



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

**TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES :  
SU POTENCIAL APLICACIÓN EN MÉXICO**

**TESIS**

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

**INGENIERO QUÍMICO**

PRESENTA:

**MORGAN SAGASTUME, FERNANDO**

ASESOR: NOYOLA ROBLES, ADALBERTO

MÉXICO, D. F.

1996



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

# TESIS CON FALLA DE ORIGEN

**TESIS**

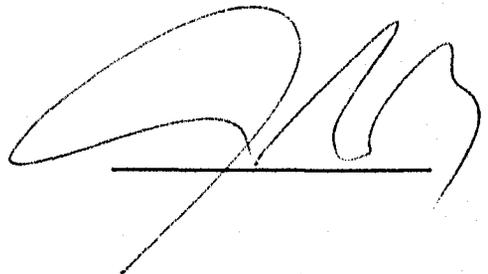
**COMPLETA**

**JURADO ASIGNADO:**

<b>PRESIDENTE:</b>	<b>Prof. Enrique Bazúa Rueda</b>
<b>VOCAL:</b>	<b>Profa. Natalia Elvira De la Torre Aceves</b>
<b>SECRETARIO:</b>	<b>Prof. Adalberto Noyola Robles</b>
<b>1er. SUPLENTE:</b>	<b>Prof. Ernesto Pérez Santana</b>
<b>2do. SUPLENTE:</b>	<b>Profa María Rafaela Gutiérrez Lara</b>

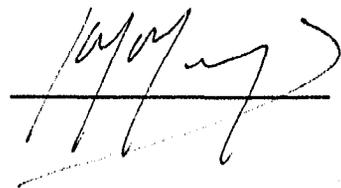
**EL PRESENTE TRABAJO SE LLEVÓ A CABO EN LA COORDINACIÓN DE BIOPROCESOS AMBIENTALES DEL INSTITUTO DE INGENIERÍA DE LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO (UNAM).**

**ASESOR DEL TEMA:**  
**Dr. Adalberto Noyola Robles**



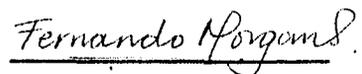
A handwritten signature in black ink, appearing to be 'A. Noyola', written over a horizontal line.

**SUPERVISOR TÉCNICO:**  
**Ing. Juan Manuel Morgan Sagastume**



A handwritten signature in black ink, appearing to be 'Juan Manuel Morgan', written over a horizontal line.

**SUSTENTANTE:**  
**Fernando Morgan Sagastume**



A handwritten signature in black ink, appearing to be 'Fernando Morgan', written over a horizontal line.

**DESEO DEDICAR ESTE TRABAJO:**

**A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO (UNAM) Y A LA  
UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA (USAC) QUE, COMO  
INSTITUCIONES DE EDUCACIÓN PÚBLICA, ME BRINDARON LA OPORTUNIDAD DE  
RECIBIR UNA FORMACIÓN PROFESIONAL DE MANERA GRATUITA.**

**A MI PADRES POR SU ORIENTACIÓN, APOYO Y AMOR INCONDICIONALES E  
INQUEBRANTABLES**

**A MIS HERMANOS, ROLO Y JUAN**

**A MI ABUELO HUMBERTO**

**A LA MEMORIA DE MIS ABUELAS DORA Y MARÍA LUZ**

**A MIS AMIGAS Y AMIGOS**

## **AGRADECIMIENTOS**

Agradezco al Instituto de Ingeniería de la UNAM y a todas las personas que forman parte de la Coordinación de Bioprocesos Ambientales por su infinita colaboración para la realización de esta tesis.

Muy sinceramente quisiera agradecer al Dr. Adalberto Noyola Robles por su solidaridad, total y constante ayuda y consejos brindados durante toda mi estancia en el Instituto de Ingeniería.

Agradezco muy especialmente a mi hermano y asesor Ing. Juan Manuel Morgan Sagastume, ya que ha sido un respaldo muy significativo en mi carrera.

También deseo agradecer a la M. en C. Natalia Elvira de la Torre Aceves y al Dr. Enrique Bazúa Rueda por haberme otorgado enseñanzas tan valiosas, que han trascendido fuertemente en mi formación profesional.

---

## ÍNDICE GENERAL

<b>Introducción</b>	1
<b>Capítulo I "Tratamiento de Aguas Residuales"</b>	5
1. Problemática de las aguas residuales	5
1.1. Distribución y uso de agua en México	6
1.2. Marco legal del tratamiento de aguas residuales en México	7
2. Características y clasificación de las aguas residuales	9
3. Tratamiento de aguas residuales: generalidades	18
3.1. Tipos de tratamientos de aguas residuales	18
3.2. Desechos sólidos provenientes del tratamiento de aguas residuales	23
3.2.1. Procesos para el tratamiento y manejo de lodos	25
3.3. Situación general del tratamiento de aguas residuales en México	28
3.3.1. Plantas de tratamiento de aguas residuales	28
3.3.2. Tecnología para el tratamiento de aguas residuales en México	30
A. Tecnologías empleadas en el tratamiento de aguas residuales en México	30
B. Tecnologías empleadas en el tratamiento de aguas residuales industriales	38
Material de referencia del capítulo I	39
<b>Capítulo II "Procesos Biológicos de Tratamiento de Aguas Residuales"</b>	41
1. Tipos de tratamientos biológicos de aguas residuales	41
2. Funciones y características de los microorganismos en el tratamiento biológico de aguas residuales	42
3. Remoción biológica de nitrógeno de aguas residuales	46
4. Remoción biológica de fósforo	48
5. Factores del medio que afectan los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales	49
Material de referencia del capítulo II	52

---

---

<b>Capítulo III "Tratamientos Biológicos Anaerobios de Aguas Residuales"</b>	<b>53</b>
1. Procesos de digestión anaerobia	54
1.1. Hidrólisis	54
1.2. Acidogénesis	55
1.3. Acetogénesis	55
1.4. Metanogénesis	55
1.5. Aspectos relevantes de la digestión anaerobia	57
1.6. Rapideces de reacción en la digestión anaerobia	58
2. Factores que afectan la digestión anaerobia	60
2.1. pH	60
2.2. Temperatura	61
2.3. Concentración de nutrientes	62
2.4. Concentración de sustancias tóxicas e/o inhibitorias	63
3. Reactores anaerobios para el tratamiento de aguas residuales	65
3.1. Antecedentes	65
3.2. Tipos de reactores anaerobios	68
3.2.1. Reactores anaerobios clásicos	68
3.2.2. Reactores anaerobios de alta tasa	71
3.2.3. Aplicación de reactores anaerobios en el tratamiento de aguas residuales	76
3.3. El reactor anaerobio de lecho de lodos y flujo ascendente (UASB)	79
3.3.1. Características principales del reactor UASB	81
3.3.2. Ventajas y desventajas del reactor UASB	84
3.3.3. Aceptación del reactor UASB como opción tecnológica para el tratamiento de aguas residuales municipales y/o domésticas	86
3.3.4. Reactores UASB para el tratamiento de efluentes industriales en México	89
Material de referencia del capítulo III	92

---

**Capítulo IV "Experiencias en el Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales Municipales con Reactores UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*)"** 97

1. Los reactores anaerobios de lecho de lodos de flujo ascendente (UASB) en el tratamiento de aguas residuales municipales o domésticas	97
1.1. Reactores UASB que tratan aguas residuales municipales y domésticas en Brasil, Colombia y México	99
2. Algunos proyectos importantes de depuración de aguas municipales y domésticas con reactores UASB	106

---

---

2.1. Descripción general de los proyectos	107
2.2. Características del agua residual municipal manejada en las plantas con reactores UASB	109
2.3. Diseño de los reactores UASB	112
2.3.1. Cuerpo del reactor	112
2.3.2. Separador gas-sólido-líquido (GSL)	116
2.3.3. Sistema de alimentación	119
2.3.4. Sistema de descarga del efluente	124
2.3.5. Descarga de lodos	127
2.3.6. Materiales de construcción	128
2.4. Arranque de reactores UASB que tratan aguas residuales municipales y domésticas	129
2.4.1. Inoculación de reactores UASB	136
2.5. Operación en estado estacionario de reactores UASB que tratan aguas residuales municipales o domésticas	137
2.5.1. Tiempo de retención hidráulica (TRH)	138
2.5.2. Remoción de DQO, DBO y SST	140
2.5.3. Variación de la carga hidráulica	141
2.5.4. Temperatura	141
2.5.5. Expansión de la cama de lodos anaerobios	142
2.5.6. Cargas orgánicas	143
2.5.7. Vertedores triangulares en las canaletas del efluente	144
2.5.8. Concentración de lodo anaerobio en el reactor UASB	145
2.5.9. Producción de lodo anaerobio	147
2.5.10. Carga de materia orgánica por unidad másica de lodo presente en el reactor	148
2.5.11. Actividad metanogénica específica y estabilidad de los lodos	148
2.5.12. Edad del lodo	150
2.5.13. Producción de biogás	151
2.5.14. Remoción de nitrógeno y fósforo	153
2.5.15. Remoción de organismos patógenos	153
2.5.16. Generación de malos olores	156
2.5.17. Postratamiento del efluente del reactor UASB	157
2.5.18. Pretratamiento del influente del reactor UASB	159
2.5.19. Aspectos generales de operación y mantenimiento	160
Material de referencia del capítulo IV	160

---

---

## **Capítulo V " Postratamiento de Efluentes de Reactores UASB que Tratan Aguas Residuales Municipales"**

165

1. Necesidad del postratamiento	165
2. Procesos empleados en el postratamiento	167
2.1. Remoción de sólidos suspendidos	168
2.2. Remoción de DBO <sub>5</sub> y DQO	169
2.3. Remoción de nitrógeno	172
2.3.1. Nitrificación biológica	172
2.3.2. Desnitrificación biológica	173
2.4. Remoción de fósforo	175
2.5. Remoción de color	176
2.6. Remoción de microorganismos patógenos	176
3. Procesos extensivos, filtros percoladores y sistemas naturales construidos como opciones de postratamiento	178
3.1. Procesos extensivos	178
3.1.1. Lagunas aerobias	179
3.1.2. Lagunas aireadas	179
3.1.3. Lagunas de maduración o terciarias	180
3.1.4. Experiencias	181
3.2. Filtros percoladores	182
3.3. Sistemas naturales construidos	184
3.4. Ventajas y desventajas	187
4. Los procesos anaerobios-aerobios	192
Material de referencia del capítulo V	193

## **Capítulo VI "Diagnóstico de la Operación del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala"**

197

1. Descripción del proceso de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac	197
1.1. Algunas bases de diseño del reactor anaerobio de flujo ascendente	199
2. Objetivos del estudio	202
2.1. Objetivo general	202
2.2. Objetivos específicos	202
3. Procedimiento	203
3.1. Muestreo en campo	203
3.2. Medición de parámetros de campo: temperatura, conductividad y pH	203

---

---

3.3. Medición del flujo de agua residual	204
3.4. Análisis fisicoquímicos y helmintológico en las muestras de agua y lodo anaerobio	204
3.4.1. En muestras de aguas residuales	204
3.4.2. En muestras de lodos anaerobios	206
3.4.3. Análisis helmintológico	207
3.5. Determinación de la composición del biogás	207
4. Resultados	208
5. Análisis de resultados	219
6. Conclusiones y recomendaciones	228
Material de referencia del capítulo VI	230

## **Capítulo VII "Estimación de los Costos de Inversión de un Reactor UASB que trate Aguas Residuales Municipales"**

233

1. Procedimiento general	233
2. Diseño de los reactores UASB	234
2.1. Criterios generales de diseño	234
2.1.1. Cuerpo del reactor UASB	234
2.1.2. Campanas o separadores GSL	234
2.1.3. Sistemas de distribución del influente	235
2.1.4. Sistema de recolección del efluente	235
2.1.5. Descarga de lodos	235
2.1.6. Modulación de reactores UASB	235
2.1.7. Vertedores y canales de alimentación y descarga del efluente	236
2.2. Resultados generales	236
3. Obra civil	239
3.1. Cuerpo del reactor	239
3.2. Campanas del separador GSL, canaletas del efluente y cajas de distribución con registros	240
3.3. Tubería y accesorios	240
3.4. Pasillos y barandales	241
3.5. Cajas de distribución	241
3.6. Resultados generales	241
4. Cotización	244
5. Obtención de la ecuación de costos de inversión en función del volumen del reactor UASB	245
5.1. Procedimiento de cálculo	246
6. Ejemplo de aplicación de las ecuaciones obtenidas	259

---

---

7. Algunas observaciones sobre las ecuaciones obtenidas	261
Material de referencia del capítulo VII	263
<b>Conclusiones y Recomendaciones</b>	<b>265</b>
<b>Anexo I "Fotografías de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala"</b>	<b>269</b>
<b>Anexo II "Parámetros de Campo. Flujo, Temperatura, pH y Conductividad del Influyente y Efluente del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente de la Planta de Atlamaxac, Tlaxcala"</b>	<b>273</b>
<b>Anexo III "Técnica para el Conteo de Huevos de Helmintos en el Agua Residual y Lodos de Desecho"</b>	<b>283</b>
<b>Anexo IV "Cálculo de Algunos Parámetros de Operación del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala"</b>	<b>285</b>
<b>Índice de Tablas</b>	<b>287</b>
<b>Índice de Figuras</b>	<b>292</b>

---

---

# INTRODUCCIÓN

---

En países como México, en donde la desigual distribución de la riqueza ha generado una mayoría poblacional en condiciones de pobreza y extrema pobreza, la cual vive en deficientes condiciones de salubridad, existe la necesidad de ofrecer soluciones baratas a la problemática sanitaria prevaleciente. Entre estas soluciones se encuentra el tratamiento de aguas residuales municipales.

El tratamiento de aguas residuales municipales o domésticas debe responder a las necesidades de saneamiento y de disponibilidad de recursos del país o región en donde desee aplicarse la tecnología de depuración. El tratamiento anaerobio de aguas residuales, específicamente, por medio del reactor de alta tasa UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*), es una opción tecnológica, no convencional, compatible con la realidad económica que vive México y otros países subdesarrollados. Así, la depuración de aguas residuales municipales y domésticas con un reactor UASB puede presentar ventajas, que la harían un proceso competitivo, tanto tecnológica como económicamente, frente a otros procesos convencionales.

A pesar de que el tratamiento anaerobio de aguas residuales municipales con reactores UASB tiene un potencial importante para dar pretratamiento a este tipo de efluentes de manera confiable y económica, aún no es una tecnología aceptada como opción de tratamiento, entre los profesionales de la ingeniería sanitaria en México, especialmente por el cuerpo técnico encargado de la selección tecnológica. Dentro del campo del tratamiento de aguas residuales municipales en México, existe, todavía la duda de si el tratamiento anaerobio con reactores UASB es factible, técnica y económicamente, para la depuración de este tipo de aguas y es precisamente en torno a este problema que gira el contenido del trabajo que aquí se expone. Es necesario, por lo tanto, generar una base que sirva de fundamento técnico y económico para la aplicación del reactor UASB en el tratamiento de aguas residuales municipales, así como también, dilucidar las ventajas y las limitantes del proceso aplicado a la depuración de este tipo de efluentes.

---

Con base en la experiencia de la aplicación de reactores UASB en la depuración de efluentes municipales y domésticos, tanto a nivel piloto como real, en México y en países con problemáticas socioeconómicas similares, como Brasil, Colombia e India, puede plantearse la siguiente hipótesis que responda al problema planteado en el párrafo anterior: el reactor anaerobio UASB es aplicable en el pretratamiento de aguas residuales municipales y domésticas por presentar este proceso una adecuada remoción de materia orgánica, baja producción de lodos de desecho, costos de inversión, operación y mantenimiento menores, todo esto, respecto a otras tecnologías de tratamiento de aguas residuales.

Los propósitos que tuvo la realización de este trabajo se enfocaron hacia la resolución del problema mediante la comprobación de la hipótesis formulada. Es así que, como objetivo general, se persiguió la generación de una base informativa que sirviera para fundamentar técnica y económicamente la aplicación de la tecnología anaerobia del reactor UASB, en el pretratamiento de aguas residuales domésticas y municipales en México. Para darle cumplimiento a este objetivo, se establecieron a su vez objetivos específicos tendientes a la comprobación de la hipótesis. Los objetivos específicos de este trabajo fueron la realización de una amplia revisión bibliográfica sobre criterios de diseño, arranque y operación de reactores UASB para tratar efluente municipales, con base en la experiencia de la aplicación de la tecnología anaerobia en la depuración de aguas residuales municipales y domésticas; la evaluación del funcionamiento de un reactor anaerobio de flujo ascendente (RAFA) en el tratamiento de aguas residuales municipales, con especial énfasis en la remoción de huevos de helmintos y quistes de protozoarios, y la obtención de una ecuación que facilita el cálculo de los costos de inversión de un reactor UASB que trate estas aguas, en función del volumen de diseño del reactor.

Teniendo como fundamento los objetivos arriba mencionados, la elaboración de este trabajo se inició con la recolección de información sobre temas relacionados con los antecedentes del problema y el marco teórico de la investigación, los cuales se exponen básicamente en los tres primeros capítulos y en el quinto capítulo, junto con información adicional. Posteriormente, se continuó con la revisión de información sobre el diseño, arranque y operación de reactores UASB, presente en artículos y libros técnicos que reportan experiencias de tratamiento de aguas residuales municipales con este tipo de reactores, tanto a nivel piloto como real (capítulo 4). Los datos específicos de cada experiencia, algunas veces considerados ya como criterios de diseño, arranque y operación, se compararon para poder obtener nuevos parámetros, que pudieran considerarse también como parte de los criterios ya establecidos.

Teniendo los fundamentos teóricos de la depuración biológica de aguas residuales por medio de anaerobiosis y del funcionamiento del reactor UASB, se procedió a diagnosticar

el desempeño de un reactor anaerobio de flujo ascendente (RAFA) en el tratamiento de aguas residuales municipales de origen doméstico e industrial para concluir sobre los factores que influyen en su comportamiento (capítulo 6). En esta etapa del trabajo se correlacionaron datos de operación del reactor bajo estudio con los datos obtenidos en plantas similares, previamente investigados, y se determinaron las posibles razones de sus diferencias. Asimismo, se investigó la capacidad de este tipo de reactor anaerobio de lecho de lodos en la remoción de huevos de helmintos del agua residual.

Finalmente, aplicando los criterios anteriormente investigados y con las experiencias consultadas, se dedujo una ecuación que permite calcular, de manera sencilla y con una buena aproximación, los costos de inversión actualizados de un reactor UASB que depure aguas residuales municipales, en función del volumen útil o de diseño del reactor. El procedimiento y criterios seguidos en la deducción de la ecuación se exponen en el séptimo capítulo.

---

# CAPÍTULO I

---

## **Tratamiento de Aguas Residuales**

Para poder identificar la situación del tratamiento anaerobio de aguas residuales es necesario conocer cuál es el medio que rodea el desarrollo de esta tecnología de depuración de aguas. En este capítulo se revisan, de manera general, las características básicas de la situación de las aguas residuales y su tratamiento en México, así como los fundamentos conceptuales sobre los que se basan las tecnologías para su depuración.

### **1. Problemática de las aguas residuales**

En la actualidad, ya se ha asimilado, en el ámbito gubernamental y de la sociedad en general, la importancia del agua como recurso fundamental, vital y con características únicas para el desenvolvimiento socioeconómico de un país. Es por esto, que el abastecimiento, uso, descarga y reuso del agua han adquirido un papel relevante en el desarrollo de la sociedad. Es dentro de este marco que se encuentran las aguas residuales, entendiéndose por éstas la combinación de desechos líquidos (agua) provenientes de residencias, instituciones, establecimientos comerciales e industriales, mezcladas con aguas subterráneas, superficiales o de lluvia (Metcalf & Eddy, 1991).

El tema de las aguas residuales está íntimamente relacionado con aspectos de infraestructura hidráulica y de recursos hidrológicos de una región o país, así como con la forma y el objetivo de explotación del agua en un ámbito determinado.

El agua, no importando cual sea su origen, después de ser usada es conducida al sistema de alcantarillado o de recolección para ser llevada a un río u otro cuerpo receptor como destino final. En este medio, bajo condiciones propias del receptor acuático, se realiza su autodepuración, mediante operaciones físicas (dilución, mezclado, absorción, etc.), procesos químicos (reacciones químicas de precipitación, por ejemplo) y procesos biológicos (degradación aerobia y anaerobia). Debido a que dicha autopurificación es un proceso limitado, el cuerpo receptor no puede degradar la materia en exceso inherente al

---

agua residual. De aquí que se presente la contaminación como consecuencia de la gran cantidad de materia agregada al agua natural y que no puede transformarse rápidamente.

A medida que la producción de aguas residuales se ha incrementado y que sus destinos principales, que a su vez pueden ser fuentes de agua, han sido dañados severamente, ha surgido la necesidad del desarrollo de sistemas de tratamiento de aguas residuales. De esta forma, las aguas residuales se han tratado, ya sea directamente en el lugar en donde son producidas, o llevadas a una planta para tal efecto, para posteriormente poder hacer uso de ellas o descargarlas a fuentes naturales de agua, pero en condiciones no nocivas al ambiente. Sin embargo, la cantidad de agua residual tratada está lejos de ser toda la generada, por lo que es prioritaria una tecnología que permita esta depuración eficientemente y a bajo costo.

### **1.1. Distribución y uso de agua en México**

México es un país en el que la actividad económica y la población están distribuidas de manera inversa a la distribución natural del agua y, en consecuencia, a la disponibilidad de este recurso. Más de la mitad del territorio (53 %, aproximadamente) está bajo déficit hídrico, esto con base en distribuciones espaciales de lluvia y temperatura. Además, los mayores núcleos de población, centros industriales y tierras de riego se localizan en el 75 % del territorio nacional en el que se presenta menos de una tercera parte del escurrimiento superficial (Sedesol, 1992).

El hecho de que exista una alta demanda de agua en las regiones de menor disponibilidad de este recurso, junto con las características propias de distribución espacial y temporal de agua en el país, ha ocasionado un abastecimiento de agua insuficiente por parte de los escurrimientos superficiales y subterráneos, aunado esto, a una sobreexplotación de los cuerpos de agua, que trae como resultado su salinización. A esta situación se suma la escasez de agua y/o contaminación de los acuíferos, ríos y aguas superficiales (Sedesol, 1992). Y a pesar de que el balance de los acuíferos a escala nacional es positivo, es decir, el volumen de agua recargada naturalmente es mayor que el volumen extraído (70 %) (Sedesol, 1992), no puede subestimarse la problemática antes descrita. Es precisamente, en estas circunstancias que el tratamiento de aguas residuales cobra importancia, ya que representa una solución que ayuda a la conservación o recuperación de este recurso natural. Hay que tener en cuenta que a largo plazo las inversiones para recuperar los ecosistemas deteriorados son más costosas que las empleadas en la eliminación de la contaminación.

Para 1992 la Sedesol reportaba que el suministro de agua potable a la población de las zonas urbanas ascendía a 170 m<sup>3</sup>/s y que esta población generaba, aproximadamente, 115 m<sup>3</sup>/s de aguas residuales (alrededor del 71 % de la población habitaba en zonas

urbanas en 1990 (Mejía, 1995.). Del suministro de agua potable, el 49 % se consumía en los centros conurbados de México, Guadalajara y Monterrey, y se producían 53 m<sup>3</sup>/s de aguas residuales. Por su parte, el sector industrial aportaba 82 m<sup>3</sup>/s de aguas residuales de distintas características, pero altamente contaminantes. Es sabido que la industria azucarera es la principal generadora de aguas residuales; genera el 39 % del total de aguas residuales producido por los distintos giros industriales. El sector agrícola generaba alrededor de 265 m<sup>3</sup>/s de aguas contaminadas. De un gran total de 462 m<sup>3</sup>/s de agua residual generada en todo el país, se contabilizaba que sólo un gasto de 21 m<sup>3</sup>/s era tratado en 1992. (Sedesol, 1992).

Vinculada con esta situación de alta generación de aguas residuales, se encuentra la problemática de falta de alcantarillado (cobertura del 67 % a nivel nacional) y de agua potable (cobertura 83 % a nivel nacional), (Sedesol, 1992), que a medida que se vaya solucionando, hará que se incremente la cantidad de aguas residuales que se conduce por los sistemas de recolección y alcantarillado.

## **1.2. Marco legal del tratamiento de aguas residuales en México**

La necesidad de tratamiento de las aguas residuales que se producen en todo el país ha estado condicionada fuertemente por factores políticos y socioeconómicos, aparte de aquellos propios de la situación expuesta líneas arriba. Aunque ciertos aspectos de normatividad sobre aguas residuales ya habían sido considerado desde 1971 en la Ley Federal para Prevenir y Controlar la Contaminación Ambiental y, más directamente, en el Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas de 1973, no fue sino hasta finales de la década de los años ochenta, que con la Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente, se ejerce una presión mayor para el tratamiento de aguas residuales y para el cumplimiento de ciertos parámetros de control en las descargas. Todo esto ha sido reforzado por la actual legislación ambiental, que ha surgido o reformado reglamentos desde 1992. Ver figura 1.1.

