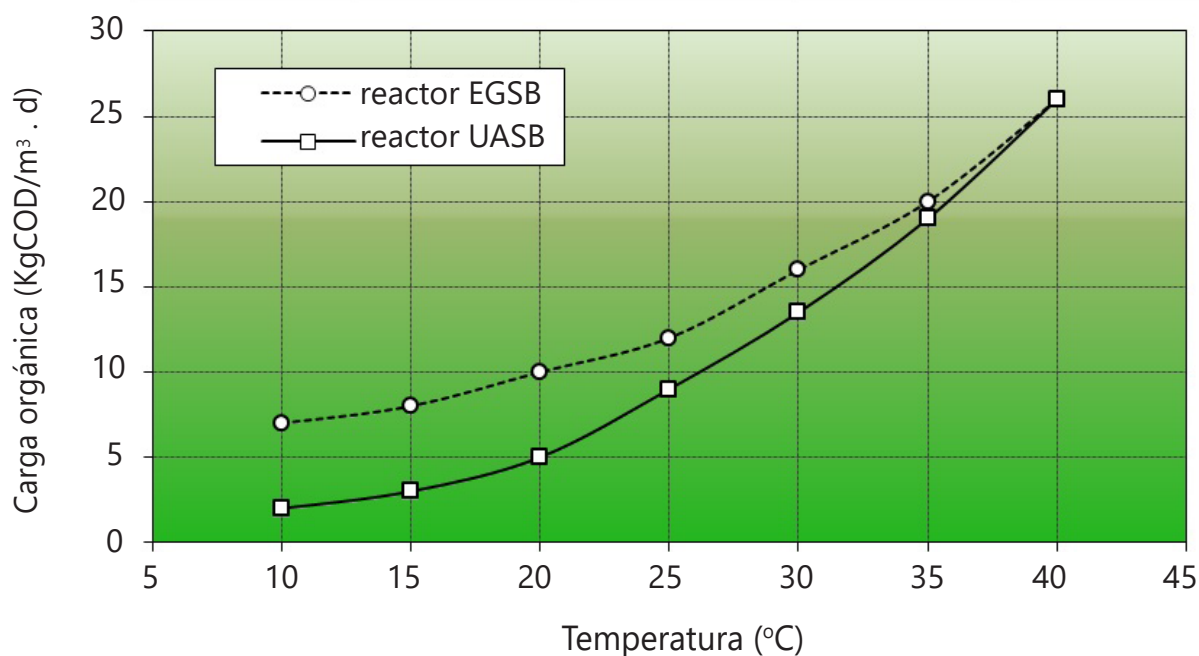


Fig. 4.17 - Cargas orgánicas en reactores UASB y EGSB

Fuente: adaptado de Lettinga (1995)

4.3.3.5 Reactor anaerobio con recirculación interna

El reactor anaerobio con recirculación interna puede considerarse como una variante del reactor UASB, el cual se desarrolló con el objetivo de garantizar una mayor eficiencia, al ser sometido a altas cargas orgánicas. Para permitir la aplicación de cargas elevadas, se hace necesaria una separación gas, sólido y líquido más eficiente, puesto que la alta turbulencia causada por la producción de gases dificulta la retención de biomasa en el sistema.

En el reactor con recirculación interna la separación gas, sólido y líquido se efectúa en dos etapas:

- en la primera etapa se produce la separación de la mayor parte del biogás producido en el sistema, reduciendo así la turbulencia en la parte superior del reactor;
- en la segunda etapa ocurre la separación de los sólidos, garantizando así una elevada retención de biomasa en el sistema y un efluente más clarificado.

Básicamente, el reactor con recirculación interna está compuesto por dos compartimientos de reactores UASB, uno sobre el otro, donde el primer compartimiento está sometido a elevadas cargas orgánicas. Esta característica específica de separación de los gases en dos etapas se realiza en un reactor de mayor altura (16 a 20 metros), haciendo que los gases colectados en la primera etapa posibiliten el arrastre de la mezcla interna (gas, sólido y líquido) hacia la parte superior del reactor (efecto *gas lift*). Después de la separación de los gases, en la parte superior del reactor, se presenta la recirculación de sólidos y líquidos para el primer compartimiento, propiciando una elevada mezcla y el contacto de la biomasa recirculada con el agua residual afluyente, en la base del reactor (ver Figura 4.18).

De acuerdo con Yspeert *et al.* (1995), el reactor con recirculación interna incorpora cuatro unidades básicas de procesos:

- zona de mezcla: localizada junto al fondo del reactor, que posibilita una mezcla efectiva del agua residual afluyente con la biomasa y el efluente provenientes del dispositivo de recirculación. Ello se refleja en la dilución y el acondicionamiento del agua residual cruda afluyente;
- zona de lecho expandido: localizada inmediatamente sobre la base del reactor, constituye la primera etapa del mismo. Esta zona contiene el lodo granular de alta concentración, que se mantiene expandido gracias a las altas velocidades ascensionales provocadas por el afluyente, por el flujo de recirculación y por el biogás producido. El contacto efectivo entre el agua residual afluyente y la biomasa resulta en una alta actividad del lodo, posibilitando la aplicación de elevadas cargas orgánicas y resultando en altas tasas de conversión. La elevada intensidad de mezcla de la biomasa en esa zona favorece la aplicación de ese tipo de reactor para el tratamiento de aguas residuales altamente concentradas;
- zona de pulimento: constituye la segunda etapa del reactor y se localiza inmediatamente encima del separador de la zona de lecho expandido. En esta zona se presenta un efectivo

postratamiento y retención complementaria de la biomasa, debido a tres aspectos principales: i) bajas cargas aplicadas; ii) elevados tiempos de retención hidráulica; y iii) régimen de flujo en pistón. Como resultado de la casi completa remoción de DQO biodegradable en la zona de lecho expandido y de la colecta de gases por el primer separador, la turbulencia provocada por la velocidad ascensional del líquido en la zona de pulimento es baja;

- sistema de recirculación: constituido por un dispositivo que posibilita la circulación interna, a través del principio de *gas lift*. Esta condición se forma por la diferencia en la captura de biogás entre la línea ascendente (flujo de gas, sólido y líquido) y descendente (flujo de sólido y líquido) del sistema de recirculación, sin la necesidad de cualquier tipo de bombeo. En estudios realizados en un reactor piloto de 17 m³, en el que se trataron aguas residuales con una concentración de 3.500 mgDQO/L, se obtuvo un flujo de recirculación equivalente a aproximadamente 2,5 veces el flujo de gas.

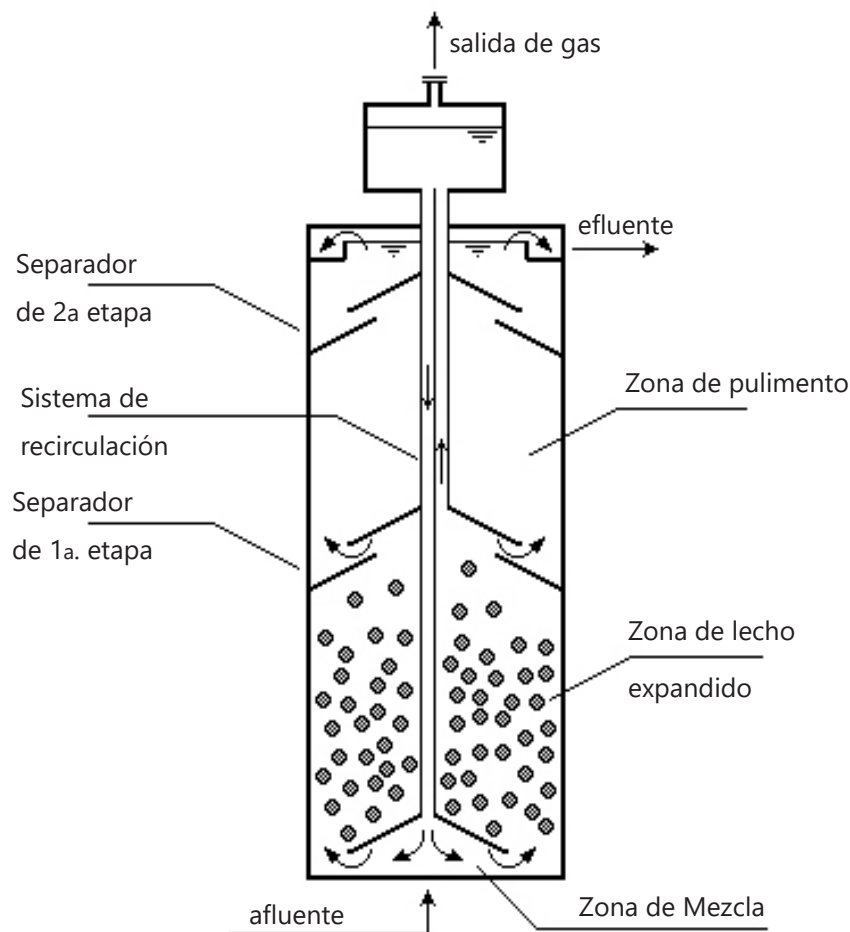


Fig. 4.18 - Representación esquemática de un reactor con recirculación interna

4.4 SISTEMAS COMBINADOS

En el presente capítulo se describieron los principales sistemas anaerobios actualmente utilizados para el tratamiento de residuos sólidos y líquidos, los cuales se clasificaron por conveniencia, en *sistemas convencionales* y *sistemas de alta tasa*. Existe consenso de que, en la mayoría de las aplicaciones, los sistemas anaerobios deben adoptarse como una primera etapa del tratamiento, puesto que estos no son capaces de producir efluentes finales de alta calidad.

Obviamente que, en algunas situaciones, dependiendo de las características del agua residual a tratar y de los requisitos de calidad del vertimiento final, los sistemas anaerobios pueden constituirse en una etapa completa de tratamiento, o ser la primera fase (en tiempo) en la implementación del sistema de tratamiento, a lo largo de un horizonte de planeación. No obstante, como vía de regla, se ha buscado la utilización de sistemas combinados de tratamiento, procurando obtener las grandes ventajas de incorporar un sistema anaerobio, como primera etapa de tratamiento, seguido de una unidad de postratamiento. En ese sentido, se han investigado y reportado diversas alternativas de postratamiento en los últimos años, incluyendo tanto sistemas aerobios, como anaerobios. Virtualmente todos los procesos capaces de tratar aguas residuales crudas también son capaces de actuar como postratamiento de efluentes de reactores anaerobios. La temática sobre el postratamiento de efluentes de reactores anaerobios está cubierta en el Capítulo 7.



5

Diseño de Reactores Anaerobios

5.1 INTRODUCCIÓN

En el presente Capítulo se abordan los diversos aspectos que orientan el diseño de los siguientes tipos de reactores anaerobios, aplicados al tratamiento de aguas residuales domésticas:

- tanques sépticos;
- filtros anaerobios;
- reactores de flujo ascendente y manto de lodo (UASB).

En los diversos países de América Latina se han adoptado normativas internas que definen los criterios de diseño de sistemas anaerobios. En el caso particular de Colombia las directrices se encuentran expresadas en la Resolución 0330 de 08 de junio de 2017 del Ministerio de Vivienda Ciudad y Territorio de la República de Colombia; que en su Capítulo 5, dedicado a los sistemas de tratamiento de aguas residuales municipales, en la Sección 3 "Tratamientos Descentralizados" aborda los Tanques Sépticos Construidos in-situ (Artículo 173), el Filtro Anaeróbico de Flujo Ascendente -FAFA- (Artículo 175). En la Sección 4 "Tratamientos Centralizados" se describen los requisitos mínimos para el diseño de Tanques Imhoff (Artículo 190); para el diseño de Reactores UASB, también denominados Reactores Anaeróbicos de Flujo Ascendente -RAFA- (Artículo 191); para el diseño de Reactores Anaeróbicos a Pistón -RAP- (Artículo 192) en el contexto Brasileiro existen normas específicas relacionadas con el diseño de tanques sépticos y de filtros anaerobios (normas NBR 7.229/1993 y NBR 13.969/1997, respectivamente), se tratan con mayor profundidad los aspectos relativos a los proyectos con reactores UASB. Con base en lo anterior y dado que el origen de la presente serie de libros obedece a la dinámica de desarrollos técnicos e investigativos generada en Brasil y ya que su versión en español está enfocada a los países de América Latina se buscó consolidar los principales parámetros y criterios que orientan el diseño de tales reactores, como una forma de ayudar a los profesionales de ingeniería relacionados con el tratamiento de aguas residuales.

5.2 TANQUES SÉPTICOS

5.2.1 Preliminares

De acuerdo con lo descrito en el Capítulo 4, el tanque séptico se constituye en una de las alternativas más antiguas para tratamiento de aguas residuales, que aun en la actualidad es extensivamente empleado en prácticamente todos los países del mundo. De acuerdo con Andrade Neto (1994), el éxito del tanque séptico se debe principalmente a su simplicidad constructiva y operacional.

Los tanques sépticos son unidades de forma cilíndrica o prismática rectangular, de flujo horizontal que se destinan principalmente al tratamiento primario de las aguas residuales de residencias unifamiliares y de pequeñas áreas no servidas por redes colectoras. Estos tanques cumplen en el tratamiento básicamente las siguientes funciones:

- separación gravitacional de la espuma, materiales flotantes y de los sólidos, en relación al líquido afluente, haciendo que los sólidos se constituyan en lodo;
- digestión anaerobia y licuefacción parcial del lodo;
- almacenamiento del lodo.

Una descripción más detallada de los principales aspectos de funcionamiento de los tanques sépticos se presentó en el Capítulo 4. Debido a la baja eficiencia del sistema, principalmente en términos de remoción de DQO, nutrientes y patógenos, se hace necesaria una adecuación de los efluentes líquidos producidos, bien sea en términos de su postratamiento o de su destinación final. Con respecto al lodo y a la nata acumulados, éstos deben ser periódicamente removidos y sometidos a un tratamiento complementario, o conducidos hacia un destino final apropiado. En Colombia, la Resolución 0330 de 8 de junio de 2017 establece como alternativas para el tratamiento complementario de efluentes de tanques sépticos, seguidos de filtros anaeróbicos de flujo ascendente las siguientes alternativas: campos de infiltración, pozo de absorción o infiltración, filtros intermitentes y humedales artificiales; la alternativa a seleccionar dependerá de la permeabilidad del suelo, del área disponible y de la calidad requerida del efluente. Ya para el contexto brasileiro, las alternativas definidas por la Norma NBR 13.969 (ABNT, 1997) para

el tratamiento complementario y destino final de los efluentes líquidos y residuos sólidos provenientes del sistema de tanques sépticos se ilustran en la Figura 5.1, cabe resaltar la posibilidad de combinación de alternativas.

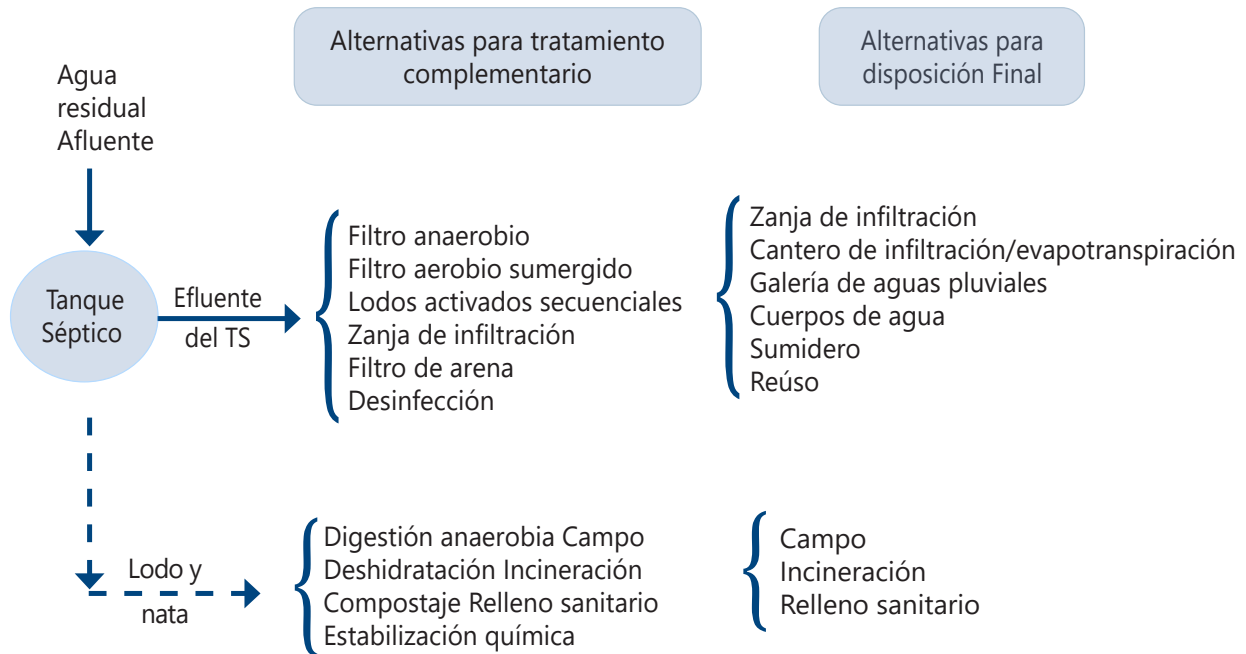


Fig. 5.1 - Alternativas de tratamiento complementario y de disposición final de efluentes líquidos y lodos provenientes de tanques sépticos

Fuente: adaptado de NBR 13.969 (ABNT, 1997).

5.2.2 Principales factores que intervienen en el proceso

5.2.2.1 Configuración del reactor

Como fue mencionado anteriormente, los tanques sépticos pueden ser cilíndricos o prismático-rectangulares, con básicamente tres tipos de configuraciones:

- con cámara única;
- con cámaras en serie;
- con cámaras superpuestas.

Las configuraciones con cámaras en serie y con cámaras superpuestas pretenden principalmente aumentar la eficiencia del sistema en cuanto a la retención de sólidos. En los tanques con *cámaras en serie*, la primera cámara retiene la mayor parte de los sólidos orgánicos sedimentables y flotantes, asemejándose a un digestor de baja carga (ver Capítulo 4). En la segunda cámara, donde la generación de gases es mínima, ocurre una remoción complementaria y más efectiva de los sólidos en suspensión que escaparon de la primera cámara. En la configuración con *cámaras superpuestas*, se presenta la inserción de un compartimento de decantación en la parte superior del tanque, lo que favorece la sedimentación de los sólidos, sin la interferencia de los gases generados en el compartimento de digestión, situado inmediatamente debajo. Las Figuras 5.2 a 5.4 ilustran las tres principales configuraciones de tanques sépticos; en la Figura 5.5, se presentan algunos modelos de tanques sépticos prefabricados disponibles en el mercado.

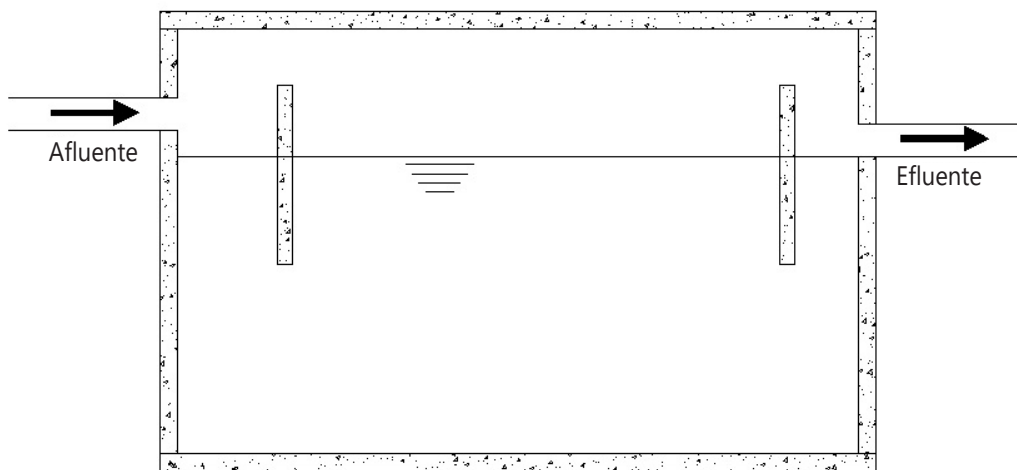


Fig. 5.2 - Tanque séptico de cámara única

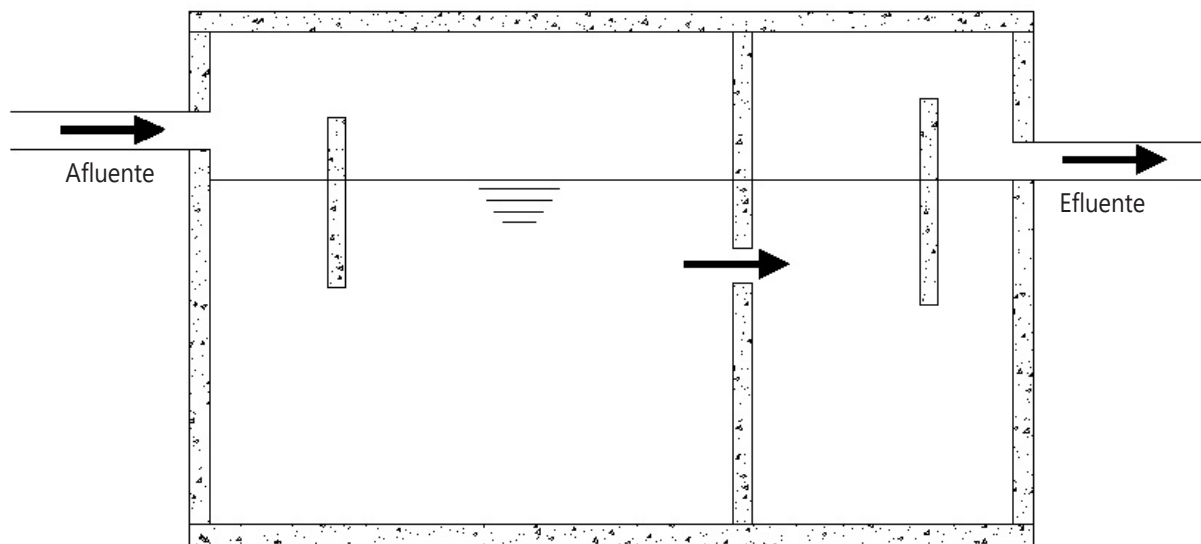


Fig. 5.3 - Tanque séptico con cámaras en serie

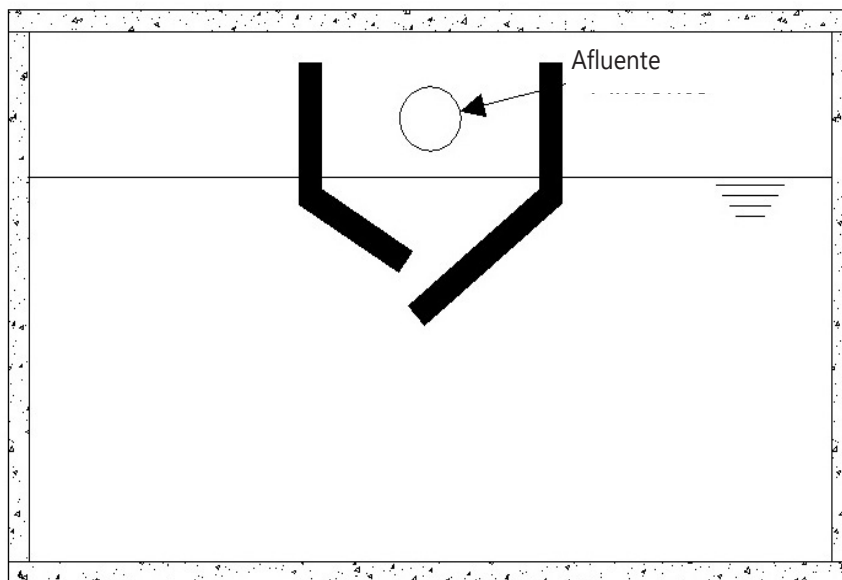


Fig. 5.4 - Tanque séptico con cámaras superpuestas

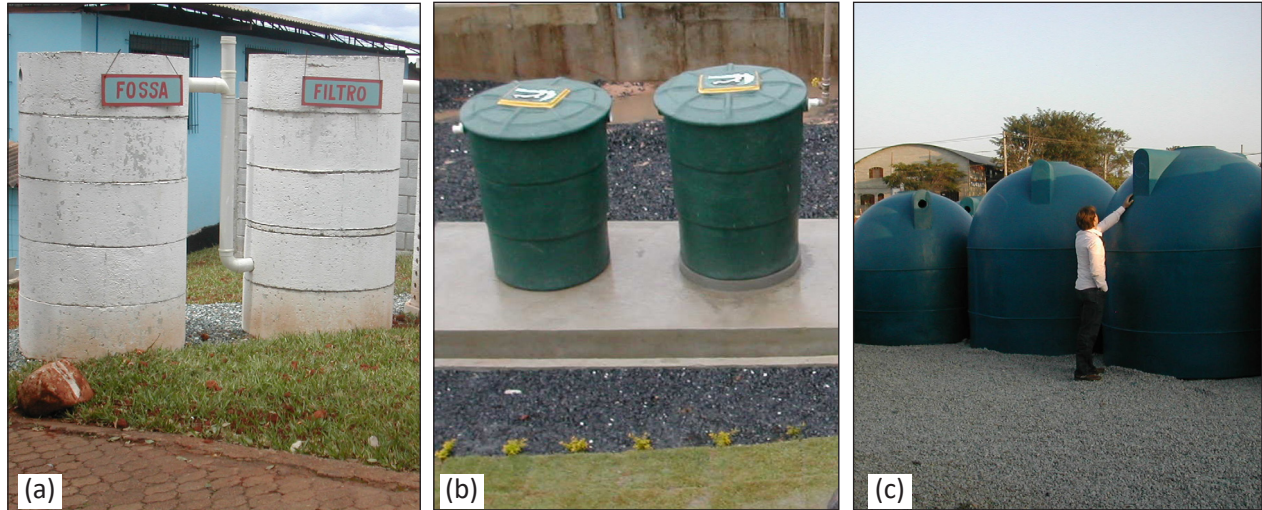


Fig. 5.5 - Diferentes configuraciones de tanques sépticos prefabricados:
a) sistema fosa-filtro confeccionado en anillos de concreto; b) sistema tanque séptico-filtro construido en fibra de vidrio; c) tanque séptico confeccionado en polietileno

■ Dispositivo de entrada

El dispositivo de entrada es de fundamental importancia para el buen funcionamiento de los tanques sépticos, usualmente se han adoptado las siguientes alternativas:

- conexión en "tee", acoplada al tubo de entrada. La segunda extremidad es sumergida verticalmente en el líquido y la tercera se encuentra girada hacia arriba, permitiendo el mantenimiento;
- pantalla sifonante, constituida de una placa localizada junto a la entrada del tanque. De la misma manera que la "tee", la pantalla debe tener una de sus extremidades sumergida y la otra por fuera del líquido (ver Figura 5.6).

Se pueden destacar los siguientes propósitos principales del dispositivo de entrada en los tanques sépticos (Heller, 1989; ABNT, 1993):

- evitar perturbaciones hidráulicas al interior del tanque, debido a la caída de materiales sólidos en la masa líquida o a la intermitencia del caudal afluente;

- dirigir el flujo de las aguas residuales hacia el fondo del tanque, para posibilitar una mejor sedimentación de los sólidos y disminuir la ocurrencia de zonas muertas y cortos circuitos;
- evitar que los nuevos afluentes al tanque se mezclen directamente con el líquido ya depurado;
- evitar el retorno de nata hacia la entrada del tanque.

Algunas recomendaciones relativas al diseño de dispositivos de entrada en tanques sépticos incluyen (Heller, 1989):

- la generatriz inferior del tubo de entrada debe estar, como mínimo, 5 cm sobre la superficie del líquido al interior del tanque;
- el tubo afluente al tanque no debe presentar inclinación excesiva, es recomendable una pendiente máxima del 2%, por lo menos en sus últimos 12 metros;
- la norma inglesa CP 302 recomienda la utilización de dos entradas al tanque, siempre y cuando el ancho sea mayor a 1,20 m.

■ **Dispositivo de salida**

De la misma forma que el dispositivo de entrada, el dispositivo de salida desempeña funciones importantes, en el sentido de garantizar la calidad del efluente del tanque séptico, entre las que se destacan las siguientes:

- retener el lodo y los sólidos flotantes (capa de nata) en el interior del tanque, garantizando un efluente con menor contenido de sólidos en suspensión;
- mejorar las condiciones de flujo en el interior del tanque, disminuyendo la ocurrencia de zonas muertas y cortos circuitos.

La colocación del dispositivo de salida debe considerar la adecuada sumergencia y la altura deseable sobre el nivel del agua, de tal forma que se capte exactamente el líquido bajo la capa de nata y sobre la zona de lodo, de igual manera puede garantizar la debida holgura para la nata en el extremo superior del dispositivo (ver Figuras 5.5 y 5.6). Algunas

recomendaciones relativas al diseño de dispositivos de salida de tanques sépticos son (ABNT, 1993):

- inmersión mínima equivalente a $1/3$ de la altura útil del tanque;
- inmersión mayor que la del dispositivo de entrada, en por lo menos 5 cm;
- inmersión mínima de 40 cm.

El dispositivo de salida también podrá estar dotado de deflectores de gases y sólidos flotantes, lo que posibilita una mayor eficiencia en la retención de sólidos en el tanque séptico. Algunos ejemplos de deflectores de gases se presentan en Heller (1989) y Metcalf & Eddy (1991).

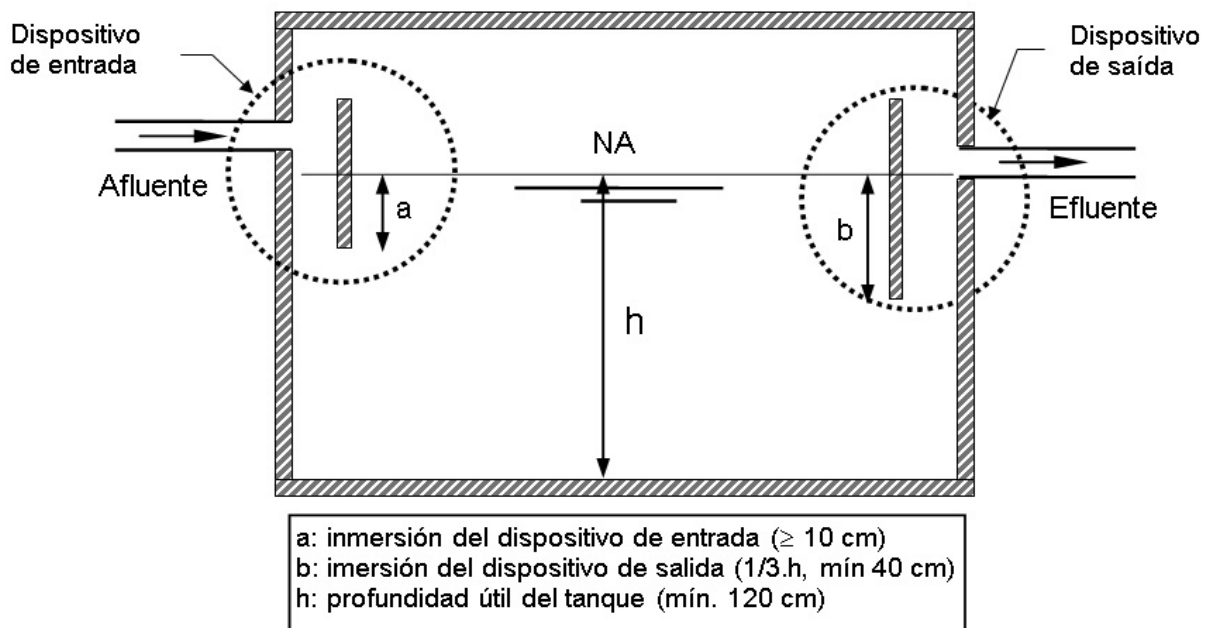


Fig. 5.6 - Tanque séptico: detalle de los dispositivos de entrada y salida

5.2.2.2 Tiempo de retención hidráulica

Pese a que los tanques sépticos se diseñan con elevados tiempos de retención hidráulica, usualmente del orden de 12 a 24 horas (ABNT, 1993), la aplicación de altas cargas hidráulicas puede tener una repercusión negativa en su funcionamiento, particularmente en el caso de tanques de cámara única. Grandes picos de caudal pueden conducir a una pérdida excesiva de sólidos y en consecuencia al deterioro de la calidad del efluente final.

Si por una parte tiempos de retención hidráulica del orden de 2 horas son suficientes para promover una buena sedimentación de sólidos en sedimentadores convencionales, la misma situación no se aplica a los tanques sépticos, donde los gases resultantes del proceso de digestión anaerobia del lodo afectan directamente la sedimentación de las partículas sólidas. Por tal motivo se establecen tiempos de retención más elevados con el fin de contemplar dos aspectos principales:

- la sedimentación más efectiva de los sólidos;
- la depuración biológica de la fase líquida.

Los tiempos de retención hidráulica definidos por la Norma Brasileira son variables en función de la contribución diaria (volumen diario) de agua residual, de acuerdo con el Cuadro 5.1.

Cuadro 5.1 Tiempo de retención hidráulica de las aguas residuales

Contribución diaria (Q) (L/d)	Tiempo de retención hidráulica (t)	
	(d)	(h)
Hasta 1500	1,00	24
De 1501 a 3000	0,92	22
De 3001 a 4500	0,83	20
De 4501 a 6000	0,75	18
De 6001 a 7500	0,67	16
De 7501 a 9000	0,58	14
Mayor a 9000	0,50	12

Fuente: NBR 7.229 (ABNT, 1993)

Existen algunos cuestionamientos en cuanto a la utilización de tiempos de retención tan elevados, lo que, sin duda, puede incrementar de forma significativa los costos de construcción de los tanques sépticos. Andrade Neto (1994) relata experiencias exitosas, en las que tanques sépticos con cámaras en serie, de gran tamaño, han sido diseñados y operados con tiempos de retención de 6 a 8 horas.

5.2.2.3 Temperatura

De conformidad con lo abordado en el Capítulo 2 (ítem 2.5.3), la temperatura es uno de los factores ambientales que más interfieren en el proceso de digestión anaerobia. La actividad biológica es extremadamente dependiente de la temperatura, el proceso de degradación estará comprometido cuando las temperaturas son inferiores a los 20°C. De esta manera, la estabilización y la consecuente reducción de volumen de lodo están íntimamente relacionadas a la temperatura de la masa líquida en el interior del tanque. La influencia de la temperatura en el proceso de digestión puede apreciarse a través de los valores de la tasa de acumulación de lodo presentados en el Cuadro 5.3.

5.2.2.4 Remoción del lodo

La remoción del lodo en períodos predeterminados, de acuerdo con el intervalo de limpieza previsto en el diseño, es de fundamental importancia para el buen funcionamiento de los tanques sépticos. La no remoción de lodo lleva a su acumulación excesiva y a la reducción del volumen disponible para reacción en el tanque, reduciendo así el tiempo de retención hidráulica, perjudicando sensiblemente las condiciones operacionales del reactor. La remoción del lodo excedente puede realizarse básicamente de dos maneras:

- a través de presión hidrostática, instalando en el tanque un dispositivo con carga hidrostática mínima de 1,20 m. En ese caso, se debe prever un tubo en sifón, con diámetro mínimo de 100 mm, dotado de registro (ver Fig. 5.7);
- a través de bombeo, donde la manguera de succión deberá estar instalada en el interior del tanque. Para ello, el diseño deberá prever uno o más tubos guía, de diámetro igual a 150 mm, con el fin de posibilitar el adecuado posicionamiento de las mangueras de succión (ver Fig. 5.8).

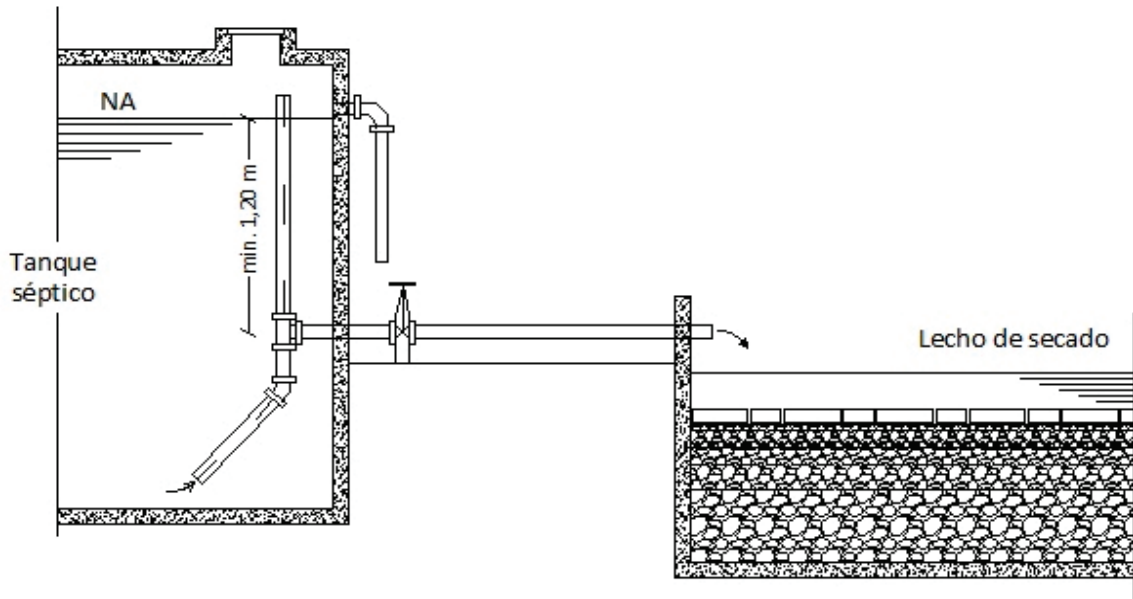


Fig. 5.7 - Remoción de lodo por presión hidrostática

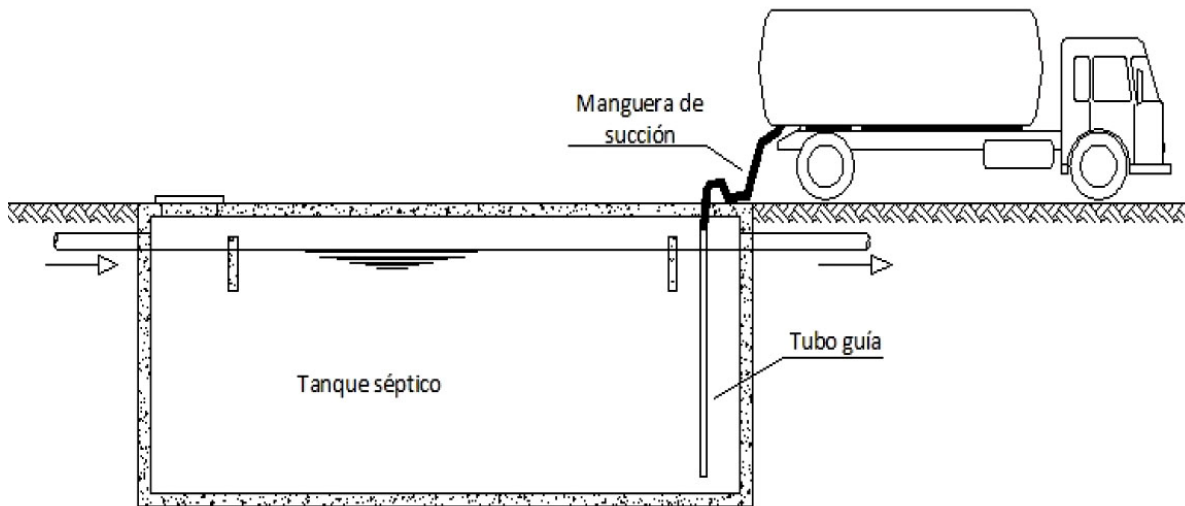


Fig. 5.8 - Remoción de lodo por medio de bombeo

5.2.2.5 Condiciones operacionales

Tan importante como el diseño lo es la adecuada construcción del tanque séptico y su operación. A pesar de ser muy simple, pues consiste básicamente en la remoción y destinación final del lodo, en intervalos de limpieza predeterminados, la operación de los tanques sépticos ha sido, vía de regla, tratada con negligencia como en Brasil. No se respetan los intervalos de limpieza y la remoción de lodo usualmente se realiza cuando la unidad ya presenta problemas de funcionamiento. Además de eso, difícilmente existe control del lodo removido de los tanques, que con frecuencia es dispuesto en terrenos baldíos, basureros, cursos de agua, entre otros. Los principales aspectos relativos a la operación de tanques sépticos se abordan en el Capítulo 6.

5.2.3 Principales disposiciones de la Norma NBR 7.229/93

5.2.3.1 Condiciones generales

Como fue comentado anteriormente, ya que el origen de la presente serie de libros obedece a la dinámica de desarrollos técnicos e investigativos generados en Brasil, a continuación se describen aspectos relativos a la normatividad de dicho país.

■ Aplicación

El sistema de tanques sépticos se aplica primordialmente al tratamiento de aguas residuales domésticas. El empleo de tanques sépticos para el tratamiento de aguas servidas provenientes de hospitales, clínicas, puestos de salud, entre otros, debe ser previamente sometido a la valoración de las autoridades sanitarias y ambientales competentes, para la definición de eventuales exigencias específicas relativas a un pre y pos-tratamiento.

■ Presencia de sustancias tóxicas

En caso de ser admitida la utilización de tanques sépticos para el tratamiento de aguas residuales que contengan sustancias tóxicas, se deberá tener cuidados especiales para la disposición del lodo.

■ **Recomendaciones de utilización**

De acuerdo con la Norma Brasileira, la utilización de tanques sépticos es indicada en los siguientes casos:

- en áreas desprovistas de red pública de alcantarillado sanitario;
- como alternativa de tratamiento de aguas residuales en zonas que dispongan de red colectora local;
- cuando la red de alcantarillado disponible posea diámetro y/o pendiente pequeños. En ese caso, los tanques sépticos promueven la retención previa de sólidos sedimentables, facultando a las redes colectoras para el transporte de efluentes libres de sólidos.

■ **Restricciones de utilización**

Está vedado el transporte hacia el tanque séptico de vertimientos capaces de causar interferencia negativa en cualquier fase del proceso de tratamiento o incremento excesivo del caudal de agua residual afluyente, tales como:

- aguas pluviales;
- vertimientos provenientes de piscinas y de lavado de reservorios de agua.

5.2.3.2 Condiciones específicas

El sistema de tanque séptico, una vez que se encuentre en funcionamiento, debe preservar la calidad de las aguas superficiales y subterráneas, mediante estricto cumplimiento de las restricciones establecidas por la Norma, relativas a la estanqueidad y distancias.

■ **Distancias mínimas**

Los tanques sépticos deben proyectarse observando las siguientes distancias horizontales mínimas:

- 1,5 m de construcciones, linderos de terreno, sumideros, zanjas de infiltración y redes prediales de agua;
- 3,0 m de árboles y de cualquier punto de red pública de abastecimiento de agua;
- 15,0 m de pozos freáticos y de cuerpos de agua de cualquier naturaleza.

■ **Contribución de vertimientos**

En el cálculo de la contribución de vertimientos a ser dispuestos en los tanques sépticos, se debe considerar:

- el número de personas a ser atendidas por el sistema;
- contribución de vertimientos equivalente a 80% del consumo de agua. En casos plenamente justificados, se pueden utilizar porcentajes diferentes al 80%. En ausencia de datos locales de consumo de agua, se deberán adoptar las contribuciones de agua residual y de lodo fresco que se presentan en el Cuadro 5.2.

Cuadro 5.2 Contribuciones unitarias de agua residual por tipo de predio y de ocupantes

Predio	Unidad	Contribución de agua residual (C) (L/un.día)	Contribución de lodo fresco (L _r) (L/un.día)
Ocupantes permanentes (*)	-	-	-
▪ residencia estratos altos	persona	160	1
▪ residencia estratos medios	persona	130	1
▪ residencia estratos bajos	persona	100	1
▪ hotel (excepto lavandería y cocina)	persona	100	1
▪ alojamiento temporal	persona	80	1
Ocupantes temporales (*)	-	-	-
▪ fábricas en general	persona	70	0,30
▪ oficinas	persona	50	0,20
▪ edificios públicos o comerciales	persona	50	0,20
▪ escuelas (externados/lugares de permanencia larga)	persona	50	0,20
▪ bares	persona	6	0,10
▪ restaurantes y similares	persona	25	0,10
▪ salas de cine, teatros y lugares de permanencia corta	lugar	2	0,02
▪ sanitarios públicos (**)	inodoro	480	4,00

(*) en los predios con ocupantes permanentes y temporales simultáneos, el caudal total de contribución resulta de la suma de los caudales correspondientes a cada tipo de ocupación.

(**) solo de acceso abierto al público (terminal de transportes, estación ferroviaria, espacio público, estadio deportivo, etc.)

Fuente: NBR 7.229 (ABNT, 1993)

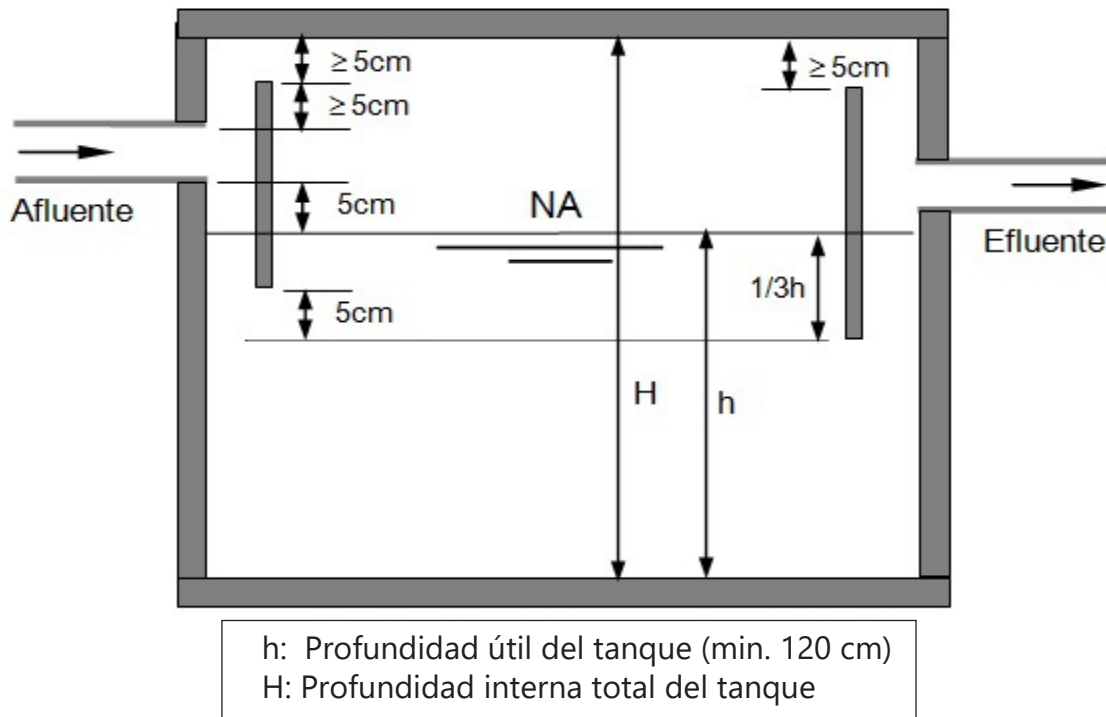


Fig. 5.9 - Tanque séptico de cámara única normalizado por la NBR 7.229 (ABNT, 1993)

■ Contribución de lodo fresco

La contribución de lodo fresco se refiere a la fracción de sólidos presentes en el agua residual afluyente, con características domésticas, que después de la sedimentación se acumularán en el fondo del tanque. Dicho aporte puede estimarse a partir de los valores presentados en el Cuadro 5.2, para el caso de aguas residuales de origen no doméstico es necesario realizar observaciones de campo o de laboratorio con el fin de determinar la cuantía de la contribución.

■ Tasa de acumulación de lodo

La tasa de acumulación de lodo es equivalente al tiempo de acumulación de lodo fresco en el tanque séptico y conserva relación directa con la temperatura ambiente y con el intervalo de limpieza del tanque. De acuerdo con la información presentada en el Cuadro 5.3, se evidencia que para un intervalo de limpieza dado, la tasa de acumulación decrece con el aumento de la temperatura. Ello se debe a la mayor actividad bacteriana en temperaturas más elevadas y, en consecuencia, al mayor grado de estabilización y reducción del volumen de material orgánico presente en el lodo.

Cuadro 5.3 Tasa de acumulación total de lodo (K)

Intervalo de limpieza del tanque (años)	Valores de K, en días, por rango de temperatura ambiente		
	T ≤ 10 °C	10 < T ≤ 20 °C	T > 20 °C
1	94	65	57
2	134	105	97
3	174	145	137
4	214	185	177
5	254	225	217

Fuente: NBR 7.229 (ABNT, 1993)

5.2.3.3 Dimensionamiento de tanques sépticos

El dimensionamiento de un tanque séptico es muy sencillo y se puede realizar con base en la siguiente ecuación:

$$V = 1000 + N \times (C \times t + L_f \times K) \quad (5.1)$$

en la que:

V : volumen útil (L);

N : número de personas o unidades de contribución (hab o unid.);

C : contribución de aguas residuales, a partir de lo presentado en el Cuadro 5.2 (L/hab.d o L/unid.d);

t : tiempo de retención hidráulica de las aguas residuales, con base en lo presentado en el Cuadro 5.1 (d);

L_f : contribución de lodo fresco, a partir del Cuadro 5.2 (L/hab.d o L/unid.d);

K : tasa de acumulación de lodo, conforme lo presentado en el Cuadro 5.3 (d).

5.2.3.4 Geometría de los tanques

Tal como se mencionó anteriormente, los tanques pueden ser cilíndricos o prismáticos rectangulares. Los cilíndricos se utilizan en situaciones donde se pretende minimizar el área útil, en función de una mayor profundidad. Por su parte, en los tanques prismáticos rectangulares generalmente se utiliza una menor profundidad y una mayor área.

Al definir la geometría del tanque, se debe tener en cuenta el cumplimiento de estas recomendaciones principales:

- para tanques cilíndricos, considerar un diámetro interno mínimo de 1,10 m;
- ancho interno mínimo: 0,80 m;
- relación largo/ancho: mínimo 2:1 y máximo 4:1;
- profundidades útiles: varían de un mínimo de 1,20 m a un máximo de 2,80 m, dependiendo del volumen útil del tanque, con base en lo presentado en el Cuadro 5.4.

Cuadro 5.4 Profundidades útiles de tanques sépticos

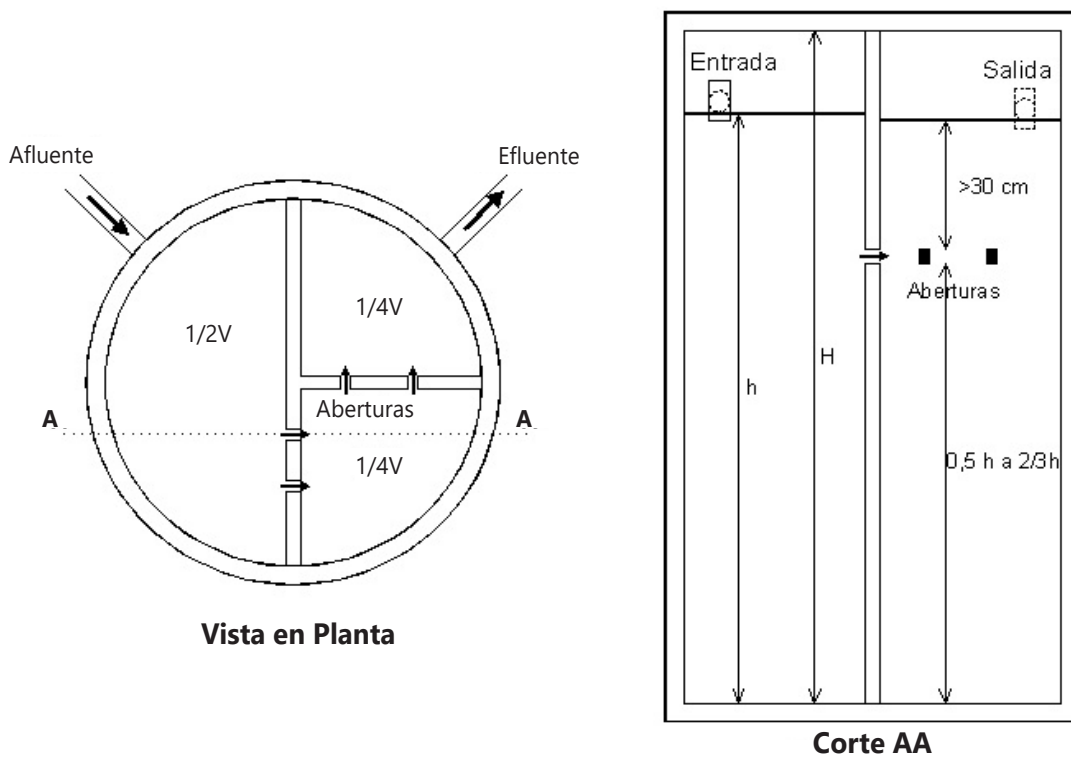
Volumen útil (m ³)	Profundidad útil (m)	
	mínima	máxima
Hasta 6,0	1,20	2,20
De 6,0 a 10,0	1,50	2,50
Superior a 10,0	1,80	2,80

Fuente: NBR 7.229 (ABNT, 1993)

Tanques sépticos de cámaras en serie:

El empleo de múltiples cámaras en serie se recomienda especialmente para los tanques sépticos de volúmenes pequeño a medio, que sirven hasta 30 personas. Las principales recomendaciones para la utilización de tanques sépticos de cámaras en serie son:

- tanques cilíndricos: adoptar tres cámaras en serie, donde el volumen de la primera cámara sea igual a $V/2$ y los volúmenes de las dos cámaras siguientes con valores iguales a $V/4$;
- tanques prismáticos rectangulares: adoptar 2 cámaras en serie, donde el volumen de la primera cámara debe ser igual a $2/3.V$ y el de la segunda igual a $1/3.V$;
- intercomunicación entre las cámaras: adoptar aberturas con área equivalente a 5% de la sección vertical útil del tanque, en el plano de separación entre las cámaras;
 - ❖ distancia vertical mínima entre el extremo superior de la abertura y la lámina de agua: 30 cm;
 - ❖ distancia vertical mínima entre el extremo inferior de la abertura y el fondo del tanque:
 - mitad de la altura útil del tanque, para periodos de limpieza de hasta 3 años;
 - dos tercios de la altura útil del tanque, para períodos de limpieza superiores a 3 años.
 - ❖ menor dimensión de cada abertura: 3 cm.



Notas

- Las aberturas entre las cámaras deberán tener una sección mínima de 3 cm x 3 cm.
- El número de aberturas en cada pared, multiplicado por la sección de cada abertura, debe ser igual a $0,025 \times h \times D$ (donde: h = profundidad útil y e = diámetro del tanque).
- El diámetro mínimo del tanque debe ser 1,10 m

5.2.3.5 Aberturas o entradas para inspección

Las aberturas para inspección de los tanques sépticos deben localizarse de tal manera que permitan la remoción del lodo y nata acumulados, así como la desobstrucción de los dispositivos internos. Las recomendaciones específicas en ese sentido son las siguientes:

- todo tanque debe tener por lo menos una abertura con su menor dimensión igual o superior a 60 cm. Tal abertura deberá permitir el acceso directo al dispositivo de entrada del agua residual en el tanque;
- el radio de cobertura máximo, para efecto de limpieza del tanque, es de 1,50 m;
- la menor dimensión de las demás aberturas debe ser mayor o igual a 20 cm;

- para los tanques construidos con losas removibles no hay necesidad de aberturas de inspección, siempre y cuando las piezas removibles tengan un área menor o igual a 0,50 m²;
- los tanques rectangulares prismáticos de cámaras múltiples deben tener por lo menos una abertura por cada cámara;
- los tanques cilíndricos pueden tener una única abertura, independientemente del número de cámaras, siempre y cuando se cumpla que el radio de alcance máximo, para efectos de labores de limpieza, sea igual a 1,50 m y que la distancia entre la lámina de agua y la cara inferior de la tapa de cerramiento sea mayor o igual a 50 cm.

5.2.4 Eficiencias de los tanques sépticos

Los datos sobre eficiencias de los tanques sépticos son muy variables y se encuentran sujetos a las condiciones locales de operación de la unidad. La bibliografía especializada señala las siguientes eficiencias medias de remoción:

- DBO: 30 a 55%;
- Sólidos en suspensión: 20 a 90%;
- Aceites y grasas: 70 a 90%

Ejemplo 5.1

Dimensionar a la luz del contexto normativo brasilero un sistema de tanques sépticos, de acuerdo con las disposiciones de la Norma ABNT NBR 7229/93, considerando los siguientes elementos para el proyecto:

- *Población contribuyente al sistema (N): 50 personas;*
- *Estrato de las residencias contribuyentes: medio;*
- *Intervalo entre limpiezas del tanque: 1 año (adoptado);*
- *Temperatura ambiente promedio (T): 22 °C.*
- *Para el dimensionamiento del sistema en un país diferente a Brasil se recomienda consultar la normatividad ambiental específica de cada nación.*

Solución:

1. El primer paso para el dimensionamiento del sistema es establecer la contribución per cápita de aguas residuales (C) y de lodo fresco (L_f). En caso de no disponer de datos específicos para el lugar, se puede adoptar valores de acuerdo con el Cuadro 5.2. En ese caso, para un estrato residencial medio, se tiene:
 - Contribución per cápita de agua residual (C): = 130 L/hab.día
 - Contribución per cápita de lodo fresco (L_f) = 1,0 L/hab.día
2. Estimación de la contribución diaria de aguas residuales (Q), así:
 - $Q = N \times C = 50 \text{ hab} \times 130 \text{ L/hab.día} = 6.500 \text{ L/día}$
3. Adopción del tiempo de retención hidráulica (t). A partir de la contribución diaria de agua residual determinada en el ítem anterior y de acuerdo con el Cuadro 5.1, se tiene que:
 - Para Q entre 6.001 y 7.500 L/día, el correspondiente valor de t es: $t = 0,67 \text{ día}$ (16 horas)
4. Determinación de la tasa de acumulación de lodo en el tanque (K), que es función del intervalo de limpieza previsto y de la temperatura ambiente. De acuerdo con el Cuadro 5.3:
 - Para el intervalo de limpieza de 1 año y temperatura igual a 22 °C, se tiene que $K = 57 \text{ días}$.
5. Cálculo del volumen del tanque séptico, de acuerdo con la Ecuación 5.1:
 - $V = 1000 + N \times (C \times t + L_f \times K)$
 - $V = 1000 + 50 \text{ hab} \times (130 \text{ L/hab.d} \times 0,67 \text{ d} + 1,0 \text{ L/hab.d} \times 57 \text{ d}) = 8.205 \text{ L}$ (8,2 m³)
6. Determinación de las dimensiones del tanque, de acuerdo con las directrices presentadas en el Cuadro 5.4 y en el ítem "geometría de los tanques".
 - Profundidad: $H = 2,0 \text{ m}$ (para V entre 6,0 y 10,0 m³, se tiene H entre 1,5 y 2,5 m - Cuadro 5.4)
 - Área del tanque: $A = V/H = 8,2 \text{ m}^3/2,0 \text{ m} = 4,1 \text{ m}^2$;
 - Adopción de un tanque cilíndrico: diámetro (D) = 2,30 m
 - Adopción de un tanque prismático-rectangular: ancho(B) = 1,20 m; largo (L) = 3,35 m
 - Verificación de la relación largo/ancho: $3,35/1,20 = 2,8$ (entre 2 y 4)

5.3 FILTROS ANAEROBIOS

5.3.1 Preliminares

Los primeros trabajos acerca de los filtros anaerobios también conocidos como filtros anaeróbicos, datan de finales de la década de los sesenta y, desde entonces, han tenido una creciente aplicación, representando hoy una tecnología avanzada para el efectivo tratamiento de las aguas residuales domésticas y de diversidad de efluentes industriales. El filtro anaerobio ascendente es básicamente una unidad de contacto, en la que las aguas residuales pasan a través de una masa de sólidos biológicos que se encuentra contenida dentro del reactor. La biomasa retenida en el reactor puede presentarse de tres maneras distintas:

- en la forma de una fina capa de biopelícula adherida a las superficies del material soporte;
- en la forma de biomasa dispersa retenida en los intersticios del material soporte;
- en la forma de flocs o gránulos retenidos en el falso fondo, por debajo del material soporte.

Los compuestos orgánicos solubles que se encuentran en el agua residual afluyente entran en contacto con la biomasa, difundándose a través de las superficies de la biopelícula o del lodo granular, pasando a ser convertidos en productos intermedios y finales, específicamente metano y gas carbónico.

Las configuraciones usuales de filtros anaerobios presentan flujo ascendente o descendente. En los filtros de flujo ascendente, el lecho es necesariamente sumergido (ahogado). Los de flujo descendente pueden trabajar sumergidos o no. Generalmente son cubiertos, pero pueden construirse sin cobertura, cuando no existe preocupación con la eventual emanación de malos olores.

La Figura 5.11 presenta vistas esquemáticas de filtros anaerobios ascendente y descendente sumergido, donde se pueden apreciar los principales dispositivos que garantizan el funcionamiento de la unidad de tratamiento.

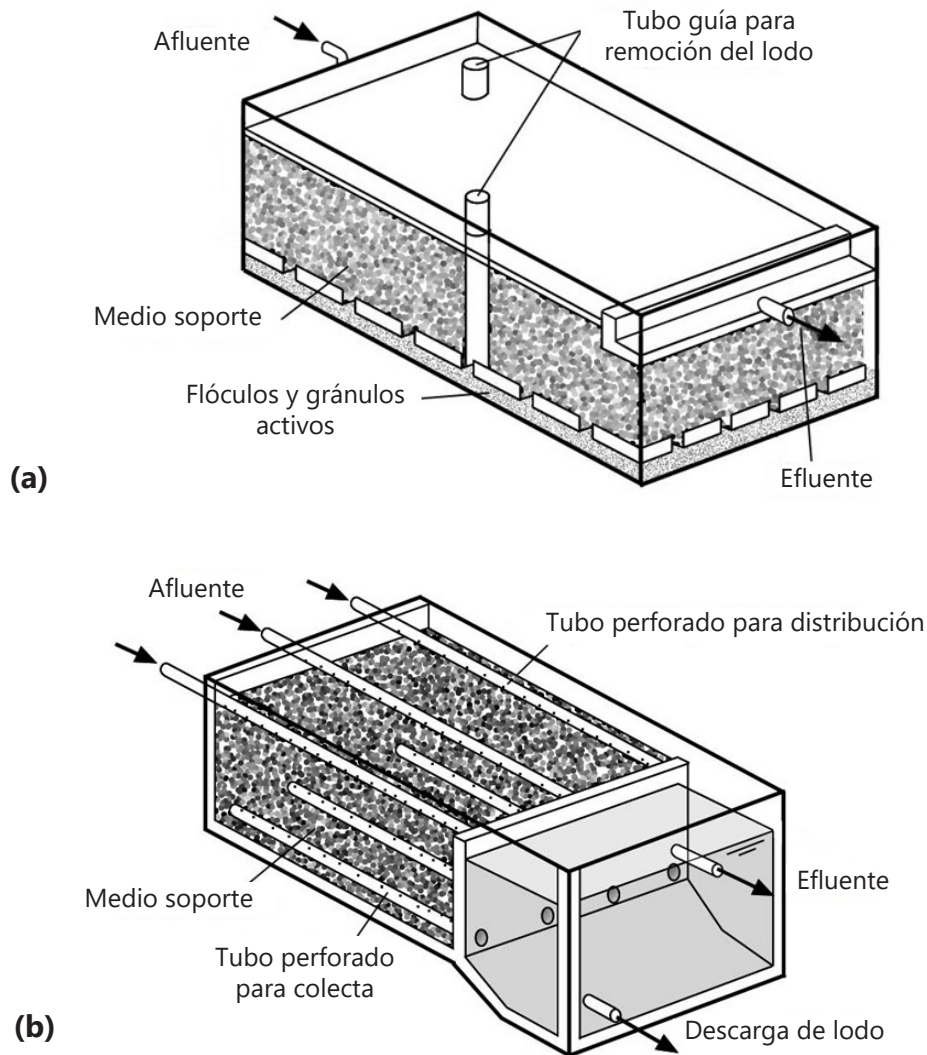


Fig. 5.11 - Vistas esquemáticas de filtros anaerobios:
(a) de flujo ascendente, b) de flujo descendente

Fuente: Gonçalves et al. (2001)

Aunque los filtros anaerobios puedan ser utilizados como unidad principal para el tratamiento de aguas residuales, son más adecuados para el pos-tratamiento (pulimento), proporcionando elevada seguridad operacional y mayor estabilidad a la calidad del efluente.

El efluente de un filtro anaerobio generalmente es muy clarificado y posee una relativamente baja concentración de materia orgánica, inclusive disuelta, aunque es rico en sales minerales. Suele ser apropiado para la disposición en el suelo, no solamente por medio de infiltración, sino también para irrigación con fines de producción vegetal,

siempre y cuando se resguarden las preocupaciones con los microorganismos patógenos, usualmente presentes en grandes cantidades en los efluentes de filtros para tratamiento de aguas residuales domésticas. En esos casos puede ser necesaria la desinfección y para ello se pueden aplicar los procesos usuales.

Las principales limitaciones de los filtros anaerobios provienen del riesgo de obstrucción de la capa de medio soporte (taponamiento o colmatación de los intersticios) y el uso de grandes volúmenes para el reactor. Los mayores riesgos de obstrucción y de mayores volúmenes de filtro se encuentran asociados a la utilización de materiales de relleno con bajo índice de vacíos, como por ejemplo el de piedras con tamaños entre 2 y 3”.

En Brasil se han venido aplicado diferentes modelos de sistemas con filtros anaerobios para el pos- tratamiento de efluentes de reactores anaerobios de mediano y gran tamaño en escala real, tal como se ilustra en las Figuras 5.12 y 5.13 (Gonçalves *et al.*, 2001).



Fig. 5.12 - Filtro anaerobio pos reactor anaerobio (PTAR Colombo - SANEPAR)

Fuente: Gonçalves et al. (2001)



Fig. 5.13 - Filtro anaerobio pos reactor anaerobio (PTAR Rio Doce - Ipatinga - COPASA)

Fuente: Gonçalves et al. (2001)

5.3.2 Factores físicos que intervienen en el proceso

5.3.2.1 Configuración del reactor

Los filtros anaerobios pueden tener varias formas, configuraciones y dimensiones, siempre y cuando se obtenga un flujo bien distribuido a través del lecho. En escala plena (escala real), los filtros anaerobios normalmente presentan forma cilíndrica o rectangular, con dimensiones en los tanques que usualmente varían en términos de su diámetro (o ancho) entre 6 y 26

metros y altura desde 3 hasta cerca de 13 metros. Los volúmenes de los reactores varían entre 100 y 10.000 m³. Los medios soporte se pueden diseñar de tal manera que ocupen, desde la profundidad total del reactor, hasta cerca de 50 a 70% de la altura de los tanques. Existen diferentes tipos de medios soporte plásticos disponibles en el mercado, que pueden ser desde anillos corrugados, hasta bloques de placas corrugadas. El área superficial específica de estos materiales plásticos es, en promedio de 100 m²/m³. Pese a que algunos tipos de medio soporte sean más eficientes que otros en la retención de la biomasa, la selección final dependerá de las condiciones específicas locales, de consideraciones económicas y de factores operacionales.

■ Configuración híbrida

Las instalaciones más recientes de filtros anaerobios de flujo ascendente han sido del tipo híbrido, en la cuales existe una zona carente de relleno, por debajo del medio soporte, lo que permite, la acumulación de lodo granular. El desempeño de los filtros anaerobios híbridos depende del contacto del agua residual con la biomasa dispersa en el lecho de lodo y con la biopelícula (biofilm) adherida al medio soporte. La determinación de la cantidad de material soporte a ser utilizada en los reactores híbridos es bastante subjetiva. Existe una cantidad mínima que debe ser suficiente para promover alguna remoción complementaria de materia orgánica y que también ayude a la retención de sólidos biológicos. Según lo recomendado por Young (1991), el medio soporte debe colocarse en los dos tercios superiores de la altura del reactor, y la altura de este medio no deberá ser inferior a 2 m. Solo se deberán adoptar alturas menores a partir de pruebas piloto o de sistemas en escala real tratando el mismo tipo de efluente.

Se debe resaltar que las recomendaciones de Young se refieren, principalmente, a la utilización de filtros anaerobios para el tratamiento de efluentes industriales, situación en que la remoción de DQO ocurre a lo largo de toda la altura del medio soporte. En el tratamiento de efluentes más diluidos, como es el caso de las aguas residuales domésticas, la remoción de materia orgánica ocurre principalmente en la parte inferior del filtro anaerobio (en el falso fondo y el inicio de la capa de medio soporte), lo que conduce a la utilización de alturas de medio soporte más reducidas.

En la Figura 5.14 se presenta la ilustración esquemática de un sistema compacto para tratamiento de aguas residuales domiciliarias, compuesto por un tanque séptico modificado y dos reactores anaerobios híbridos operando en serie, según lo propuesto por Sousa y

Chernicharo (2005). En dicho sistema compacto, los reactores híbridos fueron concebidos con una altura útil total entre 1,40 y 1,90 m, donde el compartimiento relleno con medio soporte poseía una altura entre 0,50 y 1,00 m (Sousa, 2005). El funcionamiento de ese sistema se da por la introducción de agua residual cruda en la parte inferior de la cámara 1 (tanque séptico modificado), de donde el líquido es trasladado hacia un sedimentador de placas, localizado en la parte superior de la cámara 1. El agua residual parcialmente tratada pasa posteriormente hacia la parte inferior del primer reactor anaerobio híbrido (3), y la salida del líquido se da por un tubo lateral en forma de "Y". El efluente pasará entonces por el segundo reactor híbrido (4), con las mismas configuraciones del anterior.

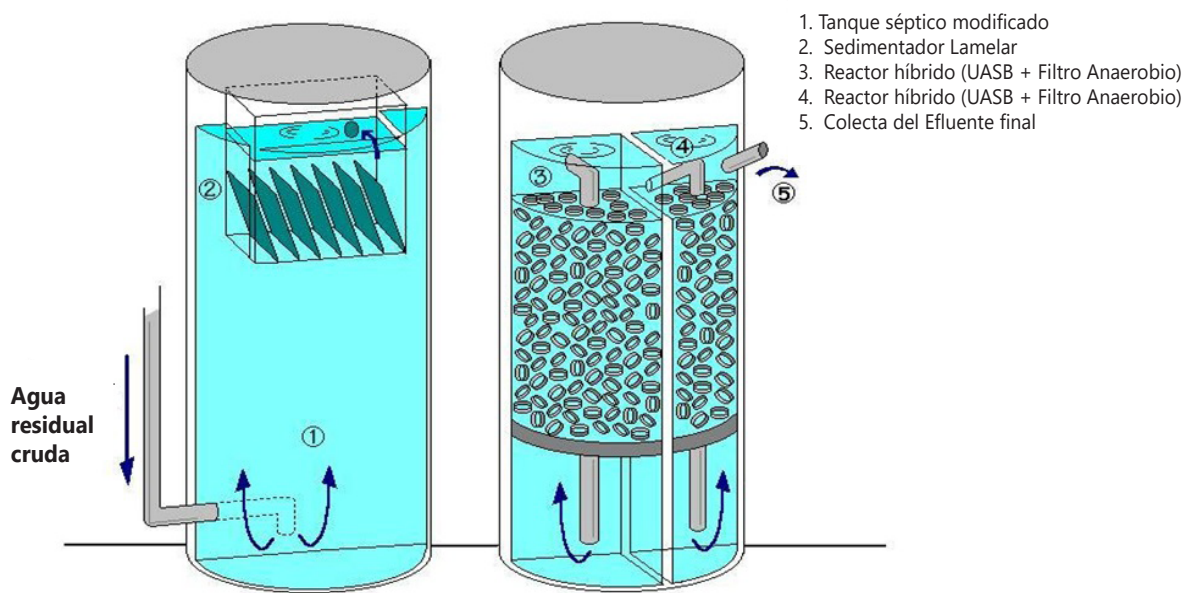


Fig. 5.14 - Configuración esquemática de un sistema compacto para tratamiento de aguas residuales domiciliarias - SISCOTE

Fuente: Sousa y Chernicharo (2005)

■ Configuración establecida por la Norma Brasileira (ABNT, 1997)

En Brasil, los filtros anaerobios han sido utilizados principalmente para el tratamiento complementario de efluentes de tanques sépticos, de acuerdo con las disposiciones contempladas en la Norma Brasileira NBR 13.969 (ABNT, 1997), titulada: *Tanques sépticos – Unidades de tratamiento complementario y disposición final de efluentes líquidos – Proyecto, construcción y operación.*

La mencionada norma prevé diversas configuraciones para filtros anaerobios (cilíndricos y prismáticos, con y sin falso fondo, abiertos y cerrados) y diferentes formas de distribución del agua residual, en el fondo del filtro, y de colecta del efluente, en la parte superior del mismo. En la presente sección se transcriben las principales directrices para la configuración de filtros anaerobios cilíndricos y con falso fondo, tal como consta en el Cuadro 5.5 y la Figura 5.15.

Cuadro 5.5- Configuración de filtros anaerobios para el pos-tratamiento de efluentes de tanques sépticos

Parámetro	Valor
Altura del falso fondo (m)*	0,60
Altura de la capa de medio soporte (m)	0,60
Volumen útil mínimo del falso fondo + medio soporte (m ³)	1,00
Diámetro mínimo (m)	1,10

(*) Incluyendo el grosor de la losa de fondo (ver Figura 5.15)

Fuente: adaptado de NBR 13.969 (ABNT, 1997)

Además de los parámetros listados del Cuadro 5.5, la NBR 13.969 (ABNT, 1997) establece las siguientes directrices complementarias:

- Losa del falso fondo: debe tener aberturas de 2,5 cm, con espaciado de 15 cm entre sí. La cara superior de la losa del falso fondo debe estar 60 cm por encima del fondo del filtro. En caso que haya dificultad en la construcción de dicha losa, todo el volumen inferior del filtro puede ser rellenado con material de soporte. En ese caso, el agua residual afluente deberá ser introducida y distribuida sobre todo el fondo del filtro, por medio de tubos perforados;
- La altura útil total del filtro es el resultado de sumar la altura del medio soporte (0,60 m), con la altura del falso fondo, incluyendo el grosor de la losa perforada (0,60 m), y con la altura de la canaleta colectora, que es equivalente a la lámina libre (usualmente entre 0,10 y 0,20 m). De esta manera, la altura útil total del filtro anaerobio varía, normalmente, entre 1,30 y 1,40 m.
- La pérdida de carga hidráulica entre la salida del tanque séptico y la salida del filtro anaerobio puede ser estimada con un valor de 0,10 m. O sea que el desnivel mínimo entre el NA mínimo del tanque séptico y el NA máximo del filtro anaerobio debe ser de 0,10 m;

- La distribución del agua residual en el fondo del filtro puede realizarse por medio de tubos verticales, distantes 0,30 m del fondo (ver Figura 5.15). El área de fondo del filtro a ser cubierta por cada tubo de distribución deberá ser inferior a 3,0 m². Otra alternativa de distribución del agua residual es por medio de tubos perforados, instalados sobre el fondo inclinado del filtro. Los orificios de los tubos perforados deberán tener diámetro de 1,0 cm ± 5%, dispuestos en cinco líneas longitudinales de perforación, equidistantes a partir de la mitad superior del diámetro del tubo. En cada línea de perforación, la distancia entre orificios deberá ser de 0,20 m;
- La colecta del efluente del filtro puede realizarse por medio de canaletas o tubos perforados. La cantidad de canaletas o de tubos perforados de colecta deberá ser igual a la cantidad de tubos de distribución;
- En los filtros rectangulares con distribución del agua residual por medio de tubos perforados, las canaletas o tubos colectores del efluente deberán estar dispuestos paralelamente a los tubos de distribución. La distancia entre dos canaletas o tubos colectores consecutivos no deberá ser superior a 1,50 m;
- Los filtros deben poseer dispositivos que permitan el vaciado de los mismos en flujo descendente. Para filtros con falso fondo, se deberá disponer un tubo-guía de 200 mm de diámetro, para cada 3 m² de área de fondo del filtro. Para los filtros sin falso fondo, los tubos perforados de distribución del agua residual deben tener una pendiente de 1%, en dirección al pozo de vaciado del filtro;
- El material de relleno del filtro puede ser piedra triturada con tamaños entre 2 y 3" o entre 3 y 4" o piezas de plástico (en anillos o estructurados) u otros materiales resistentes al medio agresivo. El área específica del material de relleno no debe ser considerada como parámetro para su selección;
- Los filtros anaerobios pueden ser cubiertos o abiertos. Para el caso de filtros cubiertos, se deben disponer tapas de inspección, localizadas en el alineamiento de los tubos-guía utilizados para vaciado. En los filtros abiertos, la cobertura es sustituida por una capa de piedra, asentada sobre los tubos perforados de colecta del efluente. En ese caso, no puede haber el acceso de personas, animales y vehículos, o problemas con olor. Adicionalmente, las paredes laterales deberán sobresalir por encima del nivel del suelo, de tal manera que impidan el ingreso de aguas superficiales;

- Los filtros anaerobios pueden ser construidos en concreto reforzado, plástico de alta resistencia o poliéster reforzado con fibra de vidrio. Cualquiera que sea el material, los filtros deberán tener perfecta estanqueidad a líquidos y ser resistentes a empujes de suelo, personas y vehículos, cuando fuese el caso.

Aspectos relativos al vaciado, limpieza y disposición de los residuos resultantes serán tratados en el Capítulo 6.

Se debe resaltar que las disposiciones de la Norma Brasileira se aplican a filtros anaerobios utilizados para el pos-tratamiento de efluentes de tanques sépticos, situación similar a la del contexto de la República de Colombia, definida en la Resolución 0330 de 2017. Estos efluentes pasan por un proceso de sedimentación previo, en el tanque séptico, que les confiere una baja presencia de sólidos, minimizando los riesgos de taponamiento del medio soporte del filtro anaerobio. De esa forma, cualquier utilización de filtros anaerobios para el tratamiento de aguas residuales crudas deberá ser precedida por estudios y la correspondiente justificación de los criterios de diseño adoptados.

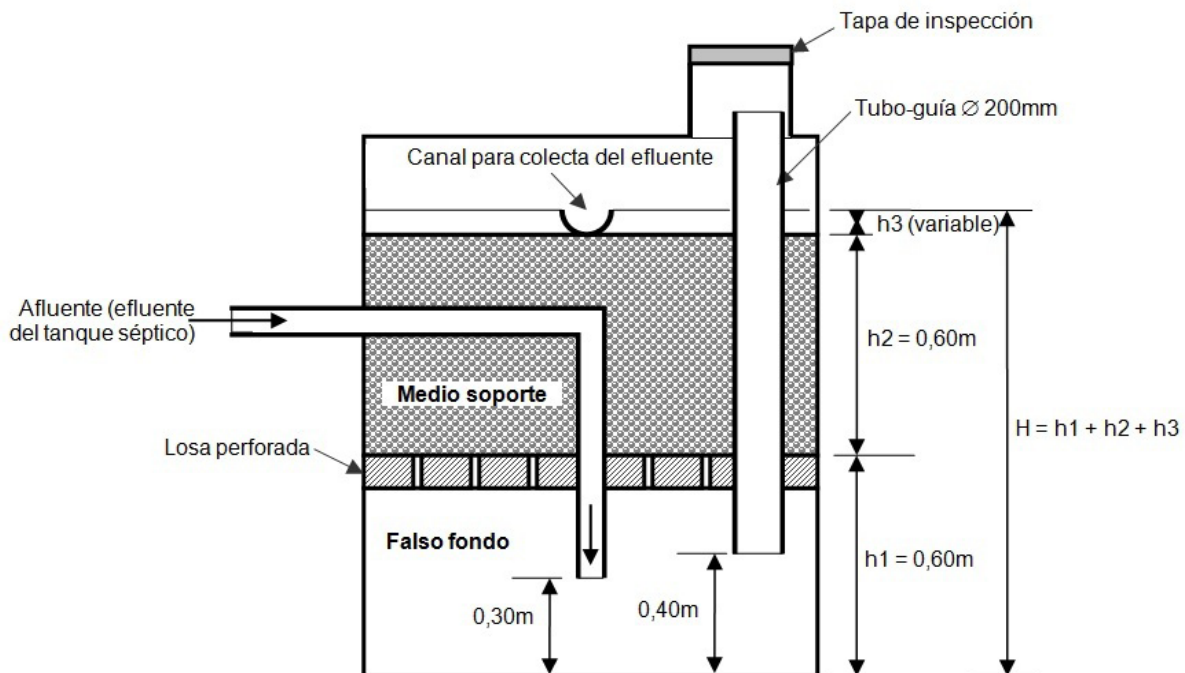


Fig. 5.15 - Dibujo esquemático de un filtro anaerobio cilíndrico, con falso fondo, entrada única y cobertura por medio de una losa

Fuente: adaptado de NBR 13.969 (ABNT, 1997)

5.3.2.2 Medio soporte

El propósito del material de soporte es retener sólidos en el interior del reactor, bien sea a través del biofilm formado en la superficie de dicho material soporte o a través de la retención de sólidos en los intersticios del medio o por debajo de éste. Las siguientes son las principales finalidades de la capa de soporte:

- actuar como un dispositivo para separar los sólidos de los gases;
- ayudar a promover la uniformidad de flujo en el reactor;
- mejorar el contacto entre los constituyentes del agua residual afluyente y los sólidos biológicos contenidos en el reactor;
- permitir la acumulación de gran cantidad de biomasa, con el correspondiente aumento del tiempo de retención celular;
- actuar como una barrera física, evitando que los sólidos sean arrastrados hacia fuera del sistema de tratamiento.

En el Cuadro 5.6 se presentan los principales requisitos deseables para materiales soporte de filtros anaerobios.