La Ley General del Equilibrio Ecológico y Protección al Ambiente, la Ley de Aguas Nacionales, la Ley Federal de Derechos en Materia de Agua y la Ley de Salud establecen el marco general de normación sobre aguas residuales.

Hoy en día, las descargas de aguas residuales están reglamentadas por un total de 44 Normas Oficiales Mexicanas (NOM) ya publicadas en el Diario Oficial de la Federación. Tres NOM están por publicarse y nueve están en proyecto. Estas Normas Oficiales Mexicanas, referentes a las descargas y a las Condiciones Particulares de Descarga (CPD), son instrumentos que ayudan a controlar la calidad del agua, por medio de la especificación de parámetros (físicos, químicos y/o biológicos), como valores máximos o mínimos permisibles. Con estas normas se pretende controlar legalmente las descargas de



## **2. Características y clasificación de las aguas residuales**

Por su origen, las aguas residuales pueden dividirse en dos grandes grupos:

- a. Aguas residuales municipales o domésticas
- b. Aguas residuales industriales

El flujo de las aguas residuales municipales está constituido por las aguas residuales domésticas, aguas de lluvias e infiltraciones de agua al sistema colector. Las aguas domésticas de desecho provienen de residencias, de comercios y de establecimientos institucionales (Metcalf & Eddy, 1991). Sin embargo, los términos de aguas residuales municipales involucran, en ocasiones, aguas residuales de origen industrial. Este es el caso de las aguas residuales municipales de la Ciudad de México, en donde las aguas residuales de los sistemas de alcantarillado contienen una mezcla de ambas.

Por otro lado, las aguas residuales industriales son aquellas en las que predominan los desechos industriales. Estas podrían subdividirse según sea el tipo de industria que las produce.

Debido a la gran diversidad de elementos y compuestos, tanto orgánicos como inorgánicos, que pueden estar presentes en las aguas residuales y por las cualidades que éstas pueden presentar, se ha convenido en caracterizar las aguas residuales con sus propiedades físicas, químicas y biológicas.

De todas las características que pueden adjudicarse a un agua residual, existe un conjunto de ellas que tienen importancia por la influencia que ejercen en la selección, diseño y aplicación de una tecnología de tratamiento de aguas residuales y en el propio diseño y operación de la planta de tratamiento.

En las tablas 1.1., 1.2a., 1.2b., 1.2c. y 1.3., que se muestran a continuación, se resumen las características físicas, químicas y biológicas más importantes de las aguas residuales y se hace mención de su influencia en el tratamiento de éstas últimas.

**Tabla 1.1. Características físicas principales de las aguas residuales**

Característica	Descripción	Importancia en el tratamiento
Sólidos Totales (ST) (mg/L)	Materia que queda como residuo en la evaporación a 103 - 105 °C.	Bajo valor analítico por su difícil interpretación. Sirve para detectar sales inorgánicas disueltas.
Sólidos Sedimentables (mL/L)	Sólidos que se sedimentan en un cono Imhoff (contenedor cónico) en 60 min, a temperatura ambiente.	Medida aproximada de la cantidad de lodos que se removerán en una sedimentación primaria.
Sólidos Suspendidos(SS) (mg/L) ▲	Sólidos que no son capaces de pasar por un filtro de fibra de vidrio (Whatman GF/L) con tamaño nominal de poro de 1.2 µm o filtros de membrana de policarbonato.	
Sólidos Filtrables o Disueltos (SD) (mg/L) ▲	Sólidos disueltos y coloidales que son capaces de filtrarse por poros como los mencionados en (SS). Sólidos coloidales: materia particulada con un intervalo de tamaño de 0.001 a 1 µm.	La fracción coloidal no puede removerse por sedimentación, sino por reacciones biológicas o coagulación seguida de una sedimentación.
▲ Ambos sólidos pueden subdividirse en: Volátiles(SSV y SDV) (mg/L)  Fijos (SSF y SDS) (mg/L)	Sólidos orgánicos que se oxidan y volatilizan a 550 ± 50 °C.  Sólidos inorgánicos que quedan como cenizas al calentarlos a 550 ± 50 °C.	Contenido orgánico de los sólidos(disueltos y sedimentables). Sirve para medir estabilidad biológica de lodos.  Contenido inorgánico de los sólidos (disueltos o sedimentables).
Olor	Causado por gases desprendidos de la descomposición de materia orgánica o/y sustancias adicionadas al agua residual (Aminas, amonio, mercaptanos, escatol) Agua residual séptica: olor a H <sub>2</sub> S.	Factor importante en el diseño, operación y establecimiento de una planta de tratamiento, por poder afectar directamente a la población cercana.

Temperatura (°C)	En general, la temperatura del agua residual es mayor que la temperatura de la fuente y mayor que la temperatura del aire del ambiente (Excepción climas muy cálidos).	Parámetro fundamental de las reacciones y bioquímicas. Determinante para operación y diseño de procesos biológicos por su influencia en el crecimiento y actividad de los microorganismos. A mayor temperatura la rapidez de reacción aumenta, esto hasta 35 °C.
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	Masa por unidad de volumen.	Importante por la formación de corrientes por diferencias de densidades en tanques de sedimentación y en otras unidades.
Color	Agua residual fresca: color varía de gris a café claro. Agua residual que ha pasado por procesos anaerobios propios del sistema colector: color de gris a gris oscuro/negro, debido a sulfuros metálicos formados a partir de H <sub>2</sub> S. Las aguas residuales industriales pueden tener un color especial.	
Turbidez (UTN)	Medida basada en la intensidad de la luz dispersada por una muestra en comparación con la luz dispersada por una suspensión de referencia. La materia coloidal dispersa o absorbe la luz.	Parámetro para control de materia coloidal y sólidos suspendidos en descargas de aguas residuales o naturales.

Fuente: Adaptado de Metcalf & Eddy., 1991 y Sawyer et al., 1994.

[Heavily obscured and illegible text]

**Tabla 1.2a. Características químicas principales de las aguas residuales: Materia Orgánica**

Características	Descripción	Importancia en el tratamiento
Proteínas	Poliamidas derivadas de monómeros de ácidos $\alpha$ -amino carboxílicos. ( $\alpha$ -aminoácidos). Pesos moleculares mayores que 5000. Fuente: células animales y vegetales.	Junto con la urea son las fuentes principales de nitrógeno en el agua residual.
Carbohidratos	Compuestos formados primordialmente de C, H y O, con grupos oxhidrilos (OH) y una función carbonilo aldehídico o cetónico. Carbohidratos simples = azúcares.	Celulosa: carbohidrato de difícil descomposición.
Grasas y Aceites (mg/L)	Triésteres derivados del glicerol y 3 ácidos carboxílicos de cadena larga. Grasas: Sólidos a temperatura ambiental. Aceites: Líquidos a temperatura ambiental. Aceites minerales: Derivados del petróleo, con C y H. Fuente: aceites vegetales y grasas animales en carnes, semillas y alimentos.	Pueden interferir con los lodos aerobios y anaerobios, ya que pueden depositarse sobre los mismos, obstaculizando su desarrollo y funciones vitales. Impacto en la sedimentabilidad del lodo.
Agentes Tensoactivos (Sustancias activas al azul de metileno S.A.A.M.) (mg/L)	Moléculas orgánicas grandes que afectan la tensión interfacial del agua. Presentes en detergentes.	Causan formación de espumas en distintos equipos de la planta de tratamiento. Se depositan en la intercara aire-agua.
Contaminantes Prioritarios	Elementos y compuestos orgánicos e inorgánicos con características carcinógenas, teratógenas y de alta toxicidad. Muchos son clasificados como COV.	Ejemplos: As, Se, Ba, Cd, Cr, benceno, clorobenceno, tetraclorobenceno.
Compuestos Orgánicos Volátiles (COV)	Compuestos orgánicos con punto de ebullición $\leq 100$ °C y/o presión de vapor $> 1$ mmHg a 25 °C.	La liberación de este tipo de compuestos en el sistema de alcantarillado y plantas de tratamiento puede afectar la salud de los trabajadores.

Plaguicidas y productos agroquímicos.	Compuestos trazas, no comunes en aguas residuales domésticas.	Tóxicos para cualquier ser vivo. Pueden matar a los microorganismos de una unidad de tratamiento.
---------------------------------------	---------------------------------------------------------------	---------------------------------------------------------------------------------------------------

Fuente: Adaptado de Metcalf & Eddy, 1991 y Wingrove y Caret, 1990.

**Tabla 1.2b. Características químicas principales de las aguas residuales: Medición del Contenido Orgánico**

Características	Descripción	Importancia en el tratamiento
Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO <sub>5</sub> ) (mg/L)	Medida del oxígeno requerido por los microorganismos para oxidar bioquímicamente la materia orgánica. Las muestras se incuban por 5 días a una temperatura constante de 20 °C para determinar el O <sub>2</sub> consumido, en este periodo, por los microorganismos inoculados. Esto representa 70-80 % de la oxidación bioquímica completa.	Parámetro útil para determinar la cantidad de oxígeno que se requerirá para estabilizar la materia orgánica presente en el agua residual, diseñar plantas de tratamiento, escoger el método de tratamiento y evaluar eficacia de procesos de tratamiento.
Demanda Química de Oxígeno (DQO) (mg/L)	Medida del oxígeno requerido para la oxidación química de la materia orgánica. Se utiliza dicromato de potasio (K <sub>2</sub> Cr <sub>2</sub> O <sub>7</sub> ) como oxidante fuerte, sulfato de plata como catalizador. Ambos son adicionados a la muestra de agua residual. DQO > DBO <sub>5</sub> , ya que existe más materia que es oxidable químicamente que biológicamente.	Parámetro muy útil para controlar los procesos de tratamiento por la rapidez y la precisión con que los resultados pueden obtenerse.
Carbono Orgánico Total (COT)	La muestra se inyecta a un horno a alta temperatura o a un medio químicamente oxidante. El CO <sub>2</sub> , producto de la oxidación de C, se mide en un analizador infrarrojo.	Aplicable también a pequeñas concentraciones de materia orgánica.

Fuente: Adaptado de Metcalf & Eddy, 1991 y Sawyer *et al.*, 1994.



**Tabla 1.2c. Características químicas principales de las aguas residuales: Materia Inorgánica**

Característica	Descripción	Importancia en el tratamiento
pH	$\text{pH} = -\log_{10} [\text{H}^+]$ Medición indirecta de la concentración de iones hidronio. (Acidez o basicidad)	Parámetro básico para controlar los sistemas de tratamiento. Es importante en los tratamientos biológicos, ya que los microorganismos sólo son capaces de desarrollarse en un intervalo específico de pH.
Alcalinidad (mg $\text{CaCO}_3$ /L)	Medida de la capacidad para neutralizar ácidos, debida a las sales de ácidos débiles y a bases fuertes o débiles (bicarbonatos $\text{HCO}_3^-$ , hidróxido $\text{OH}^-$ , carbonatos $\text{CO}_3^{2-}$ de Ca, Mg, Na, K o $\text{NH}_4^+$ ). Se mide por titulación volumétrica.	La concentración de alcalinidad en las aguas residuales es importante para el tratamiento químico y como parámetro de control de procesos biológicos de tratamiento, como el anaerobio.
Nitrógeno y Fósforo	Nitrógeno Total = nitrógeno orgánico, amoniacal ( $\text{NH}_4^+$ ), $\text{NO}_2^-$ , $\text{NO}_3^-$ . Con el método Kjeldahl se determina el nitrógeno orgánico. Fósforo = fósforo orgánico, ortofosfatos ( $\text{PO}_4^{3-}$ , $\text{HPO}_4^{2-}$ , $\text{H}_2\text{PO}_4^-$ , $\text{H}_3\text{PO}_4$ ). Los ortofosfatos se determinan con adición directa de una sustancia (molibdato de amonio, $(\text{NH}_4)_2\text{MoO}_4$ ) para formar un complejo coloreado.	Nutrientes básicos para el crecimiento y desarrollo de los microorganismos. Nitrógeno: parámetro para evaluar la tratabilidad biológica del agua residual. Fósforo: como referencia se tiene una concentración normal que va de 0.005 a 0.02 mg/L como $\text{P-PO}_4^{3-}$ , en cuerpos de agua. En aguas limpias este valor es de 0.001 mg/L.* *Jiménez y Ramos, 1995.
Azufre	Presente en materia orgánica y como $\text{SO}_4^{2-}$ , que bajo condiciones anaerobias es reducido biológicamente a $\text{S}^{2-}$ .	Si la concentración de sulfuros excede los 200 mg/L, los procesos biológicos de tratamiento pueden interrumpirse. Los $\text{S}^{2-}$ se combinan con hidrógeno para producir $\text{H}_2\text{S}$ , que es muy corrosivo para las instalaciones de fierro.
Metales Pesados	Metales como Ni, Mn, Pb, Cr, Cd, Zn, Cu, Fe, Hg. Muchos están clasificados como contaminantes prioritarios.	Algunos de ellos (Fe, Mg, Zn, Mn, Co, Cu, Ni, V, Mo, Se) son necesarios para el crecimiento de microorganismos. El exceso de estos metales es tóxico.

Cloruros	Provenientes de sales minerales del suelo, rocas, desechos industriales y domésticos. En concentraciones mayores a 250 mg/L dan un sabor salado al agua.	Métodos convencionales de tratamiento de desechos no remueven significativamente los cloruros. En la determinación de DQO, causan interferencias, lo cual puede evitarse con la adición de un agente acomplejante ( $HgSO_4$ ).
Gases: $N_2$ , $O_2$ , $CO_2$ ,  $H_2S$ , $NH_3$ , $CH_4$	Presentes en todas las aguas que están en contacto con el aire. Provenientes de la descomposición de materia orgánica en el agua residual. $H_2S$ : Formado de la descomposición anaerobia de materia orgánica que contiene S o reducción de $SO_4^{2-}$ y $SO_3^{2-}$ . $CH_4$ : Producto de la descomposición anaerobia de la materia orgánica.	El oxígeno disuelto se necesita para la respiración de los microorganismos aerobios y previene la formación de malos olores en el agua residual, ya que limita la formación de $H_2S$ (olor a huevos podridos). El $H_2S$ al combinarse con metales, forma sulfuros metálicos, que ennegrecen el agua o lodos. El $CH_4$ , si es producido en cantidades significativas, puede ser utilizado como combustible y fuente de energía en la misma planta de tratamiento.

Fuente: Adaptado de Metcalf & Eddy, 1991 y Sawyer, 1994.

**Tabla 1.3. Características microbiológicas generales de las aguas residuales**

Característica	Descripción	Importancia en el tratamiento
Organismos eucariontes multicelulares	Organismos eucariontes (con núcleo real) con distinciones en células y tejidos. Muchos de estos organismos pueden no ser microscópicos. Dentro de estos organismos se encuentran las plantas (plantas con conos, helechos, musgos y fanerógamas) y los animales (invertebrados y vertebrados)*	Desde gusanos o rotíferos microscópicos hasta crustáceos macroscópicos son importantes para la determinación de toxicidad de aguas residuales y para evaluar la eficacia de los procesos biológicos de tratamiento secundario. Muchos son patógenos (Helmintos: <i>Taenia saginata</i> , <i>Taenia solium</i> )

**"TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES: SU POTENCIAL APLICACIÓN EN MÉXICO"**

<p>Organismos eucariontes unicelulares y multicelulares</p>	<p>Organismos eucariontes (con núcleo real) sin diferencias de tejidos. Ejemplo: los protistas (algas, hongos y protozoarios).                  Algas: multicelulares o unicelulares, autótrofos y fotosintéticos.                  Hongos: en su mayoría multicelulares, heterótrofos, se reproducen por esporas.                  Protozoarios: en su mayoría unicelulares, heterótrofos aerobios. También existen protozoarios anaerobios. Algunos ejemplos de patógenos: protozoarios (<i>Entamoeba histolytica</i>, <i>Giardia lamblia</i>)</p>	<p>Algas: son necesarias como fuente de oxígeno producido por la fotosíntesis y utilizado por bacterias aerobias heterótrofas.                  Hongos: descomponen el carbono orgánico, soportan pH bajos y bajas concentraciones de nitrógeno.                  Protozoarios: son esenciales para la operación de los procesos de tratamiento biológico y purificación o pulimento de los efluentes, ya que mantienen un balance natural entre los microorganismos, consumiendo bacterias y materia orgánica particulada como fuente de energía. Muchos son patógenos y es necesario eliminarlos por desinfección.</p>
<p>Eubacterias y archaeobacterias</p>	<p>Procariotes (sin membrana nuclear), unicelulares. Son principalmente heterótrofos e incoloras. No son mayores de 1 µm. Pueden ser redondas (cocos), en forma de bastones (bacilos) o filiformes (espirilos). La mayoría de las bacterias son eubacterias. Aguas residuales contaminadas contienen aproximadamente 1 millón de bacterias/ml. Se reproducen por división en un tiempo mucho menor que los eucariontes. Existen bacterias patógenas, tales como <i>Salmonella</i> y <i>Vibrio cholerae</i>.</p>	<p>Muchas bacterias cumplen con la función de descomposición y estabilización de materia orgánica (sólidos coloidales no sedimentables y materia orgánica disuelta). Constituyen el fundamento de los procesos de tratamiento biológico. En condiciones favorables, muchas bacterias importantes para el tratamiento se duplican en cantidad de 20 a 40 min. (excepción nitrificantes: 10 a 30 h.). Tienen una mayor capacidad de adaptación que los eucariontes.</p>
<p>Virus</p>	<p>Organismos parásitos constituidos por cadenas de material genético (ADN, ARN), con una cubierta protéica, incapaces de sintetizar compuestos.</p>	<p>Por ser patógenos requieren de su eliminación por desinfección. Ejemplos: Adenovirus, Enterovirus, Hepatitis A, Reovirus, Rotavirus.</p>

\*Se mencionan los animales vertebrados por estar dentro de esta clasificación, pero raramente se encuentran en aguas residuales.

Fuente: Adaptado de Metcalf & Eddy, 1991 e Institut Fresenius GmbH et al., 1990.

Con base en la composición del agua residual, que se refiere a las cantidades de los constituyentes físicos, químicos y biológicos presentes, las aguas residuales domésticas pueden dividirse según la concentración de sus componentes. Es así como puede hablarse de aguas residuales de alta, mediana y baja concentración. En la tabla 1.4., se presentan las composiciones típicas o promedio de aguas residuales domésticas en algunas regiones de la República Mexicana y en Estados Unidos. Como referencia, se tiene que, en México, para aguas superficiales o aguas no contaminadas, la DQO es menor que 20 mg/L, aproximadamente. La DBO<sub>5</sub> para aguas no contaminadas oscila alrededor de 2 mg/L.

**Tabla 1.4. Características y concentraciones medias de aguas residuales domésticas en Estados Unidos y México. (Todas las unidades están en mg/L, excepto las indicadas)**

Características	Estados Unidos de América			México			
	Fuerte	Mediana	Débil	Norte	Centro	Golfo y Sureste	Distrito Federal
pH (adimensional)				7.1	7.2	7.1	7.4
Temperatura (°C)				15	26	25	
Sólidos totales	1200	720	350	1545	1132	978	1015
Sólidos fijos	600	355	165	1079	612	523	536
Sólidos volátiles	600	365	185	466	520	455	481
Sólidos disueltos	850	500	250	1326	816	740	858
Sólidos disueltos fijos	525	300	145	974	524	445	472
Sólidos disueltos volátiles	325	200	105	352	292	295	386
Sólidos suspendidos	350	220	100	219	316	238	159
Sólidos suspendidos fijos	75	55	20	105	88	78	64
Sólidos suspendidos volátiles	275	165	80	114	228	160	95
Sólidos sedimentables (mL/L)	20	10	5	1.6	8.7	7.2	1.82
DBO <sub>5</sub>	400	220	110	229	326	159	245
DQO	1000	500	250	462	684	307	587
COT	290	160	80				
Nitrógeno total	85	40	20	40	41	27	20
Nitrógeno orgánico	35	15	8	17	12	11	11
Nitrógeno amoniacal	50	25	12	23	29	16	9
Nitrógeno de nitritos	0	0	0				
Nitrógeno de nitratos	0	0	0				
Fósforo total	15	8	4	23	13	36	9
Fósforo orgánico	5	3	1				
Fósforo inorgánico	10	5	3				
SAAM*				11.9	9.8	17.6	10.2
Cloruros	100	50	30				
Sulfatos	50	30	20				
Alcalinidad como CaCO <sub>3</sub>	200	100	50				
Grasas y aceites	150	100	50	46	60	58	97
DQO/DBO <sub>5</sub>	2.50	2.27	2.27	2.02	2.10	1.93	2.40
SVT/ST	0.50	0.51	0.53	0.30	0.46	0.47	0.47
SST/ST	0.30	0.31	0.29	0.14	0.28	0.24	0.16
SSV/SST	0.79	0.75	0.80	0.52	0.72	0.67	0.60
SSV/SVT	0.46	0.45	0.43	0.24	0.44	0.35	0.20
DBO <sub>5</sub> : N : P	100:21:3.8	100:18:3.6	100:18:3.6	100:17:10	100:12:4	100:7:23	100:8:3.9

\*Sustancias activas al azul de metileno

Fuente: Romero, 1985 y Metcalf y Eddy, 1991.

Estos son datos promedio, representativos. No representan valores constantes, ya que la composición de las aguas residuales, en una corriente, puede variar casi constantemente. Sin embargo, a pesar de esto, su composición se mantiene en un intervalo de valores

determinado, sin registrarse variaciones sustanciales sostenidas. Cabe mencionar que son características generales de las aguas residuales domésticas, los grandes volúmenes totales descargados, con referencia a las aguas residuales industriales; también un medio contenido orgánico, contienen patógenos, manifiestan poca variación en la composición y registran variaciones horarias de flujo (López, 1985).

Para el caso de México, no existen datos suficientes para la caracterización de todas las aguas residuales del país. No obstante esto, de la información que sí está disponible, se puede concluir que la mayoría de los datos indican valores de  $DBO_5$  superiores a 100 mg/L. Se cuenta con datos promedios de  $DQO = 704$  mg/L,  $SST = 283$  mg/L y  $DBO_5 = 563$  mg/L, correspondientes a aguas residuales municipales, con descargas de aguas residuales industriales, con relaciones de  $DQO/DBO_5 > 3$ . Si no se toman en cuenta los valores de las descargas industriales, se obtienen los siguientes valores promedios:  $DBO_5 = 250$  mg/L,  $DQO = 440$  mg/L y  $SST = 340$  mg/L (Jiménez y Ramos, 1995).

### **3. Tratamiento de aguas residuales: generalidades**

El tratamiento de aguas residuales puede considerarse como el conjunto de operaciones y procesos destinados a acelerar los procesos naturales de degradación de materia; remover o transformar compuestos o sustancias para devolver al agua sus características y propiedades originales, de tal forma que se alcance una calidad de agua específica.

Con el tratamiento de aguas residuales puede lograrse una satisfacción de la demanda de agua de primer uso, una disminución de la cantidad de desechos vertidos al agua con un consiguiente abatimiento de los niveles de contaminación en los cuerpos de agua, así como la realimentación de las fuentes de abastecimiento de agua, para causar un menor impacto en el ambiente.

Para cumplir con las metas del tratamiento arriba mencionadas se han desarrollado varios tipos de procesos u operaciones de tratamiento, los cuales varían en eficacia, volumen y tipo de desecho manejado, infraestructura requerida y costos, entre otras características.

#### **3.1. Tipos de tratamientos de aguas residuales**

Los distintos tipos de tratamientos de aguas residuales pueden clasificarse según la calidad del efluente obtenido del proceso u operación (que se refiere como nivel de tratamiento) o por las características inherentes del tratamiento, es decir, si es una característica del proceso que se realicen reacciones químicas o bioquímicas, que se utilicen operaciones físicas de separación, que se empleen microorganismos para la remoción de materia orgánica, etc.

Por lo anterior, los métodos de tratamiento pueden dividirse según la depuración que den al agua residual en: métodos de tratamiento primario (o preliminar), secundario y terciario (o avanzado), siendo éste último el que ofrece una mejor calidad del efluente cuando va precedido de los tratamientos primario y secundario. Si los métodos de tratamiento están fundamentados en las propiedades físicas del agua y de sus constituyentes, entonces se les denomina operaciones físicas o métodos físicos de tratamiento. Los tratamientos en los que se utilizan reacciones químicas para remover los contaminantes corresponden a procesos químicos de tratamiento. De forma similar, los procesos biológicos de tratamiento se basan en la remoción de contaminantes por medio de la actividad biológica de microorganismos.

El tratamiento primario consiste en ciertas operaciones físicas, como el cribado y la sedimentación, para la remoción de basura y residuos grandes, arena, grasas y aceites, una porción de sólidos suspendidos y de materia orgánica. Los procesos químicos y biológicos entran dentro del tratamiento secundario y remueven la mayoría de los compuestos orgánicos biodegradables y sólidos suspendidos. En el tratamiento avanzado se pueden combinar operaciones y procesos para remover el excedente de materia orgánica y otros compuesto como nitrógeno, fósforo, compuestos tóxicos, sólidos disueltos y para realizar una desinfección del agua.

Los niveles de tratamiento primario, secundario y avanzado pueden concebirse como un tren de tratamiento o conjunto de operaciones y procesos, con los cuales se logra la depuración de las aguas residuales.

Con la gran gama de métodos existentes, puede haber una amplia variedad de combinaciones que proporcionen un sistema de tratamiento, mas no debe perderse de vista el objetivo principal del tratamiento, que es la obtención de un efluente que cumpla con los requerimientos de calidad establecidos y que, por lo tanto, disminuya los impactos ambientales, y todo esto con el menor costo posible.

Se presentan casos de métodos de tratamiento que combinan operaciones físicas y procesos químicos. Dentro de estos cabe mencionar los métodos fisicoquímicos, como el primario avanzado, que incluye coagulación química, floculación y sedimentación. Existen otros casos en los que se combinan las operaciones físicas con los procesos químicos y biológicos. Un ejemplo son los filtros de lecho de raíces (*wetlands*) que son sistemas naturales construidos.

A continuación se presenta un resumen de los procesos de tratamiento más importantes agrupados conforme al contaminante que eliminan del agua residual. (Tabla 1.5.)



**Tabla 1.5. Procesos de tratamiento de aguas residuales**

Contaminante removido	Tratamiento
Sólidos grandes, sólidos suspendidos y sólidos sedimentables	<p>Mecánicos:</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Tamizado y cribado</li> <li>2. Sedimentación/decantación</li> <li>3. Flotación</li> <li>4. Centrifugación</li> <li>5. Prensado</li> <li>6. Filtración</li> </ol> <p>Fisicoquímicos:</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Coagulación y floculación químicas por adición de polímeros o sales.</li> </ol> <p>Sistemas Naturales Construidos*</p>
Sólidos coloidales, filtrables y disueltos	<p>Eléctricos y magnéticos:</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Electrostáticos                         <ol style="list-style-type: none"> <li>a) Depositación eléctrica</li> <li>b) Electroósmosis</li> </ol> </li> <li>2. Magnéticos</li> </ol>
Compuestos orgánicos biodegradables	<p>Biológicos:</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Anaerobios                         <ol style="list-style-type: none"> <li>a) Biomasa suspendida (Fosa séptica, tanque Imhoff, contacto anaerobio)</li> <li>b) Biomasa fija (Filtro anaerobio, UASB)</li> <li>c) Lecho expandido o fluidificado</li> </ol> </li> <li>2. Aerobios                         <ol style="list-style-type: none"> <li>a) Extensivos (Lagunas de estabilización)</li> <li>b) Biomasa suspendida (Lodos activados, aireación extendida)</li> <li>c) Biopelícula (Filtros percoladores, biodiscos)</li> </ol> </li> <li>3. Procesos acoplados anaerobio-aerobio</li> </ol> <p>Fisicoquímicos</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Ozonización</li> <li>2. Ósmosis inversa</li> </ol> <p>Sistemas naturales construidos*</p>
Compuestos orgánicos volátiles (COV)	<p>Fisicoquímicos</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Evaporación, destilación, rectificación.</li> <li>2. Secado</li> <li>3. Extracción</li> <li>4. Adsorción</li> <li>5. Absorción</li> <li>6. Aireación</li> </ol>

Organismos patógenos	<p>Químicos</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Oxidación química             <ol style="list-style-type: none"> <li>a) Cloración a l punto crítico</li> <li>b) Hipocloración</li> <li>c) Adición de cloruro de bromo</li> <li>d) Ozonización</li> <li>e) Radiación con luz ultravioleta</li> </ol> </li> <li>2. Sistemas naturales construidos*</li> </ol>
Nitrógeno	<p>Biológicos</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Nitrificación /desnitrificación             <ol style="list-style-type: none"> <li>a) Lodos activados</li> <li>b) Reactores aerobios de biopelícula</li> <li>c) Lagunas de estabilización</li> </ol> </li> </ol> <p>Fisicoquímicos</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Desorción de amoniaco (<i>Stripping</i>)</li> <li>2. Intercambio iónico</li> </ol> <p>Químicos</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Cloración al punto de quiebre</li> </ol> <p>Sistemas naturales construidos*</p>
Fósforo	<p>Biológicos</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Remoción biológica de fósforo             <ol style="list-style-type: none"> <li>a) Lodos activados</li> <li>b) Lagunas</li> <li>c) Por algas en zanjas de oxidación con lodos activados.</li> </ol> </li> </ol> <p>Fisicoquímicos</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Coagulación con NaOH; sedimentación</li> <li>2. Precipitación por adición de sales metálicas (<math>\text{FeCl}_3</math>, <math>\text{FeSO}_4</math>, <math>\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3</math>)</li> </ol>
Compuestos orgánicos disueltos	<p>Fisicoquímicos</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Intercambio iónico</li> <li>2. Ósmosis inversa</li> <li>3. Electrodialisis (materia coloidal)</li> <li>4. Adsorción</li> <li>5. Ozonización</li> </ol> <p>Químicos</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Floculación por adición de compuestos químicos (sales de Al, de Fe, cal y polímeros).</li> </ol>
Compuestos orgánicos refractarios	<p>Fisicoquímicos</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Adsorción</li> <li>2. Ozonización</li> <li>3. Ósmosis inversa</li> </ol> <p>Sistemas naturales construidos*</p>

Metales pesados	Fisicoquímicos 1. Precipitación química 2. Intercambio iónico 3. Ultrafiltración 4. Electrólisis Sistemas naturales construidos*
-----------------	-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------

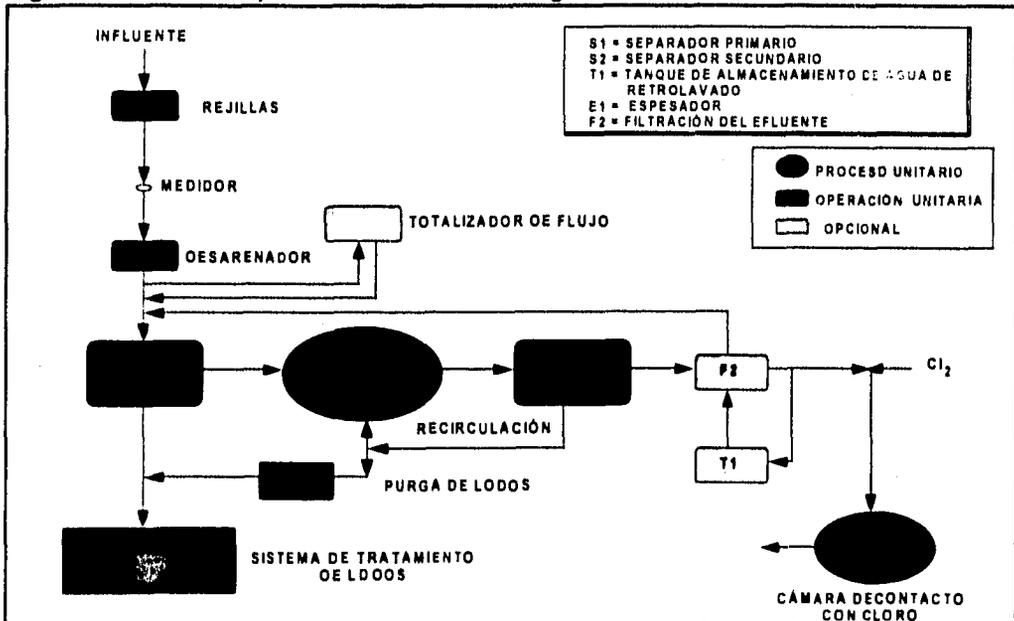
\* sistemas naturales construidos (*land treatments, wetlands*)

Fuente: Adaptado de Metcalf & Eddy, 1991 y Institut Fresenius GmbH et al., 1990.

El cuadro anterior presenta los tratamientos más usados para la remoción de los contaminantes. Muchos tratamientos remueven varias materias o sustancias, por lo que esta clasificación no es estricta ni inflexible. Un ejemplo, lo constituye el reactor anaerobio de lecho de lodos y flujo ascendente (UASB), que funciona como sedimentador y degradador de compuestos orgánicos biodegradables, principalmente. Cabe mencionar que algunos métodos, como la precipitación química del fósforo, pueden utilizarse en los tres niveles de tratamiento, pero en cada caso se tendrán ventajas e inconvenientes en su aplicación. De aquí se desprende también la importancia de la selección de las tecnologías que procuren una depuración con los mejores resultados posibles y al menor costo.

Como se mencionó con anterioridad, todos estos procesos y operaciones pueden acoplarse en un tren de tratamiento, que va del nivel primario hasta el terciario o avanzado, según sean las necesidades y requerimientos de depuración del agua residual. Entre otros sistemas puede citarse el sistema de la figura 1.2., que corresponde a un acoplamiento típico de operaciones y procesos de una planta de tratamiento.

Figura 1.2. Sistema típico de tratamiento de aguas residuales



Fuente: Adaptado de Metcalf & Eddy, 1991.

En el esquema de la figura 1.2., el proceso biológico puede estar constituido por la combinación de distintos procesos. Algunos ejemplos son: el reactor anaerobio de cama de lodos y flujo ascendente (UASB) combinado con una aireación extendida, lodos activados, filtro percolador + lodos activados, lagunas aireadas o biodiscos.

### **3.2. Desechos sólidos provenientes del tratamiento de aguas residuales**

La mayoría de los procesos de tratamiento, en menor o mayor medida, se basan en la remoción de los contaminantes del agua residual, pero no en su destrucción completa. Es por esto, que estos contaminantes no desaparecen, ya que pueden quedar, una vez retirados del agua, sin ningún cambio mayor o ser transformados a otros estados físicos, químicos o biológicos.

Los residuos generados por el tratamiento de las aguas residuales incluyen principalmente:

- Sólidos de cribado
- Arenas
- Sólidos flotantes
- Lodos de sedimentadores

Los sólidos de cribado están conformados por materia orgánica e inorgánica lo suficientemente grande para ser removida por barras recolectoras o cribas. Las arenas son sólidos inorgánicos pesados que se sedimentan con relativamente altas velocidades. Dependiendo del tipo de operación, las arenas pueden contener materia orgánica en forma de grasas y aceites; generalmente provienen de desarenadores. Los sólidos flotantes incluyen a todos los materiales flotantes recolectados de la superficie de sedimentadores primarios y secundarios. Los sólidos flotantes pueden estar formados por grasas, aceites, ceras, jabones, desperdicios de comida, vegetales, pelo, papel, algodón, materiales plásticos, entre otros.

En general, los lodos pueden ser lodos provenientes de precipitación química, lodos activados, lodos de filtros percoladores o procesos de biopelícula, lodos de reactores anaerobios o los lodos ya tratados por algunos de los métodos de tratamiento que se mencionarán después. Los lodos están compuestos, en su mayoría, por los contaminantes removidos del agua residual. Es así como los lodos provenientes de los tratamientos biológicos contienen la materia orgánica del agua residual ya transformada, mas esta materia orgánica todavía puede descomponerse y ser contaminante. Estas características de putrescibilidad, descomposición, infección y/o toxicidad de los componentes de los lodos provenientes de cualquier tratamiento de aguas residuales, son las que hacen necesario su tratamiento o estabilización posterior.

Otras características generales de los lodos son:

a) Presentan un color que puede ir del café, café oscuro, hasta gris o negro. Los lodos provenientes de un tratamiento anaerobio son grises o negros. Los lodos activados en condiciones sépticas son negros.

b) Pueden tener un olor desagradable, como es el caso de los lodos provenientes de una sedimentación primaria, o un olor a tierra mojada típico de los lodos activados. Los lodos anaerobios tienen un olor inofensivo a menos que contengan sulfuros o ácido sulfhídrico. Los lodos activados sépticos tienden a tener un olor de materia en putrefacción.

c) Tienen una consistencia viscosa (lodos de sedimentación primaria) o apariencia floculenta, como lodos anaerobios o activados.

Los lodos provenientes de tratamientos con sedimentación química presentan características más específicas por su contenido de metales. De esta forma, los lodos con sales metálicas son negros o incluso rojizos en la superficie, si su contenido de fierro es alto. Los lodos de precipitación con cal son grisáceos. En lo que respecta a su consistencia, estos lodos son un poco viscosos, pero pueden ser gelatinosos si contienen hidróxidos de aluminio o fierro.

En cuanto a las características químicas de los lodos, en las tablas 1.6. y 1.7. se enlistan composiciones y propiedades típicas de algunos lodos sin tratar.

**Tabla 1.6. Composiciones y propiedades de lodos sin tratar**

<b>Parámetro</b>	<b>Lodo primario sin tratar Intervalo</b>	<b>Lodos activados Intervalo</b>
Sólidos Totales base seca (ST), %	2.0-8.0	0.83-1.16
Sólidos volátiles (% de ST)	60-80	59-88
Grasas y aceites (% de ST)		
Solubles en éter	6-30	
Extraídos con éter	7-35	5-12
Proteínas (% de ST)	20-30	32-41
Nitrógeno (N, % de ST)	1.5-4	2.4-5.0
Fósforo (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> , % de ST)	0.8-2.8	2.8-11.0
Potasio (K <sub>2</sub> O, % de ST)	0-1	0.5-0.7
Celulosa (% de ST)	8.0-15.0	
Hierro (no como sulfuro)	2.0-4.0	
Silice (SiO <sub>2</sub> , % de ST)	15.0-20.0	
pH	5.0-8.0	6.5-8.0
Alcalinidad (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	500-1 500	580-1 100
Ácidos orgánicos (mg/L como ácido acético)	200-2 000	1 100-1 700
Contenido energético, Btu/lb (kJ/kg)	10 000-12 500 (23 241-29 051)	8 000-10 000 (18 593-23 241)

Fuente: Metcalf & Eddy, Inc., 1991.

**Tabla 1.7. Características de lodos granulares anaerobios sin tratar**

Parámetro	Características
SST (g/L)	30 - 40
SSV (g/L)	20 - 30
SSF (g/L)	8 - 12
Índice volumétrico de lodos (ml/g)	10 - 20
Velocidad de sedimentación (ml/h)	>10
Granulometría (mm)	0.5 a 1.5
Actividad metanogénica (g CH <sub>4</sub> DQO/gSSV.d)	0.8 a 1.5
Número más probable de bacterias (NMP bac/ gSSV)	10 <sup>8</sup> a 10 <sup>9</sup>
Contenido de cenizas (mineral) <sup>o</sup>	8 - 65 %

<sup>o</sup> Hulshoff *et al.*, 1985, citado por Moreno, 1994.

**Fuente: Adaptado de Bustamante, 1993.**

Las características de los lodos son importantes, ya que tienen influencia en:

- a. En el control de procesos de digestión de lodos (pH, alcalinidad y contenido de ácidos orgánicos son parámetros de control de digestión anaerobia).
- b. La posterior aplicación que pueden tener los lodos, una vez estabilizados (Constituyentes químicos y nutrientes).
- c. En los mismos métodos de tratamiento (Metales pesados, plaguicidas e hidrocarburos deben considerarse para incineración y filtros de suelos o *land treatment*).

De los datos presentados cabe resaltar el bajo contenido de sólidos de los lodos y la relativamente alta fracción de sólidos orgánicos presente. Además, se muestra información sobre el valor energético de estos lodos, ya que una posible aplicación posterior al tratamiento y deshidratación de este material es la incineración para generar energía.

### 3.2.1. Procesos para el tratamiento y manejo de lodos

Ya se había mencionado la necesidad de tratar los residuos provenientes de los métodos de depuración de las aguas residuales, por las características propias de putrescibilidad y descomposición que presentan estos lodos y porque si no se realiza este último tratamiento, no se cumple con la meta principal que se persigue con la propia depuración de las aguas residuales, que es la eliminación de aquellos componentes que causan daños al medio al que se desechan.

Al igual que los tratamientos de aguas residuales, los de lodos existen en una gama amplia y la aplicación de cada uno depende del objetivo que se busque en el tratamiento y la aplicación que puedan tener estos residuos ya estabilizados. Además, cabe destacar que las características de los tratamientos de lodos están determinadas por el tipo de

depuración de las aguas residuales que se haya realizado con anterioridad, ya que los lodos tienen distintas propiedades dependiendo de su origen. Es en este sentido, que puede darse el ejemplo de los lodos provenientes de un tratamiento primario con coagulación química, floculación y precipitación. Estos lodos pueden ser difíciles de tratar y pueden requerir de otros procesos de tratamiento para su depuración final.

Lo anterior ilustra la importancia de la selección de un método o sistema de tratamiento de aguas residuales que además de facilitar un efluente con la calidad requerida, no genere subproductos indeseables en grandes cantidades y con constituyentes que dificulten su tratamiento posterior.

La producción de lodos es un hecho inevitable que debe afrontarse y el empleo de cierta tecnología puede ayudar a que el manejo de lodos pueda realizarse con mayor facilidad y se tenga una utilidad del producto obtenido de esta depuración. Por esto, la cantidad de lodo generada es un factor importante a considerar en el tratamiento de aguas residuales. Existen casos de tecnologías, como los procesos biológicos aerobios, que producen lodos capaces de ser tratados posteriormente, pero cuya cantidad es significativamente mayor que la generada en otros sistemas de depuración de aguas, como los sistemas anaerobios.

Entre los objetivos fundamentales del tratamiento y manejo de lodos están la reducción del agua y contenido orgánico y la obtención de un lodo con características que den facilidad en su disposición final o reuso.

Un sistema de tratamiento de lodos consiste de las siguientes etapas principales (Morgan, 1995).

1. Eliminación de sólidos grandes
2. Homogeneización de los lodos generados en distintas operaciones y procesos
3. Espesamiento (Generalmente, hasta 30-40 g/l)
4. Estabilización
5. Deshidratación (Generalmente, hasta 60 % de humedad)
6. Disposición final

Con la estabilización se logra la reducción de malos olores, la reducción de algunos organismos patógenos y la disminución del contenido de sólidos suspendidos volátiles (SSV), que eliminará la tendencia del lodo a la putrefacción.

En la tabla 1.8. se resumen los procesos más usados para el tratamiento de lodos.

Tabla 1.8. Procesos para el tratamiento y manejo de lodos

Operación unitaria, proceso unitario o método de tratamiento	Objetivos
Operaciones preliminares Trituración de lodos Desarenado de lodos Homogeneización de lodos Almacenamiento de lodos	Reducción de tamaño Remoción de arena Uniformizar la composición Almacenar para tratamiento posterior
Espesamiento Por gravedad Flotación Centrifugación Con banda de gravedad Con tambor giratorio	Reducción de volumen Reducción de volumen Reducción de volumen Reducción de volumen Reducción de volumen
Estabilización Adición de cal (NaOH) Térmica Digestión anaerobia Digestión aerobia Composteo	Estabilización Estabilización Estabilización y reducción de masa Estabilización y reducción de masa Estabilización y recuperación del producto
Acondicionamiento Químico Tratamiento térmico	Facilitar la deshidratación Pretratamiento para digestión
Desinfección Pasteurización Almacenamiento prolongado	Eliminación de patógenos Eliminación de patógenos
Deshidratación Filtración al vacío Centrifugación Filtro prensa con banda Filtro prensa Lechos de secado de lodos Lagunas	Reducción de volumen Reducción de volumen Reducción de volumen Reducción de volumen Reducción de volumen Almacenamiento y reducción de volumen
Secado térmico Secador flash Secador con atomización Secador rotatorio Secador de hogares múltiples Evaporador de múltiple efecto	Reducción de peso y volumen Reducción de peso y volumen Reducción de peso y volumen Reducción de peso y volumen Reducción de peso y volumen
Reducción térmica Incineración con hogares múltiples Incineración con lecho fluidificado Cocineración con desechos sólidos Oxidación con aire húmedo Reactor vertical de pozo profundo	Reducción de volumen y fuente energética Reducción de volumen Reducción de volumen Estabilización y reducción de volumen Estabilización y reducción de volumen

Handwritten notes on the left side of the page, possibly a list or index, including the word "Discussions" at the top.

Handwritten notes on the right side of the page, continuing the list or index from the left side.

Main body of handwritten text, consisting of multiple paragraphs and lines of notes, filling the central and lower portions of the page.

Disposición final	Disposición final
Filtro de suelos	Aprovechamiento del residuo
Distribución y mercadeo	Aprovechamiento del residuo y
Fijación química	disposición final
Rellenos sanitarios	Disposición final
Lagunas	Reducción de volumen y disposición
	final

Fuente: Metcalf & Eddy, 1991.

### 3.3. Situación general del tratamiento de aguas residuales en México

#### 3.3.1. Plantas de tratamiento de aguas residuales

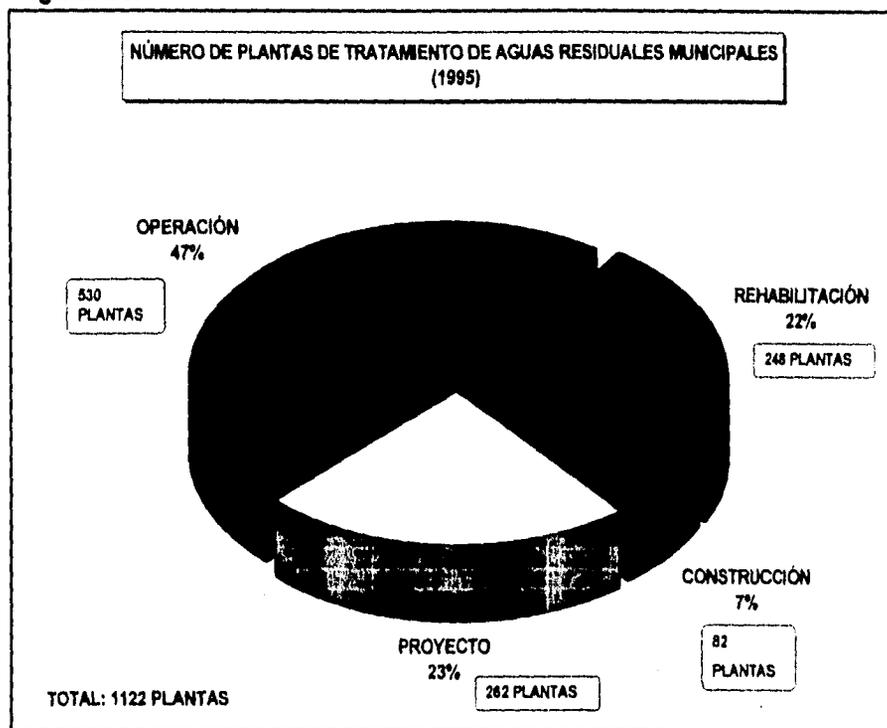
Jiménez y Ramos (1995) reportan que la producción de aguas residuales domésticas en México se estima cercana a 160 m<sup>3</sup>/s y 282 m<sup>3</sup>/s (según Comisión Nacional de Ecología (CONADE)) para aguas residuales industriales (incluyendo sector agropecuario), lo que corresponde a un total de 442 m<sup>3</sup>/s. Este dato corresponde aproximadamente con el proporcionado por la Sedue en 1992, que es de 462 m<sup>3</sup>/s. Se puede, entonces, considerar con buena aproximación, que actualmente en México se producen alrededor de 500 m<sup>3</sup>/s de aguas residuales con posibilidad de control por medio de redes de alcantarillado.

De 721 plantas de tratamiento de aguas residuales municipales e industriales que existían en toda la República en 1992 (Sedesol), este número aumentó a 957 en 1995 (Jiménez y Ramos). De este total de 957 plantas de depuración de aguas, 778 (82 %) trataban aguas residuales municipales y 179 (18 %) servían para el tratamiento de efluentes de aguas industriales. Estas plantas en su conjunto trataban un flujo de 26.8 m<sup>3</sup>/s, solamente.

Es necesario mencionar que de manera contraria a las plantas de aguas residuales industriales, las cuales todas estaban en funcionamiento en 1995, no todas las plantas de aguas residuales municipales se encontraban trabajando. De 778 plantas municipales de tratamiento de aguas residuales, sólo 530 estaban en operación. Estas plantas trataban un caudal de 21 m<sup>3</sup>/s, que corresponde al 57 % del gasto de diseño. El resto de plantas (248) se encontraban en rehabilitación y existían 82 plantas más en construcción y 262 en proyecto. Con éstas últimas, se pretendía tener un total de 1122 plantas que trataran aguas residuales municipales. Esta situación se resume en la figura 1.3. Si se consideran las plantas de tratamiento de aguas residuales industriales, el total ascendía a 1301 plantas que tratarían 80 m<sup>3</sup>/s de aguas residuales.

En lo referente a las plantas de tratamiento de aguas residuales industriales, éstas trabajaban al 94 % de su capacidad de diseño, lo que significaba un tratamiento de 5.75 m<sup>3</sup>/s de aguas residuales industriales (Jiménez y Ramos, 1995).

Figura 1.3.