Cuadro 5.6. Requisitos de medios soporte para filtros anaerobios

Requisito	Objetivo
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Ser estructuralmente resistente 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Soportar el peso propio, adicionado al peso de los sólidos biológicos adheridos a su superficie
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Ser biológica y químicamente inerte 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ No haber reacción entre el lecho y los microorganismos
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Ser suficientemente ligero 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Evitar la necesidad de estructuras pesadas y caras y permitir la construcción de filtros relativamente más altos, lo que se refleja en una reducción del área necesaria para la instalación del sistema
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Poseer alta área específica 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Permitir adherencia de mayor cantidad de sólidos biológicos
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Poseer alta porosidad 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Permitir una mayor área libre disponible para la acumulación de bacterias y para disminuir la posibilidad de colmatación
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Posibilitar la colonización acelerada de los microorganismos 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Disminuir el tiempo de partida (también denominado "arranque") del reactor
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Presentar forma no achatada o lisa 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Garantizar una alta porosidad
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Precio reducido 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Viabilizar el proceso, desde el punto de vista técnico y económico

Fuente: Pinto & Chernicharo, 1996 (Adaptado de Souza, 1982 *apud* Carvalho, 1994)

■ Tipos de medio soporte

Varios tipos de materiales han sido utilizados como medio soporte en reactores biológicos, incluyendo: cuarzo, bloques cerámicos, concha de ostras y de mejillones, materiales calcáreos, anillos plásticos, cilindros, bloques modulares de PVC, granito, esferas de polietileno, bambú, entre otros.

Investigaciones recientes han demostrado la aplicabilidad y la viabilidad de una nueva alternativa de medio soporte para filtros anaerobios: la escoria de alto horno (Fig. 5.16). El período de utilización de éste material ya se extiende por más de 10 años y aún no se ha observado ningún tipo de indicios de su deterioro o aumento de colmatación del lecho. Las muestras tomadas para análisis demostraron la integridad de las piedras y la elevada capacidad de fijación de la biopelícula anaerobia (Pinto, 1995; Pinto y Chernicharo, 1996; Gomes, 2006).



Fig. 5.16 - Escoria de alto horno

La escoria de alto horno es un material obtenido en las siderúrgicas, en el proceso de reducción de la mena de hierro. La composición química de la escoria es determinada por los elementos que contribuyen en la formación: la ganga (material inerte del mineral), los fundentes (sustancias que auxilian a la fusión de los materiales) y las cenizas del combustible utilizado (carbón de madera o coque). Los principales componentes de las escorias son: sílice (SiO_2) y alúmina (Al_2O_3), provenientes de la ganga, y cal (CaO) proveniente del calcáreo

utilizado como fundente. La escoria fundida, al salir del alto horno a la temperatura de 1.400 °C, puede ser sometida a diferentes procesos de enfriamiento, que le confieren al material características particulares. La escoria, al salir del enfriamiento, no puede ser utilizada inmediatamente, necesitando de un tiempo de curado, o sea, un tiempo suficiente para que todas las reacciones químicas se procesen en su interior, tornándola un material inerte.

Desde las primeras investigaciones, en escala piloto, con la utilización de la escoria de alto horno para llenado de filtros anaerobios (Pinto & Chernicharo, 1996), se ha verificado una aplicación creciente de dicho material. Actualmente, su utilización es bastante diseminada en reactores en escala plena, particularmente en el Estado de Minas Gerais (Brasil). Además de su uso en filtros para tratamiento de aguas residuales domésticas, la escoria también ha sido aplicada como material de relleno en filtros anaerobios para tratamiento de efluentes de diferentes tipos de industrias, como por ejemplo los de industrias lácteas (Gomes, 2006).

Es importante resaltar que muchas veces se presenta dificultad para encontrar en el mercado el agregado con tamaño entre 2 y 3" (por ser menos comercial), hecho que muchas veces ha conducido a la utilización indebida de agregados con tamaños entre 1 y 2" como relleno de filtros anaerobios. Por otro lado, ya existen empresas distribuidoras que se especializan en la trituración de escoria de alto horno con granulometría entre 2 y 3", exactamente buscando alcanzar el mercado de tratamiento de aguas residuales domésticas y efluentes industriales en Brasil.

En el Cuadro 5.7 se presentan las principales características del material granular de escoria de alto horno utilizado en reactores anaerobios.

Cuadro 5.7. Principales características del material granular de escoria de alto horno utilizado como relleno en filtros anaerobios

Característica	Unidad	Valor
Tipo\$	-	Ácida*
Gradación	mm	50 a 76
Densidad	kg/m ³	1,4
Porosidad	%	50 a 55
Área superficial	m ² /m ³	~ 100
Costo	Reales/m ³	15,00 a 20,00

(*) resultante del proceso de fabricación de hierro-gusa a través de alto horno con utilización de carbón vegetal.

Además de la escoria de alto horno, se han investigado otros diversos materiales en Brasil, con el objetivo de reducir los problemas por colmatación del medio y los costos de implantación de los sistemas de tratamiento de aguas residuales, como por ejemplo los ladrillos cerámicos huecos, piedras trituradas y segmentos de conduit (Andrade Neto, 2000; Sousa & Chernicharo, 2005). Entre tales materiales, los segmentos de tubo conduit han encontrado aplicación cada vez más creciente, teniendo en cuenta sus excelentes características de porosidad (del orden de 95%), área superficial ($\sim 200 \text{ m}^2/\text{m}^3$) y peso ($55 \text{ kg}/\text{m}^3$); además del óptimo desempeño reportado para los filtros operados con ese tipo de medio soporte (Andrade Neto, 2000; Sousa, 2005; Sousa y Chernicharo, 2005).

Dicho material se obtiene a partir del corte de mangueras corrugadas de diámetro 1" (25 mm), utilizadas como ductos eléctricos, en pedazos con longitudes entre 25 y 30 mm (Figura 5.17). Los aspectos negativos de este material se refieren a su costo, aún relativamente elevado (para Brasil del orden de R\$200,00 a R\$300,00/ m^3), y a la dificultad en la obtención de los segmentos ya cortados en el tamaño de 25 a 30 mm.



Fig. 5.17 - Segmentos de conduit utilizados como relleno en reactores biológicos

■ **Medio soporte establecido por la norma NBR 13.969 (ABNT, 1997)**

De acuerdo con la norma NBR 13.969, el material de medio soporte del filtro puede ser piedra (con tamaños entre 2 y 3" ó entre 3 y 4"), piezas de plástico (en anillos o estructurados) u otros materiales resistentes al medio agresivo.

■ Colmatación del medio soporte

La colmatación o taponamiento del medio soporte ha sido una de las principales preocupaciones de los diseñadores y usuarios de filtros anaerobios. Estos problemas son más inherentes a los filtros anaerobios de flujo ascendente, con relleno de piedras y material triturado. Los filtros más modernos, rellenos con material plástico, no han presentado problemas de taponamiento, inclusive cuando las áreas superficiales específicas del medio soporte son bajas, del orden de $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Para minimizar los efectos de colmatación del medio, se deben prever dispositivos de limpieza, a lo largo de la altura del filtro, con el fin de promover la remoción del exceso de sólidos retenidos en el medio filtrante. También los aspectos operacionales son importantes para evitar el taponamiento del filtro, conforme será tratado en el Capítulo 6.

5.3.3 Factores hidráulicos que intervienen en el proceso

5.3.3.1 Recirculación del efluente

La función y los beneficios de la recirculación del efluente en los filtros anaerobios aún no se encuentran bien definidos. A través de experimentos realizados en laboratorios, se verifica que la aplicación de tasas de recirculación, de hasta 10 veces el caudal afluente, proporciona alguna mejoría en la eficiencia del sistema. Para valores por encima de la razón de recirculación de 10:1 se ha observado una reducción significativa en la eficiencia. Para el tratamiento de efluentes de tanques sépticos aplicados a aguas residuales domésticas generalmente no se hace necesaria la recirculación del efluente de filtros anaerobios ascendentes o descendentes, ello debido a que las concentraciones de materia orgánica afluentes al filtro anaerobio son normalmente bajas (Andrade Neto, 1997).

La recirculación del efluente no debe ser el primer método a utilizar para atenuar las condiciones transitorias de cargas afluentes. Las elevadas tasas de recirculación pueden provocar el incremento de las velocidades superficiales, con la consecuente pérdida de biomasa.

5.3.3.2 Velocidad superficial

Además del tiempo de retención hidráulica y de la recirculación del efluente, otros factores hidráulicos intervinientes en el proceso incluyen a la velocidad superficial y las variaciones de caudal. La velocidad superficial debe mantenerse por debajo del límite para el cual se observe pronunciada pérdida de sólidos en el efluente. En reactores en escala plena, la velocidad superficial, incluyendo el caudal de recirculación, es generalmente del orden de 2 m/h. La velocidad superficial máxima es función de la densidad de los sólidos suspendidos y de la magnitud de la granulación. Durante la partida o arranque del proceso deben mantenerse unas velocidades superficiales bajas con el fin de disminuir la pérdida de sólidos en el efluente. Durante el arranque, la recirculación del efluente puede favorecer el control del pH en el reactor, pero debe tenerse en cuenta que las velocidades superficiales (incluyendo la recirculación) no excedan a 0,4 m/h. Las tasas de recirculación pueden incrementarse gradualmente, conforme el reactor progrese en su maduración, aunque velocidades superficiales por encima de 1,0 m/h pueden provocar excesiva pérdida de sólidos.

Para el caso de filtros anaerobios diseñados de acuerdo con las directrices de la Norma NBR 13.969 (ABNT, 1997), tales velocidades superficiales no serán alcanzadas en ningún momento. Como la Norma recomienda alturas de 0,60 m, tanto para el falso fondo como para la capa de medio soporte, que deben ser adicionadas a la altura de la lámina de agua por encima del material de relleno (usualmente del orden de 10 cm), la altura útil del filtro estará en torno de 1,30 m (constante para cualquier volumen). Como consecuencia de esa pequeña altura, el área superficial del filtro siempre será elevada, lo que propicia velocidades ascensionales de flujo de aguas residuales bastante bajas. Tal verificación se realiza en el siguiente ejemplo.

Ejemplo 5.2

Determinar la velocidad superficial (v_s) máxima en un filtro anaerobio dimensionado de acuerdo con las directrices de la Norma NBR 13969 (ABNT 1997)

Valores adoptados:

- *Altura del falso fondo (incluyendo el espesor de la losa perforada): $h_1 = 0,60$ m*
- *Altura de la capa de medio soporte: $h_2 = 0,60$ m*
- *Altura de la lámina de agua por encima del material de relleno: $h_3 = 0,10$ m (adoptada,*

considerando que la canaleta de salida está constituida por medio tubo confeccionado a partir de una tubería de diámetro 200 mm)

- *Altura útil total: $H = h1 + h2 + h3 = 1,30 \text{ m}$*
- *Tiempo de retención hidráulica mínimo: $t = 12 \text{ h}$ (de acuerdo con el Cuadro 5.1)*
- *Porosidad del medio soporte: 50%*

Solución:

- *Cálculo del volumen del filtro (V):*
 $V = 1,60 \times Q \times t = 1,60 \times Q \times 12 \text{ h} = 19,2 \times Q$ (Ecuación 5.9)
- *Cálculo del área superficial del filtro (A) (Ecuación 5.10):*
 $A = V / H = (19,2 \times Q) / 1,30 = 14,8 \times Q$
- *Cálculo del área superficial útil, teniendo en cuenta la porosidad del medio soporte (Au):*
 $A_u = A \times 0,50 = 7,4 \times Q$
- *Cálculo de la velocidad superficial en el filtro (vs):*
 $v_s = Q / A = Q / (14,8 \times Q) = 0,067 \text{ m/h}$

Para obtener una velocidad de 0,4 m/h (máxima recomendada durante el arranque), el filtro tendría que ser operado con un tiempo de retención hidráulica del orden de 4,1 horas, muy inferior al mínimo recomendado por la Norma.

5.3.4 Relaciones de desempeño

Pese a que los estudios en escala piloto y de laboratorio contribuyan al desarrollo de relaciones entre los diversos factores de diseño y operacionales, aun no se ha logrado desarrollar una relación general y de aceptación irrestricta que pueda ser utilizada para el diseño de filtros anaerobios en escala plena.

Young (1991) reunió datos operacionales de diversos filtros anaerobios y los correlacionó estadísticamente, con el objetivo de determinar los parámetros que más influenciaban en el desempeño del sistema. Entre los parámetros analizados en las pruebas de regresión lineal de variables múltiples se incluyeron:

- tiempo de retención hidráulica;
- concentración del agua residual;
- área superficial del medio soporte;
- pendiente de las placas corrugadas de medio soporte;
- carga orgánica volumétrica.

Los estudios estadísticos indicaron que el tiempo de retención hidráulica fue el parámetro que más influenció la eficiencia de remoción de DQO del sistema, tanto para reactores rellenos con medio sintético como con piedras.

En relación a los módulos corrugados, el incremento del área superficial pareció no influir significativamente en la eficiencia del sistema, mientras que el tamaño de los espacios vacíos y la geometría del material corrugado mostraron tener influencia sobre la eficiencia de los reactores. También la introducción de la pendiente de las placas corrugadas en el modelo de regresión lineal reflejó una correlación positiva entre los datos analizados.

La relación general capaz de describir el desempeño de los filtros anaerobios al tratar diferentes tipos de efluentes fue propuesta por Young (1991):

$$E = 100 \times (1 - S_k \times t^{-m}) \quad (5.2)$$

En la que:

E : eficiencia del sistema (%);

t : tiempo de retención hidráulica (h);

S_k : coeficiente del sistema;

m : coeficiente del medio soporte.

Se debe resaltar que esta relación sirve para estimar, con relativa precisión, el desempeño de reactores en escala plena y de laboratorio, cuando los mismos utilizan medios soporte sintéticos del tipo *crossflow*, con un área superficial de cerca de 100 m²/m³. Para tal situación, los coeficientes S_k y m asumen valores de 1,0 y 0,55, respectivamente. Para reactores con lecho de piedras, el valor del coeficiente m es de cerca de 0,40.

La eficiencia del tratamiento también se relaciona con la temperatura, por medio de la siguiente expresión:

$$E_t = 1 - (1 - E_{30})^{\theta(T-30)} \quad (5.3)$$

Donde:

E_T : eficiencia del proceso a la temperatura "T" (°C);

E_{30} : eficiencia del proceso a la temperatura de 30°C;

T : temperatura operacional (°C);

θ : coeficiente de temperatura (1,02 a 1,04).

5.3.5 Criterios y parámetros de diseño

La utilización de filtros anaerobios para el tratamiento de aguas residuales domésticas ha sido principalmente para el pulimento de efluentes de tanques sépticos y de reactores UASB. En esa configuración en serie, las siguientes son las prescripciones para su dimensionamiento:

5.3.5.1 Tiempo de retención hidráulica

El tiempo de retención hidráulica se refiere al tiempo medio de permanencia del líquido en el interior del filtro, el cual se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$t = \frac{V}{Q} \quad (5.4)$$

En la que:

t : tiempo de retención hidráulica (h)

V : volumen del filtro anaerobio (m³)

Q : caudal medio afluente al filtro anaerobio (m³/h)

Para el caso de filtros anaerobios aplicados al pos-tratamiento de efluentes de reactores anaerobios, los criterios y parámetros de diseño aun son muy escasos. Fruto de las investigaciones desarrolladas en Brasil en el ámbito del Programa de Investigación en Saneamiento Básico "Programa de Pesquisa em Saneamento Básico – PROSAB" (Gonçalves *et al.*, 2001), utilizando filtros anaerobios rellenos con lecho de piedras para el pulimento de efluentes de tanques sépticos y de reactores UASB, se observó que los mismos son capaces

de producir efluentes que atienden a estándares menos restrictivos de vertimiento ($\text{DBO} \leq 60 \text{ mg/L}$, $\text{SST} \leq 40 \text{ mg/L}$) al ser operados con tiempos de retención hidráulica del orden de **4 a 10 horas**.

Al tratarse de filtros anaerobios utilizados para el pos-tratamiento de efluentes de tanques sépticos, dimensionados de acuerdo con las disposiciones de la Norma NBR 13.969 (ABNT, 1997), los tiempos de retención hidráulica varían entre 0,5 e 1,17 días, tal como consta en el Cuadro 5.8.

Cuadro 5.8. Tiempos de retención hidráulica recomendados por la NBR 13.969/1997 para el diseño de filtros anaerobios, según rangos de caudal y de temperatura del agua residual

Caudal (Q) (L/d)	Tiempo de retención hidráulica (día)		
	$t < 15 \text{ }^\circ\text{C}$	$10 \leq t \leq 25 \text{ }^\circ\text{C}$	$t > 25 \text{ }^\circ\text{C}$
Hasta 1500	1,17	1,00	0,92
Entre 1501 y 3000	1,08	0,92	0,83
Entre 3001 y 4500	1,00	0,83	0,75
Entre 4501 y 6000	0,92	0,75	0,67
Entre 6001 y 7500	0,83	0,67	0,58
Entre 7501 y 9000	0,75	0,58	0,50
Mayor a 9000	0,75	0,50	0,50

Fuente: NBR 13.969 (ABNT, 1997)

5.3.5.2 Temperatura

Los filtros anaerobios pueden operarse satisfactoriamente bajo temperaturas en el rango de 25 a 38 °C. Normalmente, la degradación de aguas residuales complejas, que tienen a la hidrólisis como primera etapa del proceso de fermentación, requiere temperaturas por encima de los 25°C. De otra forma, la hidrólisis se puede convertir en la etapa limitante del proceso.

Observaciones realizadas en reactores operando en escala real y de laboratorio indican que los cambios de temperatura, con corta duración, son capaces de provocar mayores

cambios en la eficiencia de remoción de DQO, que si los reactores fuesen operados en dos temperaturas diferentes, pero constantes.

Pese a la recomendación de que los filtros anaerobios sean operados en el rango de temperatura de 25 a 38 °C, se observaron resultados aun satisfactorios para filtros operando bajo rangos de temperatura entre 20 y 25 °C (e incluso menores), especialmente al ser aplicados al pos-tratamiento de efluentes de tanques sépticos y reactores UASB (Gonçalves *et al.*, 2001).

5.3.5.3 Altura de la capa de medio soporte

Con base en la experiencia brasilera y en las investigaciones desarrolladas en el ámbito del Programa PROSAB (Gonçalves *et al.*, 2001), al utilizarse filtros anaerobios rellenos con lecho de piedras para el pulimento de efluentes de tanques sépticos y de reactores UASB, se puede recomendar, para la mayoría de las condiciones de aplicación de filtros anaerobios, que la altura del medio soporte deberá estar comprendida entre **0,8 y 3,0 m**. El límite superior de altura del medio soporte es más adecuado para reactores con menor riesgo de obstrucción del lecho, lo que depende, principalmente, del sentido del flujo, del tipo de material de relleno y de las concentraciones del afluente. Un valor más usual se debe situar en torno de 1,5 m.

En el caso de filtros anaerobios utilizados para el pos-tratamiento de efluentes de tanques sépticos, dimensionados según las disposiciones de la Norma NBR 13.969 (ABNT, 1997), las alturas del falso fondo y de la capa soporte recomendadas son las constantes del Cuadro 5.5. Ver también la Figura 5.15.

5.3.5.4 Tasa de aplicación superficial

La tasa de aplicación hidráulica superficial se refiere a la cantidad de aguas residuales aplicadas diariamente al filtro anaerobio, por unidad de área del medio soporte del filtro, calculada a través de la Ecuación 5.5.

$$q_s = \frac{Q}{A} \quad (5.5)$$

En la que:

q_s : tasa de aplicación hidráulica superficial ($\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$)

Q : caudal medio afluente al filtro anaerobio (m^3/d)

A : área de la superficie libre del medio soporte (m^2)

Como fruto de las investigaciones desarrolladas en el ámbito del Programa PROSAB (Gonçalves *et al.*, 2001), al utilizarse filtros anaerobios rellenos con lecho de piedras, para el pulimento de efluentes de tanques sépticos y de reactores UASB, se observó que tales filtros son capaces de producir efluentes de buena calidad cuando son operados con tasas de aplicación hidráulica superficial del orden de **6 a 15 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$** .

5.3.5.5 Carga orgánica volumétrica

La carga orgánica volumétrica se refiere a la cantidad de materia orgánica aplicada diariamente al filtro anaerobio, por unidad de volumen del filtro o de volumen del medio soporte, calculada a través de la Ecuación 5.6.

$$C_v = \frac{Q \times S_0}{V} \quad (5.6)$$

Donde:

C_v : carga orgánica volumétrica ($\text{kgDBO}/\text{m}^3.\text{d}$)

Q : caudal medio afluente al filtro anaerobio (m^3/d)

S_0 : concentración de DBO del agua residual afluente al filtro anaerobio (kgDBO/m^3)

V : volumen total del filtro o volumen ocupado por el medio soporte (m^3)

Aunque los filtros anaerobios han sido proyectados para soportar cargas orgánicas de hasta 16 $\text{kgDQO}/\text{m}^3.\text{d}$ (considerando el volumen total), las cargas operacionales generalmente no sobrepasan los 12 $\text{kgDQO}/\text{m}^3.\text{d}$, excepto cuando las aguas residuales presentan concentraciones superiores a 12.000 mgDQO/L . Ello implica la existencia de una concentración por encima de la cual los filtros pasan a ser dimensionados por el criterio

de carga orgánica. Por debajo de esa concentración, el dimensionamiento se realiza por la carga hidráulica. De esta manera, el proyecto de diseño de filtros anaerobios para tratamiento de aguas residuales domésticas estará siempre regido por el parámetro tiempo de retención hidráulica.

De la misma forma que para la tasa de aplicación superficial, las investigaciones realizadas en el ámbito de PROSAB indicaron que los filtros anaerobios son capaces de producir efluentes de buena calidad cuando los mismos son operados con cargas orgánicas volumétricas del orden de **0,15 a 0,50 kgDBO/m³.d**, tomando como referencia el volumen total del filtro, y de **0,25 a 0,75 kgDBO/m³.d**, para el volumen de la capa de medio soporte.

5.3.5.6 Sistema de distribución y colecta del efluente

Un aspecto muy importante en el diseño de filtros anaerobios hace referencia al detallado de los dispositivos de entrada y salida de las aguas residuales, puesto que la eficiencia del sistema de tratamiento depende sustancialmente de la buena distribución del flujo en el falso fondo y en la capa de medio soporte, y esta se encuentra condicionada a la correcta previsión de dichos dispositivos de entrada y salida. La equitativa distribución del agua residual mejora el contacto de esta con la biomasa y disminuye la ocurrencia de zonas muertas.

En filtros anaerobios ascendentes, se ha utilizado, en la práctica, un tubo de distribución de flujo para cada **2,0 a 4,0 m²** de área de fondo del filtro. En las Figuras 5.18 y 5.19 se muestra el dispositivo de distribución del agua residual, por medio de tubos perforados, y la canaleta de colecta del efluente. En dichas figuras se pueden observar también los detalles del falso fondo y de la losa perforada que sustenta el medio soporte.

Para filtros anaerobios utilizados en el pos-tratamiento de efluentes de tanques sépticos, dimensionados de acuerdo con las disposiciones de la Norma NBR 13.969 (ABNT, 1997), la distribución del afluente se realiza por medio de tubería vertical, centrada, que dista 0,30 m del fondo del filtro (ver Figura 5.15). Para los casos en que el dimensionamiento del filtro resulte en áreas superficiales superiores a 3,0 m² (diámetro = 1,75 m), se deberán prever tuberías de distribución adicionales, equidistantes en relación al área de fondo.



Fig. 5.18 - Dispositivo de distribución de aguas residuales, en el fondo de un filtro anaerobio (ETAR Rio Doce - Ipatinga - COPASA MG)

Fuente: Gonçalves *et al.* (2001)

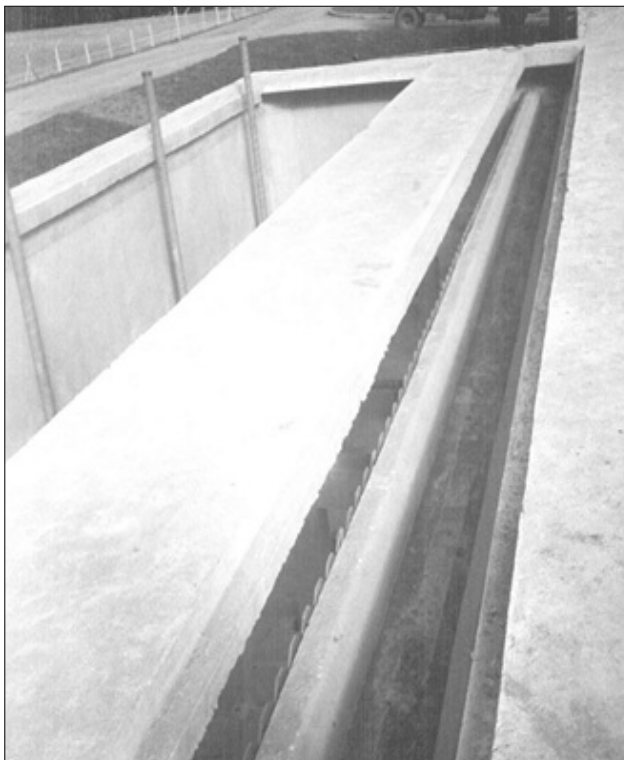


Fig. 5.19 - Canaleta de colecta de efluente, en la parte superior de un filtro anaerobio (ETAR Rio Doce - Ipatinga - COPASA MG)

Fuente: Gonçalves *et al.* (2001)

5.3.5.7 Dispositivos para muestreo y remoción de lodo

Los dispositivos para muestreo y remoción de lodo se destinan, principalmente, al monitoreo del crecimiento y de la calidad de la biomasa en el reactor, posibilitando mayores acciones de control sobre los sólidos en el sistema. Por ejemplo, los efectos de colmatación o de taponamiento del medio soporte pueden evitarse, si se implementa una adecuada rutina de descarte de sólidos, según se describirá en el Capítulo 6.

De esa forma, el proyecto de filtros anaerobios debe propiciar facilidades para el muestreo y remoción periódica de lodo, previéndose dispositivos y accesos adecuados y suficientes. Para el caso de filtros ascendentes, con falso fondo, ha sido común la previsión de por lo menos dos muestreadores de lodo, uno junto al fondo y otro inmediatamente por debajo de la losa de falso fondo, con el fin de permitir el monitoreo de la concentración y de la altura del lecho de lodo. Adicionalmente, se puede prever otros muestreadores de lodo a lo largo de la altura del medio soporte (cada 0,5 o 1,0 m). Tales muestreadores auxilian, sobremanera, el planeamiento del descarte de lodo excedente, antes que este pueda influenciar negativamente el eventual taponamiento y colmatación del medio soporte. La Figura 5.20 ilustra dispositivos para muestreo y remoción de lodo en filtros anaerobios.

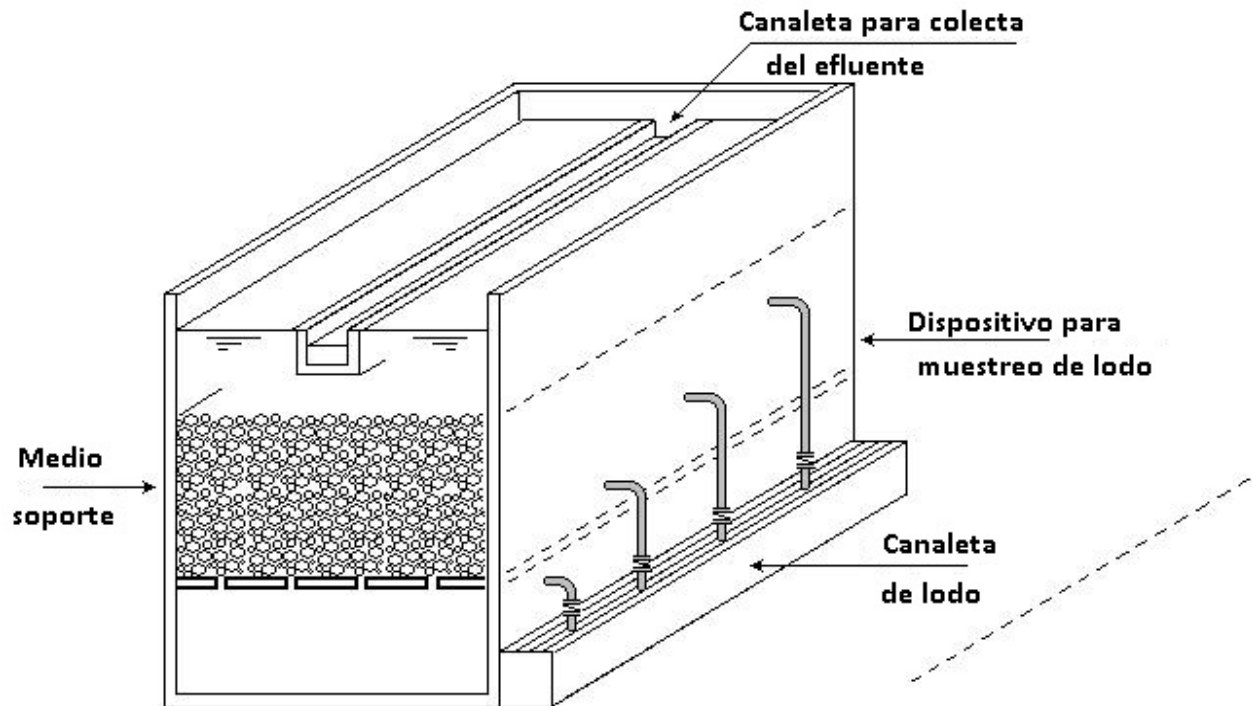


Fig. 5.20 - Dispositivos para muestreo y remoción de lodo en filtros anaerobios

5.3.5.8 Eficiencias de los filtros anaerobios

Las eficiencias esperadas para los filtros anaerobios pueden ser estimadas a partir de la relación de desempeño presentada a través de la Ecuación 5.2. Como dicha relación es empírica, teniendo como principales variables dependientes el tiempo de retención hidráulica y las características del medio soporte, la misma no deberá tener un uso generalizado. van Haandel & Lettinga (1994) proponen otras constantes empíricas para la Ecuación 5.2, obtenidas a partir del ajuste de datos experimentales de diferentes investigaciones con filtros anaerobios, que pasa a ser expresada como:

$$E = 100 \times (1 - 0,87 \times t^{-0,50}) \quad (5.7)$$

Donde:

E : eficiencia del filtro anaerobio (%);

t : tiempo de retención hidráulica (h);

0,87: constante empírica (coeficiente del sistema);

0,50: constante empírica (coeficiente del medio soporte)

Sin embargo, van Haandel & Lettinga (1984) resaltan la limitación de la Ecuación 5.7 en dos aspectos:

- la ausencia de relatos sobre la utilización de filtros anaerobios, en escala real, tratando aguas residuales domésticas;
- el número bastante limitado de datos utilizados para la determinación de las constantes empíricas de la Ecuación 5.7, que entre sí presentan grandes desviaciones.

Trabajos de investigación en escala piloto, utilizando filtros anaerobios como unidades aisladas de tratamiento de aguas residuales domésticas, precedidos solamente por dispositivos de tratamiento preliminar (rejillas finas y desarenador), reportaron eficiencias medias de remoción de DBO y DQO que variaron entre 68 y 79%. Estos resultados fueron obtenidos para filtros operando con caudal constante y tiempos de retención hidráulica que variaron entre 6 y 8 horas (Pinto, 1995).

Para filtros anaerobios utilizados como unidades de pos-tratamiento de efluentes de reactores UASB, las eficiencias de remoción de DBO esperadas para el sistema integrado varían entre el 75 y el 85%, siempre y cuando las unidades de tratamiento sean bien operadas y las temperaturas medias del agua residual en los meses más fríos sean superiores a los 20 °C.

Los valores de eficiencias de remoción de contaminantes esperables en filtros anaerobios dimensionados de acuerdo con las directrices de la Norma NBR 13.969 (ABNT, 1997) son: DBO entre 40 y 75%, DQO entre 40 y 70% y SST entre 60 y 90%. Los valores límites inferiores se refieren a temperaturas del agua residual por debajo de 15°C, mientras que los valores límites superiores son para temperaturas por encima de los 25°C.

Determinación de la concentración del efluente final

A partir de la eficiencia esperada para el sistema, se puede estimar la concentración de DQO o de la DBO en el efluente final según la siguiente expresión.

$$S = S_0 - \frac{E \times S_0}{100} \tag{5.8}$$

En la que:

- S : concentración de DBO/DQO efluente (mg/L);
- S₀: concentración de DBO/DQO afluente (mg/L);
- E : eficiencia de remoción de DBO/DQO (%).

5.3.5.9 Resumen de los criterios y parámetros de diseño

Un resumen de los principales criterios y parámetros que rigen el diseño de filtros anaerobios, aplicados al pos-tratamiento de efluentes de reactores anaerobios, según lo abordado en los ítems anteriores, se presenta en el Cuadro 5.9.

Cuadro 5.9 Criterios y parámetros para el diseño de filtros anaerobios, utilizados en el pos-tratamiento de efluentes de reactores anaerobios

Criterio/parámetro de diseño	Rango de valores, en función del caudal		
	Para Q _{medio}	Para Q _{máximo diaria}	Para Q _{máximo horario}
Medio soporte	Piedra	Piedra	Piedra
Profundidad del medio soporte (m)	0,8 a 3,0	0,8 a 3,0	0,8 a 3,0
Tiempo de retención hidráulica* (h)	5 a 10	4 a 8	3 a 6
Tasa de aplicación superficial (m ³ /m ² .d)	6 a 10	8 a 12	10 a 15
Carga orgánica (kgDBO/m ³ .d)	0,15 a 0,50	0,15 a 0,50	0,15 a 0,50
Carga orgánica en el medio soporte (kgDBO/m ³ .d)	0,25 a 0,75	0,25 a 0,75	0,25 a 0,75

* La adopción de los límites inferiores de tiempo de retención hidráulica para el dimensionamiento de filtros anaerobios requiere cuidados especiales con relación al tipo de relleno, a la presencia de SST en el afluente y a la altura de la capa de relleno. Además de eso, la rutina operacional demandará una mayor frecuencia de descarte de lodo, con el fin de evitar problemas de colmatación del relleno.

Fuente: Gonçalves *et al.* (2001)

La consolidación de criterios y parámetros de diseño para filtros anaerobios, utilizados como unidades de tratamiento de efluentes de tanques sépticos y dimensionados de acuerdo con las disposiciones de la Norma NBR 13.969 (ABNT, 1997), se encuentra plasmada en el Cuadro 5.5.

5.3.6 Dimensionamiento de filtros anaerobios según la Norma NBR 13.969 (ABNT, 1997)

En Brasil el dimensionamiento de filtros anaerobios para pulimento de efluentes de tanques sépticos de pequeño tamaño ha sido realizado de acuerdo con la Norma NBR 13.969 (ABNT, 1997). En dicha configuración en serie, las prescripciones que brinda la Norma Brasileira para su dimensionamiento son las siguientes:

5.3.6.1 Cálculo del volumen útil

$$V = 1,60 \times N \times C \times t \quad (5.9)$$

En la que:

V: volumen total del filtro anaerobio (m³);

N: número de personas o unidades de contribución (hab o unid.);

C: contribución de aguas residuales, según lo presentado en el Cuadro 5.2 (L/hab.d o L/unid.d);

t: tiempo de retención hidráulica del agua residual, con base en lo presentado en el Cuadro 5.9 (d).

5.3.6.2 Determinación de la sección horizontal

$$A = \frac{V}{H} \quad (5.10)$$

Donde:

A: área del filtro anaerobio (m²);

V: volumen total del filtro anaerobio (m³);

H: profundidad útil del filtro anaerobio (m)

Ejemplo 5.3

Dimensionar un sistema de filtros anaerobios para operar después de tanques sépticos, de acuerdo con las disposiciones de la Norma NBR 13969/1997, conociendo los siguientes datos del proyecto:

- Población contribuyente al sistema: $N = 50$ personas;
- Estrato de las residencias contribuyentes: medio;
- Profundidad útil del filtro: $H = 1,30$ m (ver Cuadro 5.5);
- Concentración de DBO del agua residual afluyente al tanque séptico: $S_0 = 300$ mg/L;
- Temperatura media del mes más frío: $T = 20$ °C;
- Eficiencia esperada del sistema (tanque séptico + filtro anaerobio) en términos de remoción de DBO: $E = 75\%$.

Solución:

1. Adopción de la contribución per cápita de agua residual: Considerando la no disponibilidad de datos específicos locales, como en el ejemplo 5.1, se puede adoptar el valor de contribución per cápita de aguas residuales (C) de acuerdo con el Cuadro 5.2. Para residencias de estrato medio de tiene:
 - Contribución per cápita de agua residual: $C = 130$ L/hab.día
2. Cálculo de la contribución diaria de agua residual (Q):
 - $Q = N \times C = 50 \text{ hab} \times 130 \text{ L/hab.día} = 6.500 \text{ L/día}$
3. Adopción del tiempo de retención hidráulica (t):
 - Para Q entre 6.001 y 7.500 L/d y T entre 15 y 25 °C (Cuadro 5.9), se tiene $t = 0,67$ días (16 horas)
4. Cálculo del volumen del filtro anaerobio (Ecuación 5.9):
 - $V = 1,60 \times N \times C \times t$
 - $V = 1,60 \times 50 \text{ hab} \times 130 \text{ L/hab.d} \times 0,67 \text{ d} = 6.968 \text{ L (7,0 m}^3\text{)}$
5. Determinación de la sección transversal del filtro (Ecuación 5.10):
 - $A = V/H = 7,0/1,30 \approx 5,4 \text{ m}^2$

Para esa área, se podría adoptar un filtro de sección cuadrada de 2,35 m x 2,35 m, o de sección circular con diámetro igual a 2,65 m. Como siempre es recomendado, se prevé por lo menos dos unidades, cada filtro pasaría a tener un área de 2,7 m² (1,65 m x 1,65 m o Ø 1,85 m).

6. Estimación de la concentración de DBO del efluente final (Ecuación 5.8):

- $S = S_0 - (E \times S_0)/100$
- $S = 300 - (75\% \times 300)/100 = 75 \text{ mg/L}$

5.3.7 Dimensionamiento de filtros anaerobios de mayor tamaño

Aunque la mayor utilización de filtros anaerobios aun sea para el pulimento de efluentes de tanques sépticos de tamaño pequeño, algunos sistemas de tratamiento de aguas residuales domésticas de mediano y gran tamaño ya emplean filtros anaerobios para el pos-tratamiento de efluentes de otros tipos de reactores anaerobios, particularmente de reactores UASB. A continuación se presenta un ejemplo de dimensionamiento para dicha configuración en serie.

Ejemplo 5.4

Dimensionar un filtro anaerobio para el pos-tratamiento de los efluentes generados en un reactor UASB, conociéndose los siguientes elementos del proyecto:

- Población: $P = 20.000 \text{ hab}$
- Caudal afluente medio: $Q_{\text{med}} = 3.000 \text{ m}^3/\text{d}$
- Caudal afluente máximo diario: $Q_{\text{máx-d}} = 3.600 \text{ m}^3/\text{d}$
- Caudal afluente máximo horario: $Q_{\text{máx-h}} = 5.400 \text{ m}^3/\text{d}$
- Carga orgánica afluente al reactor UASB: $CO_{\text{A-UASB}} = 1.000 \text{ kgDBO/d}$
- DBO media afluente al reactor UASB: $S_{0\text{-UASB}} = 333 \text{ mg/L}$
- Eficiencia de remoción de DBO esperada para el reactor UASB: 70%
- Carga orgánica afluente al filtro anaerobio (FA): $CO_{\text{A-FA}} = 300 \text{ kgDBO/d}$
- DBO media afluente al FA: $S_{0\text{-FA}} = 100 \text{ mg/L}$

Solución:**1. Adoptar el tiempo de retención hidráulica (t)**

De acuerdo con el Cuadro 5.9, los filtros anaerobios deben ser diseñados para un t entre 3,0 y 10,0 horas.

Valor adoptado: $t = 8$ horas (para Q_{med})

2. Cálculo del volumen del filtro, de acuerdo con la Ecuación 5.4 (V)

$$V = (Q \times t) = [(3.000 \text{ m}^3/\text{d}) / (24 \text{ h/d})] \times 8 \text{ h} = 1.000 \text{ m}^3$$

3. Adoptar la profundidad para el medio soporte y para el filtro:

De acuerdo con el Cuadro 5.9, los filtros anaerobios deben diseñarse con alturas de medio soporte entre 0,80 y 3,00 m. Valor adoptado para el medio soporte: $h_1 = 1,50$ m

También se debe definir la altura del falso fondo (h_2) y de la lámina libre hasta la canaleta de colecta del efluente (h_3). Valores adoptados: $h_2 = 0,60$ m y $h_3 = 0,30$ m

La profundidad total resultante para el filtro será:

$$H = h_1 + h_2 + h_3 = 1,50 + 0,60 + 0,30 = 2,40 \text{ m}$$

4. Cálculo del área del filtro anaerobio (A)

$$A = V / H = (1.000 \text{ m}^3) / (2,40 \text{ m}) = 416,7 \text{ m}^2$$

5. Cálculo del volumen de la capa de medio soporte (V_{soporte})

$$V_{\text{soporte}} = A \times h_1 = 416,7 \text{ m}^2 \times 1,50 \text{ m} = 625,1 \text{ m}^3$$

6. Verificación de la tasa de aplicación hidráulica superficial (q_d), de acuerdo con la Ecuación 5.5

$$\text{Para } Q \text{ medio: } q_{S1} = Q_{\text{med}} / A = (3.000 \text{ m}^3/\text{d}) / (416,7 \text{ m}^2) = 7,2 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$$

$$\text{Para } Q \text{ máximo diario: } q_{S2} = Q_{\text{máx-d}} / A = (3.600 \text{ m}^3/\text{d}) / (416,7 \text{ m}^2) = 8,6 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$$

$$\text{Para } Q \text{ máximo horario: } q_{S3} = Q_{\text{máx-h}} / A = (5.400 \text{ m}^3/\text{d}) / (416,7 \text{ m}^2) = 13,0 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$$

Se verifica, de acuerdo con el Cuadro 5.9, que los valores de las tasas de aplicación hidráulica superficial están comprendidos dentro de los rangos de valores recomendados, para las tres condiciones de caudal aplicadas.

7. Verificación de la carga orgánica volumétrica media aplicada al filtro anaerobio y a la capa de medio soporte (C_v), de acuerdo con la Ecuación 5.6

$$C_{v1} = (Q \times S_0) / V = [(3.000 \text{ m}^3/\text{d}) \times (0,100 \text{ kgDBO}/\text{m}^3)] / (1.000 \text{ m}^3) = 0,30 \text{ kgDBO}/\text{m}^3.\text{d}$$

$$C_{v2} = (Q \times S_0) / V_{\text{soporte}} = [(3.000 \text{ m}^3/\text{d}) \times (0,100 \text{ kgDBO}/\text{m}^3)] / (625,1 \text{ m}^3) = 0,48^* \text{ kgDBO}/\text{m}^3.\text{d}$$

(*) En la práctica, se observa que una gran parte de la carga orgánica afluyente es removida en la parte inferior (falso fondo) del filtro anaerobio, haciendo que las cargas orgánicas volumétricas aplicadas al medio soporte sean bastante inferiores.

8. Determinación de las dimensiones del filtro

Adoptar 2 filtros de sección cuadrada, cada uno con un área de 208,8 m² (14,45 m x 14,45 m)

9. Estimación de la eficiencia del filtro anaerobio (E), de acuerdo con la Ecuación 5.7:

$$E = 100 \times (1 - 0,87 \times t^{-0,50}) = 100 \times (1 - 0,87 \times 8^{-0,50}) = 69\%$$

Nota: la eficiencia calculada debe ser adoptada con cierta reserva, teniendo en cuenta las limitaciones de la Ecuación 5.7.

10. Estimación de la concentración de DBO del efluente final (Ecuación 5.8):

$$S = S_0 - (E \times S_0)/100 = 100 - (69\% \times 100)/100 = 31 \text{ mg/L}$$

5.4 REACTORES DE MANTO DE LODO

5.4.1 Preliminares

La utilización de reactores de manto de lodo para tratamiento de aguas residuales domésticas ya es una realidad en Brasil y en otros países tropicales, principalmente en Colombia, India y, más recientemente, en países del oriente medio y África. Las experiencias exitosas en esos países son un fuerte indicador del potencial de los reactores de manto de lodo para el tratamiento de este tipo de aguas residuales.

El proceso anaerobio a través de reactores de manto de lodo presenta innumerables ventajas en relación a los procesos aerobios convencionales, principalmente cuando se aplican en lugares de clima caliente, como es el caso de la mayoría de los países en vías de desarrollo. En tales situaciones, se puede esperar un sistema con las siguientes características principales:

- Sistema compacto, con baja demanda de área;
- Bajo costo de implantación y de operación;
- Baja producción de lodo;
- Bajo consumo de energía (solamente en la bomba usada para subir el nivel del líquido a la entrada del sistema, cuando sea el caso);
- Satisfactoria eficiencia de remoción de DQO y DBO, del orden de 65 a 75%;
- Posibilidad de rápido reinicio, inclusive después de paralizaciones largas;
- Elevada concentración y buena deshidratabilidad del lodo excedente;

Aunque los reactores UASB incluyen amplias ventajas, principalmente en lo que respecta a requisitos de área, simplicidad y bajos costos de proyecto, implantación, operación y mantenimiento, se le atribuyen también algunas desventajas:

- Posibilidad de emanación de malos olores;
- Baja capacidad del sistema para tolerar cargas tóxicas;
- Elevado intervalo de tiempo necesario para el arranque del sistema;
- Necesidad de una etapa de pos-tratamiento.

En las situaciones en que el agua residual es predominantemente doméstica, la presencia de compuestos de azufre y de materiales tóxicos usualmente ocurre en niveles muy bajos, siendo perfectamente tolerables por el sistema de tratamiento. Cuando se encuentra bien diseñado, construido y operado, el sistema no debe presentar problemas de mal olor y de fallas debido a la presencia de elementos tóxicos y/o inhibidores.

En cuanto al arranque del sistema, este puede ser realmente lento (4 a 6 meses), pero solamente en situaciones en que no son utilizados inóculos. En los últimos años, con la utilización de metodologías de arranque bien fundamentadas y con el establecimiento de rutinas operacionales adecuadas, se han logrado significativos avances, en el sentido de disminuir el período de arranque de los sistemas y de minimizar los problemas operacionales en esa fase. En situaciones ya relatadas (Chernicharo & Borges, 1996), cuando fueron utilizadas pequeñas cantidades de inóculo (menor al 4% del volumen del reactor), el período de arranque fue reducido a 2 o 3 semanas. De cualquier manera, las cualidades de la biomasa a ser desarrollada en el sistema dependerán de una rutina operacional adecuada y, por consiguiente, de la estabilidad y de la eficiencia del proceso de tratamiento. En el Capítulo 6 se presentan mayores informaciones sobre el arranque de reactores anaerobios.

Pese a las grandes ventajas de los reactores de manto de lodo, la calidad del efluente producido usualmente no se enmarca dentro de los padrones o estándares establecidos por la legislación ambiental. En el caso de Brasil, tal aspecto gana relevancia en la medida en que los órganos ambientales estatales han intensificado su fiscalización y han actuado de manera efectiva en cuanto al licenciamiento ambiental de nuevos proyectos en el sector de saneamiento para el caso de Colombia, situación similar se ha presentado por parte de las Corporaciones Autónomas Regionales. Aunque no existan muchas experiencias que consoliden y traten conjuntamente la cuestión del *tratamiento anaerobio* y del *pos-tratamiento*, algunos avances importantes ya se han obtenido en ese sentido, según lo reportado por Chernicharo (2001) así como lo que se presentará en el Capítulo 7.

Los proyectos de reactores de manto de lodo son sencillos, no demandan la implantación de equipos sofisticados o de medios soporte para la retención de la biomasa. Pese al conocimiento acumulado sobre los reactores UASB, aun no hay una guía clara y sistematizada, accesible a los diseñadores, sobre el dimensionamiento de tales reactores. Es reconocida la importancia de que los diversos criterios y parámetros de diseño de reactores UASB sean expresados de una forma comprensible y secuencial, permitiendo el dimensionamiento de las cámaras de reacción, decantación y captura de gases.

5.4.2 Principios del proceso

Se procede, inicialmente, a la inoculación del reactor con cantidades suficientes de lodo anaerobio, continuando en seguida su alimentación en baja tasa, de modo ascendente. Este período inicial es referido como *start up*, arranque o partida del sistema, constituyéndose en la fase más importante de la operación del reactor. La tasa de alimentación del reactor debe ser incrementada progresivamente, de acuerdo con el éxito de la respuesta del sistema, ocurriendo, después de algunos meses de operación, el desarrollo de un lecho de lodo bastante concentrado (4% a 10%, o sea, en torno de 40 a 100 gST/L) junto al fondo del reactor. El lodo es muy denso y con excelentes características de sedimentación. Puede presentarse el desarrollo de gránulos de lodo (diámetros de 1 a 5 mm), dependiendo de la naturaleza del lodo de inoculación, de las características del agua residual y de las condiciones operacionales del reactor.

Por encima del lecho de lodo, se desarrolla una zona de crecimiento bacteriano más disperso, denominada manto de lodo, en que los sólidos presentan velocidades de sedimentación más bajas. La concentración de lodo en esa zona usualmente varía entre 1,5 y 3%. El sistema es automezclado por el movimiento ascendente de las burbujas de biogás y del flujo de agua residual a través del reactor. Durante el arranque del sistema, cuando la producción de biogás es usualmente baja, se puede hacer necesaria alguna forma de mezcla adicional, como, por ejemplo, por medio de la recirculación del gas o del efluente. La remoción del substrato ocurre a través de todo el lecho y del manto de lodo, aunque esta sea más pronunciada en el lecho de lodo.

Con el movimiento ascendente de las burbujas de gas, ocurre el arrastre de lodo, siendo necesaria la instalación de un separador trifásico (gases, sólidos y líquidos) en la parte superior del reactor, de tal forma que permita la retención y el retorno del lodo. Entorno y por encima del separador trifásico se configura una cámara de sedimentación, donde el lodo más denso es removido de la masa líquida y es retornado al compartimento de digestión, mientras que las partículas más ligeras se pierden del sistema junto con el efluente final (ver Figura 5.21).

La instalación del separador de gases, sólidos y líquidos es la que garantiza el retorno del lodo y la alta capacidad de retención de grandes cantidades de biomasa, de elevada actividad, sin la necesidad de ningún tipo de medio soporte. Como resultado, los reactores UASB presentan altos tiempos de retención -o residencia- celular (edad del lodo), bastante superiores a los tiempos de retención hidráulica, lo que es una característica de los sistemas anaerobios de alta tasa. Las edades de lodo verificadas en reactores UASB son usualmente superiores a 30 días, propiciando que el lodo excedente descartado del sistema ya se encuentre estabilizado.

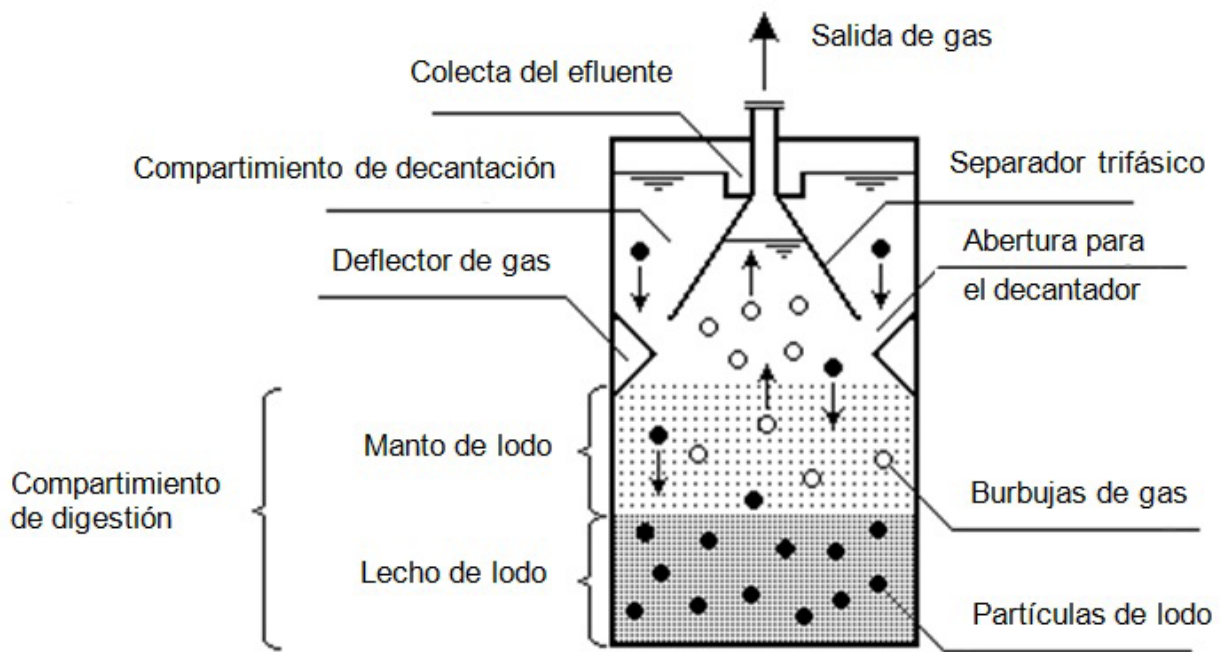


Fig. 5.21 Dibujo esquemático de un reactor UASB

El reactor de manto de lodo es capaz de soportar altas tasas de carga orgánica y la gran diferencia, al ser comparado con otros reactores de la misma generación, es la simplicidad constructiva y los bajos costos operacionales. Los siguientes son los principios más importantes que rigen la operación de un reactor de manto de lodo:

- las características del flujo ascendente deben asegurar el máximo contacto entre la biomasa y el sustrato;
- se deben evitar los cortos-circuitos, de tal manera que se garanticen tiempos de retención suficientes para la degradación de la materia orgánica;
- el sistema debe tener un separador trifásico bien diseñado, capaz de separar de forma adecuada el biogás, el líquido y los sólidos, liberando los dos primeros y permitiendo la retención del último;
- el lodo en la región del manto debe ser bien adaptado, con alta actividad metanogénica específica (AME) y excelente sedimentabilidad. De ser posible, el lodo deberá ser granulado, toda vez que este tipo de lodo presenta características mucho mejores que las del lodo floculento.

5.4.3 Problemas usuales asociados al proceso

Aunque los reactores UASB constituyen actualmente una tecnología de tratamiento de aguas residuales domésticas bastante consolidada en Brasil, con diversas plantas de tratamiento en escala real en operación hace varios años, aun así existen algunos problemas asociados al proceso, los cuales se tratarán en los siguientes ítems.

5.4.3.1 Obstrucción de los dispositivos de entrada y de salida del reactor

Uno de los problemas más frecuentemente encontrados en reactores UASB es el taponamiento de los tubos de alimentación de los reactores (Fig. 5.22) y, eventualmente, del dispositivo de colecta del efluente, principalmente cuando se utilizan tubos perforados con orificios de pequeñas dimensiones.

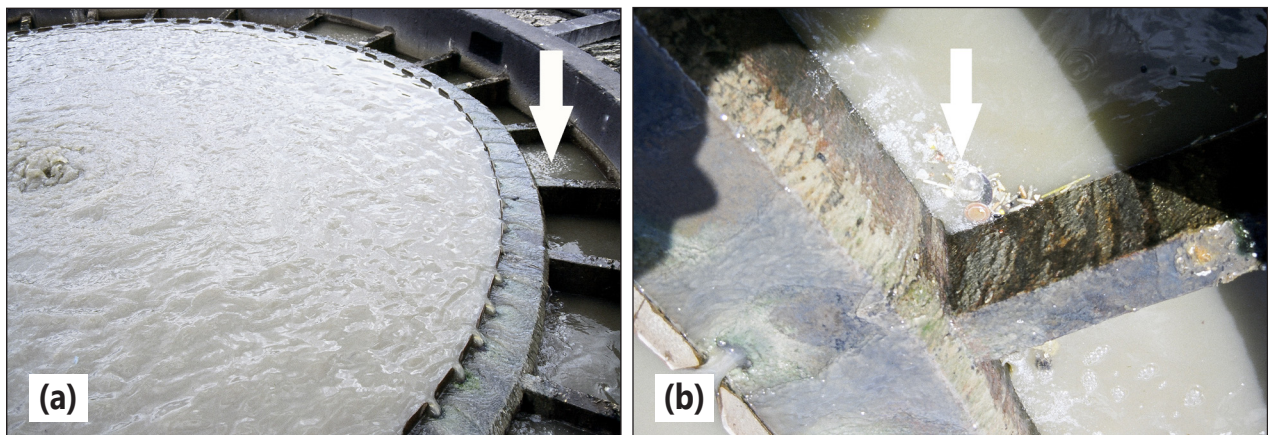


Fig. 5.22 - Obstrucción en tubos de alimentación del reactor: (a) elevado nivel del agua en el compartimiento de alimentación, en función del grado de obstrucción, (b) materiales y organismos que pasaron a través de la unidad de rejillas.

Estos problemas están normalmente relacionados con deficiencias en el sistema de tratamiento preliminar, que en general utiliza rejillas de barrotes con abertura considerable (usualmente por encima de los 20 mm), que permiten el paso y entrada al reactor de sólidos de dimensiones que aun son perjudiciales al sistema de tratamiento, como por ejemplo papel, plástico, colillas de cigarrillo, preservativos, trapos de paño, cabellos, insectos entre otros. De esa forma, la retención de tales materiales en el tratamiento preliminar es de fundamental importancia para la minimización de problemas operacionales, con la desobstrucción de los dispositivos de alimentación y de colecta del efluente del reactor, y también para el buen funcionamiento del reactor biológico. Para ello, los proyectos más recientes han incorporado la utilización de rejillas finas o ultrafinas (para las plantas de pequeño tamaño) y cribas (para las plantas de mediano y gran tamaño), según será comentado en el ítem 5.4.5.1.

5.4.3.2 Generación de olores y de corrosión

■ Generación de olores: contextualización del problema

Las instalaciones de tratamiento de aguas residuales sanitarias pueden generar malos olores, en función de los procesos adoptados y de las condiciones operacionales empleadas. Como consecuencia, estas instalaciones pueden volverse indeseables para sus vecindades, justificando el implementar la gestión de las emisiones de olores, bien sea mediante la adopción de medidas de prevención en su producción, o como acción de tratamiento de los gases.

Los malos olores provienen de una compleja mezcla de moléculas con azufre (H_2S y mercaptanos), nitrogenadas (NH_3 y aminas), fenoles, aldehídos, alcoholes, ácidos orgánicos etc. En las plantas de tratamiento, estos compuestos están presentes en diversos niveles, conforme se ilustra en el Cuadro 5.10.

Cuadro 5.10 Niveles de emisiones de olores en plantas de tratamiento de aguas residuales sanitarias

Unidad del sistema de tratamiento de aguas residuales	Concentraciones medias (mg/m^3)	
	H_2S	NH_3
Estación de bombeo	4,80	0,25
Unidades de pre-tratamiento	3,50	0,50
Sedimentador	0,50	0,07
Sistema de lodos activados	0,40	0,07
Espesador de lodo	9,80	0,80
Sistema de deshidratación de lodo	6,50	0,85
Sistema de disposición final de lodo	0,40	7,00

Fuente: Belli Filho *et al.* (2001)

En los **procesos anaerobios** de tratamiento de aguas residuales, los compuestos odorizantes, provenientes de la actividad microbiana son: gas sulfhídrico, mercaptanos, amoníaco, aminas con bajo peso molecular, indol, escatol, ácidos grasos volátiles, alcoholes, aldehídos, cetonas y ésteres. Tal como se puede apreciar a partir de la información del Cuadro 5.11, los compuestos con azufre poseen sus límites de detección y percepción olfativos en concentraciones bastante reducidas, siendo, por tanto, los principales compuestos responsables por los malos olores. En segundo grado de importancia se encuentran los compuestos con nitrógeno.

Cuadro 5.11 Características de los principales compuestos odorizantes en plantas de tratamiento de aguas residuales

Clase de compuesto	Compuesto	Peso molecular (g)	Fórmula química	Característica de los olores	Limite olfativo (mg/N m ³ aire)
Azufre	Ácido Sulfhídrico	34,1	H ₂ S	Huevo podrido	0,0001 a 0,03
	Metilmercaptano	48,1	CH ₃ SH	Repollo, ajo	0,0005 a 0,08
	Etilmercaptano	62,1	C ₂ H ₅ SH	Repollo deteriorado	0,0001 a 0,03
	Dimetilsulfuro	62,13	(CH ₃) ₂ S	Legumbres deterioradas	0,0025 a 0,65
	Dietilsulfuro	90,2	(C ₂ H ₅) ₂ S	Etéreo	0,0045 a 0,31
	Dimetildisulfuro	94,2	(CH ₃) ₂ S ₂	Podrido	0,003 a 0,0014
Nitrógeno	Amoniaco	17	NH ₃	Picante e irritante	0,5 a 37
	Metilamina	31,05	CH ₃ NH ₂	Pescado en descomposición	0,0021
	Etilamina	45,08	C ₂ H ₅ NH ₂	Picante, amoniacal	0,05 a 0,83
	Dimetilamina	45,08	(CH ₃) ₂ NH	Pescado deteriorado	0,047 a 0,16
	Indol	117,5	C ₈ H ₆ NH	Fecal, nauseabundo	0,0006
	Escatol	131,5	C ₉ H ₈ NH	Fecal, nauseabundo	0,0008 a 0,10
Ácidos	Cadaverina	102,18	NH ₂ (CH ₂) ₅ NH ₂	Carne en descomposición	-
	Acético	60,05	CH ₃ COOH	Vinagre	0,025 a 6,5
	Butírico	88,1	C ₃ H ₇ COOH	Manteca	0,0004 a 3
Aldehídos y Cetonas	Valérico	102,13	C ₄ H ₉ COOH	Sudor	0,0008 a 1,3
	Formaldehído	30,03	HCHO	Ocre, sofocante	0,033 a 1,12
	Acetaldehído	44,05	CH ₃ CHO	Manzana	0,04 a 1,8
Alcoholes y Fenoles	Butiraldehído	72,1	C ₃ H ₇ CHO	Rancio	0,013 a 15
	Isovaleraldehído	86,13	(CH ₃) ₂ CHCH ₂ CHO	Fruta, manzana	0,072
	Acetona	58,08	CH ₃ COCH ₃	Fruta dulce	1,1 a 240
Alcoholes y Fenoles	Etanol	46	CH ₃ CH ₂ OH	-	0,2
	Butanol	74	C ₃ H ₇ CH ₂ OH	-	0,006 a 0,13
	Fenol	94	C ₆ H ₅ OH	-	0,0002 a 0,004
	Cresol	108	C ₆ H ₄ CH ₃ OH	-	0,00001

Fuente: Belli Filho *et al.* (2001)

■ Presencia de corrosión: contextualización del problema

En las plantas de tratamiento de aguas residuales que utilizan procesos anaerobios, el problema de la corrosión se encuentra asociado principalmente al gas sulfhídrico (H₂S) generado en el proceso de tratamiento.

La corrosión es resultado del paso de los sulfuros hacia la atmosfera interna de los tanques y conductos del agua residual, debido al producto metabólico de ciertos microorganismos, como se ilustra en la Figura 5.23.

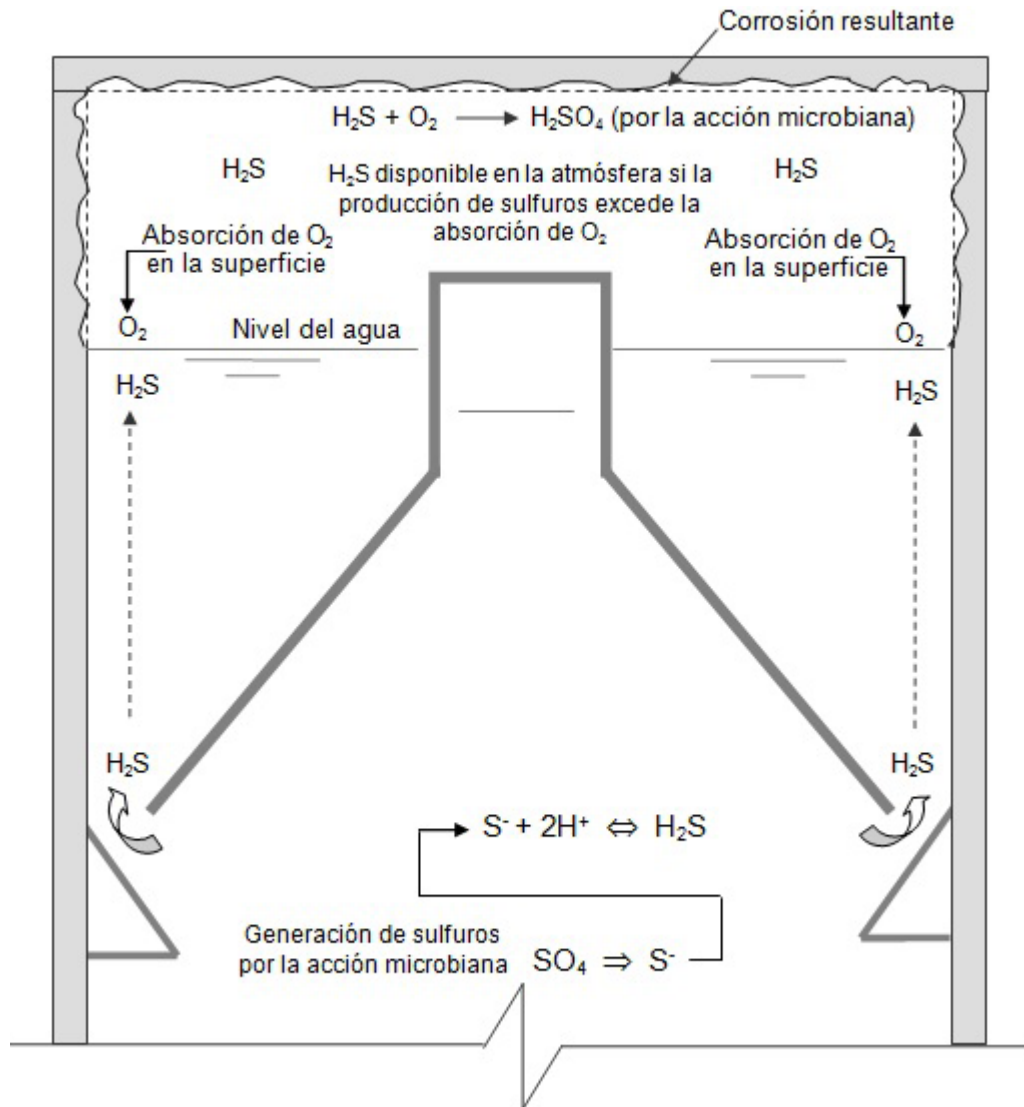


Fig. 5.23 - Ilustración esquemática de las transformaciones de los compuestos de azufre y de la corrosión en el interior de un reactor anaerobio

En la siguiente figura se muestran ejemplos de corrosión en estructuras de concreto y de acero de reactores anaerobios.



Fig. 5.24 - Ocurriencia de corrosión en estructuras de reactores UASB: (a) cara inferior de la losa de cobertura del sedimentador, (b) parte superior del separador trifásico

■ Distribución del sulfuro en las fases líquida y gaseosa

Al interior de un reactor anaerobio, la cantidad de sulfuro generada en el proceso dependerá de una serie de factores: pH y temperatura del medio, concentración de compuestos de azufre en el afluente, competición entre las arqueas metanogénicas y las bacterias reductoras de sulfato, entre otros. Para una dada cantidad de sulfuro producida, parte se encontrará disuelta en la masa líquida y otra parte será desprendida hacia la atmósfera gaseosa, dependiendo extrínsecamente del pH y de la temperatura del medio, como se explica a continuación:

- Cuanto más baja la temperatura operacional del reactor, mayor será la cantidad relativa de sulfuro disuelta en la masa líquida. Al contrario, cuanto más elevada la temperatura, menor la cantidad de sulfuro disuelta y mayor la cantidad liberada hacia la fase gaseosa;
- Cuanto más bajo el pH operacional del reactor, mayor será la cantidad relativa de sulfuro en la forma no disociada (H_2S), que podrá ocasionar problemas de toxicidad y de corrosión. Sin embargo, para un reactor operando en el rango neutro de pH ($\sim 7,0$) y a la temperatura de $25\text{ }^\circ\text{C}$, cerca de 50% del sulfuro estará presente en la forma no disociada y, otro 50%, en la forma disociada (HS^-) (ver ítem 2.5.5.3 y Figura 2.9 – Capítulo 2).

De esa forma, tanto la cantidad como la forma de sulfuro presente en las fases líquida y gaseosa dependerán del pH y de la temperatura operacional del reactor.

Para el caso de reactores UASB, la existencia del separador trifásico posibilita la colecta de los gases producidos en el proceso de tratamiento, pero solo aquellos que presentan menor solubilidad en agua y que se liberan de la fase líquida. Los gases que presentan mayor solubilidad en agua permanecen en la fase líquida, y abandonan el reactor junto con el efluente final, o son liberados, ante la existencia de turbulencias y resaltos hidráulicos. Como el metano es poco soluble en agua, éste es liberado de la fase líquida y pasa a constituir el principal gas colectado al interior del separador trifásico. El sulfuro, que es mucho más soluble en agua que el metano, puede estar presente en proporciones relativas más elevadas en la fase líquida que llega hasta el compartimiento de sedimentación del reactor.

De esta manera, las formas de gestión de los gases producidos en los reactores UASB deben diferenciarse de la siguiente manera:

- Los gases capturados al interior de los separadores trifásicos constituyen el biogás propiamente dicho, pues son ricos en metano (usualmente entre 70 y 80%) y pobres en H_2S . En ese caso, la gestión de los gases debe privilegiar el uso de alternativas que eviten la emisión de metano a la atmósfera (toda vez que este es cerca de 21 veces más impactante para el efecto invernadero que el gas carbónico), preferiblemente promoviendo su aprovechamiento energético simultáneo. El biogás aunque pobre en H_2S , es fuente de problemas de corrosión al interior de los separadores trifásicos, especialmente por encima del nivel del agua;
- Los gases liberados en el interior del compartimiento de sedimentación o en estructuras de transporte del efluente anaerobio (canaletas, cajas de paso, pozos de inspección, tubos etc.) son pobres en metano y, proporcionalmente, ricos en H_2S . La gestión de tales gases debe privilegiar el uso de alternativas de control de los problemas de olores y de corrosión por ellos causados. Se debe prestar atención al hecho de que además de la corrosión verificada en las propias unidades de tratamiento (principalmente en estructuras de concreto y metálicas), se ha reportado también la ocurrencia de corrosión en instalaciones existentes al rededor del área de la planta de tratamiento, como cercas divisorias construidas con hilos metálicos.

Teniendo en cuenta la posibilidad de ocurrencia de los problemas tratados anteriormente, en el Capítulo 6 se presentan directrices para el control de malos olores y de corrosión de estructuras en plantas de tratamiento que utilizan reactores anaerobios.

5.4.3.3 Formación y acumulación de nata

La nata puede contener grasa, aceites, ceras, jabones, restos de alimentos, cáscaras de frutas y vegetales, cabello, papel y algodón, colillas de cigarrillos, materiales plásticos y otros materiales similares (Sousa, 2006).

En reactores UASB, la formación de nata puede ocurrir en dos lugares distintos: i) **al interior del separador trifásico**, en la interfase de liberación de los gases formados durante la digestión anaerobia; y ii) **en la superficie del sedimentador**. Independiente del lugar donde la nata llegue a formarse o a acumularse, la cantidad y sus características van a depender, esencialmente, de las características del agua residual efluente, en términos de la presencia de sólidos en suspensión y de la cantidad de aceites y grasas.

■ Nata del interior de los separadores trifásicos

En el caso particular de reactores que tratan **aguas residuales más diluidas**, la cantidad de nata formada en el interior de los separadores trifásicos tiende a ser relativamente pequeña, facultando su remoción en intervalos de tiempo del orden de 30 días. Esta nata normalmente presenta características fluidas, posibilitando su remoción hidrostática (Fig. 5.25-a). Aunque, en determinados reactores, especialmente con remoción poco frecuente de dicho material, puede ocurrir la formación de una nata más concentrada y de difícil remoción por el mecanismo hidrostático (Fig. 5.25-b). Por lo anterior, es prudente que los reactores dispongan de dispositivos que posibiliten, tanto la remoción de nata más fluida, como de nata más concentrada (ver recomendaciones de diseño en el ítem 5.4.5.12).

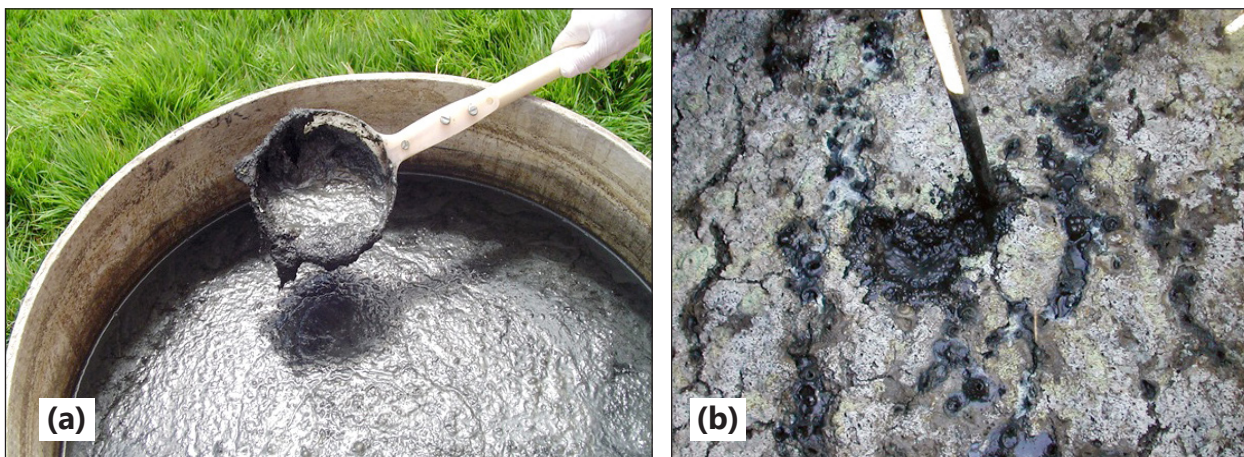


Fig. 5.25 - Nata acumulada en el interior de separadores trifásicos de reactores UASB: (a) nata más diluida, (b) nata más concentrada

■ Nata de la superficie de los sedimentadores

La nata que se forma en la superficie de los sedimentadores de reactores UASB (Fig. 5.26) tiende a ser relativamente pequeña, especialmente para el caso del tratamiento de aguas residuales más diluidas. En un trabajo de caracterización de nata acumulada en sedimentadores de reactores UASB para tratamiento de las aguas residuales sanitarias de la ciudad de Belo Horizonte, estado de Minas Gerais-Brasil, Souza (2006) reportó las características físico-químicas para el residuo que se presentan en el Cuadro 5.12.

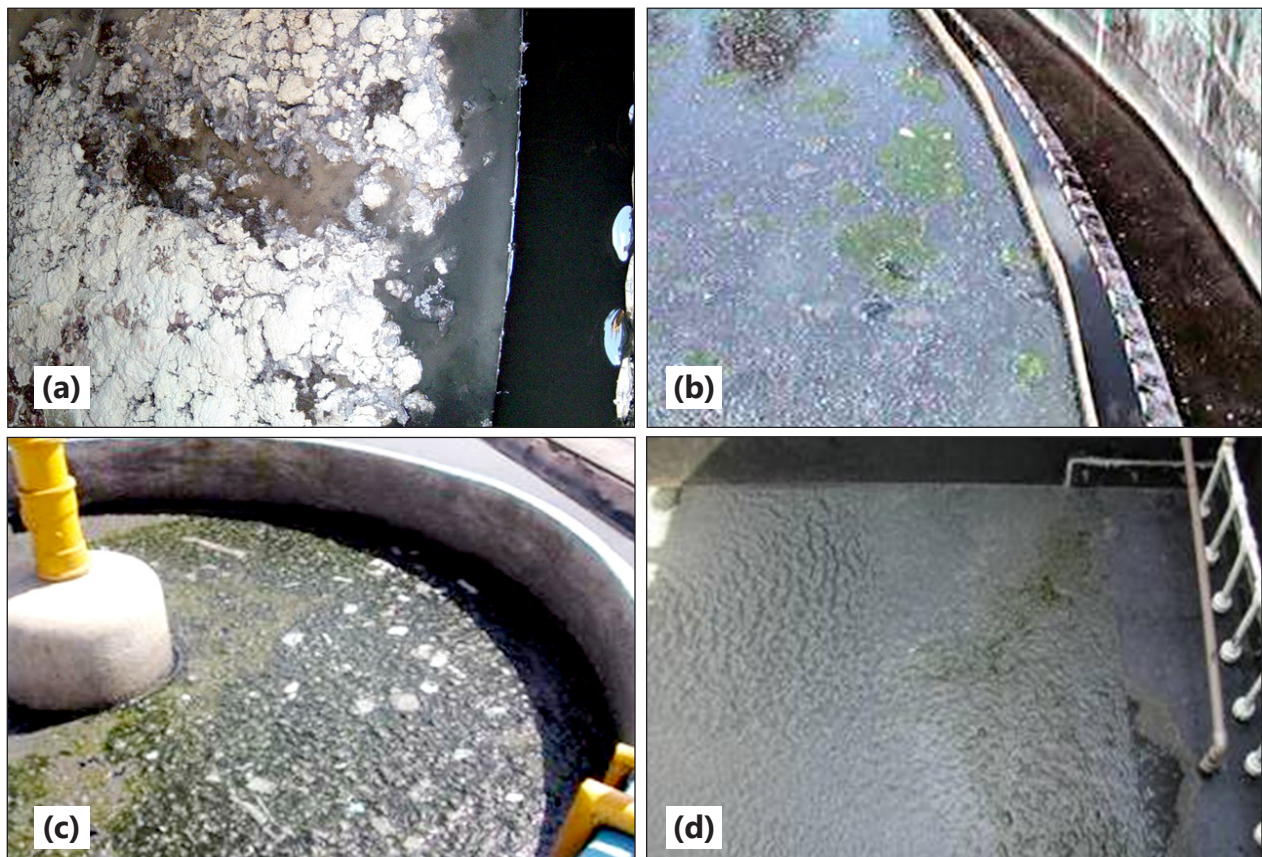


Fig. 5.26 - Nata acumulada en la superficie de sedimentadores de reactores UASB: sedimentador cerrado (a), sedimentadores abiertos (b, c, d)

Cuadro 5.12 Características físico-químicas de nata acumulada en sedimentadores de reactores UASB para tratamiento de aguas residuales sanitarias de la ciudad de Belo Horizonte

Parámetro	Unidad	Rango de valores*
DQO	g/L	77 a 156
DBO	g/L	36 a 42
Sólidos totales	g/L	78 a 95
Coeficientes de acumulación de nata	L/kgDQOapl.	0,01 a 0,04
	L/kgSSTapl.	0,02 a 0,08
	gST/kgDQOapl.	1,0 a 2,4
	gST/kgSSTapl.	1,5 a 5,4

(*) los valores reportados fueron obtenidos en reactores UASB operados con velocidades ascensionales entre 0,5 y 0,7 m/h. Para reactores operando con velocidades más altas (1,1 m/h), se obtuvieron concentraciones y coeficientes de producción de nata mucho más elevados, según lo reportado por Souza (2006)

Fuente: adaptado de Souza (2006)

Con base en los resultados presentados en el Cuadro 5.12, se observa que la nata acumulada en sedimentadores de reactores UASB es un residuo muy concentrado, pero que presenta coeficientes de acumulación muy bajos. De esa forma, se deduce que es posible diseñar los sedimentadores de reactores UASB **sin retenedores de nata**, de manera que se posibilite que el material flotante sea descargado junto con el efluente. El impacto de la adopción de tal estrategia en la deterioración de la calidad del efluente es muy pequeño, tal como se demuestra a continuación en el Ejemplo 5.5.

Ejemplo 5.5

Estimar el incremento de las concentraciones de DQO y DBO en el efluente de un reactor UASB cuyos sedimentadores no disponen de retenedores de nata a partir de los siguientes datos:

- Población: $P = 20.000$ habitantes
- Caudal medio afluente: $Q_{med} = 3.000 \text{ m}^3/\text{d}$

- Carga orgánica de DBO afluente al reactor UASB: $CO_{A-UASB-DBO} = 1.000 \text{ kgDBO/d}$
- Carga orgánica de DQO afluente al reactor UASB: $CO_{A-UASB-DQO} = 1.800 \text{ kgDQO/d}$
- DBO media afluente al reactor UASB: $S_{0-UASB-DBO} = 333 \text{ mg/L}$
- DQO media afluente al reactor UASB: $S_{0-UASB-DQO} = 600 \text{ mg/L}$
- Eficiencia media de remoción de DBO esperada para el reactor UASB: $E_{DBO} = 70\%$
- Eficiencia media de remoción de DQO esperada para el reactor UASB: $E_{DQO} = 65\%$
- Coeficiente de acumulación de nata en el sedimentador: $Y_{nata} = 0,04 \text{ L/kgDQO}_{aplicada}$
(Cuadro 5.12)
- Concentración de DBO de la nata acumulada en el sedimentador: $C_{nata-DBO} = 40 \text{ gDBO/L}$
(Cuadro 5.12)
- Concentración de DQO de la nata acumulada en el sedimentador: $C_{nata-DQO} = 100 \text{ gDQO/L}$
(Cuadro 5.12)

Solución:

1. Cálculo de las concentraciones de DBO y DQO en el efluente del reactor UASB, considerando la utilización de sedimentadores **con retenedores de nata**:

$$S_{DBO} = S_{0-UASB-DBO} - (E_{DBO} \times S_{0-UASB-DBO})/100 = 333 \text{ mg/L} - (70\% \times 333 \text{ mg/L})/100 = 100 \text{ mg/L}$$

$$S_{DQO} = S_{0-UASB-DQO} - (E_{DQO} \times S_{0-UASB-DQO})/100 = 600 \text{ mg/L} - (65\% \times 600 \text{ mg/L})/100 = 210 \text{ mg/L}$$

2. Estimación de la acumulación de nata en los sedimentadores del reactor UASB:

$$P_{nata} = Y_{nata} \times CO_{A-UASB-DQO} = 0,04 \text{ L/kgDQO}_{aplicada} \times 1.800 \text{ kgDQO/d} = 72 \text{ L/d}$$

3. Estimación de la carga orgánica producto de la nata acumulada en los sedimentadores:

$$CO_{nata-DBO} = P_{nata} \times C_{nata-DBO} = 72 \text{ L/d} \times 40 \text{ gDBO/L} = 2.880 \text{ gDBO/d}$$

$$CO_{nata-DQO} = P_{nata} \times C_{nata-DQO} = 72 \text{ L/d} \times 100 \text{ gDQO/L} = 7.200 \text{ gDQO/d}$$

4. Cálculo de las concentraciones de DBO y DQO en el efluente del reactor UASB, considerando la utilización de sedimentadores **sin retenedores de nata**, por lo tanto, con la liberación de la nata junto con el efluente del reactor:

$$S_{DBO-nata} = S_{DBO} + (CO_{nata-DBO}/Q_{med}) = 100 \text{ mg/L} + (2.880 \text{ gDBO/d})/(3.000 \text{ m}^3/\text{d}) = 101,0 \text{ mgDBO/L}$$

$$S_{DQO-nata} = S_{DQO} + (CO_{nata-DQO}/Q_{med}) = 210 \text{ mg/L} + (7.200 \text{ gDQO/d})/(3.000 \text{ m}^3/\text{d}) = 212,4 \text{ mgDQO/L}$$

5. Estimación del impacto del no uso de retenedores de nata en el deterioro de la calidad del efluente del reactor:

- En términos de DBO: $(S_{DBO-nata} - S_{DBO}) / S_{DBO} = (101,0 - 100) / 100 = 1,0 \%$
- En términos de DQO: $(S_{DQO-nata} - S_{DQO}) / S_{DQO} = (212,4 - 210) / 210 = 1,1 \%$

Se concluye por lo tanto, que el impacto sobre la calidad del efluente del reactor por el no uso de retenedores de nata en los sedimentadores es despreciable (del orden de 1 %). Cabe resaltar que tal consideración es válida tan solo para reactores que traten aguas residuales típicamente domésticas y que se encuentren operando bajo velocidades ascensionales medias en el rango de 0,5 a 0,7 m/h.