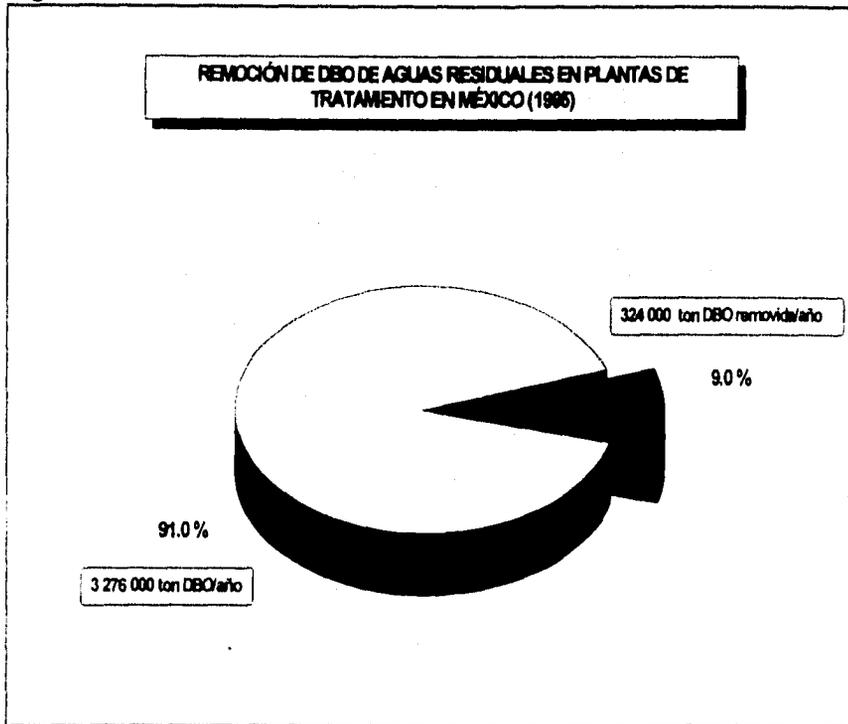
Una referencia importante para evaluar la situación del tratamiento de aguas residuales es la consideración de la cantidad de agua residual tratada. Pero es también fundamental determinar cuál es la eficacia del tratamiento, ya que puede estarse tratando un flujo grande de agua, pero con una eficacia muy baja. Es por esta razón que es importante evaluar, con base en algún parámetro, como puede ser la DBO, DQO y SST, cuál es la depuración que se obtiene. En este aspecto, se tiene que según la SGIHUI-CNA (Subdirección General de Infraestructura Hidráulica Urbana e Industrial- CNA), en toda la República Mexicana, anualmente, se generaban 3 600 000 ton de DBO. De esta cantidad, sólo el 9.3 % (324 000 ton DBO/año) era removido en las instalaciones antes citadas (Jiménez y Ramos, 1995). Ver figura 1.4.

A continuación se presenta la remoción promedio de contaminantes, registrada en las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales y aguas residuales industriales en México (Jiménez y Ramos, 1995).

Remoción (Porcentajes)	Aguas Residuales Municipales	Aguas Residuales Industriales
DQO	59	53
DBO	62	64
SST	70	62

De esta tabla se observa que la remoción obtenida de ambos tipos de aguas residuales es muy similar, aunque las instalaciones de tratamiento de aguas residuales domésticas tienen un porcentaje de remoción ligeramente mayor.

**Figura 1.4.**



### **3.3.2. Tecnología para el tratamiento de aguas residuales en México**

En México se realiza la depuración de las aguas residuales por medio de diversas tecnologías. En seguida se exponen ciertos datos al respecto.

#### **A) Tecnologías empleadas en el tratamiento de aguas residuales domésticas**

El proceso de tratamiento de aguas residuales, al que mayor aplicación se le ha dado en México, ha sido el tratamiento por medio de lagunas de estabilización. A pesar de esto, en la actualidad se han aplicado y se están generando otras tecnologías que cumplen con los mismos objetivos de este último tratamiento y que presentan otras ventajas.

Todos los métodos de depuración tienen una eficacia teórica de remoción de materia orgánica y, generalmente, la eficacia real observada varía con respecto al valor teórico. Esta variación se debe a varios factores entre los que cabe mencionar las condiciones de

operación de la planta. En seguida, se enlistan los procesos de tratamiento empleados en México para la depuración de aguas residuales municipales y las eficacias teórica y real registradas. Estas eficacias se reportan como porcentajes de remoción de DBO (Tabla 1.9.).

**Tabla 1.9. Remoción de DBO teórica y real de distintos procesos de tratamiento de aguas residuales en México**

Proceso	Eficacia teórica Remoción de DBO (%)	Eficacia real Remoción de DBO (%)
Tratamiento avanzado	95	86
Aireación extendida	85	84
Discos biológicos	80	79
Lodos activados	80	89
Lagunas de estabilización	80	73
Filtros biológicos	65	61
Coagulación/floculación	55	55
Lagunas anaerobias	50	50
Lagunas de sedimentación	30	30
Proceso enzimático*	30	90
Tratamiento primario	30	31
Tanque séptico	30	39
Tanque Imhoff	30	38
-----		
Filtro arena		90
Lemna		90
Reactor anaerobio		89
Zanjas de oxidación		82
Tratamiento primario avanzado		76
Tratamiento Fisicoquímico		55
Tratamiento de grasas y aceites		10
Fosas de neutralización		10

■ No se cuenta con datos suficientes

\* Puede referirse a fosas sépticas

Fuente: Jiménez y Ramos, 1995.

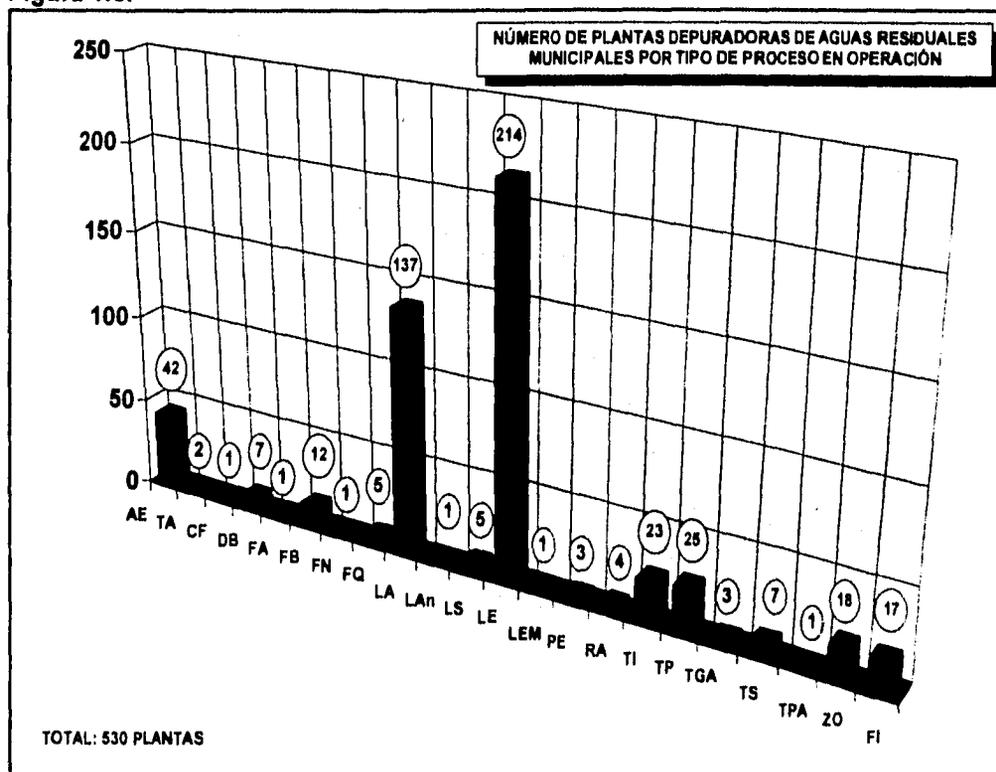
En la figura 1.5. se muestra el número de plantas que estaban en funcionamiento, junto con el tipo de proceso fundamental que se utilizaba hasta 1994 para tratar aguas residuales municipales. En las figuras 1.6., 1.7. y 1.8. siguientes, se presenta la misma información pero para plantas en rehabilitación, plantas en construcción y plantas en proyecto, respectivamente.

De estas cuatro gráficas puede observarse que la tecnología que más aplicación ha hallado en México, es la de lagunas de estabilización. De las 363 plantas que estaban

construidas con esta tecnología para 1994, 149 plantas se encontraban en rehabilitación. Esto lleva a pensar, entonces, que esta tecnología ha sido también la tecnología que con menor éxito se ha aplicado en México. Es dentro de este contexto que cabe mencionar que a pesar de que las lagunas de estabilización son los procesos predominantes para el tratamiento de aguas residuales municipales en México, esto no indica que estos procesos sean los mejores o los que mejor se adecuen a las condiciones de tratamiento de estas aguas en el país. A pesar de esta situación, en 1994 se reportaban que había en proyecto 262 plantas de las cuales 154 iban a construirse con lagunas de estabilización. He aquí una de las contradicciones que presenta la problemática del tratamiento de aguas en México. Realmente los factores que pueden afectar el empleo de una tecnología determinada deben estar fundamentados en la eficacia del proceso, volumen y tipo de desecho que puede manejarse, infraestructura humana necesaria, material disponible, costo y condiciones socioeconómicas que prevalecen en la localidad donde se va a instalar la planta.

Para ilustrar cómo ha sido la distribución de la utilización de la tecnología para la depuración de aguas residuales domésticas, se anexa la figura 1.9., en la cual puede apreciarse la preferencia de la utilización de lagunas de estabilización.

Figura 1.5.

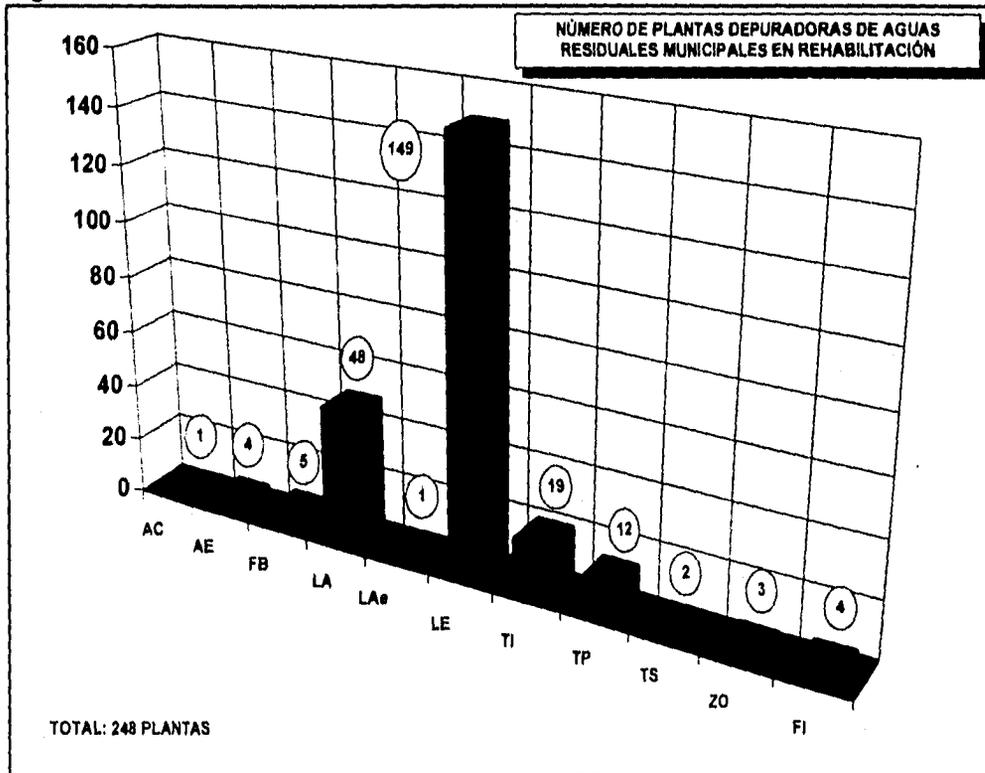


AE - aireación extendida, TA - tratamiento avanzado (3°), CF - coagulación floculación, DB - disco biológico, FA - filtro arena, FB - filtro biológico, FN - fosa de neutralización, FQ - fisicoquímico, LA - lodos activados, LAN - lagunas anaerobias, LS - lagunas de sedimentación, LE - lagunas de estabilización, LEM - Lemna, PE - proceso enzimático\*, RA - reactor anaerobio, TI - tanque Imhoff, TP - tratamiento primario, TGA - tratamiento de grasas y aceites, TS - tanque séptico, TPA - tratamiento primario avanzado, ZO - zanjas de oxidación, FI - falta información.

\*Puede referirse a fosas sépticas

Fuente: Jiménez y Ramos, 1995.

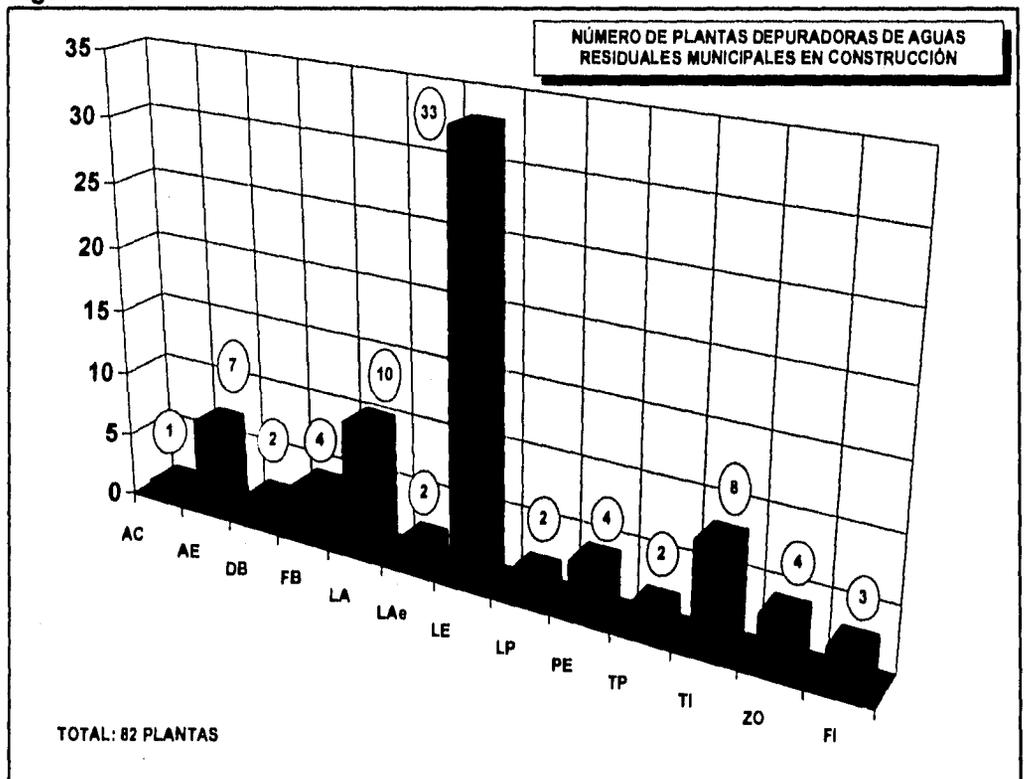
Figura 1.6.



AC - aireación a contracorriente, AE - aireación extendida, FB - filtro biológico, LA - lodos activados, LAe - lagunas aerobias, LE - lagunas de estabilización, TI - tanque Imhoff, TP - tratamiento primario, TS - tanque séptico, ZO - zanjas de oxidación, FI - falta información.

Fuente: Jiménez y Ramos, 1995.

Figura 1.7.

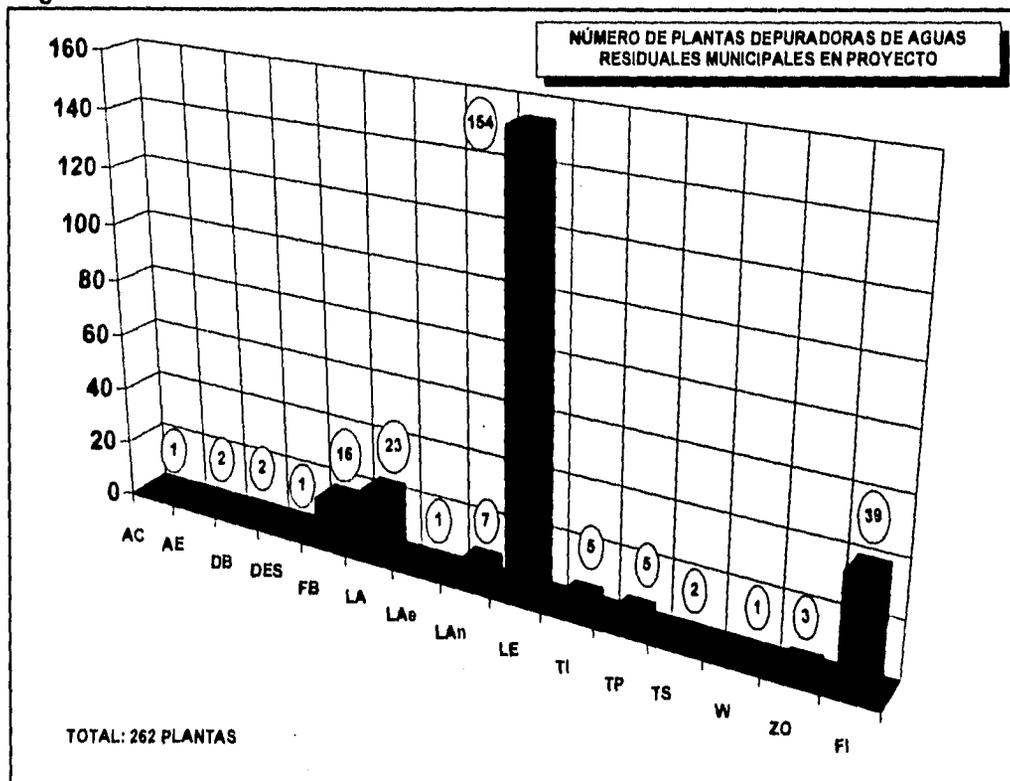


AC - aireación a contracorriente, AE - aireación extendida, DB - disco biológico, FB - filtro biológico, LA - lodos activados, LAe - lagunas aerobias, LE - lagunas de estabilización, LP - lagunas tipo pantano (tipo *wetland*), PE - proceso enzimático\*, TP - tratamiento primario, TI - tanque Imhoff, ZO - zanjas de oxidación, FI - falta Información.

\*Puede referirse a fosas sépticas

Fuente: Jiménez y Ramos, 1994.

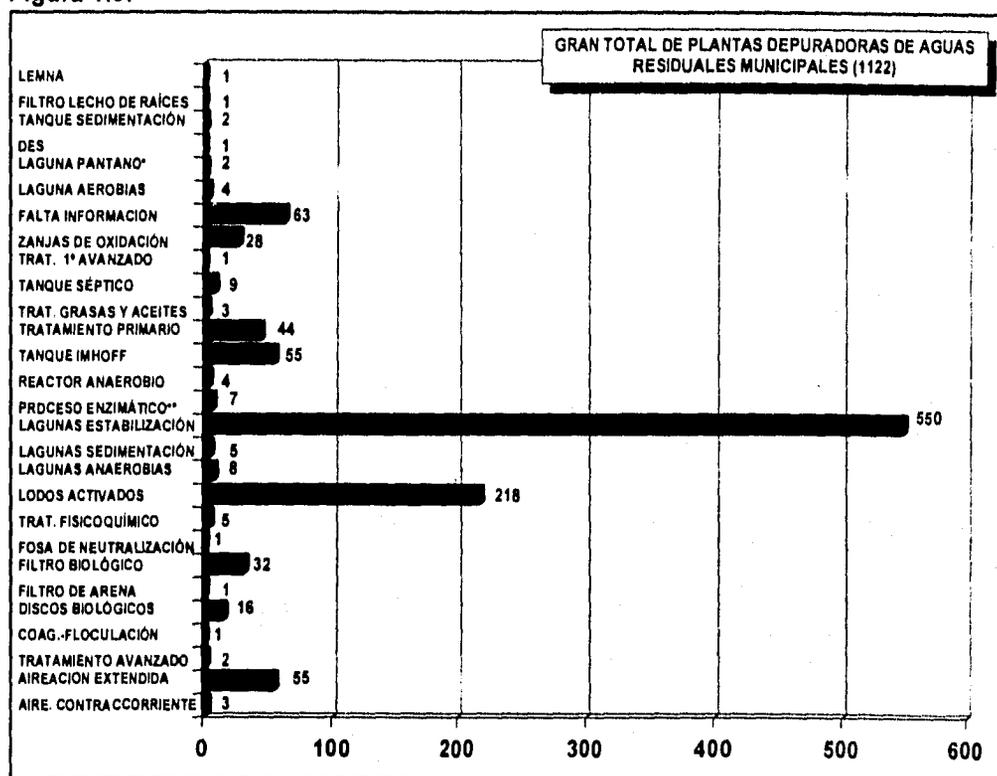
Figura 1.8.



AC - aireación a contracorriente, AE - aireación extendida, DB - disco biológico, DES - desconocido, FB - filtro biológico, LA - lodos activados, LAe - lagunas aerobias, LAN - lagunas anaerobias, LE - lagunas de estabilización, TI - tanque Imhoff, TP - tratamiento primario, TS - tanque de sedimentación, W - filtro lecho de raíces (*Wetland*), ZO - zanjas de oxidación, FI - falta información.

Fuente: Jiménez y Ramos, 1995.

Figura 1.9.



\* Tipo *wetland*; \*\* Puede referirse a fosas sépticas

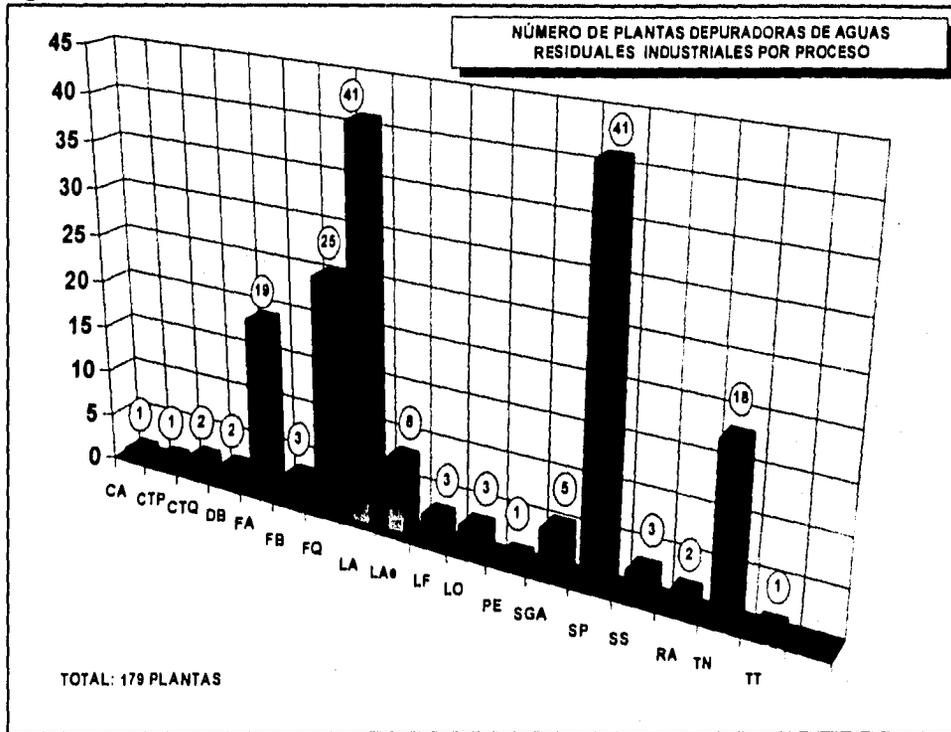
Fuente: Jiménez y Ramos, 1995.

B) Tecnologías empleadas en el tratamiento de aguas residuales industriales

Sobre este tema se tiene menor información que para el caso anterior. No se cuenta con información, tal como caracterización de efluentes de plantas a nivel nacional. Sin embargo, se sabe que en México, para el tratamiento de los efluentes residuales de aguas industriales, que tienen características propias dependiendo del tipo de industria de que se trate, se han empleado preponderantemente los procesos de lodos activados, los sedimentadores primarios y tratamientos fisicoquímicos.

En la figura 1.10. se presenta, de manera resumida, el número de plantas por tipo de tecnología empleadas en el tratamiento de aguas residuales industriales.

Figura 1.10.



CA - cámara aeróbica, CTP - clarificador y tratamiento primario, CTQ - clarificador y tratamiento químico, DB - disco biológico, FA - filtro arena, FB - filtro biológico, FQ - fisicoquímico, LA - lodos activados, LAe - lagunas aireadas, LF - lagunas facultativas, LO - lagunas de oxidación, PE - proceso enzimático\*, SGA - separadores de grasas y aceites, SP - sedimentación primaria, SS - sedimentación secundaria, RA - reactor anaerobio, TN - Tanque neutralizador, TT - tratamiento terciario.