5.4.3.4 Generación de espuma

Genéricamente, se da el nombre de detergentes a las fórmulas comerciales compuestas de agentes tensoactivos y otros aditivos utilizados para limpieza o lavado. El principio activo de los detergentes, o sea, el principal componente que le da la propiedad de "limpieza" se denomina surfactante. Además del surfactante, presente en los productos comerciales en la proporción de 10 a 30%, los detergentes contienen otros ingredientes, tales como polifosfatos, enzimas, perfumes y colorantes (Gadelha, 1986). Los surfactantes se encuentran en aguas naturales, principalmente por la descarga de aguas residuales domésticas, de efluentes de lavanderías y de operaciones de limpieza de industrias.

Un surfactante combina, en una única molécula, un componente o un grupo fuertemente hidrofóbico y uno fuertemente hidrofílico. Dichas moléculas tienden a congregarse en las interfases entre el medio acuoso y las otras fases del sistema, tales como el aire, líquidos aceitosos, y partículas sólidas, confiriéndole así, propiedades de formación de espuma, emulsificación, y suspensión de partículas (APHA, 1998), según se ilustra en la Figura 5.27.

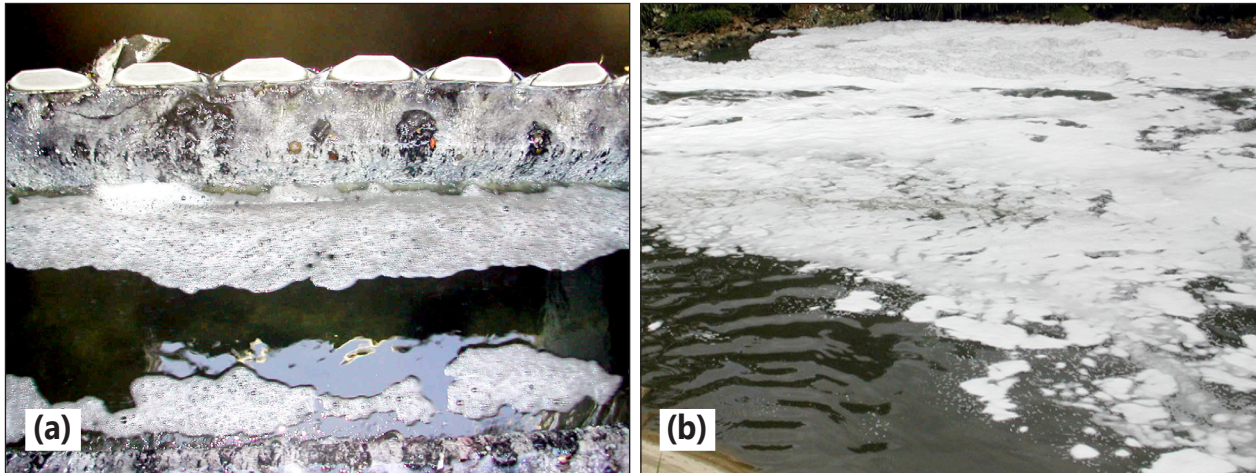


Fig. 5.27 - Ocurrencia de espuma: (a) en un cuerpo de agua, (b) en el efluente de un reactor anaerobio

Los grupos hidrofílicos de los surfactantes son de dos tipos: aquellos que se ionizan en el agua y aquellos que no se ionizan, siendo así denominados surfactantes iónicos y no iónicos, respectivamente. Los surfactantes iónicos se subdividen en dos categorías, diferenciadas por la carga: los surfactantes aniónicos, que tienen cargas negativas, y los surfactantes catiónicos, que son cargados positivamente. El Cuadro 5.13 muestra algunos ejemplos de los tipos de surfactantes aniónicos, catiónicos y no iónicos.

Cuadro 5.13 Ejemplos de surfactantes, de acuerdo con su tipo

Tipo	Ejemplos
Aniónicos	Tetrapropilbenceno sulfato de sodio (tipo de ABS)
	Sulfonato de Alquilbenceno Sódico Lineal
	Palmitato de sodio (jabón)
	Ésteres de ácidos grasos y sulfonatos de sodio
Catiónicos	Sales de amonio cuaternario
No Iónicos	Alcohol fenol polietoxilado
	Alquil monoetanol amida
	Óxido de alquil dimetil amina
	Ésteres derivados de sacáridos

Fuente: Gadelha (1986)

En términos comerciales, los surfactantes aniónicos son los más importantes y representan la mayor parte de los producidos y consumidos en la actualidad (Gadelha, 1986). Estos se presentan en formulaciones de detergentes domésticos, champús para automóviles, desinfectantes domésticos, limpia vidrios, limpia tapetes y otros. Presentan buena espumabilidad y, con excepción de las sales de ácidos grasos, no precipitan con agua dura o en la presencia de ácidos. Los surfactantes catiónicos corresponden a menos de un décimo de los iónicos y son generalmente usados como desinfectantes, suavizantes de tejidos, y para varias finalidades cosméticas, siendo poco utilizados como detergentes, pues poseen bajo poder de detergencia y costos elevados.

El Sulfonato de Alquilbenceno Sódico Lineal ha sido el surfactante aniónico más ampliamente utilizado, debido a su excelente poder de detergencia y a su costo relativamente bajo. Muchos estudios sobre la biodegradación de estos sulfonatos han mostrado que este surfactante es perfectamente biodegradado por la mayoría de las condiciones aerobias (García *et al.*, 2005). Edades de lodo por encima de 2,5 días normalmente son adecuadas para una buena biodegradación del Sulfonato de Alquilbenceno Sódico Lineal, en condiciones aerobias.

Los detergentes usualmente utilizados confieren índices de surfactantes al agua residual doméstica que varían aproximadamente entre 1 y 20 mg/L. Las concentraciones de surfactantes aniónicos adsorbidos en el lodo primario varían de 1 a 20 mg por gramo de peso seco. En aguas naturales, la concentración de surfactantes es generalmente por debajo de 0,1 mg/L, excepto en las proximidades al vertimiento de efluentes (APHA, 1998).

La presencia de muchas ramificaciones en la estructura química de un surfactante genera una tasa de biodegradación extremadamente lenta. De ese modo, los jabones, obtenidos a partir de grasa animal y/o vegetal, por el hecho de presentar cadena carbónica lineal, son rápidamente biodegradados en el ambiente.

El tratamiento aerobio de agua residual, o la presencia de condiciones de oxigenación intensa de las aguas receptoras, permite la reducción acentuada de los posibles efectos negativos derivados de la acción de los surfactantes aniónicos, pues su biodegradabilidad depende de la existencia de condiciones aerobias.

Para el caso del tratamiento anaerobio, se sabe que la degradación es bastante limitada (del orden de 35% (Duarte, 2006)), donde aun ocurre la producción de sustancias que estabilizan

y/o intensifican la espuma formada, configurándose posiblemente una limitación intrínseca de la tecnología anaerobia. El problema se puede hacer más intenso cuando el efluente de reactores anaerobios es descargado con un elevado grado de turbulencia.

Considerando la posible ocurrencia de problemas derivados de la formación de espuma junto al vertimiento de efluentes de reactores anaerobios, en el Capítulo 6 se presentan algunas directrices para la mitigación y solución de tales problemas.

5.4.4 Configuraciones típicas de reactores

Los reactores anaerobios de manto de lodo fueron inicialmente concebidos, para el tratamiento de efluentes industriales, como estructuras cilíndricas o prismático-rectangulares, donde las áreas de los compartimientos de digestión y de sedimentación eran iguales, configurándose, por ello, en reactores de paredes verticales. La adaptación de estos reactores, para el tratamiento de aguas residuales de baja concentración (como las aguas residuales domésticas), ha llevado a diferentes configuraciones, en función de los siguientes aspectos principales:

- En el diseño de reactores tipo UASB para tratamiento de aguas residuales de baja concentración, el dimensionamiento se realiza por el criterio de carga hidráulica, y no por el de la carga orgánica, según se comentará en el siguiente ítem. En dicha situación, la velocidad ascendente en los compartimientos de digestión y de sedimentación pasa a ser de fundamental importancia: velocidades excesivas se reflejan en la pérdida de biomasa del sistema, reduciendo la estabilidad del proceso. Como consecuencia, la altura del reactor debe ser reducida, aumentando su sección transversal, con el fin de garantizar el mantenimiento de las velocidades ascensionales dentro de los rangos adecuados (ver Cuadro 5.15);
- En reactores que tratan efluentes industriales, la distribución del afluente usualmente se realiza a partir de la base del reactor, al contrario de los reactores que tratan aguas residuales domésticas, donde el dispositivo de distribución del afluente se localiza en la

parte superior del reactor (ver Figuras 5.28, 5.30 y 5.32). Como consecuencia, en estos últimos puede ocurrir una reducción del área superficial del compartimiento de sedimentación, en función del área ocupada por el dispositivo de distribución del afluente. De esta forma, dependiendo de las cargas hidráulicas aplicadas al sistema, se puede hacer necesaria la adopción de secciones transversales mayores junto al compartimiento de sedimentación, con el fin de disminuir las velocidades ascendentes y favorecer la sedimentación del lodo en dicho compartimiento. En ese caso, el reactor pasa a tener una sección variable, menor junto al compartimiento de digestión y mayor junto al compartimiento de sedimentación (ver Figuras 5.30 y 5.32);

- En el tratamiento de efluentes industriales, usualmente se prevé la implantación de una unidad de equalización, aguas arriba del reactor UASB, propiciando que su operación se realice dentro de rangos de caudal y de carga orgánica más uniformes. Al contrario, las aguas afluentes a una planta de tratamiento de aguas residuales domésticas no sufren ningún tipo de equalización (a no ser por la existencia de un sistema de bombeo), lo que expone al reactor UASB a variaciones de caudal y de carga, que pueden ser extremadamente altas. Nuevamente, el aumento de la sección transversal del reactor, junto al compartimiento de sedimentación, puede ser una estrategia necesaria, en el sentido de garantizar las bajas velocidades ascensionales durante los picos de caudal.

En relación a la forma de los reactores en planta, estos pueden ser circulares o rectangulares. Los reactores de sección circular son más económicos desde el punto de vista estructural, siendo más utilizados para atender a pequeñas poblaciones, usualmente con una única unidad. Para el servicio a poblaciones mayores, cuando se hace necesario el establecimiento de módulos, los reactores rectangulares pasan a ser más adecuados, toda vez que una pared puede servir a dos módulos contiguos. Las Figuras 5.28 y 5.29 ilustran reactores UASB rectangulares, mientras que las Figuras 5.30 y 5.31 muestran reactores UASB de sección circular. Las Figuras 5.32 y 5.33 ilustran una variante del reactor UASB, desarrollada por la SANEPAR y denominada reactor anaerobio de lecho fluidizado (RALF).

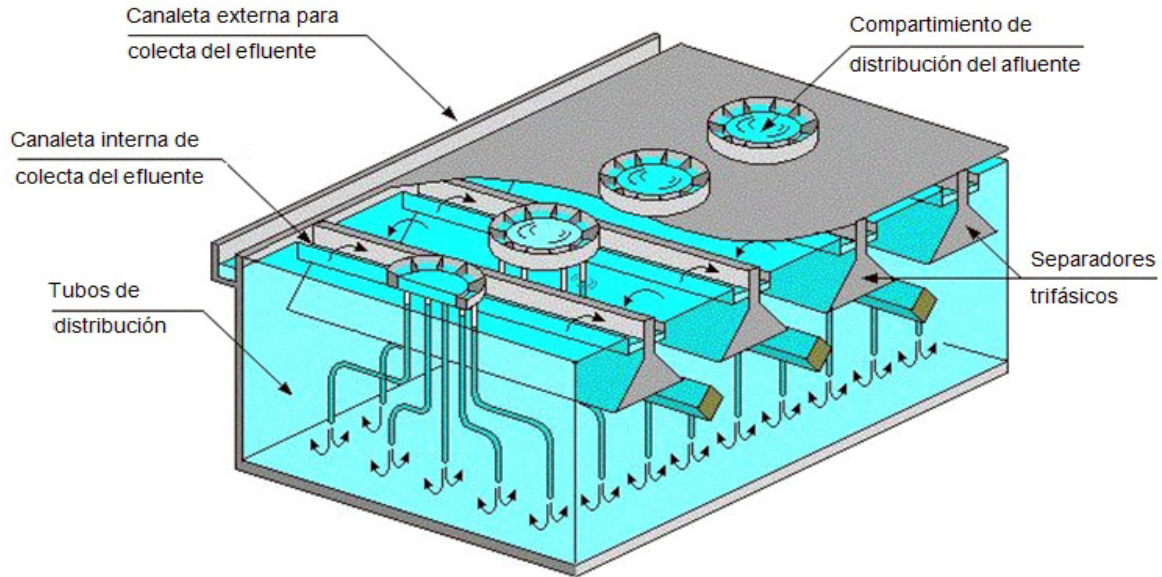


Fig. 5.28 - Representación esquemática de un reactor UASB rectangular

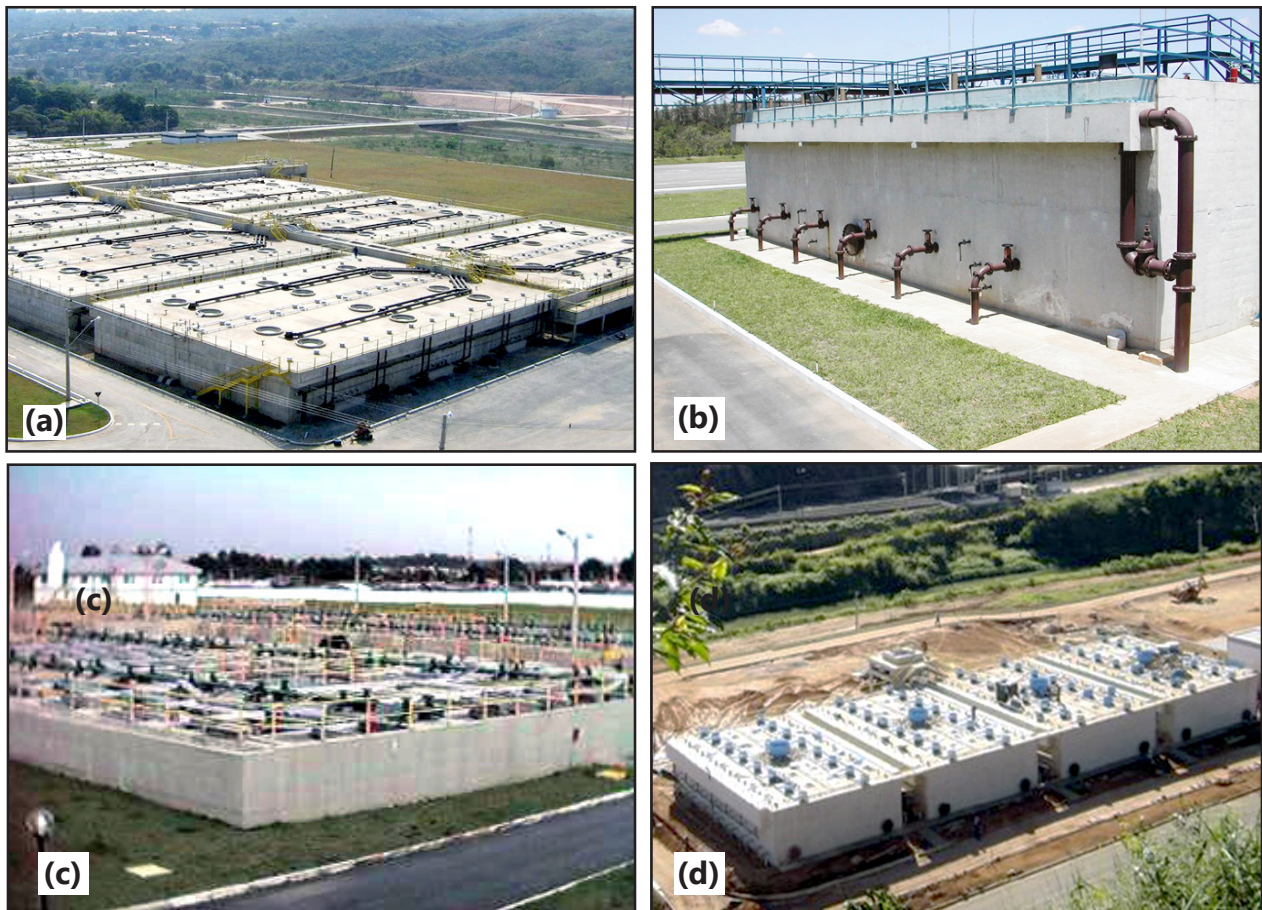


Fig. 5.29 - Vista de reactores UASB de sección rectangular: (a) PTAR Onça – Belo Horizonte (Compañía de Saneamiento de Minas Gerais: COPASA MG), (b) PTAR Rio Doce – Ipatinga (COPASA MG), (c) PTAR Atuba Sul – Curitiba, Compañía de Saneamiento de Paraná: (SANEPAR), (d) PTAR Rio de Peixe – Itabira (SAAE Itabira)

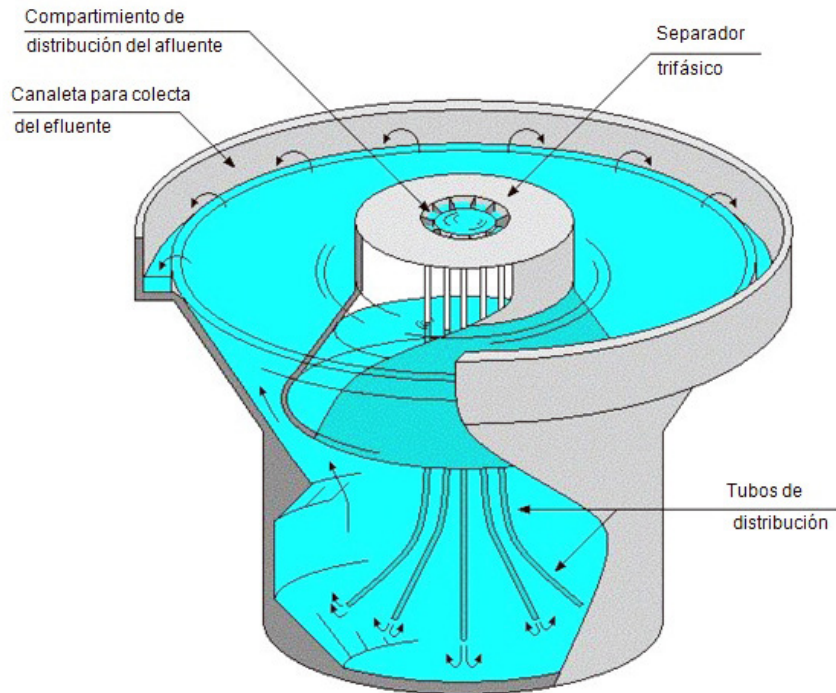


Fig. 5.30 - Representación esquemática de un reactor UASB circular



Fig. 5.31 - Vista de reactores UASB de sección circular: (a) PTAR Uberabinha – Uberlândia (DMAE Uberlândia), (b) PTAR Jardim Canadá – Nova Lima (COPASA MG), (c) PTAR Experimental UFMG/COPASA – Belo Horizonte

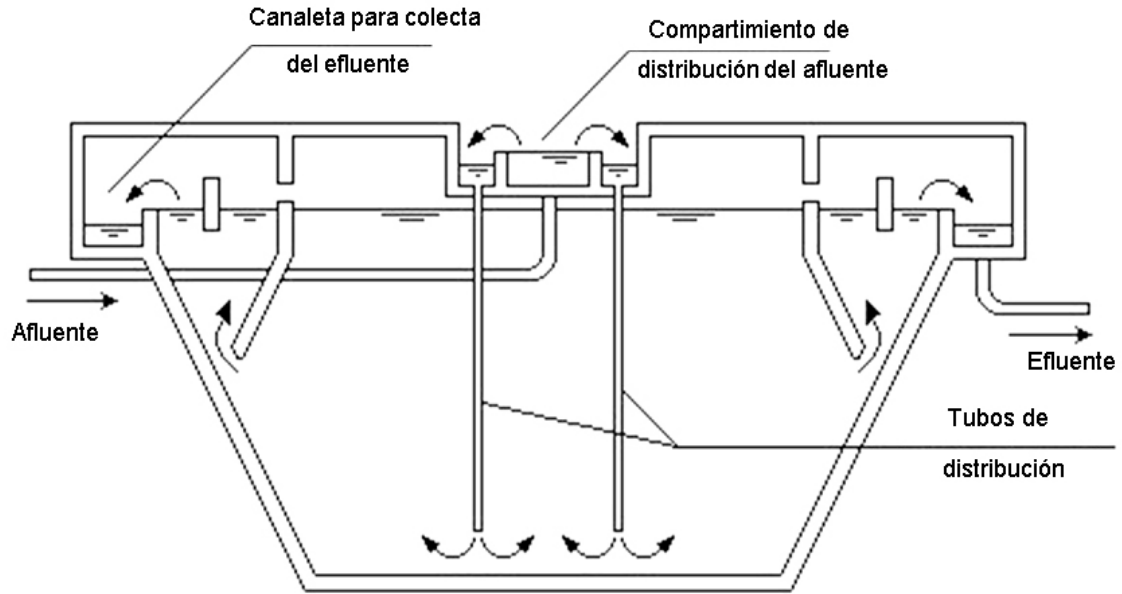


Fig. 5.32 - Corte esquemático de un reactor tipo RALF



Fig. 5.33 - Vista de reactores tipo RALF (a) PTAR Campo Largo (SANEPAR), (b) PTAR Ponta Grossa (SANEPAR)

5.4.5 Directrices, criterios y parámetros de diseño

Uno de los aspectos más importantes del proceso anaerobio, a través de reactores de manto de lodo, es su habilidad para desarrollar y mantener un lodo de elevada actividad y de excelentes características de sedimentación. Para que ello ocurra, se debe tomar diversas medidas en relación al diseño y la operación del sistema.

A continuación se presentan las principales directrices, criterios y parámetros de diseño para reactores UASB para tratamiento de vertimientos orgánicos, de naturaleza doméstica o industrial. Para determinados tipos de efluentes industriales, se deberán adoptar criterios específicos, en función de la concentración del agua residual afluyente, de la presencia de sustancias tóxicas, de la cantidad de sólidos inertes y biodegradables, entre otros.

5.4.5.1 Pre tratamiento de las aguas residuales

Tal como se comentó en el Capítulo 4, los reactores anaerobios de alta tasa se proyectan con volúmenes menores que los correspondientes a los sistemas anaerobios convencionales, razón por la cual la entrada de sólidos no biodegradables en el sistema es altamente perjudicial para el proceso de tratamiento. La acumulación de tal material en el reactor lleva a la formación de zonas muertas y de caminos preferenciales, disminuyendo significativamente el volumen de biomasa en el sistema y la eficiencia del proceso de tratamiento.

De esta manera, el tratamiento de aguas residuales a través de reactores de alta tasa solamente es posible cuando el flujograma de la planta de tratamiento incorpore, mínimamente, unidades de tratamiento preliminar (rejillas y desarenador), destinadas a la remoción de los sólidos gruesos y de los sólidos inorgánicos sedimentables presentes en el afluyente. En los proyectos más recientes, se ha considerado como imprescindible la utilización de un dispositivo de remoción de sólidos con **aberturas inferiores a 15 mm**, y, algunas veces, de un dispositivo para remoción de grasas, de modo que garantice mejores condiciones operacionales al reactor. Por ejemplo, la utilización de cribas mecanizadas (Fig. 5.34) minimiza sobremanera la entrada de sólidos al reactor, mejorando sensiblemente el funcionamiento del dispositivo de distribución del afluyente, debido a la disminución/eliminación de los problemas de obstrucción de los tubos de alimentación.

Con base en recientes experiencias de operación de reactores UASB en el tratamiento de aguas residuales domésticas, se presentan las siguientes recomendaciones principales para el diseño de las unidades que componen el sistema de tratamiento preliminar:

- Para plantas de pequeño tamaño: utilización de rejilla mediana (espaciamiento entre 20 y 40 mm), seguida de rejillas finas (aberturas entre 10 y 15 mm) o ultrafinas (aberturas entre 6 y 10 mm);
- Para plantas de mediano y gran tamaño: utilización de rejillas gruesas (espaciamiento entre 40 y 100 mm), seguidas de rejillas finas (aberturas entre 10 y 20 mm) y de cribas (aberturas entre 0,5 y 6 mm);
- Para plantas de cualquier tamaño: en el caso de utilización de desarenador de flujo horizontal y sección rectangular o cuadrada, el dimensionamiento deberá considerar tasas de flujo superficial máximas de $1.000 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$.

Con la previsión de dispositivos para remoción de grasas se pretende la reducción de los problemas de formación de nata en el reactor, tanto en el interior del colector de gases, como en el sedimentador, hecho que en algunas oportunidades ha provocado diversos problemas operacionales, debido a las dificultades inherentes a la remoción de este material, según se comentó en los ítems 5.4.5.9 y 5.4.5.12.



Fig. 5.34 - Vista de una criba mecanizada utilizada en el sistema de pre tratamiento de aguas residuales afluentes a reactores UASB

5.4.5.2 Carga hidráulica volumétrica y tiempo de retención hidráulica

La carga hidráulica volumétrica es la cantidad (volumen) de agua residual aplicada diariamente al reactor, por unidad de volumen del mismo. Por su parte, el tiempo de retención hidráulica, es el inverso de la carga hidráulica volumétrica, la cual puede expresarse como:

$$\boxed{CHV = \frac{Q}{V}} \quad (5.11)$$

Donde:

CHV: carga hidráulica volumétrica (m³/m³.d)

Q : caudal (m³/d)

V : volumen total del reactor (m³)

$$\boxed{t = \frac{1}{CHV}} \quad (5.12)$$

En la que:

t: tiempo de retención hidráulica (d)

o

$$\boxed{t = \frac{V}{Q}} \quad (5.13)$$

Estudios experimentales han demostrado que la carga hidráulica volumétrica no debe sobrepasar de 5,0 m³/m³.d, lo que equivale a un tiempo de retención hidráulica mínimo de 4,8 horas (= 1/5 x 24 horas).

El diseño de reactores con valores de carga hidráulica superiores (o inferiores en cuanto al tiempo de retención hidráulica) puede perjudicar el funcionamiento del sistema en relación a los siguientes aspectos principales:

- pérdida excesiva de biomasa del sistema, debido al arrastre de lodo con el efluente;
- reducción del tiempo de residencia celular (edad del lodo), y consecuente disminución del grado de estabilización de los sólidos;

- posibilidad de falla del sistema, toda vez que el tiempo de permanencia de la biomasa en este puede ser inferior a su tiempo de crecimiento.

Por lo anteriormente expuesto, el parámetro tiempo de retención hidráulica (t) es de fundamental importancia. Para temperaturas medias próximas a los 20 °C, el tiempo de retención hidráulica puede variar entre 6 y 16 horas, dependiendo del tipo de agua residual. Estudios en escala piloto con reactores operados a una temperatura media de 25 °C, alimentados con agua residual doméstica con alcalinidad relativamente elevada han mostrado que tiempos del orden de 4 horas no afectan el desempeño de tales reactores, ni su estabilidad operacional (van Haandel y Catunda, 1998).

Para aguas residuales domésticas tratadas en un rango de temperaturas cercano a los 20°C, se han adoptado tiempos de retención hidráulica del orden de **8 a 10 horas**, para condiciones de caudal medio. El tiempo de retención para el caudal máximo no debe ser inferior a 4 horas, y los picos de caudal máximo no deberán prolongarse por más de 4 a 6 horas. En el Cuadro 5.14 se presentan algunas directrices para el establecimiento de los tiempos de retención hidráulica en proyectos de reactores de manto de lodo para tratamiento de aguas residuales domésticas.

Cuadro 5.14 Tiempos de retención hidráulica para diseño de reactores UASB

Temperatura del agua residual (°C)	Tiempo de retención hidráulica (h)	
	Para Q_{medio}	Para $Q_{\text{máximo}}$
15 a 18	≥ 10,0	≥ 7,0
18 a 22	≥ 8,0	≥ 5,5
22 a 25	≥ 7,0	≥ 4,5
> 25	≥ 6,0	≥ 4,0

De esta manera, conociéndose el caudal del agua residual afluente Q , admitiéndose un determinado tiempo de retención hidráulica de diseño, el volumen del reactor puede calcularse a través de la Ecuación (5.13), reorganizada de la siguiente manera.

$$V = Q \times t \tag{5.14}$$

5.4.5.3 Carga orgánica volumétrica

Se define la carga orgánica volumétrica como la cantidad (masa) de materia orgánica aplicada diariamente al reactor, por unidad de volumen del mismo:

$$C_v = \frac{Q \times S_0}{V} \quad (5.15)$$

En la que:

C_v : carga orgánica volumétrica (kgDQO/m³.d);

Q : caudal (m³/d);

S_0 : concentración de sustrato afluente (kgDQO/m³);

V : volumen total del reactor (m³).

Por lo anterior, conociéndose el caudal y la concentración del agua residual afluente, y admitiéndose una determinada carga orgánica volumétrica (C_v) de diseño, el volumen del reactor puede calcularse por medio de la Ecuación 5.15, reorganizada como se presenta a continuación:

$$V = \frac{Q \times S_0}{C_v} \quad (5.16)$$

Para efluentes industriales con alta concentración de materia orgánica, la literatura reporta cargas orgánicas extremadamente elevadas aplicadas con éxito en instalaciones piloto (del orden de 45 kgDQO/m³.d), aunque las cargas orgánicas adoptadas en los proyectos de plantas de tratamiento en escala real han sido, vía de regla, inferiores a 15 kgDQO/m³.d. Para tales efluentes, la carga orgánica volumétrica a ser aplicada es la que define el volumen del reactor. Al tratarse de aguas residuales domésticas, cuya concentración de materia orgánica es relativamente baja (generalmente menor que 1000 mgDQO/L), la carga orgánica volumétrica aplicada al reactor es muy inferior, situándose en el rango de 2,5 a 3,5 kg DQO/m³.d. La aplicación de cargas superiores a estas se reflejaría en cargas hidráulicas y, por lo tanto, en velocidades de flujo ascensional excesivas. En ese caso, como se ha afirmado anteriormente, el dimensionamiento del reactor deberá realizarse considerando la carga hidráulica volumétrica. A manera de ejemplo, la Figura 5.35 ilustra la relación entre la concentración del agua residual y el criterio utilizado para determinar el volumen del reactor, considerándose los siguientes datos fijos: $t = 8$ h; $C_v = 15$ kgDQO/m³.d y $Q = 250$ m³/h.

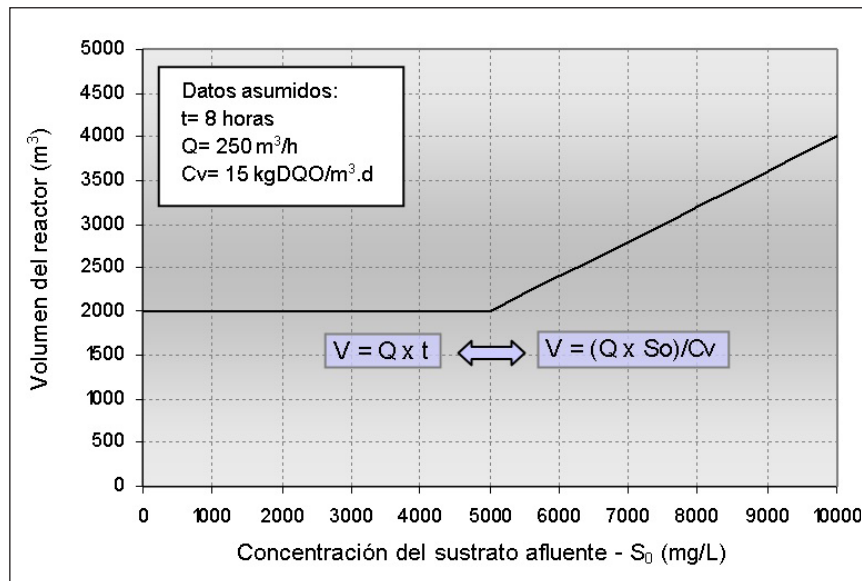


Fig. 5.35 - Relación entre concentración del agua residual y el volumen del reactor

Fuente: Adaptado de Lettinga & Hulshoff Pol (1995)

5.4.5.4 Carga biológica (carga de lodo)

La carga biológica o carga de lodo se refiere a la cantidad (masa) de materia orgánica aplicada diariamente al reactor, por unidad de biomasa presente en el mismo.

$$Cb = \frac{Q \times S_0}{M} \tag{5.17}$$

En la que:

Cb: carga biológica o carga de lodo (kgDQO/kgSTV.d)

Q : caudal (m³/d);

S₀ : concentración de sustrato afluente (kgDQO/m³)

M : masa de microorganismos presentes en el reactor (kgSTV)

Los procedimientos para determinar la cantidad de biomasa en el reactor ya fueron abordados en el Capítulo 3.

La bibliografía especializada recomienda que las cargas biológicas iniciales, durante el arranque de un reactor anaerobio, sean del orden de 0,05 a 0,15 kgDQO/kgSTV.d, dependiendo del tipo de efluente a ser tratado. Estas cargas deberán ser aumentadas gradualmente, en función de la eficiencia del sistema.

La carga biológica máxima depende de la actividad metanogénica del lodo. Para agua residual doméstica, la actividad metanogénica se encuentra usualmente en el rango de 0,1 a 0,4 kgDQO/kgSTV.d, siendo por ello estos valores los límites para dicha carga. La carga biológica, durante el régimen permanente aparente, puede alcanzar, de acuerdo con el tipo de afluente a tratar, valores del orden de 2,0 kgDQO/kgSTV.d.

Experiencias recientes de tratamiento de aguas residuales domésticas con reactores de manto de lodo, han indicado que la aplicación de cargas biológicas entre **0,30 a 0,50 kgDQO/kgSTV.d**, durante el arranque del sistema, no perjudicó la estabilidad del proceso en términos de pH y de ácidos grasos volátiles.

5.4.5.5 Velocidad de flujo superficial

La velocidad de flujo superficial se calcula a partir de la relación entre el caudal afluente y la sección transversal del reactor, según la siguiente ecuación.

$$v = \frac{Q}{A} \quad (5.18)$$

Donde:

V : velocidad de flujo superficial, o velocidad ascensional (m/h);

Q : caudal (m³/h);

A : área de la sección transversal del reactor (m²).

O también, a partir de la razón entre la altura y el tiempo de retención hidráulica:

$$v = \frac{Q \times H}{V} = \frac{H}{t} \quad (5.19)$$

En la que:

H: altura del reactor (m)

La velocidad superficial máxima en el reactor depende del tipo de lodo presente y de las cargas aplicadas. Para reactores operando con lodo tipo floculento y con cargas orgánicas de hasta 5,0 a 6,0 KgDQO/m³.d, las velocidades superficiales medias deben ser del orden de **0,5 a 0,7 m/h**, siendo tolerados picos temporales, durante 2 a 4 horas, de hasta 1,5 a 2,0 m/h. Para reactores que operan con lodo tipo granular, las velocidades superficiales pueden ser significativamente mayores, hasta del orden de 10 m/h. Para el tratamiento de aguas residuales domésticas, se recomiendan las siguientes velocidades de flujo superficial:

Cuadro 5.14 Velocidades de flujo superficial recomendadas para el diseño de reactores UASB destinados al tratamiento de aguas residuales domésticas

Caudal afluyente	Velocidad superficial (m/h)
Caudal medio	0,5 a 0,7
Caudal máximo	≤ 1,1
Picos temporales*	< 1,5

(*) picos de caudal con duración entre 2 y 4 horas

Fuente: Adaptado de Lettinga & Hulshoff Pol (1995)

Por medio de la Ecuación 5.19, se puede verificar la estrecha relación entre la velocidad de flujo superficial, la altura del reactor y el tiempo de retención hidráulica, según se ilustra en la Figura 5.36. Se puede notar que, para las velocidades superficiales (v) y los tiempos de retención hidráulica (t) recomendados para el diseño de reactores UASB para el tratamiento de aguas residuales domésticas (v usualmente inferior a 1,0 m/h - para Q_{med} y TRH entre 6 y 10 horas - para temperaturas que varíen entre 20 y 26 °C), las profundidades de los reactores deberán estar comprendidas entre 3 y 6 metros.

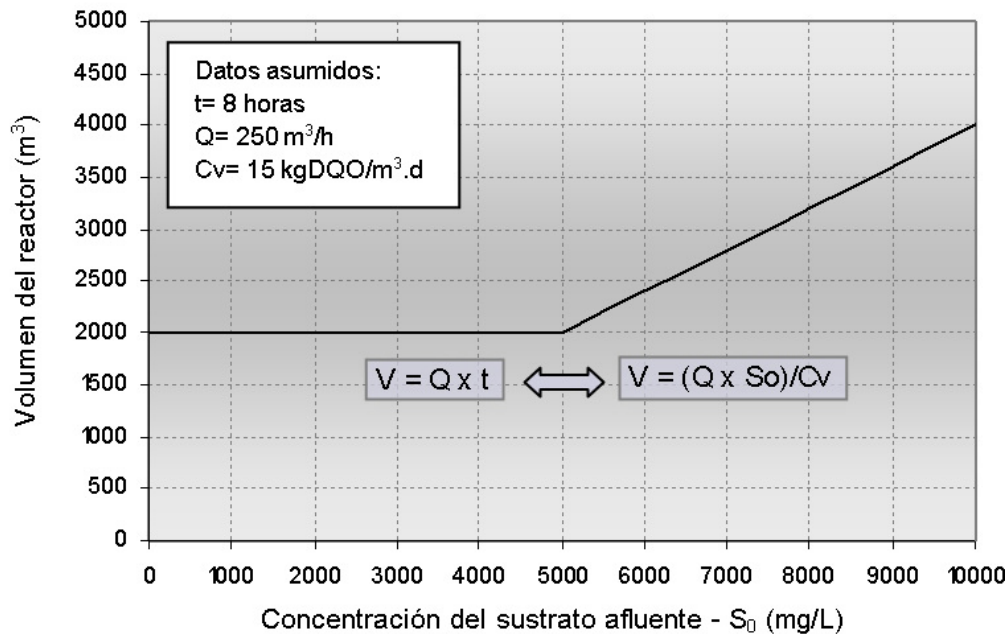


Fig. 5.36 - Relación entre la velocidad superficial y el tiempo de retención hidráulica, para diferentes alturas de reactor

5.4.5.6 Altura del reactor

La altura de reactores de manto de lodo es una función directa del tipo de lodo, de las cargas orgánicas aplicadas y/o cargas hidráulicas volumétricas, que definen las velocidades ascendentes impuestas al sistema. Para el tratamiento de aguas residuales domésticas, en reactores que desarrollan predominantemente el lodo tipo floculento, las velocidades ascensionales impuestas al sistema conducen a reactores con alturas útiles entre **4,0 y 5,0m**, distribuidas así:

- altura del compartimiento de sedimentación: 1,5 a 2,0m
- altura del compartimiento de digestión: 2,5 a 3,5m

Cualquiera que sea la profundidad útil adoptada para el reactor, se recomienda una profundidad mínima del compartimiento de digestión igual a 2,5m.

5.4.5.7 Sistema de distribución del afluente

Para lograr una buena eficiencia en los reactores de manto de lodo es esencial que el sustrato afluente sea distribuido uniformemente en la parte inferior de los reactores, de tal manera que garantice un íntimo contacto entre la biomasa y el sustrato. Para que ello ocurra, y para que sea obtenido el mayor provecho de la biomasa presente en los reactores, es esencial, tanto como sea posible, que se eviten los caminos preferenciales (cortos-circuitos) a través del lecho de lodo. Esto es particularmente importante cuando el proceso se utiliza en el tratamiento de vertimientos de baja concentración (como las aguas residuales domésticas) y/o con bajas temperaturas, toda vez que, en esas situaciones, la producción de biogás puede ser muy baja para permitir una adecuada mezcla. Otros riesgos potenciales para la ocurrencia de cortos-circuitos son:

- pequeña altura del lecho de lodo;
- pequeño número de distribuidores del afluente;
- presencia de lodos con velocidades de sedimentación muy elevadas y/o muy concentrados.

Compartimientos de distribución

En los reactores UASB, la distribución homogénea del afluente es muy importante, con el fin de garantizar un mejor régimen de mezcla y la disminución de la ocurrencia de zonas muertas en el lecho de lodo. De esa forma, la división equitativa del caudal afluente para los diversos tubos distribuidores debe realizarse a través de pequeños compartimientos (cajas), alimentados por vertederos, donde cada caja alimenta un único tubo de distribución, que va hasta el fondo del reactor. Estos compartimientos, localizados en la parte superior del reactor, además de garantizar la distribución uniforme de las aguas residuales en todo el fondo del tanque, posibilitan también la visualización de eventuales aumentos en la pérdida de carga, a través de cada uno de los distribuidores. Una vez detectado el aumento de la pérdida de carga en un distribuidor, este puede ser fácilmente desobstruido, mediante el uso de varas apropiadas. En las Figuras 5.37 a 5.40 se presentan algunos ejemplos de estructuras de distribución en reactores UASB.



Fig. 5.37 - Estructuras circulares de distribución del agua residual afluyente:
PTAR Onça – Belo Horizonte (COPASA MG)

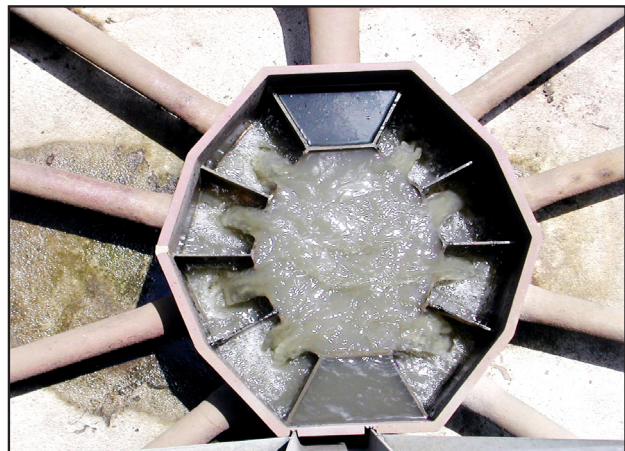


Fig. 5.38 - Cajas de distribución de agua residual afluyente: PTAR Rio Doce – Ipatinga
(COPASA MG)



Fig. 5.39 - Cajas de distribución del agua residual afluyente:
PTAR Rio de Peixe – Itabira (SAAE Itabira)



Fig. 5.40 - Canal longitudinal de distribución del agua residual afluyente:
PTAR Santana – Varginha (COPASA MG)

■ **Tubos de distribución**

El transporte del agua residual, desde los compartimientos de distribución hasta el fondo del reactor, se realiza a través de tubos de distribución. Los siguientes son los principales requisitos para tales tubos:

- el diámetro debe ser suficiente para proporcionar una velocidad descendente al agua residual **inferior a 0,2 m/s**, de tal manera que propicie que las burbujas de aire, eventualmente arrastradas para dentro del tubo, puedan hacer el recorrido ascensional

(contrario al del agua residual). Debe evitarse la introducción de burbujas de aire en el reactor por las siguientes razones (van Haandel & Lettinga, 1994): i) pueden provocar una aireación del lodo anaerobio, perjudicando así la metanogénesis; ii) pueden causar mezcla potencialmente explosiva con el biogás acumulado junto al separador trifásico. Para el caso de tratamiento de aguas residuales de baja concentración, este requisito de velocidad es usualmente atendido, cuando los tubos poseen diámetros del orden de 75 mm;

- el diámetro debe ser lo suficientemente grande para evitar que los sólidos presentes en el agua residual afluyente provoquen la obstrucción frecuente de los conductos. En este aspecto, la presencia excesiva de sólidos en el afluyente puede aumentar la frecuencia de obstrucción de los conductos distribuidores, por ello se hace esencial la previsión de un eficiente sistema de cribado para la remoción previa de los sólidos. La experiencia práctica ha indicado que los tubos de distribución con diámetros de **75 y 100 mm** atienden satisfactoriamente este requisito;
- el diámetro debe ser lo suficientemente pequeño para propiciar una mayor velocidad de flujo junto a su extremidad inferior (fondo del reactor), favoreciendo la buena mezcla y un mayor contacto con el lecho de lodo. Además de eso, una mayor velocidad ayuda a evitar la deposición de sólidos inertes junto al punto de descarga del tubo. Este requisito es de cierta forma incompatible con los anteriores, ya que la reducción del diámetro del tubo dificultará el movimiento ascensional y la liberación de las burbujas de aire, además de aumentar las posibilidades de taponamiento del mismo. Una solución que se podría adoptar es la reducción de la sección del tubo cerca a su extremidad inferior, manteniendo, sin embargo, un área suficiente para evitar el taponamiento. Para el caso de tratamiento de aguas residuales domésticas, la experiencia práctica ha indicado que boquillas con diámetro de aproximadamente **40 a 50 mm**, pueden ser utilizadas con el propósito de aumentar la velocidad en la salida del tubo. Para estos diámetros, las velocidades de salida son usualmente superiores a 0,40 m/s, lo suficiente para evitar la deposición de arena junto a los extremos de los tubos. Alternativamente a las boquillas, pueden practicarse aberturas (ventanas) en los extremos laterales de los tubos de distribución. En ese caso, se pueden utilizar dos aberturas con sección transversal de **25 x 40 mm**, que propician un área equivalente a una boquilla de diámetro igual a 50 mm. Tales dispositivos se ilustran en la Figura 5.41.

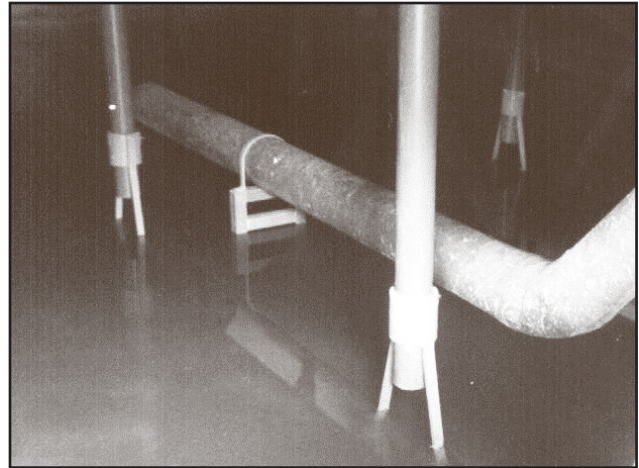
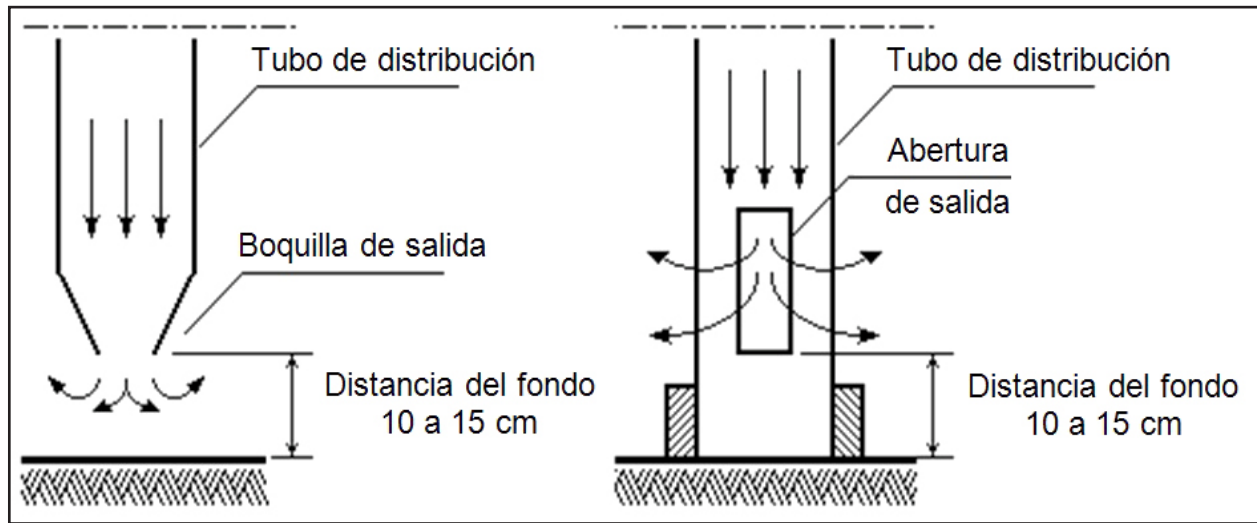


Fig. 5.41 - Ejemplos de salidas de tubos de distribución

Los extremos inferiores de los tubos de distribución deben ser instalados a una distancia de **10 a 20 cm** del fondo del reactor, en puntos pre determinados, de acuerdo con el área de influencia definida en el diseño. El mantenimiento de una posición fija, en relación al fondo del reactor, es de fundamental importancia.

■ **Número de distribuidores**

Con base en lo mencionado anteriormente, la correcta distribución del agua residual, de manera que garantice un contacto efectivo con la biomasa presente en el reactor, se constituye en uno de los aspectos más importantes para el correcto funcionamiento del reactor. El número de distribuidores se determina en función del área de la sección transversal del reactor y del área de influencia adoptada para cada distribuidor, como se indica a continuación:

$$N_d = \frac{A}{A_d} \tag{5.24}$$

En donde:

N_d : número de distribuidores;

A : área de la sección transversal del reactor (m^2);

A_d : área de influencia de cada distribuidor (m^2).

En el Cuadro 5.16 se presentan directrices preliminares para la determinación del área de influencia de distribuidores de caudal en reactores de manto de lodo, en función del tipo de lodo y de las cargas orgánicas aplicadas al sistema.

Cuadro 5.16 Directrices preliminares para la determinación del área de influencia de distribuidores de caudal en reactores de manto de lodo

Tipo de lodo	Carga orgánica aplicada (kgDQO/m ³ .d)	Área de influencia de cada distribuidor (m ²)
Denso y floculento (Concentración > 40 kgSST/m ³)	< 1,0	0,5 a 1,0
	1,0 a 2,0	1,0 a 2,0
	> 2,0	2,0 a 3,0
Medianamente denso y floculento (Concentración 20 a 40 kgSST/m ³)	< 1,0 a 2,0	1,0 a 2,0
	> 3,0	2,0 a 5,0
Granular	< 2,0	0,5 a 1,0
	2,0 a 4,0	0,5 a 2,0
	> 4,0	> 2,0

Fuente: Lettinga & Hulshoff Pol (1995)

Para reactores que traten aguas residuales domésticas, usualmente se desarrolla en el sistema, un lodo de tipo floculento, con características de concentración media a elevada. En relación a las cargas orgánicas aplicadas al sistema, estas son en general del orden de 1,0 a 3,0 kgDQO/m³.d. En tales situaciones, y de acuerdo con las directrices presentadas en el Cuadro 5.16, se verifica que el área de influencia de cada distribuidor deberá ser del orden de 1,5 a 3,0 m².

De acuerdo con estudios efectuados por van Haandel & Lettinga (1994), han sido utilizadas áreas de influencia de distribuidores que varían entre 1,0 y 4,0 m², tal como se presenta en el Cuadro 5.17.

Cuadro 5.17 Áreas de influencia de distribuidores de caudal en reactores de manto de lodo, utilizados para el tratamiento de aguas residuales domésticas

Sistema	Área de influencia de cada distribuidor (m ²)
PTAR Nova Vista - Itabira (Minas Gerais)	2,3 a 3,0
PTAR Rio de Peixe – Itabira (Minas Gerais)	2,4
Pedregal (Paraíba)	2,0 a 4,0
São Paulo (Cetesb)	2,0
Bucaramanga (Colombia)	2,9
Cali (Colombia)	1,0 a 4,0
Kampur (India)	3,7
PTAR Rio Doce – Ipatinga (Minas Gerais)	3,0
PTAR Onça – Belo Horizonte (Minas Gerais)	2,6

Fuente: Adaptado de van Haandel & Lettinga (1994)

Tales autores también encontraron proyectos que consideran un área de influencia, de cada tubo distribuidor, superior a 4 o 5 m². En esos casos, el régimen de mezcla puede estar comprometido durante la operación del reactor, perjudicando el contacto entre biomasa y sustrato y favoreciendo la formación de zonas muertas en el lecho de lodo. Como consecuencia, la eficiencia esperada para el proceso puede no ser alcanzada.

En el caso particular de reactores tronco-cónicos (Fig. 5.32 y 5.33), el área de influencia de los tubos distribuidores no es uniforme a lo largo de la altura de la cámara de digestión, toda vez que la sección transversal del reactor aumenta, del fondo hacia la parte superior del reactor. En esos casos, para garantizar un área de influencia adecuada para los distribuidores de caudal, se debe considerar en los cálculos la sección transversal de la parte más profunda del reactor (región donde se localiza el lecho de lodo, más concentrado), o sea, junto al primer metro de profundidad del reactor.

A sabiendas de los enormes beneficios provenientes de un correcto sistema de distribución, y considerándose el bajo costo de los tubos de distribución, se recomienda que las áreas de influencia de cada distribuidor sean del orden de **2,0 a 3,0 m²**, para el caso del tratamiento de aguas residuales domésticas con concentraciones típicas de DQO (del orden de 400 a 600 mg/L).

5.4.5.8 Separador trifásico

El separador de gases, sólidos y líquidos (separador trifásico) es un dispositivo esencial que necesita ser instalado en la parte superior del reactor. El principal objetivo de este separador es el mantenimiento del lodo anaerobio dentro del reactor, posibilitando que el sistema sea operado con elevados tiempos de retención de sólidos (edad de lodo elevada). Ello se logra, inicialmente, a través de la separación del gas contenido en la mezcla líquida, propiciando, como consecuencia, el mantenimiento de condiciones óptimas de sedimentación en el compartimiento destinado para tal fin, conocido también como compartimiento de decantación. Una vez que se logra la efectiva remoción del gas, el lodo puede ser separado de la masa líquida, en el compartimiento de sedimentación, y regresado al compartimiento de digestión. La Figura 5.42, ilustra la configuración típica de un separador trifásico, con la identificación de los principales elementos que deben ser detallados en el proyecto.

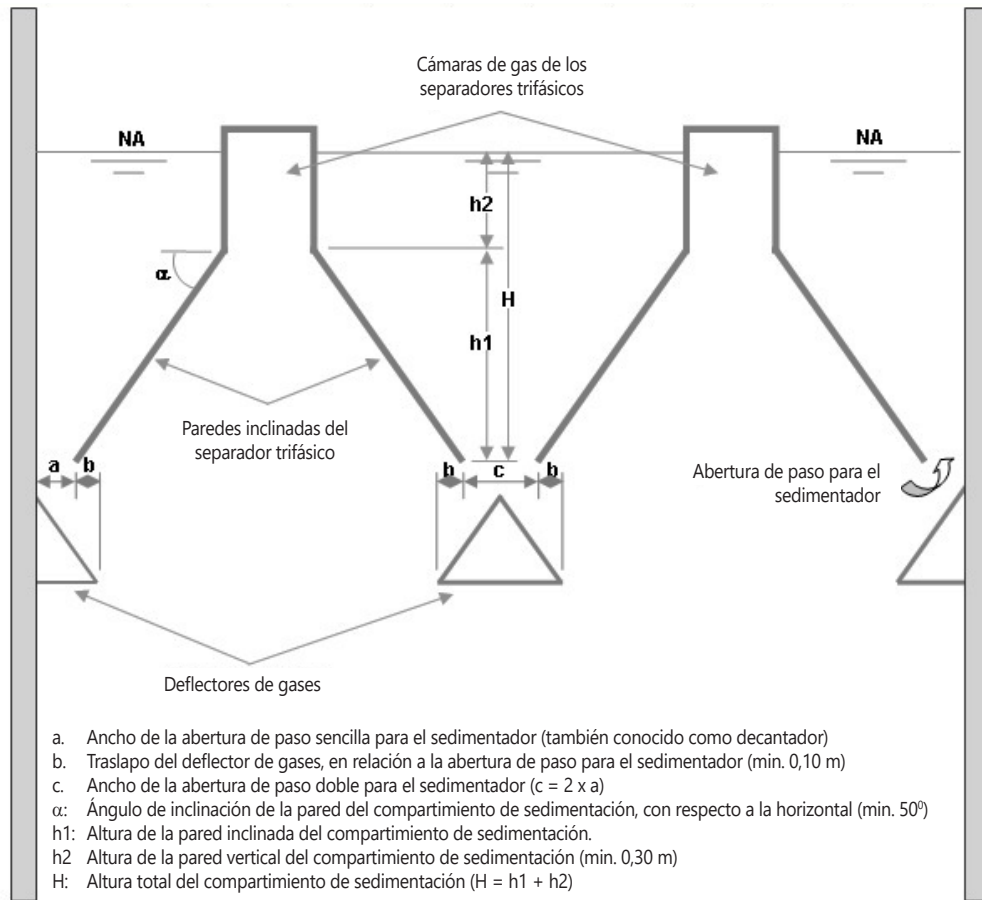


Fig. 5.42 - Configuración esquemática del separador trifásico, con identificación de los deflectores de gas, aberturas de paso para el sedimentador y cámaras de gas.

a) Separación de los gases

El diseño del dispositivo de separación de gases, sólidos y líquidos depende, de cierta forma, de las características del agua residual, del tipo de lodo presente en el reactor, de la carga orgánica aplicada, de la producción esperada de biogás y de las dimensiones del reactor. Con el objetivo de evitar la flotación del lodo y la consecuente pérdida de biomasa del reactor, las dimensiones del separador deben ser tales que permitan la formación de una interfase líquido-gas en el colector de gases, suficiente para permitir la fácil liberación del gas "retenido" en el lodo. La tasa de liberación de biogás debe ser lo suficientemente elevada, para vencer una posible capa de nata, y también lo suficientemente baja para liberar rápidamente el gas del lodo, no permitiendo, de esa forma, el arrastre y la posterior acumulación de lodo en los tubos de salida de gas. Souza (1986) recomienda tasas de liberación mínima de $1,0 \text{ m}^3\text{gas/}$

m².h y máxima de 3,0 a 5,0 m³gas/m².h. La determinación de la tasa de liberación de biogás se realiza por medio de la siguiente ecuación:

$$K_g = \frac{Q_{\text{biogás}}}{A_i} \quad (5.25)$$

En la que:

- K_g : tasa de liberación de biogás (m³/m².h)
 $Q_{\text{biogás}}$: producción volumétrica de biogás (m³/h)*
 A_i : área da interfase líquido-gas (m²)

(*) la producción de biogás puede ser estimada a partir de las Ecuaciones 5.27, 5.28 y 5.29, presentadas en el ítem 5.4.5.11.

Para el diseño de la cámara (también llamada campana) de gas (parte interna del separador trifásico) de reactores UASB en el tratamiento de aguas residuales domésticas, deben seguirse las siguientes recomendaciones:

- El ancho de la parte superior (sección rectangular de la cámara) deberá ser mayor o igual a **0,25 m**, con el fin de posibilitar una adecuada tasa de liberación del biogás y, al mismo tiempo, una buena condición de inspección y limpieza. Nótese que es en esta parte superior de la cámara de gas que se acumula parte de la nata formada en el reactor.
- Deben utilizarse materiales impermeables al gas y resistentes a la corrosión. Para el caso de cámaras de gas construidas en concreto o acero, es necesario el uso de revestimientos que protejan a la estructura contra la corrosión.

b) Separación de los sólidos

Después de la separación de los gases, el líquido y las partículas sólidas que abandonan el manto de lodo tienen acceso al compartimiento de sedimentación. En dicho compartimiento, ocurren condiciones ideales de sedimentación de las partículas sólidas, debido a las bajas velocidades ascensionales y a la ausencia de burbujas de gas. El retorno del lodo retenido en el compartimiento de sedimentación de vuelta al compartimiento de digestión, no requiere ninguna medida especial, siempre y cuando se atiendan las siguientes directrices básicas:

- instalación de deflectores, localizados inmediatamente debajo de las aberturas de paso del compartimiento de digestión para el compartimiento de sedimentación, de tal manera que permita la separación del biogás y propicie que solo el líquido y los sólidos ingresen al compartimiento de sedimentación;
- ejecución de las paredes del compartimiento de sedimentación con inclinaciones siempre superiores a 45°. Idealmente, deben adoptarse inclinaciones mayores o iguales a **50°** (ángulo α , en la Figura 5.42);
- adopción de profundidad mínima del compartimiento de sedimentación igual a **1,50 m**, siendo por lo menos **0,30 m** con pared vertical (medida **h1**, en la Figura 5.42);
- adopción de tasas de aplicación superficial y tiempos de retención hidráulica en el compartimiento de sedimentación de acuerdo con el Cuadro 5.18.

Cuadro 5.18 Tasas de aplicación superficial y tiempos de retención hidráulica en el compartimiento de sedimentación

Caudal afluente	Tasa de aplicación superficial (m/h)	Tiempo de retención hidráulica (h)
Caudal medio	$\leq 0,8$	$\geq 1,5$
Caudal máximo	$\leq 1,2$	$\geq 1,0$
Picos temporales*	$< 1,5$	$> 0,6$

(*) picos de caudal con duración máxima de 2 horas

▪ **Aberturas de paso hacia el sedimentador**

Las aberturas que posibilitan el paso de las aguas residuales, del compartimiento de digestión hacia el de sedimentación, deben ser diseñadas de tal manera que posibiliten:

- la separación de los gases, antes que las aguas residuales ingresen a la zona de sedimentación, favoreciendo la sedimentación de los sólidos en el sedimentador. Para ello, el diseño de las aberturas debe prever una superposición (traslape) mínima de **0,10 m** del deflector de gases en relación a la abertura de paso, de forma que se garantice la correcta separación de las fases gaseosa y líquida (medida **b**, en la Figura 5.42);
- la retención de los sólidos en el compartimiento de digestión, a través del mantenimiento de velocidades en las aberturas inferiores a los rangos recomendados en el Cuadro 5.19;

- el retorno de los sólidos sedimentador en el sedimentador, para el compartimiento de digestión. Dicho retorno de sólidos debe ocurrir a partir de la previsión de inclinaciones adecuadas de las paredes del sedimentador y de los deflectores de gases (ángulo α , en la Figura 5.42), y también del mantenimiento de velocidades compatibles a través de las aberturas.

La determinación de las velocidades a través de las aberturas de paso para el sedimentador se realiza por medio de la siguiente ecuación:

$$v_{ab} = \frac{Q}{A_{ab}} \quad (5.25)$$

Donde:

v_{ab} : velocidad a través de la abertura de paso hacia el sedimentador (m/h);

Q : caudal de agua residual (m³/h);

A_{ab} : área libre de la abertura de paso para el sedimentador (m²).

Cuadro 5.19 Velocidades a través de las aberturas de paso para el sedimentador

Caudal afluente	Velocidad (m/h)
Caudal medio	≤ 2,5
Caudal máximo	≤ 4,0
Picos temporales*	< 5,5

(*) picos de caudal con duración máxima de 2 horas

- **Tiempo de retención hidráulica en el sedimentador**

El tiempo de retención hidráulica mínimo recomendado en el compartimiento de sedimentación es del orden de 1,5 h (para Q_{medio}), tal como fue presentado en el Cuadro 5.18. Verificaciones efectuadas en proyectos ya implantados han indicado que los tiempos de retención para los caudales medios de inicio y final del proyecto no siempre se encuentran dentro del rango definido. Para reactores alimentados a través de estaciones de bombeo, la tendencia es que los tiempos de retención sean aun más reducidos, llegando, algunas veces, a 0,5 horas, para la condición de dos o más bombas en operación.

En las situaciones en que las velocidades a través de las aberturas de paso para el sedimentador son elevadas y el tiempo de retención en la unidad de sedimentación es reducido, es de esperarse una elevada pérdida de sólidos y el deterioro de la calidad del efluente, además de la eventual falla del sistema de tratamiento.

5.4.5.9 Sistema de colecta del efluente

La colecta del efluente del reactor se efectúa en su parte superior, junto al compartimiento de sedimentación. Los dispositivos que usualmente se han utilizado para la colecta del efluente son las **canaletas con vertederos triangulares** (Fig. 5.43) y los **tubos perforados sumergidos** (Fig. 5.44).

Cuando se utilice una canaleta con vertederos triangulares (Fig. 5.43), se deben tener cuidados especiales a la nivelación de la misma, toda vez que pequeños desniveles en la canaleta pueden representar una variación significativa del caudal captado en sus diferentes puntos. Otro cuidado en relación a las canaletas se refiere a la posibilidad de liberación de gases, particularmente H_2S , en función de la turbulencia cerca a los vertederos. En ese sentido, las salidas ahogadas, sin turbulencia del efluente, son más apropiadas. También los tubos de transporte del efluente deben evitar caídas y puntos de turbulencia, de tal forma que se minimice la liberación de gases.

En cuanto a la utilización o no de **retenedores de nata** a lo largo de la canaleta de colecta del efluente, el abordaje realizado en el ítem 5.4.3.3 indica que no hay necesidad de previsión de tales dispositivos cuando las aguas residuales crudas presenten concentraciones típicas de aguas residuales domésticas más diluidas ($DQO < 600$ mg/L, $DBO < 300$ mg/L, $SST < 300$ mg/L y $OG < 50$ mg/L). En tales casos, los reactores más modernos han sido proyectados sin retenedores de nata, posibilitando la salida del material flotante junto con el efluente. Como las concentraciones esperadas de ese material son bastante reducidas, puesto que su descarte ocurre en la medida en que la nata se forma, el impacto en la calidad del efluente de los reactores anaerobios será muy reducido (ver Ejemplo 5.5). Además, en los casos en que el efluente de los reactores anaerobios es conducido a unidades de pos-tratamiento, existirá la garantía de atenuación de eventuales problemas derivados de la pérdida de sólidos en dicho tipo de reactores.

Solamente en los casos de aguas residuales más concentradas y en sistemas de pos-tratamientos que involucren mecanismos de filtración, como es el caso de biofiltros aireados

sumergidos (que utilizan material de relleno con diámetro en el rango de 2 a 6 mm y no utilizan sedimentador secundario) es recomendable el uso de retenedores de nata en los sedimentadores de los reactores UASB.

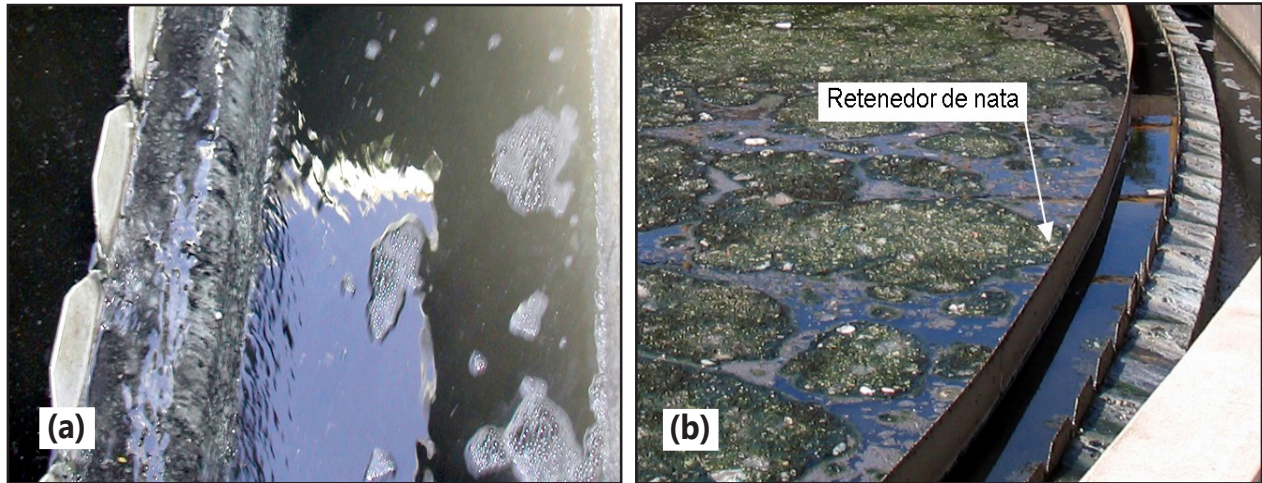


Fig. 5.43 - Colecta de efluente por medio de canaletas con vertederos triangulares:
a) canaleta sin retenedor de nata, b) canaleta con retenedor de nata

Se ha observado que la alternativa de utilizar tubos sumergidos para la colecta del efluente es eficiente, principalmente en tres aspectos:

- por ser dispositivos sumergidos, se favorece el mantenimiento de caudales uniformes en los orificios, siendo menos importantes los requisitos de nivelación de los tubos de colecta;
- la utilización de tubos ahogados reduce o elimina los riesgos de turbulencia, así como de liberación de gases y malos olores;
- con la colecta sumergida, no hay necesidad de utilizar retenedores de nata, puesto que el efluente es removido por debajo del nivel de la capa de nata.

Una de las desventajas del sistema de colecta por medio de tubos sumergidos es la posibilidad de acumulación de sólidos en los orificios y al interior del tubo. Como la limpieza no siempre es posible, se recomienda que los tubos se instalen con una pendiente mínima de 1%, con el fin de favorecer la auto limpieza de los mismos.

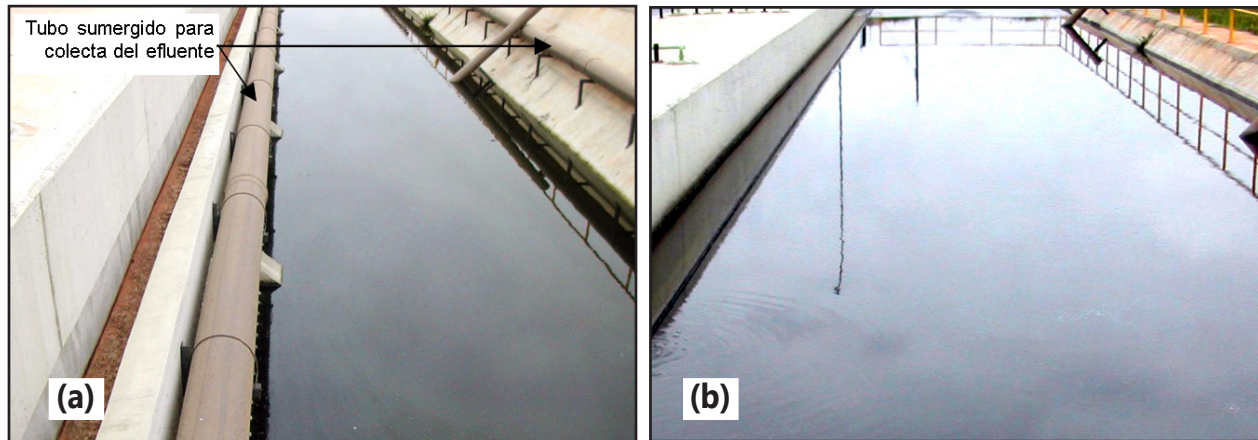


Fig. 5.44 - Vista de sedimentador con colecta de efluente por medio de tubos perforados sumergidos: a) NA por debajo del nivel operacional, b) NA en el nivel operacional.

Fuente: PTAR Melchior - Brasilia: CAESB

5.4.5.10 Eficiencias de reactores UASB

Tal como se comentó en el Capítulo 2, el modelamiento matemático aplicado al diseño y la operación de sistemas anaerobios aun ha sido poco utilizado en la práctica, particularmente para sistemas que traten sustratos complejos, como las aguas residuales domésticas. Se espera en un futuro cercano avances significativos en ese campo, en función del Modelo de Digestión Anaerobia N^o. 1, desarrollado por el grupo de trabajo de la International Water Association (IWA), para modelamiento matemático de procesos de digestión anaerobia (Batstone *et al.*, 2002).

Con base en lo anterior, la estimación de la eficiencia de los reactores UASB aun se ha realizado por medio de relaciones empíricas, obtenidas a partir de resultados experimentales de reactores en operación.

Las Figuras 5.45 y 5.46 muestran los resultados operacionales de dieciséis reactores UASB en escala real, todos operando bajo las siguientes condiciones:

- Temperatura del agua residual: entre 20 y 27 °C
- Concentración de DQO del agua residual cruda: entre 300 y 1.400 mg/L
- Concentración de DBO del agua residual cruda: entre 150 y 850 mg/L

Puede observarse que las eficiencias de remoción de DQO y DBO son afectadas, de forma significativa, por el tiempo de retención hidráulica del sistema, registrando variaciones entre el 40 y el 80% para la remoción de DQO, y entre 40 y 90% para la remoción de DBO.

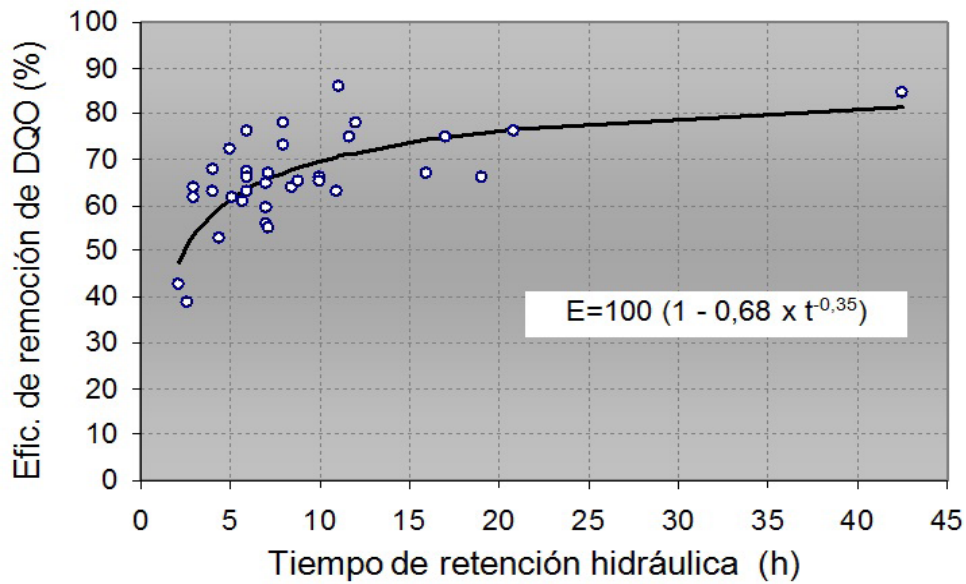


Fig. 5.45 - Eficiencias de remoción de DQO esperadas para reactores UASB, para tratamiento de aguas residuales domésticas

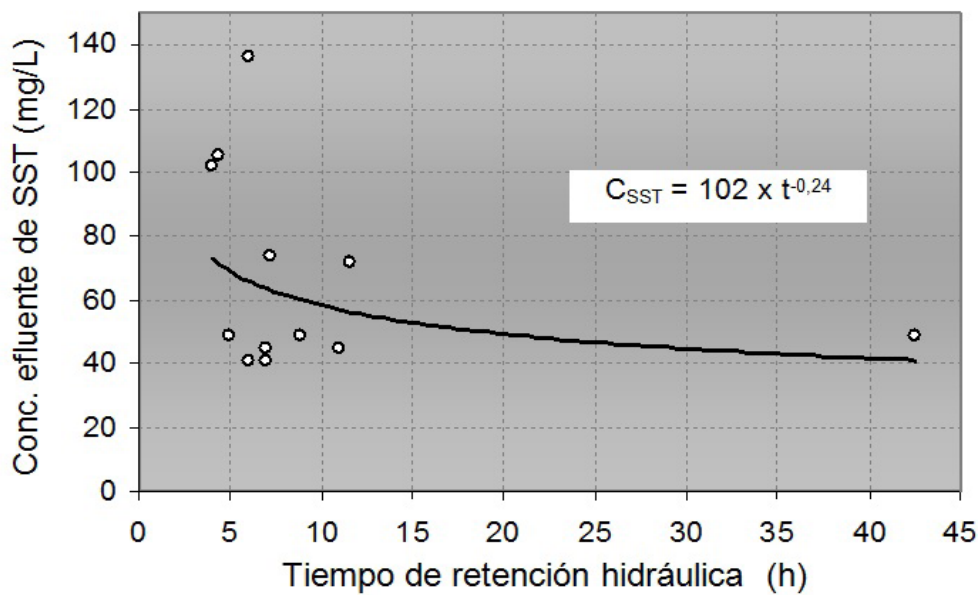


Fig. 5.46 - Eficiencias de remoción de DBO esperadas para reactores UASB, en el tratamiento de aguas residuales domésticas

A partir del ajuste de los resultados operacionales de estos dieciséis reactores, se obtuvieron curvas de eficiencia, representadas por las Ecuaciones 5.20 y 5.21. Dichas ecuaciones permiten estimar las eficiencias de reactores UASB al tratar aguas residuales domésticas en un rango de temperatura entre 20 y 27 °C, en función del tiempo de retención hidráulica, para los parámetros DQO y DBO, respectivamente. Sin embargo, se debe resaltar la limitación de tales ecuaciones, debido al número bastante reducido de datos utilizados para la determinación de las constantes empíricas, que entre sí exhibían grandes desviaciones.

$$E_{DQO} = 100 \times (1 - 0,68 \times t^{-0,35}) \quad (5.20)$$

En donde:

E_{DQO} : eficiencia del reactor UASB en términos de remoción de DQO (%);

t : tiempo de retención hidráulica (h);

0,68: constante empírica;

0,35: constante empírica.

$$E_{DBO} = 100 \times (1 - 0,70 \times t^{-0,50}) \quad (5.21)$$

Donde:

E_{DBO} : eficiencia del reactor UASB en términos de remoción de DBO (%);

t : tiempo de retención hidráulica (h);

0,70: constante empírica;

0,50: constante empírica.

■ Estimación de la concentración de DQO y de DBO en el efluente final

A partir de la eficiencia esperada para el sistema, se puede estimar la concentración de DQO y de DBO en el efluente final, como se presenta a continuación.

$$S = S_0 - \frac{E \times S_0}{100} \quad (5.22)$$

Donde:

S : concentración de DQO o de DBO efluente (mg/L);

S_0 : concentración de DQO o de DBO afluente (mg/L);

E : eficiencia de remoción de DQO o de DBO (%).

■ Estimación de la concentración de SST en el efluente final

La concentración de sólidos en suspensión en el efluente final de reactores UASB depende de una serie de factores, entre los que se pueden destacar:

- la concentración y las características de sedimentabilidad del lodo presente en el reactor;
- la frecuencia de purga de lodo y la altura del lecho de lodo en el reactor;
- las velocidades en las aberturas de paso hacia el sedimentador;
- la existencia de retenedores de nata en el compartimiento de sedimentación;
- la eficiencia del separador de gases, sólidos y líquidos;
- las tasas de aplicación y los tiempos de retención hidráulica en los compartimientos de digestión y de sedimentación.

Ante la ausencia de estudios que relacionen, de forma sistematizada, la concentración de sólidos en el efluente con algunos de los factores mencionados anteriormente, se optó por la consolidación de los resultados operacionales de cinco reactores solamente en relación con el tiempo de retención hidráulica en el sistema (Fig. 5.47). Los resultados de SST de los otros once reactores, utilizados para el establecimiento de las relaciones empíricas de remoción de DQO y DBO, no fueron incluidos porque se mostraron como atípicos o porque no se encontraban disponibles. Se puede observar que las concentraciones de sólidos en el efluente son afectadas, de forma significativa, por el tiempo de retención hidráulica del sistema, registrando valores entre el rango de 40 a 140 mg/L

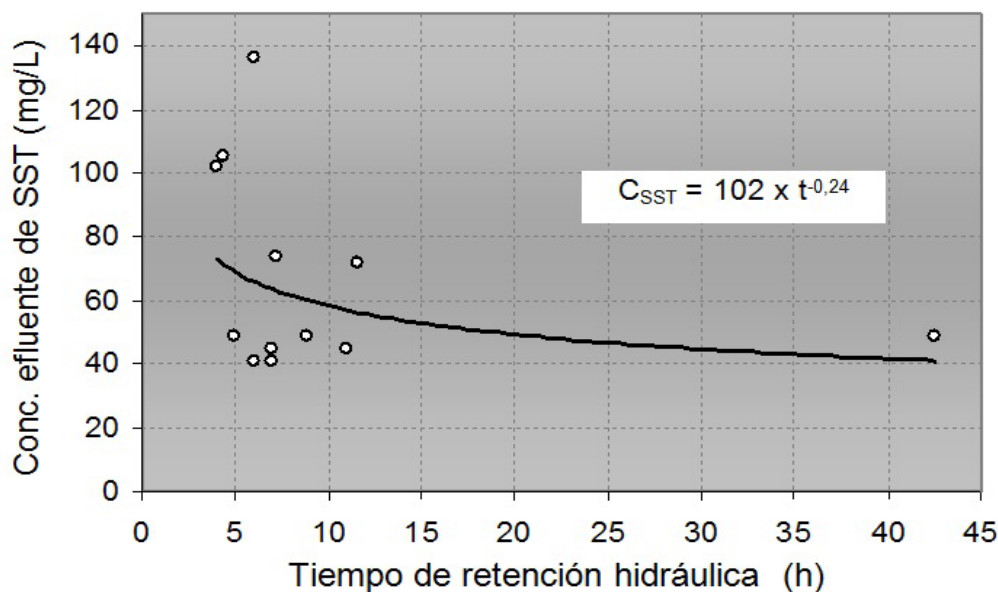


Fig. 5.47 - Concentraciones de SST esperadas en el efluente de reactores UASB utilizados para el tratamiento de aguas residuales domésticas

A partir del ajuste de los resultados operacionales de los cinco reactores, se obtuvo una curva que representa la concentración de sólidos esperada en el efluente, de acuerdo con la Ecuación 5.23. De la misma forma que para la DQO y para la DBO, se debe resaltar las limitaciones de esta expresión, debido al número bastante reducido de datos utilizados para la determinación de las constantes empíricas y también por las grandes desviaciones observados entre los datos. Además de eso, en la Ecuación 5.23 no son consideradas otras variables que interfieren con la concentración de sólidos en el efluente.

$$C_{SST} = 102 \times t^{-0,24} \quad (5.23)$$

Donde:

C_{SST} : concentración de sólidos totales en suspensión en el efluente (mg/L)

t : tiempo de retención hidráulica (h)

102 : constante empírica

0,24: constante empírica

5.4.5.11 Producción, captura y tratamiento del biogás

a) Producción de biogás

La evaluación de la producción de biogás puede realizarse a partir de la estimación de la carga de DQO afluente al reactor, que es convertida en gas metano, según lo tratado en el Capítulo 2. De manera simplificada, la determinación de la fracción de DQO convertida en gas metano se puede realizar como se presenta a continuación.

$$DQO_{CH_4} = Q \times (S_0 - S) - Y_{obs} \times Q \times S_0 \quad (526)$$

En la que:

DQO_{CH_4} : carga de DQO convertida en metano (kgDQO_{CH₄}/d);

Q : caudal de agua residual afluente (m³/d);

S_0 : concentración de DQO afluente (kgDQO/m³);

S : concentración de DQO efluente (kgDQO/m³);

Y_{obs} : coeficiente de producción de sólidos en el sistema, en términos de DQO (0,11 a 0,23 kgDQO_{lodo}/kgDQO_{apl}).