\*Puede referirse a fosas sépticas  
Fuente: Jiménez y Ramos, 1995.

**Material de referencia**

Bustamante Bello, N. A. (1993). Evolución del Inóculo en un Reactor Anaerobio de Lecho de Lodo a Escala Industrial. Tesis de Licenciatura en Biología, Facultad de Biología, Universidad Veracruzana, México.

Institut Fresenius GmbH Taunusstein-Neuhof y Forschungsinstitut für Wassertechnologie an der RWTH Aache (1990). Technologie des Eaux Résiduaire. Production, collecte, traitement et analyse des eaux résiduaire. Springer - Verlag, Alemania.

Jiménez Cisneros, B. E. y Ramos Hernández, J. (1995). Estudio de Disponibilidad de Agua en México en Función del Uso, Calidad y Cantidad. Proyecto interno 3320. Instituto de Ingeniería, UNAM, México. D. F.

López Mercado, V. (1985). Tratamiento Biológico de Aguas Residuales, en "Prospectiva de la Biotecnología en México". Compilado por Rodolfo Quintero Ramírez. Fundación Javier Barros Sierra. Centro de Investigaciones y Prospektiva. CONACYT. México, D.F.

Mejía Maravilla, E. (1995). Situación Actual del Tratamiento de Aguas Residuales en México. Apuntes del curso "Tratamiento de Aguas Residuales Municipales para cumplir con la NOM - 067 - ECOL - 1994". Sociedad Mexicana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, A. C. y Sección Mexicana de la AIDIS, XVI Comité Ejecutivo Nacional. 10 al 14 de julio de 1995. México, D. F.

Metcalf & Eddy, (1991). Wastewater Engineering. Treatment, disposal and reuse. 3a ed., Mc Graw-Hill, Inc., Singapur.

Moreno Rodríguez, G. (1994). Obtención de Lodos Granulares en un Reactor UASB a partir de Lodos de Purga. Tesis de Maestría en Ciencias. Facultad de Ciencias. División de Estudios de Posgrado, UNAM, México, D.F.

Morgan Sagastume, J. M. (1995). Tratamiento de Lodos. Apuntes del curso "Tratamiento de Aguas Residuales Municipales para cumplir con la NOM - 067 - ECOL - 1994". Sociedad Mexicana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, A. C. y Sección Mexicana de la AIDIS, XVI Comité Ejecutivo Nacional. 10 al 14 de julio de 1995. México, D. F.

Rodríguez, S. (1995). La NOM - 067 - ECOL - 1994: Antecedentes, justificación y contenido. Apuntes del curso "Tratamiento de Aguas Residuales Municipales para cumplir con la NOM - 067 - ECOL - 1994". Sociedad Mexicana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, A. C. y Sección Mexicana de la AIDIS, XVI Comité Ejecutivo Nacional. 10 al 14 de julio de 1995. México, D. F.

Romero Luna, F. (1985). La Biotecnología en México: Tratamiento Biológico de Aguas Residuales, en "Prospectiva de la Biotecnología en México". Compilado por Rodolfo Quintero Ramírez. Fundación Javier Barros Sierra. Centro de Investigaciones y Prospektiva. CONACYT. México, D.F.

Sawyer, C. N., McCarty, P. L. y Parkin, G. F. (1994). Chemistry for Environmental Engineering. 4ª ed., Mc Graw-Hill, Inc. Singapur.

Secretaría de Desarrollo Social (Sedesol), Instituto Nacional de Ecología (INE) (1993). Informe de la Situación General en Materia de Equilibrio Ecológico y Protección al Ambiente, 1991-1992. México. México, D.F.

Wingrove, A. S. y Caret, R. L. (1990). Química Orgánica. Harla, S.A. México, D.F.

---

## CAPÍTULO II

---

### **Procesos Biológicos de Tratamiento de Aguas Residuales**

A pesar de que dentro de los tratamientos biológicos de aguas residuales se identifica al tratamiento anaerobio, éste no tiene el reconocimiento ni aceptación de que disfrutaban otros procesos de tratamiento, como los procesos biológicos aerobios y procesos fisicoquímicos.

Los procesos anaerobios de tratamiento de aguas residuales constituyen, como todos los otros tipos de tratamientos existentes, una posible forma de obtención de agua menos contaminada, que facilita la reutilización de este recurso o su reintegración al ambiente en condiciones adecuadas. Para comprender cuál es el fundamento de operación de la tecnología anaerobia de tratamiento de aguas residuales es recomendable conocer los fundamentos teóricos de los procesos biológicos en general. Con base en este conocimiento se podrá tener un panorama más completo, con el cual poder proceder a una selección tecnológica para la resolución de un problema de contaminación de agua residual específico.

#### **1. Tipos de tratamientos biológicos de aguas residuales**

En México unos de los métodos de tratamiento que más aplicación han registrado, han sido los sistemas biológicos, ya que estos presentan mayores ventajas que otros sistemas. Entre estas ventajas pueden mencionarse su mayor eficacia de depuración, mayor economía, menor producción de lodos residuales, capacidad de aplicación para el tratamiento de distintas aguas residuales y relativa seguridad y facilidad de operación.

Los procesos biológicos, que como se había mencionado, pertenecen a un nivel secundario de tratamiento, realizan la coagulación y remoción de sólidos coloidales no sedimentables y la estabilización de materia orgánica por medio de la actividad de microorganismos, principalmente bacterias. Debido a que los microorganismos pueden presentar distintas rutas metabólicas, en las cuales los receptores finales de electrones varían, estos sistemas pueden dividirse en dos grandes grupos de procesos: los procesos

---

aerobios, que se realizan con la presencia y consumo de oxígeno, y los procesos anaerobios, que suceden en ausencia de oxígeno. Existe otro tipo de procesos que se clasifican como anóxicos por no ser totalmente anaerobios. Los procesos anóxicos se refieren más específicamente a la desnitrificación o conversión de nitrato  $\text{NO}_3^-$  y nitrito  $\text{NO}_2^-$  a nitrógeno gaseoso  $\text{N}_2$ .

Las aplicaciones principales de los tratamientos biológicos se enfocan a (a) la remoción de materia orgánica constituida por carbono y que se mide como DBO, (b) la nitrificación, (c) la desnitrificación y (d) remoción de fósforo (Metcalf & Eddy, 1991).

## **2. Funciones y características de los microorganismos en el tratamiento biológico de aguas residuales**

La función fundamental de los microorganismos en los sistemas biológicos de tratamiento es la conversión de la materia orgánica coloidal y disuelta (en forma de DBO o de carbón orgánico) en distintos gases y tejido celular. A pesar de que de esta forma se eliminan del agua residual una parte de los contaminantes presentes en forma de materia orgánica, todavía no se depura completamente o hasta niveles satisfactorios, ya que el tejido celular producido aún se encuentra en el agua y se cuantifica como DBO en el efluente.

El tratamiento biológico es posible por el hecho de que los microorganismos encuentran en el agua residual todos los elementos que les son necesarios para su desarrollo. Esto es, la materia componente del agua residual sirve como fuente de energía, fuente de carbono para síntesis celular y proporciona ciertos elementos como fósforo, nitrógeno, azufre, potasio, calcio y magnesio, que permiten a los microorganismos realizadores de la depuración, poder disminuir el contenido de materia indeseable en el agua, a la vez que reproducirse. Los microorganismos se alimentan de los materiales contaminantes del agua residual.

En general, dependiendo del tipo de metabolismo del microorganismo, las dos fuentes de carbono celular y energía son la materia orgánica y el dióxido de carbono. Los elementos arriba citados, algunos metales como Fe, Ni, Co, Cu, Mo, Se en cantidades específicas, aminoácidos, purinas, pirimidinas y vitaminas constituyen nutrientes y factores básicos para el crecimiento de los microorganismos.

Dependiendo del tipo de fuente de carbono y de energía utilizada, los microorganismos pueden clasificarse según se muestra en la tabla 2.1. siguiente. Una clasificación más global, los identifica en microorganismos autótrofos y heterótrofos, dependiendo de si obtienen el carbono a partir del dióxido de carbono o de carbono orgánico, respectivamente.

Tabla 2.1. Tipos de microorganismos según su fuente de carbono y energía

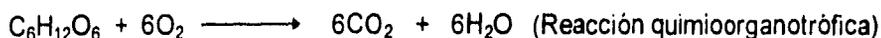
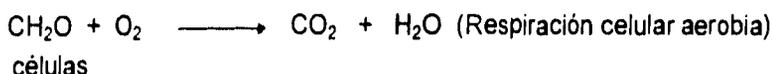
Microorganismos	Fuente de carbono	Fuente de energía	Ejemplo
Autótrofos			
Fotoautótrofos	CO <sub>2</sub> , HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	Luz	Algas y bacterias fotosintéticas
Quimioautótrofos	CO <sub>2</sub> , HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	Reacciones inorgánicas de oxidación y reducción. Obtienen energía de la oxidación de compuestos inorgánicos reducidos (NH <sub>3</sub> , NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> , S <sup>2-</sup> ).	Bacterias nitrificantes. Un ejemplo son las pertenecientes al género Nitrobacter.
Heterótrofos			
Fotoheterótrofos	Carbono orgánico	Luz	Algunas bacterias generadoras de S.
Quimioheterótrofos	Carbono orgánico	Reacciones orgánicas de oxidación y reducción.	Protozoarios, hongos y la mayoría de las bacterias.

Fuente: Adaptado de Metcalf & Eddy, 1991.

Los microorganismos en los métodos de tratamiento de aguas residuales realizan el conjunto de sus procesos vitales de formas distintas. Los microorganismos quimiótrofos pueden tener un metabolismo respiratorio o uno fermentativo. Los microorganismos con un metabolismo respiratorio obtienen su energía de reacciones de oxidación - reducción, en donde se involucra el transporte de electrones de un donador a un aceptor externo mediante enzimas. Dependiendo del tipo de aceptor externo de electrones, la respiración puede considerarse como aerobia o anaerobia (Benefield y Randall, 1980.).

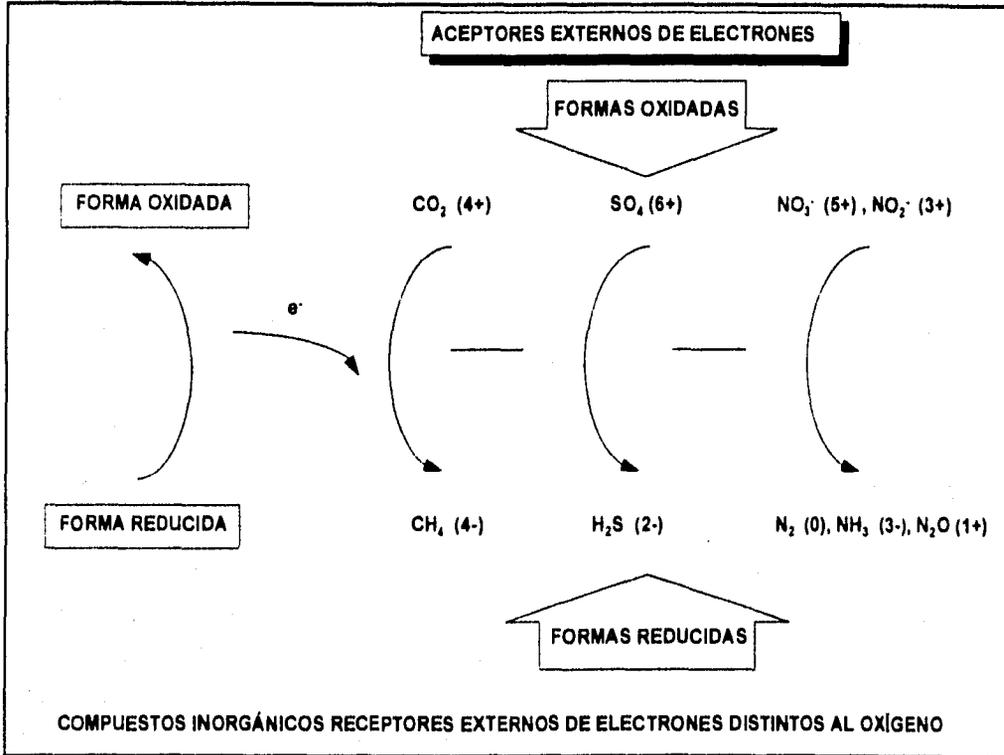
En un proceso de respiración aerobia el aceptor externo de electrones es el oxígeno molecular (O<sub>2</sub>). Los microorganismos que tienen un metabolismo de este tipo se les refiere como aerobios. Dentro de este grupo de microorganismos existen los llamados aerobios obligados, que no pueden existir sin la presencia de oxígeno molecular.

Algunas reacciones microbiológicas representativas de estos proceso son (Benefield y Randall, 1980.).



Existen bacterias que utilizan receptores externos inorgánicos de electrones distintos al oxígeno. En la figura 2.1. se muestran estos compuestos y los productos finales obtenidos.

**Figura 2.1. Aceptores externos de electrones distintos al oxígeno en metabolismos respiratorios**



Fuente: Adaptado de Benefield y Randall, 1980.

El proceso en el que se reduce CO<sub>2</sub> a CH<sub>4</sub> se conoce como proceso de metanogénesis. Por desnitrificación se entiende a la reducción de nitratos a nitrógeno molecular. Este proceso no es considerado plenamente como anaerobio, ya que las transformaciones bioquímicas involucradas son una modificación de las reacciones aerobias (Metcalf & Eddy, 1991.). Por esta razón se le denomina proceso anóxico.

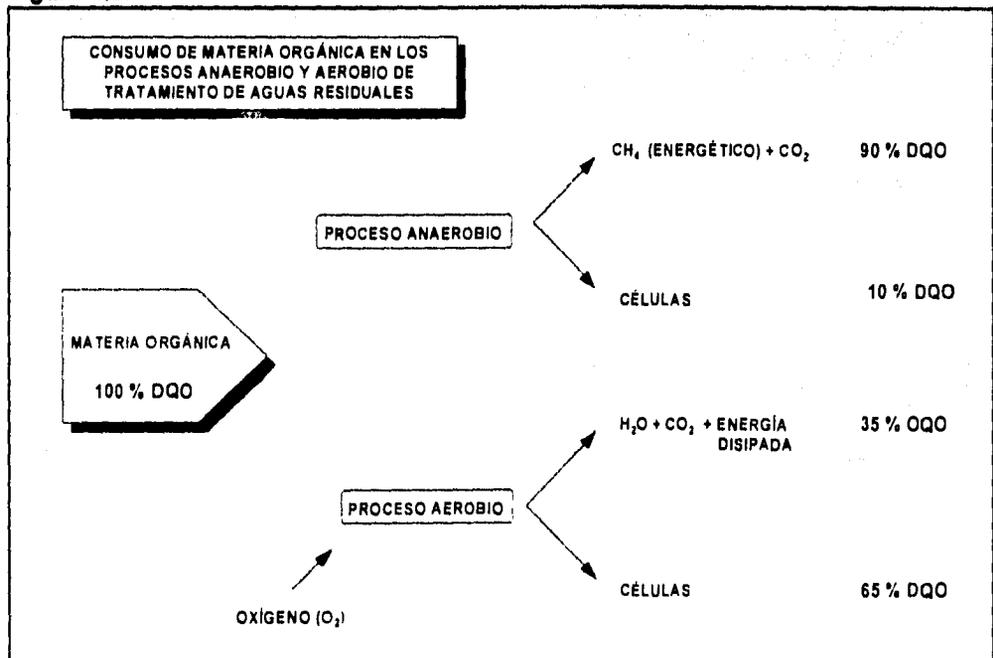
Los organismos con un metabolismo fermentativo, cuya distinción del metabolismo respiratorio es la ausencia de un receptor externo de electrones, también son anaerobios. En si, la fermentación designa a cualquier mecanismo anaerobio que produzca energía sin un aceptor externo de electrones (Benefield y Randall, 1980.).

Así como existen organismos aerobios obligados, también existen microorganismos anaerobios obligados, a los cuales les es tóxico el oxígeno y no pueden vivir en un medio aerobio. Cabe precisar que existen microorganismos que pueden tener un metabolismo respiratorio aerobio o anaerobio. Esta ambigüedad lleva a clasificarlos como organismos

facultativos o también conocidos como facultativos anaerobios. Estos a su vez pueden ser facultativos verdaderos, si cambian su metabolismo dependiendo de la ausencia o presencia de oxígeno, o anaerobios aerotolerantes, si tienen un metabolismo anaerobio pero son insensibles a la presencia de oxígeno molecular.

El conocimiento de los metabolismos microbianos involucrados en los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales es fundamental para el diseño y operación de estos sistemas, al igual que para la selección de la tecnología que mejor se adecue al tratamiento de aguas residuales domésticas o industriales. Las características propias de la actividad microbiana de los procesos aerobios y anaerobios, son las que mayormente dictan las ventajas y desventajas que cada uno de ellos presentan. De esta manera, en el aspecto energético y reproductivo de los metabolismos de los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales, existe una diferencia marcada entre los tratamientos aerobios y anaerobios. En las figuras 2.2. y 2.3. se muestra la transformación cuantitativa de materia orgánica vía un metabolismo anaerobio y uno aerobio. En la primera figura, la materia orgánica se cuantifica como demanda química de oxígeno y se especifican los porcentajes de DQO consumidos en cada proceso metabólico. En ambas figuras se aprecia la cantidad de materia orgánica que se consume en el proceso catabólico y en el anabólico. Estos procesos son independientes, pero simultáneos. En el primero, la materia orgánica se transforma a productos finales estables y se emplea como fuente energética. En el anabolismo la materia orgánica es transformada para generación de tejido celular y en este proceso se requiere de energía obtenida en el catabolismo.

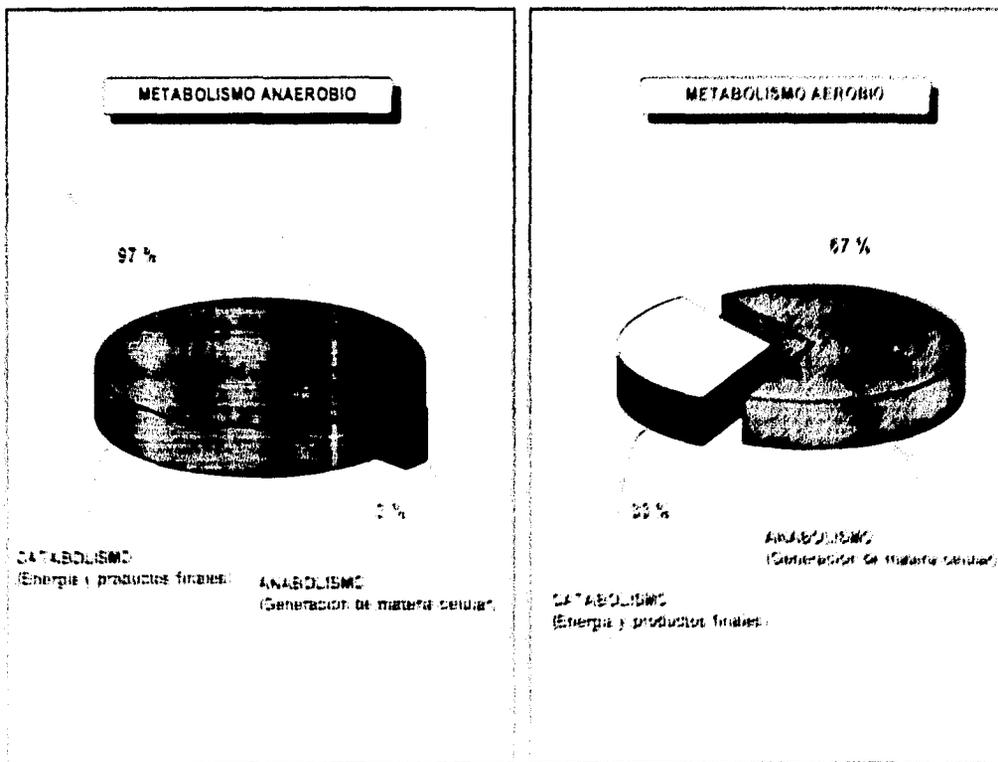
Figura 2.2.



Fuente: Noyola, 1992.

De estos datos se concluye que, en general, los procesos anaerobios consumen la mayor parte de la materia orgánica en la generación de productos finales, uno de los cuales es el metano (energético) y la población bacteriana (componente principal de los lodos) no aumenta grandemente como sucede en los procesos aerobios. En los procesos aerobios se requiere, además, de la presencia de oxígeno, que en muchos procesos se suministra por medios externos. Estos aspectos íntimamente relacionados con las actividades metabólicas de los organismos tienen repercusiones de importancia en la producción de lodos y consumo de energía para el funcionamiento de los mismos procesos. Es así como los procesos anaerobios son productores menores de lodos y consumidores menores de energía, en comparación con los procesos aerobios. Posteriormente se retomarán estos hechos cuando se analicen las ventajas de cada uno de los procesos en cuestión.

Figura 2.3. Utilización de materia orgánica en los metabolismos anaerobio y aerobio



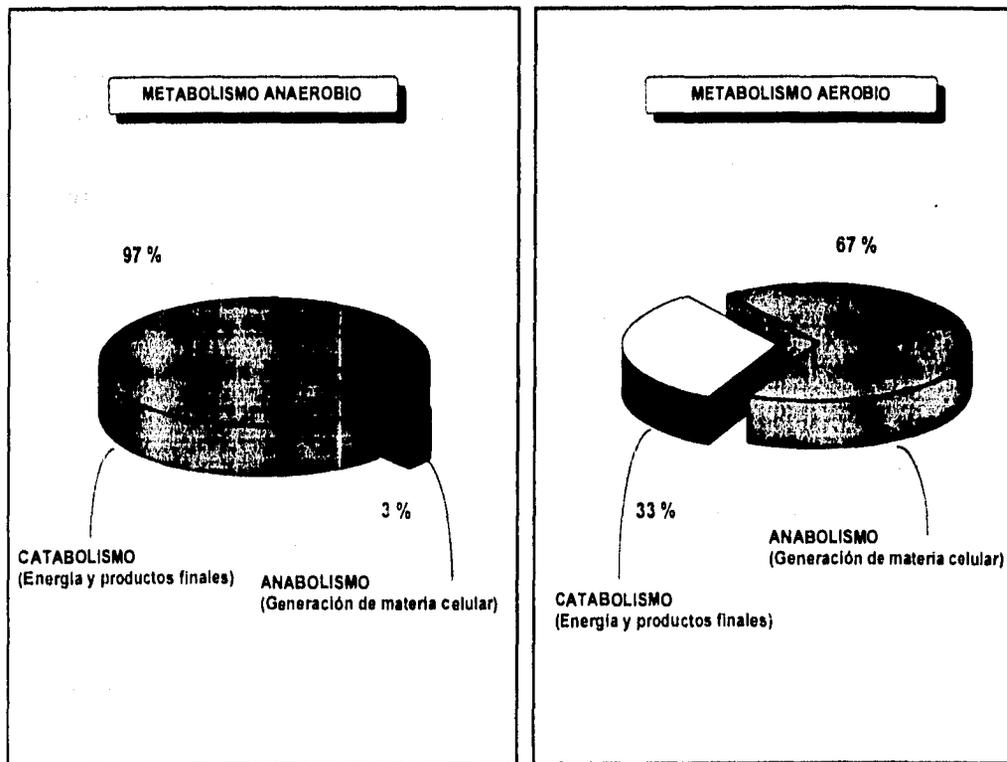
Fuente: Van Haandel y Lettinga, 1984.

### 3. Remoción biológica de nitrógeno de aguas residuales

Aunque la remoción de nitrógeno es un tema específico en el tratamiento de aguas residuales se ha decidido tratar en esta sección por la íntima relación que mantiene con los metabolismos arriba mencionados y por tener características propias de los

De estos datos se concluye que, en general, los procesos anaerobios consumen la mayor parte de la materia orgánica en la generación de productos finales, uno de los cuales es el metano (energético) y la población bacteriana (componente principal de los lodos) no aumenta grandemente como sucede en los procesos aerobios. En los procesos aerobios se requiere, además, de la presencia de oxígeno, que en muchos procesos se suministra por medios externos. Estos aspectos íntimamente relacionados con las actividades metabólicas de los organismos tienen repercusiones de importancia en la producción de lodos y consumo de energía para el funcionamiento de los mismos procesos. Es así como los procesos anaerobios son productores menores de lodos y consumidores menores de energía, en comparación con los procesos aerobios. Posteriormente se retomarán estos hechos cuando se analicen las ventajas de cada uno de los procesos en cuestión.

**Figura 2.3. Utilización de materia orgánica en los metabolismos anaerobio y aerobio**



Fuente: Van Haandel y Lettinga, 1994.

### 3. Remoción biológica de nitrógeno de aguas residuales

Aunque la remoción de nitrógeno es un tema específico en el tratamiento de aguas residuales, se ha decidido tratar en esta sección por la indisoluble relación que mantiene con los metabolismos arriba mencionados y por ciertas características propias de los

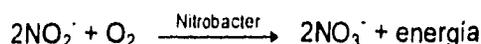
procesos involucrados, que hacen que estos procesos ( en particular la desnitrificación) no puedan tratarse como procesos aerobios ni como anaerobios.