La conversión de la *masa* de metano ($\text{kgDQO}_{\text{CH}_4}/\text{d}$) en producción *volumétrica* ($\text{m}^3\text{CH}_4/\text{d}$) puede hacerse utilizando las siguientes ecuaciones:

$$Q_{\text{CH}_4} = \frac{DQO_{\text{CH}_4}}{f(T)} \quad (5.27)$$

Donde:

Q_{CH_4} : producción volumétrica de metano (m^3/d);

$f(T)$: factor de corrección para la temperatura operacional del reactor (kgDQO/m^3).

$$f(T) = \frac{P \times K_{DQO}}{R \times (273 + T)} \quad (5.28)$$

En la que:

P : presión atmosférica (1 atm);

K_{DQO} : DQO correspondiente a un mol de CH_4 (64 gDQO/mol);

R : constante de los gases (0,08206 atm.L/mol.K);

T : temperatura operacional del reactor ($^{\circ}\text{C}$).

Una vez obtenida la producción teórica de metano, se puede estimar la producción total de biogás, a partir del contenido esperado de metano en este, de acuerdo con la Ecuación 5.29. Para el tratamiento de aguas residuales domésticas, los contenidos de metano en el biogás son generalmente del orden de 70 a 80%.

$$Q_{\text{biogás}} = \frac{Q_{\text{CH}_4}}{C_{\text{CH}_4}} \quad (5.29)$$

Donde:

$Q_{\text{biogás}}$: producción volumétrica de biogás (m^3/d);

Q_{CH_4} : producción volumétrica de metano (m^3/d);

C_{CH_4} : concentración de metano en el biogás, usualmente del orden de 70 a 80%

b) Captura de biogás

Hasta hace poco tiempo, los procesos anaerobios eran asociados a gases malolientes, lo que se convirtió en el principal impedimento para una mayor utilización de dichos procesos en el tratamiento de efluentes líquidos. Con el mayor número de estudios e investigaciones desarrollados en el área, principalmente a partir de la década de los años setenta, se consolidó un mayor conocimiento de la microbiología y la bioquímica del proceso anaerobio y por ende de las medidas a ser adoptadas para el control de los gases.

En lo que respecta a la formación de gases malolientes, generalmente asociados a la reducción de compuestos de azufre a sulfuro de hidrógeno (H_2S), se deben tomar medidas para evitar que tales gases escapen hacia la atmósfera, especialmente cuando existan zonas habitacionales cercanas al área de tratamiento. Como el gas sulfhídrico puede escapar del reactor, tanto por vía líquida (disuelto en el efluente), como por vía gaseosa (colector de gases) (ver discusión en el ítem 5.4.3.2), se deberán tomar diferentes medidas.

La liberación del biogás de forma incontrolada hacia la atmosfera es muy perjudicial, no solamente por la posibilidad de ocurrencia de malos olores que afecten las vecindades más cercanas, sino principalmente por los riesgos inherentes al gas metano, que, además de ser combustible, contribuye cerca de 21 veces más que el gas carbónico al efecto de invernadero. Por lo anterior, el biogás producido en el reactor debe ser capturado, medido y posteriormente utilizado o quemado.

Al ser inflamable, el gas requiere cuidados de seguridad alrededor del área del reactor, siendo prohibido fumar o desarrollar cualquier actividad en la que se emplee llama (soldadura, calentamiento de comida etc.). En todo el entorno de los reactores anaerobios así como también en su parte superior deberán fijarse **avisos alertando sobre el peligro del gas**.

Los gases resultantes del proceso de digestión anaerobia son colectados en la parte interna de los separadores trifásicos (cámaras de gas), localizados en la parte superior del reactor (Fig. 5.42), de allí son conducidos hacia reservorios de almacenamiento o hacia quemadores de gases. En el recorrido, desde los reactores hasta llegar al reservorio (o al quemador), los gases deberán pasar, secuencialmente, por los siguientes dispositivos mínimos:

- tubería de colecta;
- compartimiento hermético con sello hidráulico y purga de biogás;
- medidor de biogás (opcional);
- reservorio de biogás.

Cuando el biogás no es aprovechado, el reservorio es sustituido por una válvula corta llama y un quemador de gases, preferiblemente localizados a una distancia segura del reactor, según se ilustra en las Figuras 5.49 y 5.50.

Para reactores anaerobios de mediano y gran tamaño, donde la producción de biogás es elevada, el sistema de captura (colecta) y transporte del biogás deberá contemplar dispositivos que proporcionen mayor seguridad contra accidentes, como por ejemplo:

- válvula corta llama;
- manómetro, para medición de la presión en la línea de gases;
- válvula de alivio de presión y de vacío;
- tanque de presurización y sedimentación;
- medidor de caudal;
- quemador de gases.

En la Figura 5.48 se muestra la disposición de un sistema de colecta y medición de biogás, localizado en la parte superior de un reactor UASB.

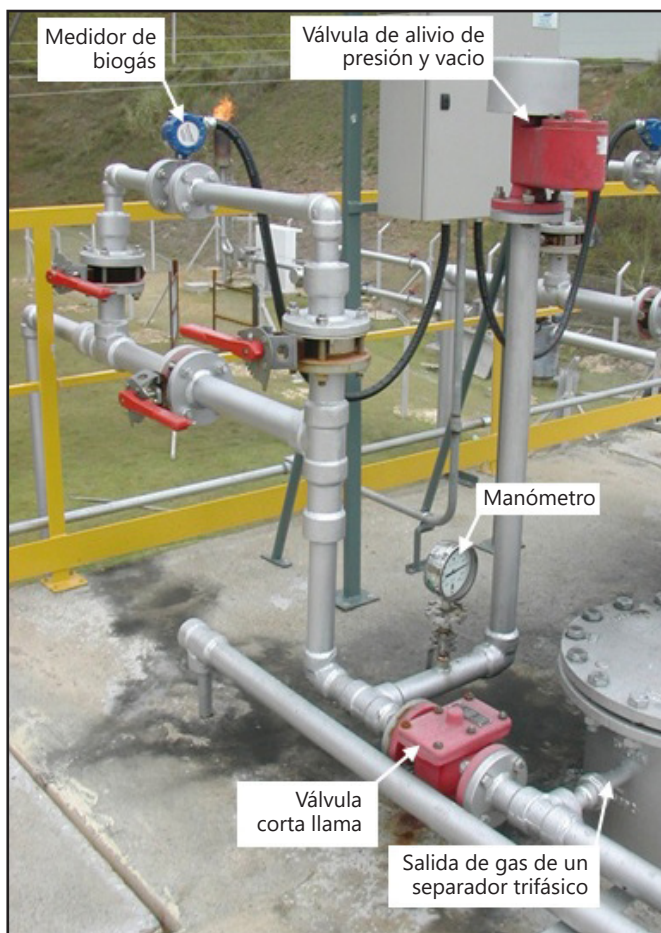


Fig. 5.48 - Sistema de colecta y medición de biogás de un reactor UASB: PTAR Onça – Belo Horizonte (COPASA MG)

Otras recomendaciones:

- previsión de registros de purga de humedad en todos los puntos bajos de la línea de biogás;
- especificación de la tubería de transporte de biogás resistente a la corrosión y dimensionada para una velocidad máxima de 4,0 m/s, calculada en relación al caudal medio de producción de biogás;
- previsión, siempre que sea posible, de implementar un medidor de caudal de biogás. Tal dispositivo es muy importante para el monitoreo de la cantidad de gas producida en el sistema, y esta es esencial para la evaluación de la eficiencia del proceso.
- garantía de presión mínima de 1.500 Pa (0,15 m.c.a.) al interior de las cámaras de gas del reactor.

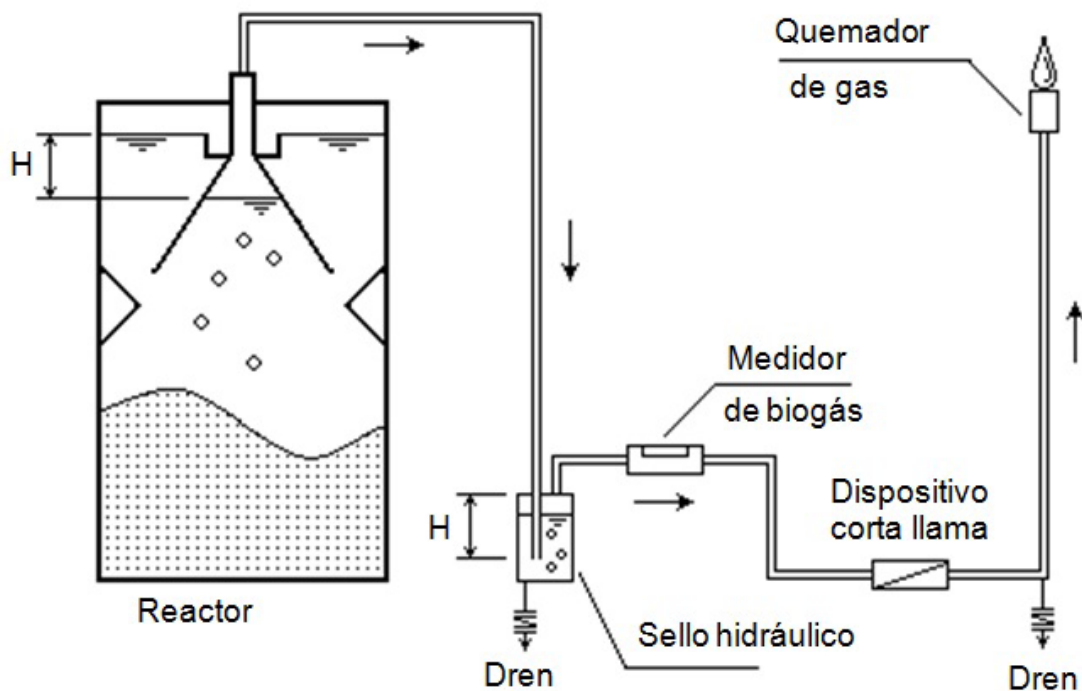


Fig. 5.49 - Diagrama de un sistema de gases para reactores UASB de pequeño tamaño



Fig. 5.50 Vista de un quemador de gases de un reactor UASB de gran tamaño:
PTAR Onça – Belo Horizonte (COPASA MG)

c) Tratamiento del biogás

Tal como fue comentado en el ítem 5.4.3.2, la generación de malos olores en las plantas de tratamiento de aguas residuales demanda la adopción de medidas de prevención en su producción, o en el tratamiento de los gases.

En los reactores UASB, los separadores trifásicos posibilitan la captura de los gases producidos en el proceso de tratamiento, pero solamente de los que presentan menor solubilidad en el agua y que se liberan de la fase líquida. Estos gases constituyen el biogás propiamente dicho, pues son ricos en metano (usualmente entre 70 y 80%) y, proporcionalmente, pobres en H_2S . Pese a ser pobre en H_2S , el biogás también es fuente de problemas de corrosión en el interior de los separadores trifásicos, especialmente por encima del nivel del agua. Para esa fracción de los gases, el diseño debe contemplar los dispositivos usuales de colecta y de seguridad, como fue comentado en el ítem anterior (5.4.5.11-b). El tratamiento del biogás dependerá del tipo de utilización que se pretende dar, pudiendo involucrar las siguientes etapas: remoción de humedad, remoción de gas carbónico, remoción de gas sulfhídrico. Nótese que en el caso de la simple quema, usualmente no se realiza ningún tipo de tratamiento del biogás.

Los gases que presentan mayor solubilidad en el agua, como es el caso del sulfuro de hidrógeno (H_2S), permanecen en la fase líquida y pueden estar presentes en proporciones relativas mucho mayores al interior del compartimiento de sedimentación, pudiendo ser generadores de problemas como corrosión y emanación de malos olores. Para esa fracción de los gases, el diseño debe contemplar una línea de colecta totalmente independiente de la línea del biogás captado del interior de los separadores trifásicos. Como los gases contenidos en la parte superior de los sedimentadores no se encuentran presurizados, su remoción dependerá de la implantación de un equipo de exhaustión, que puede pre-dimensionarse de acuerdo con las siguientes directrices básicas:

- Tipo de exaustor: centrífugo industrial;
- Material de fabricación: material no corrosivo (plástico, acero inoxidable, etc.);
- Capacidad de exhaustión: suficiente para promover de 4 a 5 renovaciones/h de la atmósfera del interior de los sedimentadores (volumen contenido entre el nivel de agua y la cara inferior de la losa de cubierta);
- Vacío en el interior de la cámara de sedimentación: entre 1 y 2 mm.c.a.;
- Velocidad en la línea de gas: entre 6 y 12 m/s.

Con relación al tratamiento de los gases capturados al interior de los compartimientos de sedimentación, una alternativa bastante atractiva ha sido la utilización de biofiltros, con el objetivo de promover la oxidación biológica del H_2S . Aunque existan varias posibilidades de configuración para los biofiltros (Campos & Pagliuso, 1999; Belli Filho *et al.*, 2001), ha sido frecuente la construcción de biofiltros en la forma de zanjas excavadas en el suelo y rellenas con medio filtrante. Ese tipo de biofiltro puede ser pre-dimensionado de acuerdo con las siguientes directrices principales:

- Material de relleno (medio filtrante): mezcla de tierra vegetal, compuesto orgánico, aserrín etc.
- Disposición del medio filtrante: homogéneamente, sin ningún tipo de compactación, sobre una capa de piedra que envuelve el sistema de distribución de gas proveniente del exaustor;

- Control de humedad del medio filtrante: deberá ser mantenida entre 50 y 60%. Para ello, se puede prever un punto de agua, dotado de sistema de aspersión.

5.4.5.12 Producción y remoción de nata

a) Producción de nata

El espesor de la capa de nata acumulada en reactores UASB depende fundamentalmente de la composición del sustrato, especialmente del contenido de sólidos en suspensión y de aceites y grasas. Una elevada carga de sólidos también puede generar bajos tiempos de retención de sólidos, alterando la composición del lecho de lodo (microbiológica, física y químicamente) y causando la acumulación de sustancias flotables (lípidos y proteínas) (Laubscher *et al.*, 2001; Mahmoud *et al.*, 2003). También algunos materiales ligeros y de pequeñas dimensiones, no removidos en las unidades de tratamiento preliminar, entran a constituir la capa de nata, que se acumula en la superficie de los compartimientos de sedimentación y en el interior de los separadores trifásicos (Pagliuso *et al.*, 2002). Otras razones para la acumulación de nata en reactores UASB son:

- Arrastre de partículas de lodo biológico del compartimiento de digestión hacia el compartimiento de sedimentación, debido a la imposición de elevadas velocidades ascensionales (Sousa, 2006);
- Adsorción de ácidos grasos de cadena larga, resultantes de la hidrólisis de lípidos, sobre lodo granular (Hwu *et al.*, 1998);

Adicionalmente, la tasa de acumulación de nata en los sedimentadores dependerá mucho del correcto gerenciamiento del lodo en el interior de los reactores. O sea, la no remoción del lodo de exceso con la frecuencia adecuada muy seguramente provocará una mayor pérdida de sólidos para el compartimiento de sedimentación, ocasionando el aumento de la tasa de producción de nata y el posible deterioro de la calidad del efluente final.

La acumulación de nata puede ocurrir en dos lugares distintos: i) **en el interior del separador trifásico**; y ii) **en la superficie del sedimentador**, tal como se ilustra en la siguiente Figura.

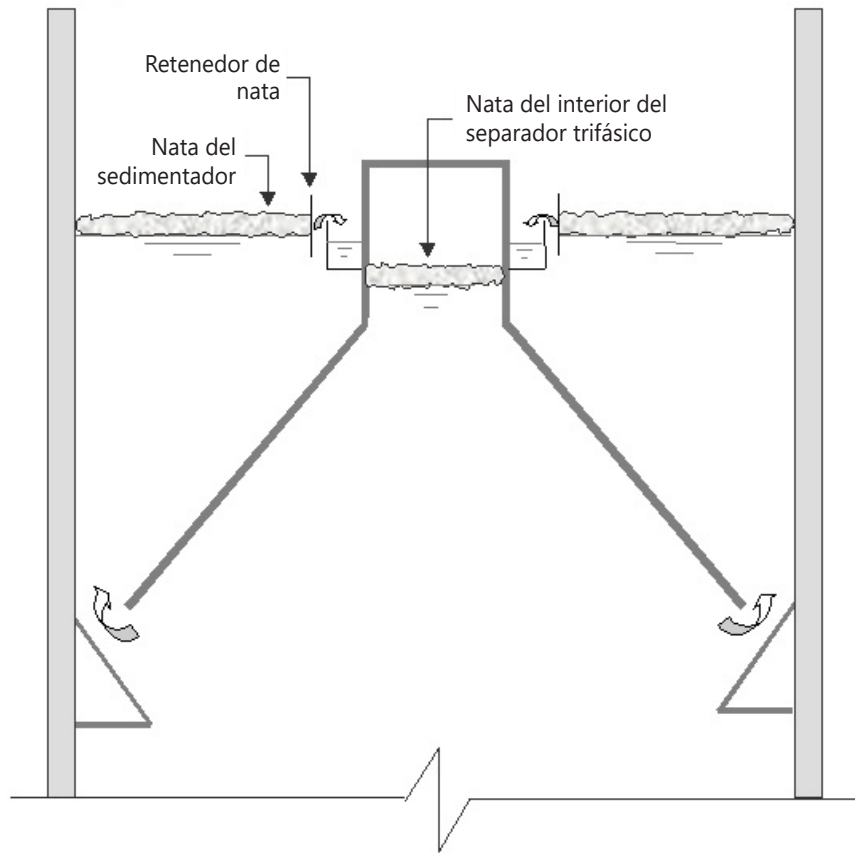


Fig. 5.51 - Identificación de los puntos de acumulación de nata en reactores UASB

b) Remoción de nata acumulada en los separadores trifásicos

Para la nata acumulada en el interior de los separadores trifásicos, el diseño debe prever puntos de inspección y también algún dispositivo para su remoción. A manera de ejemplo, pueden utilizarse canaletas fijadas a la parte superior y longitudinal de los separadores trifásicos (Fig. 5.52), de tal manera que posibiliten el flujo de la nata hacia el exterior del reactor (Fig. 5.53).

Como no se sabe, desde un comienzo, si la nata presentará características fluidas, que permitan su remoción hidrostática por medio de canaletas y tubos, es recomendable que el proyecto también prevea otro tipo de dispositivo, que posibilite la remoción de nata de características más concentradas. Para ello, se pueden utilizar escotillas de inspección, perfectamente herméticas, localizadas en la parte superior de la cámara de gas de los separadores trifásicos.

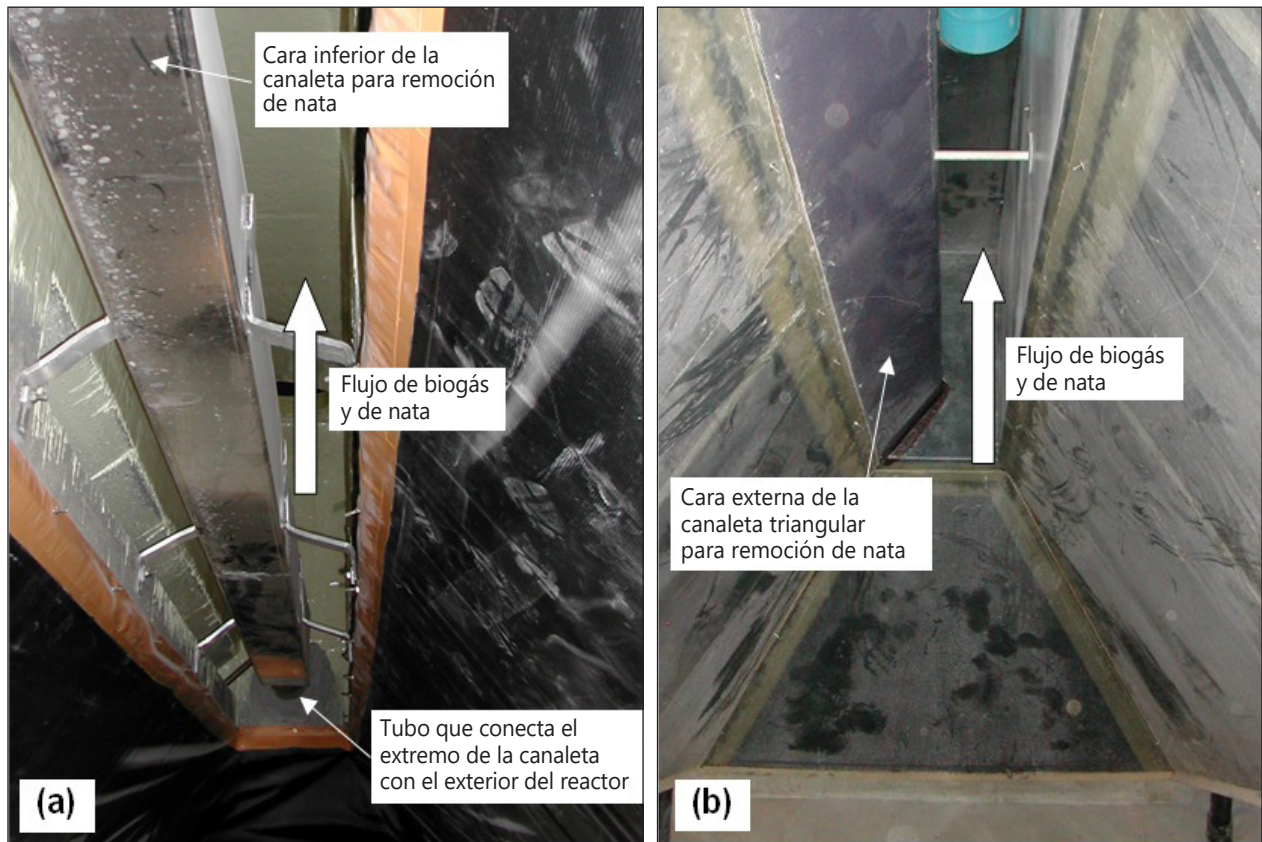


Fig. 5.52 - Canaleta para remoción de nata acumulada en el interior del separador trifásico: (a) PTAR Onça - Belo Horizonte (COPASA MG), (b) PTAR Rio de Peixe – Itabira (SAAE Itabira)



Fig. 5.53 - Conjunto de tubos que se interconectan a las canaletas de remoción de nata localizadas en el interior de los separadores trifásicos: PTAR Rio de Peixe – Itabira (SAAE Itabira)

c) Remoción de nata acumulada en los sedimentadores

Considerando que la acumulación de nata en los compartimientos de sedimentación ocurre en tasas usualmente bajas (Cuadro 5.12- ítem 5.4.3.3), la liberación de esta nata, junto con el efluente del reactor, no se reflejará en un deterioro significativo de la calidad del efluente. De esta forma, no será necesario prever retenedores de nata en los compartimientos de sedimentación, ni algún dispositivo para su remoción, excepto para el caso de reactores UASB para tratamiento de aguas residuales muy concentradas y cuando el sistema de post-tratamiento involucre mecanismos de filtración.

Cuando sea necesaria la utilización de retenedores de nata o la captura del efluente se realice por medio de tubos sumergidos, el proyecto deberá prever algún mecanismo que posibilite la remoción de la nata que se acumulará en la superficie del compartimiento de sedimentación. Una posibilidad es el uso de una canaleta lateral (o periférica, para el caso de reactores circulares), que viabilice la remoción y el vaciado de la nata por medio del aumento del nivel del agua NA operacional del reactor, como se ilustra en la Figura 5.54.

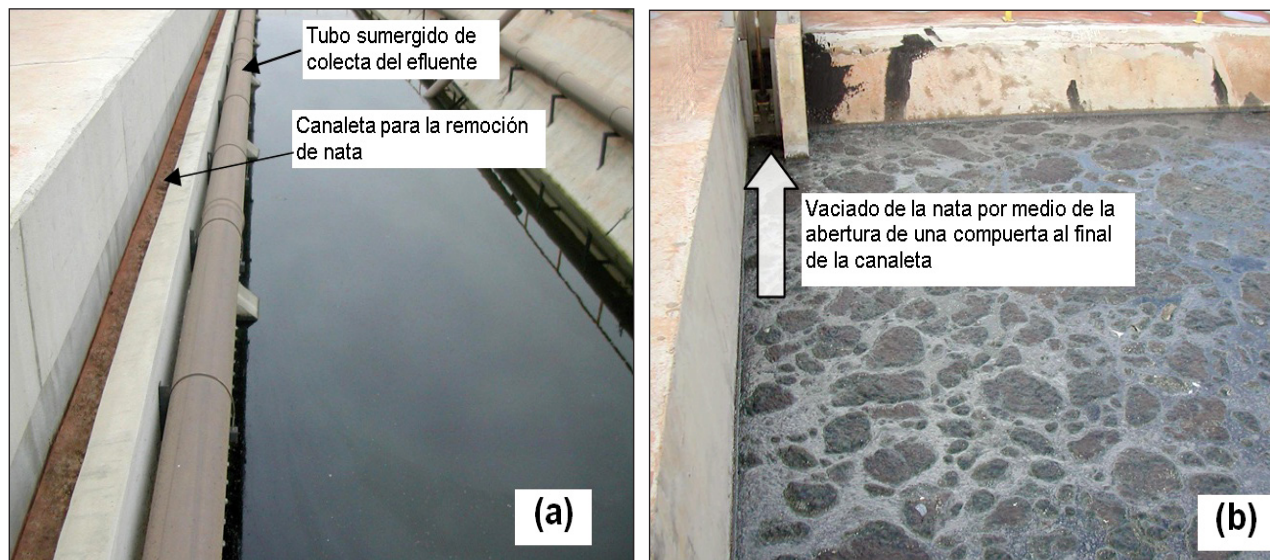


Fig. 5.54 - Canaleta para remoción de nata acumulada en el sedimentador de un reactor UASB: a) vista de la canaleta lateral, b) aumento del NA del sedimentador.

(Fuente: PTAR Melchior - Brasília –CAESB)

5.4.5.13 Producción, muestreo y remoción de lodo

a) Producción de lodo

En los reactores anaerobios, la acumulación de sólidos biológicos se presenta después de algunos meses de operación continua. La tasa de acumulación de sólidos depende esencialmente del tipo de efluente, siendo mayor cuando el agua residual afluyente presenta alta concentración de sólidos suspendidos, especialmente sólidos no biodegradables. La acumulación de sólidos se debe también a la presencia de carbonato de calcio o de otros precipitados minerales, además de la producción de biomasa. Cuando predomina la acumulación de sólidos que no provienen del crecimiento bacteriano, esta puede reducirse, a través de un pre-tratamiento (coagulación, floculación, decantación). La acumulación de biomasa depende esencialmente de la composición química del agua residual, siendo mayor para aquellas con altas concentraciones de carbohidratos.

Para el caso del tratamiento de efluentes disueltos, la producción de lodo de exceso es muy baja y generalmente se encuentran pocos problemas para el manejo, almacenamiento y disposición final de ese subproducto del tratamiento. Como consecuencia de la baja producción y de las elevadas concentraciones de lodo en el reactor, los volúmenes descartados también son muy inferiores a los verificados en los procesos aerobios.

El descarte del lodo de exceso se debe realizar periódicamente, de lo contrario su acumulación al interior del reactor podrá provocar la pérdida excesiva de sólidos hacia el compartimiento de sedimentación y, posteriormente, junto con el efluente líquido. Lo anterior producirá un deterioro en la calidad del efluente del reactor UASB, debido a la presencia de materia orgánica particulada.

Las siguientes son algunas características importantes de los lodos anaerobios provenientes de reactores UASB:

- alto grado de estabilización, debido al elevado tiempo de retención celular en el sistema de tratamiento, lo que posibilita su paso hacia unidades de deshidratación (secado), sin ninguna etapa de tratamiento previa;
- alta concentración, usualmente del orden de 3 a 5%, posibilitando el descarte de menores volúmenes de lodo;

- facilidad de deshidratación;
- posibilidad de utilización del lodo seco como fertilizante para agricultura, siempre y cuando se tomen los cuidados adecuados debido a la presencia de patógenos.

La estimación de la producción de lodo en reactores UASB se puede realizar a través de la siguiente ecuación:

$$P_{lodo} = Y \times CO_{DQO} \quad (5.29)$$

Donde:

- P_{lodo} : producción de sólidos en el sistema (kgSST/d);
 Y : coeficiente de sólidos en el sistema (kgSST/kgDQO_{apl});
 CO_{DQO} : carga de DQO aplicada al sistema (kgDQO/d).

Los valores de Y reportados para el tratamiento de aguas residuales domésticas son del orden de **0,10 a 0,20 kgSST/kgDQO_{apl}**.

La valoración de la producción volumétrica de lodo se puede hacer a partir de la siguiente ecuación:

$$V_{lodo} = \frac{P_{lodo}}{\gamma \times C_{lodo}} \quad (5.30)$$

Donde:

- V_{lodo} : producción volumétrica de lodo (m³/d);
 γ : densidad del lodo (usualmente del orden de 1020 a 1040 kg/m³);
 C_{lodo} : concentración del lodo (%)

b) Sistema de muestreo de lodo

El sistema de muestreo usualmente se encuentra constituido por una serie de registros instalados a lo largo de la altura del compartimiento de digestión, con el fin de posibilitar el monitoreo del crecimiento y de la calidad de la biomasa en el reactor. Una de las rutinas

operacionales más importantes en el sistema de tratamiento consiste en evaluar la cantidad y la actividad de la biomasa presente en el reactor, a través de dos mecanismos básicos:

- determinación del perfil de sólidos y de la masa de microorganismos presentes en el sistema, tal como se indicó en el Ejemplo 3.1 - Capítulo 3;
- evaluación de la actividad metanogénica específica de la biomasa, como se ilustró en el Ejemplo 3.2 - Capítulo 3.

El monitoreo continuo de la biomasa presente en el reactor posibilitará al equipo operacional mayores acciones de control sobre los sólidos en el sistema, como por ejemplo:

- identificación de la altura y de la concentración del lecho de lodo en el reactor, posibilitando el establecimiento de estrategias de descarte (cantidad y frecuencia de descarte);
- determinación de los puntos ideales de descarte de lodo, en función de los resultados de las pruebas de actividad metanogénica específica y de las características del lodo;

De esta forma, con el fin de posibilitar la remoción y la caracterización de la biomasa en los diferentes niveles del compartimiento de digestión, se recomiendan las siguientes directrices para el diseño de muestreadores de lodo:

- Para reactores de paredes verticales, construidos sobre el nivel del terreno, los muestreadores de lodo deberán disponerse a lo largo de la pared vertical, cada 50 cm, a partir del fondo y llegando hasta la parte inferior del deflector de gases (Fig. 5.55-a);
- Para reactores de formato tronco-cónico invertido, o de paredes verticales, pero enterrados, los muestreadores de lodo deberán estar dispuestos en la parte superior de la losa de cubierta del reactor, también posibilitando el muestreo de lodo cada 50 cm, a partir del fondo y alcanzando la parte inferior del deflector de gases;
- Los tubos y registros de muestreo podrán ser en PVC o en hierro fundido, con diámetro de 50 mm (Fig. 5.55-b).

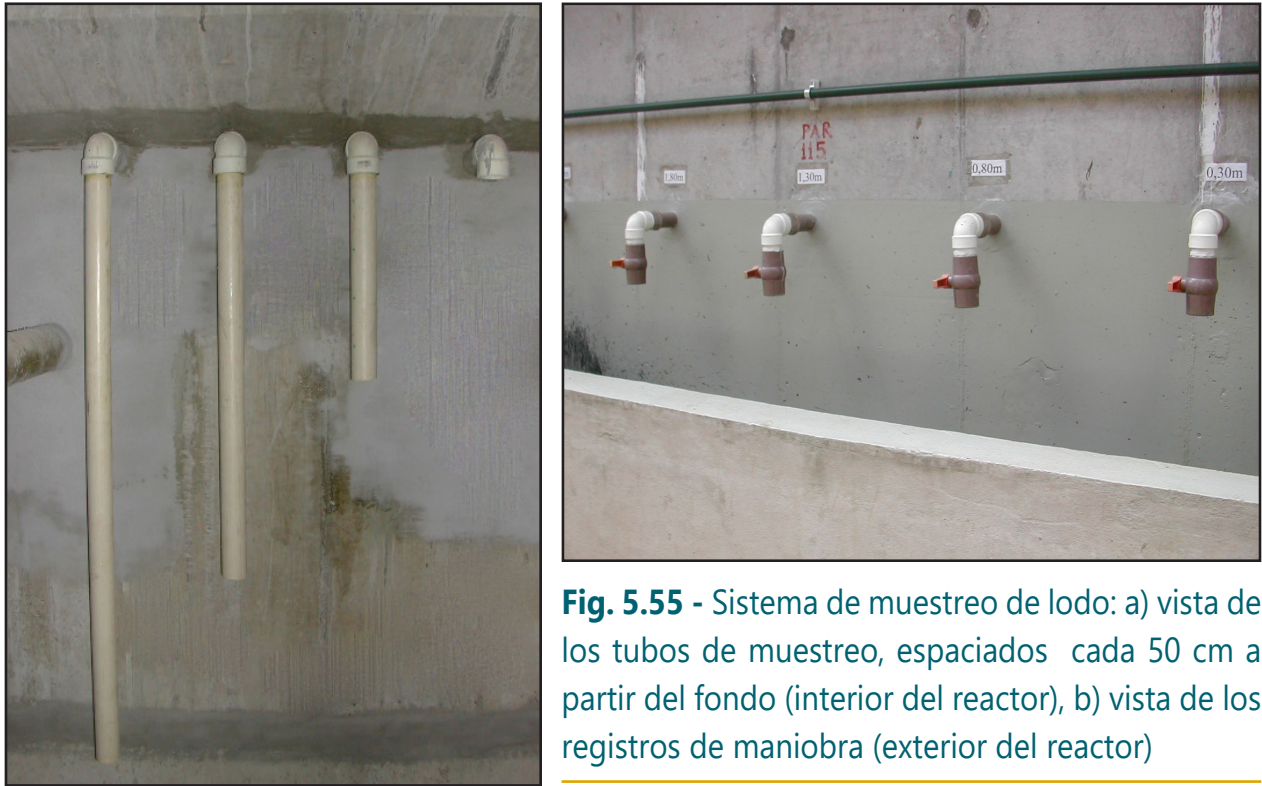


Fig. 5.55 - Sistema de muestreo de lodo: a) vista de los tubos de muestreo, espaciados cada 50 cm a partir del fondo (interior del reactor), b) vista de los registros de maniobra (exterior del reactor)

c) Sistema de descarte de lodo

El sistema de descarte de lodo se destina a la extracción periódica de los sólidos que crecen en exceso en el reactor, lo que posibilita también la remoción de material inerte, que eventualmente se acumule en el fondo del reactor.

Para propiciar mayor flexibilidad operacional, tal como se trató en el Capítulo 6, se recomiendan las siguientes directrices para el diseño de tubos de descarte de lodo de reactores UASB:

- Previsión de tubos de descarte de lodo localizados, preferiblemente, en dos niveles a lo largo de la altura del reactor (Fig. 5.56-a). La tubería inferior deberá permitir la remoción del lodo más concentrado, localizado en el fondo del reactor, mientras que la tubería superior permitirá la remoción del lodo menos concentrado y de menor actividad, localizado usualmente entre 1,0 y 1,5 m por encima del fondo del reactor;
- Los tubos de descarte del lodo deberán tener un diámetro mínimo de 150 mm.

- Cada tubería inferior para remoción de lodo deberá estar equipada con una válvula de accionamiento individualizada, de tal manera que se garantice la efectiva remoción de los sólidos de un determinado punto del reactor (Fig. 5.56-b). Para el caso de la remoción del lodo superior, de menor concentración, se admite el uso de tubería con derivaciones (como un múltiple), accionada por una misma válvula.



Fig. 5.56 - Sistema de descarte de lodo: a) y b) vista de los tubos de descarte superior e inferior (interior del reactor), c) vista de los registros de maniobra (exterior del reactor).

d) Deshidratación de lodo

Para plantas de tratamiento pequeñas, la tecnología más empleada en la deshidratación de lodos provenientes de reactores UASB que tratan aguas residuales domésticas han sido los lechos de secado. Ello se debe a condiciones de clima favorables y a los pequeños volúmenes de lodo que se descartan del sistema, en función de la baja productividad y de la elevada concentración del lodo en los reactores.

Para la elaboración del diseño de lechos de secado de lodos son necesarios los siguientes procedimientos (Gonçalves *et al.*, 2001):

- estimar la masa y el volumen de lodo que debe ser descartado del reactor, de acuerdo con las Ecuaciones 5.29 y 5.30;
- definir el ciclo de operación del lecho de secado (usualmente entre 15 y 20 días);
- calcular el volumen de lodo deshidratado, por ciclo de operación del lecho;
- adoptar la tasa nominal de aplicación de sólidos en el lecho (usualmente entre 10 y 15 kgST/m²);
- calcular el área necesaria para el lecho de secado;
- definir la geometría de las celdas de secado;
- estimar la altura de la lámina de lodo, después de la carga en el lecho de secado.

Procedimientos detallados para el diseño de sistemas de deshidratación de lodo, naturales y mecanizados, se presentan en Gonçalves *et al.* (2001).

5.4.5.14 Resumen de los criterios y parámetros de diseño

Un resumen de los principales criterios y parámetros que rigen el diseño de reactores UASB para tratamiento de aguas residuales domésticas, según lo abordado en los ítems anteriores, se presenta en los Cuadros 5.20 y 5.21.

Cuadro 5.20 Resumen de los principales criterios y parámetros hidráulicos para el diseño de reactores UASB para tratamiento de aguas residuales domésticas

Criterio/parámetro	Rango de valores, en función del caudal		
	para Q_{med}	para $Q_{máx}$	para $Q_{pico}^{(*)}$
Carga hidráulica volumétrica ($m^3/m^3.d$)**	< 3,5	< 5,5	< 7,0
Tiempo de retención hidráulica (h)**	≥ 7,0	≥ 4,5	> 3,5
Velocidad de flujo ascendente (m/h)	0,5 a 0,7	≤ 1,1	< 1,5
Velocidad en las aberturas para el sedimentador(m/h)	≤ 2,5	≤ 4,0	< 5,5
Tasa de aplicación superficial en el sedimentador (m/h)	≤ 0,8	≤ 1,2	< 1,5
Tiempo de retención hidráulica en el sedimentador (h)	≥ 1,5	≥ 1,0	> 0,6

(*) picos de caudal con duración entre 2 y 4 horas

(**) para temperatura de agua residual en un rango de 22 a 25°C

Cuadro 5.21 Otros criterios y parámetros para el diseño de reactores UASB para tratamiento de aguas residuales domésticas

Criterio/parámetro	Rango de valores
Distribución del afluente	-
Diámetro del tubo de distribución del afluente (mm)	75 a 100
Diámetro de la boquilla de salida del tubo de distribución (mm)	40 a 50
Desnivel entre la base del tubo de distribución y el NA del sedimentador (m)	0,20 a 0,30
Distancia entre la boquilla de salida y el fondo del reactor (m)	0,10 a 0,20
Área de influencia de cada tubo de distribución (m^2)	2,0 a 3,0
Colecta del biogás	-
Ancho mínimo de la cámara de gas del separador trifásico (m)	0,25
Tasa mínima de liberación de biogás ($m^3/m^2.h$)	1,0
Tasa máxima de liberación de biogás ($m^3/m^2.h$)	3,0 a 5,0
Concentración de metano en el biogás (%)	70 a 80
Compartimiento de sedimentación	-
Traslado de los deflectores de gases en relación a la abertura para el sedimentador (m)	0,10 a 0,20
Inclinación de las paredes del sedimentador (°)	≥ 50

Continuación Cuadro 5.21

Criterio/parámetro	Rango de valores
Profundidad del compartimiento de sedimentación (m)	≥ 1,50
Colecta del efluente	-
Sumergencia del retenedor de nata o del tubo de colecta del efluente (m)	0,20 a 0,30
Número de vertederos triangulares (unidades/m ² de reactor)	1 a 2
Producción y muestreo de lodo	-
Coefficiente de producción de sólidos (kgSST/kgDQO _{apl})	0,10 a 0,20
Coefficiente de producción de sólidos, en términos de DQO (kgDQO _{lodo} /kgDQO _{apl})	0,11 a 0,23
Concentraciones esperadas de lodo de descarte (%)	2 a 5
Densidad del lodo (kgSST/m ³)	1020 a 1040
Diámetro de los tubos de descarte de lodo (mm)	≥ 150
Diámetro de las tuberías de muestreo de lodo (mm)	50

5.4.6 Aspectos constructivos

5.4.6.1 Materiales empleados

Considerando que la degradación anaerobia de determinados compuestos orgánicos puede llevar a la formación de subproductos altamente agresivos, asociada a las propias características de las aguas residuales, los materiales utilizados en la construcción de reactores anaerobios deben cumplir también el requisito básico de resistir a la corrosión. Por cuestiones constructivas y de costos, el concreto y el acero han sido los materiales más empleados en la construcción de reactores UASB, los cuales aun deben recibir algún tipo de revestimiento interno para protección anticorrosiva, especialmente en las paredes y losas que permanecerán por encima del nivel del líquido.

En cuanto al separador trifásico, localizado en la parte superior del reactor y, por lo tanto, más expuesto al proceso de corrosión, este deberá ser construido en un material más resistente, o revestido con mayor rigor. El concreto aun ha sido el material más utilizado, aunque las experiencias no siempre son satisfactorias, debido a problemas de fuga de

gases y corrosión, además de tratarse de una estructura pesada y voluminosa. Algunos materiales no corrosivos, menos voluminosos y más ligeros, como PVC, lona y resina poliéster reforzada con fibra de vidrio, son opciones que han ganado espacio en los últimos años (Fig. 5.57).



Fig. 5.57 - Modelos de separadores trifásicos confeccionados con materiales no corrosivos: (a) parte interna de un separador, en resina poliéster reforzado con fibra de vidrio; (b) parte externa de un separador, en lona, con tirantes de fijación en acero inoxidable

5.4.6.2 Protección anticorrosiva

La resistencia a la corrosión puede ser intrínseca al propio material (PVC, fibra de vidrio, acero inoxidable etc.) o puede ser proporcionada al mismo, a través de aditivos y revestimientos especiales (concreto, acero, entre otros). En el caso del empleo de acero, como material de construcción de los reactores, los cuidados para evitar la corrosión deben ser aun mayores, incluyendo la utilización de aceros especiales y el control riguroso de los revestimientos utilizados.

Para reactores en concreto reforzado, la preocupación con la protección de la estructura debe iniciar desde la fase de construcción de la unidad, con la producción de un concreto de resistencia química adecuada. En ese sentido, se deberán considerar algunos factores, con el fin de obtener bajas tasas de absorción y de permeabilidad:

- utilización de un concreto con baja relación agua/cemento;
- compactación rigurosa del concreto;
- adecuado proceso de curado;
- escogencia de un cemento apropiado (Portland puzolánico).

Complementariamente, se puede mejorar o inhibir los efectos de la degradación con la aplicación de revestimientos resistentes a ácidos. Un estudio bastante riguroso, en relación a las ventajas y desventajas de diferentes tipos de revestimientos, fue desarrollado por Fortunato *et al.* (1998), quienes recomiendan como posibles soluciones de revestimiento la pintura del reactor con caucho clorado o epoxi bituminosa. Estos materiales funcionan como barreras químicas para las superficies de concreto expuestas a ambientes de mediana y alta agresividad. En el Cuadro 5.22 se presentan algunas características comparativas de esos dos tipos de revestimiento.

Cuadro 5.22 Características comparativas de revestimientos para concreto

Revestimiento	Ventajas	Desventajas
Goma clorada	<ul style="list-style-type: none"> ▪ menor costo 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ baja resistencia a ácidos orgánicos
Epoxi bituminosa	<ul style="list-style-type: none"> ▪ buena resistencia a ácidos grasos ▪ puede ser aplicada con mayores espesores y menor número de capas ▪ presenta menor permeabilidad 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ costo más elevado

Fuente: Chernicharo *et al.* (1999).

En los últimos años, otros tipos de revestimiento han sido empleados para la protección anticorrosiva de reactores anaerobios, como por ejemplo el Polibrid®. A pesar de las excelentes propiedades de ese material, su costo es bastante elevado.

5.4.6.3 Acceso al reactor

Considerando que después de la instalación de los separadores trifásicos, la entrada al reactor, a partir de la losa de cobertura, será bastante difícil, se hace necesario prever puntos de acceso, localizados junto a las paredes laterales y cercanos al fondo del reactor. Tales puntos están usualmente constituidos por uniones ciegas, con diámetro entre 800 y 1.000 mm (Fig. 5.58).

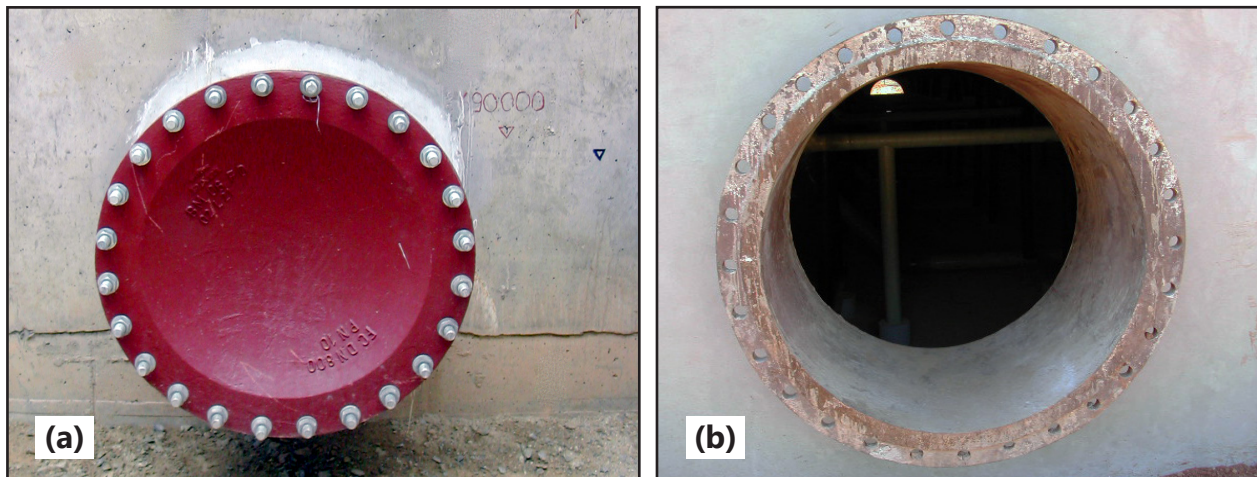


Fig. 5.58 - Uniones ciegas para acceso a reactores UASB: (a) PTAR Onça – Belo Horizonte (COPASA MG); (b) PTAR Rio de Peixe – Itabira (SAAE Itabira)

5.4.6.4 Vaciado del reactor

Los empalmes o uniones de inspección y los tubos de remoción y muestreo de lodo normalmente no posibilitan el vaciado total del agua que se acumula en el interior del reactor, bien sea durante su construcción o durante las pruebas de estanqueidad de la estructura de concreto. Por tal razón, los proyectos más recientes han incorporado un desnivel en la losa de fondo del reactor, de tal manera que posibilite el vaciado más efectivo, bien sea por medio de tubería, o por medio de una bomba sumergible.

5.4.7 Costos de reactores UASB

Los costos de construcción de reactores UASB han sido muy variados (10 a 40 dólares *per cápita*), con valores medios usuales en el rango de US\$ 20/hab a US\$ 30/hab, excluido el valor de adquisición del terreno.

Con relación a los costos de operación y mantenimiento de reactores UASB, los valores reportados también han variado mucho (cincuenta centavos a dos dólares *per cápita* por año), con valores medios entre US\$ 1,00 y US\$ 1,50/hab.año.

Ejemplo 5.6

Dimensionar un reactor anaerobio de manto de lodo, teniendo como conocidos los siguientes elementos de diseño:

- Población: $P = 20.000$ habitantes
- Caudal medio afluente: $Q_{med} = 3.000 \text{ m}^3/\text{d}$ ($125 \text{ m}^3/\text{h}$)
- Caudal máximo diario afluente: $Q_{m\acute{a}x-d} = 3.600 \text{ m}^3/\text{d}$ ($150 \text{ m}^3/\text{h}$)
- Caudal máximo horario afluente: $Q_{m\acute{a}x-h} = 5.400 \text{ m}^3/\text{d}$ ($225 \text{ m}^3/\text{h}$)
- Concentración media de DBO afluente al reactor UASB: $S_{o-UASB-DBO} = 333 \text{ mg/L}$
- Concentración media de DQO afluente al reactor UASB: $S_{o-UASB-DQO} = 600 \text{ mg/L}$
- Temperatura del agua residual: $T = 23 \text{ }^\circ\text{C}$ (promedio del mes más frío)
- Coeficiente de producción de sólidos: $Y = 0,18 \text{ kgSST/kgDQO}_{apl}$
- Coeficiente de producción de sólidos, en términos de DQO: $Y_{obs} = 0,21 \text{ kgDQO}_{lodo}/\text{kgDQO}_{apl}$
- Concentración esperada para el lodo de descarte: $C_{lodo} = 4\%$
- Densidad del lodo: $\gamma = 1.020 \text{ kgSST/m}^3$

Solución:

- 1) Cálculo de la carga media afluente de DQO ($CO_{A-UASB-DQO}$)

$$CO_{A-UASB-DQO} = S_{o-UASB-DQO} \times Q_{med} = 0,600 \text{ kg/m}^3 \times 3.000 \text{ m}^3/\text{d} = 1.800 \text{ kgDQO/d}$$
- 2) Adopción del tiempo de retención hidráulica (t)
 $t = 8,0 \text{ h}$ (de acuerdo con el Cuadro 5.14)

- 3) *Determinación del volumen total de los reactores (V)*

$$V = Q_{med} \times t = 125 \text{ m}^3/\text{h} \times 8 \text{ h} = 1.000 \text{ m}^3$$

- 4) *Adopción del número de reactores (N_r)*

$$N_r = 2$$

Pese a que no exista limitación en cuanto al volumen del reactor, por facilidades constructivas y operacionales se ha recomendado que los volúmenes de los mismos no superen los 2.500 m³. En caso de sistemas pequeños, para tratamiento de aguas residuales domésticas, la adopción de reactores modulados presenta diversas ventajas. En esos casos, ha sido usual la utilización de módulos con volúmenes del orden de 400 a 500 m³.

- 5) *Volumen de cada reactor (V_r)*

$$V_r = V / N_r = 1.000 \text{ m}^3 / 2 = 500 \text{ m}^3$$

- 6) *Adopción de la altura del reactor (H)*

$$H = 4,5 \text{ m (de acuerdo con el ítem 5.4.5.6)}$$

- 7) *Determinación del área de cada reactor (A_r)*

$$A_r = V_r / H = 500 \text{ m}^3 / 4,5 \text{ m} = 111,1 \text{ m}^2$$

Adoptar reactores rectangulares de 7,45 m x 15,00 m ($A = 111,8 \text{ m}^2$)

- 8) *Verificación del área, del volumen y del tiempo de retención corregidos*

- *Área total corregida: $A_t = N_r \times A_r = 2 \times 111,6 \text{ m}^2 = 223,6 \text{ m}^2$*

- *Volumen total corregido: $V_t = A_t \times H = 223,6 \text{ m}^2 \times 4,5 \text{ m} = 1006 \text{ m}^3$*

- *Tiempo de retención hidráulica corregido: $t = V_t / Q_{med} = 1006 \text{ m}^3 / (125 \text{ m}^3/\text{h}) = 8,0 \text{ h}$*

- 9) *Verificación de las cargas aplicadas*

- *Carga hidráulica volumétrica (Ec. 5.11):*

$$CHV = Q/V = (3.000 \text{ m}^3/\text{d}) / 1.006 \text{ m}^3 = 2,98 \text{ m}^3/\text{m}^3.\text{d}$$

- *Carga orgánica volumétrica (Ec. 5.15):*

$$Cv = (Q_{med} \times S_{o-UASB-DQO}) / V_t = (3.000 \text{ m}^3/\text{d} \times 0,600 \text{ kgDQO}/\text{m}^3) / 1006 \text{ m}^3 = 1,79 \text{ kgDQO}/\text{m}^3.\text{d}$$

- 10) *Verificación de las velocidades superficiales, de acuerdo con la Ecuación 5.18*

- *para Q_{med} : $v = Q_{med} / A_t = (125 \text{ m}^3/\text{h}) / 223,6 \text{ m}^2 = 0,56 \text{ m}/\text{h}$*

- *para $Q_{m\acute{a}x-d}$: $v = Q_{m\acute{a}x-d} / A_t = (150 \text{ m}^3/\text{h}) / 223,6 \text{ m}^2 = 0,67 \text{ m}/\text{h}$*

- *para $Q_{m\acute{a}x-h}$: $v = Q_{m\acute{a}x-h} / A_t = (225 \text{ m}^3/\text{h}) / 223,6 \text{ m}^2 = 1,01 \text{ m}/\text{h}$*

Se observa que las velocidades superficiales encontradas están de acuerdo con los valores definidos en el Cuadro 5.15.

11) Sistema de distribución del agua residual afluyente (Fig. 5.58)

Adoptando un área de influencia de $2,25 \text{ m}^2$, por tubo de distribución (de acuerdo con el Cuadro 5.16), el número de tubos puede calcularse por medio de la Ecuación 5.24:

$$N_d = A_t / A_d = 223,6 \text{ m}^2 / 2,25 \text{ m}^2 = 99 \text{ tubos de distribución.}$$

En función de la necesaria simetría del reactor, adoptar 100 tubos de distribución, como se indica a continuación:

- en el lado de mayor longitud (largo) de cada reactor (15,00 m): 10 tubos
- en el lado más corto (ancho) de cada reactor (7,45 m): 5 tubos

Así, cada reactor tendrá 50 (10 x 5) tubos de distribución, cada uno con un área de influencia equivalente a : $A_d = 223,6 / 100 = 2,24 \text{ m}^2$

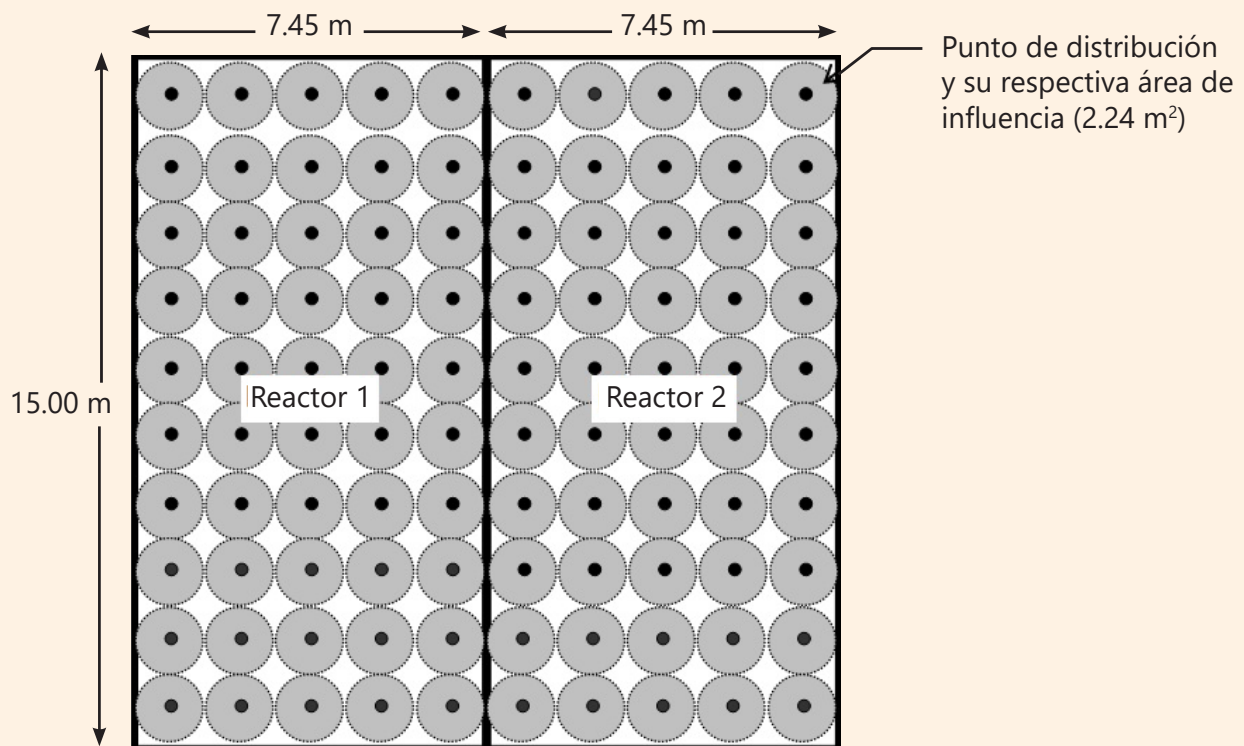


Fig. 5.59 - Esquema de las áreas de influencia de cada tubo de distribución (fondo del reactor)

- 12) Estimación de la eficiencia de remoción de DQO del sistema, de acuerdo con la Ecuación 5.20

$$E_{DQO} = 100 \times (1 - 0,68 \times t^{-0,35}) = 100 \times (1 - 0,68 \times 8,0^{-0,35})$$

$$E_{DQO} = 67\%$$

- 13) Estimación de la eficiencia de remoción de DBO del sistema, de acuerdo con la Ecuación 5.21

$$E_{DBO} = 100 \times (1 - 0,70 \times t^{-0,50}) = 100 \times (1 - 0,70 \times 8,0^{-0,50})$$

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

Nota: tal como se destacó en el ítem 5.4.5.10, la estimación de la eficiencia de reactores UASB, por medio de las Ecuaciones 5.20 y 5.21, debe hacerse con ciertas reservas, teniendo en cuenta el reducido número de datos que dieron origen a las constantes empíricas de tales ecuaciones. En la práctica, para las condiciones de temperatura y tiempo de retención hidráulica adoptados en este ejemplo, ha sido más usual adoptar eficiencias de remoción iguales a **65%**, para DQO, y **70%**, para DBO.

- 14) Estimación de las concentraciones de DQO y de DBO en el efluente final, de acuerdo con la Ecuación 5.22

$$S = S_0 - (E \times S_0)/100$$

$$S_{UASB-DQO} = 600 - (65 \times 600)/100 = 210 \text{ mgDQO/L}$$

$$S_{UASB-DBO} = 350 - (70 \times 333)/100 = 100 \text{ mgDBO/L}$$

- 15) Evaluación de la producción de metano

La producción teórica de metano en el sistema de tratamiento se puede estimar a partir de las Ecuaciones 5.26, 5.27 y 5.28:

$$DQO_{CH_4} = Q_{med} \times (S_{0-UASB-DQO} - S_{UASB-DQO}) - Y_{obs} \times Q_{med} \times S_{0-UASB-DQO}]$$

$$DQO_{CH_4} = 3.000 \text{ m}^3/\text{d} \times (0,600 - 0,210 \text{ kgDQO/m}^3) - 0,21 \text{ kgDQO}_{\text{load}}/\text{kgDQO}_{\text{apl}} \times 3.000 \text{ m}^3/\text{d} \times 0,600 \text{ kgDQO/m}^3$$

$$DQO_{CH_4} = 792 \text{ kgDQO/d}$$

$$f(T) = (P \times K_{DQO}) / [R \times (273 + T)]$$

$$f(T) = (1 \text{ atm} \times 64 \text{ gDQO/mol}) / [(0,08206 \text{ atm.L/mol.K} \times (273 + 23^\circ\text{C})]$$

$$f(T) = 2,63 \text{ kgDQO/m}^3$$

$$Q_{CH_4} = DQO_{CH_4} / f(T)$$

$$Q_{CH_4} = (792 \text{ kgDQO/d}) / (2,63 \text{ kgDQO/m}^3)$$

$$Q_{CH_4} = 301 \text{ m}^3/\text{d}$$

16) Evaluación de la producción de biogás

La valoración de la producción de biogás se realiza a partir de la estimación del porcentaje de metano en el biogás, de acuerdo con la Ecuación 5.29. Adoptando una concentración de 75% de metano en el biogás, se tiene:

$$Q_{\text{biogás}} = Q_{\text{CH}_4} / C_{\text{CH}_4} = (301 \text{ m}^3/\text{d}) / 0,75 = 401 \text{ m}^3/\text{d}$$

17) Dimensionamiento de las aberturas (pasos) para el sedimentador

Adoptando 5 separadores trifásicos en cada reactor, tal como se ilustra en la Figura 5.59, se tendrá:

- Número de aberturas sencillas, en el lado más largo del reactor (en los extremos longitudinales de los separadores trifásicos):

$$N_{\text{ab-s-l}} = 20 \text{ (2 reactores} \times 5 \text{ separadores/reactor} \times 2 \text{ aberturas/separador)}$$

- Número de aberturas sencillas, en el ancho del reactor (en los laterales de los separadores trifásicos localizados junto a las paredes del reactor):

$$N_{\text{ab-s-a}} = 4 \text{ (2 reactores} \times 2 \text{ separadores/reactor} \times 1 \text{ abertura/separador)}$$

- Número de aberturas dobles, localizadas en el ancho del reactor (entre separadores trifásicos): $N_{\text{ab-d-a}} : 8 \text{ (2 reactores} \times 4 \text{ aberturas dobles/reactor)}$

- Número equivalente de aberturas sencillas, en el ancho del reactor:

$$N_{\text{eq}_{\text{ab-s-a}}} = 4 + 8 \times 2 = 20$$

- Ancho de cada abertura sencilla: $a = 0,35 \text{ m}$ (adoptada)

- Largo de cada abertura sencilla, en el ancho del reactor:

$$C_{\text{ab-s-a}} = 7,45 \text{ m} - (2 \times 0,35 \text{ m}) = 6,75 \text{ m}$$

- Largo equivalente de aberturas sencillas, en el ancho del reactor:

$$C_{\text{eq}_{\text{ab-s-a}}} = 20 \text{ aberturas} \times 6,75 \text{ m/abertura} = 135,0 \text{ m}$$

- Longitud equivalente de aberturas sencillas, en el ancho del reactor:
 $Ceq_{ab-s-l} = 2 \text{ reactores} \times 15,00 \text{ m/abertura} \times 2 \text{ aberturas/reactor} = 60,00 \text{ m}$
- Área total de las aberturas:
 $A_{ab} = (Ceq_{ab-s-a} + Ceq_{ab-s-l}) \times a = (135,00 \text{ m} + 60 \text{ m}) \times 0,35 \text{ m} = 68,3 \text{ m}^2$

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

- para Q_{med} : $v_{ab} = Q_{med} / A_{ab} = (125 \text{ m}^3/\text{h}) / 68,3 \text{ m}^2 = 1,83 \text{ m/h}$
- para $Q_{máx-d}$: $v_{ab} = Q_{máx-d} / A_{ab} = (150 \text{ m}^3/\text{h}) / 68,3 \text{ m}^2 = 2,20 \text{ m/h}$
- para $Q_{máx-h}$: $v_{ab} = Q_{máx-h} / A_{ab} = (225 \text{ m}^3/\text{h}) / 68,3 \text{ m}^2 = 3,30 \text{ m/h}$

Se observa que las velocidades encontradas están de acuerdo con los valores recomendados en el Cuadro 5.19. Por lo tanto, cada abertura para el sedimentador tendrá las siguientes dimensiones:

- Abertura sencilla, en el lado más largo del reactor:
 Largo = 15,00 m; Ancho = 0,35 m.
- Abertura sencilla, en el lado más corto del reactor:
 Largo = 7,45 m – (2 x 0,35 m) = 6,75 m; Ancho = 0,35 m
- Abertura doble, en el lado más largo del reactor:
 Largo = 7,45 m – (2 x 0,35 m) = 6,75 m; Ancho = 0,70 m

19) Determinación del área superficial del compartimiento de sedimentación

- Número de compartimientos de sedimentación: $N_{dec} = 10$ (5 en cada reactor)
- Largo de cada sedimentador: $L_{dec} = 7,45 \text{ m}$ (localizado en el sentido más corto del reactor)
- Largo total de sedimentadores: $Lt_{dec} = 10 \times 7,45 \text{ m} = 74,50 \text{ m}$
- Ancho de cada colector de gas, junto a la interfase líquido-gas: $B_i = 0,25 \text{ m}$ (adoptada)
- Ancho externo de cada colector de gas: $B_g = B_i + (2 \times e) = 0,25 \text{ m} + (2 \times 0,005 \text{ m}) = 0,26 \text{ m}$ (donde "e" es el espesor de la pared del colector de gas, considerando la confección del mismo en fibra de vidrio)
- Ancho útil de cada compartimiento de sedimentación: $B_{dec} = [15,00 \text{ m} - (5 \text{ colectores de gas} \times 0,26 \text{ m/colector})] / 5 \text{ sedimentadores} = 2,74 \text{ m}$
- Área total de sedimentadores: $At_{dec} = Lt_{dec} \times B_{dec} = 74,50 \text{ m} \times 2,74 \text{ m} = 204,1 \text{ m}^2$

20) Verificación de las tasas de aplicación superficiales en los sedimentadores (q_{S-dec})

- para Q_{med} : $q_{S-dec} = Q_{med} / At_{dec} = (125 \text{ m}^3/\text{h}) / 204,1 \text{ m}^2 = 0,61 \text{ m}/\text{h}$
- para $Q_{máx-d}$: $q_{S-dec} = Q_{máx-d} / At_{dec} = (150 \text{ m}^3/\text{h}) / 204,1 \text{ m}^2 = 0,73 \text{ m}/\text{h}$
- para $Q_{máx-h}$: $q_{S-dec} = Q_{máx-h} / At_{dec} = (225 \text{ m}^3/\text{h}) / 204,1 \text{ m}^2 = 1,10 \text{ m}/\text{h}$

Se observa que las tasas de aplicación superficial calculadas están de acuerdo con los valores recomendados en el Cuadro 5.18. Por lo tanto, cada compartimiento de sedimentadores tendrá las siguientes dimensiones en planta:

- Largo: 7,45 m
- Ancho: 2,74 m

21) Determinación del volumen del compartimiento de sedimentación

- altura de la superficie inclinada del compartimiento de sedimentación:
 $h1 = 1,60 \text{ m}$ (adoptado, de acuerdo al ítem 5.4.5.8-b. Ver Fig. 5.61)
- ancho de la superficie inclinada del compartimiento de sedimentación:
 $B_{inc} = (B_{dec} / 2) - a = (2,74 \text{ m} / 2) - 0,35 \text{ m} = 1,02 \text{ m}$ (ver Fig. 5.61)
- altura de la superficie vertical del compartimiento de sedimentación
 $h2 = 0,40 \text{ m}$ (adoptado, según lo presentado en el ítem 5.4.5.8-b. Ver Fig. 5.61)
- área triangular, comprendida entre las paredes inclinadas del sedimentador (ver Fig. 5.61):
 $A_{dec1} = (B_{inc} \times h1) / 2 = (1,02 \times 1,60 \text{ m}) / 2 = 0,82 \text{ m}^2$
- área rectangular, comprendida entre las áreas triangulares (ver Fig. 5.61):
 $A_{dec2} = h1 \times (2 \times a) = 1,60 \text{ m} \times (2 \times 0,35 \text{ m}) = 1,12 \text{ m}^2$
- área rectangular, comprendida entre las paredes verticales del sedimentador (ver Fig. 5.61): $A_{dec3} = h2 \times B_{dec} = 0,40 \text{ m} \times 2,74 \text{ m} = 1,92 \text{ m}^2$
- área total, a lo largo de la profundidad del sedimentador:
 $A_{dec} = (A_{dec1} \times 2) + A_{dec2} + A_{dec3} = (0,82 \text{ m}^2 \times 2) + 1,12 \text{ m}^2 + 1,92 \text{ m}^2 = 4,68 \text{ m}^2$
- volumen total de sedimentadores:
 $V_{dec} = N_{dec} \times L_{dec} \times A_{dec} = 10 \times 7,45 \text{ m} \times 4,68 \text{ m}^2 = 348,5 \text{ m}^3$
- pendiente de la superficie inclinada del compartimiento de sedimentación, en relación a la horizontal (ver Fig. 5.61): $\alpha = \text{tg} (h1 / B_{inc}) = \text{tg} (1,60 \text{ m} / 1,02 \text{ m}) = 57,5^\circ$ (ángulo de acuerdo con lo recomendado en el ítem 5.4.5.8-b).

22) Verificación de los tiempos de retención hidráulica en los sedimentadores o también conocidos como decantadores (t_{dec})

- para Q_{med} : $t_{dec} = V_{dec} / Q_{med} = (386,4 \text{ m}^3) / (125 \text{ m}^3/\text{h}) = 2,8 \text{ h}$
- para $Q_{máx-d}$: $t_{dec} = V_{dec} / Q_{máx-d} = (386,4 \text{ m}^3) / (150 \text{ m}^3/\text{h}) = 2,3 \text{ h}$
- para $Q_{máx-h}$: $t_{dec} = V_{dec} / Q_{máx-h} = (386,4 \text{ m}^3) / (225 \text{ m}^3/\text{h}) = 1,5 \text{ h}$

Se observa que los tiempos de retención hidráulica en los sedimentadores están de acuerdo con los valores establecidos en el Cuadro 5.18. Por lo tanto, cada compartimiento de sedimentación tendrá las siguientes dimensiones en corte:

- Largo: 7,45 m
- Ancho: 2,74 m

23) Dimensionamiento de los colectores de gases

- Número de colectores de gas: 10 (5 en cada reactor)
- Largo de cada colector: $L_g = 4,71 \text{ m}$ (a lo ancho del reactor. Ver Fig. 5.62)
- Largo total de colectores de gases: $Lt_g = 10 \times 4,71 \text{ m} = 47,1 \text{ m}$
- Ancho de cada colector, junto a la interfase líquido-gas: $B_i = 0,25 \text{ m}$ (adoptado)
- Área total de colectores de gases, junto a la interfase líquido-gas:
 $A_i = Lt_g \times B_i = 47,1 \text{ m} \times 0,25 \text{ m} = 11,8 \text{ m}^2$

Verificación de la tasa de liberación de biogás en los colectores, de acuerdo con la Ecuación 5.25: $-K_g = Q_{biogás} / A_i = [(401 \text{ m}^3/\text{d}) / (24 \text{ h}/\text{d})] / 11,8 \text{ m}^2 = 1,42 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$

Se observa que la tasa de liberación de biogás encontrada está de acuerdo con la mínima recomendada en el ítem 5.4.5.8-a ($1,0 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$). Por lo tanto, cada colector de biogás tendrá las siguientes dimensiones:

- Largo: 4,71 m
- Ancho: 0,25 m}

Nota: pese al cumplimiento de la tasa de liberación mínima recomendada, se debe resaltar que tal verificación se realizó con base en la producción teórica de metano. En la práctica, se presentan pérdidas de metano, tanto por fugas, como por disolución en el efluente líquido, que pueden ser bastante significativas. Para reactores UASB en el tratamiento de aguas residuales domésticas típicas, la cantidad real de metano colectado en el interior de los separadores trifásicos usualmente se encuentra cerca de 50 a 60% de la producción teórica. Con base en lo anterior, se hace bastante difícil el cumplimiento de la tasa mínima de liberación de biogás, de $1,0 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$.

24) Evaluación de la producción de lodo

La producción de lodo esperada en el sistema de tratamiento puede ser estimada a partir de las Ecuaciones 5.30 y 5.31:

$$P_{\text{lodo}} = Y \times CO_{A-UASB-DQO} = 0,18 \text{ kgSST/kgDQO}_{\text{apl}} \times 1.800 \text{ kgDQO/d}$$

$$P_{\text{lodo}} = 324 \text{ kgSST/d}$$

$$V_{\text{lodo}} = P_{\text{lodo}} / (\gamma \times C_{\text{lodo}}) = (324 \text{ kgSST/d}) / (1020 \text{ kg/m}^3 \times 0,04)$$

$$V_{\text{lodo}} = 7,9 \text{ m}^3/\text{d}$$

25) Dimensionamiento de los lechos de secado

- ciclo de operación de los lechos de secado:

$$t_c = 20 \text{ d (adoptado, de acuerdo con el ítem 5.4.5.13-d)}$$

- masa de lodo removida de los reactores, por ciclo de operación de los lechos:

$$M_c = P_{\text{lodo}} \times t_c = 324 \text{ kgSST/d} \times 20 \text{ d} = 6.480 \text{ kgSST}$$

- volumen de lodo removido de los reactores, por ciclo de operación de los lechos:

$$V_c = V_{\text{lodo}} \times t_c = 7,9 \text{ m}^3/\text{d} \times 20 \text{ d} = 158 \text{ m}^3$$

- tasa de aplicación de sólidos en los lechos:

$$T_{\text{lecho}} = 10 \text{ kgSST/m}^2 \text{ (adoptada, de acuerdo con el ítem 5.4.5.13-d)}$$

- área necesaria de lechos de secado:

$$A_{\text{lecho}} = M_c / T_{\text{lecho}} = 6.480 \text{ kgSST} / 10 \text{ kgSST/m}^2 = 648 \text{ m}^2$$

- geometría de las celdas de secado: 4 celdas de 16,20 m x 10,00 m

- altura de la lámina de lodo, después de la carga en los lechos:

$$H_{\text{lodo}} = V_c / A_{\text{lecho}} = 158 \text{ m}^3 / 648 \text{ m}^2 = 0,24 \text{ m}$$

26) Algunos indicadores "per cápita", resultantes del dimensionamiento:

- área de reactor: 0,011 m²/hab

- volumen de reactor: 50,3 L/hab

- producción de metano: 15,1 L/hab.d

- producción de biogás: 20,1 L/hab.d

- producción de lodo: 16,2 gSST/hab.d

- producción volumétrica de lodo: 0,40 L/hab.d

- área de lecho de secado: 0,032 m²/hab

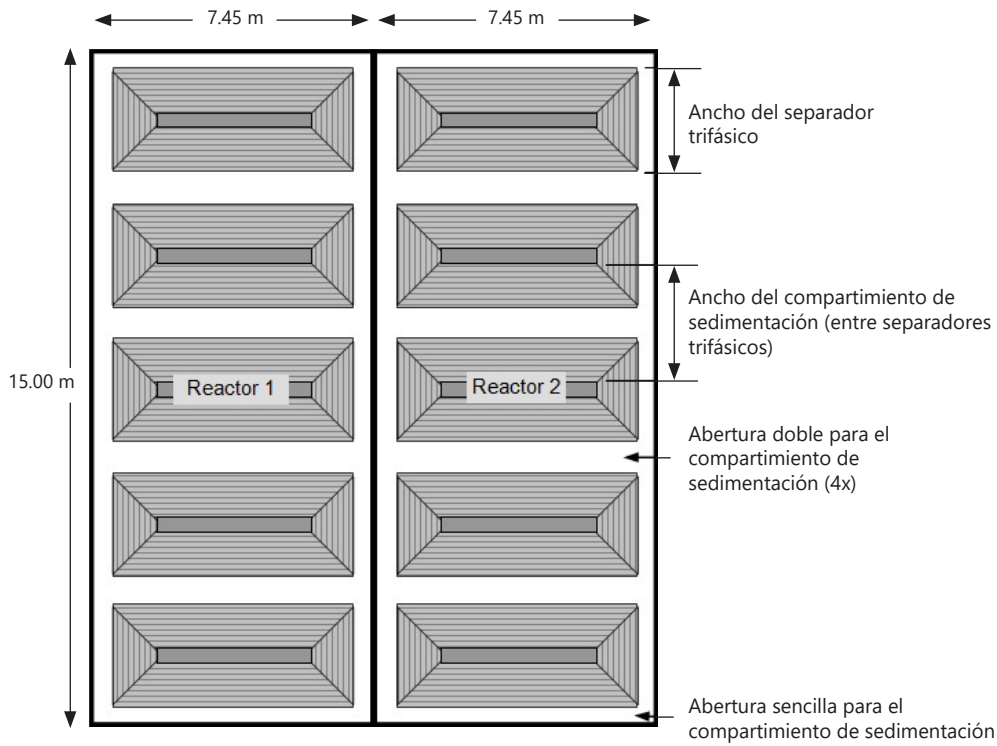


Fig. 5.60 – Representación esquemática de los separadores trifásicos (planta superior)

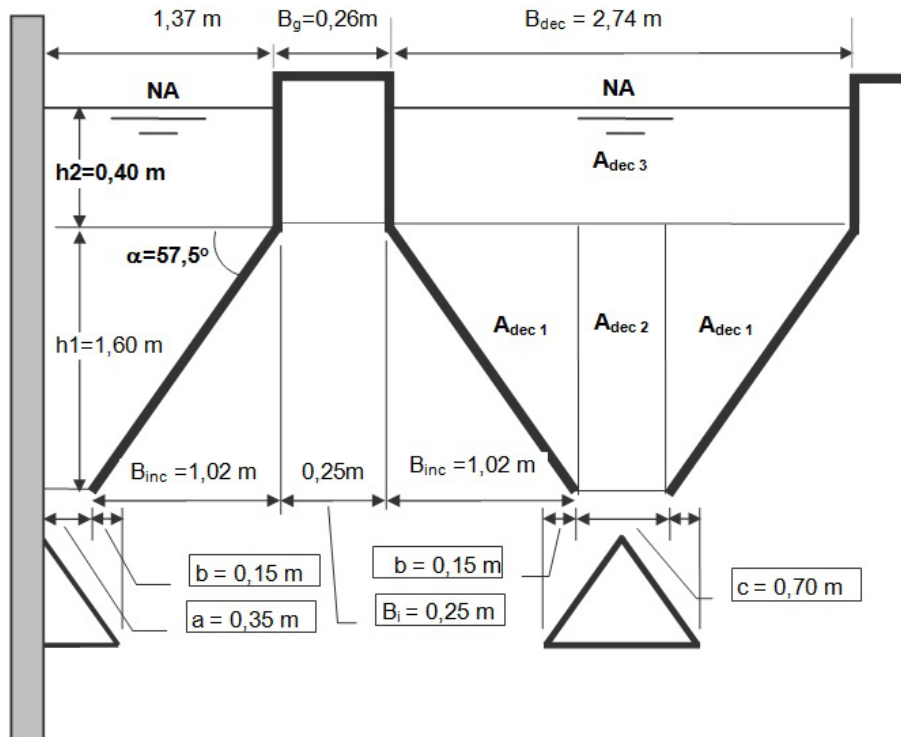


Fig. 5.61 - Corte transversal (esquemático) de los separadores trifásicos

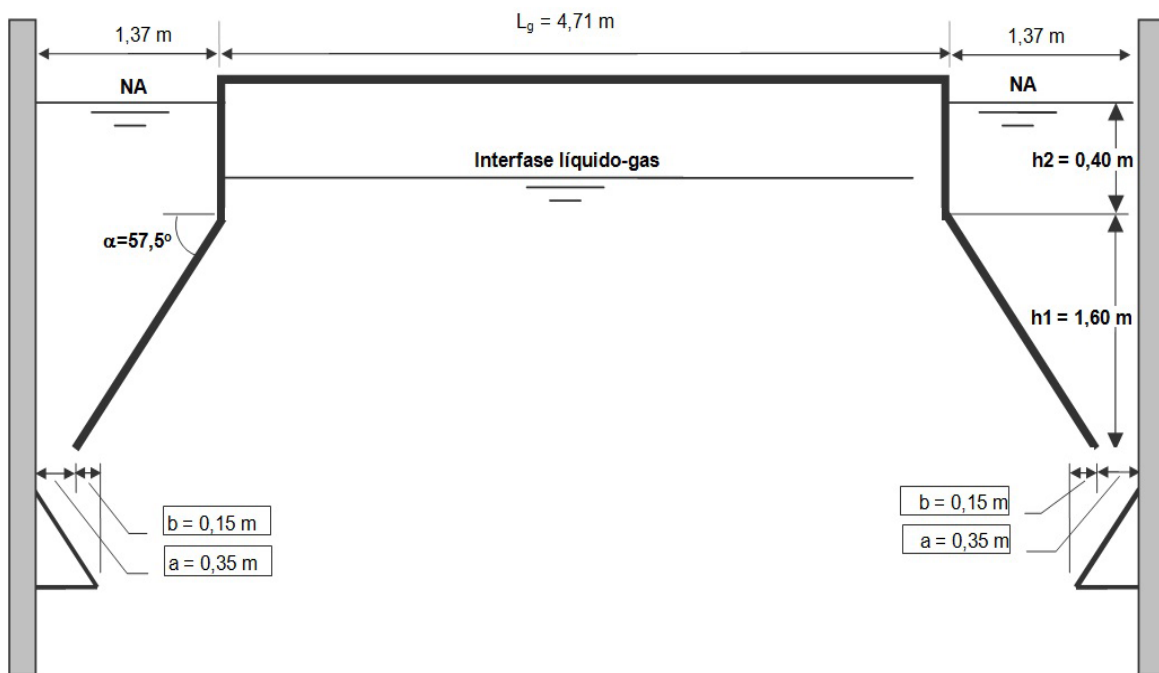


Fig. 5.62 - Corte longitudinal (esquemático) de un separador trifásico



6

Control operacional de Reactores Anaerobios

6.1 IMPORTANCIA DEL CONTROL OPERACIONAL

6.1.1 Preliminares

Los beneficios de cualquier sistema de tratamiento de aguas residuales, sea aerobio o anaerobio, solamente son alcanzados, de forma optimizada, si se sigue una secuencia lógica de acciones, según se ilustra en la Figura 6.1.