El nitrógeno en forma de amoníaco (NH<sub>3</sub>) y como componente orgánico de proteínas, aminoácidos y urea, se encuentra comúnmente en las aguas residuales, tanto domésticas como industriales. La remoción de nitrógeno se efectúa más económicamente por medios biológicos y puede presentarse paralelamente a la asimilación de carbono orgánico en procesos aerobios y anaerobios.

La disminución de la concentración de nitrógeno, en sus formas de NH<sub>3</sub>, NO<sub>3</sub><sup>-</sup>, NO<sub>2</sub><sup>-</sup> o nitrógeno orgánico, es necesaria debido a los efectos dañinos que puede ocasionar el nitrógeno en estas formas. Por ejemplo, el NH<sub>3</sub> es tóxico para la vida acuática, principalmente para altas formas de vida, como los peces; el NH<sub>3</sub> puede oxidarse, consumiendo el oxígeno disponible en un cuerpo acuático, lo que trae como consecuencia la disminución de este gas en el agua; el nitrógeno, como elemento nutritivo que es, puede conllevar un crecimiento excesivo de plantas acuáticas y/o algas (Metcalf & Eddy, 1991).

El nitrógeno puede estar presente en las aguas residuales y en las propias corrientes de los trenes de tratamiento de aguas residuales en distintas formas, que van desde amoníaco NH<sub>3</sub>/ NH<sub>4</sub><sup>+</sup> ( se presentan en equilibrio NH<sub>3</sub> ↔ NH<sub>4</sub><sup>+</sup> + H<sup>+</sup>), hasta NO<sub>2</sub><sup>-</sup>, NO<sub>3</sub><sup>-</sup>, N<sub>2</sub> o nitrógeno orgánico. Cuando el agua residual entra a tratamiento, se ha mencionado que predominan las formas orgánica y el amoníaco. Sin embargo, a medida que el agua se pone en contacto con los microorganismos heterótrofos, estos degradan la materia orgánica como fuente energética, de tal forma que asimilan cantidades significativas de nitrógeno y aumentan la cantidad de biomasa. Los microorganismos autótrofos, también presentes, en cambio convierten el dióxido de carbono junto con NH<sub>3</sub>/ NH<sub>4</sub><sup>+</sup> a material celular con un consumo energético alto ( Barnes y Bliss, 1983.).

Es entonces de estas dos formas básicas como se realiza la asimilación del nitrógeno de las aguas residuales. Dentro de la asimilación de nitrógeno que realizan los microorganismos autótrofos, se encuentra el proceso de nitrificación. En el proceso de nitrificación el amoníaco es oxidado a nitrito (NO<sub>2</sub><sup>-</sup>), reacción que se realiza por medio de bacterias quimioautótrofas del género Nitrosomonas. Posteriormente, el nitrito se oxida a nitrato, gracias al género de bacterias Nitrobacter, principalmente. En ambas reacciones se libera energía que precisamente es empleada en la síntesis de material celular a partir de CO<sub>2</sub>. Las reacciones de oxidación involucradas son:



La nitrificación como proceso oxidativo por medio de oxígeno, se da en un medio aerobio. El hecho de que el nitrógeno haya cambiado de forma ( de estado de oxidación), no significa que haya sido eliminado del agua residual. Es por esta razón que es necesario que se dé una reacción de reducción para poder separar el nitrógeno del agua, ahora presente mayoritariamente como  $\text{NO}_3^-$  y  $\text{NO}_2^-$ . El nitrógeno podrá separarse como nitrógeno gaseoso ( $\text{N}_2$ ). Para esto debe realizarse primeramente la reducción de  $\text{NO}_3^-$  a nitrito y después la reducción de nitrito a nitrógeno molecular ( $\text{N}_2$ ), que es el que puede desprenderse de la fase líquida.

Estas reacciones, que en conjunto se refieren como desnitrificación, las llevan a cabo bacterias heterótrofas que utilizan el nitrato y nitrito como agentes aceptores de electrones. Para que estas especies iónicas actúen como tales, no debe haber oxígeno disuelto, ya que si es así, éste sería utilizado en la respiración de los microorganismos. Para que este proceso de desnitrificación se dé, es necesario tener bajas o nulas concentraciones de oxígeno disuelto, razón por la cual es denotado como anóxico. Además de este aspecto, este proceso requiere de una fuente de carbono orgánico para que la rapidez de reacción sea máxima. Esta fuente puede ser un compuesto orgánico externo adicionado (metanol, por ejemplo) (Barnes y Bliss, 1983.). La función de este compuesto orgánico es actuar como donador de electrones en la reacción de reducción que se lleva a cabo, en la cual el nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ) y el nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ) actúan como aceptores de electrones, reduciéndose a nitrógeno gaseoso.

#### **4. Remoción biológica de fósforo**

El fósforo es un componente importante de las aguas residuales. Este elemento se presenta en forma de ortofosfatos ( $\text{PO}_4^{3-}$ ), polifosfatos (pirofosfato  $\text{P}_2\text{O}_7^{4-}$  y tripilfosfato  $\text{P}_3\text{O}_{10}^{5-}$ ) y como fósforo que forma parte de las estructuras moleculares de la materia orgánica.

En los procesos biológicos de tratamiento secundario, se tiene una remoción de fósforo del influente que oscila entre 10 y 30 %, debido a la actividad propia de los microorganismos (síntesis celular y requerimientos energéticos). Sin embargo, para eliminar una mayor cantidad de fósforo de las aguas residuales, se requieren de condiciones específicas, en las cuales los microorganismos remuevan una cantidad mayor de este elemento. Los microorganismos son capaces de eliminar el fósforo absorbido, en condiciones anóxicas.

La forma más común en la que el fósforo puede removerse del agua residual con procesos biológicos, es por medio de la asimilación del fósforo por los microorganismos, es decir, su incorporación al tejido celular. Las bacterias asimilan los ortofosfatos ( $\text{PO}_4^{3-}$ ) durante su crecimiento. Las formas de polifosfatos no son asimilables hasta que hayan sido hidrolizadas a la forma orto (Benefield y Randall, 1980). El fósforo no solamente es

consumido inmediatamente para satisfacer las necesidades de manutención, síntesis y transporte celular, sino que puede ser almacenado para uso posterior, principio en el que se basa la remoción biológica de fósforo conocida como *luxury uptake*.

De manera general, una remoción biológica de fósforo, mayor que los niveles normales, puede realizarse con un proceso que tenga una zona anaerobia, seguida por una zona aerobia. Es en condiciones anaerobias que ciertos organismos (*Acetivibrio*) liberan el fósforo almacenado como respuesta a ácidos grasos volátiles presentes en el influente (Metcalf & Eddy, 1991).

El fósforo acumulado en exceso por los microorganismos que conforman los lodos es necesario eliminarlo del sistema. Se tienen una alternativa para esto. El lodo puede desecharse del proceso o puede sacarse del mismo para darle tratamiento en una corriente lateral para la liberación del fósforo acumulado. Esta liberación del fósforo acumulado se lleva a cabo en un medio anóxico. El fósforo de esta manera liberado y concentrado en una corriente lateral, se hace precipitar con cal.

Al igual que el nitrógeno, el fósforo es uno de los nutrientes que pueden presentar problemas en las descargas de aguas residuales, ya que puede ocasionar una aceleración en la eutroficación de cuerpos de agua y estimular el crecimiento de algas y plantas acuáticas de raíz, que a su vez interfieren en el uso que se le pueda dar al agua. La eutroficación es el enriquecimiento de un cuerpo de agua con nutrientes de plantas, que trae como consecuencia el aumento de la concentración de organismos fotosintéticos, principalmente algas y malezas acuáticas (Benefield y Randall, 1980).

### **5. Factores del medio que afectan los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales**

En lo expuesto renglones arriba se ha señalado el papel fundamental de los microorganismos en el tratamiento biológico de aguas residuales. Éste, como conjunción de procesos biológicos que es, se ve afectado por la variación de ciertos parámetros fisicoquímicos del ambiente en el que se encuentran los microorganismos. La modificación de estos parámetros puede llevar al mejoramiento del funcionamiento de los procesos biológicos o a su total paralización, por lo que es primordial conocer los efectos generales que factores tales como temperatura, pH y concentración de nutrientes pueden tener en el desarrollo de los microorganismos.

La temperatura es un parámetro muy fácil de medir y que tiene gran repercusión en la vida de los microorganismos. La temperatura es una variable de la cual dependen todas las reacciones bioquímicas, pues afecta la rapidez de las reacciones. En la mayoría de los sistemas reaccionantes, a mayor temperatura, mayor es la rapidez de una reacción, dentro

de ciertos límites. Este incremento de la rapidez de reacción con la temperatura tiene un comportamiento exponencial, según lo muestra la ecuación de Arrhenius (Ec. 2.1.):

$$k = A \cdot \exp(-E / RT) \quad (\text{Ec. 2.1.})$$

en donde k es la constante de rapidez, A es un factor preexponencial, E es la energía de activación, R es la constante de los gases ideales y T es la temperatura absoluta. Los números A y E son constantes para cada reacción y se determinan experimentalmente. La representación gráfica de esta ecuación, que corresponde a una función exponencial, indica que a valores de temperatura menores que aquel en el que la constante de rapidez, y por ende la rapidez de reacción, comienzan a aumentar muy ligeramente al aumentar la temperatura, los efectos en la rapidez son más significativos que a valores mayores.

La expresión más usada en el tratamiento biológico de aguas residuales, que muestra la relación entre las rapidezces de reacción, evaluadas indirectamente con las constantes de rapidez, y la temperatura es una ecuación de Arrhenius modificada (Ec. 2.2.) (Benefield y Randall, 1980.)

$$C_2 = C_1 \cdot \theta^{(T_2 - T_1)} \quad (\text{Ec. 2.2.})$$

donde  $C_2$  es la constante cinética o de rapidez correspondiente a la temperatura  $T_2$ .

A pesar de esta ventaja que podría presentar una temperatura alta sobre las reacciones bioquímicas, los microorganismos no pueden vivir a cualquier temperatura; tienen intervalos de temperaturas bien definidos, en los cuales cada tipo de microorganismo lleva a cabo adecuadamente y hasta de manera óptima sus actividades vitales. La temperatura no sólo tiene influencia en el metabolismo de los microorganismos, sino que también influye en la rapidez de transferencia de gases y características de sedimentación de los lodos, aspectos que están involucrados en los procesos biológicos (Metcalf & Eddy, 1991).

En el caso particular de las bacterias, estas pueden clasificarse según el intervalo de temperaturas en el que se desarrollen de mejor manera. Así, se tienen bacterias psicrófilas o criófilas, mesófilas y termófilas. En la tabla 2.2. se muestran los intervalos de temperaturas en los que estas bacterias están presentes.

En lo que respecta al crecimiento bacteriano, éste se incrementa a medida que aumenta la temperatura, hasta llegar a un máximo. A partir de este punto, si se incrementa la temperatura, el crecimiento disminuye significativamente, debido a la desnaturalización de las enzimas.

Por otra parte, el pH también actúa determinantemente en las actividades metabólicas de los organismos en cuestión; generalmente el intervalo óptimo de pH para el crecimiento bacteriano es de 6.5 a 7.5. Difícilmente pueden tolerar las bacterias valores de pH mayores a 9.5 o menores a 4.0. Para los hongos el intervalo óptimo de pH es de 5 a 6.

Otro factor importante a considerar son las relaciones de sustratos necesarios para la vida de los microorganismos. Las proporciones de DBO:N:P de 100:5:1 satisfacen mínimamente las necesidades de carbono, nitrógeno y fósforo de los microorganismos de los procesos de tratamiento de aguas residuales (Romero, 1985). En la tabla 1.6. del capítulo 1 se reportan proporciones de DBO:N:P típicas para aguas residuales domésticas de México. Se observa que estas proporciones (100:12:4) exceden con cierto margen a las mínimas requeridas por los microorganismos, por lo que las aguas residuales domésticas o municipales son muy factibles de ser tratadas con métodos biológicos, en lo que a este aspecto se refiere.

**Tabla 2.2. Clasificación de bacterias por temperatura del ambiente en el que viven**

Tipo de bacterias	Temperatura ( °C )	Temperatura ( °C )
	Intervalo máximo	Intervalo óptimo
Psicrofílicas	de -10 a 30	de 12 a 18
Mesofílicas	de 20 a 50	de 25 a 40
Termofílicas	de 35 a 75	de 55 a 65

Fuente: Metcalf & Eddy, 1991.

**Material de referencia**

Barnes, D. y Bliss, P. J. (1983). *Biological Control of Nitrogen in Wastewater Treatment*. E. & F. N. Spon. Gran Bretaña.

Benefield, L. D. y Randall, C. W. (1980). *Biological Process Design for Wastewater Treatment*. Prentice - Hall. Estados Unidos.

Institut Fresenius GmbH Taunusstein-Neuhof y Forschungsinstitut für Wassertechnologie an der RWTH Aachen (1990). *Technologie des Eaux Résiduaires. Production, collecte, traitement et analyse des eaux résiduaires*. Springer - Verlag. Alemania.

Metcalf & Eddy, (1991). *Wastewater Engineering. Treatment, disposal and reuse*. 3a ed. Mc Graw-Hill, Inc. Singapur.

Noyola Robles, A. (1992). *Reactores Anaerobios de Segunda y Tercera Generación*. Notas del curso "Bioprocesos Anaerobios para el Tratamiento de Efluentes Industriales". UAM-ORSTOM-IMP. 6 y 7 de mayo de 1992. UAM-Iztapalapa, México, D.F.

Romero Luna, F. (1985). *La Biotecnología en México: Tratamiento Biológico de Aguas Residuales*, en "Prospectiva de la Biotecnología en México". Compilado por Rodolfo Quintero Ramírez. Fundación Javier Barros Sierra. Centro de Investigaciones y Prospección. CONACYT. México, D.F.

Van Haandel, A. C. y Lettinga, G. (1994). *Anaerobic Sewage Treatment. A practical guide for regions with a hot climate*. John Wiley and sons. Gran Bretaña.

---

## CAPÍTULO III

---

### **Tratamientos Biológicos Anaerobios de Aguas Residuales**

Casi todo capítulo o artículo relacionado con la digestión anaerobia de aguas residuales principia con la presentación de las ventajas que este proceso tiene. Esto no es casualidad, sino que tiene su fundamento en la necesidad de hacer hincapié en estas características del tratamiento anaerobio, para que éste tome el lugar que le corresponde dentro de los procesos de depuración de aguas residuales, y no sea relegado por ignorancia o prejuicio infundado sobre la tecnología.

La digestión anaerobia, representada por los reactores de alta tasa, tiene un gran potencial de ser utilizada en el tratamiento de varios tipos de aguas residuales industriales y también en el pretratamiento de aguas de desecho municipales, ya que remueve eficientemente materia orgánica, produce menor cantidad de lodos en exceso y con mejores características para su manejo y tratamiento, que otros procesos biológicos. Además, es de fácil operación y presenta bajos costos de inversión y operación. A modo de ejemplo, una comparación de los factores principales entre los procesos anaerobios y la otra opción biológica de tratamiento de aguas residuales, los procesos aerobios, muestra que por 1 tonelada de DQO degradada por el proceso anaerobio, no se requiere energía eléctrica, se genera  $1.1 \times 10^7$  Btu como metano y se generan de 20 a 150 kg de material celular, mientras que en el proceso aerobio, se consumen 1100 kWh, no se genera energía y se producen 400-600 kg de células netas (Speece, 1983).

Como toda tecnología, para una situación determinada, la digestión anaerobia muestra ventajas y desventajas, por lo que es necesario conocer los fundamentos teóricos del proceso anaerobio y la experiencia en su aplicación para poder juzgar si es posible o no su uso en el caso en cuestión.

---

## **1. Proceso de digestión anaerobia**

La digestión anaerobia es un proceso de fermentación y mineralización en el que la materia orgánica biodegradable es convertida a compuestos orgánicos e inorgánicos, principalmente a metano y a dióxido de carbono.

Los procesos microbiológicos involucrados en la digestión anaerobia, gracias a los cuales es posible la transformación de la materia orgánica presente en el agua residual (polímeros orgánicos complejos), a una mezcla gaseosa de metano, dióxido de carbono, nitrógeno y ácido sulfhídrico, esencialmente (biogás) y a nuevo material celular, se llevan a cabo por medio de reacciones bioquímicas que son realizadas por varios grupos de bacterias.

Van Haandel y Lettinga (1994) distinguen cuatro fases diferentes en el proceso global de digestión anaerobia, desde polímeros orgánicos (proteínas, carbohidratos y lípidos) hasta metano. Sin embargo, Pohland (1992) ilustra este proceso con 9 pasos. Al analizar las dos posiciones, puede observarse que los nueve pasos propuestos por Pohland pueden ajustarse a las cuatro fases del proceso de Van Haandel y Lettinga, por lo que, para tener una visión general del proceso, es más conveniente la consideración del proceso de digestión anaerobia en cuatro fases.

Las cuatro fases en las que puede dividirse el proceso de digestión anaerobia son: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis. En la figura 3.1. puede apreciarse la secuencia de realización de estas etapas, que involucran los procesos catabólicos y anabólicos correspondientes a la digestión anaerobia y que a continuación se describen. Esta representación de la digestión anaerobia está limitada por las siguientes suposiciones (Viñas, 1988):

- No influyen los procesos macrocinéticos (fenómenos de transporte, dinámica de fluidos) ni el tipo de reactor.
- Existe vinculación estrecha entre los microorganismos.
- Hay una relación adecuada entre las velocidades de suministro de sustrato y las concentraciones de los microorganismos que deba consumirlos, de forma que no se produce acumulación en ninguna parte.
- Existen condiciones ambientales adecuadas de reacción (pH, temperatura, potencial de óxido-reducción, ausencia de inhibidores, presencia de nutrientes).

### **1.1. Hidrólisis**

La primera etapa de la digestión anaerobia es la hidrólisis, que consiste en la disolución de polímeros orgánicos complejos, como proteínas, carbohidratos y lípidos, por medio de su transformación en aminoácidos, a azúcares y a ácidos grasos de cadena larga. La

hidrólisis se lleva a cabo con la mediación de enzimas producidas por bacterias fermentativas y es el paso que permite a las bacterias anaerobias tener disponibilidad de la materia orgánica ya solubilizada, la cual puede ser transportada a través de su membrana celular, ya que en su forma particulada esto no les es posible.

### 1.2. Acidogénesis

Los compuestos disueltos en la hidrólisis, tales como aminoácidos y azúcares, son captados por las células de las bacterias fermentativas en una segunda etapa conocida como acidogénesis. Estas bacterias, en su mayoría anaerobias obligadas, excretan compuestos orgánicos más simples, tales como ácidos grasos volátiles (acético, butírico y propiónico), alcoholes, ácido láctico y compuestos inorgánicos como CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, amoníaco y sulfuro de hidrógeno.

### 1.3. Acetogénesis

Como se observa en la figura 3.1., de los ácidos grasos de cadena larga y como subproductos de la formación de ácidos grasos volátiles, se forma, sin intermediarios, acetato e hidrógeno. Sin embargo, en la acetogénesis, también los productos de la acidogénesis son convertidos a acetato, hidrógeno y dióxido de carbono/bicarbonato. En este proceso intervienen bacterias acetógenas productoras obligadas de hidrógeno (OHPA de las siglas en inglés *Obligate Hydrogen-Producing Acetogens*).

Además de las bacterias OHPA, en la acetogénesis están involucradas bacterias homoacetógenas (BHA), que reducen el bicarbonato proveniente del CO<sub>2</sub> a acetato solamente, vía respiración anaerobia, y bacterias nitrato reductoras (BNR) y sulfato reductoras (BSR), que por medio de nitratos y sulfatos, oxidan alcoholes, ácido butírico y ácido propiónico a bicarbonato y acetato.

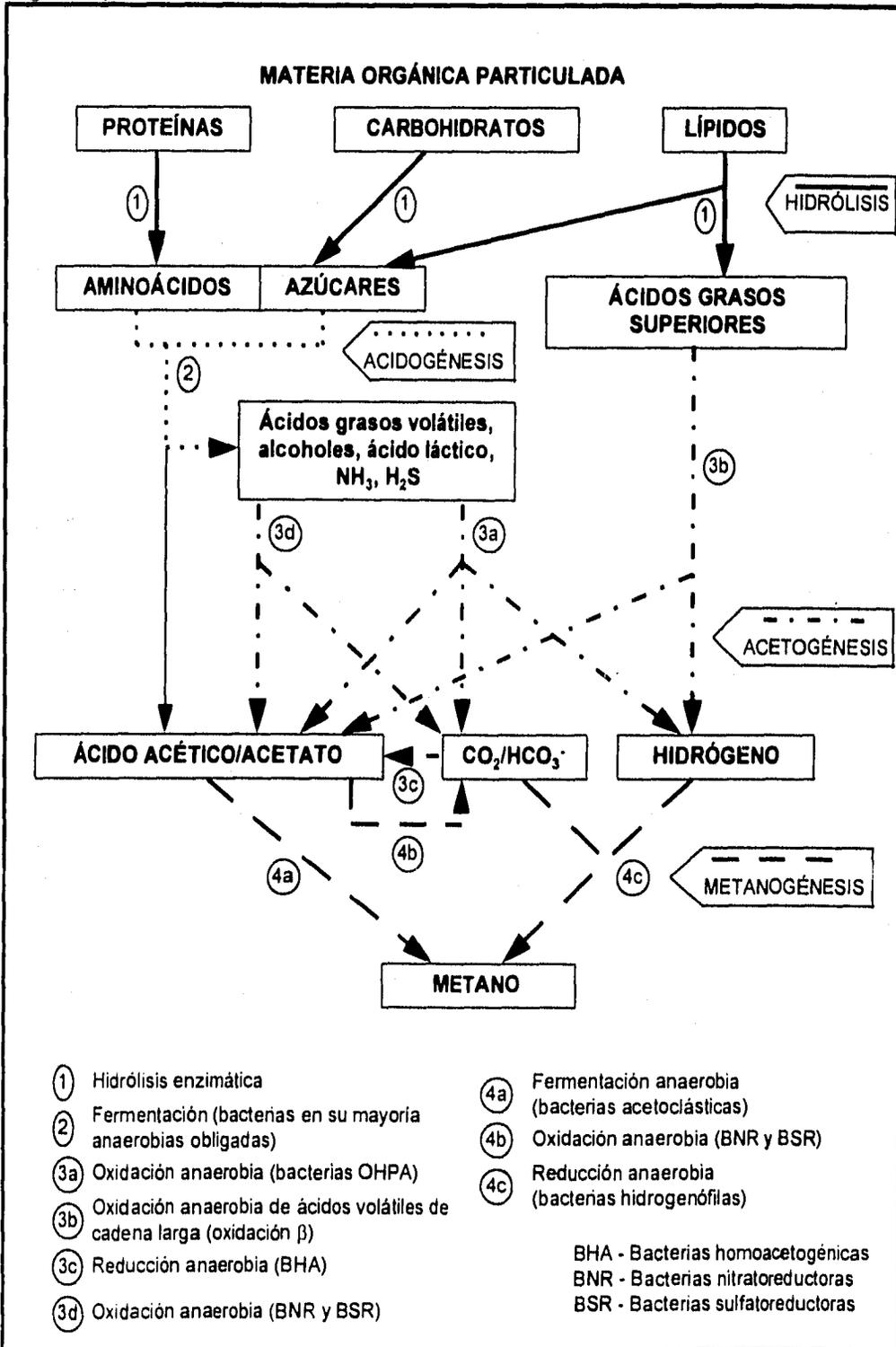
Cabe señalar, que acetato e hidrógeno también son formados por oxidación anaerobia de ácidos grasos de cadena larga y alcoholes.

### 1.4. Metanogénesis

En esta última etapa de la digestión anaerobia, se produce metano a partir de acetato y de hidrógeno:



Figura 3.1. Esquematación del proceso de conversión anaerobia de materia orgánica particulada a metano



Fuente: Adaptado de Van Haandel y Lettinga, 1994; Pohland, 1992; Gujer y Zehnder, 1982.

La metanogénesis a partir de acetato involucra una fermentación con bacterias acetótrofas (acetoclásticas) y una oxidación del acetato a bicarbonato por medio de bacterias nitrato-reductoras (BNR) y bacterias sulfato-reductoras (BSR). En la producción de metano a partir de hidrógeno se realiza una reducción de dióxido de carbono/bicarbonato por medio de  $H_2$  con la ayuda de bacterias hidrogenótrofas (hidrogenófilas). Es factible que el bicarbonato proveniente de la oxidación del acetato pueda ser reducido a metano con la oxidación del hidrógeno. Se sabe que algunas bacterias metanógenas también utilizan formiato y en menor medida alcoholes y CO como agentes reductores.

De las cuatro fases descritas, la metanogénesis es generalmente la etapa limitante de la rapidez de digestión, ya que el crecimiento de las bacterias metanógenas acetoclásticas es más lento que el de las metanógenas hidrogenótrofas y que la conversión de los biopolímeros iniciales durante la hidrólisis. No obstante, también la fase de hidrólisis puede ser la etapa limitante de la rapidez de la digestión anaerobia, particularmente, cuando la temperatura del agua es menor que 20 °C, ya que a estas temperaturas, la rapidez de conversión de lípidos disminuye significativamente (O'Rourke, 1968 citado por Speece, 1983) y cuando la materia orgánica se encuentra mayormente particulada (sólidos suspendidos).

De manera general, la digestión anaerobia de aguas residuales municipales o domésticas puede verse como la combinación de dos procesos: el atrapamiento de la parte no soluble y su degradación, y la degradación de la parte soluble (De Man *et al.*, 1988).

### **1.5. Aspectos relevantes de la digestión anaerobia**

En la figura 3.1. puede apreciarse que una característica de la digestión anaerobia es su microbiología compleja y el desarrollo secuencial de las poblaciones bacterianas como consecuencia lógica del hecho de que los productos metabólicos de un paso son el sustrato para el paso siguiente y las relaciones particulares que puedan establecerse entre los microorganismos involucrados. Dentro de este proceso se han identificado ciertos aspectos sobre las transformaciones bioquímicas de la materia orgánica, que han sido de ayuda en la comprensión del funcionamiento y desempeño de la tecnología anaerobia. Algunos de estos aspectos son:

- a. El crecimiento de una población suficiente de bacterias metanógenas acetoclásticas es fundamental para la remoción de materia orgánica, debido a que aproximadamente el 70% de dicha materia orgánica es convertida a metano por la mediación de estas bacterias.
  
- b. A pesar de que sólo el 30% de la materia orgánica es convertida a metano por bacterias metanógenas hidrogenófilas, éstas son indispensables en la digestión anaerobia por la relación sintrófica, con base en el hidrógeno, que mantienen con las bacterias OHPA. El

sintrifismo es un término que se aplica a la interacción sinérgica de dos o más poblaciones que se proporcionan una a la otra, los requerimientos nutricionales. (Atlas y Bartha, 1993).

Esta relación es inclusive considerada como simbiótica (Speece, 1983). Las bacterias OHPA oxidan productos intermediarios a acetato con la siempre presente producción de hidrógeno, pero si la presencia de bacterias metanógenas hidrogenófilas es escasa o no hay presentes compuestos reducibles (Fe(III), Mn(IV),  $SO_4^{2-}$ , oxígeno, compuestos insaturados), el hidrógeno se acumulará y la reacción de oxidación realizada por las bacterias OHPA tenderá a inhibirse, lo que repercutirá negativamente en la digestión anaerobia. La presión parcial de hidrógeno debe mantenerse a un nivel muy bajo para favorecer las condiciones termodinámicas para la conversión de ácidos volátiles y alcoholes a acetato. Por ejemplo, el cambio de energía libre ( $\Delta G^\circ$ ) para la conversión de propionato a acetato e hidrógeno, es negativo hasta que la presión parcial de hidrógeno disminuye abajo de  $10^{-4}$  atm (McCarty, 1981, citado por Speece, 1983). Una acumulación de ácidos grasos volátiles, particularmente de ácido propiónico, es un indicador de inestabilidad en los sistemas de digestión anaerobia.

c. Durante la fermentación de aminoácidos y azúcares, los ácidos producidos otros intermediarios disociables tienden a bajar el pH del agua. Debido a que la metanogénesis sólo se lleva a cabo adecuadamente a pH neutro, aunque se sabe que puede ocurrir en medios ácidos y básicos (Pohland, 1992), si por alguna razón (como una sobrecarga orgánica aunada a las rapidezces de la reacciones hidrolíticas y fermentativas), la rapidez de producción de ácidos supera la rapidez de la metanogénesis, entonces el pH se reduce y este último proceso se inhibe, y por consiguiente, el agua seguirá adquiriendo un pH aún menor. Este efecto se conoce como acidificación del sistema anaerobio (Van Haandel y Lettinga, 1994).

### **1.6. Rapideces de reacción en la digestión anaerobia**

Uno de los factores limitantes de la digestión anaerobia y que se hace evidente en el tratamiento de aguas residuales diluidas, como las municipales, son las rapidezces de reacción menores involucradas en el proceso, en comparación con las de los procesos aerobios. Este hecho, junto con la tasa de crecimiento propia de los microorganismos anaerobios, determinan el límite de remoción de materia orgánica de un proceso anaerobio.

La rapidez de utilización de un sustrato por bacterias ( $-dS/dt$ ; mg SSV/L d) puede describirse por el modelo cinético de Monod:

$$-dS/dt = kXS/(K_s + S) \quad (\text{Ec. 3.3.})$$

donde  $k$  es la rapidez máxima específica de utilización (mg DQO/mg SSV d),

$X$  es la concentración de microorganismos (mg SSV/L),

$S$  es la concentración de sustrato (mg DQO/L),

$K_s$  es el coeficiente de afinidad por el sustrato o coeficiente de rapidez media (mg DQO/L) (Concentración de sustrato a la cual se tiene la mitad del valor máximo de rapidez de crecimiento).

De la ecuación 3.3. se observa que si la concentración de sustrato es muy grande, la relación  $S/(K_s + S)$  se aproxima a 1 y la rapidez de utilización se convierte independiente de la concentración de sustrato. Sin embargo, si la concentración de sustrato es muy pequeña ( $S \ll K_s$ ), la rapidez de utilización de sustrato es proporcional a la concentración de sustrato (cinética de primer orden).

La rapidez neta de crecimiento de microorganismos ( $dX/dt$ ; mg SSV/L d) está relacionada con la rapidez de utilización del sustrato :

$$dX/dt = YkXS/(K_s + S) - bX \quad (\text{Ec. 3.4.})$$

donde  $Y$  es el coeficiente de rendimiento (mg SSV/mg DQO) y

$b$  es el coeficiente de decaimiento (1/d).

En esta ecuación (3.4.) puede observarse la suma de la rapidez de decaimiento ( $-bX$ ) y de la rapidez de crecimiento de microorganismos.

En estado estacionario, el crecimiento de microorganismos se iguala al decaimiento,  $dX/dt = 0$ . Entonces, de la ecuación 3.4. puede calcularse la concentración de sustrato a la cual el crecimiento y decaimiento de microorganismos están en balance ( $S_{mín.}$ ):

$$S_{mín.} = bK_s/(Yk-b) \quad (\text{Ec. 3.5.})$$

Con un sustrato tan complejo como el residual municipal, para el cual el número de especies de bacterias anaerobias involucradas en la conversión de materia orgánica es grande, se tendrá una cinética global muy compleja. Cada especie seguirá su propia cinética de reacción, posiblemente, siguiendo los modelos planteados en las ecuaciones 3.3., 3.4. y 3.5.. Como consecuencia, cantidades de sustratos particulares de cada microorganismo permanecerán en el efluente con una concentración igual o mayor a la  $S_{mín.}$  respectiva. La concentración total de sustrato biodegradable remanente en el efluente será igual o mayor que la suma de los valores de  $S_{mín.}$  correspondientes a todos los sustratos o compuestos intermedios formados ( $\sum S_{mín.,i}$ ). Este hecho es el que hará que en el efluente se tengan concentraciones de DBO que pueden ser aun considerables. Por esta razón, el tratamiento anaerobio de efluentes municipales y domésticos tiene una

limitación propia de la cinética anaerobia, en la remoción máxima de materia orgánica, asociada ésta con el coeficiente de afinidad por el sustrato ( $K_s$ ).

Aunque esta limitación se ha reducido con los procesos anaerobios de alta tasa, al favorecerse una mayor retención de la biomasa, existe un punto más allá del cual no puede removerse más materia orgánica biodegradable. Rittmann y Baskin (citados por McCarty, 1985:) sugirieron que la parte de la DBO del efluente de reactores anaerobios que tratan efluentes municipales, podría estar compuesta por partículas y materia coloidal no biodegradable o materia orgánica biodegradable cuyas cinéticas de degradación son muy lentas para permitir su remoción anaerobiamente con los tiempos de retención frecuentemente empleados en reactores anaerobios de alta tasa.

## **2. Factores que afectan la digestión anaerobia**

Los principales factores del medio que influyen fuertemente en la realización de la digestión anaerobia son:

- a. pH
- b. Temperatura
- c. Concentración de nutrientes
- d. Concentración de sustancias tóxicas e/o inhibitorias

Todos estos factores afectan directamente el metabolismo de la biomasa anaerobia y, por esta misma razón, están relacionados con el control del proceso anaerobio.

### **2.1. pH**

La experiencia indica que la mayoría de los procesos anaerobios operan mejor en un medio con valores de pH cercanos a 7, por lo que variaciones grandes de este valor influyen negativamente el proceso de anaerobiosis y la solubilidad y reactividad de muchas sustancias. Es sabido que la mayoría de las bacterias se desarrollan óptimamente en el intervalo de pH de 6.2 a 7.8, con preferencia entre 7.0 y 7.2.

En un proceso anaerobio las variaciones en el pH pueden deberse a la alimentación de un agua con un pH ácido o básico, el cual no es el caso de aguas residuales de origen doméstico, o a la producción excesiva y acumulación de compuestos generados en el mismo proceso de conversión, tales como ácidos grasos volátiles o amoníaco.

La acidificación de un proceso anaerobio, mencionada con anterioridad, constituye un ejemplo del efecto en el descenso del pH por acumulación de ácidos grasos volátiles y  $\text{CO}_2$ , en íntima relación con la inhibición de la actividad metanógena de las bacterias.

Si el pH de un reactor anaerobio se encuentra entre 6.5 y 7.5, puede considerarse que existe una actividad bioquímica balanceada. A valores de pH menores de 6.3 y mayores de 7.8, la rapidez de la metanogénesis disminuye (Van Haandel y Lettinga, 1994). Las bacterias acidógenas no son tan sensibles a valores altos y bajos de pH, como las metanógenas.

El sistema anaerobio tiene capacidad de amortiguamiento a cambios de pH, por la presencia de sistemas ácido-básicos como el carbónico, ortofosfórico y amoniacal. Esta capacidad amortiguadora a agentes ácidos puede medirse con la alcalinidad del sistema.

## 2.2. Temperatura

La temperatura es una variable fundamental y determinante en todo proceso biológico. En el caso del tratamiento anaerobio de aguas residuales, la temperatura del agua determina la rapidez y el grado de avance de la digestión anaerobia.

A partir de datos generados por Stander (1967), Van der Berg (1976, 1977), Lettinga(1978), Kennedy *et al.* (1981), Henze y Harremoës(1983) y De Man (1990) (todos citados en Van Haandel y Lettinga, 1994), pudo concluirse que la máxima rapidez de digestión anaerobia mesofílica se alcanzaba entre 30 y 40°C y que a temperaturas del agua menores a las de este intervalo, el comportamiento de la rapidez de digestión respecto a la temperatura podía describirse con la ecuación de Arrhenius modificada (ver sección 5 del capítulo II;  $r_t = r_{30} (1.11)^{(t-30)}$ , en donde  $t$  = temperatura en °C y  $r_t$  y  $r_{30}$  = constantes cinéticas a la temperatura  $t$  y a 30 °C, respectivamente).

Por otro lado, O'Rourke (1968)(Citado por Van Haandel y Lettinga, 1994) estudió la influencia de la temperatura en el grado de avance de la digestión anaerobia y presentó resultados de remoción de materia orgánica en función del tiempo de incubación de lodo primario, a varias temperaturas constantes. De estos resultados se observó que a una temperatura de 35 °C y con un tiempo de incubación de 10-20 días, se obtenía una remoción de materia orgánica mayor del 60%. Sin embargo, a temperaturas menores, los porcentajes de remoción máximos alcanzados eran menores que 60% y el tiempo de incubación necesario era mayor. Esto debido, posiblemente, a una baja rapidez de hidrólisis ( Por ejemplo, a 15°C con un tiempo de incubación de 30-40 días, se obtenía una remoción de materia orgánica de 30%).

La información generada de estos trabajos muestra la alta sensibilidad del tratamiento anaerobio respecto a la temperatura, pero también la posibilidad de aplicar la digestión anaerobia al tratamiento de aguas residuales en regiones en donde el agua tenga temperaturas mayores a 20 °C, e inclusive tan bajas como 15 °C. Aunque a estas temperaturas no se realiza la digestión anaerobia a su máxima rapidez, se tiene una

rapidez de digestión tal que con un reactor anaerobio de alta tasa, bien diseñado, puede realizarse el tratamiento anaerobio con buenas eficacias. La disminución de la rapidez de digestión puede ser contrarrestada con la optimización de otras variables del proceso. Es así, como existe la posibilidad de tratar anaerobiamente aguas residuales municipales, en regiones cálidas, a la temperatura característica del agua. Puede concluirse, que la anaerobiosis es afectada por la temperatura, debido fundamentalmente a la dependencia de la rapidez de digestión con la temperatura, hecho que repercute en el grado de avance del proceso. Por lo tanto, las fluctuaciones de temperatura en el proceso deben mantenerse al mínimo. El diseño del sistema debe ser el adecuado para prevenir cambios de temperaturas mayores a 1°C/día (Henze y Harremoes, 1983; Stronach *et al.*, 1986 citados en Hall, 1992).

También debe tenerse presente que el metabolismo anaerobio es poco exergónico, ya que la mayor parte de la energía es liberada en forma de metano, y no debe esperarse un autocalentamiento del proceso.

### **2.3. Concentración de nutrientes**

Los así llamados nutrientes son compuestos o elementos que, juntamente con la materia orgánica (fuente de carbono), sirven de alimento a los microorganismos y son básicos para su buen crecimiento y desarrollo.

Generalmente, la concentración de nutrientes se evalúa por medio de la proporción DQO:N:P, en donde el nitrógeno y fósforo son conocidos como macronutrientes. Proporciones de 400:7:1 y 1000:7:1 han sido estimadas como necesarias para cargas orgánicas altas y bajas, respectivamente (Henze y Harremoes, 1983; Van der Berg y Lentz, 1978; Stronach, *et al.*, 1986, citados en Pohland, 1992.), para la realización de una digestión anaerobia adecuada.

Dentro de los nutrientes también están considerados ciertos elementos que les son necesarios a las bacterias, pero en muy pequeñas concentraciones, de ahí que su denominación de elementos "traza" o micronutrientes. Algunos de estos micronutrientes necesarios para la metanogénesis son hierro, níquel, magnesio, calcio, sodio, bario, tungsteno, molibdeno, selenio y cobalto.

En el caso de aguas residuales municipales, éstas ya traen consigo los nutrientes necesarios e inclusive en abundancia para el desarrollo de la población microbiana anaerobia, pero ciertos tipos de aguas residuales industriales pueden requerir de la adición de ciertos nutrientes.

#### 2.4. Concentración de sustancias tóxicas e/o inhibitorias

A parte de los efectos inhibitorios que la acumulación de ciertos productos intermedios de la digestión anaerobia, como los ácidos grasos volátiles, pueda tener sobre la metanogénesis, existen otros compuestos que también inhiben o son tóxicos a la población microbiana anaerobia. Entre estos compuestos y elementos se encuentran: el ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ), amoníaco ( $NH_3$ ), metales pesados (Ni, Hg, Pb, Cr, Zn), cianuro ( $CN^-$ ), compuestos recalcitrantes (compuestos orgánicos clorados:  $CCl_4$ ,  $CH_3Cl$ ; formaldehído). En la tabla 3.1. se presenta mayor información sobre estas sustancias y sus efectos inhibitorios o tóxicos. En las tablas 3.2 y 3.3 se especifican concentraciones inhibitorias y tóxicas de varias sustancias.

**Tabla 3.1. Sustancias tóxicas o inhibitorias de la digestión anaerobia**

Sustancia	Característica inhibitoria
Acumulación de ácidos grasos volátiles	Efecto inhibitorio general debido al bajo pH establecido por el agotamiento del sistema amortiguador prevaleciente y al posible aumento de la concentración de especies no ionizadas que actúan directamente sobre las células bacterianas.
Ácido sulfhídrico y amoníaco	En altas concentraciones pueden formar sistemas amortiguadores de ácido débil y base débil, respectivamente, e inhibir la metanogénesis. El papel del pH es fundamental. Se ha observado toxicidad del $H_2S$ en concentraciones de 200 a 1500 mg/L (Stronach <i>et al.</i> , 1986). Concentraciones inhibitorias de $NH_3$ : 3000-4000 mg/L (pH=7.1, para <i>Methanobacterium formicium</i> ), 6000 mg/L (pH=8, para bacterias no metanógenas). Las bacterias metanógenas tienen capacidad de aclimatarse a altas concentraciones de estos compuestos.
Metales pesados y cianuro	Los metales pesados, principalmente en su forma iónica, afectan el potencial de óxido-reducción del sistema, el pH y la concentración iónica. Además pueden desactivar enzimas. Orden creciente de toxicidad de algunos metales: Ni > Pb > Cr > Zn Se ha observado capacidad de aclimatación de bacterias anaerobias a cargas repetidas de metales pesados (Hayes y Theis, 1978).
Compuestos recalcitrantes	Difíciles de degradar y pueden causar toxicidad o inhibición (cloruros de bifenilo, $CCl_4$ , $CH_3Cl$ , formaldehído).

Fuente: Adaptado de Pohland, 1992. Referencias de la tabla en la misma fuente.

Debido a que en presencia de una alta concentración de sulfatos, las bacterias sulfatoreductoras compiten con las bacterias metanogénicas, la producción de metano puede inhibirse. Para evitar esta situación es recomendable que la relación  $DQO/SO_4^{2-}$  en

la alimentación sea mayor que 7 a 10 veces (Lettinga, 1981, citado en Souza y Vieira, 1986).

**Tabla 3.2. Concentraciones de elementos Inorgánicos que se reportan como inhibidores para los microorganismos encargados del tratamiento anaerobio**

Sustancia	Concentración (mg/L) a la cual el elemento es:	
	Moderadamente inhibitorio	Altamente inhibitorio
Sodio	3500-5500	8000
Potasio	2500-4500	12000
Calcio	2500-4500	8000
Magnesio	1000-1500	3000
Amoniaco	1500-3000	3000
Sulfuro	200	200
Cobre		0.5 soluble 50-70 total
Cromo (VI)		3.0 soluble 200-600 total
Cromo (III)		180-420
Níquel		2.0 soluble 30 total
Zinc		1.0 soluble

Fuente: Hall, 1992.

**Tabla 3.3. Algunos compuestos y sustancias orgánicas inhibidores de las bacterias metanógenas**

Sustancia	Concentración con efecto de un 50% de inhibición (mg/L)
Acetaldehído	440
Acroleína (aldehído vinílico)	10
Bacitracina (antibiótico)	20
Sulfonato de bromuro de etilo (BrC <sub>2</sub> H <sub>4</sub> -SO <sub>2</sub> OH)	20
Cloroformo	15
Creolina (mezcla de compuestos fenólicos, creosatos y resinas)	1
Dinitro fenol	40
Detto/ (p-clorometaxilenol, terpinol e isopropanol)	10
Etilbenceno	340
Hydrocarburos fluorados (CCl <sub>3</sub> F, CCl <sub>2</sub> F <sub>2</sub> )	1
Formaldehído	70
Ácidos grasos de cadena larga	500
Monensin (bactericida, fungicida)	2
Nitrobenceno	10
Taninos	700
Virginiamicina (antibiótico)	10

Fuente: Hall, 1992.

Algunas medidas útiles a tomar, para atenuar los efectos de compuestos tóxicos y así poder dar el tratamiento a las aguas residuales, son:

- Permitir la adaptación de la biomasa
- Diluir el influente con el efluente hasta que el nivel de toxicidad sea tolerable o biodegradable.

Parkin y Speece (1984) demostraron que para minimizar los efectos de una toxicidad transitoria es recomendable utilizar procesos con altos tiempos de retención de biomasa y bajos TRH (flujo casi pistón), y para minimizar los efectos de una toxicidad crónica o permanente, utilizar procesos con recirculación para diluir el efluente y maximizar la aclimatación de las bacterias.

De manera específica, en el tratamiento de aguas residuales municipales, la toxicidad no es un problema, ya que las concentraciones de metales pesados, nitrógeno amoniacal y sulfuros están por debajo del intervalo de concentraciones tóxicas. La presencia de compuestos recalcitrantes o tóxicos en el agua residual municipal es poco probable, a menos que contenga aguas de desechos industriales. Es bueno tener presente que el cambio en la concentración de un compuesto puede cambiar su clasificación de tóxico a micronutriente o compuesto biodegradable.

### **3 Reactores anaerobios para el tratamiento de aguas residuales**

#### **3.1. Antecedentes**

El tratamiento anaerobio actual es una tecnología que surgió, habiendo tenido importantes antecedentes, con la experiencia de su aplicación. El tratamiento anaerobio de aguas de desecho inició su aplicación en la depuración de aguas residuales domésticas desde finales del siglo XIX.

Los diseño de los primeros procesos anaerobios, aunque innovadores e importantes para su época, carecían de fundamento en el conocimiento del proceso de la digestión anaerobia, por lo que proporcionaban efluentes de mala calidad, con eficacias máximas de remoción de materia biodegradable de 30-50% (Van Haandel y Lettinga, 1994). En años posteriores, estos primeros procesos anaerobios, basados principalmente en la sedimentación de sólidos suspendidos, fueron desplazados en aplicación y popularidad por procesos aerobios, como filtros percoladores y lodos activados, que trabajaban con eficacias de remoción de materia orgánica mayores, hasta de 90-95%. Fue hacia estos últimos procesos que se enfocó la investigación y el desarrollo de la tecnología de tratamiento de aguas residuales en los años posteriores. Los procesos anaerobios se

limitaron a ser aplicados en el tratamiento de las aguas residuales de la industria de la alimentación, pero no del agua residual doméstica.

Aunque los procesos anaerobios fueron de menor eficiencia, se aplicaron en las etapas de tratamiento con la de los procesos aerobios. Fue hasta la época de investigación de las aguas residuales que los procesos anaerobios fueron desarrollados como depósitos de almacenamiento de los residuos orgánicos y productores de metano, lo que dio lugar al tratamiento de las aguas residuales de la industria de la alimentación. Por parte de estos años se aplicaron los procesos anaerobios en las etapas de tratamiento de las aguas residuales de la industria de la alimentación, pero no del agua residual doméstica. Posteriormente se aplicaron los procesos anaerobios en las etapas de tratamiento de las aguas residuales de la industria de la alimentación, pero no del agua residual doméstica.

Los datos de la investigación de los procesos anaerobios en el tratamiento de las aguas residuales de la industria de la alimentación, pero no del agua residual doméstica, se aplicaron en las etapas de tratamiento de las aguas residuales de la industria de la alimentación, pero no del agua residual doméstica.

En conclusión, los procesos anaerobios se aplicaron en las etapas de tratamiento de las aguas residuales de la industria de la alimentación, pero no del agua residual doméstica.

Los datos de la investigación de los procesos anaerobios en el tratamiento de las aguas residuales de la industria de la alimentación, pero no del agua residual doméstica, se aplicaron en las etapas de tratamiento de las aguas residuales de la industria de la alimentación, pero no del agua residual doméstica.

Los datos de la investigación de los procesos anaerobios en el tratamiento de las aguas residuales de la industria de la alimentación, pero no del agua residual doméstica, se aplicaron en las etapas de tratamiento de las aguas residuales de la industria de la alimentación, pero no del agua residual doméstica.

Los datos de la investigación de los procesos anaerobios en el tratamiento de las aguas residuales de la industria de la alimentación, pero no del agua residual doméstica, se aplicaron en las etapas de tratamiento de las aguas residuales de la industria de la alimentación, pero no del agua residual doméstica.

Los datos de la investigación de los procesos anaerobios en el tratamiento de las aguas residuales de la industria de la alimentación, pero no del agua residual doméstica, se aplicaron en las etapas de tratamiento de las aguas residuales de la industria de la alimentación, pero no del agua residual doméstica.

limitaron a ser aplicados en el tratamiento de lodos provenientes de las plantas de tratamiento aerobio, pero no del agua residual propiamente.

Aunque los procesos anaerobios fueron diversificándose, su aplicación no fue equiparable con la de los procesos aerobios. Fue hasta la crisis energética de los años setenta que los procesos anaerobios fueron revalorados como digestores de desechos orgánicos y productores de combustible (metano) a partir de la fermentación de desechos orgánicos. A partir de estos años, la aplicación de los procesos anaerobios toma un nuevo impulso y, posteriormente en los años 80, los nuevos procesos desarrollados comienzan a ser aplicados al tratamiento de ciertas aguas residuales industriales y de la actividad agropecuaria (Speece, 1983). Es precisamente con estos nuevos reactores anaerobios que la digestión anaerobia es nuevamente aplicada a la depuración de efluentes domésticos y municipales.

Las fallas en el diseño de los primeros procesos anaerobios y sus pobres desempeños hicieron creer que la digestión anaerobia, por sus características propias, era inadecuada para la depuración de aguas residuales. Sin embargo, el desarrollo de otros reactores anaerobios demostró lo contrario, pero aun en la actualidad todavía existe rechazo infundado hacia las nuevas tecnologías anaerobias (Switzenbaum, 1994).