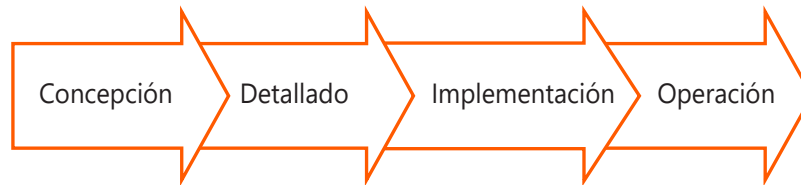


Fig. 6.1 - Flujograma de acciones para la consecución de un sistema de tratamiento de aguas residuales

A partir del flujograma mostrado en la Figura 6.1, se puede entender que los objetivos principales de cualquier sistema de tratamiento de aguas residuales, que son la protección a la salud de la población y la preservación del medio ambiente, solamente serán alcanzados si el proyecto de tratamiento es correctamente concebido, detallado, implantado y operado. Es en relación a esa última acción que el control operacional de la planta de tratamiento gana importancia fundamental. En los siguientes ítems se describen algunos aspectos que demuestran la relevancia del control operacional, tal como fue destacado en el trabajo original desarrollado por Chernicharo *et al.* (1999).

6.1.2 Verificación de parámetros operacionales

En países con poca tradición en el tratamiento de aguas residuales, usualmente las nuevas plantas de tratamiento son proyectadas con base en parámetros que no siempre son muy confiables y, muchas veces, importados de referencias extranjeras. De manera general, es durante la fase de operación del sistema que tales parámetros pueden ser verificados, teniendo en cuenta los valores originalmente asumidos durante la fase de diseño. Entre los diversos parámetros de importancia que deben verificarse durante la fase operacional del sistema se pueden citar (Chernicharo *et al.*, 1999):

- Caudales afluentes al sistema;
- Características físico-químicas y microbiológicas del agua residual afluente;
- Eficiencia y problemas operacionales de las unidades de tratamiento preliminar;
- Cantidad y características de los materiales retenidos en las rejillas y el desarenador;
- Eficiencia y problemas operacionales del reactor anaerobio;
- Cantidad y características del biogás producido en el reactor anaerobio;
- Cantidad y características del lodo producido en el reactor anaerobio.

Dichos parámetros operacionales pueden evaluarse adecuadamente, a partir de la im):

- Una revisión o adaptación de las estrategias operacionales inicialmente previstas para el sistema;
- Un poder de decisión más fundamentado, teniendo en cuenta eventuales planes de expansión del sistema. Cuando los caudales y las cargas orgánicas estén por debajo de las previstas en el diseño, podrá ampliarse el alcance del proyecto y reducirse la inversión con la expansión del sistema en los años siguientes. Al contrario, una constatación de caudales y cargas orgánicas por encima de las previstas en el diseño, indicará que el alcance del proyecto deberá ser reducido y que deberán viabilizarse recursos financieros para la expansión del sistema.

6.1.3 Mejoramiento de las condiciones operacionales

Otro aspecto importante relativo al control operacional del sistema de tratamiento es que este puede propiciar la optimización de las condiciones operacionales de la planta de tratamiento, con miras a la reducción de los costos y el cumplimiento de las normas de vertimiento establecidos por la legislación ambiental. En ese sentido, se pueden destacar algunos aspectos operacionales (Chernicharo *et al.*, 1999):

- Determinación de la mejor rutina de descarte y de deshidratación del lodo de exceso. En plantas de tratamiento donde la deshidratación del lodo se realiza en lechos de secado, se pueden evaluar las frecuencias de descarte y las cargas de sólidos en los lechos, que conduzcan a menores ciclos de secado. Así, la optimización del descarte y de la deshidratación del lodo tendrá implicaciones directas en la reducción del volumen de lodo seco a ser transportado hasta el lugar de disposición final. Adicionalmente, una adecuada

frecuencia de descarte se reflejará directamente en una menor pérdida de sólidos en el efluente final, resultando en una mejor calidad del efluente en términos de sólidos en suspensión y de DQO y DBO particulada, con reflejos directos en el cumplimiento o no de los requisitos establecidos por la legislación ambiental.

- Definición de las mejores prácticas y rutinas de operación y limpieza de las unidades de cribado y de desarenado, buscando optimizar la eficiencia de dichas unidades de tratamiento preliminar. Con ello, se podrá maximizar la remoción de materiales gruesos y de arena presentes en el agua residual afluente, evitando que tales materiales sean introducidos al reactor anaerobio. Estos materiales son altamente perjudiciales al funcionamiento del reactor biológico, pudiendo ocasionar, no solo la obstrucción de los tubos de distribución del agua residual, sino también su acumulación en el interior del reactor, reduciendo así su volumen útil y, por ende, la eficiencia del sistema.
- Identificación de puntos con ocurrencia de malos olores, con miras a posibilitar mayor seguridad y confort ambiental a los operadores y a las personas que viven en las inmediaciones de la planta de tratamiento. En ese sentido, el acompañamiento efectivo de las unidades potencialmente más sujetas a la emanación de gases fétidos (tratamiento preliminar, estación de bombeo, reactor anaerobio y lechos de secado) posibilitará mayor conocimiento de los puntos problemáticos, facilitando la toma de providencias y la implementación de adaptaciones que posibiliten el control de los olores.

6.1.4 Salud y seguridad de los trabajadores

Adicionalmente a los aspectos citados anteriormente, el control operacional se constituye en un importante instrumento para la identificación de prácticas y rutinas que puedan promover la mejoría en la salud y la seguridad de los trabajadores.

Los riesgos a la salud siempre han sido motivo de preocupación en las plantas de tratamiento de aguas residuales, toda vez que tanto la *incapacidad* como las *enfermedades ocupacionales* se manifiestan en el sufrimiento y en la pérdida de recursos humanos. Adicionalmente, ambas causan un efecto negativo en la eficiencia del sistema de tratamiento, en la moral de los trabajadores, en las relaciones públicas y en los costos (WEF, 1996). Un buen programa de salud y seguridad de los trabajadores debe incorporar tres elementos principales (USEPA, 1988; WEF, 1992):

- *Política definida de salud y de seguridad:* incorpora los fundamentos de todo el programa de salud y seguridad, proporcionando a los trabajadores el mensaje clave del programa y dejando claro que el mismo tiene el apoyo de las instancias superiores. El apoyo debe tener visibilidad, o sea, que la gerencia debe apoyar el programa con acciones y también con recursos financieros.
- *Comisión de salud y de seguridad del trabajo:* debe estar compuesta por representantes de la gerencia, de los supervisores y de los trabajadores. Algunas tareas específicas que la comisión puede desempeñar son: i) dirigir el programa de salud y de seguridad; ii) realizar inspecciones sistemáticas; iii) sugerir y proporcionar entrenamiento; iv) dirigir investigaciones de accidentes; v) mantener los registros de las ocurrencias; y vi) elaborar un manual de salud y de seguridad.
- *Entrenamiento de salud y de seguridad:* los supervisores de la planta de tratamiento deben adquirir el completo conocimiento y entendimiento de las diversas formas de prevención de accidentes y enfermedades ocupacionales. Todos los nuevos empleados deben cumplir un programa de salud y de seguridad, así como todos los empleados deben recibir entrenamiento, siempre que sea adicionado un nuevo equipo o proceso a la planta de tratamiento.

Otros detalles para establecer un programa de salud y de seguridad de los operadores de plantas de tratamiento de aguas residuales pueden consultarse en WEF (1996).

6.2 CONTROL OPERACIONAL DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO

6.2.1 Preliminares

Pese a que la simplicidad operacional sea una de las principales ventajas de los sistemas anaerobios, la presencia de personal de operación y mantenimiento es una condición esencial para asegurar el funcionamiento apropiado. Las tres principales actividades de control de los sistemas son (Chernicharo *et al.*, 1999):

- *Operación:* se refiere a las actividades cotidianas o periódicas, necesarias para asegurar un buen y estable desempeño del sistema de tratamiento;

- *Mantenimiento*: hace referencia a las actividades para mantener las estructuras de la planta de tratamiento en buenas condiciones;
- *Información*: se refiere a la comunicación, preferiblemente por escrito, entre las diferentes personas involucradas, formándose al mismo tiempo un archivo de la operación y mantenimiento del sistema de tratamiento.

6.2.2 Necesidad de monitoreo del sistema

El efectivo control operacional de cualquier sistema de tratamiento de aguas residuales, de manera que posibilite, tanto la verificación de los parámetros operacionales, como la optimización de la rutina operacional, solo podrá ser logrado a través de la implementación de un adecuado programa de monitoreo del sistema.

Dicho programa de monitoreo debe ser lo suficientemente amplio para incluir todos los aspectos relevantes a la operación del sistema de tratamiento, sin perder de vista, la realidad local y la disponibilidad de recursos humanos y materiales. De esa forma, cobra importancia no solo la realización de análisis físico-químicos y microbiológicos, sino también el levantamiento de una serie de informaciones relativas al funcionamiento del sistema, tal como se comentará en los siguientes ítems.

Normalmente, los sistemas anaerobios de tratamiento comprenden tres unidades principales, como se representa esquemáticamente en la Figura 6.2:

- Tratamiento preliminar, o pretratamiento;
- Tratamiento biológico, o digestión anaerobia propiamente dicha;
- Deshidratación del lodo excedente.

Las actividades de la operación de sistemas de tratamiento anaerobio están relacionadas con las diferentes unidades de tratamiento, distinguiéndose cuatro grupos (Chernicharo *et al.*, 1999):

- Actividades para asegurar el funcionamiento apropiado de las unidades de pretratamiento, normalmente compuestas de: i) rejillas de barras (mecanizada o no); ii) desarenador u otro dispositivo de retención de arena; y iii) dispositivo de medición de caudal (aforo), normalmente una Canaleta Parshall acoplada al desarenador.

- Actividades para evaluar la eficiencia del digestor. Normalmente, la digestión anaerobia es aplicada para remoción de los sólidos en suspensión y del material orgánico, además de reducir parcialmente los organismos patógenos.
- Actividades para evaluar la estabilidad operacional del digestor, esto es, establecer si hay riesgos de que el pH en el reactor anaerobio disminuya a un valor menor que el mínimo del rango óptimo para la metanogénesis ($\text{pH}_{\text{mín}} = 6,5$).
- Actividades para determinar la cantidad y la calidad del lodo en el reactor y en la unidad de deshidratación. La cantidad de lodo es importante para establecer el momento de descarga de lodo de exceso. La calidad del lodo en el reactor es normalmente evaluada por medio de pruebas de actividad metanogénica específica (AME) y de sedimentabilidad, mientras que la calidad del lodo de descarte debe valorarse en términos de su estabilidad. En la unidad de deshidratación se debe determinar, por lo menos, la fracción de sólidos (o contenido de humedad).

Adicionalmente a estos cuatro grupos de actividades, puede ser necesario realizar otras adicionales, dependiendo del uso previsto para el efluente. Por ejemplo, cuando se pretende utilizar el efluente para irrigación agrícola (después de una etapa de tratamiento complementario), será importante monitorear el contenido de los nutrientes N y P, aunque tales parámetros no desempeñen un papel importante en el sistema de tratamiento ni su remoción sea el objetivo del tratamiento anaerobio.

En general, las tareas especificadas en los diferentes grupos son ejecutadas por distintas personas. Así, los trabajos referentes al sistema de tratamiento preliminar requieren la presencia frecuente de mano de obra para verificar si hay taponamientos. Usualmente, la remoción de los sólidos gruesos y de la arena capturada en el sistema de pretratamiento, así como del lodo seco en los lechos de secado, será manual, requiriendo mano de obra que no necesita ser especializada. Por otro lado, el muestreo del sistema de tratamiento biológico y la realización de los análisis, para verificar la eficiencia, la estabilidad operacional y la masa de lodo en el sistema, requieren de personal más calificado.

6.2.3 Programa de monitoreo

6.2.3.1 Preliminares

Con el fin de facilitar la comprensión de las unidades a ser monitoreadas en el sistema, se presenta en la Figura 6.2 un flujograma típico de una planta de tratamiento de aguas residuales compuesta por unidades tratamiento preliminar, reactor anaerobio y lecho de secado.

En la presente sección solamente se hace énfasis en el control operacional de reactores operando en *régimen permanente aparente*, o sea, el régimen en que el sistema alcanza condiciones operacionales más estables, sin variaciones ni inestabilidades significativas a lo largo del tiempo. Algunas recomendaciones sobre el control operacional durante el período de arranque (*régimen o estado transitorio*) del sistema se presentan en el ítem 6.3.

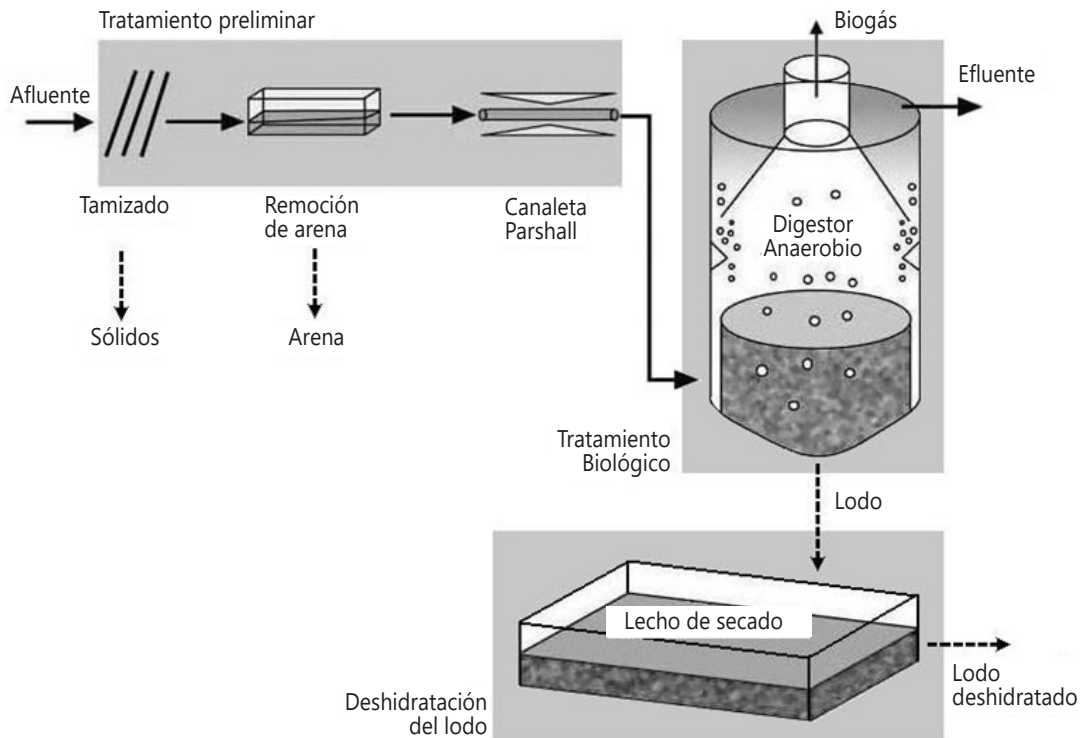
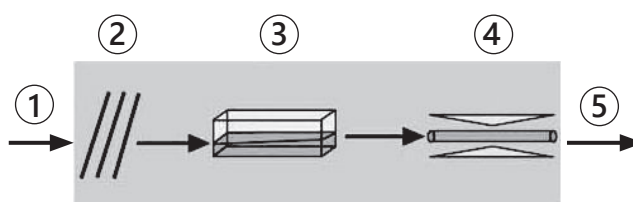


Fig. 6.2 – Flujograma típico de una planta de tratamiento anaerobio de aguas residuales, con unidades de pretratamiento y de deshidratación de lodo

6.2.3.2 Monitoreo y operación del tratamiento preliminar

El buen funcionamiento del reactor anaerobio depende fundamentalmente de la correcta operación de las unidades que componen el tratamiento preliminar y del caudal y características del agua residual a ser tratada. Para asegurar una efectiva remoción de los sólidos gruesos y de la arena presentes en el agua residual, se debe establecer una rutina operacional que posibilite la limpieza de las rejillas y de los desarenadores con una frecuencia adecuada. Para aguas residuales domésticas, la limpieza de rejillas debe ser, por lo menos, diaria. La remoción de la arena en los desarenadores debe tener una frecuencia de una vez cada una o dos semanas, dependiendo si hay mucha arena (por ejemplo 50 litros de arena por 1000 m³ de agua residual afluyente) o poca arena (por ejemplo 25 litros de arena por 1000 m³ de agua residual afluyente).

En cuanto a las características más importantes que afectan la degradación anaerobia del agua residual (temperatura y pH), estos parámetros pueden ser medidos con facilidad en el afluyente. La operación del tratamiento preliminar incluye también, la remoción de cualquier taponamiento que pueda perjudicar la distribución uniforme del afluyente al sistema de tratamiento. En ese sentido, la concentración de los sólidos sedimentables se configura como un parámetro importante, ya que es un indicador de la eficiencia del sistema de desarenado. En el cuadro y la ilustración que se presentan a continuación se muestran los principales puntos, parámetros y frecuencia de monitoreo del pretratamiento. En la lista de corrección de problemas, presentada al final de este capítulo, se listan algunos problemas que pueden ser identificados, a partir del monitoreo diario de las unidades de pretratamiento.



Parámetro ⁽¹⁾	Unidad	Puntos y frecuencia de monitoreo				
		1	2	3	4	5
Caudal	(L/s)	-	-	-	diaria	-
Volumen de sólidos	(L/d)	-	diaria	-	-	-
Volumen de arena	(L/d)	-	-	diaria	-	-
Temperatura	°C	-	-	-	-	diaria
pH	-	-	-	-	-	diaria
Sólidos sedimentables	(mL/L)	diaria	-	-	-	diaria

6.2.3.3 Monitoreo del digestor anaerobio

La operación con éxito de cualquier reactor anaerobio depende de la sistematización e implementación de procedimientos operacionales adecuados, tanto durante la fase de arranque o partida, como a lo largo de la operación en régimen permanente aparente. Se distinguen tres tipos de monitoreo del digestor anaerobio (Chernicharo *et al.*, 1999): i) monitoreo de la eficiencia; ii) monitoreo de la estabilidad; y iii) monitoreo de la cantidad y calidad del lodo.

- **Monitoreo de la eficiencia del digestor**

A través del monitoreo del digestor anaerobio, se intenta establecer el comportamiento histórico de la unidad y si su desempeño está de acuerdo con las especificaciones del diseño. Primeramente, se intenta establecer la marcha del proceso biológico propiamente dicho, en términos de la eficiencia de remoción de elementos indeseables, a partir de la determinación de sus concentraciones en el afluente y en el efluente del reactor biológico. Los siguientes son los principales constituyentes indeseables:

- *sólidos en suspensión*: la concentración de los sólidos en suspensión se determina a través de ensayos gravimétricos de los sólidos en suspensión totales (SST) y de los sólidos en suspensión volátiles (orgánicos) (SSV). Adicionalmente, el ensayo tradicional de sólidos sedimentables (determinación del volumen de sólidos que sedimentan en un cono de 1 litro, durante 1 hora) puede ser una prueba valiosa si no se dispone de una balanza analítica.
- *material orgánico*: la eficiencia de remoción de material orgánico es evaluada a través del ensayo de la DQO y, eventualmente, de la DBO. También la producción de biogás (o mejor, de metano) es un parámetro útil.
- *organismos patógenos*: en cuanto a la calidad higiénica, se recomienda realizar análisis para determinar la concentración de dos tipos de organismos: i) coliformes termotolerantes; y ii) huevos de helmintos.

- **Monitoreo de la estabilidad del digestor**

El monitoreo de la estabilidad operacional del sistema de tratamiento busca evaluar si hay señales de que la fermentación ácida pueda prevalecer sobre la fermentación metanogénica, lo que puede resultar en una acidificación del digestor. En ese sentido, se hace importante determinar el pH, la alcalinidad y la concentración de ácidos orgánicos en el efluente y comparar estos valores con los del afluente. También, la variación abrupta de la composición del biogás y especialmente, del aumento del porcentaje de dióxido de carbono, puede ser un indicador de inestabilidad operacional.

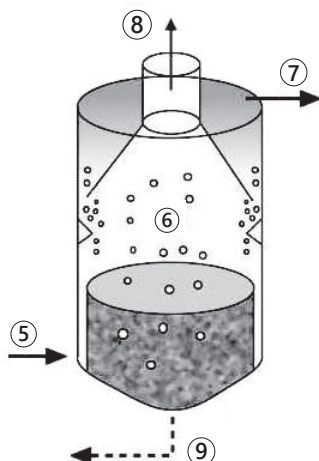
- **Monitoreo de la cantidad y calidad del lodo**

Además del monitoreo de la eficiencia y de la estabilidad del digestor, se debe también realizar pruebas para la evaluación cuantitativa y cualitativa del lodo en el sistema de tratamiento. La determinación experimental de ambas presenta problemas. En sistemas con lodo inmovilizado, como el reactor de lecho fluidizado y el filtro anaerobio, el lodo se encuentra en una forma que prácticamente imposibilita su determinación cuantitativa. En los sistemas con lodo en suspensión, la concentración de lodo no es usualmente uniforme, haciéndose necesaria la colecta de muestras de lodo en varios puntos distribuidos a lo largo de la altura del reactor. En tales muestras, se debe determinar, tanto la concentración de sólidos totales (ST), como la de sólidos totales volátiles (STV), según lo comentado en el Ejemplo 3.1 - Capítulo 3.

Los aspectos cualitativos más importantes del lodo se refieren a (Chernicharo *et al.*, 1999):

- *actividad metanogénica específica (AME)*: La AME refleja la capacidad del lodo en producir metano, a partir de un sustrato orgánico (usualmente acetato), bajo condiciones optimizadas. Aunque en un digestor anaerobio se desarrollan varias etapas, la metanogénesis acetotrófica es la más importante, porque es el paso limitante en la conversión del material orgánico a metano. La prueba se realiza a nivel de laboratorio, según los procedimientos descritos en el Capítulo 3. Conociéndose la AME y la masa de lodo en el reactor biológico, es posible hacer una estimación de la carga orgánica máxima que puede ser digerida en el reactor. Esta carga es igual al producto del valor de la AME por la masa de lodo, como se presenta a continuación:

$$L_{0\text{máx}} = AME \times M_{\text{lodo}} = \frac{\text{kgDQO}_{\text{CH}_4}}{\text{kgSTV} \times d} \times \text{kgSTV} = \frac{\text{kgDQO}}{d}$$



Parámetro	Unidad	Puntos y frecuencia de monitoreo				
		5	6	7	8	9
Eficiencia de tratamiento						
Sólidos sedimentables	mL/L	diaria	-	diaria	-	-
Sólidos suspendidos totales	mg/L	semanal	-	semanal	-	-
DQO total	mg/L	semanal	-	semanal	-	-
DBO total	mg/L	quincenal	-	quincenal	-	-
Producción de biogás	m ³ /d	-	-	-	diaria	-
<i>Escherichia coli</i>	N/100mL	quincenal	-	quincenal	-	-
Huevos de helmintos ⁽¹⁾	N/L	quincenal	-	quincenal	-	-
Estabilidad operacional						
Temperatura	°C	diaria	diaria	-	-	-
pH	-	diaria	diaria	-	-	-
Alcalinidad	mg/L	semanal	-	semanal	-	-
Ácidos orgánicos volátiles	mg/L	semanal	-	semanal	-	-
Composición del biogás	% CO ₂	-	-	-	mensual	-
Cantidad y calidad del lodo						
Sólidos totales ⁽²⁾	mg/L	-	-	-	-	semanal
Sólidos totales volátiles ⁽²⁾	mg/L	-	-	-	-	semanal
Actividad metanogénica específica	gDQO/gSV.d	-	-	-	-	mensual
Estabilidad del lodo	gDQO/gSV.d	-	-	-	-	mensual
Índice volumétrico de lodo (diluido)	mL/g	-	-	-	-	mensual

Notas:

- (1) Los procedimientos para identificación y enumeración de huevos de helmintos se encuentran descritos en Zerbini & Chernicharo (2001).
- (2) Los análisis de sólidos totales deben efectuarse en varios puntos, a lo largo de la altura del lecho y del manto de lodo (3 a 6 puntos), de tal manera que se obtenga el perfil y la masa de sólidos en el interior del reactor (ver Ejemplo 3.1 – Capítulo 3).

Debe tenerse en cuenta que la temperatura operacional del reactor es, generalmente, inferior a la temperatura de realización de la prueba de AME (30 o 35°C), haciendo que el valor de la carga orgánica máxima ($L_{0-\text{máx}}$), determinado por la ecuación anterior, sea sobreestimado.

- **estabilidad:** pretende establecer cuál es la fracción de la masa de lodo que se compone de material orgánico biodegradable, aun no digerido. Una parte elevada de material biodegradable en el lodo no solamente es un indicador de un sistema sobrecargado, como también puede causar grandes problemas en la separación sólido-líquido del lodo de descarte. Basándose en experiencia aun muy limitada, van Haandel y Lettinga (1994) sugieren que la fracción de sólidos biodegradables en lodo anaerobio debe mantenerse por debajo del 3%.
- **sedimentabilidad:** puede determinarse a partir de una prueba específica descrita por Catunda y Van Haandel (1989). Como esta prueba es tediosa y complicada, conviene que la rutina operacional adopte métodos más simples, aunque sean menos exactos, como por ejemplo el índice volumétrico de lodo o, eventualmente, el índice volumétrico de lodo diluido (Magalhães *et al.*, 2005).

En la ilustración y el cuadro que se presentan a continuación se identifican los principales puntos, parámetros y frecuencia de monitoreo recomendados para un digester anaerobio. Sin embargo, se debe resaltar, que los parámetros y la frecuencia de monitoreo pueden ser alterados, en función de especificidades locales y de exigencias impuestas por los órganos de control ambiental. Particularmente durante el arranque del sistema, se puede hacer necesaria una frecuencia de monitoreo más intensiva, de acuerdo a lo que se tratará en el ítem 6.3.

6.2.3.4 Monitoreo de los lechos de secado

Como se mencionó anteriormente, la optimización de las condiciones operacionales de la unidad de deshidratación del sistema de tratamiento tiene implicaciones directas en la reducción del volumen de lodo seco, y también en la calidad del efluente que sale del reactor anaerobio. De esa forma, el monitoreo continuo de los sólidos en el interior del reactor (antes del descarte), y también en los lechos de secado (después del descarte), es de fundamental importancia para definir la mejor rutina de descarte y de deshidratación del lodo, contribuyendo así a:

- La reducción de los ciclos de secado, y consecuente disponibilidad del lecho para una nueva etapa de descarte de lodo;

- La obtención de un lodo más seco (con menor contenido de humedad), y la correspondiente reducción del volumen de lodo y de los costos de transporte hasta el lugar de disposición final;
- La reducción de la pérdida de sólidos en el efluente del reactor, y por ello el mejoramiento de la calidad del efluente final.

El objetivo del secado del lodo es reducir al máximo el porcentaje de agua presente en él y, al mismo tiempo, mejorar su calidad higiénica, manteniendo en la medida de lo posible, la cantidad de material orgánico de los nutrientes (nitrógeno y fósforo) en la forma que más conviene para transformar el lodo en un excelente acondicionador de suelo.

Respecto a la operación de lechos de secado, los parámetros más importantes son:

- La carga de sólidos aplicada al lecho;
- El tiempo de percolación;
- La composición y la calidad final del lodo seco.

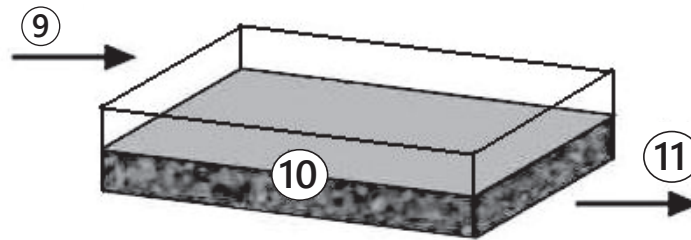
En cuanto a la carga aplicada, se sabe que la productividad de lodo (esto es, la masa de lodo que puede ser procesada, por unidad de área y por unidad de tiempo, hasta alcanzar una determinada humedad final deseada), prácticamente es independiente de la carga aplicada cuando ésta se encuentra en el rango de 15 a 40 kg ST/m² (van Haandel y Lettinga, 1994).

Una vez aplicado el lodo de exceso, se inician los mecanismos de percolación y de evaporación. Como el caudal de lodo fresco es muy pequeña en relación al caudal de agua residual (en torno de 0,1 a 0,2%), la composición del agua percolada (que regresa para el sistema de tratamiento) no tiene gran importancia. Los parámetros más relevantes son el tiempo necesario para percolación y el volumen de agua percolada. Diariamente, se verifica si aun hay percolación de agua y, se fuese el caso, se determina el volumen percolado, a partir de la reducción del nivel de lodo en el lecho (despreciando el agua perdida por evaporación).

Una vez terminada la percolación, se determina, al final del secado por evaporación, la composición, en términos de sólidos totales, y los porcentajes de material orgánico, de nitrógeno (orgánico y amoniacal) y de fósforo (total y ortofosfato).

En cuanto a la calidad higiénica, conviene determinar la concentración de coliformes termotolerantes (o de *Escherichia coli*) y de huevos viables de helmintos. El fin del tiempo de evaporación, en la práctica, será dictado generalmente por la necesidad de utilizar nuevamente el lecho para secado de más lodo, o por la disponibilidad de transporte de lodo seco.

En la ilustración y el cuadro que se presentan a continuación se identifican los principales puntos, parámetros y frecuencia de monitoreo recomendados para los lechos de secado.



Parámetro ⁽¹⁾	Unidad	Puntos y frecuencia de monitoreo ⁽¹⁾		
		9	10	11
Lodo de exceso aplicado				
Volumen de lodo descartado	m ³	en la descarga	-	-
Concentración inicial del lodo	gSV/L	en la descarga	-	-
Composición inicial del lodo	%SV	en la descarga	-	-
Carga aplicada	kgST/m ²	-	en la descarga	-
Coliformes termotolerantes	N/gST	en la descarga	-	-
Huevos de helmintos	N/gST	en la descarga	-	-
Lodo en el lecho y generación de percolado				
Altura de la lámina de lodo	cm	-	en la descarga	-
Tiempo de percolación	d	-	-	diaria ⁽²⁾
Volumen percolado	m ³	-	-	diaria
Tiempo de evaporación	d	-	-	diaria
Porcentaje de sólidos	%	-	2 x semana	-
Composición del lodo	%SV	-	2 x semana	-
DQO total	mg/L	-	-	2 x semana
Nitrógeno (NTK)	% de los ST	-	⁽³⁾	-
Nitrógeno amoniacal	% de los ST	-	⁽³⁾	-
Fósforo total	% de los ST	-	⁽³⁾	-
Ortofosfato	% P _{tot}	-	⁽³⁾	-
Coliformes termotolerantes	N/gST	-	⁽³⁾	-
Huevos de helmintos	N/gST	-	⁽³⁾	-

Notas:

- (1) La frecuencia de monitoreo se refiere solamente al período comprendido entre el descarte de lodo del reactor y el término del período de secado (remoción de lodo seco)
- (2) Verificación diaria si aun hay percolación de agua
- (3) Los parámetros nitrógeno, fósforo y patógenos deben ser analizados después de la terminación del período de secado (en el lodo seco)

6.2.4 Interpretación y archivado de los datos operacionales

Los sistemas anaerobios se destacan por su simplicidad y estabilidad operacional. En ese sentido, el banco de datos operacionales se destina principalmente a la comparación de determinados parámetros con valores históricos. En caso de notarse un deterioro considerable y prolongado de los parámetros de monitoreo, se pueden tomar medidas correctivas.

En la lista de solución de problemas, al final de este capítulo, se identifican algunos problemas y las acciones a tomar con miras a la solución de los mismos. Estos problemas solamente pueden ser identificados cuando es factible comparar los resultados de los diferentes ensayos y análisis previstos en el monitoreo con los valores de períodos anteriores. En muchos casos, el indicador de un problema operacional no es fruto del valor absoluto de un parámetro, pero sí de su variación. Se evidencia así la necesidad de mantener los informes frecuentes que caracterizan el desempeño y la situación general del sistema de tratamiento (Chernicharo *et al.*, 1999).

6.2.5 Medición y caracterización de lodo

6.2.5.1 Evaluación de la masa microbiana

La determinación de la biomasa en digestores anaerobios presenta dos dificultades principales:

- En algunos sistemas, los microorganismos se encuentran adheridos a partículas inertes;
- La biomasa generalmente está presente como un consorcio de diferentes tipos morfológicos y fisiológicos.

Según lo comentado en el ítem 3.3 - Capítulo 3, la evaluación de la cantidad de biomasa usualmente se realiza a través de la determinación del perfil de sólidos, considerando que los sólidos volátiles son una medida de la biomasa presente en los reactores (masa de material celular). Las muestras de lodo se colectan en diferentes niveles (alturas) del reactor y después son analizadas gravimétricamente y los resultados se expresan en términos de gramos de sólidos totales volátiles por litro (gSTV/L). Estas medidas de concentración de sólidos volátiles, multiplicadas por los volúmenes correspondientes a cada zona muestreada,

proporcionan las masas de microorganismos a lo largo del perfil del reactor, según fue detallado en el Ejemplo 3.1 (Capítulo 3).

6.2.5.2 Evaluación de la actividad microbiana

El éxito de cualquier proceso anaerobio, especialmente los de alta tasa, depende fundamentalmente del mantenimiento, dentro de los reactores, de una biomasa adaptada, con elevada actividad microbiológica y resistente a choques o picos. Para que dicha biomasa pueda ser preservada y monitoreada, se hizo imperativo el desarrollo de técnicas para la evaluación de la actividad microbiana en reactores anaerobios, principalmente de las arqueas metanogénicas.

El ensayo de actividad metanogénica específica (AME) puede utilizarse como un análisis de rutina, para cuantificar la actividad metanogénica de lodos anaerobios, o también, en una serie de otras aplicaciones, tal como se referenció en el ítem 3.4 - Capítulo 3, donde se presentan informaciones detalladas sobre los procedimientos para la realización de esta prueba.

6.2.6 Descarte de lodo del sistema

6.2.6.1 Preliminares

En los reactores anaerobios, la acumulación de sólidos biológicos se da después de algunos meses de operación continua. La tasa de acumulación de sólidos depende esencialmente del tipo de efluente, siendo mayor cuando el agua residual afluente presenta elevada concentración de sólidos en suspensión, especialmente sólidos no biodegradables. La acumulación de sólidos se debe también a la presencia de carbonato de calcio o de otros precipitados minerales, además de la producción de biomasa. Cuando predomina la acumulación de sólidos, que no provienen del crecimiento microbiano, esta puede ser reducida a través de un pretratamiento. La acumulación de biomasa depende esencialmente de la composición química del agua residual, siendo mayor para aquellas aguas con elevadas concentraciones de carbohidratos.

Para el caso del tratamiento de efluentes solubles, la producción de lodo excedente es muy baja y generalmente se presentan pocos problemas en el manejo, almacenamiento y disposición

final del lodo. Como consecuencia de la baja producción y de las elevadas concentraciones de lodo en el reactor, los volúmenes descartados también son muy pequeños, principalmente al ser comparados con los generados en procesos aerobios.

La optimización del descarte y de la deshidratación del lodo tiene implicaciones directas en la reducción del volumen de lodo seco a ser transportado hasta el lugar de disposición final. El descarte de lodo excedente (de exceso) debe realizarse periódicamente, en caso contrario su acumulación en el interior del reactor podrá provocar la pérdida excesiva de sólidos hacia el compartimiento de sedimentación, en los reactores UASB, o hacia el compartimiento relleno con medio soporte, para el caso de filtros anaerobios y de reactores híbridos.

En los reactores UASB, la entrada excesiva de sólidos en el compartimiento de sedimentación usualmente resulta en una mayor pérdida de sólidos en el efluente líquido, deteriorando así su calidad. Por ello, la adopción de una frecuencia de descarte adecuada se reflejará directamente en una menor pérdida de sólidos en el efluente final, generando una mejor calidad del efluente, en términos de sólidos en suspensión y de DQO y DBO particulada.

En los filtros anaerobios y en los reactores híbridos, la entrada excesiva de sólidos en el compartimiento que contiene al medio soporte podrá resultar en la colmatación (taponamiento) del material de relleno, principalmente cuando se utilizan materiales de pequeña granulometría o con bajo índice de vacíos. También en esos casos, la adopción de una frecuencia adecuada de descarte de lodo es fundamental para minimizar los problemas de colmatación del medio soporte y para garantizar la buena calidad del efluente final.

6.2.6.2 Producción de lodo excedente y selección del punto de descarte

Para evaluar la cantidad de lodo excedente producida en reactores UASB para el tratamiento de aguas residuales domésticas, ha sido usual la adopción de coeficientes de producción de lodo entre 0,10 y 0,20 kgST por kgDQO aplicada al sistema (ver ítem 5.4.5.13 - Capítulo 5). En los casos de arranque o partida de reactores, sin inoculación, el descarte de lodo de exceso no deberá ser necesario durante los primeros meses de operación del reactor.

En reactores UASB, cuando se hiciera necesario el descarte, este debe realizarse preferiblemente desde la parte superior del lecho de lodo (lodo menos denso, de característica más floculenta, y que usualmente presenta menor actividad metanogénica específica). Sin embargo, se debe tener en cuenta que el descarte de este lodo, de menor

concentración, demandará la remoción de un mayor volumen de lodo, para una dada masa a ser descartada, lo que repercute directamente, en una mayor área para los lechos de secado, o en mayores equipos para deshidratación del lodo.

También respecto a los reactores UASB, una alternativa interesante es efectuar el descarte de lodo de alturas diferentes del reactor, por ejemplo, del fondo (lecho de lodo) y a media altura del compartimiento de digestión (manto de lodo). Con ello se pueden alcanzar algunos mayores beneficios en relación al descarte de una altura única, los cuales se citan a continuación:

- El descarte a media altura del compartimiento de digestión posibilita la remoción del lodo excedente más disperso, usualmente de menor actividad y con peores condiciones de sedimentabilidad;
- Para compensar los mayores volúmenes de descarte de ese lodo menos denso, se puede efectuar el descarte de una fracción menor de lodo de fondo del reactor, ya que este se encuentra bastante concentrado;
- La eventual desventaja de descartar parte del lodo de fondo, que usualmente presenta actividad más elevada y mejores condiciones de sedimentabilidad, puede ser compensada por los menores volúmenes de descarte demandados y una consecuente economía en los dispositivos de deshidratación. Adicionalmente, y dependiendo de la calidad del tratamiento preliminar que antecede al reactor, el lodo de fondo puede acumular sólidos inertes, como arena, que deben ser descartados periódicamente del reactor. Con ello, el descarte de lodo de fondo del reactor, en pequeñas cantidades y de una forma bien gestionada, puede traer importantes beneficios al sistema de tratamiento.

En el ítem 6.3.3.4 se presentarán consideraciones sobre el descarte de lodo de filtros anaerobios.

6.2.6.3 Descarga de lodo de exceso

Un aspecto operacional importante en sistemas con lodo en suspensión, como el reactor UASB, es la descarga de lodo de exceso. En este caso, es importante que la masa de lodo se mantenga entre un *mínimo* (dictado por la necesidad de tener capacidad de tratamiento suficiente en el sistema, para digerir la carga orgánica del afluente) y un

máximo (dependiente de la capacidad de retención de lodo del sistema). Con esto se pretende minimizar la descarga (pérdida) de lodo que sale con el efluente, ya que tal descarga aumenta la concentración de DQO, DBO y sólidos en suspensión del efluente.

La frecuencia de descarga será establecida por la naturaleza del proceso de deshidratación del lodo. En el caso de procesos de deshidratación mecánica, la descarga de lodo debe realizarse diariamente, durante las horas en que el operador esté presente en la planta. Para el caso de procesos de deshidratación natural (como los lechos de secado), la descarga de lodo debe hacerse en etapas, usualmente con frecuencias entre dos y tres semanas, compatibles con la capacidad de almacenamiento de lodo del reactor y del tiempo medio de secado, así:

- Reactores con alta capacidad de almacenamiento de lodo (o sea, reactores sobredimensionados o con elevados volúmenes de compartimiento de digestión) posibilitan la adopción de descartes de lodo menos frecuentes (por ejemplo, cada tres o cuatro semanas). Si ocurre lo contrario, los descartes de lodo deberán ocurrir con mayor frecuencia;
- Reactores localizados en áreas con predominio de bajos índices pluviométricos y baja humedad relativa del aire posibilitan menores tiempos de secado de lodo, y por ende la práctica del descarte de lodo más frecuente, en un mismo lecho de secado.

Para establecer la frecuencia y la magnitud de descarga se puede seguir la siguiente rutina (Chernicharo, van Haandel y Cavalcanti, 1999):

- Operando el reactor bajo condiciones normales de caudal y carga, y sin hacer descargas de lodo de exceso, se determina para el reactor "lleno" de lodo, la masa de lodo en el reactor y la producción diaria de lodo;
- Se determina la actividad metanogénica específica (AME) del lodo;
- A partir del valor de la AME, se determina la masa mínima de lodo para mantener un buen desempeño del reactor. La masa mínima de lodo (kgSTV) se calcula dividiendo la carga orgánica afluente al reactor (kgDQO/d) entre la AME (kgDQO_{CH₄}/kgSTV.d);
- Se calcula la diferencia entre la *masa máxima* de lodo que puede ser retenida en el sistema y la *masa mínima* de lodo necesaria para un buen desempeño del reactor;

- Después de una descarga igual o menor que la descarga máxima, se determina nuevamente la pérdida de lodo en el efluente;
- La frecuencia de las descargas puede ser determinada como la razón entre la masa de lodo a ser descargada y la tasa de acumulación de lodo en el sistema.

Ejemplo 6.1

Con el objetivo de lograr la minimización del contenido de sólidos en suspensión en el efluente de un reactor UASB, estime la frecuencia de descarte del lodo excedente, asumiendo descargas de 50% de la masa de lodo.

Datos

- volumen total del reactor: $V_r = 1.000 \text{ m}^3$;
- volumen total del compartimiento de digestión: $V_{dig} = 750 \text{ m}^3$;
- volumen del compartimiento de sedimentación: $V_{dec} = 250 \text{ m}^3$;
- profundidad útil del reactor: $H = 4,50 \text{ m}$;
- caudal medio de agua residual afluyente al reactor: $Q_{med} = 3.000 \text{ m}^3/\text{d}$;
- concentración media de DQO afluyente al reactor: $S_0 = 600 \text{ mg/L}$;
- concentración media de DQO del efluente (en la ausencia de descarte de lodo):
 $S_{inicial} = 210 \text{ mg/L}$;
- concentración media de sólidos suspendidos en el efluente (en la ausencia de descarte de lodo): $SST_{inicial} = 80 \text{ mg/L}$
- concentración media de DQO del efluente (después de la sedimentación del lodo):
 $S_{sed} = 130 \text{ mg/L}$
- actividad metanogénica específica del lodo (a 24 °C): $AME = 0,20 \text{ mgDQO}_{CH_4}/\text{mgSTV}\cdot\text{d}$
- concentración media de DQO del efluente (después del descarte de 50% de la masa de lodo): $S_{final} = 140 \text{ mg/L}$
- concentración media de sólidos suspendidos del efluente (después el descarte de 50% de lodo): $SST_{final} = 20 \text{ mg/L}$

Solución:

- Estimar la masa de lodo en el reactor lleno (antes del descarte):

A partir de los datos del Ejemplo 3.1, y considerándose todos los puntos de muestreo, se llega a una masa total de 22.170 kgSTV. Asumiendo una fracción de sólidos volátiles en el lodo igual a 60%, se obtiene la masa de sólidos totales, igual a 36.950 kgST.

- Estimar la producción de lodo en el sistema:

La concentración de sólidos en el efluente (que se consideran partículas de lodo) es igual a 80 mgSST/L. Como el caudal de agua residual es de 3.000 m³/d, la producción diaria de lodo será: $(0,080 \times 3.000) = 240 \text{ kgSST/d}$.

La concentración de lodo volátil se estima a partir de la diferencia entre las concentraciones de DQO del efluente crudo (antes del descarte de lodo) y del efluente sedimentado (después de la sedimentación del lodo): $(210 - 130) = 80 \text{ mgDQO/L}$. Admitiendo que 1 mg SSV/L tiene una DQO de 1,5 mgDQO/L, se calcula la concentración de lodo volátil en el efluente como igual a: $(80 \text{ mgDQO/L}) / (1,5 \text{ mgDQO/mgSSV}) = 53 \text{ mgSSV/L}$.

Nótese que la producción específica de lodo, o sea, la razón entre la producción diaria de lodo (240 kgSST/d) y la carga orgánica diaria aplicada ($3.000 \text{ m}^3/\text{d} \times 0,600 \text{ kgDQO/m}^3 = 1.800 \text{ kgDQO/d}$) es igual a $0,13 \text{ kgSST/kgDQO}_{\text{aplicada}}$ que es un valor considerado normal para el tratamiento anaerobio.

- Estimar la capacidad de digestión del lodo:

A partir del valor de la actividad metanogénica específica (AME = 0,20 kgDQO/kgSTV.d) y de la masa de lodo volátil (22.170 kgSTV), se calcula la capacidad de digestión del lodo así: $0,20 \text{ kgDQO/kgSTV.d} \times 22.170 \text{ kgSTV} = 4.434 \text{ kgDQO/d}$.

Notar que la capacidad de digestión (4.434 kgDQO/d) es mucho mayor que la carga orgánica diaria aplicada (1.800 kgDQO/d), de modo que la descarga de mitad del lodo, del reactor lleno, no debe resultar en problemas de desempeño del mismo.

- Estimar la acumulación de lodo en el reactor, después de la descarga:

Después de la descarga de 50% del lodo, la pérdida de sólidos en el efluente disminuye para 20 mg/L, y la producción diaria de lodo se reduce para $3.000 \text{ m}^3/\text{d} \times 0,020 \text{ kgSST/m}^3 = 60 \text{ kgSST/d}$. Por lo tanto, la acumulación de sólidos en el reactor se puede estimar teniendo en

consideración la producción de lodo antes y después del descarte: $240 \text{ kgSST/d} - 60 \text{ kgSST/d} = 180 \text{ kgSST/d}$.

Como la descarga de 50% de la masa máxima de lodo presente en el reactor representa una cantidad igual a $36.950 \text{ kgST} \times 0,50 = 18.475 \text{ kgST}$, se estima que será necesario un período de $(18.475 \text{ kgST}) / (180 \text{ kgSST/d}) = 102$ días para llenar de nuevo el reactor con lodo.

Otro abordaje es afirmar que la acumulación de 180 kgSST/d representa un crecimiento de $(180 \text{ kgSST/d}) / (83,7 \text{ kgST/m}^3) = 2,15 \text{ m}^3/\text{d}$ en la parte más inferior del reactor (donde la concentración del lodo es igual a $50,2 \text{ kgSTV/m}^3$, o igual a $83,7 \text{ kgST/m}^3$ – ver Ejemplo 3.1). Por lo tanto, se puede estimar que la tasa de descarga mensual es igual a $2,15 \text{ m}^3/\text{d} \times 30 \text{ d} = 64,5 \text{ m}^3$ de lodo del fondo del reactor.

De esta manera, se puede adoptar como estrategias de descarga, tanto una de 50 % del lodo cada 102 días (lo que representa un volumen de aproximadamente 220 m^3 del fondo del reactor), o descargas mensuales, de $64,5 \text{ m}^3$, también del lodo localizado en el fondo del reactor. Alternativamente, se puede dar descarga del lodo más diluido, localizado en las zonas superiores; sin embargo, el volumen de descarga deberá ser correspondientemente aumentado.

6.2.6.4 Protocolo operacional para el descarte de lodo

La remoción de lodo usualmente se realiza por presión hidrostática, aprovechando la carga hidráulica en relación al nivel del lecho de secado o del pozo de lodo que alimenta el equipo de deshidratación. La operación de descarte se da a partir de la abertura de registros que han sido previstos en la lateral del reactor (ver ítem 5.4.5.13.c – Capítulo 5), lo que posibilita el flujo del lodo hasta el lecho de secado o hasta el pozo de lodo que alimenta el equipo de deshidratación. Cabe resaltar que cada punto de descarte de lodo deberá poseer registro de maniobra independiente, de tal manera que posibilite el descarte de lodo de manera individualizada, punto por punto. La abertura individualizada de cada registro (uno para cada vez) es imperativa, pues, caso contrario, el descarte de lodo no será uniforme al interior del reactor.

Una vez definidos los volúmenes de lodo a descartar de cada punto (superior e inferior), según los cálculos y simulaciones que deberán efectuarse de manera anticipada, la medición puede hacerse automáticamente, por medio de medidores de caudal, o evaluando la altura de la lámina de lodo y el volumen correspondiente en el lecho de secado.

6.2.7 Descarte de nata del sistema

6.2.7.1 Preliminares

Como la tasa de acumulación de nata en los separadores trifásicos depende fuertemente de las características del agua residual cruda y de las condiciones hidrodinámicas del reactor, es recomendable que el diseñador indique, en el manual de operación, que la frecuencia de remoción no deberá ser muy espaciada en el tiempo, debido al riesgo de que la nata se haga muy concentrada y de difícil remoción por escurrimiento (ver discusión en el ítem 5.4.3.3 – Formación y acumulación de nata – Capítulo 5). O sea, eventualmente se debe recomendar que la nata sea removida en un principio con frecuencia quincenal y, dependiendo de las características de concentración y de cantidad, la frecuencia podrá ser reducida o ampliada.

6.2.7.2 Identificación de la necesidad de remoción de nata

De acuerdo a lo abordado en el ítem anterior, solamente la práctica operacional del reactor posibilitará establecer la mejor rutina de descarte de nata. La identificación de la necesidad de remoción de este material del interior de los separadores trifásicos normalmente se hace a partir de la abertura de escotillas de cierre hermético, inspeccionables desde la parte superior de la losa de cubierta de los reactores. La abertura de estas escotillas posibilitará la inspección visual directamente en el interior de los separadores trifásicos, con posibilidad, inclusive, de medición del espesor de la capa de nata y la colecta de muestras para su caracterización físico-química. Con eso, se podrá constatar si la acumulación de nata ya alcanzó valores excesivos y si ya se hace necesario realizar el descarte respectivo.

Cabe resaltar que la operación de abertura de escotillas de cierre hermético debe realizarse con cuidado, ya que se encuentran implícitos los riesgos de ingresar a un compartimiento que contiene el biogás. O sea, durante la abertura de la escotilla, se deben tomar todos los cuidados necesarios, como por ejemplo:

- Cerramiento de la válvula de gas correspondiente al separador trifásico que se desea inspeccionar, aislándolo de los demás separadores.
- Después del cerrado de la válvula de gas, deberá abrirse la escotilla del separador trifásico, cuidando que todo el biogás en él acumulado pueda ser liberado con seguridad. O sea que ningún operador podrá estar portando objetos que puedan producir fuego o chispa.

6.2.7.3 Principales alternativas para remover la nata

Una vez determinada la necesidad de remoción de nata, las alternativas para realizar ese procedimiento dependerán de los dispositivos previstos en el diseño. En los proyectos más recientes, se han incorporado canaletas colectoras en el interior de los separadores trifásicos (ver Figura 5.51 – Capítulo 5), que posibilitan la remoción hidrostática de la nata, tanto por el aumento de la presión del biogás, como por la reducción de la presión del mismo, de la manera que se ilustra en la Figura 6.3. Cabe resaltar, que tales dispositivos solamente se prestan para la remoción de nata con característica más fluida (diluida) (ver Figura 5.26.a – Capítulo 5).

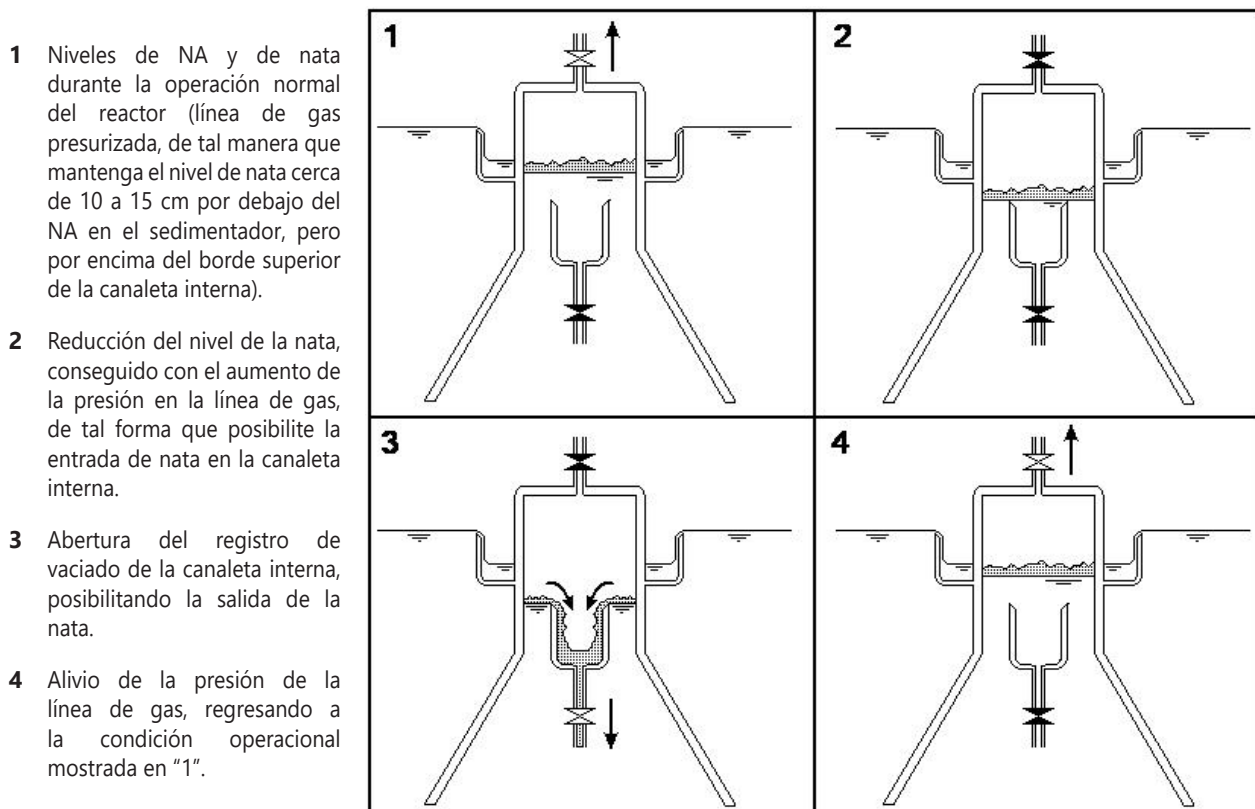
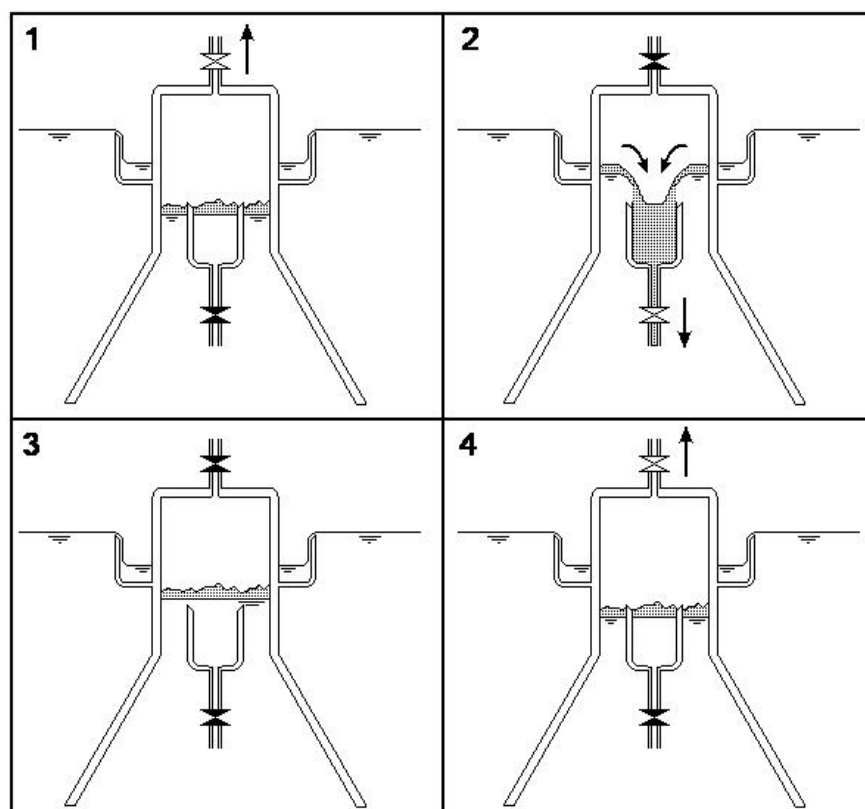


Fig. 6.3 – Representación esquemática del dispositivo para remoción hidrostática de nata, por medio del aumento de la presión de biogás



- 1 Niveles de NA y de nata durante la operación normal del reactor (línea de gas presurizada, de tal modo que mantenga el nivel de nata cerca de 5 cm por debajo del borde superior de la canaleta interna).
- 2 Elevación del nivel de nata, logrado mediante el alivio de la presión de la línea de gas, de tal manera que posibilite la entrada de nata en la canaleta interna.
- 3 Cierre del registro de vaciado de la canaleta interna.
- 4 Aumento de la presión de la línea de gas, regresando a la condición operacional mostrada en "1".

Fig. 6.4 – Representación esquemática del dispositivo para remoción hidrostática de nata, por medio de la reducción de la presión de biogás

Para los casos en que la nata se encuentra más solidificada, con alto contenido de sólidos (ver Figura 5.26.b – Capítulo 5), la remoción puede realizarse a través de las escotillas de cierre hermético del separador trifásico, a las que puede accederse desde la losa superior del reactor. El procedimiento de remoción de la nata podrá ser manual, con ayuda de una "espumadera", o por medio de una manguera de succión, acoplada al camión limpia-fosa. La opción de remoción manual solamente será posible cuando las cantidades acumuladas sean relativamente pequeñas y factibles de ser asimiladas dentro de la rutina de actividades y del cuadro operacional de la PTAR.

Dependiendo de la consistencia y del grado de estabilización de la nata, esta podrá ser transportada/bombeada para el lecho de secado o para el pozo de lodo que alimenta el equipo de deshidratación (nata más fluida), para su procesamiento junto con el lodo. Cuando la nata se presente más solidificada, esta podrá ser dispuesta directamente en un relleno sanitario.

6.2.8 Control de malos olores y de corrosión

A partir de la discusión presentada en los ítems 5.4.3.2 (Generación de olores y ocurrencia de corrosión) y 5.4.5.11 (Producción, colecta y tratamiento de biogás) – Capítulo 5, se deben adoptar las siguientes directrices para el control de malos olores y de la corrosión de estructuras, en plantas de tratamiento que utilizan reactores anaerobios:

- En la adquisición del terreno para construcción de la planta de tratamiento, evaluar la posibilidad de adquirir áreas más grandes, que garanticen el mayor distanciamiento de las poblaciones y ampliaciones existentes (o que puedan existir) en la vecindad;
- En el proyecto paisajístico de la planta, evaluar la posibilidad de utilización de vegetación que favorezca la formación de una cortina o barrera verde en los límites del área de la planta;
- En el arreglo de las unidades que componen la planta de tratamiento, observar siempre la dirección predominante de los vientos en el área de la PTAR. En la medida de lo posible, localizar las unidades potencialmente generadoras de malos olores en los lugares que causen menor impacto en los alrededores, en función de la dirección de los vientos;
- En los tubos y canales que transporten el agua residual cruda y tratada, evitar la presencia de puntos con caídas libres y de turbulencia excesiva, ya que estos puntos favorecen la liberación de los gases disueltos en el líquido y, como consecuencia, favorecen la corrosión de tubos, cajas de paso, pozos de visita o inspección y otras estructuras existentes en el entorno, inclusive barandas.

Algunos ejemplos de puntos donde pueden ocurrir caídas libres y turbulencia son: desarenadores, cajas para distribución de caudal, cajas de colecta del efluente de reactores anaerobios, estructuras de vertimiento final del efluente anaerobio;

- Alternativamente a **evitar** la ocurrencia de puntos de caídas libres y de turbulencia excesiva, se puede optar por la utilización de cajas de caída libre y rampas con gradas, que **favorezcan** la liberación de los gases disueltos en el líquido. En esos casos, se debe incorporar a esas estructuras un sistema de captura de los gases liberados, de tal manera que los mismos puedan ser tratados de manera adecuada (alternativas de tratamiento de olores son presentadas en Belli Filho *et al.*, 2001). Además de la inclusión del sistema de captura de gases liberados, también las estructuras con caídas libres y/o gradas deben ser

a prueba de corrosión, ya que esta se manifestará con gran intensidad en las estructuras de disipación. De esa forma, la utilización de materiales adecuados o de revestimientos especiales, resistentes a la corrosión, debe ser un presupuesto;

- En el interior de los reactores anaerobios, el gas sulfhídrico podrá encontrarse en la **fase gaseosa** (al interior de los separadores trifásicos o en la parte superior de los sedimentadores, para reactores cerrados), o disuelto en la **fase líquida** (en el efluente del sedimentador). En relación al H_2S disuelto en el efluente, los cuidados de diseño son los mismos descritos en el ítem anterior, relacionados con la liberación o no de los gases. Respecto al H_2S que se encuentra en la fase gaseosa, caben aquí dos consideraciones: i) la mezcla gaseosa contenida en el interior del separador trifásico constituye el biogás propiamente dicho, rico en CH_4 y pobre en H_2S . Ello porque el metano es poco soluble en agua y se libera más fácilmente de la fase líquida antes de que esta llegue al compartimiento de sedimentación, aunque en bajas concentraciones, el H_2S estará presente en el interior del separador trifásico y su potencial de corrosión en el separador trifásico, por encima del nivel del agua es muy significativo; y ii) la mezcla gaseosa contenida entre la lámina de agua y la cobertura del compartimiento de sedimentación es pobre en metano y, proporcionalmente, rica en H_2S . Con base en estas dos consideraciones, las soluciones para captura, tratamiento y uso de las dos mezclas gaseosas son diferentes:
 - Para el caso del biogás contenido en el interior de los separadores trifásicos (rico en CH_4), el proyecto deberá incorporar dispositivos para colecta, medición y quema (o uso) del mismo;
 - Para la mezcla de gases contenida en la parte superior del compartimiento de sedimentación (rico en H_2S), el diseño deberá incorporar dispositivos para su colecta y tratamiento, con el objetivo de lograr la remoción/oxidación del H_2S . Dos alternativas simplificadas de tratamiento son los biofiltros (Belli Filho *et al.*, 2001) y las trincheras o zanjas excavadas en el suelo;
 - Se aclara que, en los proyectos de reactores que atienden a pequeñas comunidades (con menos de 5.000 habitantes), la incorporación de dispositivos para medición y tratamiento de los gases puede no ser tan sencilla, teniendo en cuenta la posibilidad de intermitencia en la producción de gases y, eventualmente, la ocurrencia de vandalismo. Como en esos casos la producción de gases es pequeña y los impactos negativos generados también son menores, tal vez sea posible tan solo la simple exhaustión de los gases, por medio de tubos de ventilación, alcanzando por lo menos 3,0 m por encima de la parte más alta del reactor.

- También se pueden sistematizar las siguientes como formas de control de los olores generados en los reactores anaerobios:
 - Biogás contenido en el interior de los separadores trifásicos (rico en CH_4):
 - * colecta y quema directa del biogás: en ese caso, el uso de quemadores que alcancen temperaturas más elevadas podrá garantizar la quema (oxidación) integral del H_2S . Preferiblemente, se debe prever el aprovechamiento energético derivado de la quema del metano;
 - * colecta, tratamiento y quema del biogás: el tratamiento para remoción de H_2S podrá efectuarse de diversas maneras (ej.: filtros de limadura de hierro, aplicación de secuestradores de H_2S , entre otros). Después de la remoción del H_2S , se puede proceder a la combustión en quemadores más simples (de baja temperatura), o a la utilización más noble del metano, sin riesgos de corrosión.
 - Mezcla gaseosa liberada en el compartimiento de sedimentación (rica en H_2S):
 - * cerramiento del reactor, coleta y tratamiento de los gases: el tratamiento para remoción de H_2S podrá realizarse de diversas maneras (ej.: biofiltros, zanjas excavadas en el suelo, oxidación con hipoclorito entre otros);
 - * alternativamente a cerrar el reactor, existen relatos en la literatura sobre posibles beneficios derivados del desarrollo de organismos clorofilicos y oxidantes de sulfuro, en la capa de nata que se forma en reactores con coleta sumergida del efluente. En esta condición, la oxidación del sulfuro ocurriría parcialmente, teniendo azufre elemental como producto final de la reacción, el cual es acumulado en forma de gránulos intracelulares (Sousa *et al.*, 2006).

6.2.9 Control de surfactantes

De acuerdo con lo tratado en el ítem 5.4.3.4 – Capítulo 5, es posible la ocurrencia de formación de espuma en efluentes de reactores anaerobios, principalmente en lugares con elevado grado de turbulencia; como por ejemplo, el lugar de vertimiento final. Aunque la solución definitiva para el problema sea la remoción del agente causador, o sea, de los surfactantes no removidos durante el tratamiento anaerobio, aun así es posible la adopción de algunas medidas para atenuar el problema:

- En las tuberías y canales que transportan el efluente del reactor anaerobio, evitar la presencia de puntos con caídas libres y de turbulencia excesiva, ya que estos puntos favorecen la formación de espumas;
- Para el vertimiento del agua residual tratada por vía anaerobia, o inclusive por medio de sistemas aerobios de alta tasa (con edad de lodo inferior a 2,5 días), el vertimiento deberá ser ahogado y en un lugar con baja turbulencia;
- Deberán instalarse aspersores de agua, antes del vertimiento del efluente en el cuerpo receptor. La aspersión de agua reduce la espuma ya formada, toda vez que las pequeñas gotas rociadas rompen, por colisión, la película de agua que aprisiona el aire y forma la espuma en la interfase líquido-aire;
- Cuando sea necesario, prever la aplicación de antiespumante, antes del vertimiento del efluente en el cuerpo receptor.

6.2.10 Otros cuidados operacionales

Además de los cuidados mencionados anteriormente, la rutina operacional de una planta de tratamiento de aguas residuales debe incluir otros aspectos igualmente importantes:

- Revisión y desobstrucción continua de los dispositivos de alimentación de los reactores anaerobios. Dicho cuidado es particularmente importante en los reactores tipo UASB, puesto que la correcta distribución del agua residual, desde la parte superior hacia la inferior de los dos reactores, es fundamental para el adecuado funcionamiento de la unidad de tratamiento. En ese sentido, se recomienda que los tubos de distribución del agua residual sean revisados (y, de ser necesario, desobstruidos) diariamente;
- Verificación de la ocurrencia de corrosión en las estructuras del reactor anaerobio, particularmente de las piezas metálicas, tales como los colectores de gases y las barandas. En el evento de alguna presencia de corrosión, las estructuras deberán ser rápidamente reparadas, con miras a preservar, tanto la integridad de la unidad de tratamiento, como la seguridad de los operadores del sistema;
- Correcta destinación de todo el material sólido removido en el tratamiento preliminar (rejillas y desarenador) así como del lodo descartado del reactor anaerobio.

6.3 ARRANQUE DE REACTORES ANAEROBIOS

6.3.1 Introducción

La reducción del período necesario para el arranque y el mejoramiento del control operacional de los procesos anaerobios son factores importantes para aumentar la eficiencia y la competitividad de estos sistemas. Sin embargo, es muy difícil una discusión más crítica de las semejanzas, diferencias y ventajas de los diferentes sistemas anaerobios de alta tasa, en relación al arranque, la operación y al monitoreo, toda vez que el comportamiento del proceso depende fundamentalmente de las características del agua residual a tratar.

De manera general, los procesos anaerobios de alta tasa pueden ser operados con cargas orgánicas muy superiores a las de los reactores anaerobios convencionales, pero, muchas veces, estos procesos de elevada eficiencia necesitan de períodos más largos para el arranque, mejor control operacional y grupo de operadores más cualificados, para que se logre el desempeño máximo del sistema, sin colocar en riesgo de falla el proceso. Desde el punto de vista práctico, es más económico operar el reactor con cargas más bajas, disminuyendo, de esa forma, los esfuerzos para el control de la operación y del proceso.

El arranque de los reactores anaerobios es, en menor escala, la propia operación de los mismos, ésta ha sido encarada por los técnicos del área como una barrera, posiblemente debido a experiencias no exitosas, ligadas a la utilización de metodologías menos fundamentadas. En ese sentido, la sistematización de los procedimientos operacionales es de gran importancia, principalmente durante el arranque de sistemas de alta tasa, principalmente de reactores de manto de lodo.

El arranque de reactores anaerobios puede ser definido como el período transitorio inicial, marcado por inestabilidades operacionales. Básicamente, el arranque puede lograrse de tres formas distintas:

- *Utilizando lodo de inóculo adaptado al agua residual a tratar:* El arranque del sistema se efectúa de forma rápida y satisfactoria, no hay necesidad de aclimatación del lodo;

- *Utilizando lodo de inóculo no adaptado al agua residual a tratar:* En ese caso, el arranque del sistema pasa por un período de aclimatación, incluyendo una fase de selección microbiana;
- *Sin la utilización del lodo de inóculo:* Esta es considerada la forma más desfavorable de producir el arranque del sistema, toda vez que habrá la necesidad de inocular el reactor con los propios microorganismos contenidos en el agua residual afluente. Como la concentración de microorganismos en el agua residual es muy pequeña, el tiempo demandado para la retención y selección de una elevada masa microbiana puede ser bastante prolongado (del orden de 4 a 6 meses).

En los siguientes ítems, se abordarán aspectos de arranque y de operación de tanques sépticos, de filtros anaerobios y de reactores UASB, con especial énfasis en estos últimos.

6.3.2 Arranque y operación de tanques sépticos

6.3.2.1 Preliminares

Durante el arranque de tanques sépticos, por tratarse de sistemas convencionales (de baja tasa), en los que predominan mecanismos físicos de remoción de la materia orgánica particulada, los cuales actúan independientemente de la inoculación del sistema, no se requieren cuidados especiales para su inicialización. Los beneficios derivados de la eventual inoculación de tanques sépticos son mínimos, toda vez que en estos sistemas tan solo es removida una pequeña fracción de la DQO, a través de mecanismos bioquímicos de degradación.

Desde el punto de vista hidráulico, también son mínimos los riesgos de inestabilidad durante el arranque de tanques sépticos. Estos tanques tienen un funcionamiento muy semejante a los sedimentadores primarios, pero se dimensionan de acuerdo con parámetros que presuponen tiempos de retención hidráulica bastante elevados (12 a 24 horas). De esa manera, los volúmenes útiles de los tanques son excesivamente grandes, principalmente durante el arranque de los mismos (cuando aún no hay lodo acumulado), minimizando los riesgos de sobrecarga hidráulica en el sistema.

Frente a lo expuesto, el inicio de operación de los tanques sépticos puede ser realizado con el direccionamiento del flujo total de aguas residuales hacia los mismos, siempre y cuando se garanticen las condiciones de caudal establecidas en el proyecto. Durante esa fase inicial de operación, los tanques funcionarán como simples sedimentadores, con predominio casi exclusivo de los mecanismos físicos de remoción de sólidos. Con el pasar del tiempo, la fracción de sólidos suspendidos removida del agua residual se va acumulando en el fondo, entrando en proceso de digestión anaerobia. A partir del desarrollo y retención de una masa bacteriana anaerobia en el sistema, entra también a ocurrir la estabilización de una pequeña parte de la materia orgánica soluble presente en el agua residual cruda afluente al tanque. Esa estabilización es tan solo parcial, puesto que la configuración del tanque no favorece un buen contacto (mezcla) entre la biomasa anaerobia y el sustrato afluente.

6.3.2.2 Remoción de grasa

El problema de la entrada de grasa en un sistema de tratamiento de aguas residuales proviene de las características de dicho material, que tiende a acumularse superficialmente en la parte superior de las unidades de tratamiento. Por tratarse de material de degradación biológica difícil y lenta, se va constituyendo, junto con otros materiales flotantes, en una capa gruesa de nata, que disminuye el volumen útil del tanque y tiende a comprometer el funcionamiento del mismo y de las unidades posteriores.

La necesidad de implantación de unidades de remoción de grasa, aguas arriba de tanques sépticos, depende intrínsecamente de la cantidad de aceites y grasas presentes en las aguas residuales. Como la concentración de aceites y grasas en el afluente depende de la cantidad de aguas servidas generadas fuera de las cocinas (ej.: baños, duchas, tanques y máquinas de lavar, etc.), las cuales proporcionan una mayor o menor dilución de la cantidad de aceite y grasas, se hace claro que la previsión de tales unidades de pretratamiento estará condicionada al tipo de agua residual a tratar. Así, para el caso de tanques individuales (que atienden a una residencia) y tanques que tratan aguas residuales oriundas de restaurantes y comedores industriales, es siempre imprescindible implementar trampas de grasa que antecedan a los tanques sépticos.

Para el caso de tanques diseñados para atender a un conjunto mayor de residencias (tratamiento colectivo), muchas veces no se hace necesaria la previsión de trampas de grasa colectivas. Ello se debe al hecho de que cada residencia interconectada a la red colectora ya deberá poseer, como parte integrante de sus instalaciones hidráulico-sanitarias, por

lo menos una trampa de grasa, para recibir las aguas servidas provenientes de la cocina. Además de eso, las contribuciones de caudal de infiltración propiciarán una dilución complementaria de las aguas residuales, reduciendo la concentración de aceites y grasas afluentes al sistema de tratamiento.

6.3.2.3 Remoción de sólidos gruesos

De la misma forma que en cualquier otro sistema de tratamiento de aguas residuales, es imprescindible que el tanque séptico esté antecedido por una unidad de tratamiento preliminar, destinada a la remoción de sólidos gruesos. Tal unidad puede ser constituida por una rejilla o, simplemente, por una cesta colectora, dependiendo del tamaño del sistema y de la cantidad de material grueso presente en el agua residual.

La no incorporación de unidades de remoción de sólidos gruesos que antecedan a los tanques sépticos, ha contribuido con la ocurrencia de problemas operacionales, como el taponamiento de tuberías, y el posterior desbordamiento del agua residual aguas arriba del lugar obstruido.

Teniendo en cuenta que la implantación de una unidad de rejillas o de una cesta colectora presenta un costo despreciable, si se compara con las demás unidades del sistema, se recomienda que dichas unidades estén siempre presentes en cualquier sistema de tratamiento de aguas residuales.

6.3.2.4 Producción de lodo en el sistema

Para estimar la producción de lodo en un tanque séptico se pueden tener en consideración los siguientes aspectos principales:

- La contribución per cápita de lodo fresco;
- El intervalo de tiempo considerado para la limpieza del tanque;
- La temperatura ambiente.

A partir de la temperatura ambiente promedio de la localidad y del intervalo de tiempo de limpieza considerado en el diseño del tanque, se puede establecer la tasa de acumulación total de lodo, que es equivalente al tiempo de acumulación de lodo fresco, según lo indicado en el Cuadro 5.3 (Capítulo 5).

Ejemplo 6.2

Determinar la producción de lodo en un tanque séptico diseñado con los siguientes parámetros de dimensionamiento:

- Número de contribuyentes: $N = 50$ habitantes;
- Contribución per cápita de lodo fresco: $L_f = 1,0$ L/hab.d (de acuerdo con el Cuadro 5.2 - Capítulo 5);
- Intervalo de limpieza del tanque: 1 año;
- Temperatura ambiente: $T = 22$ °C.

Solución:

Para el intervalo de limpieza de 1 año y temperatura ambiente igual a 22 °C, se encuentra la tasa de acumulación de lodo (K) igual a 57 días (Cuadro 5.3 – Capítulo 5).

La producción de lodo en el período correspondiente está dada por la expresión:

$$P_{\text{lodo}} = N \times L_f \times K$$

$$P_{\text{lodo}} = 50 \text{ hab.} \times 1,0 \text{ L/hab.d} \times 57 \text{ días} = 2.850 \text{ L}$$

Por lo tanto, la producción de lodo en el período de 1 año será de 2,85 m³.

6.3.2.5 Remoción y disposición del lodo y de la nata

Los tanques sépticos se dimensionan para retener y acumular lodo y nata durante un cierto intervalo de tiempo, al término del cual es necesario hacer la limpieza de los mismos. La no remoción del lodo producido, en el intervalo de limpieza considerado en el diseño, ocasionará una reducción en el tiempo de retención hidráulica y, por ende el mal funcionamiento del tanque, con la excesiva pérdida de sólidos en su salida, deteriorando la calidad del efluente final. En tales situaciones, el tanque entra a funcionar como una simple caja de paso, perdiendo su finalidad de retención y acumulación de sólidos. Como resultado, la disposición del efluente en un sistema de infiltración en el suelo puede ser irreversiblemente perjudicada;

adicionalmente, la capa de nata flotante podrá pasar por debajo del deflector de salida y penetrar en el sistema de disposición del efluente, lo que provocaría prejuicios adicionales. En ese sentido, normalmente se requiere una remoción periódica del lodo acumulado, en intervalos que pueden variar entre 1 y 5 años, y una remoción más frecuente de la nata. Tomando los parámetros de dimensionamiento y los resultados del Ejemplo 6.1, sería necesario remover 2,85 m³ de lodo al término de 1 año de funcionamiento del tanque. La remoción del lodo excedente puede realizarse básicamente de dos maneras:

- Por medio de bombas, acopladas a mangueras de succión, que deben ser insertadas en el interior de los tanques. Para ello, el proyecto deberá prever uno o más tubos guías, de diámetro igual a 150 mm, con el fin de posibilitar el correcto posicionamiento de las mangueras de succión;
- Por medio de presión hidrostática, instalando un dispositivo con carga hidrostática mínima de 1,20 m. En ese caso, se debe prever una tubería en sifón, con diámetro mínimo de 100 mm, dotada de registro, localizado en un pozo adyacente al tanque.

El lodo y la nata removidos del tanque deberán ser trasladados hacia un lugar de destino final apropiado, de acuerdo con las condiciones específicas de cada sistema. Para tanques que atienden a un pequeño número de contribuyentes (ej.: < 10 habitantes), la producción anual de lodo y de nata serán de tal orden, que su destinación final se podrá realizar en zanjas excavadas específicamente para esa finalidad, sin la necesidad de que el lodo pase antes por un proceso de deshidratación. Se deberá tener los cuidados del caso para que el fondo de la zanja se localice por lo menos 3,0 m por encima del nivel freático y que la parte superior del material enterrado tenga un recubrimiento mínimo de 0,60 m. Con tales procedimientos, se garantiza una disposición sanitariamente segura del lodo, disminuyendo los riesgos de contacto y de contaminación por los patógenos presentes.

Para las situaciones en que el tanque produzca una mayor cantidad de lodo y de nata, como en el Ejemplo 6.1, se presentan algunas posibilidades para su disposición final (ABNT, 1997):

- Previsión de una unidad de deshidratación, con el fin de reducir el volumen de lodo (ej.: lechos de secado) y la unidad de destinación final (ej.: relleno sanitario, aplicación en el suelo, etc.);
- Procesamiento conjunto con el lodo de otra planta de tratamiento de aguas residuales;
- Aplicación del lodo líquido en el suelo.

Cabe resaltar que en los casos de aplicación de lodo líquido o deshidratado en el suelo, se deberán tener cuidados especiales en cuanto a los riesgos de contaminación por los organismos patógenos presentes en el lodo. Por ello, se debe evitar la aplicación de lodo en culturas de alimentos que serán ingeridos crudos, o donde haya el riesgo de contaminación de las aguas superficiales y subterráneas. Además de eso, el área de disposición del lodo deberá ser cercada, con el fin de evitar la presencia de personas y animales.

6.3.3 Arranque y operación de filtros anaerobios

6.3.3.1 Preliminares

En el caso particular de Brasil no se ha prestado una mayor atención al arranque de filtros anaerobios para tratamiento de aguas residuales domésticas, posiblemente debido a los siguientes aspectos principales:

- Estos son aplicados prioritariamente al tratamiento de aguas residuales de poblaciones pequeñas (frecuentemente por debajo de los 500 habitantes), no siendo objeto de mayores cuidados operacionales, de cara al tamaño de los sistemas;
- Estos reactores disponen de medio soporte, lo que garantiza una mayor retención de sólidos y de biomasa en el sistema y que favorece el proceso de partida o arranque.

Sin embargo, el arranque de filtros anaerobios se puede realizar de manera análoga a los reactores de manto de lodo, o sea: i) sin inóculo; ii) con inóculo no adaptado al tipo de agua residual a tratar; iii) con inóculo adaptado al tipo de agua residual. Como tales aspectos serán tratados con mayor profundidad en la sección siguiente, cuando se presentan directrices para el arranque de reactores de manto de lodo, se restringe aquí a los aspectos inherentes a los filtros anaerobios.

6.3.3.2 Remoción de grasa

De acuerdo con lo comentado en el ítem 6.3.2.2, la necesidad de implantación de unidades de remoción de grasa antes de los filtros anaerobios dependerá de la cantidad de aceites y grasas presentes en el agua residual y de la existencia, o no, de una unidad antecedente que promueva la remoción de ese material (ej.: tanques sépticos). Pese a que no sea práctica común la implantación de unidades para remoción de grasas, el relato de la ocurrencia

de problemas operacionales producidos por la excesiva formación de nata en reactores anaerobios, particularmente en los reactores UASB, ha llevado a que varios nuevos proyectos de plantas de tratamiento consideren la implantación de una unidad de remoción de grasas, aguas arriba de los reactores anaerobios.

6.3.3.3 Remoción de sólidos gruesos

Como se mencionó en la sección anterior, la no previsión de unidades de remoción de sólidos gruesos contribuye negativamente a la ocurrencia de problemas operacionales en las unidades posteriores. Por ejemplo, cuando sólidos flotantes de gran tamaño tienen acceso a un filtro anaerobio, precedido o no de tanque séptico, estos pueden provocar la obstrucción de los orificios de la losa superior del falso fondo del filtro, constituyéndose en un problema de difícil corrección. En determinadas situaciones, cuando bolsas plásticas, preservativos y otros objetos similares quedan retenidos en el falso fondo, la corrección del problema puede demandar la paralización del filtro, la remoción del medio soporte y la remoción de la losa del falso fondo, con el fin de retirar el material que causó la obstrucción. De esta manera, se hace imprescindible la implantación de una unidad de tamizado, o de una cesta colectora aguas arriba de los filtros anaerobios.

6.3.3.4 Descarte de lodo del sistema

Young (1991) recomienda que los sólidos no sean descartados del reactor, hasta que la concentración en la zona de lodo exceda a 5% en peso. Incluso en estas condiciones, el descarte solo debe ser efectuado si el manto de lodo penetrase en el medio soporte o si la concentración de sólidos en el efluente aumentara significativamente. Cuando no ocurra la distinción entre el manto de lodo y el lecho de lodo (distribución uniforme), el descarte de sólidos deberá realizarse siempre que la concentración se aproxime al 7% en peso, situación en que se dificultará el flujo de la masa de sólidos, pudiendo favorecer la formación de caminos de flujo preferencial para el agua residual, además de dificultar la remoción del lodo excedente.

6.3.4 Arranque y operación de reactores UASB

6.3.4.1 Preliminares

El éxito de la aplicación de los procesos anaerobios de alta tasa está condicionado al cumplimiento de una serie de requisitos, los cuales se relacionan, principalmente, a la concentración y a la actividad de la biomasa presente, así como también al régimen de mezcla y patrón de flujo del reactor. Lo anterior si todos los factores ambientales (temperatura, pH, alcalinidad, etc.) estuviesen en el rango óptimo.

Los objetivos más comunes a ser alcanzados en la operación de los procesos anaerobios de alta tasa son el control del tiempo de retención de sólidos, independientemente del tiempo de retención hidráulica, la prevención de acumulación de sólidos suspendidos inertes en el reactor y el desarrollo de condiciones favorables para el transporte de masa. Dichos objetivos serán alcanzados, con seguridad, si el reactor fuese correctamente concebido, detallado e implantado, y si se adoptasen procedimientos adecuados durante su arranque y operación.

6.3.4.2 Remoción de grasa

Para los reactores UASB son válidas las mismas consideraciones realizadas en las secciones anteriores para los tanques sépticos y para los filtros anaerobios, relativas a la importancia de la implantación de unidades de remoción de grasa, antecediendo a los reactores anaerobios. Los problemas operacionales producidos por la no remoción (o remoción inadecuada) de grasa pueden ser de magnitud considerable, toda vez que estos materiales pueden propiciar la acumulación excesiva de nata en el interior de los colectores de gas, dificultando la liberación de los gases y exigiendo dispositivos especiales para su remoción periódica. Aunque aun no sea práctica común la implementación de unidades de remoción de grasa antes de reactores UASB, los problemas operacionales que han ocurrido en unidades ya implantadas han despertado la atención de los diseñadores, en relación a la previsión de esta unidad en los nuevos proyectos de plantas de tratamiento.

6.3.4.3 Remoción de sólidos gruesos

Tal como se destacó al inicio de este capítulo, y también en los ítems 5.4.3.1 y 5.4.5.1 - Capítulo 5, es imprescindible la efectiva remoción de sólidos gruesos antes que las aguas residuales ingresen a los reactores UASB. En estos reactores, los problemas operacionales provocados

por la no remoción (o remoción inadecuada) de sólidos gruesos pueden colocar en riesgo todo el funcionamiento del sistema de tratamiento, puesto que estos materiales pueden afectar de manera muy negativa, tanto la distribución del agua residual afluyente, en el fondo del reactor, como la generación y acumulación de un lodo de malas características, de baja actividad y de difícil remoción.

Es tan grande la preocupación con la entrada excesiva de sólidos de grandes dimensiones en los reactores UASB, que muchos de los nuevos proyectos han considerado la implantación de cribas, con abertura de 2 a 6 mm, con el fin de reducir al máximo los problemas operacionales derivados de la entrada de sólidos en el reactor.

6.3.4.4 Consideraciones y criterios para el arranque del sistema

- **Volumen de inóculo para el arranque del proceso**

El volumen de inóculo (lodo semilla) para el arranque del sistema es usualmente determinado en función de la carga biológica inicial aplicada al sistema de tratamiento. La carga biológica ($\text{kgDQO}/\text{kgSTV}\cdot\text{d}$) es el parámetro que caracteriza la carga orgánica aplicada al sistema, en relación a la cantidad de biomasa presente en el reactor (ver Ecuación 5.17 - Capítulo 5).

Los valores de carga biológica a ser aplicados durante el arranque dependen esencialmente del tipo de inóculo empleado y de la aclimatación de este al agua residual a tratar. Cuando sea posible, se recomienda que la carga biológica para el arranque sea determinada a través de pruebas de actividad metanogénica específica del lodo (ver ítem 3.4 - Capítulo 3). Ante una eventual imposibilidad para realizar dichas pruebas, durante el arranque del proceso se utilizan cargas biológicas en el rango de 0,10 a 0,50 $\text{kgDQO}/\text{kgSTV}\cdot\text{d}$, relacionadas a actividades metanogénicas específicas entre 0,10 y 0,50 $\text{kgDQO}_{\text{CH}_4}/\text{kgSTV}\cdot\text{d}$. Estas cargas iniciales deberán ser aumentadas, gradualmente, en función de la eficiencia del sistema y del mejoramiento de la actividad de la biomasa.

- **Carga hidráulica volumétrica**

La carga hidráulica volumétrica equivale a la cantidad (volumen) de agua residual aplicada diariamente al reactor, por unidad de volumen del mismo (ver Ecuación 5.11 - Capítulo 5). La carga hidráulica produce por lo menos tres diferentes efectos sobre la biomasa del reactor, durante el arranque del sistema:

- La carga hidráulica remueve toda la biomasa con características de sedimentación precaria, generando, de esa manera, espacio para la nueva biomasa que está creciendo;
- Con la remoción de parte de la nueva biomasa, que no posee buenas propiedades de sedimentación, se verifica una selección sobre la biomasa activa;
- La carga hidráulica tiene gran influencia sobre las características de mezcla del reactor, principalmente durante el arranque del sistema.

Frente a lo expuesto, es esencial la dilución de las aguas residuales muy concentradas (DQO > 5.000 mg/L) con el propósito de la obtención de cargas hidráulicas más elevadas, durante el período transitorio inicial.

- **Producción de biogás**

En los reactores de manto de lodo, la producción de biogás es muy importante para la buena mezcla del lecho de lodo. Sin embargo, tasas de producción de gas muy elevadas pueden afectar negativamente el arranque del proceso, porque el lodo se puede expandir excesivamente hacia la parte superior del reactor, pudiendo perderse por su salida junto con el efluente.

- **Temperatura**

La temperatura ideal de operación de reactores anaerobios se encuentra en el rango de 30 a 35 °C, cuando el crecimiento de la mayoría de los microorganismos anaerobios es considerado óptimo. En el caso del tratamiento de aguas residuales domésticas, ese rango de temperatura difícilmente es alcanzado, puesto que, por ejemplo en el caso de Brasil, la temperatura media del agua residual afluente al sistema usualmente está en entre 20 y 26 °C, dependiendo de la región brasilera. En tales condiciones sub-óptimas de temperatura, el arranque de reactores anaerobios se efectuará más fácilmente con la inoculación de suficientes cantidades de lodo anaerobio, preferiblemente aclimatado al tipo de agua residual.

- **Factores ambientales**

Para un arranque óptimo del sistema, es deseable que los factores ambientales sean favorables, de acuerdo con las siguientes directrices principales:

- Cuando sea posible, la temperatura en el interior de los reactores deberá ser cercana al rango óptimo de crecimiento de los microorganismos anaerobios (30 a 35 °C). Para el tratamiento de aguas residuales domésticas, no es factible alcanzar dichas temperaturas, lo que hace que el arranque del sistema no se dé en condiciones óptimas de temperatura;
- El pH deberá ser mantenido siempre por encima de 6,2 y, preferiblemente, en el rango entre 6,8 y 7,2;
- Todos los factores de crecimiento (N, P, S y micronutrientes) deberán estar presentes en cantidades suficientes;
- Los compuestos tóxicos deberán estar ausentes en las concentraciones consideradas como inhibitorias. En caso contrario, deberá propiciarse un tiempo suficiente para la aclimatación de los microorganismos.

- **Aclimatación y selección de la biomasa**

El primer arranque de un reactor anaerobio es un proceso relativamente delicado. En los reactores de manto de lodo, la remoción suficiente y continua de la fracción más ligera del lodo es esencial, de manera que se propicie la selección del lodo más pesado para crecimiento y agregación. Las principales directrices para la aclimatación y selección de la biomasa en reactores de manto de lodo son las siguientes (Lettinga *et al.*, 1984):

- No regresar al reactor el lodo disperso que ha sido perdido junto con el efluente;
- Promover la dilución del afluente, o la recirculación del efluente, cuando la concentración del agua residual sea superior a 5.000 mgDQO/L;
- Aumentar la carga orgánica progresivamente, siempre que la remoción de DBO o de DQO alcance por lo menos el 60%;

- Mantener las concentraciones de ácido acético por debajo de 1.000 mg/L. Para tratamiento de aguas residuales domésticas, las concentraciones esperadas de ácido acético en el reactor son muy inferiores, debiendo ser mantenidas por debajo de 200 a 300 mg/L;
- Proveer la alcalinidad necesaria al sistema, de tal manera que se mantenga el pH cercano a 7.

6.3.4.5 Procedimientos que anteceden al arranque de un reactor

- **Caracterización del lodo de inóculo**

Una vez definida la utilización de lodo de inóculo para el arranque del reactor, se deben realizar análisis para su caracterización cualitativa y cuantitativa, incluyendo los siguientes parámetros: pH, alcalinidad bicarbonato, ácidos orgánicos volátiles, sólidos totales (ST), sólidos totales volátiles (STV) y actividad metanogénica específica (AME). Además de los parámetros anteriormente relacionados, se debe proceder a una caracterización visual y olfativa del lodo.

- **Caracterización del agua residual cruda**

Con el fin de establecer la rutina de arranque del reactor anaerobio, se debe realizar también una caracterización cualitativa y cuantitativa del agua residual cruda afluente al sistema de tratamiento.

- **Estimación del volumen de lodo de inóculo necesario para el arranque del reactor**

Con base en los resultados de los análisis de caracterización del lodo y el agua residual afluente al sistema de tratamiento, se puede estimar el volumen de inóculo necesario para el arranque del reactor, tal como se explicará mediante el Ejemplo 6.3.

La Figura 6.5 permite la visualización de algunas alternativas de inoculación y arranque del reactor anaerobio, considerando la aplicación de diferentes porcentajes del caudal afluente, en función de las concentraciones de sólidos volátiles en el lodo.

En la Figura 6.5, el porcentaje de caudal aplicado se refiere al caudal medio obtenido en el período de caracterización del afluente (ej.: porcentaje de 50% se refiere a la aplicación de un caudal afluente igual a 50% del caudal medio obtenido en el período de medición). Con la ayuda del gráfico, se pueden evaluar posibles alternativas de inoculación del reactor, como se ejemplifica a continuación:

- Para la aplicación de 100% del caudal afluente, y considerando un lodo con concentración de sólidos volátiles igual a 3%, se tiene un volumen de inóculo igual a aproximadamente 200 m³;
- Para la aplicación de 50% del caudal afluente, y considerando un lodo con concentración de sólidos volátiles igual a 5%, se tiene un volumen de inóculo del orden de 60 m³.

Ejemplo 6.3

Estimar la cantidad de lodo necesaria para la inoculación de un reactor UASB, conociendo los siguientes elementos:

- *Caudal afluente: $Q = 3.000 \text{ m}^3/\text{d}$ (adoptada como promedio del período de medición);*
- *Concentración del agua residual: $S_o = 600 \text{ mgDQO/L}$ (adoptada como promedio del período de caracterización);*
- *Concentración de sólidos totales volátiles (STV) en el lodo de inóculo: $C_{\text{lodo}} = 3\%$ (adoptada como promedio de las muestras analizadas);*
- *Densidad del lodo de inóculo: $\gamma = 1020 \text{ kg/m}^3$;*
- *Volumen del reactor: $= 1.000 \text{ m}^3$;*
- *Carga biológica adoptada durante el arranque del reactor: $C_b = 0,30 \text{ kgDQO/kgSTV.d}$.*

Solución:

- *Carga orgánica aplicada (L_o):*

$$L_o = Q \times S_o = 3.000 \text{ m}^3/\text{día} \times 0,600 \text{ kgDQO/m}^3$$

$$L_o = 1.800 \text{ kgDQO/día}$$

- Masa de inóculo necesaria (M_i):

$$M_i = L_0 / C_b$$

$$M_i = (1.800 \text{ kgDQO/d}) / (0,30 \text{ kgDQO/kgSTV.d})$$

$$M_i = 6.000 \text{ kgSTV}$$
- Volumen de inóculo resultante (V_i):

$$V_i = M_i / (\gamma \times C_{\text{lodo}}) \text{ – ver Ecuación 5.30 – Capítulo 5}$$

$$V_i = 6.000 \text{ kgSTV} / (1020 \text{ kgSV/m}^3 \times 0,03)$$

$$V_i = 196 \text{ m}^3$$

Como el volumen de inóculo necesario es relativamente elevado (196 m³), equivalente a aproximadamente 32 camiones-tanque, se puede evaluar la posibilidad de no aplicación de la carga orgánica total, desviando parte del agua residual afluyente, durante los primeros días del arranque del reactor.

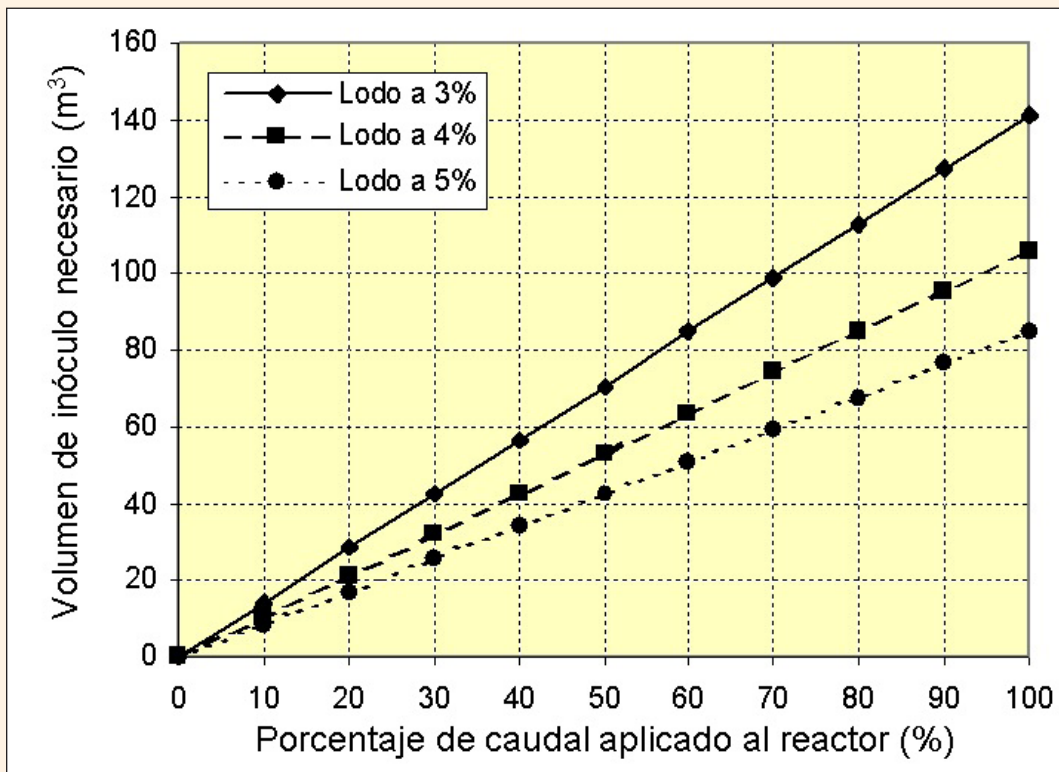


Fig. 6.5 - Representación gráfica de volúmenes de inóculo necesarios para el arranque de un reactor UASB, considerando las condiciones del Ejemplo 6.3 y diferentes concentraciones de lodo de inóculo.

6.3.4.6 Procedimientos durante el arranque de un reactor anaerobio

Los procedimientos a realizar durante el arranque del reactor se refieren principalmente a: i) inoculación, ii) alimentación con agua residual y iii) monitoreo del proceso.

- **Inoculación del reactor**

La inoculación puede darse tanto con el reactor lleno o vacío, aunque sea preferible la inoculación con el reactor vacío, con el fin de disminuir las pérdidas de lodo durante el proceso de su transferencia. Para esa segunda situación, se pueden adoptar los siguientes procedimientos:

- Transferir el lodo de inóculo para el reactor, verificando que el mismo sea descargado en el fondo de este. Evitar turbulencias y contacto excesivo con el aire;
- Dejar el lodo en reposo por un período aproximado de 12 a 24 horas, posibilitando su adaptación gradual a la temperatura ambiente.

- **Alimentación del reactor con agua residual**

- Después del término del período de reposo, iniciar la alimentación del reactor con agua residual, hasta que el mismo alcance aproximadamente la mitad de su volumen útil;
- Dejar el reactor sin alimentación por un período de 24 horas. Al término de este período, y antes de iniciar una próxima alimentación, coleccionar muestras del sobrenadante del reactor y efectuar análisis de los siguientes parámetros: *temperatura*, *pH*, *alcalinidad*, *ácidos volátiles* y *DQO*. Si tales parámetros se encuentran dentro de los rangos de valores aceptables, continuar el proceso de alimentación con agua residual. Los valores aceptables para los parámetros de monitoreo son: pH, entre 6,8 y 7,4; ácidos volátiles: por debajo de 200 mg/L (como ácido acético); alcalinidad: sin tendencia de caída, en relación al agua residual afluyente;
- Continuar el proceso de llenado del reactor, hasta que el mismo alcance su volumen total (nivel de los vertederos del sedimentador);

- Dejar el reactor nuevamente sin alimentación, por otro período de 24 horas. Al término de este período, tomar nuevas muestras para su análisis y proceder como se mencionó anteriormente;
- Si los parámetros analizados se encuentran dentro de los rangos establecidos, propiciar la alimentación continua del reactor, de acuerdo con la cantidad de inóculo utilizada y con el porcentaje de caudal a ser aplicado (ver Fig. 6.4);
- Implantar y proceder al monitoreo de rutina del proceso de tratamiento;
- Proceder al aumento gradual del caudal afluyente, inicialmente cada 15 días, de acuerdo con la respuesta del sistema. Este intervalo podrá ser ampliado o reducido, dependiendo de los resultados obtenidos.

• **Monitoreo del proceso de tratamiento**

Para el monitoreo del proceso de tratamiento, durante el período de arranque, se debe definir la rutina de colecta de muestras y los parámetros físico-químicos a ser analizados. A continuación se presenta un ejemplo de programa de monitoreo que se está adoptando en Brasil para el arranque de reactores UASB.

Parámetro	Unidad	Puntos y frecuencia de monitoreo ⁽¹⁾				
		5	6	7	8	9
Eficiencia de tratamiento						
Sólidos sedimentables	mL/L	diaria	-	diaria	-	-
Sólidos suspendidos totales (SST)	mg/L	3 x semana	-	3 x semana	-	-
DQO total	mg/L	3 x semana	-	3 x semana	-	-
DBO total	mg/L	semanal	-	semanal	-	-
Producción de biogás	m ³ /d	-	-	-	diaria	-
Estabilidad operacional						
Temperatura	°C	diaria	diaria	-	-	-
pH	-	diaria	diaria	-	-	-
Alcalinidad	mg/L	3 x semana	-	3 x semana	-	-
Ácidos orgánicos volátiles	mg/L	3 x semana	-	3 x semana	-	-
Composición del biogás	% CO ₂	-	-	-	semanal	-

Parámetro	Unidad	Puntos y frecuencia de monitoreo ⁽¹⁾				
		5	6	7	8	9
Cantidad y calidad del lodo						
Sólidos totales ⁽²⁾	mg/L	-	-	-	-	semanal
Sólidos totales volátiles ⁽²⁾	mg/L	-	-	-	-	semanal
Actividad metanogénica específica	gDQO/gSV.d	-	-	-	-	quincenal
Estabilidad del lodo	gDQO/gSV.d	-	-	-	-	quincenal
Índice volumétrico de lodo (diluido)	mL/g	-	-	-	-	quincenal

Notas:

- (1) La frecuencia de los análisis puede ser reducida a lo largo del arranque del proceso, de acuerdo con los resultados del monitoreo. Para identificación de los puntos de monitoreo, ver ilustraciones anteriores.
- (2) Los análisis de sólidos totales deben realizarse en varios puntos, a lo largo de la altura del lecho y del manto de lodo (3 a 6 puntos), de tal manera que se obtenga el perfil y la masa de sólidos en el interior del reactor (ver Ejemplo 3.1 – Capítulo 3)

6.4 CORRECCIÓN DE PROBLEMAS DURANTE LA OPERACIÓN DEL SISTEMA

En los siguientes ítems se presenta un conjunto de informaciones que pueden ser útiles en la detección y corrección de problemas operacionales en reactores anaerobios, con base en lo descrito en el trabajo original desarrollado por Chernicharo, van Haandel y Cavalcanti (1999).

6.4.1 Caudal y características del afluente

Observación	Causa probable	Verificar	Solución
Caudal siempre menor que el esperado	Población o contribución per cápita menor que la proyectada	Dispositivo de medición de caudal	Aumentar la población beneficiada
Caudal repentinamente menor que el esperado	Taponamiento en la red de transporte del agua residual	Desbordamientos en el área de contribución	Destapado de la red de aguas residuales
Caudal siempre mayor que el esperado	Población o contribución per cápita mayor que la proyectada	Dispositivo de medición de caudal	Aumentar la capacidad de tratamiento
Picos diarios mayores que los esperados	Ecualización menor que la esperada	Dispositivo de medición de caudal	Utilizar tanque de ecualización
Picos repentinos irregulares	Conexión a la red de aguas lluvias	Coincidencia con las lluvias	Suspender la conexión clandestina
Caudal ocasionalmente mayor que el esperado	Infiltración grande de agua subterránea	Coincidencia con lluvias	Descubrir puntos de infiltración
pH mayor o menor que el normal	Vertimiento industrial	Existencia de fuentes clandestinas	Localizar y actuar sobre las fuentes, en el sentido de corregir el problema
Temperatura menor o mayor que la normal	Vertimiento industrial	Existencia de fuentes clandestinas	Localizar y actuar sobre las fuentes, en el sentido de corregir el problema
Sólidos sedimentables mayores que lo normal	Vertimiento clandestino de residuos sólidos domésticos o industriales en la red	Naturaleza de los sólidos sedimentables	Localizar y actuar sobre las fuentes, en el sentido de corregir el problema

Fuente: Chernicharo, van Haandel y Cavalcanti (1999)

6.4.2 Pretratamiento

Observación	Causa probable	Verificar	Solución
Olor o insectos en las rejillas	Intervalo largo entre limpiezas	Intervalo de limpieza	Aumentar la frecuencia de limpieza
Aumento repentino de la masa de sólidos gruesos retenidos	Descarga clandestina de residuos sólidos	Existencia de fuentes clandestinas	Localizar y actuar sobre las fuentes, en el sentido de corregir el problema
Disminución repentina de la masa de sólidos gruesos retenidos	Falla de retención en la rejilla	Condición de la rejilla	Arreglar la rejilla
Aumento repentino de la masa de arena retenida	Descarga de aguas pluviales en la red	Caudal de agua residual	Deshacer la conexión de aguas pluviales
Disminución repentina de la masa de arena retenida	Arrastre de arena en el desarenador	Velocidad del agua (colorante)	Reducir la velocidad
Olor de huevo podrido en el desarenador	Sedimentación de material orgánico	Velocidad del agua (colorante)	Aumentar la velocidad del agua
Arena retenida de color gris, tiene olor y contiene grasa	Sedimentación de material orgánico	Velocidad del agua (colorante)	Aumentar la velocidad del agua
Corrosión de metal y concreto en las unidades de pretratamiento	Ventilación insuficiente	Ventilación	Mejorar la ventilación

Fuente: Chernicharo, van Haandel y Cavalcanti (1999)

6.4.3 Desempeño del reactor UASB

Observación	Causa probable	Verificar	Solución
Distribución desigual del afluente	Estructura de distribución desnivelada	Nivel de la estructura de distribución	Nivelar la estructura de distribución
Punto de distribución no recibe agua residual	Taponamiento	Taponamiento	Desbloquear
Colecta del efluente no uniforme	Estructura de coleta desnivelada	Nivel de la estructura de colecta	Nivelar la estructura de distribución
	Capa superficial obstruye punto de colecta	Flujo libre	Remover obstrucción
Elevado contenido de sólidos sedimentables en el efluente	Carga hidráulica excesiva	Caudal	Disminuir el caudal
	Exceso de sólidos en el reactor	Masa de lodo	Descarga de lodo de exceso
Producción de gas menor que lo normal	Fugas del biogás	Colecta de gas (jabón o humo)	Reparar la fuga
	Defecto en el gasómetro	Gasómetro	Arreglar o sustituir
	Disminución del caudal	Caudal en el afluente	Destapar la red de agua residual
	Material tóxico en el afluente	Prueba de la AME	Identificar y actuar sobre eventuales fuentes de materiales tóxicos
	Carga orgánica excesiva	Prueba de la AME y estabilidad	Disminuir la carga orgánica

Observación	Causa probable	Verificar	Solución
Producción de lodo mayor que la normal	Sobrecarga del lodo	Estabilidad del lodo	Disminuir la carga aplicada
	Sólidos gruesos y/o inorgánicos entrando en el reactor	Funcionamiento del pretratamiento	Restablecer el funcionamiento de las unidades de pretratamiento
Producción de lodo menor que lo normal	Caudal pequeño	Caudal afluente	Destapar la red de aguas residuales
	Retención de lodo deficiente	Separador de fases Sólidos sedimentables en el efluente	Arreglar el separador
Alta fracción de sólidos inorgánicos	Falla en el desarenador	Velocidad en el desarenador	Disminuir la velocidad
	Baja velocidad ascensional en el reactor	Velocidad ascensional en el reactor	
Lodo flotante crece rápidamente	Carga hidráulica excesiva	Cargas orgánica e hidráulica	Reducir la carga
Eficiencia de la remoción del material orgánico reducida	Carga hidráulica excesiva	Carga hidráulica	Disminuir la carga
	Descarga del afluente deficiente	Entrada del afluente (trazador)	Arreglar fallas

Fuente: Chernicharo, van Haandel y Cavalcanti (1999)

6.4.4 Características del lodo en el reactor

Observación	Causa probable	Verificar	Solución
AME menor que la esperada	Entrada de sólidos inertes	Sólidos sedimentables del afluente	Reducir la fuente o revisar el pretratamiento
	Sobrecarga	Estabilidad del lodo y eficiencia de remoción del material orgánico	Reducir la carga
	Toxicidad	Prueba con lodo almacenado	Buscar la fuente del material tóxico
Mala estabilidad	Sobrecarga del lodo	Carga orgánica específica	Reducir la carga específica
Índice volumétrico elevado	Material orgánico biodegradable	Estabilidad	Reducir la carga orgánica
	Baja carga hidráulica	Velocidad ascensional	Aumentar el arrastre de manera temporal
Mala sedimentabilidad	Flóculos dispersos debido a una excesiva carga orgánica	Estabilidad del lodo	Reducir la carga
	Presencia de material tóxico	AME del lodo	Identificar y actuar sobre eventuales fuentes de materiales tóxicos
Aumento de la producción específica de lodo	Floculación sin metabolismo	Estabilidad del lodo	Reducir la carga orgánica específica
Aumento de la fracción inorgánica	Entrada de limo y arena	Velocidad en el desarenador	Reducir el arrastre en el desarenador
	Baja velocidad ascensional	Velocidad ascensional en el reactor	Aumentar la carga hidráulica

Fuente: Chernicharo, van Haandel y Cavalcanti (1999)

6.4.5 Lechos de secado

Observación	Causa probable	Verificar	Solución
Generación de mal olor, cuando se aplica el lodo en el lecho	Inestabilidad del lodo	Estabilidad del lodo (prueba)	Ajustar la carga orgánica
Tubería de descarga de lodo de exceso taponada	Acumulación de sólidos y arena		Limpiar las tuberías después de su uso
Tiempo excesivo para percolación	Excesiva carga aplicada Inadecuada limpieza del lecho	Carga aplicada	Disminuir la carga Perfeccionar el mantenimiento
	Arena "ciega"	Constante de permeabilidad	Sustituir arena Cubrir el lecho
	Intensidad pluviométrica elevada		
	Sistema de drenaje taponado Aire atrapado en el lecho impide el paso del agua	Lavado con agua en sentido ascensional	Aplicar lavado ascendente Aplicar agua en sentido ascendente, saturando el lecho antes de descargar el lodo
Excesivo tiempo para evaporación	Excesiva carga aplicada	Carga aplicada	Disminuir la carga
	Intensidad pluviométrica elevada, bajas temperaturas, alta humedad del aire		Disminuir la carga/ cubrir el lecho
Lodo de exceso muy diluido	Remoción de lodo del reactor de una altura muy elevada	Perfil de concentración de sólidos	Remover el lodo de una altura menor (cercana al fondo del mismo)
Reproducción de mosquitos en los lechos	Capa de agua semipermanente	Sistema de drenaje	Disminuir la carga, mejorar la permeabilidad

Fuente: Chernicharo, van Haandel y Cavalcanti (1999)



7 | **Postratamiento de efluentes de Reactores Anaerobios**

7.1 APLICABILIDAD Y LIMITACIONES DE LA TECNOLOGÍA ANAEROBIA

7.1.1 Aplicabilidad para el tratamiento de aguas residuales domésticas

En el Capítulo 1 se presentó una discusión profunda de la evolución y aplicabilidad de la tecnología anaerobia para el tratamiento de aguas residuales domésticas, en él se destacaron las diversas características favorables de los procesos anaerobios, como el bajo costo, la simplicidad operacional y la baja producción de sólidos. Tales ventajas, asociadas a las condiciones ambientales favorables de los países de clima caliente, donde hay predominio de elevadas temperaturas durante prácticamente todo el año, han contribuido para la colocación de los sistemas anaerobios en posición destacada, particularmente los reactores UASB.

Actualmente, se puede afirmar que los reactores anaerobios de alta tasa, aplicados al tratamiento de aguas residuales domésticas, se han consolidado en algunos países de clima caliente, principalmente en Brasil, con diversos sistemas de tratamiento operando en escala real. En dicho país, prácticamente todos los análisis de alternativas de tratamiento incluyen a los reactores anaerobios como una de las principales opciones. Sin duda, una gran contribución para la consolidación y difusión de la tecnología anaerobia en Brasil se originó del Programa de Investigación en Saneamiento Básico - PROSAB, concebido y financiado por agencias ligadas al Ministerio de la Ciencia y Tecnología.

7.1.2 Principales limitaciones

Pese a las grandes ventajas de los reactores anaerobios, difícilmente producen efluentes que cumplan con las normas establecidas por la legislación ambiental. Por ello se hace muy importante el postratamiento de los efluentes de reactores anaerobios, como una forma de adecuar el efluente tratado a los requisitos de la legislación ambiental y propiciar la protección de los cuerpos de agua receptores del vertimiento de aguas residuales.

El principal papel del postratamiento es el de completar la remoción de la materia orgánica, así como proporcionar la remoción de contaminantes poco afectados en el tratamiento anaerobio, tales como los nutrientes (N y P) y los organismos patógenos (virus, bacterias, protozoarios y helmintos).

7.1.2.1 Limitaciones en relación al parámetro DBO

Las limitaciones impuestas por la legislación ambiental, para el parámetro DBO, son usualmente expresadas en términos de normas de vertimiento de efluentes y de eficiencias mínimas de remoción. Este hecho de limitación de la DBO ha sido, probablemente, el que más ha restringido el uso de sistemas anaerobios (sin postratamiento), para el tratamiento de aguas residuales, tal como se puede apreciar de los rangos de valores más comunes para los procesos anaerobios, al ser bien operados, que se presentan en el Cuadro 7.1 (Chernicharo, 2001a).

Cuadro 7.1 Rangos de DBO efluente y de eficiencias de remoción en sistemas anaerobios

Sistema anaerobio	DBO del efluente (mg/L)	Eficiencia de remoción de DBO* (%)
Laguna anaerobia	70 a 160	40 a 70
Reactor UASB	60 a 120	55 a 75
Tanque séptico	80 a 150	35 a 60
Tanque Imhoff	80 a 150	35 a 60
Fosa séptica seguida de filtro anaerobio	40 a 60	75 a 85

(*) Los límites inferiores de eficiencia están usualmente asociados a sistemas mal operados

Fuente: adaptado de Chernicharo *et al.* (2001a)

En vista de las limitaciones impuestas por la legislación ambiental para la DBO del efluente, o cuando se tiene una baja capacidad de dilución del efluente de la planta de tratamiento, por parte del cuerpo receptor, como comúnmente ocurre, frecuentemente se hace necesario utilizar el tratamiento aerobio, como complemento al anaerobio. Existen sin embargo, situaciones donde la combinación de diferentes procesos anaerobios puede atender a requisitos menos restrictivos de eficiencia y de concentración del efluente final (por ejemplo 80% y 60 mgDBO/L, respectivamente), como es el caso de sistemas compuestos por tanque séptico seguido de

filtro anaerobio (usualmente viable para pequeñas poblaciones, en general inferiores a 1.000 habitantes), o de reactor UASB seguido de filtro anaerobio. Obviamente, la aplicación de estos sistemas anaerobios combinados estará condicionada a una adecuada capacidad de dilución del cuerpo receptor.

En ese sentido, en situaciones donde el cuerpo receptor presente buena capacidad de dilución del agua residual tratada, la adopción de estándares de vertimiento menos restrictivos podría posibilitar la implantación de PTARs más sencillas y más económicas en varias ciudades pequeñas, con el uso más intensivo de reactores anaerobios, particularmente, de reactores del tipo UASB. A futuro, en caso de que exista la necesidad de producir un efluente de mejor calidad, podría implantarse una unidad de tratamiento complementaria, en una segunda etapa. El alto costo de inversión en sistemas de tratamiento más sofisticados, únicamente para atender a normas de vertimiento relativas a la DBO, hace prácticamente inviable su implementación en una única etapa para la mayoría de las ciudades localizadas en países en vías de desarrollo. Por otro lado, al aplicar los criterios técnicos y económicos en la selección de alternativas, la implantación en etapas podría ser decisiva para que sistemas compuestos por un reactor UASB y una unidad de postratamiento sean los más viables.

7.1.2.2 Limitaciones en relación a los parámetros nitrógeno y fósforo

La descarga de nutrientes en cursos de agua superficiales causa la disminución de los niveles de oxígeno y el aumento de la biomasa algal originada en el cuerpo receptor, producida por el proceso de eutroficación (crecimiento anormal de algas debido a los nutrientes vertidos). Se sabe que 1 kg de fósforo puede resultar en la reconstitución de 111 kg de biomasa, lo que corresponde a cerca de 138 kg de demanda química de oxígeno en el cuerpo receptor (Randall *et al.*, 1992). De manera similar, la descarga de 1 kg de nitrógeno puede resultar en la reconstitución de cerca de 20 kg de demanda química de oxígeno, en la forma de algas muertas (Randall *et al.*, 1992). El problema puede ser aun mayor debido a la disminución de los niveles de oxígeno, por procesos de nitrificación, donde se consumen, como mínimo, cerca de 4 kg de oxígeno disuelto en el agua, para cada kg de amoníaco vertido en el cuerpo receptor (Grady and Lim, 1980).

Para los casos en que se requiere remoción de nutrientes, para atender exigencias relativas a normas de calidad de agua del cuerpo receptor, el uso de procesos anaerobios, precediendo el tratamiento aerobio complementario, para remoción biológica de nutrientes, deberá ser visto con mucho cuidado, toda vez que los sistemas anaerobios presentan buena remoción

de materia orgánica biodegradable y, prácticamente, ninguna eficiencia de remoción de N y P. Ello seguramente conlleva a un efecto negativo sobre sistemas de tratamiento biológico que busquen una buena remoción de tales nutrientes, pues el efluente del reactor anaerobio tendrá relaciones N/DQO y P/DQO muy superiores a los valores deseados para el buen desempeño de esos sistemas depuradores (Alem Sobrinho y Jordão, 2001).

Cuando el objetivo del tratamiento del agua residual es también el de una buena remoción de N, el reactor anaerobio debe ser usado para tratar, inicialmente, una parte del agua residual cruda afluente a la PTAR (posiblemente no más de 50%), debiendo el resto ser desviado directamente al tratamiento biológico complementario, con el objetivo de lograr la nitrificación y la desnitrificación, de tal forma que se tenga materia orgánica suficiente para la desnitrificación. En ese caso, la gran ventaja del uso del reactor anaerobio es la de recibir y estabilizar el lodo generado en el tratamiento complementario, eliminando la necesidad del uso de un digestor anaerobio de lodo (Alem Sobrinho y Jordão, 2001).

Por otro lado, cuando se tiene por objetivo la remoción biológica de fósforo, el uso del reactor anaerobio no es recomendable, por dos razones principales: i) el efluente del reactor anaerobio presenta una relación P/DBO más alta que la del agua residual cruda, perjudicando el desempeño del sistema biológico para remoción de fósforo; y ii) en caso que el lodo generado en el tratamiento biológico para remoción de fósforo, rico en fósforo, sea transferido al reactor anaerobio, para su estabilización, habrá allí, bajo condiciones anaerobias, liberación de fósforo incorporado al lodo, que también saldrá en el efluente del reactor anaerobio. Este hecho inviabiliza la remoción eficiente de fósforo en una PTAR con reactor anaerobio, seguido de tratamiento complementario, con remoción biológica de fósforo (Alem Sobrinho y Jordão, 2001).

De acuerdo con Alem Sobrinho y Jordão (2001), la remoción de fósforo en sistemas de tratamiento con reactores anaerobios solamente será efectiva cuando se utilice un sistema de postratamiento físico-químico, por lo tanto, con adición de productos químicos. En este caso, el uso del reactor anaerobio presenta la ventaja de poder ser utilizado para estabilización del lodo generado en el tratamiento complementario (biológico aerobio, con adición de sales de aluminio o hierro).

7.1.2.3 Limitaciones en relación a los indicadores microbiológicos

Con respecto a los indicadores microbiológicos, han sido reportadas bajas eficiencias de remoción de coliformes fecales en los reactores anaerobios, usualmente del orden de apenas una unidad logarítmica (Chernicharo *et al.*, 2001c; von Sperling *et al.*, 2002, 2004; von

Sperling & Mascarenhas, 2004). En relación a otros tipos de microorganismos, tales como virus y protozoarios (principalmente *Giardia* y *Cryptosporidium*), hay poquísimas referencias bibliográficas que abordan su reducción o eliminación, a través del tratamiento en reactores anaerobios. La remoción de huevos de helmintos en sistemas anaerobios, particularmente en reactores UASB, ha sido reportada como del orden de 60 a 90% (Chernicharo *et al.*, 2001c, von Sperling *et al.*, 2002, 2004), por lo tanto, insuficiente para producir efluentes que puedan ser utilizados en irrigación.

Como son grandes los riesgos de contaminación de los seres humanos, cuando estos ingieren o tienen contacto con aguas que contengan organismos patógenos, muchas veces se puede hacer necesaria la desinfección de los efluentes. Tal hecho se hace aun más grave, debido a la precariedad del cuadro sanitario de los países en vías de desarrollo, con bajísimos índices de cobertura por sistemas de alcantarillado sanitario. Por otro lado, los bajos niveles de inversión en salud y saneamiento, hacen que la población de estos países sea portadora de diversas enfermedades que pueden ser transmitidas por las heces y, en consecuencia, por las aguas residuales generadas por esa población.

Es importante destacar, sin embargo que, a pesar de que las aguas residuales domésticas son una fuente indiscutible de contaminación por organismos patógenos, también los agentes utilizados en los procesos de desinfección pueden provocar daños a la salud humana y al ambiente acuático. Se concluye con eso, que la decisión de desinfectar o no las aguas residuales, debe ser tomada a partir de una evaluación juiciosa, con base en las características específicas de cada situación. O sea, no existen directrices universales en relación a los requisitos de la desinfección de aguas residuales. La decisión sobre la necesidad de desinfectar las aguas servidas de una determinada localidad requiere (USEPA, 1986):

- Una investigación sobre los usos del líquido aguas abajo del punto de vertimiento y sobre los riesgos de salud pública asociados a aquella agua;
- Una evaluación de las alternativas disponibles para el control de las aguas residuales contaminadas por patógenos;
- Una evaluación de los impactos ambientales que las medidas de control pueden ocasionar.

En los casos en que la desinfección se muestre como necesaria, puede recurrirse a una serie de procesos para la remoción de organismos patógenos, según se presenta en el Cuadro 7.2. Mayores informaciones sobre la desinfección de aguas residuales pueden ser encontradas en USEPA (1986), Chernicharo *et al.* (2001b), Gonçalves (2003).

Cuadro 7.2 Principales procesos para la remoción de organismos patógenos en el tratamiento de aguas residuales

Tipo	Proceso	Comentario
Natural	Lagunas de maduración	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Son lagunas poco profundas, donde la penetración de la radiación ultravioleta solar y condiciones ambientales desfavorables causan una elevada mortandad de microorganismos patógenos. ▪ Las lagunas de maduración no necesitan de productos químicos o energía, pero requieren de grandes áreas. ▪ Son sistemas altamente recomendados (si hubiese área disponible), debido a su gran simplicidad operacional y bajos costos de implantación y operación.
	Infiltración en el suelo	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Las condiciones ambientales desfavorables en el suelo promueven la mortandad de los patógenos. ▪ En sistemas de baja tasa, existe la posibilidad de contaminación de la vegetación, dependiendo del tipo de aplicación del efluente en el suelo. ▪ No se requieren productos químicos. ▪ Requieren grandes áreas.
Artificial	Cloración	<ul style="list-style-type: none"> ▪ El cloro mata los microorganismos patógenos (aunque los quistes de protozoarios y huevos de helmintos sean poco afectados). ▪ Son necesarias elevadas dosis, lo que puede aumentar los costos operacionales. Cuanto más elevada sea la remoción de materia orgánica en la etapa anterior, menor será la dosis de cloro requerida. ▪ Existe preocupación en relación a la generación de subproductos tóxicos para los seres humanos. Sin embargo, debe tenerse en consideración el gran beneficio a la salud pública por la remoción de patógenos. ▪ La toxicidad causada por el cloro residual en los cuerpos de agua también es motivo de preocupación. El cloro residual debe tener niveles muy bajos, usualmente requiriendo una etapa de descloración. ▪ Existe una gran experiencia con desinfección en el área de tratamiento de agua.
	Ozonización	<ul style="list-style-type: none"> ▪ El ozono es un agente muy efectivo para la remoción de patógenos. ▪ La ozonización es usualmente cara, aunque los costos se estén reduciendo lo que hace a esta alternativa competitiva en determinadas situaciones. ▪ Aun es pequeña la experiencia con ozonización en países como Brasil.
	Radiación ultravioleta	<ul style="list-style-type: none"> ▪ La radiación ultravioleta, generada a partir de lámparas especiales, afecta la reproducción de microorganismos patógenos. ▪ No se presenta la generación de subproductos tóxicos. ▪ Idealmente, el efluente debe encontrarse bien clarificado, para posibilitar la penetración de la radiación en la masa líquida. ▪ Este proceso ha pasado por un desarrollo sustancial en los últimos años, haciéndolo más competitivo o más ventajoso que la cloración en varias aplicaciones.
	Membranas	<ul style="list-style-type: none"> ▪ El paso del agua residual tratada a través de membranas de porosidad bastante reducida (como la ultrafiltración y la nanofiltración) constituye una barrera física para los microorganismos patógenos, que presentan mayor dimensión que los poros de la membrana. ▪ El proceso es bastante interesante en el sentido de que no introduce productos químicos en la masa líquida. ▪ Los costos aun son elevados, pero se han reducido significativamente en los últimos años.

Fuente: adaptado de von Sperling & Chernicharo (2005)

7.2 VENTAJAS DEL TRATAMIENTO COMBINADO (ANAEROBIO/AEROBIO)

En comparación a una PTAR convencional, constituida por sedimentador primario seguido de tratamiento biológico aerobio (lodos activados, filtro biológico percolador, biofiltro aireado sumergido o biodiscos), con los lodos primario y secundario pasando por espesadores de lodo y por digestores anaerobios, antes de la deshidratación, una PTAR constituida por reactor UASB seguido de un tratamiento biológico aerobio, con el lodo secundario transferido para digestión en el propio reactor UASB, y su paso desde éste directo para la deshidratación, puede presentar las siguientes ventajas (Alem Sobrinho y Jordão, 2001):

- Los sedimentadores primarios, espesadores de lodo y digestores anaerobios pueden ser sustituidos, con todos sus equipos, por reactores UASB, que dispensan el uso de tales equipos. En esa configuración, los reactores UASB entran a cumplir, además de la función fundamental de tratamiento de las aguas residuales, también las funciones de digestión y espesamiento del lodo aerobio, sin la necesidad de algún volumen adicional.
- Por el hecho del reactor UASB presentar eficiencia de remoción de DBO cercana al doble de los sedimentadores primarios, el volumen de los reactores biológicos aerobios, posteriores al reactor UASB, podrá ser reducido hacia cerca de la mitad del volumen de los tanques o reactores de las PTARs convencionales. Los sedimentadores secundarios, por recibir un afluente con menor concentración de sólidos en suspensión, pueden sufrir una reducción del área superficial.
- Para el caso de sistemas de lodos activados, el consumo de energía para aireación será reducido a cerca de 45 a 55% de aquel requerido para una PTAR convencional, cuando no se tiene nitrificación y, cerca de 65 a 70%, cuando se tiene nitrificación casi total.
- El costo de implantación de la PTAR con reactor UASB seguido de tratamiento biológico aerobio será, como máximo, 80% de aquel requerido por una PTAR convencional. Adicionalmente, el costo operacional, debido a la mayor simplicidad y menor consumo de energía del sistema combinado, anaerobio-aerobio, representa también una importante ventaja adicional.

7.3 PRINCIPALES ALTERNATIVAS PARA EL POSTRATAMIENTO DE EFLUENTES DE REACTORES ANAEROBIOS

7.3.1 Preliminares

Teniendo en cuenta las limitaciones intrínsecas asociadas a los sistemas anaerobios, y considerando la necesidad de desarrollar tecnologías más apropiadas a la realidad de los países en vías de desarrollo, cobra importancia la inclusión de una etapa de postratamiento de los efluentes generados en los reactores anaerobios. Tal etapa tiene como objetivo el pulimento, no solo de la calidad microbiológica de los efluentes, a la luz de los riesgos de salud pública y de las limitaciones impuestas a la utilización de aguas residuales tratadas en agricultura, sino también de la calidad en términos de materia orgánica y nutrientes, en función de los daños ambientales provocados por los vertimientos remanentes, de estos elementos en los cuerpos receptores.

Considerando que el sistema que combina *reactores anaerobios + postratamiento* se constituye en una importante alternativa de tratamiento de aguas residuales en Brasil y algunos países de América Latina, se presentan en este capítulo los aspectos más relevantes relativos a las principales modalidades de postratamiento que están siendo aplicadas en Brasil, fruto de las experiencias en escala real y con trabajos de investigación desarrollados en el ámbito del programa PROSAB.

7.3.2 Laguna de Pulimento

7.3.2.1 Consideraciones preliminares

El uso de lagunas fotosintéticas para postratamiento de efluentes de reactores anaerobios ha sido ampliamente practicado principalmente después de lagunas anaerobias. La utilización de estos sistemas presenta como gran ventaja la remoción de organismos patógenos presentes en el agua residual, pero tiene como principal desventaja las elevadas concentraciones de algas en el efluente de tales lagunas, lo que lleva a serias restricciones por parte de algunos órganos de control ambiental.

Cuando se aplica un pretratamiento anaerobio eficiente, antes de verter el agua residual en una laguna, las concentraciones de materia orgánica y de sólidos suspendidos son reducidas en gran magnitud, de modo que la remoción de estos dos constituyentes, en un sistema de lagunas, será mucho más fácil y, por esta razón, puede hacerse efectiva con un tiempo de retención hidráulica muy inferior. En estas condiciones, el factor limitante que determina el tiempo de retención mínimo (y, por lo tanto, el volumen y el área de un sistema de lagunas) normalmente será la remoción de organismos patógenos y no la estabilización de la materia orgánica. Por ese motivo, se ha adoptado la nomenclatura *lagunas de pulimento* para denominar las lagunas de postratamiento de efluentes de sistemas anaerobios eficientes, distinguiéndolas, así, de las *lagunas de estabilización* que tratan aguas residuales crudas (Cavalcanti *et al.*, 2001a, 2001b).

En ese sentido, la configuración *reactor UASB + laguna de pulimento* se presenta como una alternativa bastante interesante, desde el punto de vista técnico-económico-ambiental, principalmente cuando se tienen limitaciones de área para la construcción únicamente de lagunas de estabilización. También pueden evitarse los problemas de malos olores, provenientes de lagunas anaerobias en plantas de tratamiento que utilizan reactor UASB y laguna de pulimento, ya que el reactor anaerobio puede ser implantado con control de olores. Dicha alternativa también puede ser atractiva cuando se prevé la utilización del efluente de la laguna en actividades agrícolas, como sería deseable para las regiones más afectadas por la sequía, ya que las lagunas de pulimento están enfocadas principalmente a la remoción de organismos patógenos. Por las ventajas que presenta, el postratamiento de efluentes de reactores anaerobios por medio de lagunas de pulimento se vislumbra como una alternativa muy atractiva para países en vías de desarrollo.

7.3.2.2 Configuración típica

Las plantas de tratamiento de aguas residuales que utilizan reactores UASB seguidos por lagunas de pulimento presentan un flujograma muy simplificado (Figura 7.1). Además de las unidades de tratamiento preliminar (rejillas y desarenador), el flujograma comprende la unidad de tratamiento anaerobio, la laguna de pulimento (única, o lagunas en serie) y la unidad de deshidratación del lodo producido en el reactor UASB. En la Figura 7.2 se presentan algunas vistas de un sistema de lagunas de pulimento.

El lodo descartado del reactor UASB ya se encuentra densificado y estabilizado, por ello puede enviarse directamente para deshidratación y disposición final. Para plantas de menor tamaño, ha sido frecuente la utilización de lechos de secado para la deshidratación del lodo.

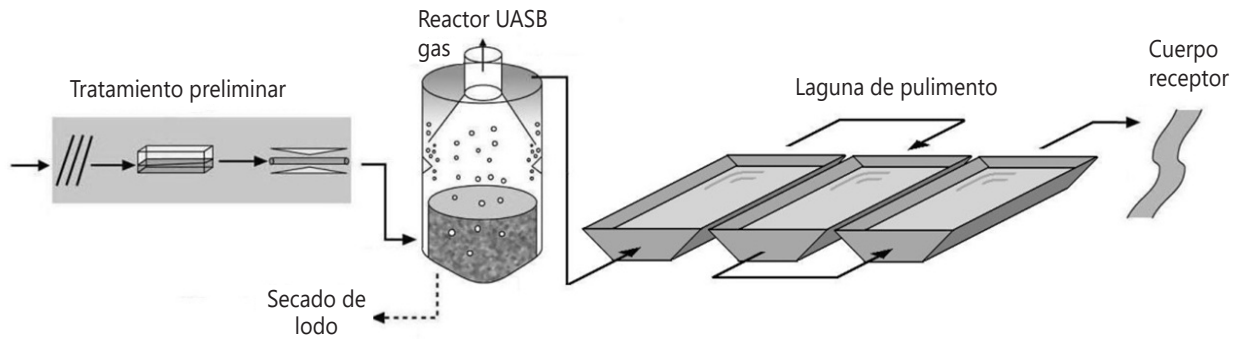


Fig. 7.1 - Configuración típica de una PTAR con reactor UASB y lagunas de pulimento



Fig. 7.2 - Vista de un sistema reactor UASB + lagunas de pulimento: (a) vista general del conjunto de lagunas; (b) vista de una laguna

Fuente: PTAR Experimental UFMG/ COPASA

Estudios de larga duración, desarrollados por von Sperling y Mascarenhas (2004), mostraron que un sistema de tratamiento de aguas residuales domésticas, compuesto de un reactor UASB seguido por cuatro lagunas de pulimento muy poco profundas ($H = 0,40$ m), operando en serie y con tiempos de retención hidráulica muy reducidos (1,4 a 2,5 días, en cada laguna), fue capaz de promover elevadas remociones de DBO y de *Escherichia coli*, de igual manera reportó buenos resultados en la remoción de amonio. Las concentraciones medias registradas en el efluente final del sistema investigado fueron de 44 mgDBO/L, $3,8 \times 10^2$ NMP/100mL y 7,3 mgN-NH₄/L. En relación a la remoción de huevos de helmintos, las lagunas de pulimento fueron capaces de producir efluentes con concentraciones de huevos predominantemente iguales a cero, atendiendo así a las directrices de la OMS para irrigación no restringida (von Sperling *et al.*, 2002, 2004).

Considerando que las lagunas de pulimento son diseñadas con bajas profundidades (0,40 a 1,00 m) y tiempos de retención hidráulica relativamente reducidos (usualmente entre 9 y 12 días, para un conjunto de 3 a 4 lagunas), se deben prestar mayores cuidados a la operación del reactor UASB, con el fin de evitar la pérdida excesiva de sólidos.

7.3.2.3 Criterios y parámetros de dimensionamiento

Una discusión profunda sobre los principales criterios y parámetros de dimensionamiento de lagunas de pulimento, como unidades de postratamiento de efluentes de reactores UASB, se presenta en el Volumen 3 de esta serie de libros cuya publicación impresa en español se realizó por parte del Centro de Publicaciones de la Universidad de Nariño en el año 2021, y su versión en formato e-book gratuito se encuentra prevista para el año 2022. Tales criterios y parámetros fueron obtenidos a partir de trabajos de investigación, en escala piloto y de demostración, así como de resultados operacionales de plantas de tratamiento en escala real.

7.3.3 Aplicación en el suelo

7.3.3.1 Consideraciones preliminares

La aplicación de aguas residuales en el suelo es una práctica bastante antigua, en la que se presenta la filtración y la acción de microorganismos, que poseen la capacidad de transformar

la materia orgánica en compuestos más simples. Como resultado final de este proceso, se obtiene un efluente tratado y un suelo revitalizado, habida cuenta que los compuestos generados por los microorganismos pueden ser benéficos para el crecimiento de las plantas y vegetales. Los siguientes son los principales métodos que utilizan el suelo en el tratamiento y/o disposición final de aguas residuales (Coraucci Filho *et al.*, 2001):

- Infiltración rápida
- Irrigación
- Ecurrimiento superficial
- Infiltración subsuperficial
- Filtros de arena
- Zanjas de filtración
- Humedales artificiales, tierras húmedas (tierras inundadas o wetlands)

En esta sección se abordará solamente la modalidad de *escurrimiento superficial*, como forma de postratamiento de efluentes de reactores anaerobios de manto de lodo. La descripción detallada, la configuración típica y los principales criterios y parámetros de las demás modalidades pueden encontrarse en Coraucci Filho *et al.* (2001).

El tratamiento de aguas residuales por el método de *escurrimiento superficial* es el que presenta la menor dependencia con respecto al tipo de suelo. En ese método, la vegetación, asociada con la capa de cobertura del suelo, actúa como un filtro vivo, removiendo los nutrientes y proporcionando condiciones para la retención y transformación de la materia orgánica presente en las aguas residuales. Además de eso posibilita protección al suelo contra la erosión, y también crea una capa soporte, en la que se establecen los microorganismos. Los principales mecanismos, a través de los cuales ocurre la remoción de materia orgánica y sólidos, son la oxidación biológica, la sedimentación y la filtración (Metcalf & Eddy, 1991; USEPA, 1981, 1984). La principal característica que diferencia este método de los demás es el hecho de que el efluente escurre en una rampa de baja pendiente, donde el agua de exceso, que no es absorbida o evaporada, es colectada aguas abajo y enviada hacia un destino adecuado. Para terrenos más permeables, el proceso se aproxima al de irrigación, pero con la generación de un excedente de agua.

En comparación con otros métodos de aplicación en el suelo, el *escurrimiento superficial* presenta como principales ventajas las siguientes características (Coraucci Filho *et al.*, 2001):

- Es apropiado para el tratamiento de aguas residuales de comunidades rurales y de industrias estacionales, que generan residuos orgánicos;
- Proporciona un tratamiento secundario avanzado, con una operación relativamente simple y barata;
- La cobertura vegetal puede ser reaprovechada o utilizada comercialmente;
- Presenta la menor restricción en cuanto a las características del medio, necesitando tan solo de un suelo relativamente impermeable para su instalación.

Como desventajas, se tienen que:

- El método es limitado por el clima, tolerancia de la cultura en relación al agua y pendiente del terreno;
- La aplicación puede ser limitada durante el tiempo húmedo;
- Las tasas de aplicación pueden ser restringidas por el tipo de crecimiento de la cultura;
- El terreno plano o muy escarpado no es adecuado para este tipo de tratamiento;

Por lo tanto, el método consiste en la aplicación del efluente líquido en la parte más alta de terrenos que tengan pendiente y baja permeabilidad. El efluente recorre toda el área de escurrimiento, por gravedad, donde parte es perdida por evapotranspiración y el resto es colectado al pie del declive. La percolación puede ser insignificante, pues este sistema está inicialmente concebido para terrenos con baja permeabilidad. A pesar de eso, existen relatos de su utilización también en suelos con permeabilidad media, con subsuelos impermeables (USEPA, 1981). La aplicación del agua residual es intermitente, pudiéndose adoptar los siguientes tipos de aplicación: i) aspersores de alta presión; ii) aspersores de baja presión; iii) tuberías o canales de distribución, con aberturas intercaladas.

- **Remoción de materia orgánica y sólidos suspendidos**

El efluente producido por sistemas de tratamiento con escurrimiento superficial generalmente presenta concentraciones bastante bajas de DBO_5 . La DBO es removida por la película biológica que se desarrolla junto a la superficie del suelo y de las plantas. Eventualmente,

esta película puede alcanzar un espesor elevado, resultado del crecimiento excesivo. Las células cercanas a la superficie del suelo y de las plantas mueren debido a la falta de oxígeno. Contrariamente a lo que ocurre en otros sistemas de tratamiento con biomasa fija, la masa muerta de sólidos biológicos no es significativamente removida del sistema y pasa a degradarse a lo largo del tiempo. El desarrollo completo de la película biológica puede llevar algún tiempo, en algunos casos hasta cerca de un año, después del arranque del sistema (WPCF, 1990).

Investigaciones desarrolladas por Coraucci Filho *et al.* (2000) y Chernicharo *et al.* (2001c) con la utilización del método de *escurrimiento superficial* para el postratamiento de efluentes de filtros anaerobios y de reactores UASB, operados con tasas de aplicación oscilando entre 0,10 y 0,50 m³/m.h, reportaron las siguientes concentraciones medias en el efluente final de las rampas: DQO entre 98 y 119 mg/L y DBO entre 48 y 62 mg/L. Las eficiencias medias de remoción de DQO y de DBO en las rampas de escurrimiento superficial variaron entre **48 y 52%**, dependiendo de la tasa de aplicación; por su parte, las eficiencias globales del sistema reactor anaerobio/escurrimiento superficial fueron del orden de **80 a 90%** (Chernicharo *et al.*, 2001a).

En relación al parámetro sólidos suspendidos, la eficiencia de remoción en los sistemas de escurrimiento superficial es bastante alta, teniendo en cuenta las reducidas velocidades de escurrimiento a lo largo del terreno (entre 0,3 y 3 cm/s). El material sólido removido funciona como sustrato para la película (film) biológico, para así ser prácticamente degradado. En las investigaciones realizadas por Coraucci Filho *et al.* (2000) y Chernicharo *et al.* (2001c), se observaron concentraciones de SST que oscilaron entre 17 y 57 mg/L.

- **Remoción de nitrógeno**

Los mecanismos responsables por la remoción de nitrógeno en los sistemas con escurrimiento superficial, incluyen la absorción por las plantas, la nitrificación/desnitrificación y la volatilización del amoníaco. Las plantas son capaces de remover entre 20 y 30 % de N-total (e.g. Martel *et al.*, 1980). La tasa de remoción producida por las plantas depende de la cultura vegetal seleccionada, de la profundidad y distribución de las raíces, de la tasa de aplicación de N, de la movilización del agua en el suelo etc. En general, se opta por la utilización de gramíneas, que requieren poco tiempo para su desarrollo, y que presentan elevadas tasas de absorción de nitrógeno. Para obtener mayores eficiencias se recomienda que la vegetación sea periódicamente cortada y los residuos removidos.

Las pérdidas por volatilización del amoníaco son muy variables, presentando estrecha relación con la tasa de evaporación y con la técnica de aplicación de las aguas residuales. La aplicación de los efluentes con aspersores de alta presión se refleja en la pérdida de entre el 7 y el 11 % de nitrógeno en la forma de amoníaco, mientras que la volatilización del amoníaco durante el escurrimiento de los efluentes a lo largo del terreno, es usualmente inferior al 5 % (Khalid *et al.*, 1978).

El proceso de nitrificación es afectado, principalmente, por la cantidad de oxígeno disponible, por la tasa de aplicación, por el pH y por la temperatura. En climas frescos, los factores limitantes son la cantidad de oxígeno disponible y la tasa de aplicación. La razón entre los períodos húmedos y secos controla la disponibilidad de oxígeno en el medio y el tiempo necesario para la realización de la nitrificación. La tasa de aplicación es inversamente proporcional a la remoción de nitrógeno amoniacal, o sea, cuanto mayor sea la tasa de aplicación, menor será la eficiencia de remoción de $\text{NH}_4\text{-N}$. El proceso de desnitrificación es afectado por el grado de tratamiento del agua residual aplicada, toda vez que, cuanto más elevada la concentración de DBO_5 afluente al sistema de tratamiento, mayor la probabilidad de que se desarrollen condiciones anaerobias y de haber materia carbonácea suficiente para la realización de la desnitrificación. La relación $\text{DBO}_5\text{:N}$ debe ser del orden de 3:1, de tal manera que propicie mejores eficiencias de remoción.

Las experiencias con la utilización del método de *escurrimiento superficial* para el postratamiento de efluentes anaerobios han reportado eficiencias de remoción de nitrógeno del orden del 75 al 90%, dependiendo de la temperatura, de las tasas de aplicación de las aguas residuales y de los horarios de aplicación.

- **Remoción de fósforo**

La remoción de fósforo en los sistemas con escurrimiento superficial ocurre por sedimentación y adsorción en el suelo y en las plantas. Las tasas de remoción varían entre 20 y 60 %, aunque ya han sido reportadas eficiencias entre el 84 y el 89 % (Lee *et al.*, 1976 y Martel *et al.*, 1980). Cerca de 10% del fósforo, correspondiente a la fracción insoluble, es removido en el sistema de tratamiento previo (para el caso, el reactor anaerobio). Con excepción de la parte que es incorporada a la biomasa, la remoción adicional de fósforo en los sistemas de tratamiento biológico convencionales es mínima, ya que la mayor

parte de este elemento, presente después del tratamiento primario, se encuentra en la forma soluble. La remoción de fósforo en sistemas con escurrimiento superficial no es generalmente elevada, debido al limitado contacto que existe entre el agua y el suelo, dificultando el proceso de adsorción.

- **Remoción de organismos patógenos**

La sobrevivencia de bacterias patógenas en el suelo es condicionada por diversos factores, entre los cuales se destacan el antagonismo de la microflora, el contenido de humedad, la capacidad de retención de agua, el contenido de materia orgánica, el pH, la insolación y la temperatura (Feachem *et al.*, 1983). En los sistemas de aplicación de efluentes en el suelo por *escurrimiento superficial*, los principales mecanismos de remoción de microorganismos incluyen: sedimentación; filtración, a través de la biopelícula formada sobre los tallos de las plantas y en la capa superior del suelo; adsorción por las partículas de suelo; predación; irradiación solar; deshidratación.

De manera general, y de acuerdo con los resultados experimentales obtenidos en el pasado, se puede decir que los sistemas de aplicación de efluentes en el suelo, por escurrimiento superficial, no son eficientes con respecto a la remoción de microorganismos indicadores, tales como los coliformes fecales (WPCF, 1990). Peters y Lee (1978) observaron una reducción de solamente una unidad logarítmica (o una reducción de 90 %) en los niveles de coliformes fecales, después de la aplicación de aguas residuales crudas en un sistema de escurrimiento superficial.

El conocimiento que existe sobre la sobrevivencia de virus en el suelo, y que no es aún muy extenso, sugiere que la naturaleza proteica de estos microorganismos favorece su adsorción a la superficie de las partículas del suelo (principalmente si este fuese de naturaleza arcillosa), donde quedan protegidos de las condiciones adversas del ambiente (e.g. Goyal y Gerba, 1979). Schaub *et al.* (1978) observaron tasas de remoción de virus entéricos de hasta 85 % en sistemas de aplicación de efluentes con escurrimiento superficial.

Los huevos de helmintos se mantienen viables en el suelo durante largos períodos, aunque variables de especie a especie. Se sabe, por ejemplo, que los huevos de *A.*

lumbricoides y de *T. saginata* pueden sobrevivir en el suelo por períodos superiores al necesario para el crecimiento de las plantas. Las culturas vegetales irrigadas con aguas residuales provenientes de regiones donde la ascariasis y la teniasis son endémicas constituyen un riesgo potencial de transmisión de la enfermedad (WHO, 1985). Stien y Schwartzbrod (1990) concluyeron, a partir de un estudio experimental en escala de laboratorio, que el tiempo de sobrevivencia de huevos de *Ascaris* en el suelo decrece rápidamente después de 20 días, contados a partir de la fecha de contaminación con aguas residuales artificiales. El proceso de eliminación de los huevos en el suelo depende, esencialmente, de dos factores: exposición a la luz solar y tipo de suelo. En las muestras vegetales no se encontraron huevos después de 10 días, contados a partir de la aplicación. El tiempo de sobrevivencia de los huevos en las raíces depende del tipo de cultura vegetal, pero, de una manera general, decrece rápidamente después de 45 días, contados a partir de la contaminación. Estos resultados confirman la importancia de los criterios parasitológicos en la reutilización de aguas residuales en la agricultura.

Resultados de investigaciones desarrolladas por Chernicharo *et al.* (2001c) indicaron excelentes eficiencias de remoción de huevos de helmintos en el sistema reactor UASB + escurrimiento superficial, resultando en una concentración media de 0,2 huevos/L en el efluente final del sistema. Respecto a la remoción de coliformes termotolerantes, la eficiencia fue apenas satisfactoria, del orden de 2 a 3 unidades logarítmicas, para todo el sistema.

En el Cuadro 7.3 se presentan las principales características y resultados de experimentos con sistemas de escurrimiento superficial, utilizados para el postratamiento de efluentes de reactores anaerobios en Brasil (Coraucchi Filho *et al.*, 2001).

Cuadro 7.3 Características y resultados de experimentos con sistemas de postratamiento por escurrimiento superficial

Parámetro	Experimento 1	Experimento 2	Experimento 3	Experimento 4
Tipo de sistema de pretratamiento	Filtro anaerobio	Filtro anaerobio	Reactor UASB	Reactor UASB
Ancho de la rampa (m)	4,2	4,2	3,0	3,0
Longitud de la rampa (m)	35	35	25	25
Pendiente de la rampa (%)	3,5	3,5	4	4
Tasa de aplicación hidráulica (m ³ /h.m)	0,10 y 0,20	0,30 y 0,40	0,20 a 0,60	0,48 ^(*)
Período de aplicación (h/d)	8	8	8	8
Frecuencia de aplicación (d/semana)	5	5	5	5
Tipo de cobertura vegetal	<i>Tifton 85</i>	<i>Tifton 85</i>	<i>B. humidicola</i>	<i>Tifton 85</i>
Características medias del efluente final				
DBO (mg/L)	30	60	48 a 62	60
DQO (mg/L)	116	-	98 a 119	-
SST (mg/L)	40	-	17 a 57	-
NTK (mg/L)	13	-	-	-
P (mg/L)	0,5	-	-	-
<i>E. coli</i> (N/100mL)	-	-	3,0 x 10 ⁷	-
Huevos de helmintos (huevos/L)	-	-	0,2	-

(*) Tasa media (caudal variable a lo largo del día, debido al régimen hidráulico transitorio de alimentación de las rampas).

Fuente: Adaptado de Coraucci Filho *et al.* (2001).

7.3.3.2 Configuración típica

La configuración típica de una planta de tratamiento de aguas residuales compuesta de reactor anaerobio y postratamiento por escurrimiento superficial presenta un flujograma bastante simplificado (Figura 7.3). Además de las unidades de tratamiento preliminar (rejillas y desarenador), el flujograma comprende la unidad de tratamiento anaerobio, el sistema de aplicación en el suelo y la unidad de deshidratación del lodo producido en el reactor UASB. Valen aquí las mismas consideraciones realizadas para los sistemas tratados anteriormente, en relación a las características del lodo anaerobio, que ya sale espesado y estabilizado. De esta forma, para las plantas de menor tamaño también se pueden utilizar unidades de

deshidratación por medio de lechos de secado. En la Figura 7.4 se presentan vistas de dos sistemas experimentales con escurrimiento superficial en el suelo.

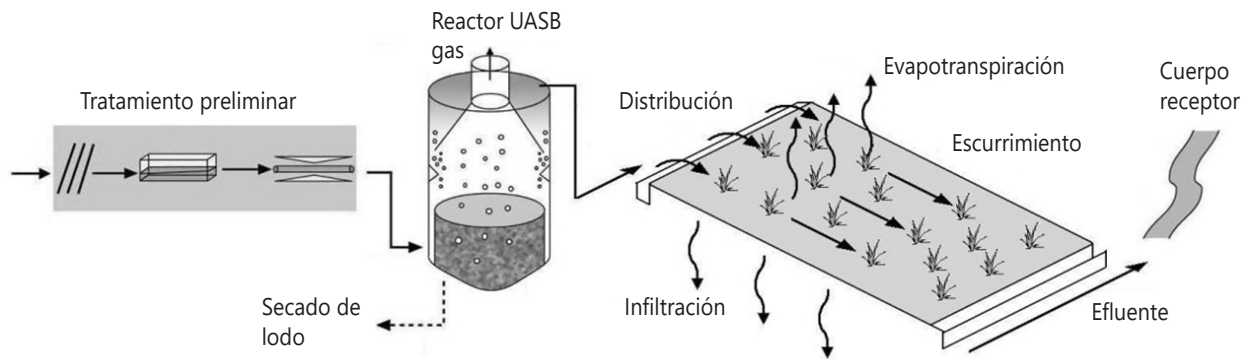


Fig. 7.3 - Configuración típica de una PTAR con reactor UASB y escurrimiento superficial en el suelo



Fig. 7.4 - Vista de sistemas reactor UASB + escurrimiento superficial: (a) instalación experimental UFMG/SAAE Itabira; (b) instalación experimental UNICAMP.

Fuente: Coraucci Filho *et al.* (2001).

7.3.3.3 Criterios y parámetros de diseño

Según Coraucci Filho *et al.* (2001), los siguientes son los principales criterios y parámetros para el diseño de sistemas de postratamiento de efluentes de reactores anaerobios por escurrimiento superficial en el suelo.

◆ Longitud de la rampa

Es la extensión longitudinal de la superficie física del suelo, definida por el sentido del escurrimiento del efluente. Para la técnica de distribución de baja presión, la longitud de la rampa está en el rango de **30 a 45 m**. Para la distribución de alta presión, se utilizan longitudes entre 45 y 60 m.

◆ Pendiente del terreno

Se recomienda una pendiente del terreno entre 1 y 12%, donde el intervalo óptimo está entre **2 y 8%**. Una pendiente menor al 1% no es recomendable, debido a la posible formación de charcos del líquido y como consecuencia la proliferación de moscas. Las pendientes muy elevadas influyen en la disminución del tiempo de escurrimiento y en la eficiencia del tratamiento, además de favorecer el desarrollo de procesos erosivos en el terreno.

◆ Caracterización del suelo

El escurrimiento superficial fue desarrollado, inicialmente, para suelos con baja permeabilidad, menor que 15 mm/h. A pesar de eso, el sistema puede utilizarse en lugares con permeabilidad moderada (**15 a 50 mm/h**). Ello se debe al hecho de que, a lo largo del tiempo, puede ocurrir el taponamiento de los vacíos por los sólidos del afluente (colmatación) y por el crecimiento vegetal. La permeabilidad también puede ser alterada por la compactación del suelo, durante la construcción del sistema.

◆ Ciclo de operación

La operación de estos sistemas es intermitente, con período de aplicación entre **8 y 12 h/d**, seguido de un período seco, en el rango de 16 a 24 h/d. Se sabe que ciclos de operación de **4 días de aplicación y de 2 días secos** evitan la propagación de insectos.

◆ Tasa de aplicación

La tasa de aplicación es considerada como el principal parámetro para dimensionamiento del sistema, la que se define como el volumen aplicado al módulo de tratamiento, dividido entre el período de aplicación, en horas. Existe una tendencia en uniformizar este parámetro, expresándolo en términos de ancho unitario del módulo por el ancho del terreno, $\text{m}^3/\text{h}\cdot\text{m}$ (Paganini, 1997; Coraucci Filho *et al.*, 2001).

Este parámetro depende del régimen de descarga del efluente, del nivel de pretratamiento del agua residual, de la profundidad y de la pendiente del terreno, además de las condiciones del clima. Para el postratamiento de efluentes anaerobios, ha sido usual la utilización de tasas de aplicación entre **0,2 y 0,4 $\text{m}^3/\text{h}\cdot\text{m}$** de ancho del terreno.

7.3.3.4 Aspectos constructivos

De acuerdo con Coraucci Filho *et al.* (2001), se debe tener en cuenta los siguientes aspectos principales en relación a la construcción de sistemas de aplicación de aguas residuales en el suelo por el método de escurrimiento superficial:

◆ Almacenamiento

Existe la necesidad de la construcción de un tanque reservorio que sea suficiente para el almacenamiento del efluente, en los días en que no hay aplicación. Se debe prever, durante este período, la agitación del líquido.

◆ Distribución del agua residual

La aplicación uniforme del agua residual a todo lo ancho del terreno es esencial para el buen desempeño del sistema. Su aplicación, por medio de aspersores, de baja o alta presión, o por tubos perforados, debe iniciarse en la cumbre de cada rampa.

La distribución del efluente puede realizarse por medio de tres técnicas distintas:

- *Tubería con aberturas intercaladas*: son tubos semejantes a los usados para irrigación. El afluente es aplicado en baja presión (2 a 5 N/cm^2). Se debe hacer un ajuste para obtener una distribución uniforme. Este tipo de distribución no es recomendado para afluentes con alta concentración de sólidos suspendidos, debido al potencial de deposición (o sedimentación) de los sólidos cercanos al punto de descarga;

- *Aspersores de baja presión:* son utilizados con presiones entre 5 y 15 N/cm². En este tipo de distribución, los sólidos pueden causar el taponamiento de las aberturas del aspersor;
- *Aspersores de alta presión:* son utilizados con presiones entre 35 y 60 N/cm². Este tipo de distribución cubre áreas mayores que las presentadas anteriormente. Como el efluente puede alcanzar distancias mayores, se recomienda la construcción de rampas con mayor longitud, permitiendo así un adecuado tratamiento. Cabe resaltar el necesario cuidado en la utilización de este tipo de aspersor con aguas residuales domésticas, teniendo en cuenta los riesgos de contaminación por los aerosoles.

En el Cuadro 7.4 se presentan las ventajas y limitaciones de los principales métodos de aplicación de aguas residuales en rampas de escurrimiento superficial.

Cuadro 7.4 Principales métodos de aplicación de aguas residuales en rampas de escurrimiento superficial: ventajas y limitaciones

Método	Ventajas	Limitaciones
Tuberías con aberturas regulables	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Facilidad de limpieza ▪ Bajo consumo de energía ▪ Poca generación de aerosoles ▪ Menores áreas de seguridad ▪ Fácil control del balance hídrico 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Posibilidad de congelamiento y sedimentación dentro de los tubos ▪ Difícil distribución uniforme ▪ Posibilidad de erosión ▪ Taponamiento de los orificios
Tuberías recortadas o perforadas	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Bajo consumo de energía ▪ Poca generación de aerosoles ▪ Menores áreas de seguridad 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Dificultad en asegurar distribución uniforme ▪ Posibilidad de erosión ▪ Difícil control del balance hídrico ▪ Taponamiento de los orificios
Orificio burbujeante	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Bajo consumo de energía ▪ Poca generación de aerosoles ▪ Menores áreas de seguridad ▪ Menos susceptible a la sedimentación 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Difícil distribución uniforme ▪ Posibilidad de erosión ▪ Difícil mantenimiento, cuando se encuentra taponado
Canales de distribución	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Bajo consumo de energía ▪ Poca generación de aerosoles ▪ Menores áreas de seguridad ▪ Fácil operación 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Alto costo inicial de implantación ▪ Posibilidad de erosión ▪ Formación de caminos preferenciales

Método	Ventajas	Limitaciones
Aspersores de baja presión	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Distribución más uniforme del agua residual ▪ Bajo consumo de energía ▪ Menor producción de aerosoles que los aspersores de alta presión 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Posibilidad de obstrucción del orificio por partículas grandes ▪ Generación de aerosoles
Aspersores de alta presión	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Distribución más uniforme del agua residual ▪ Menores requisitos de mantenimiento 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Alto consumo de energía ▪ Mayor generación de aerosoles ▪ Grandes áreas de seguridad

Fuente: Adaptado de Araújo (1998)

◆ Selección de la vegetación

La cobertura vegetal es esencial para el buen desempeño del sistema. Las gramíneas perenes y tolerantes al agua son las que mejor se adaptan a los sistemas de escurrimiento superficial. Sus principales funciones son: protección contra erosión, redistribución del flujo (lo que evita los cortos circuitos), soporte para microorganismos y remoción de nutrientes.

◆ Monitoreo

Se debe monitorear constantemente el caudal, las tasas aplicadas, el período y la frecuencia de aplicación del agua residual y la calidad del afluente y del efluente. Si hay una infiltración significativa en el suelo, también habrá necesidad de monitorear la calidad del agua subterránea.

Ejemplo 7.1

Dimensionar un sistema de escurrimiento superficial para actuar como postratamiento del efluente de un reactor anaerobio, con base en los siguientes datos:

- Población: $P = 20.000$ habitantes
- Caudal medio afluente: $Q = 3.000 \text{ m}^3/\text{d}$ ($125 \text{ m}^3/\text{h}$)
- Concentración media de DBO afluente al reactor UASB: $S_0 = 333 \text{ mg/L}$
- El reactor anaerobio fue dimensionado en el Ejemplo 5.6

Solución:**a) Cálculo del área requerida**

- Parámetros de diseño (ver Ítem 7.3.3.3):
 - Tasa de aplicación lineal: $q_L = 0,35 \text{ m}^3/\text{h.m}$
 - Longitud de la rampa: $Z = 35 \text{ m}$
 - Pendiente de la rampa: $I = 4\%$
 - Período de aplicación (horas de aplicación en cada rampa, por día): $D_t = 8 \text{ h/d}$
 - Frecuencia de aplicación (días de aplicación por semana): $f = 5 \text{ d/semana}$
- Área líquida requerida:

$$A = \frac{Q \times Z}{q_L \times D_t} \times \left(\frac{7}{f} \right) = \frac{(3.000 \text{ m}^3/\text{d}) \times (35 \text{ m})}{(0,35 \text{ m}^3/\text{m.h}) \times (8 \text{ h/d})} \times \left(\frac{7 \text{ d/semana}}{5 \text{ d/semana}} \right) = 52.500 \text{ m}^2$$

- Área total (admitiendo 20% de incremento para urbanización, vías, laboratorio, interconexiones etc.): Área total = $1,2 \times 52.500 \text{ m}^2 = 63.000 \text{ m}^2 = (6,3 \text{ ha})$
- Área per cápita = $(63.000 \text{ m}^2) / (20.000 \text{ hab}) = 3,2 \text{ m}^2/\text{hab}$

b) Dimensiones de cada rampa

- Número de rampas (valor establecido inicialmente, el cual puede ser replanteado, de tal manera que permita dimensiones más favorables y un buen ajuste entre unidades en carga, descanso diario y reposo semanal): $n = 25$
- Área de cada rampa: $A_u = A/n = (52.500 \text{ m}^2)/25 = 2.100 \text{ m}^2$
- Longitud de cada rampa: $Z = 35,00 \text{ m}$ (definido anteriormente, en los parámetros de diseño)
- Ancho de cada rampa: $B = A_u/Z = (2.100 \text{ m}^2) / (35,00 \text{ m}) = 60,00 \text{ m}$

- Pendiente de las rampas: $I = 4\%$ (definido anteriormente, en los parámetros de diseño)
- Diferencia de nivel entre la parte superior y la inferior de cada rampa:
 $H = (Z \times I/100) = 35,00 \text{ m} \times 4/100 = 1,40 \text{ m}$

c) Régimen de operación de las rampas

- Ciclo semanal:
 - Número de rampas en descanso: $n_d = n \times (1 - f/7) = 25 \times (1 - 5/7) = 7$
- Ciclo diario:
 - Número de rampas en operación: $n_{op} = n - n_d = 25 - 7 = 18$
 - Número de rampas en carga (en cada instante): $n_{carga} = n_{op} \times D_t/24 = 18 \times 8/24 = 6$
 - Número de rampas en reposo (en cada instante): $n_{rep} = n_{op} - n_{carga} = 18 - 6 = 12$

d) Concentración de la DBO efluente

- Concentración efluente del reactor UASB: $DBO_{\text{eff-UASB}} = 100 \text{ mg/L}$ (ver Ejemplo 5.6 – Capítulo 5)
- Concentración efluente del escurrimiento superficial (asumiendo $E_{es} = 50\%$ - ver Ítem 7.3.3.1): $DBO_{\text{eff-es}} = 100 \text{ mg/L} \times (1 - 50/100) = 50 \text{ mg/L}$
- Eficiencia global del sistema: $E = (333 - 50)/333 = 0,85 = 85\%$

7.3.4 Filtro biológico percolador (FBP)

7.3.4.1 Consideraciones preliminares

Un filtro biológico percolador consiste básicamente en un tanque relleno con material de alta permeabilidad, sobre el cual se aplican las aguas residuales bajo la forma de gotas o chorros. El agua residual percola en dirección a los drenes del fondo, permitiendo el crecimiento bacteriano en la superficie del material de relleno, en la forma de una película

fija, denominada biofilm. El líquido pasa sobre el biofilm, promoviendo el contacto entre los microorganismos y el material orgánico.

Los filtros biológicos son sistemas aerobios, pues el aire circula en los espacios vacíos, entre las unidades de material de relleno (medio soporte), proporcionando el oxígeno para la respiración de los microorganismos. La ventilación es usualmente natural. La aplicación del agua residual sobre el medio frecuentemente se realiza a través de distribuidores rotatorios, movidos por la propia carga hidrostática del agua residual. El líquido escurre rápidamente por el medio soporte; sin embargo, la materia orgánica es adsorbida por el biofilm, permaneciendo retenida un tiempo suficiente para su estabilización.

A medida que la biomasa crece en la superficie del material de relleno, los espacios vacíos tienden a disminuir, haciendo que la velocidad de flujo en los poros aumente. Al alcanzar un determinado valor, esta velocidad causa una tensión de corte, que desprende parte del material adherido. Esta es una forma natural de control de la población microbiana en el medio. El lodo desalojado debe ser removido en los sedimentadores secundarios, para disminuir el nivel de sólidos en suspensión en el efluente final.

Aunque los filtros biológicos percoladores aerobios sean sistemas de tratamiento de agua residual que presenten gran potencial y diversidad de ventajas, principalmente en función de la simplicidad y del bajo costo operacional, aun son pocas las unidades implementadas con el objetivo de realizar el postratamiento de efluentes de reactores anaerobios. Sin embargo, esta realidad parece estar cambiando en los últimos años, ya que diversos nuevos sistemas, de pequeño, mediano y gran tamaño, están siendo diseñados y construidos con esa modalidad de tratamiento, particularmente en el estado de Minas Gerais (Brasil).

En ese contexto, cabe resaltar la gran contribución de las investigaciones desarrolladas en el ámbito del programa PROSAB, que posibilitaron evaluar la aplicabilidad y el comportamiento de los filtros biológicos percoladores, al ser utilizados para el pulimento de efluentes de reactores anaerobios, particularmente de reactores UASB. Tal asociación (reactor UASB + FBP) contribuye de manera importante en la reducción de los costos energéticos y operacionales del tratamiento.

7.3.4.2 Configuración típica

Las plantas de tratamiento de aguas residuales que utilizan reactores UASB seguidos de filtros biológicos percoladores presentan un flujograma bastante simplificado (Figura 7.5). Básicamente, además de las unidades de tratamiento preliminar (rejilla y desarenador), el flujograma comprende las unidades de tratamiento biológico anaerobio y aerobio, en secuencia (reactor UASB, filtro biológico percolador y sedimentador secundario), además de la unidad de deshidratación. Se puede notar que en esta configuración, el lodo aerobio excedente, removido del sedimentador secundario, es enviado de vuelta al reactor UASB, para espesamiento y digestión anaerobia. Así, con ese flujograma, se evitan los sedimentadores primarios y las unidades aisladas de espesamiento y digestión del lodo excedente aerobio, como ocurre en las plantas de tratamiento convencionales que utilizan filtros biológicos percoladores.

El lodo producido en el reactor UASB ya sale espesado y estabilizado, por ello puede ser enviado directamente para deshidratación y disposición final. Para plantas de menor tamaño, ha sido frecuente la utilización de lechos de secado para la deshidratación del lodo.

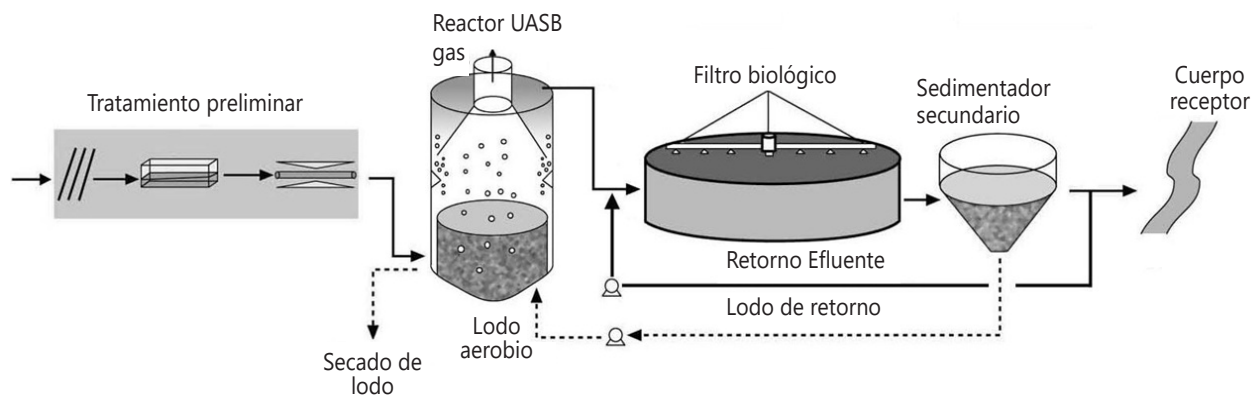


Fig. 7.5 - Configuración típica de una PTAR con reactor UASB y filtro biológico percolador

Diversas nuevas instalaciones de reactores UASB seguidos de filtros biológicos percoladores están siendo implementadas en Brasil en los últimos años, algunos ejemplos se ilustran en la Figura 7.6.

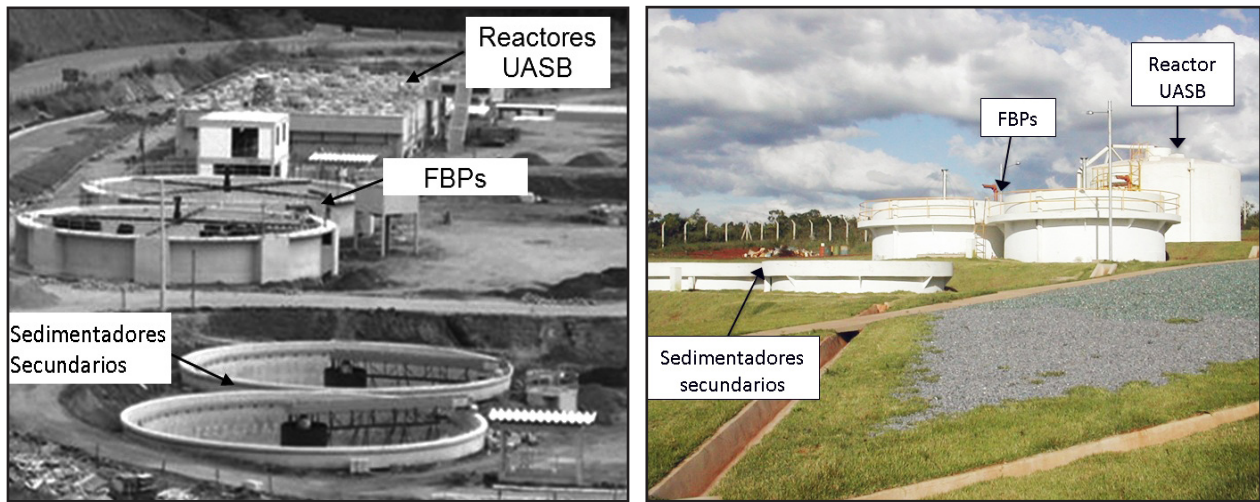


Fig. 7.6 - Vista de sistemas reactor UASB + filtro biológico percolador: (a) PTAR Rio de Peixe (Fuente: SAAE Itabira); (b) PTAR Jardim Canadá (Fuente: COPASA)

7.3.4.3 Configuración compacta

Trabajos de investigación desarrollados en el Departamento de Ingeniería Sanitaria y Ambiental de la Universidad Federal de Minas Gerais, en el marco del programa PROSAB, dieron origen a una planta compacta de tratamiento de aguas residuales, compuesta por un reactor UASB y un Filtro Biológico Percolador. El sistema compacto, concebido para atender una población de 500 habitantes se encuentra compuesto por un reactor UASB en la parte interna, y un FBP en la parte externa, tal como lo muestra la Figura 7.7.

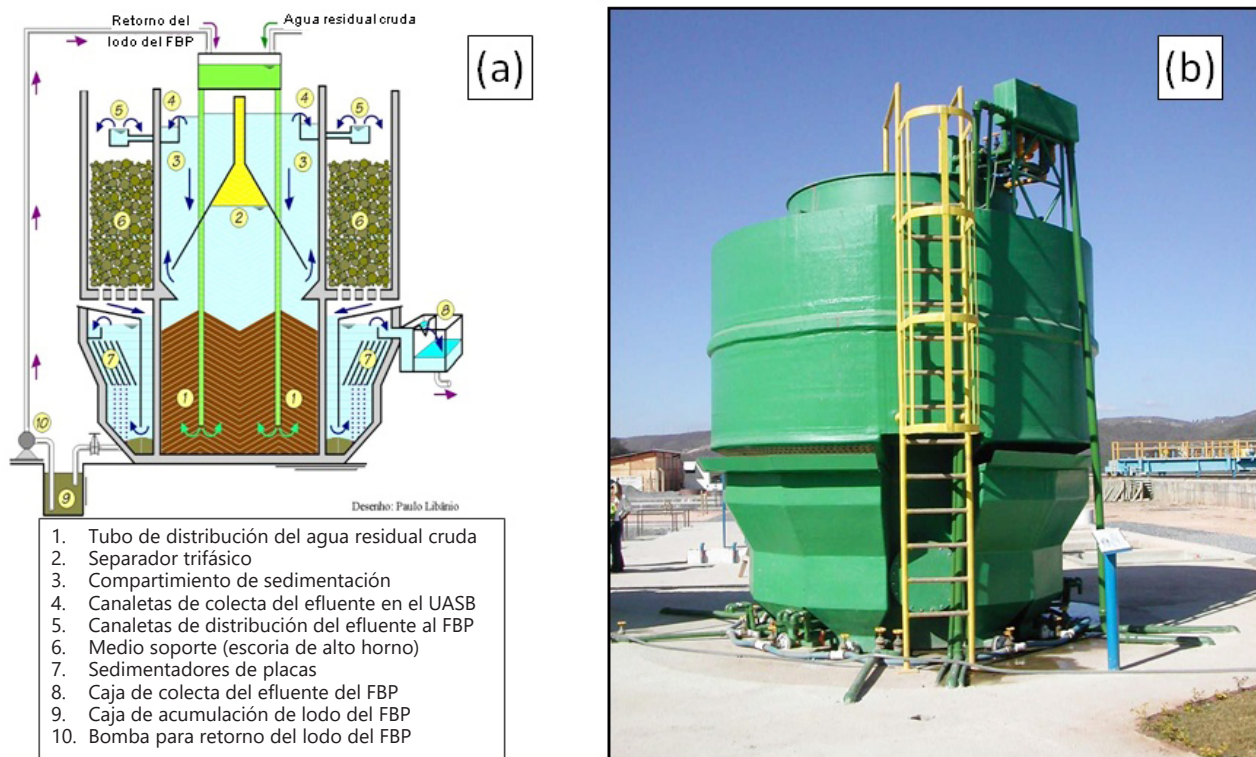


Fig. 7.7 - Sistema compacto de tratamiento de aguas residuales, combinando reactor UASB + filtro biológico percolador: (a) Corte esquemático del sistema, (b) Vista frontal del sistema compacto, concebido para 500 habitantes.

Fuente: PTAR Experimental UFMG/COPASA

La entrada del agua residual en el sistema se efectúa por la parte inferior del reactor UASB (1), siguiendo un flujo ascendente dentro del mismo. La estabilización de la materia orgánica ocurre en todas las zonas de reacción, donde la mezcla es promovida por el flujo ascensional del afluente y de las burbujas de gas. Un dispositivo trifásico (2) de separación de sólidos, líquidos y gases se localiza en la parte superior del reactor y garantiza la separación del gas contenido en la mezcla líquida, propiciando el mantenimiento de condiciones óptimas de sedimentación en el compartimiento de sedimentación (3). En el sedimentador, el lodo más denso es removido de la masa líquida y regresa al compartimiento de digestión, mientras las partículas menos densas salen del sistema, junto con el efluente. El efluente abandona el reactor por medio de canaletas (4), localizadas en la parte superior del sedimentador.

El efluente del reactor UASB es distribuido, uniformemente, en la parte superior del FBP (5), de esta manera el flujo del agua residual experimenta una trayectoria descendente. El FBP se encuentra dividido en dos compartimientos, uno de reacción (6), en la parte superior, donde se encuentra el medio soporte, y uno inferior, de sedimentación (7), donde la biomasa y los sólidos que se desprenden del medio soporte quedan retenidos. El compartimiento de reacción (6) consiste en un tanque relleno con material de alta permeabilidad (piedra triturada, escoria de alto horno o material sintético), sobre el que se aplica el agua residual. Después de la aplicación, el agua residual percola en dirección al fondo, a través del medio soporte, permitiendo el crecimiento bacteriano en la superficie del material de relleno, en la forma de una película fija, denominada biofilm. La materia orgánica contenida en el agua residual es adsorbida por la película microbiana, quedando retenida por un tiempo suficiente para su estabilización. El fondo del compartimiento de reacción tiene perforaciones que permiten el paso del líquido y retiene la capa de medio soporte, además de posibilitar la ventilación del filtro, necesaria para mantener las condiciones aerobias y el efectivo tratamiento del agua residual por la vía aerobia.

Después de pasar por el medio soporte y ser drenado en el fondo del FBP, el líquido es conducido hacia un sedimentador lamelar (7), localizado en la parte inferior del filtro. Esta configuración del sedimentador permite que sean aplicadas mayores tasas hidráulicas superficiales, disminuyendo así la distancia vertical que las partículas deben recorrer en la sedimentación y, por ende disminuyendo también el tamaño del sedimentador. Los sólidos desprendidos del biofilm, o no retenidos en el medio soporte, por los mecanismos de filtración y adsorción, sedimentan en el fondo del sedimentador, siendo removidos del efluente final, que es colectado por la parte superior del sedimentador (8). El lodo sedimentado en el fondo del sedimentador es descartado hacia un pequeño tanque de acumulación (9), y bombeado de nuevo hacia el reactor UASB, por medio de una pequeña bomba (10), posibilitando la adopción de un único sistema de digestión del lodo aerobio y anaerobio, más económico y compacto.

Desempeño del sistema compacto:

Los resultados obtenidos con el sistema compacto reactor UASB/FBP indicaron un excelente desempeño, inclusive pese a que el reactor UASB haya funcionado también para el espesamiento y digestión anaerobia del lodo de descarte del FBP. El sistema fue capaz de producir un efluente final con las siguientes concentraciones medias: 80 mgDQO/L, 27 mgDBO/L y 17 mgSST/L. Las eficiencias medias de remoción fueron consideradas excelentes, del orden de 80%, para DQO, y de 90%, para DBO.

El lodo producido en el FBP fue regresado al reactor UASB, para su espesamiento y estabilización, de donde se efectuó el descarte de todo el lodo producido en el sistema de tratamiento. La caracterización del lodo del reactor anaerobio reportó una concentración media elevada de sólidos totales (entre 2 y 5%), mientras que en el lodo del FBP tales porcentajes fueron del orden del 1%.

Mayores detalles sobre la concepción y desempeño del sistema compacto reactor UASB/FBP pueden encontrarse en Chernicharo *et al.* (2003, 2004) y en Pontes *et al.* (2002, 2003a, 2003b, 2003c, 2004, 2005).

7.3.4.4 Criterios y parámetros de dimensionamiento

Consideraciones preliminares

En los siguientes ítems se presentan los principales criterios y parámetros de dimensionamiento de filtros biológicos percoladores, con base en lo descrito en el trabajo original desarrollado por Gonçalves *et al.* (2001).

Los criterios y parámetros de diseño presentados en ese ítem son originados, principalmente, de la experiencia de la aplicación de filtros biológicos para el tratamiento de efluentes primarios, o sea, después del paso del agua residual por un sedimentador primario, o un dispositivo equivalente. Cuando es pertinente, los mismos son adaptados para la aplicación de los FBP como postratamiento de efluentes de reactores UASB.

Tasa de aplicación superficial

La tasa de aplicación hidráulica superficial se refiere a la cantidad de agua residual aplicada diariamente al FBP, por unidad de área del medio soporte.

$$q_s = \frac{Q}{A} \quad (7.1)$$

En la que:

q_s : tasa de aplicación hidráulica superficial ($m^3/m^2.d$)

Q : caudal afluente al FBP (m^3/d)

A : área de la superficie libre del medio soporte (m^2)

Valores típicos de q_s se presentan en el Cuadro 7.6. En el caso de filtros biológicos de alta tasa, utilizados para el postratamiento de efluentes de reactores UASB, se ha observado que los FBP son capaces de producir efluentes con DBO y SST inferiores a 60 mg/L, cuando los mismos son operados con tasas de aplicación hidráulica superficial máximas del orden de **20 a 30 m³/m².d.**

Carga orgánica volumétrica

La carga orgánica volumétrica se refiere a la cantidad de materia orgánica aplicada diariamente al filtro biológico, por unidad de volumen del medio soporte.

$$C_v = \frac{Q_{med} \times S_0}{V} \quad (7.2)$$

donde:

C_v : carga orgánica volumétrica (kgDBO/m³.d)

Q_{med} : caudal medio afluente al FBP (m³/d)

S_0 : concentración de DBO del agua residual afluente al FBP (kgDBO/m³)

V : volumen ocupado por el medio soporte (m³)

En el postratamiento de efluentes anaerobios, se han logrado concentraciones satisfactorias de DBO con los FBP operando con cargas orgánicas volumétricas máximas del orden de **0,5 a 1,0 kgDBO/m³.d.**

Sistema de distribución

Para optimizar la eficiencia del tratamiento de los filtros biológicos, tanto el crecimiento como la eliminación del biofilm que crece en exceso, en función de la carga orgánica aplicada, deben ocurrir de forma continua y uniforme. Para lograr eso, el sistema de distribución debe ser dimensionado de manera que posibilite la adecuada aplicación de las aguas residuales sobre el medio soporte.

La alimentación del FBP con agua residual puede realizarse a través de **distribuidores fijos** o **móviles** (rotatorios). Los primeros FBP estaban dotados de sistemas de distribución fijos, compuestos por tubería dotada de aspersores. Este tipo de sistema aun se utiliza hoy, principalmente en instalaciones pequeñas. Sin embargo, la mayoría de los FBP diseñados

a partir de 1930 poseen formato circular, con un sistema rotatorio de distribución de la alimentación.

Los sistemas de distribución fijos están compuestos por una tubería de distribución principal y otra secundaria (o lateral), ambas situadas justo encima de la superficie del medio granular. Los aspersores (boquillas) son instalados en la tubería secundaria, siendo dimensionados y espaciados de manera que se obtenga una distribución uniforme de la alimentación. En general, los aspersores están constituidos por un orificio de sección circular y un deflector.

La mayoría de los sistemas fijos más antiguos ha tenido prevista una alimentación del agua residual intermitente, a través de un reservorio de carga. El caudal de descarga en este tipo de dispositivo es variable, debido a la variación de la altura de la lámina de agua en el tanque de carga. Al inicio del período de descarga, el agua residual es vertida a una distancia máxima de cada aspersor, la cual va disminuyendo a medida que se reduce la carga hidrostática, debido al vaciado del tanque. El período entre cargas de agua residual varía entre 0,5 y 5 minutos. La distribución del líquido, realizada a través de este tipo de sistema, sobre la superficie del medio granular, es relativamente buena.

Con el surgimiento de los medios soporte sintéticos, los sistemas de distribución fijos volvieron a ser utilizados en los filtros profundos y en las biorreactores. En dichos procesos, el sistema de distribución también está dotado de distribuidores principales y secundarios, situados inmediatamente por encima del medio soporte, y la alimentación se realiza de manera continua, a través de bombeo.

Las principales desventajas de este tipo de sistema de distribución son: la no uniformidad de la carga hidráulica sobre la superficie del FBP; las grandes extensiones de los ductos de distribución; el taponamiento frecuente de los aspersores; la dificultad de mantenimiento de los aspersores en filtros percoladores de grandes dimensiones. En los sistemas fijos, se estima que para lograr la misma distribución alcanzada a través de distribuidores rotatorios, el caudal aplicado debe ser entre 3 y 4 veces superior.

El sistema rotatorio de distribución está compuesto por uno o más ductos (brazos) horizontales, acoplados que giran en torno de una columna central (ver Figuras 7.8 y 7.9).

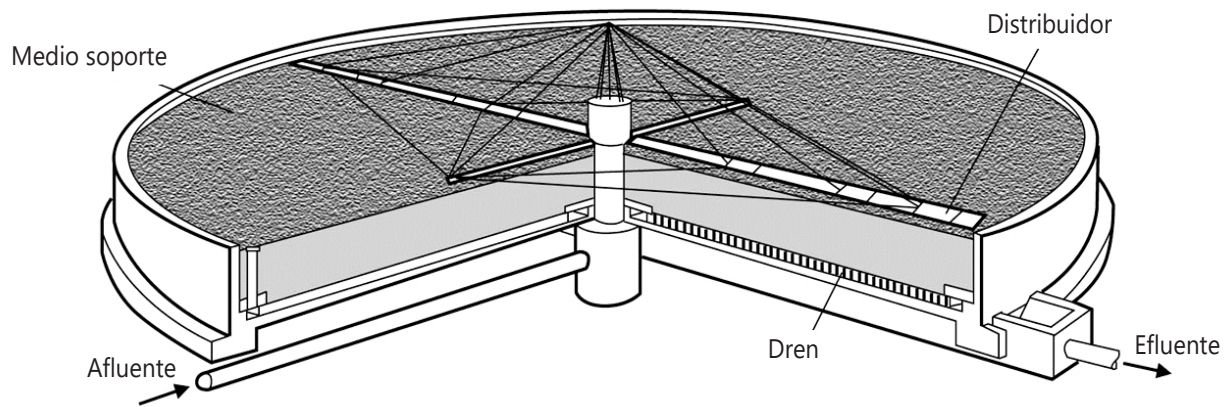


Fig. 7.8 - Corte esquemático de un filtro biológico percolador

Fuente: Gonçalves *et al.* (2001)

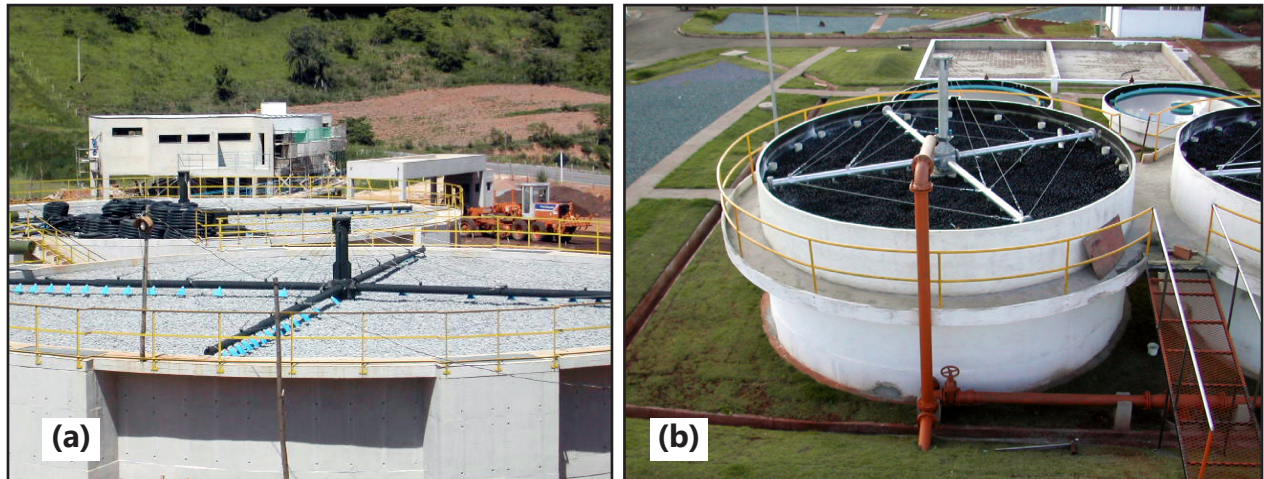


Fig. 7.9 - Sistemas rotatorios de distribución de agua residual en filtros biológicos percoladores: (a) PTAR Rio de Peixe (Fuente: SAAE Itabira); (b) PTAR Jardim Canadá

Fuente: COPASA.

A través de este dispositivo, el agua residual es distribuida uniformemente sobre el medio soporte, por medio de orificios situados en uno de los lados de cada brazo horizontal. El movimiento de rotación del distribuidor es generalmente asegurado solamente por la energía proveniente del chorro de descarga del agua residual, a través del conjunto de orificios. En casos excepcionales, especialmente para control de moscas y para evitar paralización de los brazos distribuidores, en horarios de muy bajo caudal afluyente, se pueden utilizar motores eléctricos para mover el sistema de aplicación de agua residual a la superficie del filtro. Los brazos distribuidores normalmente poseen sección transversal circular,

pudiendo también ser construidos con sección rectangular u otro tipo de cuadrilátero. Un dispositivo de abertura rápida, instalado en el extremo permite la remoción de sólidos gruesos acumulados en el interior de cada brazo. El área de la sección transversal de los brazos generalmente disminuye con la distancia de la columna central. El espacio entre los orificios es dimensionado para garantizar una uniforme distribución del agua residual sobre toda la superficie del medio soporte.

Los brazos deben dimensionarse de tal manera que la velocidad rotacional se sitúe entre **0,1 y 2 rpm** y la velocidad no exceda a **1,2 m/s**, para condiciones de caudal máximo. Los filtros con cuatro brazos distribuidores están equipados con un sistema en la columna central que en los periodos de pequeños caudales concentra la alimentación solamente en dos brazos y que en los periodos de caudales máximos habilita la alimentación del agua residual por medio de los cuatro brazos. Este procedimiento asegura velocidades de descarga y fuerzas de reacción adecuadas a la rotación del distribuidor bajo las diferentes condiciones de caudal. También se utilizan orificios en el lado opuesto de los brazos para reducir la velocidad rotacional, en los momentos de picos de caudal. Los brazos distribuidores poseen también tubos de ventilación, para evitar la acumulación de aire en su interior. La estructura de sustentación de los brazos está compuesta por tirantes, que aseguran la estabilidad del engaste en la columna central.

Material de relleno

El material de relleno de los FBP es de fundamental importancia en el desempeño del proceso puesto que sirve como soporte para el crecimiento de la biomasa, por donde fluye el agua residual pre-tratada. El aire pasa a través de los espacios vacíos del medio soporte del filtro, proporcionando el oxígeno para las reacciones aerobias. El material de relleno ideal debe presentar las siguientes características:

- Tener capacidad de remover altas cargas de DBO por unidad de volumen;
- Tener capacidad de operar a altas tasas de aplicación hidráulica;
- Poseer estructura adecuadamente abierta, para evitar obstrucciones, por el crecimiento de la biomasa y para garantizar un adecuado abastecimiento de oxígeno, sin necesidad de aireación forzada;
- Tener suficiente resistencia estructural para soportar su propio peso y el de la biomasa que crece adherida a su superficie;

- Ser suficientemente ligero, para permitir reducciones significativas en el costo de las obras civiles;
- Ser biológicamente inerte, para que no sea atacado por los microorganismos del proceso ni tóxico para estos;
- Presentar el menor costo posible, por unidad de materia orgánica removida, cuando sea utilizado como tratamiento en un nivel secundario;
- Ser químicamente estable.

En la práctica, el relleno de los FBP es usualmente hecho con diferentes tipos de piedras (que no sean planas ni alargadas), como el material granular triturado o escoria de alto horno con diámetros entre 5 y 8 cm. Dichos materiales tienen área superficial específica bastante limitada (55 a 80 m²/m³) e índice de vacíos entre el 55 y el 60%, limitando el área para crecimiento de la biomasa y también la circulación del aire. Los FBP con lecho de piedras pueden presentar también problemas de taponamiento de los espacios vacíos, como resultado del crecimiento excesivo de la película biológica, especialmente cuando los filtros son operados con elevadas cargas orgánicas. En tales condiciones, pueden presentarse inundaciones y fallas del sistema.

En algunos casos, debido a la necesidad de reducción del área requerida para el sistema y para superar las limitaciones de los medios soporte de piedra, pueden utilizarse otros tipos de materiales para relleno de los filtros. Dichos materiales incluyen módulos de plástico corrugado y anillos de plástico, con áreas superficiales específicas mucho mayores (100 a 250 m²/m³) y con índices de vacíos entre el 90 y el 97%, que permiten mayor cantidad de biomasa adherida, por unidad de volumen de material de relleno. Esos materiales también son mucho más ligeros que las piedras (cerca de 30 veces), posibilitando que los filtros sean mucho más altos, sin causar problemas estructurales. Mientras que en filtros de piedra las alturas son usualmente inferiores a 3 metros, en los filtros con relleno sintético las alturas pueden ser de 6 metros o mayores, disminuyendo así el área requerida para su instalación. El uso de tales rellenos permite adoptar tasas de aplicación de materia orgánica, por unidad de volumen del filtro mucho mayores que las utilizadas para relleno con piedras, para un mismo desempeño de tratamiento. Sin embargo, los altos costos de esos materiales han limitado mucho su uso. En la Figura 7.10 se presentan ilustraciones de algunos tipos de medio soporte.

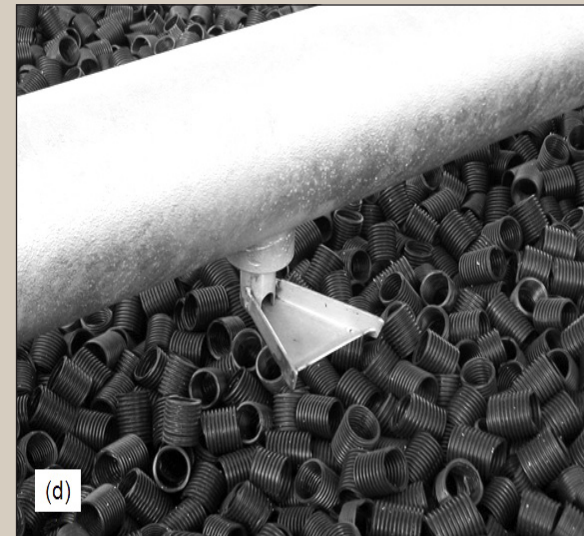
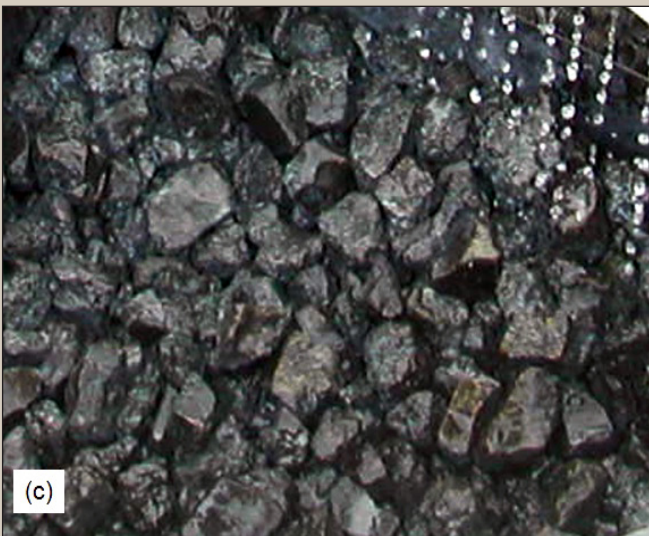
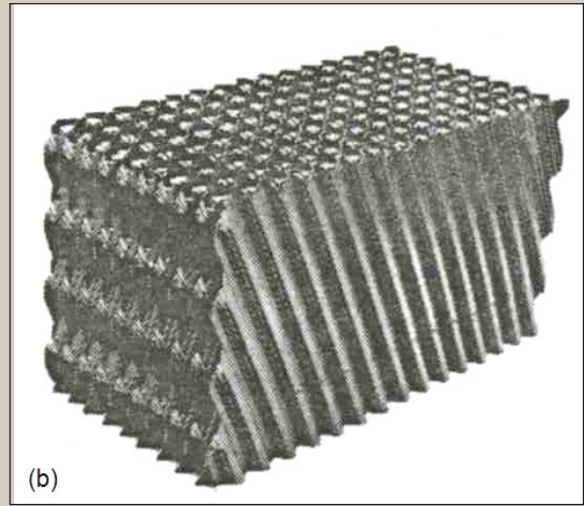
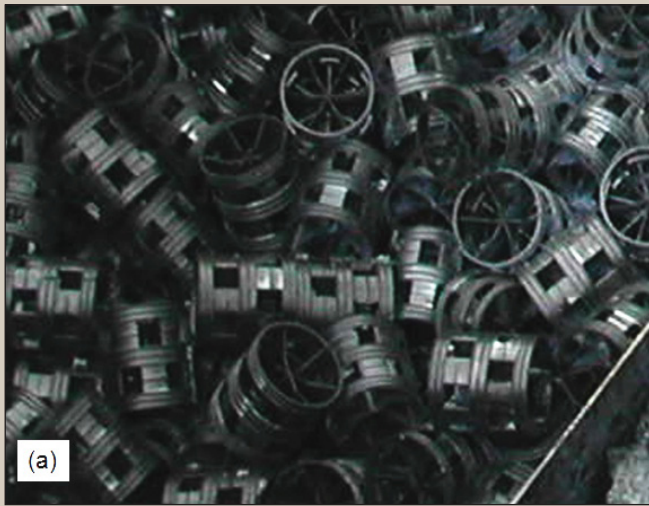


Fig. 7.10 - Tipos de medio soporte utilizados en filtros biológicos percoladores: (a) anillos plásticos; (b) bloque cross-flow 50°; (c) triturado de escoria de alto horno; (d) segmentos de conduit corrugado (e) fotografía de un filtro biológico percolador utilizado en investigación en el que se evaluó de manera comparativa el uso simultaneo de cuatro medios soporte.

- **Altura del medio soporte**

En el caso de la utilización de FBP para el postratamiento de efluentes de reactores UASB, la experiencia brasilera ha indicado que los FBP de alta tasa son capaces de producir efluentes con satisfactorias concentraciones de DBO, cuando se construyen con alturas de medio soporte entre 2,0 y 3,0 m. De esa forma, parece no haber ventaja en construir filtros de alturas más elevadas, cuando estos son aplicados para el postratamiento de efluentes de reactores anaerobios, toda vez que la tasa de aplicación superficial (y por ende, el área superficial del filtro) es usualmente el factor limitante. Lo anterior debido a que las concentraciones de materia orgánica afluentes al filtro son bajas (< 100 mgDBO/L), lo que se refleja en bajas cargas orgánicas volumétricas. Con ello, hay la necesidad de garantizar un área superficial mínima, siendo el volumen mínimo, normalmente logrado con alturas de medio soporte, del orden de 2,0 a 3,0 m.

Sistema de drenaje de fondo

El sistema de drenaje de fondo de un filtro biológico consiste en una losa perforada (ver Figura 7.11), o de parrillas confeccionadas en materiales resistentes, y de un conjunto de canaletas localizadas en la parte inferior de la unidad. El sistema de drenaje tiene la función de coleccionar, tanto el agua residual que percola a través del filtro, como los sólidos que se desprenden del medio soporte, y de llevarlos hacia el sedimentador secundario. Todo el conjunto de drenaje de fondo del filtro debe ser lo suficientemente resistente, para soportar los pesos del medio soporte, de la biomasa adherida y de la propia agua residual que percola por el filtro.

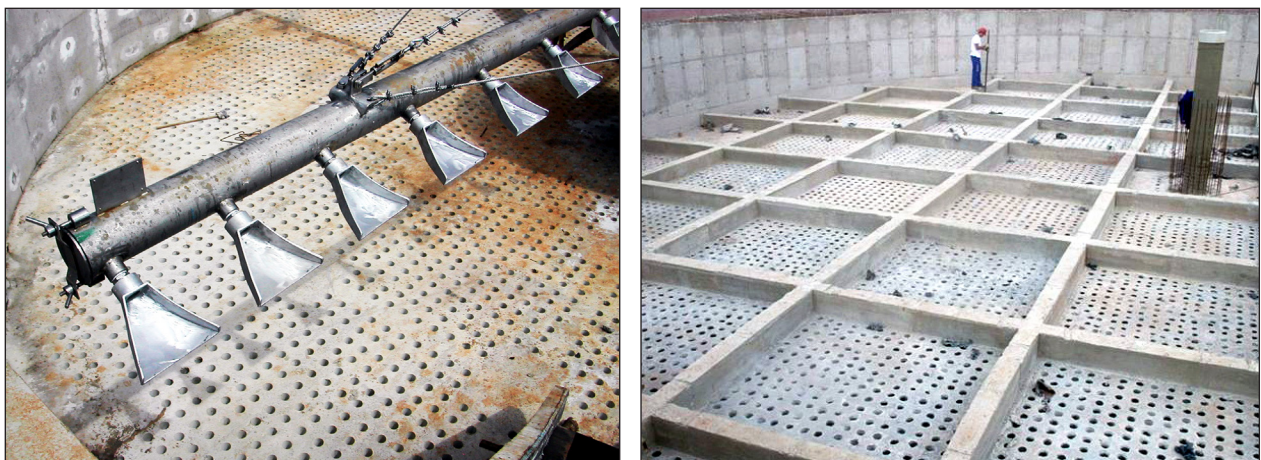


Fig. 7.11 - Sistema de drenaje de fondo por medio de losa perforada: (a) PTAR Nova Contagem (Fuente: COPASA MG); (b) PTAR Rio de Peixe (Fuente: SAAE Itabira)

La estructura de fondo deberá tener una pendiente entre 1 y 5%, suficiente para posibilitar el adecuado flujo del efluente hacia el centro o hacia la periferia del filtro. Las canaletas de colecta del efluente deben dimensionarse para garantizar una velocidad mínima de 0,6 m/s, para el caudal medio de alimentación del filtro.

El sistema de drenaje de fondo debe ser abierto en ambos extremos, de tal manera que en caso de ser necesario, posibilite la inspección y la eventual limpieza con chorros de agua. El sistema de drenaje de fondo es también responsable por la ventilación del filtro, tal como se tratará en el siguiente ítem.

Ventilación

La ventilación de los FBP es importante para mantener las condiciones aerobias necesarias para el efectivo tratamiento de las aguas residuales por la vía aerobia. Si se propician adecuados pasos para el aire, la diferencia entre las temperaturas del aire y del líquido es considerada suficiente para producir la aireación necesaria. Es deseable una buena ventilación por el fondo del filtro. En la práctica, suelen adoptarse los siguientes cuidados para tener una ventilación natural adecuada (Metcalf & Eddy, 1991):

- El sistema de drenaje y los canales colectores de efluente del fondo de la estructura del FBP deben permitir un flujo libre del aire que escurre por el filtro. Dichos canales de colecta del efluente no deben tener más que 50% de su altura ocupada por efluente;
- Se debe prever la instalación de pozos de ventilación (ver Figura 7.12) en ambos extremos del canal central de colecta del efluente;
- Los filtros de gran diámetro deben estar dotados con canales de colecta ramificados y con pozos o tubos de ventilación a lo largo del perímetro del filtro;
- El área de vacíos de la losa para soporte del lecho de relleno debe ser superior a 15% del área superficial del filtro. El área abierta para paso de aire por el fondo del filtro (muchas veces con el uso de tubos que van hasta la superficie del tanque, para permitir su ahogamiento) debe ser superior al 1% (de ser posible cerca del 5%) del área superficial del filtro;
- Las aberturas de las parrillas de los pozos y tubos de ventilación deben poseer por lo menos 1,0 m² de área libre, para cada 250 m² de área superficial del filtro.

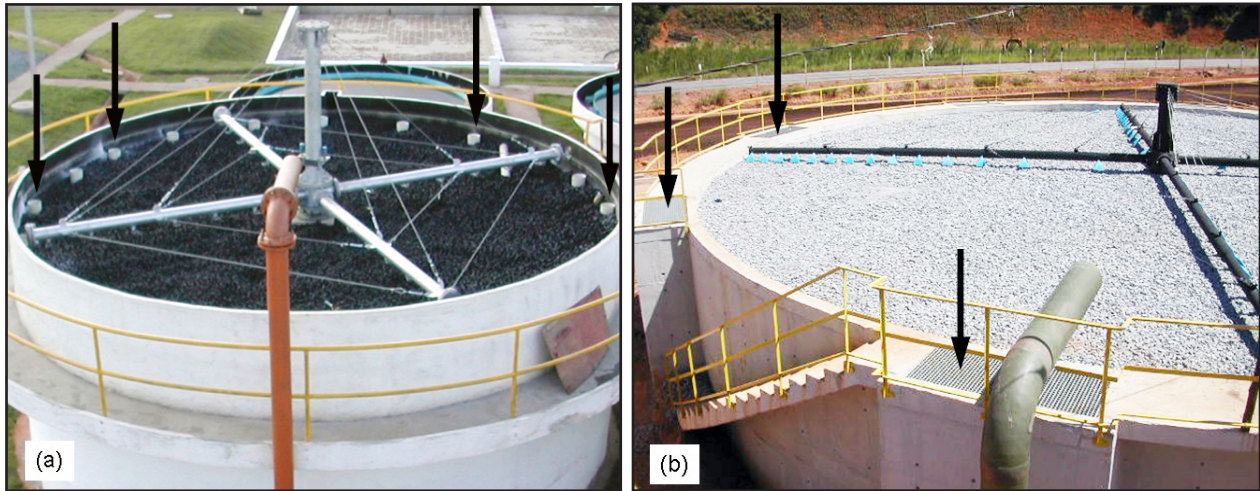


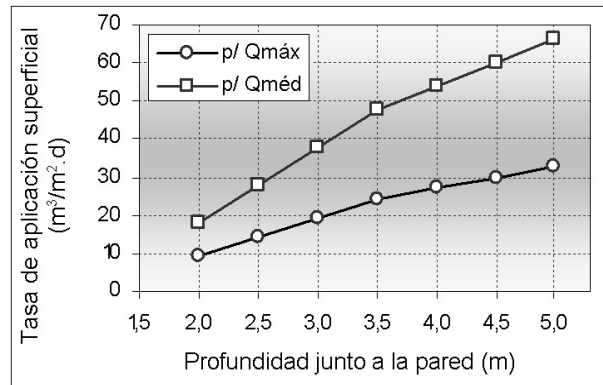
Fig. 7.12 - Sistema de ventilación: (a) por medio de tubos de ventilación (PTAR Jardim Canadá - Fuente: COPASA); (b) por medio de pozos de ventilación (PTAR Rio de Peixe - Fuente: SAAE Itabira)

Sedimentadores secundarios pos FBP

Los sedimentadores secundarios utilizados después de los filtros biológicos percoladores son, normalmente, de tipo convencional (ver Figuras 7.13 y 7.14). Su dimensionamiento se realiza con base en la tasa de escurrimiento o flujo superficial, puesto que la concentración de sólidos suspendidos en el efluente del FBP es relativamente baja. En el Cuadro 7.5 se presentan las tasas de escurrimiento superficial y las profundidades recomendadas para el diseño de sedimentadores secundarios pos filtros biológicos percoladores.

Cuadro 7.5 Tasas de aplicación superficial y profundidades para el diseño de sedimentadores secundarios pos FBP

Profundidad junto a la pared (m)	Tasa de aplicación superficial ($\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{día}$)	
	Para Q_{medio}	para $Q_{\text{máximo}}$
2,00	9	18
2,50	14	28
3,00	19	38
3,50	24	48
4,00	27	54
4,50	30	60
5,00	33	66



Nota: el rango resaltado en color gris es el más utilizado en diseños

Fuente: Adaptado de Metcalf & Eddy (2003).

Dependiendo del tamaño de la planta de tratamiento de aguas residuales, los sedimentadores secundarios pueden tener sistemas de remoción de lodo mecanizados o por presión hidráulica.

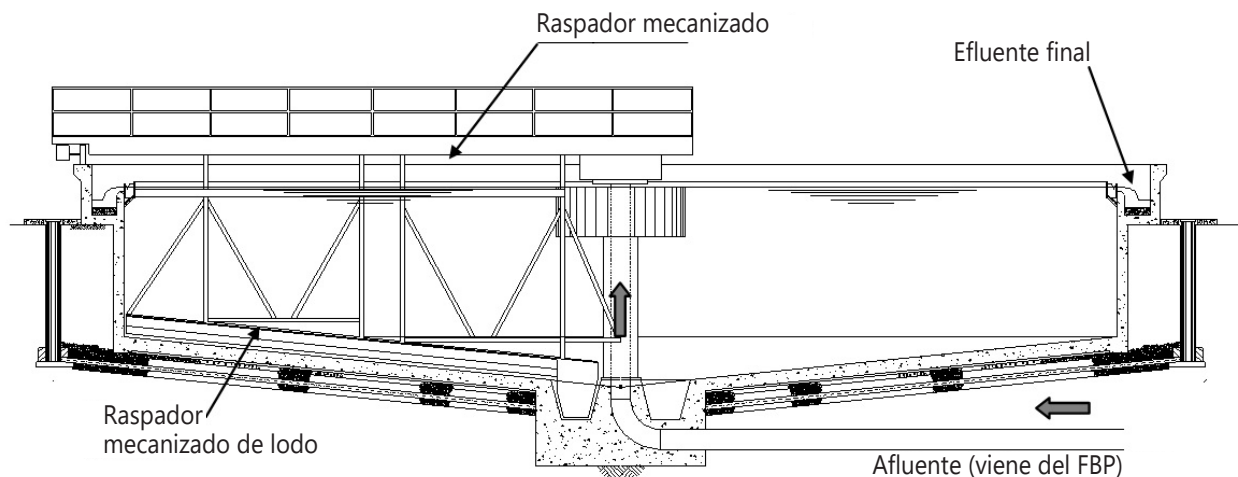


Fig. 7.13 - Corte esquemático de un sedimentadores secundario

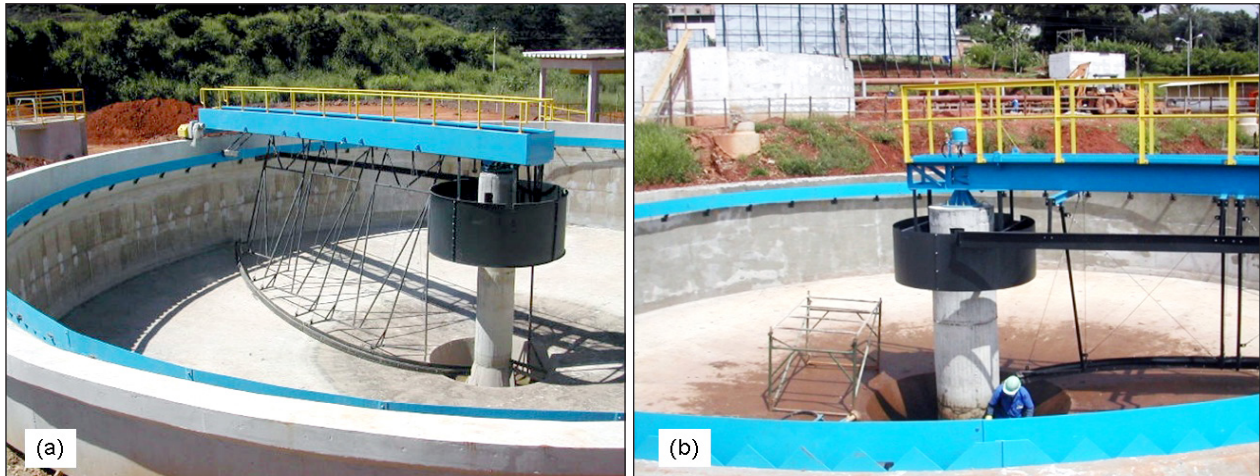


Fig. 7.14 - Sedimentadores secundarios con remoción mecanizada de lodo: (a) PTAR Rio de Peixe (Fuente: SAAE Itabira); (b) PTAR Nova Contagem (Fuente: COPASA MG)

7.3.4.5 Eficiencia de remoción de DBO en FBP

Se encuentran disponibles varios modelos teóricos y empíricos para el dimensionamiento de filtros percoladores para tratamiento de aguas residuales sedimentadas, y pueden encontrarse en los libros clásicos de tratamiento de aguas residuales, aquí solamente se presenta el modelo más tradicional, desarrollado por el National Research Council - NRC (EUA). El modelo empírico del NRC fue desarrollado para filtros con lecho de piedras, a partir de datos operacionales obtenidos en diversas plantas operando en instalaciones militares. El dimensionamiento de un filtro único, o el primer filtro de un sistema de dos etapas, que recibe el agua residual sedimentada, puede realizarse por medio de la Ecuación 7.3.

$$E = \frac{1}{1 + 0,443 \sqrt{\frac{C_v}{F}}} \quad (7.3)$$

donde:

- E : eficiencia de remoción de DBO₅ (%)
- C_v : carga orgánica volumétrica (kgDBO/m³.d)
- F : factor de recirculación

Nota: Para estimar la eficiencia de filtros biológicos percoladores aplicados al postratamiento de efluentes de reactores anaerobios, la Ecuación 7.3 debe utilizarse con reservas, puesto que las informaciones para tales aplicaciones aun son muy limitadas. Ver las consideraciones realizadas en el Ejemplo 7.2.

7.3.4.6 Producción de lodo

Para estimar la producción de lodo en filtros biológicos percoladores se puede utilizar la Ecuación 7.4:

$$P_{lodo} = Y \times (L_0 - L_e) \quad (7.4)$$

En la que:

- P_{lodo} : producción de sólidos en el FBP (kgSST/d);
- Y : coeficiente de sólidos en el FBP (kgSST/kgDBO_{removida});
- L_0 : carga de DBO afluente al FBP (kgDBO/d);
- L_e : carga de DBO efluente del FBP (kgDBO/d).

Los valores de Y observados en los sistemas de tratamiento biológico con biopelícula, trabajando con alta tasa, sin nitrificación, presentan una producción de lodo en el rango de **0,8 a 1,0 kg SST/kgDBO_{removida}**, con una relación SSV/SST que varía entre **0,75 y 0,85**. La estimación de la producción de lodo en FBP utilizados para el postratamiento de efluentes de reactores UASB, a partir de tales parámetros se ha mostrado adecuada. Los sólidos del efluente del FBP son normalmente removidos en sedimentadores secundarios convencionales, tal como se comentó en el ítem 7.3.4.4.

Para estimar la producción volumétrica de lodo se puede utilizar la Ecuación 7.5:

$$V_{lodo} = \frac{P_{lodo}}{\gamma \times C_{lodo}} \quad (7.5)$$

En la que:

- V_{lodo} : producción volumétrica de lodo en el FBP (m³/d);
- γ : masa específica del lodo (usualmente del orden de 1.000 a 1.040 kg/m³);
- C_{lodo} : concentración del lodo removido del sedimentador secundario (usualmente en el rango entre 0,8 y 1,5%).

7.3.4.7 Resumen de los criterios y parámetros de diseño para FBP como postratamiento de efluentes de reactores UASB

Un resumen de los principales criterios y parámetros que orientan el diseño de filtros biológicos percoladores, aplicados al postratamiento de efluentes de reactores anaerobios, se presenta en el Cuadro 7.6.

Cuadro 7.6 Criterios/parámetros recomendados para el diseño de filtros biológicos percoladores de alta tasa, aplicados al postratamiento de efluentes de reactores anaerobios

Criterio/parámetro de diseño	Rango de valores, en función del caudal		
	Para Q_{medio}	Para $Q_{\text{máximo diario}}$	Para $Q_{\text{máximo horario}}$
Tipo de medio soporte	Piedra	Piedra	Piedra
Profundidad del medio soporte (m)	2,0 a 3,0	2,0 a 3,0	2,0 a 3,0
Tasa de aplicación superficial ($\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{día}$)	15 a 18	18 a 22	25 a 30
Carga orgánica volumétrica ($\text{kgDBO}/\text{m}^3\cdot\text{d}$)	0,5 a 1,0	0,5 a 1,0	0,5 a 1,0

7.3.4.8 Aspectos constructivos

Los filtros biológicos percoladores son, normalmente, construidos en concreto reforzado, aunque las unidades más pequeñas puedan ser confeccionadas con diferentes materiales, como acero y fibra de vidrio. Para cualquiera que sea el material de construcción del FBP, las mayores preocupaciones constructivas se refieren a la longevidad y a la integridad de la estructura del filtro y del medio soporte, las que serán logradas con la utilización de materiales adecuadamente seleccionados y resistentes a las condiciones adversas impuestas por las aguas residuales.

Se debe prestar particular atención a la selección del material de relleno y al llenado del filtro, toda vez que con alguna frecuencia han sido reportados problemas producidos por el taponamiento y colmatación del medio soporte. En ese sentido, las recomendaciones descritas en el ítem 7.3.4.9 deben ser adoptadas con criterio, particularmente en el caso de filtros rellenos con piedras, ya que el tamaño y la forma inadecuada de las piedras pueden ocasionar la falla del sistema de tratamiento.

Otro aspecto relevante se refiere a la construcción del sistema de drenaje de fondo, que debe ser lo suficientemente resistente para soportar todo el peso de la estructura localizada en la parte superior, incluyendo el medio soporte, el crecimiento del biofilm y la propia agua residual. Además de eso, se deben garantizar con rigor, las recomendaciones de diseño relativas a las pendientes del sistema de drenaje y a las áreas libres para permitir la ventilación del FBP.

7.3.4.9 Aspectos operacionales

Los filtros biológicos percoladores se caracterizan por su simplicidad operacional, puesto que el grado de mecanización del sistema es mínimo, limitándose principalmente, a la distribución de caudal en el FBP y a la remoción de lodo en el sedimentador secundario. De esta manera, la operación del sistema consiste, básicamente en actividades corrientes enfocadas a:

- El monitoreo de la eficiencia del sistema de tratamiento, realizado por medio de un adecuado programa de análisis físico-químicos del afluente al FBP y del efluente del sedimentador secundario;
- El monitoreo de la producción de lodo en el sistema de tratamiento, realizado por medio de mediciones de sólidos suspendidos en el efluente del FBP y, principalmente, en el efluente y en el lodo de descarte del sedimentador secundario;
- La verificación de la ocurrencia de empozamientos en la superficie del FBP, que ocurre, generalmente, cuando el volumen de vacíos en el medio soporte ha sido tomado por crecimiento en exceso de la capa biológica;
- La verificación de la proliferación excesiva de moscas, que ocurre principalmente cuando el FBP es operado de forma intermitente y/o con bajas tasas de aplicación hidráulica superficial;
- La verificación del sistema de drenaje de fondo del FBP, eliminando toda acumulación indebida de sólidos en la losa inferior y en las canaletas de colecta del efluente.

Además de estos aspectos operacionales básicos, se deben desarrollar actividades de mantenimiento preventivo, con el fin de garantizar la integridad de las unidades de tratamiento y de todos los equipos instalados. Se debe prestar atención especial a la inspección de los distribuidores de caudal y de los removedores de lodo.

Ejemplo 7.2

Pre-dimensionar un filtro biológico percolador de alta tasa para el pos-tratamiento de los efluentes de un reactor UASB, conociendo los siguientes elementos de diseño:

- Población: $P = 20.000$ habitantes
- Caudal medio afluente: $Q_{\text{med}} = 3.000 \text{ m}^3/\text{d}$
- Caudal afluente máximo diario: $Q_{\text{máx-d}} = 3.600 \text{ m}^3/\text{d}$
- Caudal afluente máximo horario: $Q_{\text{máx-h}} = 5.400 \text{ m}^3/\text{d}$
- Concentración de DBO media afluente al reactor UASB: $S_{\text{o-UASB}} = 333 \text{ mg/L}$
- Eficiencia de remoción de DBO esperada para el reactor UASB: $E_{\text{UASB}} = 70\%$
- Concentración de DBO media efluente del reactor UASB: $S_{\text{e-UASB}} = 100 \text{ mg/L} = 0,100 \text{ kgDBO/m}^3$
- Concentración de DBO deseada para el efluente del FBP: $S_{\text{e-FBP}} < 40 \text{ mg/L}$
- Temperatura del agua residual: $T = 23 \text{ }^\circ\text{C}$ (promedio del mes más frío)
- Coeficiente de producción de lodo en el FBP: $Y = 0,75 \text{ kgSST/kgDBO}_{\text{remov.}}$
- Concentración esperada para el lodo de descarte del sedimentador secundario: $C_{\text{lodo}} = 1\%$
- Masa específica del lodo removido del sedimentador secundario: $\gamma = 1.020 \text{ kgSST/m}^3$

Solución:

a) *Adoptar carga orgánica volumétrica (C_v)*

De acuerdo con el Cuadro 7.6, los FBP de alta tasa deben ser diseñados con C_v entre 0,5 y 1,0 kgDBO/m³.d. Valor adoptado: $C_v = 0,60 \text{ kgDBO/m}^3.\text{d}$

b) *Cálculo del volumen de medio soporte, de acuerdo con la Ecuación 7.2 (V)*

$$V = (Q_{\text{med}} \times S_{\text{e-UASB}}) / C_v = (3.000 \text{ m}^3/\text{d} \times 0,088 \text{ kgDBO/m}^3) / (0,60 \text{ kgDBO/m}^3.\text{d}) = 440 \text{ m}^3$$

c) *Adoptar profundidad para el medio soporte*

De acuerdo con el Cuadro 7.6, los FBP de alta tasa deben ser diseñados con alturas de medio soporte entre 2,0 y 3,0 m. Valor adoptado: $H = 2,50 \text{ m}$

d) Cálculo del área del FBP (A)

$$A = V / H = (440 \text{ m}^3) / (2,5 \text{ m}) = 176 \text{ m}^2$$

e) Verificación de la tasa de aplicación hidráulica superficial en el FBP (q_s)

$$\text{Para } Q \text{ medio: } q_s = Q_{\text{med}} / A = (3.000 \text{ m}^3/\text{d}) / (176 \text{ m}^2) = 17,0 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$$

$$\text{Para } Q \text{ máximo diario: } q_s = Q_{\text{máx-d}} / A = (3.600 \text{ m}^3/\text{d}) / (176 \text{ m}^2) = 20,5 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$$

$$\text{Para } Q \text{ máximo horario: } q_s = Q_{\text{máx-h}} / A = (5.400 \text{ m}^3/\text{d}) / (186 \text{ m}^2) = 30,7 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$$

Se verifica, de acuerdo con el Cuadro 7.6, que los valores de las tasas de aplicación hidráulica superficial se encuentran dentro de los rangos recomendados. Solamente para el caudal máximo horario, la tasa de aplicación hidráulica quedó ligeramente por encima del valor máximo recomendado ($30 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$).

f) Cálculo del diámetro del FBP (D)

Adoptar dos filtros, cada uno con área de $176 \text{ m}^2/2 = 88 \text{ m}^2$

$$D = [(4 \times A) / \text{PI}]^{0,5} = [(4 \times 88 \text{ m}^2) / (\text{PI})]^{0,5} = 10,60 \text{ m}$$

g) Estimación de la eficiencia de remoción de DBO del FBP, de acuerdo con la Ecuación 7.3:

$$E = 100 / [1 + 0,443 \times (C_v/F)^{0,5}] = 100 / [1 + 0,443 \times (0,60/1)^{0,5}] = 75\%$$

Nota: tal como se destacó en el ítem 7.3.4.4, la estimación de la eficiencia de FBP, por reactor anaerobio, por medio de la Ecuación 7.3, debe realizarse con ciertas reservas, ya que usualmente, resulta en valores de eficiencias superiores a los verificados en la práctica. De esa forma, se adoptará una eficiencia igual a 60%, por ser más cercana a lo que se ha observado en los filtros biológicos percoladores operando como unidades de postratamiento de efluentes de reactores UASB.

h) Estimación de la concentración de DBO en el efluente final ($S_{e\text{-FBP}}$)

$$S_{e\text{-FBP}} = S_{e\text{-UASB}} \times (1 - E/100) = 100 \times (1 - 60/100) = 40 \text{ mg/L}$$

i) *Evaluación de la producción de lodo*

La producción esperada de lodo en el FBP puede ser estimada a partir de las Ecuaciones 7.4 y 7.5. Adoptando $Y = 0,75 \text{ kgSST/kgDBO}_{\text{remov.}}$, se tiene:

$$P_{\text{lodo}} = Y \times (L_0 - L_e) = 0,75 \text{ kgSST/kgDBO}_{\text{remov.}} \times [(Q_{\text{med}} \times S_{e\text{-UASB}}) - (Q_{\text{med}} \times S_{e\text{-FBP}})]$$

$$P_{\text{lodo}} = 0,75 \text{ kgSST/kgDBO}_{\text{remov.}} \times [(3.000 \text{ m}^3/\text{d} \times 0,100 \text{ kgDBO/m}^3) - (3.000 \text{ m}^3/\text{d} \times 0,040 \text{ kgDBO/m}^3)]$$

$$P_{\text{lodo}} = 135 \text{ kgSST/d}$$

Considerando 75% de sólidos volátiles, se tiene:

$$P_{\text{lodo-volátil}} = 0,75 \times 135 \text{ kgSST/d} = 101,3 \text{ kgSSV/d}$$

La producción volumétrica de lodo está dada por la Ecuación 7.5:

$$V_{\text{lodo}} = P_{\text{lodo}} / (Y \times C_{\text{lodo}}) = (135 \text{ kgSST/d}) / (1.020 \text{ kg/m}^3 \times 0,01) = 13,2 \text{ m}^3/\text{d}$$

j) *Pre-dimensionamiento del sedimentador secundario*

De acuerdo con el Cuadro 7.5, los sedimentadores deben ser diseñados con una tasa de escurrimiento superficial entre 20 y 30 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$. Valor adoptado: $q_s = 24 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$.

$$A = Q_{\text{med}} / q_s = (3.000 \text{ m}^3/\text{d}) / (24 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}) = 125 \text{ m}^2$$

Se adoptan dos sedimentadores circulares, mecanizados, con raspadores de lodo de tracción periférica, que tendrán:

- Diámetro = 9,0 m
- Profundidad útil, junto a la pared = 3,5 m
- Área superficial, por unidad = 63,5 m^2

De acuerdo con el Cuadro 7.5, la tasa de aplicación superficial máxima deberá estar situada entre 40 y 48 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$. La verificación de $q_{s\text{-máx}}$ es:

$$q_{s\text{-máx}} = Q_{\text{máx-h}} / A = (5.400 \text{ m}^3/\text{d}) / (2 \times 63,5 \text{ m}^2) = 43 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$$

k) *Procesamiento del lodo*

Producción de lodo en los reactores UASB:

$$P_{\text{lodo}} = Y \times L_0 = 0,18 \text{ kgSST/kgDBO}_{\text{aplicada}} \times 3.000 \text{ m}^3/\text{d} \times 0,600 \text{ kgDBO/m}^3 = 324 \text{ kgSST/d}$$

Producción total de lodo a ser deshidratado, incluyendo el lodo secundario enviado a los reactores UASB, considerando 30% de reducción del lodo volátil aerobio en el reactor UASB:

$$P_{\text{lodo}} = 324 + (135 - 0,30 \times 101,3) = 428,6 \text{ kgSST/d}$$

7.3.5 Biofiltro aireado sumergido

7.3.5.1 Consideraciones preliminares

En la práctica, un biofiltro aireado sumergido está constituido por un tanque relleno con un material poroso, a través del cual el agua residual y el aire fluyen permanentemente. En la casi totalidad de los procesos existentes, el medio poroso se mantiene bajo total inmersión por el flujo hidráulico, caracterizándolos como reactores trifásicos compuestos por:

- *Fase sólida:* constituida por el medio soporte y por las colonias de microorganismos que en él se desarrollan, bajo la forma de una película biológica;
- *Fase líquida:* compuesta por el líquido en permanente flujo, a través del medio poroso;
- *Fase gaseosa:* formada por la aireación artificial y, en reducida escala, por los gases subproductos de la actividad biológica.

Los biofiltros aireados sumergidos con medios granulares (BFs) realizan, en el mismo reactor, la remoción de compuestos orgánicos solubles y de partículas en suspensión presentes en el agua residual. Además de servir de medio soporte para los microorganismos, el material

granular se constituye en un eficaz medio filtrante. En este tipo de proceso, son necesarios los lavados periódicos, para eliminar el exceso de biomasa acumulada y así reducir las pérdidas de carga hidráulica a través del medio. Durante el lavado, con la alimentación de agua residual interrumpida o no, se realizan diversas descargas hidráulicas secuenciales de aire y de agua de lavado.

Varias pequeñas plantas de tratamiento de aguas residuales con reactor UASB seguido de biofiltro aireado sumergido, con relleno granular, sin uso de sedimentador secundario, y con remoción de lodo del biofiltro por retrolavado, ya se encuentran en operación en Brasil. La mayor parte de las plantas fue diseñada para remoción de materia orgánica, sin nitrificación.

7.3.5.2 Configuración típica

Plantas de tratamiento de aguas residuales que utilizan reactores UASB seguidos de biofiltros aireados sumergidos también presentan un flujograma bastante simplificado (Figura 7.15). Además de las unidades de tratamiento preliminar (rejilla y desarenador), el flujograma comprende las unidades de tratamiento biológico anaerobio y aerobio, en secuencia (reactor UASB y biofiltro aireado sumergido), además de las unidades de aireación, de acumulación de lodo de lavado y de deshidratación. También en esta configuración, el lodo aerobio excedente, removido del biofiltro, es enviado de vuelta al reactor UASB, para espesamiento y digestión anaerobia. Así, con ese flujograma, se evitan los sedimentadores primarios y las unidades aisladas de espesamiento y digestión del lodo excedente aerobio, como ocurre en las plantas de tratamiento convencionales que utilizan biofiltros aireados sumergidos.

El lodo producido en el reactor UASB ya sale espesado y estabilizado, por ello puede ser directamente enviado para su deshidratación y disposición final. Para plantas de menor tamaño, ha sido frecuente la utilización de lechos de secado para la deshidratación del lodo.

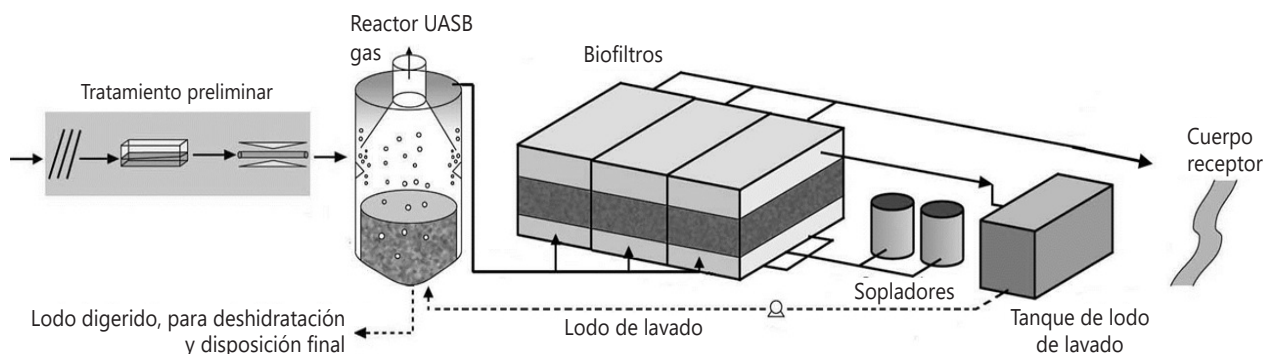


Fig. 7.15 - Configuración típica de una PTAR con reactor UASB y biofiltro aireado sumergido

Estudios desarrollados por Gonçalves *et al.* (2000) mostraron que sistemas que combinan al reactor UASB y al biofiltro aireado sumergido son capaces de mantener condiciones operacionales estables, independientemente de las variaciones de la carga afluente y de la recirculación del lodo aerobio descartado del biofiltro. Las concentraciones medias de DQO y SST en el efluente final son usualmente mantenidas por debajo de 90 mgDQO/L y 30 mgSST/L.

7.3.5.3 Criterios y parámetros de dimensionamiento

Una discusión detallada sobre los principales criterios y parámetros de dimensionamiento de biofiltros aireados sumergidos, actuando como unidades de postratamiento de efluentes de reactores UASB, es presentada en Gonçalves *et al.* (2001). Tales criterios y parámetros se obtuvieron a partir de trabajos de investigación, en escala piloto, y de resultados operacionales de plantas en escala real.

7.3.6 Lodos activados

7.3.6.1 Consideraciones preliminares

La esencia del proceso de lodos activados de *flujo continuo* es la integración entre las unidades del tanque de aireación (reactor biológico aerobio), del sedimentador secundario y de la línea de recirculación del lodo. Estos tres componentes son mantenidos en la alternativa de lodos activados, cuando actúan como postratamiento de efluentes de reactores anaerobios. El sistema de lodos activados de *flujo intermitente* puede ser también adoptado como unidad de postratamiento, teniendo en ese caso, solo los tanques que se alternan en las funciones de reacción y sedimentación.

Una discusión sobre la aplicabilidad, ventajas y desventajas de esta configuración es presentada en el Volumen 4 de esta serie de libros cuya versión impresa en español fue publicada por el Centro de Publicaciones y la Editorial de la Universidad de Nariño en el año 2014, con previsión de publicar su versión e-book open access para el año 2022, en dicho volumen se comparan las alternativas usuales (lodos activados convencional, aireación prolongada y sistemas de operación intermitente).

7.3.6.2 Configuración típica

Cuando el sistema de lodos activados actúa como postratamiento de efluente anaerobio, en vez de tener el sedimentador primario (integrante del sistema de lodos activados convencional), se tiene el reactor anaerobio. La recirculación del lodo aerobio se da de la forma usual, esto es, desde el fondo del sedimentador secundario para la entrada del reactor aerobio (tanque de aireación).

El lodo aerobio excedente, generado en la etapa de lodos activados, aun no estabilizado, es enviado al reactor UASB, donde es sometido a espesamiento y digestión, junto con el lodo anaerobio. Como este caudal de retorno del lodo aerobio excedente es muy bajo, comparado con el caudal afluente, no habrá disturbios operacionales en el reactor UASB. El tratamiento del lodo es muy simplificado: no hay necesidad de espesadores y digestores, solamente debe existir la etapa de deshidratación. El lodo mixto removido del reactor anaerobio, digerido y con concentraciones similares a las de un lodo efluente de espesadores, aun posee óptimas características de deshidratabilidad. La Figura 7.16 presenta el flujograma de esta configuración.

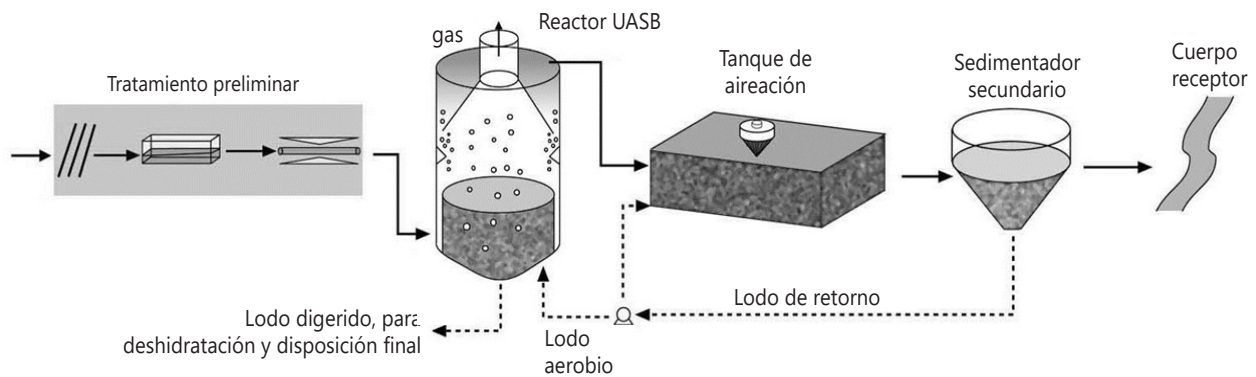


Fig. 7.16 - Configuración típica de una PTAR con reactor UASB y lodos activados

7.3.6.3 Criterios y parámetros de dimensionamiento

Una discusión detallada sobre los principales criterios y parámetros de dimensionamiento de sistemas de lodos activados, actuando como postratamiento de efluentes de reactores UASB se presenta en el Volumen 4 de esta serie de libros. Tales criterios y parámetros fueron obtenidos a partir de trabajos de investigación, en escala piloto, y de resultados operacionales de plantas de tratamiento en escala real.

7.3.7 Filtro Anaerobio

7.3.7.1 Consideraciones preliminares

Hasta hace poco tiempo, el uso de los filtros anaerobios se limitaba a pequeñas poblaciones, para el tratamiento de efluentes de tanques sépticos. Hoy en día, se practica la utilización de filtros anaerobios después de reactores UASB, para garantizar un efluente final con DBO inferior a 60 mg/L, inclusive para ciudades con poblaciones superiores a los 50.000 habitantes. La combinación de dos reactores anaerobios, operando en serie, contribuye enormemente en la reducción de los costos energéticos y operacionales del tratamiento, brindándole al sistema de tratamiento una capacidad de remoción complementaria de la materia orgánica, que se puede dar por dos vías:

- Por la retención de sólidos en el filtro anaerobio, lo que se refleja en una remoción de materia orgánica particulada. En ese caso, predominan los mecanismos físicos de remoción, por la combinación de los efectos de filtración, a través del medio soporte, y de sedimentación, a lo largo de la columna;
- Por la formación de biopelícula en el medio soporte y remoción de la materia orgánica soluble remanente. En ese caso, la extensión de formación del biofilm y de la propia remoción de material carbonáceo, por vía bioquímica, entra a depender de la cantidad de materia orgánica presente en el efluente del reactor UASB.

7.3.7.2 Configuración típica

Las plantas de tratamiento de aguas residuales que utilizan reactores UASB seguidos de filtros anaerobios presentan un flujograma bastante simplificado (Figura 7.17). Básicamente, además de las unidades de tratamiento preliminar (rejilla y desarenador), el flujograma comprende las dos unidades de tratamiento anaerobio, en secuencia (reactor UASB y filtro anaerobio), y la unidad de deshidratación. Esto, porque el lodo producido en las unidades anaerobias ya sale espesado y estabilizado. Usualmente, para PTAR de menor tamaño, ha sido frecuente la utilización de lechos de secado para la deshidratación del lodo.

En algunas localidades de Brasil ya se han implementado instalaciones de reactores UASB seguidos de filtros anaerobios, con la configuración que se muestra en las Figuras 5.12 y 5.13 – Capítulo 5.

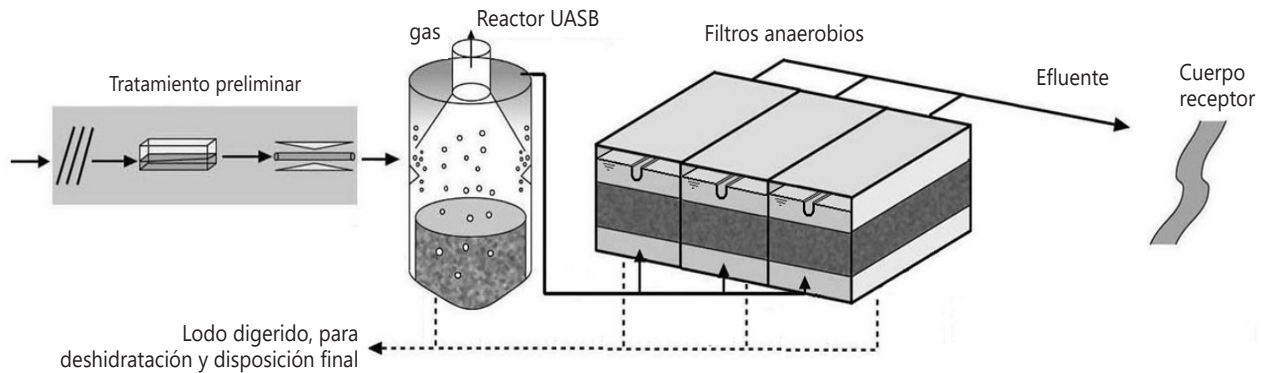


Fig. 7.17 - Configuración típica de una PTAR con reactor UASB y filtro anaerobio

Chernicharo & Machado (1998) y Andrade Neto *et al.* (2000) evaluaron la aplicabilidad de filtros anaerobios, en escala piloto y en escala de demostración, para el postratamiento de efluentes de tanques sépticos y de reactores UASB. Se investigaron diferentes tipos de medio soporte, entre ellos se encontraron la escoria de alto horno, ladrillo cerámico, piedra triturada y segmentos de tubería conduit. Los resultados de las investigaciones confirmaron que los filtros anaerobios, con alturas de medio soporte entre 0,80 y 3,00 m, operados con tiempos de retención hidráulica variando entre 5 y 10 horas, pueden complementar la remoción de materia orgánica particulada y soluble, contenida en el afluente anaerobio. Los filtros investigados fueron capaces de mantener las concentraciones finales de DQO, DBO y SST, usualmente por debajo de 120, 60 y 30 mg/L, respectivamente.

7.3.7.3 Criterios y parámetros de dimensionamiento

Una discusión más profunda sobre los principales criterios y parámetros de dimensionamiento de filtros anaerobios, actuando como unidades de postratamiento de efluentes de reactores UASB, se presentó en el ítem 5.3.5 - Capítulo 5. Tales criterios y parámetros fueron obtenidos a partir de trabajos de investigación, en escala piloto, y de resultados operacionales de plantas de tratamiento en escala real.

7.3.8 Flotación por aire disuelto

7.3.8.1 Consideraciones preliminares

La flotación es una operación unitaria que involucra las fases líquida, sólida y gaseosa, utilizada para separar partículas en suspensión o materiales grasos u oleosos de una fase líquida. La separación se produce por la combinación de burbujas de gas, generalmente de aire, con la partícula, lo que resulta en un agregado cuya densidad es menor que la del líquido, que asciende hacia la superficie del mismo, pudiendo ser colectada mediante una operación de raspado superficial (Metcalf & Eddy, 1991).

El postratamiento de efluentes anaerobios por sistemas de flotación proporciona la remoción de sólidos en suspensión y, cuando se encuentra en combinación con agentes coagulantes, puede remover nutrientes, principalmente el fósforo, y parte de la materia orgánica disuelta. También puede proporcionar una reducción del contenido de gases odoríferos y la elevación del nivel de oxígeno disuelto, lo que se refleja en un efluente de mejor calidad (Aisse *et al.*, 2001).

Un coagulante (usualmente cloruro férrico o sulfato de aluminio) se aplica al efluente del reactor anaerobio, en una cámara de mezcla mecanizada o hidráulica, que proporciona adecuados gradientes de velocidad y tiempos de mezcla muy cortos. En seguida, el efluente es transportado hacia cámaras de floculación y de flotación. Al entrar en el tanque de flotación, el efluente anaerobio, ya floculado, es mezclado con agua clarificada, tomada del efluente del flotador, sobresaturada de aire, a una presión usualmente del orden de 4 a 6 bares. La liberación de ese efluente, hacia la presión atmosférica (o cercana a ella), posibilita el desprendimiento del aire, en forma de micro burbujas, las cuales se adhieren a los flóculos, haciéndolos menos densos que el agua. Con esto, ocurre la flotación de los flocs a una velocidad bastante elevada (Aisse *et al.*, 2001).

7.3.8.2 Configuración típica

El uso de la flotación por aire disuelto, para el postratamiento de efluentes de reactores anaerobios, resulta en un sistema de tratamiento bastante compacto (Figura 7.18), capaz de producir efluentes de excelente calidad, en términos de DQO, SST y fósforo. Aunque la

remoción de nitrógeno amoniacal y de coliformes es baja. En relación al lodo producido en unidades de flotación, las cantidades tienden a ser mayores que las observadas en sistemas biológicos de postratamiento, pero usualmente presentan mayores cantidades de sólidos, favoreciendo su disposición final en rellenos sanitarios.

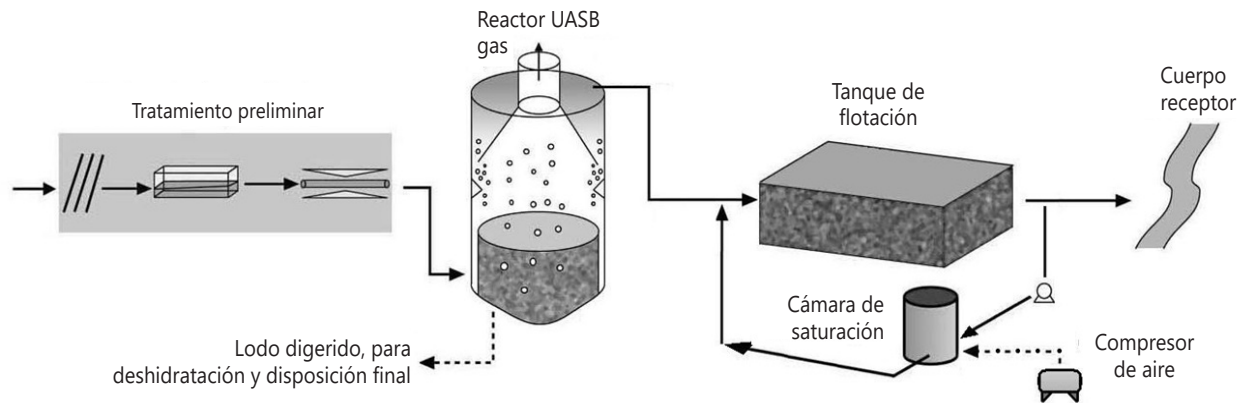


Fig. 7.18 – Configuración típica de una PTAR con reactor UASB y flotación por aire disuelto

7.3.8.3 Criterios y parámetros de dimensionamiento

Una discusión detallada sobre los principales criterios y parámetros de dimensionamiento de unidades de flotación por aire disuelto, actuando como unidades de postratamiento de efluentes de reactores UASB, es presentada en Aisse *et al.* (2001). Tales criterios y parámetros fueron obtenidos con base en trabajos de investigación, en escala piloto, y de resultados operacionales de plantas de tratamiento en escala real.

7.3.9 Humedales construidos (Wetlands)

7.3.9.1 Consideraciones preliminares

Las tierras húmedas construidas, wetlands construidos, humedales artificiales o humedales construidos son denominaciones equivalentes. Los sistemas consisten en lagunas o canales poco profundos, que albergan plantas acuáticas. El sistema puede ser de flujo superficial

(nivel de agua por encima del nivel del suelo) o subsuperficial (nivel del agua por debajo del nivel del suelo). Una serie de mecanismos biológicos, químicos y físicos en el sistema raíz-suelo actúan en el tratamiento de las aguas residuales.

Usualmente, poseen una capa impermeable de arcilla o de membrana sintética, y dispositivos para controlar la dirección del flujo, el tiempo de retención hidráulica y el nivel del agua. Dependiendo del tipo de sistema, pueden contener relleno poroso inerte, como por ejemplo de arena, suelo o triturado.

Los humedales de flujo subsuperficial son más apropiados para el postratamiento de efluentes de reactores anaerobios, teniendo en cuenta su bajo potencial de generación de malos olores y de aparición de mosquitos y ratones.

7.3.9.2 Configuración típica

La asociación de reactores anaerobios y humedales construidos contribuye sobremedida a la reducción del consumo de energía y de los costos operacionales de la planta de tratamiento. Además de eso, el sistema de tratamiento presenta un flujograma bastante simplificado, según se muestra en la Figura 7.19.

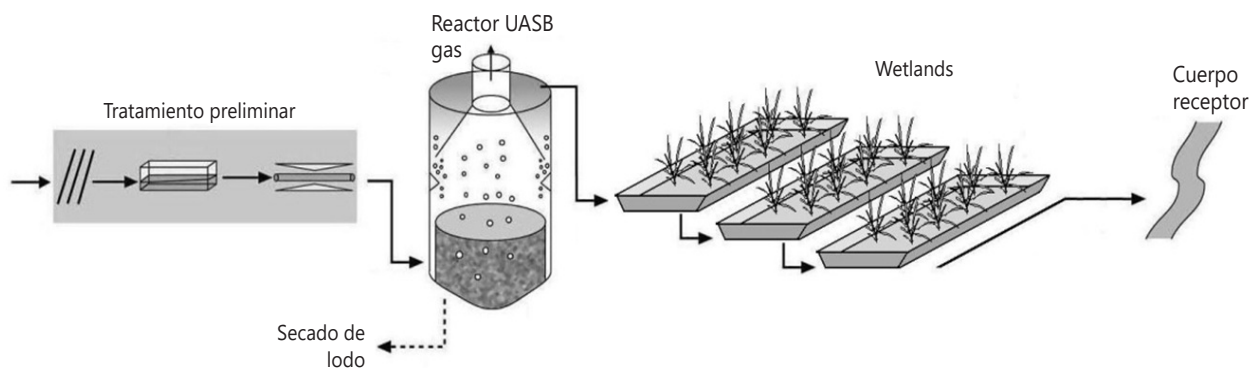


Fig. 7.19 - Configuración típica de una PTAR con reactor UASB y humedal construido

En investigaciones desarrolladas por Souza *et al.* (2001), utilizando un sistema constituido por reactor UASB y wetland construido, se observaron eficiencias medias de remoción de DQO entre el 79 y el 85%, de sólidos suspendidos entre 48 y 71%, y de coliformes termotolerantes cercano a 4 unidades logarítmicas. También fue removido el fósforo de manera eficiente

(promedio de 90%, para el menor tiempo de retención hidráulica), pero la remoción de nitrógeno fue parcial (45 a 70% para amonio, y entre 47 y 70% para NTK).

7.3.9.3 Criterios y parámetros de diseño

Una discusión detallada sobre los principales criterios y parámetros de dimensionamiento de humedales construidos, actuando como unidades de postratamiento de efluentes de reactores UASB, se encuentra disponible en Coraucci Filho *et al.* (2001). Tales criterios y parámetros fueron obtenidos a partir de investigaciones realizadas en escala piloto.

7.3.10 Comparación entre las diferentes alternativas de postratamiento

En los Cuadros 7.7 a 7.11 se presenta un análisis comparativo de los principales sistemas de postratamiento de efluentes de reactores UASB así:

- *Comparación cuantitativa* (Cuadro 7.7): concentraciones medias del efluente y eficiencias típicas de remoción de los principales contaminantes de interés, para el caso de aguas residuales domésticas;
- *Comparación cuantitativa* (Cuadro 7.8): características típicas de los principales sistemas de tratamiento de agua residual, expresadas en valores per cápita;
- *Comparación diagramática* (Cuadros 7.9 a 7.11): capacidad de los diferentes sistemas de tratamiento de agua residual en alcanzar, consistentemente, diferentes niveles de calidad, en términos de DBO, DQO, SST, amonio, nitrógeno total, fósforo total, coliformes termotolerantes y huevos de helmintos.

Cuadro 7.7 Concentraciones medias del efluente y eficiencias de remoción típicas de los principales contaminantes de interés en el tratamiento de agua residual doméstica

Sistema	Calidad media del efluente*								Eficiencia media de remoción*						
	DBO ₅ (mg/L)	DQO (mg/L)	SST (mg/L)	Amonio (mg/L)	N-total (mg/L)	P-total (mg/L)	Colif.Ter (NM- P/100mL)	Huevos de helmintos (huevos/L)	DBO ₅ (%)	DQO (%)	SST (%)	Amonio (%)	N-to- tal (%)	P-to- tal (%)	Colif. Ter (log)
Reactor UASB	70 a 100	180 a 270	60 a 100	> 15	> 20	> 4	10 ⁶ a 10 ⁷	> 1	60 a 75	55 a 70	65 a 80	< 50	< 60	< 35	1 a 2
UASB + lodos activados	20 a 50	60 a 150	20 a 40	5 a 15	> 20	> 4	10 ⁶ a 10 ⁷	> 1	83 a 93	75 a 88	87 a 93	50 a 85	< 60	< 35	1 a 2
UASB + biofiltro aireado sumergido	20 a 50	60 a 150	20 a 40	5 a 15	> 20	> 4	10 ⁶ a 10 ⁷	> 1	83 a 93	75 a 88	87 a 93	50 a 85	< 60	< 35	1 a 2
UASB + filtro biológico percolador	20 a 60	70 a 180	20 a 40	> 15	> 20	> 4	10 ⁶ a 10 ⁷	> 1	80 a 93	73 a 88	87 a 93	< 50	< 60	< 35	1 a 2
UASB + filtro anaerobio	40 a 80	100 a 200	30 a 60	> 15	> 20	> 4	10 ⁶ a 10 ⁷	> 1	75 a 87	70 a 80	80 a 90	< 50	< 60	< 35	1 a 2
UASB + flotación por aire disuelto	20 a 50	60 a 100	10 a 30	> 20	> 30	1 a 2	10 ⁶ a 10 ⁷	> 1	83 a 93	83 a 90	90 a 97	< 30	< 30	75 a 88	1 a 2
UASB + lagunas de pulimento	40 a 70	100 a 180	50 a 80	10 a 15	15 a 20	< 4	10 ² a 10 ⁴	< 1	77 a 87	70 a 83	73 a 83	50 a 65	50 a 65	> 50	3 a 5
UASB + escurrimiento superficial	30 a 70	90 a 180	20 a 60	10 a 20	> 15	> 4	10 ⁴ a 10 ⁶	< 1	77 a 90	70 a 85	80 a 93	35 a 65	< 65	< 35	2 a 3

(*) Rangos de concentración del efluente y de eficiencias típicas de remoción, considerando sistemas adecuadamente diseñados y operados

Fuente: adaptado de von Sperling (2005)

Cuadro 7.8 Características típicas de los reactores UASB y de los principales sistemas de postratamiento, expresadas en valores per cápita

Sistema	Requisito de área (m ² /hab)	Potencia para aireación		Volumen de lodo		Costos*	
		Potencia instalada (W/hab)	Potencia consumida (kWh/hab.año)	Lodo líquido para ser tratado (L/hab.año)	Lodo deshidratado, para disposición final (L/hab.año)	Construcción (R\$/hab)	Operación y mantenimiento (R\$/hab.año)
Reactor UASB	0,03 a 0,10	0	0	70 a 220	10 a 35	30 a 50	2,5 a 3,5
UASB + lodos activados	0,08 a 0,2	1,8 a 3,5	14 a 20	180 a 400	15 a 60	70 a 110	7,0 a 12
UASB + biofiltro aireado sumergido	0,05 a 0,15	1,8 a 3,5	14 a 20	180 a 400	15 a 55	65 a 100	7,0 a 12
UASB + filtro biológico percolador	0,1 a 0,2	0	0	180 a 400	15 a 55	60 a 90	5,0 a 7,5
UASB + filtro anaerobio	0,05 a 0,15	0	0	150 a 300	10 a 50	45 a 70	3,5 a 5,5
UASB + flotación por aire disuelto	0,05 a 0,15	1,0 a 1,5	8 a 12	300 a 470	25 a 75	60 a 90	6,0 a 9,0
UASB + lagunas de pulimento	1,5 a 2,5	0	0	150 a 250	10 a 35	40 a 70	4,5 a 7,0
UASB + escurrimiento superficial	1,5 a 3,0	0	0	70 a 220	10 a 35	50 a 90	5,0 a 7,0

(*) Los costos per cápita se aplican dentro de los rangos poblacionales típicos de utilización de cada sistema de tratamiento los valores se encuentran expresados en Reales, moneda brasilera.

Fuente: adaptado de von Sperling (2005)

Cuadro 7.9 Capacidad de los reactores UASB y de los diferentes sistemas de postratamiento para alcanzar, de manera consistente, el nivel indicado de calidad del efluente, en términos de DBO, DQO y SST

Sistema	DBO					DQO			SST		
	100 mg/L	80 mg/L	60 mg/L	40 mg/L	20 mg/L	200 mg/L	150 mg/L	100 mg/L	90 mg/L	60 mg/L	30 mg/L
Reactor UASB											
UASB + lodos activados											
UASB + biofiltro aireado sumergido											
UASB + filtro biológico percolador											
UASB + filtro anaerobio											
UASB + flotación por aire disuelto											
UASB + lagunas de pulimento											
UASB + escurrimiento superficial											

Fuente: adaptado de von Sperling (2005)

Cuadro 7.10 Capacidad de los reactores UASB y de los diferentes sistemas de postratamiento en alcanzar, de manera consistente, el nivel indicado de calidad del efluente, en términos de Nitrógeno amoniacal, N-total y P-total

Sistema	N – amoniacal			N-total			P-total			
	15 mg/L	10 mg/L	5 mg/L	20 mg/L	15 mg/L	10 mg/L	4,0 mg/L	3,0 mg/L	2,0 mg/L	1,0 mg/L
Reactor UASB										
UASB + lodos activados										
UASB + biofiltro aireado sumergido										
UASB + filtro biológico percolador										
UASB + filtro anaerobio										
UASB + flotación por aire disuelto										
UASB + lagunas de pulimento										
UASB + escurrimiento superficial										

Fuente: adaptado de von Sperling (2005)

Cuadro 7.11 Capacidad de los reactores UASB y de los diferentes sistemas de postratamiento en alcanzar, de manera consistente, el nivel indicado de calidad del efluente, en términos de coliformes termotolerantes y huevos de helmintos

Sistema	Coliformes termotolerantes (NMP/100mL)				Huevos de helmintos
	1 x 10 ⁶	1 x 10 ⁵	1 x 10 ⁴	1 x 10 ³	≤ 1 huevos/L
Reactor UASB					
UASB + lodos activados					
UASB + biofiltro aireado sumergido					
UASB + filtro biológico percolador					
UASB + filtro anaerobio					
UASB + flotación por aire disuelto					
UASB + lagunas de pulimento					
UASB + escurrimiento superficial					

Fuente: adaptado de von Sperling (2005)

7.4 PERSPECTIVAS ACTUALES Y FUTURAS

7.4.1 Preliminares

Aunque las investigaciones hayan contribuido significativamente para la comprensión, mejoría y desarrollo de varios procesos de postratamiento en la última década, los principales avances estuvieron relacionados con la remoción de materia orgánica y de patógenos. Sin embargo, debido a la sustancial remoción de materia orgánica, lograda en la etapa anaerobia del sistema de tratamiento, la remoción biológica de nitrógeno (nitrificación y desnitrificación) y fósforo se vuelve problemática, debido a la falta de carbono orgánico biodegradable. De esa manera, los principales problemas de las tecnologías actualmente utilizadas aun se relacionan con la remoción de nutrientes, y esa es la razón por la que la mayoría de los estudios recientes se enfoca en ese tema, tal como se tratará en los siguientes ítems.

7.4.2 Reactores discontinuos secuenciales (RDS)

En estudios realizados por Callado & Foresti (2001), se logró la casi completa remoción de DQO, nitrógeno y fósforo, en un sistema anaerobio-aerobio, compuesto de RDSs en serie. La nitrificación, la desnitrificación y la remoción biológica de fósforo pueden ocurrir en el segundo RDS, tratando el efluente del primer RDS, con adición de acetato, y operando en ciclos aerobio-anóxicos. Los resultados obtenidos en escala de laboratorio abren la posibilidad de la utilización de sistemas muy simples, para promover el tratamiento completo de aguas residuales domésticas. La primera unidad puede ser un RDS anaerobio, o cualquier otra configuración de reactor anaerobio, puesto que no se espera un cambio acentuado en la calidad del efluente, de una configuración para otra. Por su parte, la necesidad de adición de una fuente externa de carbono, para la desnitrificación y remoción biológica de fosfato, hace poco conveniente esta alternativa, desde el punto de vista de sustentabilidad. Por otro lado, la fuente externa de carbono puede ser, alternativamente, producida a partir de la digestión controlada de lodo y de residuos sólidos urbanos. Estas consideraciones implican cambios en la concepción de los sistemas de control ambiental, de manera que integre el tratamiento de los residuos sólidos y líquidos.

Van Haandel & Guimarães (2000) evaluaron reactores discontinuos secuenciales, como alternativa aerobia de postratamiento de efluentes anaerobios, y concluyeron que, hasta tiempos de retención hidráulica muy bajos (5 horas en el reactor anaerobio y 2,4 en el reactor aerobio), fueron suficientes para producir, de manera consistente, efluentes de excelente calidad (DBO y SST < 20 mg/L). El lodo activado producido en el RDS mantuvo propiedades de sedimentación variando entre razonable y buena. Los autores mostraron que la nitrificación con una edad del lodo elevada no causó problemas durante el período de sedimentación: la tasa de desnitrificación fue baja durante ese período (ausencia de material extra celular), lo que resultó en una formación de nitrógeno insuficiente para causar la flotación del lodo.

7.4.3 Sistemas híbridos

Una alternativa de postratamiento en sistemas de lodos activados es la utilización de sistemas híbridos de alta capacidad, conteniendo biomasa en suspensión y adherida. Dichos sistemas han sido aplicados con éxito, no solo para mejorar las plantas de tratamiento de aguas residuales con baja capacidad de nitrificación, sino también, como una tecnología para desarrollar sistemas compactos, para remoción simultanea de nitrógeno y materia orgánica. Mejorías adicionales en esos sistemas incluyen el cambio del sedimentador final por unidades de filtración por membrana, según la configuración propuesta por Oyanedel *et al.* (2002), que incluye una cámara anóxica, con biomasa suspendida, seguida de un reactor aerobio de lecho móvil, que contienen biomasa adherida y en suspensión. El reactor aerobio está asociado a un módulo de ultrafiltración en membrana, que posibilita la separación del permeado (efluente) y del lodo, que es recirculado hacia la cámara anóxica. Con tal sistema, fue posible lograr elevadas remociones de DQO y de nitrógeno y ausencia de sólidos en el efluente final.

7.4.4 Biodiscos

Tawfik *et al.* (2002) ensayaron un biodisco de tres etapas, en escala piloto, para la remoción de *E. coli*, DQO y amonio, de aguas residuales domésticas pre-tratadas en reactores anaerobios. El biodisco de tres etapas fue operado con tiempo de retención hidráulica

de 10 h y carga orgánica de 5,3 gDQO/m².d, y fue capaz de producir un efluente final conteniendo 43 mgDQO/L, 3,3 mgNH₄-N/L y 2.0 x 10³ *E. coli*/100mL. Los autores destacaron que los mecanismos de remoción de *E. coli* en el biodisco incluyen: i) sedimentación de partículas gruesas; ii) adsorción en el biofilm; y iii) predación, por protozoarios ciliados.

También trabajando con un biodisco, pero para el postratamiento de efluentes anaerobios ricos en amonio, Pynaert *et al.* (2002) reportaron que la inoculación del biodisco con lodo metanogénico favoreció la remoción de nitrógeno vía oxidación, con limitación de oxígeno, siendo el nitrito el receptor de electrones. Los autores afirman que el experimento confirmó la propiedad del sistema en la conversión de amonio a nitrógeno gaseoso, sin la utilización de una fuente heterotrófica de carbono.

7.4.5 Reactores de lecho granular expandido

La aplicabilidad de reactores anaerobios de lecho granular expandido (EGSB) para el postratamiento de efluentes anaerobios, con bajas concentraciones de materia orgánica, fue evaluada por Kato *et al.* (2002). Un reactor EGSB, en escala piloto (volumen de 157,5 litros), fue utilizado para el tratamiento de una parte del efluente de un reactor UASB, en escala real, que trataba aguas residuales domésticas. El reactor EGSB, operado con tiempo de retención hidráulica de 4 horas y velocidad ascensional de 3,75 m/h, fue capaz de producir un efluente con concentraciones de DQO total y soluble por debajo de 87 y 55 mg/L, respectivamente, y sólidos en suspensión por debajo de 32 mg/L. Los autores también reportaron una operación estable, durante todo el período experimental.

7.4.6 Reactores de lecho fijo y materiales soporte alternativos

Daniel y Foresti (2004) desarrollaron estudios con un reactor de lecho fijo, relleno con espuma de poliuretano, alimentado con sustrato sintético, simulando un efluente anaerobio con elevada concentración de amoníaco. Los resultados obtenidos con el reactor operando de manera discontinua secuencial, con cada ciclo involucrando períodos aerobios y anóxicos, indicaron un proceso estable de remoción de nitrógeno. Fue posible establecer la nitrificación parcial a nitrito y la completa desnitrificación.

Machdar *et al.* (1997, 2000), Araki *et al.* (1999) y Uemura *et al.* (2002) presentaron el desarrollo del reactor DHS (downflow hanging sponge), ensayado para el postratamiento aerobio de efluentes de reactores UASB, para el tratamiento de aguas residuales municipales. En la cuarta generación de este reactor (Tandukar *et al.*, 2005), se realizaron mejoras, con el objetivo de lograr una mayor disolución del aire en el agua residual y la eliminación de problemas de colmatación del lecho. El sistema fue operado con tiempo de retención hidráulica de 8 horas (6 horas en el reactor UASB y 2 horas en el reactor DHS), mostrando la capacidad de remover 96% de la DBO y 3,45 unidades logarítmicas de coliformes termotolerantes. Los autores también reportaron el alto grado de nitrificación durante el periodo de arranque, con remoción del amoníaco por encima del 56%. A medida que el tiempo de retención se fue reduciendo, las cargas hidráulicas aumentaron, después el período de arranque, y la remoción de amoníaco cayó para menos del 30%. El reactor DHS posibilitó la colonización de microorganismos nitrificantes y desnitrificantes, lo que resultó en la nitrificación y desnitrificación simultánea.

Una concepción innovadora de reactor radial anaerobio/aerobio, con biomasa inmovilizada, utilizando los constituyentes del biogás como donadores de electrones, fue investigada por Garbossa *et al.* (2005), con el propósito de la remoción simultánea de carbono y nitrógeno de aguas residuales municipales. La investigación buscaba confirmar que el metano y el sulfuro presentes en el biogás podrían ser usados como donadores de electrones para la desnitrificación, según lo sugerido por otros autores (Thalasso *et al.*, 1997; Islas-Lima *et al.*, 2004). El reactor en escala de laboratorio fue dividido en cinco cámaras concéntricas, donde la segunda y la cuarta cámaras estuvieron rellenas con matrices de espuma de poliuretano, para inmovilización de la biomasa. Se obtuvieron resultados prometedores, con eficiencias medias de remoción de DQO y de N-NTK de 90 y 92%, respectivamente. Las concentraciones medias efluentes, en términos de DQO, N-NTK y N-NO₃, fueron iguales a 44, 3,2 y 1,9 mg/L, respectivamente.

7.4.7 Biorreactores de membrana (MBR)

Otra alternativa promisoría para el postratamiento de efluentes es la utilización de membranas de micro y ultrafiltración, asociadas a reactores anaerobios, con el objetivo de mejorar la calidad del efluente final y la eficiencia de retención de la biomasa, en el interior del reactor. En un biorreactor anaerobio de membrana, se puede aumentar la retención

de biomasa, a través de técnicas de separación por membranas (Jeison & van Lier, 2005), favoreciendo el aumento del tiempo de retención o residencia celular y mejorando las condiciones de degradación de compuestos poco biodegradables. En los últimos años, se han logrado importantes avances en el desarrollo de nuevos tipos de membranas, de menores costos, e investigaciones pretenden encontrar las mejores configuraciones de los reactores y los procedimientos operacionales más apropiados, que se reflejen en menores consumos de energía y menor taponamiento (fouling) de las membranas (Hernandez *et al.*, 2002; Beal *et al.*, 2004; Fitzke *et al.*, 2004; Jeison & van Lier, 2005).

7.4.8 Procesos de oxidación avanzada (POA)

La utilización de procesos de oxidación avanzada también puede convertirse en una alternativa promisoría para el postratamiento de efluentes anaerobios. En estos procesos, se generan radicales hidroxilo, que poseen elevados potenciales de oxidación y atacan las moléculas orgánicas, sea por la sustracción del átomo de hidrógeno, o por la adición de enlaces dobles, permitiendo, de esa forma, su mineralización en formas no tóxicas, tales como gas carbónico y agua. Estudios desarrollados por Sigge *et al.* (2002) demostraron la aplicabilidad de dichos procesos, en la reducción complementaria del contenido de DQO de efluentes anaerobios, utilizando ozono y ozono/peróxido de hidrógeno, en combinación con una columna de contacto, rellena con carbón activado. Las reducciones de color y DQO variaron entre el 66 y el 90% y entre el 27 y el 55%, respectivamente.

7.4.9 Flotación en dos etapas

Tessele *et al.* (2004) presentaron una importante contribución para el mejoramiento del proceso convencional de flotación por aire disuelto, proponiendo una unidad de flotación en dos etapas. En dicha configuración, la primera etapa tiene como objetivo la remoción de sólidos suspendidos, por el proceso de floculación-flotación. Esa técnica fue originalmente desarrollada para remoción de aceite y se basa en la formación de flocs aireados, en la presencia de polímeros de alto peso molecular. La segunda etapa de flotación remueve fosfato, por precipitación y coagulación, con Fe (FeCl_3), y también actúa como etapa de pulimento, separando los sólidos residuales más finos. En las pruebas realizadas, con la

aplicación de 5,0 a 7,5 mg/L de floculante catiónico se removió más del 99% de los sólidos en suspensión, mientras que los iones de fosfato fueron completamente recuperados, con la utilización de flotación de arrastre, con 5 a 25 mg/L de Fe (FeCl_3) y pH variando entre 6,3 y 7,0. La flotación en etapas presenta como resultados una elevada recuperación de agua y posibilita la separación de dos tipos de lodo: con contenido de materia orgánica y con contenido de fosfato. En contraste, la flotación convencional por aire disuelto produce significativos volúmenes de lodo mixto, con contenido orgánico e inorgánico, lo que puede resultar en alternativas más complejas de tratamiento del lodo, bien sea para reúso o para disposición final.

BIBLIOGRAFÍA

- ABNT – Associação Brasileira de Normas Técnicas. NBR 7229 (1982). *Construção e instalação de fossas sépticas e disposição dos efluentes finais*. Rio de Janeiro, 37 p.
- ABNT (1991). *Projeto de normas para projeto hidráulico-sanitário de lagoas de estabilização*. Minuta do projeto.
- ABNT - NBR 7229 (1993). *Construção e instalação de fossas sépticas e disposição dos efluentes finais*. Rio de Janeiro, 15 p.
- ABNT (1993). *Projeto, construção e operação de tanques sépticos*. NBR:7.229, Rio de Janeiro, 15 p.
- ABNT (1997). *Tanques sépticos – Unidades de tratamento complementar e disposição final de efluentes líquidos - Projeto, construção e operação*. NBR:13.969, Rio de Janeiro, 60 p.
- AISSE M.M., JÜRGENSEN D., REALI M.A.P., PENETRA R.G. FLORENCIO L. & ALEM SOBRINHO P. (2001). Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por sistemas de flotação. Cap. 6. In: Chernicharo, C.A.L. (coordenador). *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios*. FINEP/PROSAB, Rio de Janeiro, Brasil, 544 p.
- ALEM SOBRINHO P. & SAID M.A. (1991). Decanto-digestor/filtro anaeróbio - experiências de campo - proposições para alterações do método de dimensionamento do filtro anaeróbio proposto pela NBR 7229-ABNT. In: *Anais do 16º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*. Vol. 2, Tomo I, 202-224.
- ALEM SOBRINHO P. & JORDÃO E.P. (2001). Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios – uma análise crítica. Cap. 9. In: Chernicharo, C.A.L. (coordenador). *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios*. FINEP/PROSAB, Rio de Janeiro, Brasil, 544 p.
- ALVES R.G.C.M., BELLI FILHO P., PHILIPPI L.S., HENN A., MONTEIRO L.W.S. (2005). Digestores anaeróbios para tratamento de dejetos suínos – avaliação de partida para diferentes configurações de reatores. *Anais do 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES, Campo Grande*.
- ANDERSON G.K., CAMPOS C.M.M., CHERNICHARO C.A.L. & SMITH, L.C. (1991). Evaluation of the inhibitory effects of lithium when used as tracer for anaerobic digesters. *Water Research*, 25, 755-760.
- ANDRADE NETO C.O. (1994). Pesquisa referente à experiência brasileira relativa a sistemas de baixo custo para tratamento de águas residuárias. Relatório final - Volume 1, 228 p.
- ANDRADE NETO C. O. (1997). Sistemas simples para tratamento de esgotos sanitários: experiência brasileira. 1. ed. Rio de Janeiro: ABES, 301 p.
- ANDRADE NETO C.O., PEREIRA M.G. & MELO H.N.S. (2000). Materiais alternativos para o enchimento de filtros anaeróbios: conduíte cortado e tijolo cerâmico vazado. In: *Proc. VI Latin-American Workshop and Seminar on Anaerobic Digestion*. Recife, Brazil, 28-35.

- AQUINO S.F. & CHERNICHARO C.A.L. (2005). Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGVs) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle. *Revista Engenharia Sanitária e Ambiental*, 10, 2, 152-161.
- AQUINO S.F. SILVA S.Q. & CHERNICHARO C.A.L. (2006). Considerações práticas sobre o teste de demanda química de oxigênio (DQO) aplicado a análise de efluentes anaeróbios. *Revista Engenharia Sanitária e Ambiental*, 11, 4, 295-304.
- AQUINO S.F., CHERNICHARO C.A.L., FORESTI E., FLORENCIO L. & MONTEGGIA L.O. (2007). Metodologias para determinação da atividade metanogênica específica (AME) em lodos anaeróbios. *Revista Engenharia Sanitária e Ambiental (submetido)*.
- ARAKI N., OHASHI A., MACHDAR I. & HARADA H. (1999). Behaviors of nitrifiers in a novel biofilm reactor employing hanging sponge-cubes as attachment site. *Water Science & Technology*, 39, 7, 23-31.
- AWWA/APHA/WEF (1998). Standard methods for the examination of water and wastewater. 20 ed. Washington, D.C.
- BARREDO ALCOZER M.D.S. (1988). The effect of pH on microbial interactions in the presence of propionic acid in anaerobic digestion. *Ph.D. Thesis*, University of Newcastle upon Tyne, UK.
- BARRIGA L.H.M (1997). El efecto de la humedad en la remocion del H₂S utilizando un filtro de compost. *Dissertação de mestrado*. Facultad de Ingenieria - Universidad del Valle, Cali, Colômbia.
- BARROS R.T.V., CHERNICHARO C.A.L., HELLER L. & VON SPERLING M. (1995). *Manual de saneamento e proteção ambiental para os municípios. Volume 2: Saneamento*. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Escola de Engenharia da UFMG, 221 p.
- BASTOS R.K.X. (Coordenador) (2003). *Utilização de esgotos tratados em fertirrigação, hidroponia e piscicultura*. FINEP/PROSAB – Rio de Janeiro, 267 p.
- BATSTONE D.J., KELLER J., ANGELIDAKI I., KALYUZHNYI S.V., PAVLOSTATHIS S.G., ROZZI A., SANDERS W.T.M. SIEGRIST H. and VAVILIN V.A. (2002). *Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1)*. IWA Scientific and Technical Report No. 13, IWA Publishing, London, 77 p.
- BEAL L. & MONTEGGIA L.O. (2004). The effect of microfiltration upon methanogenic activity. In: *Proceedings of the 10th World Congress on Anaerobic Digestion – Anaerobic Digestion 2004*. Montreal, Canada, 1, 389-393.
- BELLI FILHO P., COSTA R.H.R., GONÇALVES R.F., CORAUCCI FILHO B. & LISBOA H.M. (2001). Tratamento de odores em sistemas de esgotos sanitários. In: CHERNICHARO C.A.L. (coordenador). Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios, Capítulo 8 - 455-490. FINEP/PROSAB, Belo Horizonte, 544 p.
- BORGES E.S.M. (2004). Tratamento térmico de lodo anaeróbio a partir da queima do biogás produzido em reator UASB objetivando a higienização e a melhoria da biodisponibilidade e biodegradabilidade da fração orgânica. *Tese de doutorado*. Programa de Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos – Escola de Engenharia da UFMG.
- BUCHAUER K. (1998). A comparison of two simple titration procedures to determine volatile fatty acids in effluents to waste-water and sludge treatment processes. *Water SA*. 24, 1, 49-56.
- CALLADO N.H. & FORESTI E. (2001). Removal of organic carbon, nitrogen and phosphorus in sequential batch reactors integrating the anaerobic/aerobic processes. *Water Science & Technology*, 44, 4, 263-270.

- CAMPOS J.R., RODRIGUES B.A.S. & FORESTI E. (1986). Emprego de filtro anaeróbio para tratamento de efluentes líquidos de indústrias de conservas de carne. *Revista DAE* - 46 - n.144.
- CAMPOS J.R. & DIAS H.G. (1989). Potencialidades do filtro anaeróbio. *Revista DAE* - 49 - n.154.
- CAMPOS C.M.M. (1990). Physical aspects affecting granulation in UASB reactors. *Ph.D. Thesis*, University of Newcastle upon Tyne, UK.
- CAMPOS C.M.M. & CHERNICHARO C.A.L (1990). The use of the SMA-test for measuring toxicity in anaerobic sludge. In: *Proc. IAWPRC International Seminar on Industrial Residuals Management*, Salvador, Brasil, 191-199.
- CAMPOS J.R. (1994). Alternativas para tratamento de esgotos - Pré-tratamento de águas para abastecimento. Consórcio Intermunicipal das Bacias dos Rios Piracicaba e Capivari, no. 9, 112 p.
- CAMPOS, J. R. (Coordenador) (1999). Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. Rio de Janeiro: ABES - PROSAB. 464 p.
- CAMPOS J.R. & PAGLIUSO J.D. (1999). Tratamento de gases gerados em reatores anaeróbios. In: CAMPOS J.R. (coordenador). Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo, Capítulo 10 - 249-270. ABES/FINEP/PROSAB, Rio de Janeiro, 436 p.
- CAPRI M.G. & MARAIS G.V.R. (1975). pH adjustment in anaerobic digestion. *Water Research*, 9, 307-313.
- CARVALHO E.H. (1994). Filtros biológicos anaeróbios: Conceitos básicos, projeto e desenvolvimento. São Carlos: EESC/USP, v.1, 128p. *Dissertação de Mestrado*. Escola de Engenharia de São Carlos, USP.
- CARRAND G., CAPON B., RASCONI A. & BRENNER, R. (1989) - Elimination of carbonaceous and nitrogenous pollutants by a twin-stage fixed growth process - *Water Science & Technology*, 22, no. 1/2, 261-272.
- CASSEB M.M.S (1996). Avaliação do desempenho de um reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo, em escala piloto, tratando esgotos sanitários da cidade de Belo Horizonte. *Dissertação de Mestrado*. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da UFMG. Belo Horizonte.
- CASSINI S.T., CHERNICHARO C.A.L., ANDREOLI, C.V., FRANÇA M., BORGES E.S.M. & GONÇALVES R.F (2003). Hidrólise e atividade anaeróbia de lodos – Capítulo 2. In: CASSINI S.T. (coordenador) (2003). *Digestão de resíduos sólidos orgânicos e aproveitamento do biogás*. FINEP/PROSAB, Rio de Janeiro, 196 p.
- CAVALCANTI P.F.F. & VAN HAANDEL A.C. (2001). *Comparação entre os métodos titrimétricos KAAP e DILALLO para determinação da alcalinidade e AGV. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios – Aspectos metodológicos*. FINEP/PROSAB, Rio de Janeiro, 107 p.
- CAVALCANTI P.F.F, VAN HAANDEL A.C., LETTINGA G. (2001a). Polishing ponds for post-treatment of digested sewage. Part 1: flow-through ponds. *Water Science and Technology*, 44, 4, 237–245.
- CAVALCANTI P.F.F, VAN HAANDEL A.C., KATO M.T., VON SPERLING M., LUDUVICE M.L & MONTEGGIA L.O. (2001b). Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por lagoas de polimento. Cap. 3. In: Chernicharo, C.A.L. (coordenador). *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios*. FINEP/PROSAB, Rio de Janeiro, Brasil, 544 p.

- CETESB (1990). Tanque séptico. Série Manuais. 20 p.
- CHERNICHARO C.A.L. (1990). The effect of temperature and substrate concentration on the performance of U.A.S.B. reactors. *Ph.D. thesis*, University of Newcastle upon Tyne, U.K.
- CHERNICHARO C.A.L. & CAMPOS C.M.M. (1990). A new methodology to evaluate the behaviour of anaerobic sludge exposed to potentially inhibitory compounds. In: *Proc. IAWPRC International Seminar on Industrial Residuals Management*, Salvador, Brasil, pp. 79-88.
- CHERNICHARO C.A.L. & CAMPOS, C.M.M. (1991). "O uso do respirômetro Warburg para a avaliação da atividade metanogênica específica de lodos anaeróbios". In: *Anais do 16^a Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, Vol 2, Tomo I, pp. 272-285.
- CHERNICHARO C.A.L. & CAMPOS, C.M.M. (1995). *Tratamento anaeróbio de esgotos*. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Escola de Engenharia da UFMG. Apostila, 65 pp.
- CHERNICHARO C.A.L. & BORGES J.M. (1996). Metodologia utilizada durante a partida de um reator UASB de 477m³ tratando esgotos tipicamente domésticos. In: *Anais do XXV Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental*, Tomo I - Vol. 2, 655-661, México, DF.
- CHERNICHARO C.A.L., ARAÚJO V.L. & GONÇALVES, R.F. (1996). Estudos sobre o pós-tratamento de efluentes de reatores UASB através de biofiltros aerados submersos. In: *Anais do XXV Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental*, Tomo I - Vol. 1, 360-357, México DF.
- CHERNICHARO C.A.L., BORGES J.M., MELO P.G.M. & MONTEIRO B.L. (1996). Avaliação e partida de um reator anaeróbio de manta de lodo tratando esgotos domésticos da cidade de Itabira. In: *Anais da XIX Assembléia Nacional da ASSEMAE*. Belo Horizonte.
- CHERNICHARO C.A.L., BORGES A.M., MESQUITA L.C.P. & DIAS A.M.A. (1997). Desenvolvimento de um Respirômetro Automatizado para Avaliação da Atividade Microbiana Anaeróbia. *Revista Engenharia Sanitária e Ambiental*, 2, 2-12.
- CHERNICHARO C.A.L. & MACHADO R.M.G. (1998). Feasibility of the UASB/AF system for domestic sewage treatment in developing countries. *Water Science and Technology*, 38, 8-9, 325-332.
- CHERNICHARO C.A.L., VAN HAANDEL A.C., AISSE M.M. & CAVALCANTI P.F.F. (1999). Reatores anaeróbios de manta de lodo. In: CAMPOS, J.R. (coordenador). *Tratamento de esgotos por processo anaeróbio e disposição controlada no solo*. Capítulo 7 – 155-198. ABES/FINEP/PROSAB, Rio de Janeiro, 436 p.
- CHERNICHARO C.A.L. (Coordenador) (2001). *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios*. FINEP/PROSAB – Rio de Janeiro, 540 p.
- CHERNICHARO C.A.L., VAN HAANDEL A.C., FORESTI E. & CYBIS L.F. (2001a). Introdução. Cap. 1. In: Chernicharo, C.A.L. (coordenador). *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios*. FINEP/PROSAB, Rio de Janeiro, Brasil, 544 p.
- CHERNICHARO C.A.L., DANIEL L.A., SENS M. & CORAUCCI FILHO B. (2001b). Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por sistemas de desinfecção. Cap. 7. In: Chernicharo, C.A.L. (coordenador). *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios*. FINEP/PROSAB, Rio de Janeiro, Brasil, 544 p.

- CHERNICHARO C.A.L., SILVEIRA COTA R., ZERBINI A.M., VON SPERLING M. & NOVY DE CASTRO BRITO, L.H. (2001c). Pos-treatment of anaerobic effluents in an overland flow system. *Water Science & Technology*, 44, 4, 229-236.
- CHERNICHARO C.A.L., BORGES E.S.M., PONTES P.P., FRADE E.C., GODINHO V.M. (2003). Sistema integrado e auto-sustentável para tratamento de esgotos e higienização térmica do lodo excedente. In: 22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental., 2003, Joinville. Anais eletrônico do 22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental.. Rio de Janeiro: ABES.
- CHERNICHARO C.A.L., BORGES E.S.M., PONTES P.P., FRADE E.C., GODINHO V.M. (2004). Self-sustainable and integrated system for sewage treatment and thermal hygienization of sludge. In: 10th World Congress - Anaerobic Digestion 2004, Montreal -. Anaerobic Digestion 2004. Montreal -: International Water Association, 2, 623-628.
- CHERNICHARO C.A.L. (2006). Pos-treatment options for the anaerobic treatment of domestic wastewater. *Reviews in Environmental Science and Bio Technology*, 5, 73-92.
- CHRISTENSEN D.R., GERICK J.A. & EBLEN J.E. (1984). Design and operation of an upflow anaerobic sludge blanket reactor. *J. Water Pollution Control Federation*, 56, 1059-1062.
- COHEN A. (1991). Effects of some industrial chemicals on methanogenic activity measured by sequential automated methanometry (SAM). In: Proc. VI International Symposium on Anaerobic Digestion, São Paulo, Brasil, 11-20.
- CORAUCCI FILHO B., ANDRADE NETO C.O., MELO H.N.S., SOUSA J.T., NOUR E.A.A., FIGUEIREDO R.F. (2001). Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por sistemas de aplicação no solo. Cap. 2. In: Chernicharo, C.A.L. (coordenador). Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. FINEP/PROSAB, Rio de Janeiro, Brasil, 544 p.
- COUTO C.R., PERDIGÃO T.S. & PINTO J.D.S. (1990). Disposição de rejeito industrial siderúrgico através de reciclagem. In: IV Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES, Belo Horizonte.
- de BOK, F. A. M., C. M. PLUGGE E A. J. M. STAMS (2004). Interspecies electron transfer in methanogenic propionate degrading consortia. *Water Research* 38: 1368-1375.
- DALTRO FILHO J. & POVINELLE J. (1989). Avaliação do efeito da altura da camada suporte de filtros anaeróbios piloto no tratamento de esgotos sanitários. In: Anais do 15º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Vol. 2, Tomo I, 226-240.
- DANIEL L.M.C. & FORESTI E. (2004). Nitrogen removal via nitrite in a sequential immobilized biomass batch reactor. In: Proceedings of the 10th World Congress on Anaerobic Digestion – Anaerobic Digestion 2004. Montreal, Canada, 1, 367-372.
- DOLFING, J. (1985). Kinetics of methane formation by granular sludge at low substrate concentrations. *Applied Microbiology Biotechnology*, 22, 77-81.
- DOLFING J. & MULDER J.W. (1985). Comparison of methane production rate and coenzyme F₄₂₀ content of methanogenic consortia in anaerobic granular sludge. *Applied Environmental Microbiology*, 49, 1142-1145.
- DOLFING J. & BLOEMEN G.B.M. (1985). Activity measurements as a tool to characterize the microbial composition of methanogenic environments. *Journal of Microbiological Methods*, 4, 1-12.

- DUARTE I.C.S. (2006). Caracterização microbiológica da remoção e degradação de alquilbenzeno linear sulfonado (LAS) em reatores anaeróbios com biofilme e células planctônicas. Tese de doutorado. Escola de Engenharia de São Carlos - USP. São Carlos.
- FDZ-POLANCO F., NIETO P., PÉREZ-ELVIRA S.I., GARCÍA-ENCINA P.A. (2005) Aplicación de un método manométrico automático para la determinación de la toxicidad anaerobia de compuestos químicos. Anais do VIII Simpósio Latino-Americano de Digestão Anaeróbio, Punta del Este, Uruguai.
- FEACHEM R.G. et al. (1983). Sanitation and disease. Health Aspects of Excreta and Wastewater Management. World Bank Studies in Water Supply and Sanitation 3, The World Bank.
- FITZKE B., KM S.M., GEIBEN S.U. & VOGELPOHL A. (2004). Anaerobic treatment of low concentrated wastewater with newly developed MBR-systems. In: *Proceedings of the 3rd World Water Congress and Exhibition 2004*. Marrakech.
- FLORENCIO, L; JENICEK, P.; FIELD, J.A.; LETTINGA, G. (1993) "Effect of Cobalt on the Anaerobic Degradation of Methanol". *Journal of Fermentation and Bioengineering*, 75, 368-374.
- FORESTI E. (1994). Fundamentos do processo de digestão anaeróbia. In: *Anais III Taller y Seminario Latinoamericano: tratamiento anaerobio de aguas residuales*. Montevideo, Uruguay, 97-110.
- FORESTI E. (2002). Anaerobic treatment of domestic sewage: established technologies and perspectives. *Water Science & Technology*, 45, 10, 181-186.
- FORTUNATO C.M., GOMES C.S, ANDREOLI F.N. & AISSE M.M. (1988). Monitoramento de reatores anaeróbios tipo RALF – Relatório No. 5: Agressividade de sulfetos ao concreto dos RALFs. Pontifícia Universidade Católica do Paraná – Instituto de Saneamento Ambiental.
- FRIEDMAN A.A. & TAIT S.J. (1980). Anaerobic rotating biological contactor for carbonaceous wastewater. *Journal Water Pollution Control Federation*, 8, 2257-2269.
- GARBOSSA L.H.P., LAPA K.R. & FORESTI E. (2005). Fixed-film radial reactor for nitrogen removal from municipal wastewater utilizing biogas as electron donor. In: *Proc. VIII Latin-American Workshop and Seminar on Anaerobic Digestion*. Punta Del Este, Uruguai, 195-199.
- GAUDY A.F.JR. & GAUDY E.T. (1980). *Microbiology for Environmental Scientists and Engineers*, McGraw-Hill, New York.
- GHOSH S., CONRAD J.R. & KLASS D.C.(1975). Anaerobic Acidogenesis of Wastewater Sludge. *Journal Water Pollution Control Federation*, 47, 30-47.
- GIRALDO-GOMEZ E., GOODWIN S. & SWITZENBAUM M.S. (1992). Influence of mass transfer limitations on determination of the half saturation constant for hydrogen uptake in a mixed culture methane producing enrichment. *Biotechnology and Bioengineering* 40: 768-776.
- GOMES A.L. (2006). Análise técnico-econômica de filtro anaeróbio utilizado para o tratamento de efluentes líquidos de indústrias de laticínios: estudo de caso. *Dissertação de Mestrado*. Programa de Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos. Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais.

- GONÇALVES R. F., SAMMUT F. & ROGALLA, F. (1992). High rate biofilters: simultaneous phosphorus precipitation and nitrogen removal. *Chemical Water and Wastewater Treatment II - Proceedings of the 5th Gothenburg Symposium*, R. Klute and H.H. Hahn Eds. - ISBN 3-540-55982-2 Springer Verlag Berlin Heidelberg New York, 357-372.
- GONÇALVES R.F. (1996). Aspectos teóricos e práticos do tratamento de esgoto sanitário em biofiltros aerados com leito granular submerso. In: *Anais do seminário internacional: tendências no tratamento simplificado de águas residuárias domésticas e industriais*, DESA/UFMG, Belo Horizonte, março/1996, 128-143.
- GONÇALVES R.F., ARAÚJO V.L. & CHERNICHARO C.A.L. (1997). Tratamento secundário de esgoto sanitário através da associação em série de reatores UASB e biofiltros aerados submersos. In: *Anais do 19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, ABES, Foz do Iguaçu.
- GONÇALVES, R.F. (coord.) (1999). *Gerenciamento do lodo de lagoas de estabilização não mecanizadas*. FINEP/PROSAB, Rio de Janeiro, 80 p.
- GONÇALVES, R.F., PASSAMANI, F.R.F., SALIM, F.P., SILVA, A.L.B., MARTINELLI, G. & BAUER, D.G. (2000). Associação de um reator UASB e biofiltros aerados submersos para tratamento de esgoto sanitário. *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios - Coletânea de Artigos Técnicos* – FINEP/PROSAB, **1**, 119-134.
- GONÇALVES R.F., CHERNICHARO C.A.L., ANDRADE NETO C.O., ALEM SOBRINHO P., KATO M.T., COSTA R.H.R., AISSE M.M. & ZAIAT M. (2001). Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme. In: CHERNICHARO C.A.L. (coordenador). *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios*, Capítulo 4 - 171-278. FINEP/PROSAB, Belo Horizonte, 544 p.
- GONÇALVES R.F., LUDUVICE M., VON SPERLING M. (2001). Remoção da umidade de lodos de esgotos. In: ANREOLI V., VON SPERLING M. & FERNANDES F. (Editores). *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias – Lodo de esgotos: tratamento e disposição final*, Capítulo 5 - 159-259. DESA/UFMG, Belo Horizonte, 484 p.
- GONÇALVES R.F. (Coordenador) (2003). *Desinfecção de efluentes sanitários*. FINEP/PROSAB – Rio de Janeiro, 438 p.
- GORRIS L.G., DE KOK T.M., KROON B.M., VAN DER DRIFT C. & VOGELS G.D. (1988). Relationship between methanogenic cofactor content and maximum specific methanogenic activity of anaerobic granular sludges. *Applied Environmental Microbiology*, **54**, 1126-1130.
- GOYAL S.M. & GERBA C.P. (1979). Comparative absorption of human enteroviruses, simian rotavirus and selected bacteriophages to soils. *Applied and Environmental Microbiology*, Vol. **38**, 241-247.
- GRADY C.P.L. & LIM H. (1980). *Biological Wastewater Treatment: Theory and Application*. Marcel Dekker, New York, 963 p.
- GTZ/TBW (1997). Promotion of anaerobic technology for the treatment of municipal and industrial sewage and wastes. *Supraregional sectoral project*
- GUIOT S.R., PAUSS A. & COSTERTON J.W. (1992). A structured model of the anaerobic granule consortium. *Water Science and Technology*, **25**, 7, 1-10.

- HALL D.H. *et al.* (1979). Municipal wastewater treatment by the overland flow method of land application. EPA-600/2-79-178, US EPA, R.S. Kerr Environmental Research Laboratory, Ada, Oklahoma, USA.
- HAMODA M.F. & VAN DEN BERG L. (1984). Effect of settling on performance of the upflow anaerobic sludge bed reactors. *Water Research*, 18, 1561-1567.
- HARPER S.R, POHLAND F.G. (1986). Recent developments in hydrogen management during anaerobic biological wastewater treatment. *Biotechnol Bioeng.* 28, 585-602.
- HELLER L. (1989). Esgotamento sanitário em zonas de urbanização precária. *Dissertação de Mestrado*. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da UFMG. Belo Horizonte.
- HENZE M. & HARREMOËS P. (1983). Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors: A literature review. *Water Science and Technolgy.* 15, no. 8/9, 1-101.
- HERNÁNDEZ A.E., BELALCAZAR L.C., RODRÍGUES M.S. & GIRALDO E. (2002). Retention of granular sludge at high hydraulic charges in an anaerobic membrane bioreactor with immersed filtration. *Water Science & Technology*, 45, 10, 169-174.
- HULSHOFF POL L., LETTINGA G., VELZEBOER C.T.M. & DE ZEEUW W.J. (1983a). Granulation in UASB reactors. *Water Science Technology*, 15, 291-304.
- HULSHOFF POL L., DE ZEEUW W.J., DOLFING J. & LETTINGA G. (1983b). Start up and sludge granulation in UASB reactors. In: *Proc. European Symp. Anaerobic Wastewater Treatment*, The Netherlands, 40-43.
- HULSHOFF POL L.W., DOLFING J., VAN STRATE K., deZEEUW W.J. & LETTINGA G. (1984). Pelletization of anaerobic sludge in upflow anaerobic sludge bed reactors on sucrose-containing substrate. In: *Proc. 3rd International Symposium on Microbial Ecology, American Society of Microbiology*, 636-642.
- HULSHOFF POL, L.W. (1995). Waste characteristics & factors affecting reactor performance 1: Process factors, waste characterization and pH related toxicity. In: *International course on anaerobic treatment*. Wageningen Agricultura University / IHE Delf. Wageningen, 17-28 Jul 1995.
- HUNGATE R.E. (1969). A rool-tube method for cultivation of strict anaerobes. In: *Methods in Microbiology*. Ed. J. R. Norris and D.W. Ribbons. Chapter IV. Academic Press, London, 117-132.
- HWU C.S., TSENG S.K., YUAN C.Y., KULIK Z., LETTINGA G. (1998). Biosorption of long-chain fatty acids in UASB treatment process. *Water Research*, 32, 5, 1571-1579.
- IBGE - Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (2003). Síntese de indicadores sociais 2002.
- IBGE - Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (2010). Pesquisa Nacional de Saneamento Básico 2008, 220 p.
- ISLAS-LIMA S., THALASSO F. & GOMES-HERNANDEZ J. (2004). Evidence of anoxic methane oxidation coupled to denitrification. *Water Research*, 38, 13-16.
- JAMES A., CHERNICHARO C.A.L. & CAMPOS C.M.M. (1990). The development of a new methodology for the assessment of specific methanogenic activity. *Water Research*, 24, 813-825.
- JEISON D. & VAN LIER J.B. (2005). Bio-layer management in anaerobic membrane bioreactors for wastewater treatment. In: *Proc. VIII Latin-American Workshop and Seminar on Anaerobic Digestion*. Punta Del Este, Uruguai, 117-122.

- JEWELL W.J. (1981). Development of the attached microbial film expanded bed process for aerobic and anaerobic waste treatment. In: *Cooper PF, Atkinson B. Biological Fluidised Bed Treatment of Water and Wastewater*, Ellis Horwood, Chichester, 251 p.
- KATO M.T. (1994). The anaerobic treatment of low strength soluble wastewaters. *Ph.D. Thesis*. Agricultural University of Wageningen, The Netherlands.
- KATO M.T., FLORENCIO L. & ARANTES R.F.M. (2002). Post-treatment of UASB effluent in an EGSB reactor type using flocculent sludge. In: *Proc. VII Latin American Workshop and Symposium on Anaerobic Digestion*, Mérida, Mexico, Vol. 1, p. 489-494.
- KHALID R.A. *et al.* (1978). Nitrogen removal processes in an overland flow treatment of wastewater. In *State of Knowledge in Land Treatment of Wastewater*, Vol. 2, U.S. Army Corps of Engineers, Hanover, NH.
- LACAMP. B., HANSEN F., PENILLARD P. & ROGALLA, F. (1992). Wastewater nutrient removal in advanced biofilm reactors. *Water Science & Technology*, vol 27, no. 5/6, 263-276.
- LAUBSCHER A.C.J., WENTZEL M.C., LE ROUX J.M.W., EKAMA, G.A. (2001). Treatment of grain distillation wastewaters in an upflow anaerobic sludge bed (UASB) system. *Water SA*, 27, n. 4, 433-444.
- LECLERC M., DELBES C. (2001). Single strand conformation polymorphism monitoring of 16S rDNA Archaea during start-up of an anaerobic digester. *FEMS Microbiol. Ecol.* 34(3): 213-220.
- LEE C.R. *et al.* (1976). Highlights of research on overland flow for advanced treatment of wastewater. Misc. Paper Y-76-6, U.S. Army Corps of Engineers, Waterways Experimental Station, Vicksburg, MS.
- LEE C.R. & PETERS R.E. (1979). Overland flow treatment of a municipal lagoon effluent for reduction of nitrogen, phosphorus, heavy metals and coliforms. *Progress in Water Technology*, Vol. 11, No. 4-5, 175-183.
- LETTINGA G., VAN VELSEN A.F.M, DE ZEEUW W. & HOBMA S.W. (1979). Feasibility of the upflow anaerobic sludge blanket (UASB) process. In: *Proc. Nat. Conf. Environmental Engineering*, ASCE, 35-45.
- LETTINGA G., VAN VELSEN A.F.M., HOBMA S.W., DE ZEEUW W. & KLAPWIJC A. (1980). Use of upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnology and Bioengineering*, 22, 699-734.
- LETTINGA G., ROERSMA R. & GRIN P. (1983). Anaerobic treatment of raw domestic sewage at ambient temperatures using a granular bed UASB reactor. *Biotechnology and Bioengineering*, 25, 1701-1723.
- LETTINGA G., HULSHOFF POL L.W., KOSTER I.W., WIEGANT W.M., DE ZEEUW W.J., RINZEMA A., GRIN P.C., ROERSMA R.E. & HOBMA S.W. (1984). High-rate anaerobic waste-water treatment using the UASB reactor under a wide range of temperature conditions. *Biotechnology and Genetic Engineering Reviews*, 2, 253-284.
- LETTINGA G. & HULSHOFF POL L. (1986). Advanced reactor design, operation and economy. In: *Proc. International Seminar on Anaerobic Treatment in tropical countries*, São Paulo, Brasil.
- LETTINGA G., MAN A., LAST A., WIEGANT W., KNIPPENBERG K., FRIJNS J. & BUREN, J. (1993). Anaerobic treatment of domestic sewage and wastewater. *Water Science & Technology*, 27, 9, p. 67-73.

- LETTINGA G. (1995). Anaerobic reactor technology: reactor and process design. In: *International course on anaerobic treatment*. Wageningen Agricultural University / IHE Delft. Wageningen, 17-28 Jul 1995.
- LETTINGA G. (1995). Introduction. In: *International course on anaerobic treatment*. Wageningen Agricultural University / IHE Delft. Wageningen, 17-28 Jul 1995.
- LETTINGA G., HULSHOF POL L.W. & ZEEMAN G. (1996). *Biological Wastewater Treatment. Part I: Anaerobic wastewater treatment*. Lecture Notes. Wageningen Agricultural University, ed. January 1996.
- LOUZADA A.G., SILVA A.L.B., LUBE L.M., GONÇALVES R.F., CASSINI S.T.A. (2005). Avaliação da biodegradabilidade de lodos com condicionamento hidrolítico provenientes do sistema ETE-UFES. *Anais do 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES, Campo Grande*.
- MACHDAR I., HARADA H., OHASHI A., SEKIGUCHI Y., OKUY H. & UEKI K. (1997). A novel and cost-effective sewage treatment system consisting of UASB pre-treatment and aerobic post-treatment units for developing countries. *Water Science & Technology*, 36, 12, 189-197.
- MACHDAR I., SEKIGUCHI Y., SUMINO H., OHASHI A. & HARADA H. (2000). Combination of a UASB reactor and a curtain type DHS (downflow hanging sponge) reactor as a cost-effective sewage treatment system for developing countries. *Water Science & Technology*, 42, 3-4, 83-88.
- MAGALHÃES J.F., VON SPERLING M. & CHERNICHARO (2005). Estudo da padronização da concentração de sólidos na realização do teste de IVL em lodos provenientes de reatores UASB. In: *Anais eletrônico do 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES, Campo Grande*.
- MAHMOUD, N.; ZEEMAN, G.; GIJZEN, H.; LETTINGA, G. (2003) Solids removal in upflow anaerobic reactor, a review. *Bioresource Technology*. 90, 1-9.
- MALINA JR. J. F. & POHLAND F. G. (1992). *Design of anaerobic processes for the treatment of industrial and municipal wastes*. 7. Technomic Publishing, Inc. USA.
- MARTEL C.J. *et al.* (1980). Rational design of overland flow systems. *Procs. of the National Environmental Engineering Conference* (W. Saukin, ed.), ASCE, New York, 114 p.
- McCARTY P.L. & McKINNEY R.E. (1961). Volatile acid toxicity in anaerobic digestion. Salt toxicity an anaerobic digestion. *J. Water Pollution Control Federation*, 33, 399.
- McCARTY P.L. (1964). Anaerobic waste treatment fundamentals. *Public Works - Parts 1, 2, 3 and 4*. 95, N^o. 9, 107-112; N^o. 10, 123-126; N^o. 11, 91-94; N^o. 12, 95-99.
- McCARTY P.L. (1966). Kinetics of Waste Assimilation in Anaerobic Treatment. *American Institute of Biology Science Developments in Industrial Microbiology*. 7, 144-155.
- McCARTY P. L. (1981). History and overview of anaerobic digestion. *Second international symposium on anaerobic digestion*.
- METCALF & EDDY (1991). *Wastewater Engineering: treatment, disposal and reuse*. Metcalf & Eddy, Inc. 3rd Ed., 1334 p.
- MONTEGGIA L.O. (1991). The use of specific methanogenic activity for controlling anaerobic reactors. *Ph.D. Thesis*, University of Newcastle upon Tyne, UK.

- MONTEGGIA L. (1997). Proposta de metodologia para avaliação do parâmetro "Atividade Metanogênica Específica". In: *Anais do 19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES, Foz do Iguaçu.*
- NOVAES R.F.V. (1986). Microbiology of anaerobic digestion. In: *International Seminar Anaerobic Treatment in Tropical Countries, Sao Paulo, Brazil.*
- OLIVEIRA S.M.A.C. (2006). Análise de desempenho e confiabilidade de estações de tratamento de esgotos. *Tese de Doutorado.* Programa de Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos - Escola de Engenharia da UFMG.
- ORENLAND R.S. & POLCIN S. (1982). Methanogenesis and sulfate reduction: competitive and noncompetitive substrates in estuarine sediments. *Applied and Environmental Microbiology.* 44, 1270-1276.
- ORTEGA C. L., ROBLES A. N. & BOHÓRQUEZ S. S. (1996) - Efecto de lodos activados de purga sobre el funcionamiento de un reactor UASB piloto y las características del lecho de lodo granular. In: *Anais eletrônicos do XXV Congresso Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental (AIDIS), México - DF,* arquivo de referência: 01056e14.doc
- OYANEDEL V., GARRIDO J.M., LEMA J.M. & MÉNDEZ R. (2002). A membrane assisted hybrid bioreactor for the post treatment of an anaerobic effluent from a fish canning factory. In: *Proc. VII Latin American Workshop and Symposium on Anaerobic Digestion, Mérida, Mexico, 1, 518-5525.*
- PAGANINI, W.S. (1997) *Disposição de esgoto no solo (escoamento à superfície).* 232 p. Fundo editorial da AESABESP, São Paulo.
- PAGLIUSO J.D., PASSIG F.H., VILLELA L.C.H. (2002). Odour treatment and energy recovery in anaerobic sewage treatment plants. In: *VII oficina e simposio latino-americano de digestão anaeróbia, Mérida, Yucatán - México.* IWA/FEMISCA, 553-560.
- PAVLOSTATHIS S.G. & GIRALDO-GOMEZ E. (1991). Kinetics of anaerobic treatment: a critical review. *Critical Review in Environmental Control* 21(5,6): 411-490.
- PAVLOSTATHIS S.G. & GIRALDO-GOMEZ E. (1991). Kinetics of anaerobic treatment. *Water Science and Technology,* 24, n. 8, 35-39.
- PENA J.A. (1994). Estudo da metodologia do teste de atividade metanogênica específica. *Tese de Doutorado.* Escola de Engenharia de São Carlos - USP.
- PENETRA R.G., REALI M.A.P. & CAMPOS J.R. (2002). Influence of flocculation conditions in the performance of an experimental domestic sewage treatment plant consisting of an anaerobic expanded bed reactor followed by dissolved air flotation. In: *Proc. VII Latin American Workshop and Symposium on Anaerobic Digestion, Mérida, Mexico, 1, 503-510.*
- PESSÔA C.A. & JORDÃO E.P. (1982). *Tratamento de esgotos domésticos.* Convênio ABES/BNH.
- PETERS R.E. & LEE C.R. (1978). Field investigations of advanced treatment of municipal wastewater overland flow. In *State of Knowledge in Land Treatment of Wastewater, Vol. 2, U.S. Army Corps of Engineers, Hanover, NH, 45 p.*
- PINTO J.D.S. (1995). Tratamento de esgotos sanitários em filtro anaeróbio utilizando escória de alto-forno como meio suporte. *Dissertação de Mestrado.* Programa de Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos. Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais.

- PINTO J.D.S & CHERNICHARO C.A.L. (1995). Tratamento de esgotos domésticos em filtro anaeróbio utilizando rejeito da indústria siderúrgica como meio suporte. In: *Anais do 18º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, ABES. Salvador.
- PINTO J.D.S & CHERNICHARO C.A.L (1996). Escória de alto-forno: uma nova alternativa de meio suporte para filtros anaeróbios. In: *Anais do III Simpósio Ítalo-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*. ABES/ANDIS/AIDIS - Gramado-RS.
- PONTES P.P., CHERNICHARO C.A.L., FRADE E.C., PORTO M.T.R. (2002). Desempenho de um reator UASB utilizado para tratamento de esgotos e digestão de lodo aeróbio produzido em um filtro biológico percolador. In: VII Taller y simposio latinoamericano sobre digestión anaerobia, 2002, Mérida. Memorias do VII Taller y Simposio Latinoamericano sobre digestión anaeróbia. México: FEMISCA, v. 1, 405-412.
- PONTES P.P. CHERNICHARO C.A.L., FRADE E.C. & PORTO M.T.R. (2003a). Performance evaluation of an UASB reactor used for combined treatment of domestic sewage and excess aerobic sludge from a trickling filter. *Water Science & Technology*, 48, 6, 227-234.
- PONTES P.P., CHERNICHARO C.A.L., FRADE E.C., MIRANDA J.B.A., LOBATO L.C.S. (2003b). Adensamento e digestão de lodo em um reator UASB: efeito sobre a presença de polímeros extra-celulares e sobre a sedimentabilidade do lodo anaeróbio. In: 22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária E Ambiental, 2003, Joinville. Anais eletrônico do 22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental.. Rio de Janeiro: ABES
- PONTES P.P., CHERNICHARO C.A.L., FRADE E.C., LOBATO L.C.S. (2003c). Tratamento combinado de esgoto sanitário e lodo aeróbio de retorno em um reator UASB com otimização do sistema de descarte de lodo. In: III Simpósio sobre Biossólidos do Mercosul - I Simpósio Latinoamericano sobre Biossólidos, 2003, São Paulo. Anais eletrônico do III Simpósio sobre Biossólidos do Mercosul e I Simpósio Latinoamericano sobre biossólidos. Rio de Janeiro: ABES/AIDIS.
- PONTES P.P. (2003). Reactores UASB aplicados ao tratamento combinado de esgotos sanitários e lodo excedente de filtro biológico percolador. *Tese de Doutorado*. Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais, 220 p.
- PONTES P.P., CHERNICHARO C.A.L., MIRANDA J.B.A., OLIVEIRA R.M. (2004). Biomass characterization in UASB reactors used for combined treatment of domestic sewage and excess aerobic sludge produced in trickling filters. In: 10th World Congress - Anaerobic Digestion 2004, Montreal -. Anaerobic digestion 2004. Montreal -: Internation Water Association, 2, 845-850.
- PONTES P.P., CHERNICHARO C.A.L. (2005). Efeito do retorno de lodo aeróbio sobre as características da biomassa em um reator UASB em escala de demonstração utilizado para tratamento de esgoto sanitário. In: 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. 2005, Campo Grande. Anais do 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Rio de Janeiro: ABES.
- PYNAERT K., WYFFELS S., SPRENGERS R., BOECKX P., VAN CLEEMPUT O.L & VERSTRAETE W. (2002). Oxygen-limited nitrogen removal in a lab-scale rotating biological contactor treating an ammonium-rich wastewater. *Water Science & Technology*, 45, 10, 357-363.
- RANDALL C.W., BARNARD J.L. & STENSEL H.D. (1992). *Design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal*. Technomic Publ. AG, Basel, Switzerland, 416 p.
- REALI M.A.P., PENETRA R.G. & CARVALHO M.E. (2001). Flotation technique with coagulant and polymer application applied to the post-treatment of effluents of anaerobic reactor treating domestic sewage. *Water Science & Technology*, 44, 4, 205-212.

- RIPLEY L.E., BOYLE W.C. & CONVERSE J.C. (1983). Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. *J. WPCF*, 58, 5, 406-411.
- ROCHA M.A.G., FLORENCIO L., KATO M.T., SILVA A.M.R.B. (2001). Avaliação e comparação entre a atividade metanogênica específica de esgotos doméstico e industrial. *Anais do 21º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, ABES, João Pessoa.
- SANTOS M.L.F., BASTOS R.K.X., AISSE, M.M. (Coordenadores) (2006). *Tratamento e utilização de esgotos sanitários*. FINEP/PROSAB – Rio de Janeiro, 403 p.
- SANTOS S.E., VON SPERLING M., CHERNICHARO C.A.L. (2003). Geração de espuma e lodo em um reator UASB em escala real tratando esgoto doméstico. In: *Anais do III simpósio sobre biossólidos do mercosul, I simpósio latino-americano sobre biossólidos*, São Paulo [Anais Eletrônico] 1–10.
- SCHAUB S.A. *et al.* (1978). Evaluation of the overland runoff mode of land wastewater application for virus removal. In *State of Knowledge in Land Treatment of Wastewater*, Vol. 2, U.S. Army Corps of Engineers, Hanover, NH, 245 p.
- SEGHEZZO L., ZEEMAN G. VAN LIER J.B., HAMELERS H.V.M. & LETTINGA G. (1998). A review: the anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. *Bioresour. Technology*, 65, 190-215.
- SHIH J.C.H. (1987). Pathogen control by anaerobic digestion. *Procs. 5th Symposium on Anaerobic Digestion*, Bologna, Itália, 259-279.
- SIGGE G.O., BRITZ T.J., FOURIE P.C., BARNARDT C.A. & STRYDOM R. (2002). Combining UASB technology and advanced oxidation processes (AOP's) to treat food processing wastewaters. *Water Science & Technology*, 45, 10, 329-334.
- SILVA A.L.B., ANDRADE M.C.F.E., LOUZADA A.G., CASSINI S.T.A., GOLÇALVES R. F. (2005). Comportamento da biomassa metanogênica de lodo de reator UASB tratando esgoto sanitário e lodo de descarte de biofiltros aerados submersos. *Anais do 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, ABES, Campo Grande.
- SNIS – Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento (2006). *Diagnóstico dos serviços de água e esgotos – 2005. Parte I: Texto – Visão geral da prestação de serviços*. Ministério das Cidades/SNSA/PMSS.
- SOUBES M. (1994). Microbiologia de la digestión anaerobia. In: *Anais III Taller y Seminario Latinoamericano: tratamiento anaerobio de aguas residuales*. Montevideo, Uruguay, 15-28.
- SOUSA J.T., VAN HAANDEL A.C. & GUIMARÃES A.A.V. (2001). Post-treatment of anaerobic effluents in constructed wetland system. *Water Science & Technology*, 44, 4, 213-219.
- SOUSA V.P., CHERNICHARO C.A.L. (2003). Concepção inovadora de um sistema compacto de tratamento de esgotos domiciliares - SISCOTE. In: *Anais do 22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, Joinville. ABES.
- SOUSA V.P. (2005). Concepção inovadora e avaliação de desempenho de um sistema compacto de tratamento de esgotos domiciliares. *Dissertação de mestrado*. Programa de Pós-graduação em saneamento, meio ambiente e recursos hídricos – Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais.

- SOUSA V.P. & CHERNICHARO C.A.L. (2005). Sistema compacto de tratamento de esgotos domiciliares composto de tanque séptico modificado e reatores anaeróbios híbridos operando em série. In: *Anais do 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, Campo Grande. ABES.
- SOUSA, V.P. (2005). Concepção inovadora e avaliação de desempenho de um sistema compacto de tratamento de esgotos domiciliares. *Dissertação de mestrado*. Programa de Pós-graduação em saneamento, meio ambiente e recursos hídricos – Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais.
- SOUZA J.T., VAN HAANDEL A., LIMA E.P.C. & GUIMARÃES A.V.A. (2002). Performance of constructed wetland systems treating anaerobic effluents. In: *Proc. VII Latin American Workshop and Symposium on Anaerobic Digestion*, Mérida, Mexico, 1, 511-517.
- SOUZA C.L., AQUINO S.F. & CHERNICHARO C.A.L. (2005). Determinação da biodegradabilidade anaeróbia e aeróbia da espuma produzida em reatores UASB tratando esgotos domésticos. *Anais do XV Simpósio Nacional de Bioprocessos*, Recife.
- SOUZA C.L. (2006). Estudo quantitativo e qualitativo de espuma acumulada por reatores UASB em escala de demonstração tratando esgotos domésticos. *Dissertação de mestrado*. Programa de Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos. Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais.
- SOUSA C.L., SILVA S.Q., AQUINO S.F. & CHERNICHARO C.A.L. (2006). Production and characterization of scum and its role in odour control in UASB reactors treating domestic wastewater. *Water Science and Technology*, 54, 9, 201-208.
- SOUTO T. (2006). Comparação de técnicas para a determinação da atividade metanogênica específica em lodos anaeróbios. *Dissertação de mestrado*. Programa de Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos – Escola de Engenharia da UFMG (Em andamento).
- SPEECE R.E. & McCARTY P.L. (1964). Nutrient requirements and biological solids accumulation in anaerobic digestion. *Advances in Water Pollution Research*, 2, Pergamon Press, London, 305 p.
- SPEECE R.E. (1983). Environmental requirements for anaerobic digestion of biomass. in *Advances in Solar Energy - An annual review of research and development*.
- SPEECE R.E. et al. (1986). *Proc. EWPCA Conf. Anaerobic treatment, a grown-up technology*, September 1986, Amsterdam, 205 p.
- STAMS A.J.M. (1994). Metabolic interactions between anaerobic bacteria in methanogenic environments. *Antonie van Leeuwenhoek* 66: 271-294.
- STANIER R.Y., ADELBERG E.A. & INDRAHAM J.L. (1976). *The Microbial World*, Fourth Edition. Prentice-Hall, Inc. Englewood Cliffs, New Jersey.
- STEIL L., JUNIOR J.L., OLIVEIRA. R.A. & VAZOLLER R.F. (2004). Biomass evaluation from anaerobic batch reactors by specific methanogenic activity (SMA) test at different S_0/X_0 ratios. *Proceeding 1st International Meeting on Environmental Biotechnology and Engineering*, México.
- STIEN J.L. & SCHWARTZBROD J. (1990). Experimental contamination of vegetables with helminth eggs. *Water Science and Technology*, Vol. 22, No. 9, 51-57.

- STRONACH S.M., RUDD T. & LESTER J.N. (1986). *Anaerobic Digestion Processes in Industrial Wastewater Treatment*, Springer-Verlag, Berlin, 184 p.
- SWITZENBAUM M.S. & JEWELL W.J. (1980). Anaerobic attached-film expanded-bed reactor treatment. *Journal Water Pollution Control Federation*, 52, 1953-1965.
- TAI C.S., SINGH K.S. & GRANT S.R. (2004). A novel two-stage integrated anaerobic-aerobic biotreatment system for low-strength wastewater. In: *Proceedings of the 10th World Congress on Anaerobic Digestion – Anaerobic Digestion 2004*. Montreal, Canada, 2, 1051-1057.
- TANDUKAR M., UEMURA S., MACHDAR I., OHASHI A. & HARADA H. (2005). A low-cost municipal sewage treatment system with a combination of UASB and the "fourth generation" downflow hanging sponge reactors. *Water Science & Technology*, 52, 1-2, 323-329.
- TAWFIK A., KLAPWIJK B., EL-GOHARY F. & LETTINGA G. (2002). Post-treatment of effluent from anaerobic (UASB) reactor treating domestic sewage by rotating biological contactor. *Water Science & Technology*, 45, 10, 371-376.
- TESSELE F., MONTEGGIA L.O. & RUBIO J. (2004). Treatment of municipal wastewater UASB reactor effluent by unconventional flotation and UV disinfection. In: *Proceedings of the 10th World Congress on Anaerobic Digestion – Anaerobic Digestion 2004*. Montreal, Canada, 2, 933-939.
- THALASSO F. VALLECILLO A., GARCIA-ENCINA P. & FERNADEZ-POLANCO F. (1997). The use of methane as a sole carbon source for wastewater denitrification. *Water Research*, 31, 1, 55-60.
- UMBREIT W.W., BURRIS R.H. & STAYFFER, J.F. (1964). *Manometric Techniques*, 4th edition, Burgess, Berks.
- UEMURA S., TAKAHASHI K., TAKAISHI A., MACHDAR I., OHASHI A. & HARADA H. (2002). Removal of indigenous coliphages and fecal coliforms by a novel sewage treatment system consisting of UASB and DHS units. *Water Science & Technology*, 46, 11-12, 303-309.
- USEPA, United States Environmental Protection Agency (1980). *On-site treatment and disposal systems: design manual*. Technology transfer series, ORD, MERL, Cincinnati, Ohio.
- U.S. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (1981). *Process design manual: Land treatment of municipal wastewater*, EPA 625/1-81-013, Cincinnati, OH.
- U.S. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (1982). *Chemicals in your Community, A guide to the emergency planning and community Right-to-Know Act*. EPA-516/002-80246, Washington, D.C.
- U.S. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (1984). *Process design manual: Land treatment of municipal wastewater: supplement on rapid infiltration and overland flow*, EPA 625/1-81-013a, Cincinnati, OH.
- U.S. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (1986). *Municipal Wastewater Disinfection – Design Manual*, EPA/625/1-86/021, Cincinnati, 247 p.
- VALCKE D. & VERSTRAETE W. (1983). A Practical method to estimate the acetoclastic methanogenic biomass in anaerobic reactors. *Journal Water Pollution Control Federation*, 55, 1191-1195.
- VAN DEN BERG L. & LENTZ C.P. (1977). Food processing waste treatment by anaerobic digestion. *Proc. of the 32nd Industrial Waste Conference*, Purdue University, Lafayette, Indiana, 252-258.
- VAN DEN BERG L. & KENNEDY K.J. (1981). Support materials for stationary fixed film reactors for high-rate methanogenic fermentation. *Biotechnology Letters*, 3, 165-170.

- VAN HAANDEL A.C. & LETTINGA G. (1984). *Tratamento Anaeróbio de Esgotos: Um manual para regiões de clima quente*.
- VAN HAANDEL A.C. & LETTINGA G. (1994). *Anaerobic sewage treatment: a practical guide for regions with a hot climate*. John Wiley and Sons, 222 p.
- VAN HAANDEL A.C & GUIMARÃES P. (2000). Modelamento do tratamento anaeróbio-aeróbio usando-se o reator UASB e lodo ativado em bateladas sequenciais. *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios - Coletânea de Artigos Técnicos*. 1, 143-153, FINEP/PROSAB.
- VAZOLLER R.F., MANFIO G.P., CANHOS V.P. (1999). "Domínio Archaea: Reinos Crenarcheota, Euryarcheota e Korarcheota". In: *Série biodiversidade do estado de são paulo, volume 1: microrganismos e vírus* – Editor: Dr. Vanderlei Perez Canhos – FEA/UNICAMP & Rosana F. Vazoller – Engenharia de São Carlos/USP.
- VIEIRA S.M.M. (1988). Anaerobic treatment of domestic wastewater in Brazil: research and full-scale experience. *Adv. Wat. Poll. Control*, nº 5, 185-196.
- VIEIRA S.M.M & GARCIA Jr. A.D. (1992). Sewage treatment by UASB-reactor. Operation results and recommendations for design and utilization. *Water Science and Technology*, 25, 7, 143-157.
- VISSER A. (1995). Anaerobic treatment of sulphate containing waste water. In: *International course on anaerobic treatment*. Wageningen Agricultural University / IHE Delft. Wageningen, 17-28 Jul 1995.
- VON SPERLING M. (1995). *Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos*. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Escola de Engenharia da UFMG. Belo Horizonte, 240 pp.
- VON SPERLING M. & CHERNICHARO C.A.L. (1996). *Sectorial Pilot Project on Anaerobic Digestion of Waste Water and Solid Waste*. GTZ/TBW: Relatório parcial.
- VON SPERLING M. (2002). *Lagoas de estabilização*. 2ª ed. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - UFMG. Belo Horizonte. 196 p.
- VON SPERLING M., CHERNICHARO C.A.L., SOARES A.M.E. & ZERBINI A.M. (2002). Coliform and helminth eggs removal in a combined UASB reactor – baffled pond system in Brazil: performance evaluation and mathematical modelling. *Water Science & Technology*, 45, 10, 237-242.
- VON SPERLING M. & MASCARENHAS L.C.A.M. (2004). Performance of very shallow ponds treating effluents from an UASB reactor. In: *Proc. 6th International Conference on Waste Stabilization Ponds*. IWA. Avignon, France.
- VON SPERLING M., BASTOS R.K.X., KATO M.T. (2004). Removal of *E. coli* and helminth eggs in UASB - polishing pond systems. In: *Proc. 6th International Conference on Waste Stabilization Ponds*. IWA. Avignon, France
- VON SPERLING M. (2005). *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias – Volume 1: Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos*. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - UFMG, 3ª Ed.
- VON SPERLING M. & CHERNICHARO C.A.L. (2005). *Biological wastewater treatment in warm climate regions*. IWA Publishing, London, 1452 p.
- WATER ENVIRONMENT FEDERATION (1992). Design of Municipal Wastewater Treatment Plants. *Manual of Practice n. 8*, Alexandria, VA. ASCE Manuals and Reports on Engineering Practice no. 76, New york, N.Y.

- WATER ENVIRONMENT FEDERATION (1996). *Operation of Municipal Wastewater Treatment Plants*, v. 1 Alexandria, VA 474 p.
- WEF & ASCE (1992). *Design of municipal wastewater treatment plants*. Water Environment Federation/ American Society of Civil Engineers. 1592 p.
- WEILAND P. & ROZZI A. (1991). The start-up, operation and monitoring of high-rate anaerobic treatment systems: discussor's report". *Water Science and Technology*. 24, 257-277.
- WIEGANT W.M. & LETTINGA G. (1985). Thermophilic anaerobic digestion of sugars in upflow anaerobic sludge blanket reactors. *Biotechnology and Bioengineering*. 27, 1602-1607.
- WINFREY M.R. & ZEIKUS J.G. (1977). Effect of sulfate on carbon and electron flow during microbial methanogenesis in freshwater sediments. *Applied and Environmental Microbiology*. 33, 275-281.
- WHO (1985). *Health aspects of nightsoil and sludge use in agriculture and aquaculture*. IRCWD News, WHO International Reference Centre for Wastes Disposal, Duebendorf, Switzerland.
- WORLD HEALTH ORGANIZATION (1989). Health guidelines for use of wastewater in agriculture and aquaculture. *Technical Report Series*. 778. WHO, Geneva.
- WPCF (1983). *Nutrient control. Manual of Practice FD-7*, Alexandria, VA, 205 p.
- WPCF (1990). *Natural systems for wastewater treatment. Manual of Practice FD-16*, Alexandria, VA, 270 Instalação piloto.
- YOUNG J.C. & McCARTY P.L (1969). Anaerobic filter for waste treatment. *J. Water Pollution Control Federation*, 41, R160-R173.
- YOUNG J.C. (1991). Factors affecting the design and performance of upflow anaerobic filters. *Water Science & Technology*, 24, 133-155.
- YSPEERT P., VEREIJKEN T. VELLINGA S. & DE VEGT A. (1995). The IC reactor for anaerobic treatment of industrial wastewater. In: *International course on anaerobic treatment*. Wageningen Agricultural University / IHE Delft. Wageningen, 17-28 Jul 1995.
- DE ZEEUW W. (1984). Acclimatization of Anaerobic Sludge for UASB-reactor Start-up. *Ph.D. Thesis*. Wageningen Agricultural University. The Netherlands.
- ZEHNDER A.J.B. (1978). Ecology of methane formation. In: *Microbiology of Water Pollution*, by Mitchell, Wiley Interscience Pub., 349-376.
- ZEHNDER A.J.B., INGVORSEN K. & MARTI T. (1982). Microbiology of methane bacteria. *Anaerobic Digestion 1981*. Elsevier Biomedical Press, Amsterdam, The Netherlands.
- ZERBINI A.M. & CHERNICHARO C.A.L. (2001). Metodologias para quantificação, identificação e análise de viabilidade de ovos de helmintos em esgotos brutos e tratados - p. 70 - 107. In: Chernicharo, C.A.L. (coordenador). *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios - aspectos metodológicos*. FINEP/ PROSAB, Rio de Janeiro, Brasil, 107 p.

El autor - Carlos Augusto de Lemos Chernicharo es Ingeniero Civil de la Universidade Federal de Minas Gerais –UFMG- (Brasil), con Maestría en Ingeniería Sanitaria pela Universidade Federal de Minas Gerais de la misma universidad, Doctor en Ingeniería Ambiental de la Universidad de Newcastle upon Tyne (Inglaterra), con post-doctorado en la University of New South Wales (Australia), Profesor del Departamento de Ingeniería Sanitaria y Ambiental de la UFMG entre 1991 y 2019 y actualmente Profesor Titular jubilado, becario por productividad en investigación del Centro Nacional de Desarrollo Científico y Tecnológico de Brasil (CNPq), autor de más de 115 artículos científicos y 15 libros técnicos, es consultor de empresas públicas y privadas en el área de tratamiento de aguas residuales.

El traductor – Iván Andrés Sánchez Ortiz es Ingeniero Civil, con maestría en Ingeniería Ambiental y Recursos Hídricos de la UNESP (Ilha Solteira - São Paulo, Brasil) y doctorado en Saneamiento de la Universidade Federal de Viçosa (UFV – Minas Gerais, Brasil), profesor asociado e investigador del Departamento de Recursos Hidrobiológicos de la Universidad de Nariño (Colombia). Coautor de diversos capítulos de libros, de documentos sobre infraestructura hidráulica para acuicultura y de más de 40 artículos científicos.



Editorial
Universidad de Nariño

Fecha de Publicación: Abril de 2022
San Juan de Pasto - Nariño - Colombia

El libro - El presente volumen, "Reactores anaerobios", es el quinto de la serie titulada "Principios del tratamiento biológico de aguas residuales", cuya versión impresa en español fue publicada por la Editorial Universitaria de la Universidad de Nariño y es el primer libro de la serie que se publica en la versión e-book en la forma open access. Este volumen realiza un énfasis especial en el sistema de tratamiento de aguas residuales por medio de reactores anaerobios. En él se presentan los fundamentos de la digestión anaerobia, se describen los principales sistemas anaerobios y se abordan los criterios de dimensionamiento de los principales sistemas anaerobios para el tratamiento de aguas residuales domésticas: tanques sépticos, filtros anaerobios y reactores de manto de lodo (UASB). De igual manera, se describen los principales aspectos constructivos y se presentan las directrices básicas para el arranque y operación de los sistemas.

La serie - La presente serie, titulada "Principios del tratamiento biológico de aguas residuales", tiene como objetivo servir de material de apoyo a estudiantes y profesionales que deseen adquirir conocimientos básicos en el área de tratamiento de aguas residuales. Se brinda un gran énfasis a los principios y conceptos fundamentales, esenciales para una actuación consciente en el área. Se incluye un gran número de tablas y ejemplos, con miras a sistematizar y consolidar los aspectos principales. Los volúmenes que integran la serie son: (1) Introducción a la calidad del agua y al tratamiento de aguas residuales, (2) Principios básicos del tratamiento de aguas residuales, (3) Lagunas de estabilización, (4) Lodos activados, (5) Reactores anaerobios, (6) Lodo de aguas residuales: tratamiento y disposición final, (7) Estudios y modelamiento de la calidad de agua de ríos.



Centro de Publicaciones
Universidad de **Nariño**



Editorial
Universidad de **Nariño**