En la tabla 3.4. se muestra el desarrollo de ciertos procesos anaerobios desde el primer diseño realizado a finales del siglo XIX.

**Tabla 3.4. Antecedentes de los procesos anaerobios actuales para el tratamiento de aguas residuales domésticas y/o municipales.**

<b>Reactor/Proceso</b>	<b>Características</b>
M. Louis Mouras (1881) <i>"Mouras' Automatic Scavenger"</i>	Tanque sellado, similar a una fosa séptica. Se eliminan principalmente sólidos sedimentables.
W. D. Scott Moncrieff (1891) Tanque parcialmente empacado	Tanque con un espacio vacío en la parte inferior y empacado con piedras en la parte superior, que trataba desechos líquidos de 10 personas, con flujo ascendente.
Donald Cameron (1895) Fosa séptica	El agua residual fluye por la parte superior de la fosa, mientras que los sólidos del agua se sedimentan hacia la parte baja y en el fondo son digeridos por el lodo anaerobio. Cameron aprovechaba el metano producido por una serie de fosas sépticas para la calefacción e iluminación de la planta.
En Bombay (1897)	En una colonia de leprosos se utilizaba el biogás proveniente de desechos para operar motores de gas.
Harry W. Clark (1899)	Separa los lodos de la fosa séptica para su digestión en un tanque por separado. La primera aplicación fue realizada por W. O. Travis en 1904.

Tanque Imhoff (1904)	Tanque que cuenta con mamparas inclinadas y traslapadas, que permiten diferenciar una zona de digestión y otra de sedimentación. Solamente los sólidos suspendidos removidos eran tratados anaerobiamente.
Winslow y Phelps (1910) Tanque biolítico	Tanque empacado con piedras que se operaba con un TRH de 8.5 h. y flujo ascendente.
Schroepfer <i>et al.</i> (1955) Proceso de contacto anaerobio	Proceso que se aplicó a aguas de desecho, diluidas de empacadoras de carne. Marca el inicio de la aplicación de los procesos anaerobios al tratamiento de aguas residuales industriales.
Coulter, Soneda y Ettinger (1957) Reactor de contacto de lodos y filtro anaerobio empacado con piedras	El tanque de contacto tenía un volumen de 4.7 m <sup>3</sup> y el filtro de 2.6 m <sup>3</sup> de volumen total (capacidad de líquido 1.5 m <sup>3</sup> ). T=18-25°C, remoción DBO <sub>5</sub> ≈ 80%; remoción SST hasta 90% DBO <sub>5</sub> efluente= 10-35 mg/L SST efluente=9 mg/L A T menores se obtuvieron remociones menores. Se realizó un escalamiento a nivel piloto(6 m <sup>3</sup> ) y se obtuvieron remociones menores: TRH= 18-24 h Remoción DBO <sub>5</sub> y SST Verano: 77% y 88% Invierno: 54% y 74%
Pretorius (1971) Aplicación de un reactor de contacto de lodos y filtro anaerobio empacado con piedras	A 20°C, con un día de TRH para cada reactor, se alcanzó un efluente con 30 mg/L de SST y 110 mg/L de DQO.
Simpson (1971) Reactor de contacto de lodos y dos sedimentadores en serie	A una T=20-27°C, con un TRH=22-12 h en el reactor de contacto, se logró una remoción de DBO <sub>5</sub> de 78-91%, con una concentración de DBO <sub>5</sub> en el influente de 330-390 mg/L. El TRH en los filtros varió de 3.5-8.2 h.
Raman y Khan (finales de los años 60) Filtro anaerobio	Con un filtro anaerobio empacado con piedras de 2 a 3.5 cm de diámetro, a nivel laboratorio y piloto, se obtuvieron eficacias de remoción de DBO <sub>5</sub> de 84% y de 71% para SST, con un TRH de 5 h (T=25-33°C).
Genung <i>et al.</i> (1982) Filtro anaerobio a escala piloto	Se utilizó un filtro anaerobio con un volumen total de 10 m <sup>3</sup> y 5.7 m <sup>3</sup> de volumen empacado con anillos Pall y se alcanzaron eficacias de remoción de DBO <sub>5</sub> de 52% con TRH de 20 h (T=10-25 °C)

Fuente: adaptado de Información citada en Noyola,1995 ; McCarty, 1985 y Jewell, 1985.

### **3.2. Tipos de reactores anaerobios**

El desarrollo de nuevos procesos y reactores anaerobios ha sido condicionado grandemente por el avance en el conocimiento del proceso de digestión anaerobia. La evolución de los reactores anaerobios desde el tanque sellado de L. Mouras, hasta los reactores actuales, como los reactores de lecho fluidificado, muestran un esfuerzo por aminorar las limitaciones del metabolismo anaerobio y lograr una mejor calidad de los efluentes.

Existen muchos tipos de sistemas anaerobios. Las características que diferencian a cada uno de estos reactores se relacionan con la retención de los microorganismos encargados de la digestión y, por lo tanto, con los tiempos de retención hidráulica y celular de los procesos, y con el contacto que se establece entre la biomasa y su sustrato.

Los procesos precursores de los actuales reactores de alta tasa se caracterizan por que la biomasa está sedimentada con un mínimo contacto con el sustrato o por que la biomasa está suspendida y entonces el tiempo de retención hidráulica (TRH) es igual al tiempo de retención celular (TRC). Para lograr eficacias de remoción de materia orgánica mayores es necesario desacoplar el TRC del TRH, permitiendo una mayor retención de los microorganismos, ya sea que esto se logre con la adhesión de los microorganismos a soportes o mejorando sus características de sedimentabilidad. Los reactores con estas últimas particularidades se conocen como procesos de alta tasa.

Los procesos de alta tasa usan dos formas básicas para la retención de biomasa. Una consiste en la fijación de los microorganismos a un soporte sólido, que puede ser fijo, fluidificado o expandido, mientras que la otra opción consiste en mantener en la biomasa en expansión y sedimentación continua, sin ningún soporte, gracias a la formación de aglomerados densos y sedimentables.

A continuación se presentan los principales tipos de reactores anaerobios utilizados en el tratamiento de aguas residuales.

#### **3.2.1 Reactores anaerobios clásicos**

En la figura 3.2. se presentan los reactores anaerobios más sencillos, cuyo desempeño se ha visto limitado por razones de diseño, en comparación con el de otros procesos anaerobios, pero que todavía se encuentran funcionando en la actualidad e inclusive son los procesos anaerobios más utilizados en el mundo, en cuanto a número (Noyola y Monroy, 1994). Entre los reactores de este primer grupo están la fosa séptica, el tanque Imhoff y las lagunas anaerobias.

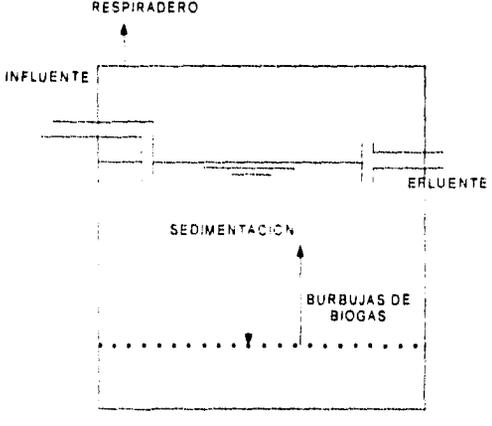
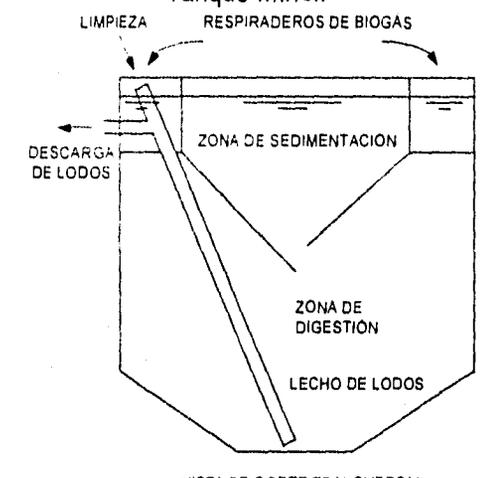
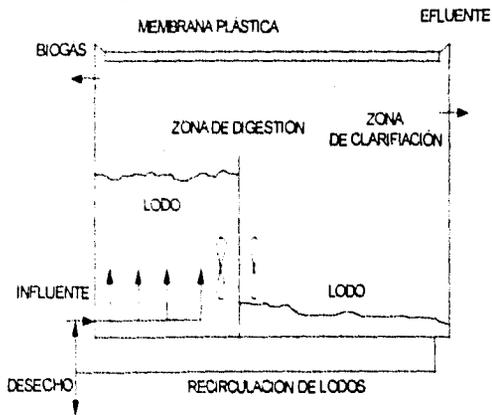
Las fosas sépticas, como los tanques Imhoff, pueden considerarse como sistemas de tratamiento primario. Su diseño impide la obtención de efluentes con una mejor calidad, ya que existe muy poco contacto entre los microorganismos anaerobios y la materia orgánica no sedimentada. Por esta razón, la mayor parte de la materia orgánica y la ya hidrolizada no pueden ser posteriormente metabolizadas y son expulsadas en el efluente. Las desventajas de estos sistemas hacen indudable su inaplicabilidad al tratamiento de aguas residuales en gran escala.

Las lagunas anaerobias que se han utilizado ampliamente como pretratamiento de aguas residuales municipales, brindan un efluente de mejor calidad que la fosa séptica y tanque Imhoff, debido principalmente a los mayores TRH utilizados y al ligero mezclado existente, en algunos diseños, lo que permite la remoción de sólidos sedimentables y también, aunque parcialmente, de sólidos no sedimentables. Un diseño más avanzado es la laguna anaerobia con cubierta de membrana plástica, que incluye ciertas modificaciones para el mejoramiento del proceso: alimentación por el fondo a un compartimiento que está separado con una mampara vertical de otro compartimiento que sirve para la clarificación del efluente. Algunos sistemas incluyen recirculación de lodos y agitadores internos (Ver figura 3.2.).

Existen otros tipos de reactores anaerobios como el completamente mezclado y el proceso de contacto anaerobio que proporcionan un mayor contacto entre los microorganismos y la materia orgánica, por medio de agitación, pero requieren de TRH y volúmenes de reactor grandes. Con el proceso de contacto anaerobio inclusive se realiza el desfase entre el TRH y el TRC, ya que se utiliza un clarificador posterior al tanque agitado y una recirculación de lodos. Estos procesos se han utilizado en el tratamiento de aguas residuales concentradas (1-10 g DQO/L) y pueden considerarse que se encuentran en el umbral de transición entre los reactores precursores y los de alta tasa. Otras configuraciones de sistemas anaerobios, juntos con estas dos últimas, pueden apreciarse en la figura 3.3..

En el caso de los reactores agitados acoplados a un postratamiento, pueden esperarse mayores eficacias de remoción de materia orgánica, dependiendo del tipo de agua residual y postratamiento seleccionado. Para el caso específico del proceso de contacto anaerobio con separador de lodos de platos paralelos o con separador de lodo con membrana (ultrafiltración), se han reportado eficacias de remoción de DQO superiores al 93 % (D. Defour *et al.*, 1994). Así también, el proceso de contacto anaerobio era hasta 1991 el segundo proceso más usado para tratar aguas residuales en Europa, después del reactor UASB (Verstrete, 1991).

Figura 3.2. Principales reactores anaerobios precusores de los reactores de alta tasa

Reactor	Características principales
<p style="text-align: center;"><b>Fosa séptica</b></p> 	<p>El agua fluye por parte superior, mientras que los sólidos sedimentables se acumulan en el fondo de la fosa, donde se realiza la digestión anaerobia. Por actuar básicamente como un sedimentador y por la flotación de sólidos existente, debida en parte al burbujeo de biogás, el efluente es de mala calidad. TRH variables = 2-10 días.</p>
<p style="text-align: center;"><b>Tanque Imhoff</b></p>  <p style="text-align: center;">VISTA DE CORTE TRANSVERSAL</p>	<p>Tiene un funcionamiento similar al de la fosa séptica, pero incluye modificaciones importantes que corrigen algunas deficiencias de las fosas: los sólidos sedimentables se acumulan en la parte baja del tanque (zona de digestión), que esta separada del compartimiento de sedimentación por dos mamparas. Con esto se asegura que los sólidos ya sedimentados no salgan de nuevo en el efluente y se digieran en la misma unidad. TRH típicos = 1-2 días, con 1 a 3 horas en el compartimiento de sedimentación (Van Haandel y Lettinga, 1994).</p>
<p style="text-align: center;"><b>Laguna anaerobia (cubierta)*</b></p> 	<p>Las lagunas también trabajan con flujo de agua en la parte superior y acumulación del lodo en el fondo. Están descubiertas y pueden presentar mezclado a una profundidad de 2-5 m por burbujeo de biogás, influencia del viento y sol. TRH típicos = 5-10 días. Las condiciones meteorológicas influyen fuertemente su operación</p> <p>La laguna anaerobia cubierta tiene eficacias de remoción mayores a las del proceso de contacto anaerobio (TRH= 3-5 días; carga orgánica = 1-2 kg DQO/m<sup>3</sup>.d)*</p>

Fuente: adaptado de Van Haandel y Lettinga, 1994; \* Hall, 1992.

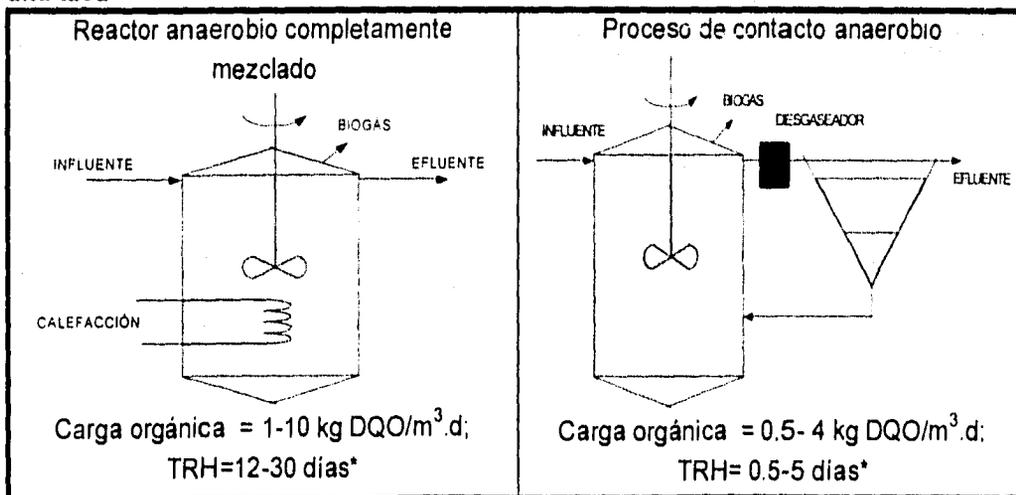
Existen procesos anaerobios en los que la digestión anaerobia se ha dividido en dos etapas con dos reactores, debido a la diferencia en tasas de crecimiento y requerimientos ambientales existentes entre los grupos de bacterias acidogénicas y metanogénicas. En el primer reactor (acidogénesis), los tiempos de retención son inferiores a 14 h y pH de 6, y en el segundo (metanogénesis) son mayores a 10 días con pH de 7.

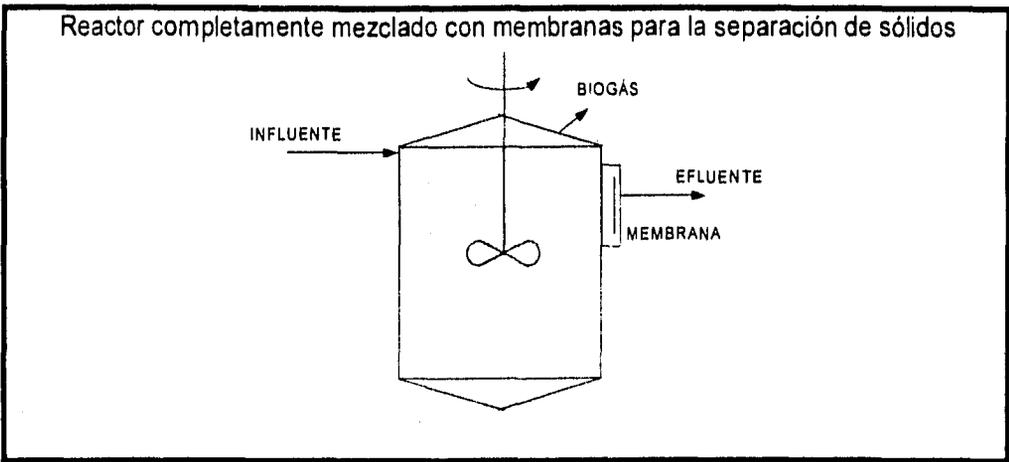
### 3.2.2. Reactores anaerobios de alta tasa

Los principales reactores de alta tasa, así llamados por tener la capacidad de dar tratamiento a aguas residuales con un TRH relativamente pequeño, se presentan en la figura 3.4. Estos reactores revolucionaron las formas de retención de los microorganismos en el reactor para obtener altas concentraciones de biomasa, lo cual ha permitido el tratamiento de aguas residuales concentradas (como las industriales) y de aguas residuales diluidas (como las municipales), con temperaturas en un intervalo mayor y todo esto con tiempos de retención hidráulica menores a los necesarios en los otros procesos, con cargas mayores y volúmenes de reactor menores.

Los reactores de biopelícula fija, como los filtros anaerobios, el reactor tubular de película fija y el reactor rotatorio, permiten la aplicación de altas cargas orgánicas debido a que los volúmenes de los reactores son pequeños como consecuencia de que trabajan con TRC mayores que los TRH respectivos. Este hecho también es característico de los otros reactores de alta tasa. Además de esta ventaja, los reactores de biopelícula son estables, pero tienen la desventaja de requerir un soporte que puede resultar en costos iguales a los de construcción del reactor en sí (Speece, 1983, citado por Van Haandel y Lettinga, 1994).

**Figura 3.3. Procesos anaerobios de transición entre reactores clásicos y reactores de alta tasa**

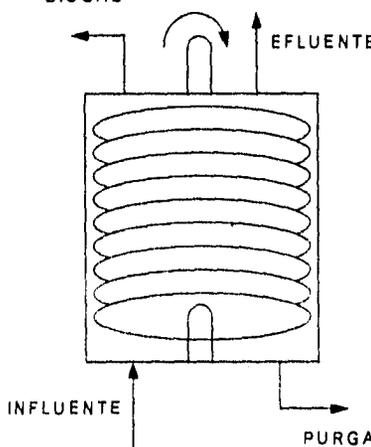
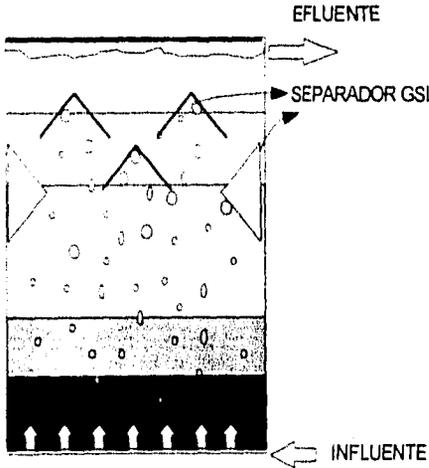
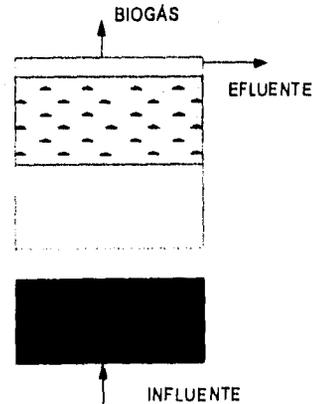


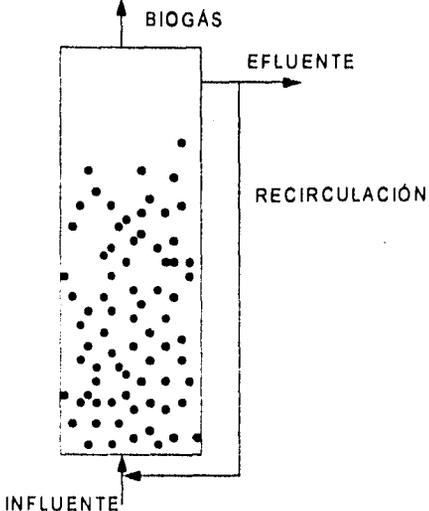
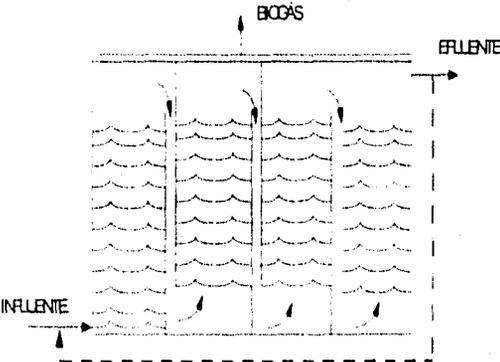
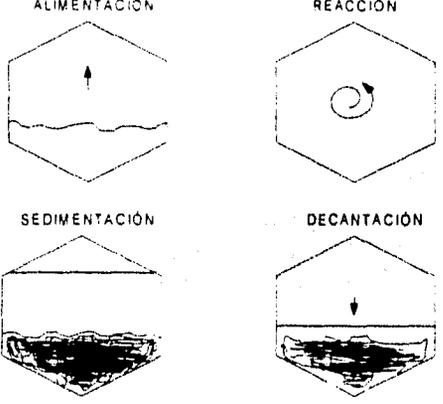


Fuente: adaptado de Speece, 1996; \* Hall, 1992.

**Figura 3.4. Reactores anaerobios de alta tasa**

Reactor	Características principales
<p style="text-align: center;"><b>Filtros anaerobios de flujo ascendente y descendente</b></p>	<p>El agua residual, con un flujo ascendente, se hace pasar uniformemente a través de un tanque empacado con un soporte sólido inerte (piedras, piezas de material sintético). En el soporte se genera una biopelícula, que es retenida en el medio y que digiere la materia orgánica. Pueden operarse con flujo descendente, caso en el cual se utilizan empaques simétricos. Permite la aplicación de TRH cortos, altas cargas orgánicas, ya que su operación es bastante estable. El efluente del reactor en ocasiones es recirculado para diluir influentes muy concentrados.</p>
<p style="text-align: center;"><b>Reactor tubular de película fija</b></p>	<p>Este reactor está empacado con tubos o placas (cerámica, PVC, poliéster, etc.) que crean canales verticales por los que se hace pasar el flujo de agua ascendente o descendentemente. Tiende a evitar cortos circuitos en el flujo.</p>

<p><b>Reactor de discos rotatorios</b></p> 	<p>La biomasa se encuentra adherida en forma de película a una serie de discos sujetos a un eje giratorio. Los discos se encuentran totalmente sumergidos en el agua residual.</p>
<p><b>Reactor anaerobio de lecho de lodos y flujo ascendente (UASB)</b></p> 	<p>El reactor trabaja con flujo ascendente, con un sistema de alimentación del influente localizado en el fondo del reactor y un separador gas-sólido-líquido (GSL) en la parte superior. El influente se distribuye uniformemente en el fondo del reactor y fluye ascendentemente a través de una cama de lodos anaerobios (granular y floculento), en la cual los SS son atrapados y la materia biodegradable digerida. En la parte superior del separador GSL se encuentra la zona de sedimentación, en donde el lodo que logró llegar hasta aquí, se sedimenta y regresa a la cama de lodos en el compartimiento de digestión.</p>
<p><b>Reactor híbrido (lecho de lodos/filtro anaerobio)</b></p> 	<p>Este reactor consta de una parte inferior con un lecho de lodos y una parte superior con empaque, que trabaja como filtro anaerobio. En el lecho de lodos se acumula la biomasa que no puede adherirse al soporte. La sección empacada funciona como un pulimento del efluente y retiene la biomasa en el reactor, funcionando así como un separador GSL.</p>

<p><b>Reactor de lecho expandido/fluidificado</b></p> 	<p>El agua residual es alimentada por el fondo del reactor, junto con la recirculación del efluente. La biomasa se encuentra adherido en forma de biopelícula a un soporte inerte de diámetro pequeño, tal como arena, grava, sílica o carbón activado granular, con el cual es distribuido en todo el reactor, gracias a las altas velocidades ascendentes obtenidas con la recirculación. La máxima expansión puede realizarse hasta un nivel en el que todas las partículas estén dentro del reactor. Las altas velocidades ascendentes promueven turbulencia en la intercara de la biopelícula y el líquido, lo que mejora la transferencia de masa.</p> <p>Cuando se haya acumulado demasiada biomasa, los reactores pueden operarse de tal forma que se lave la biomasa y que ciertos soportes sean pasados a otro equipo para el desprendimiento de la biomasa y después recircularlos al reactor.</p>
<p><b>Reactor anaerobio con mamparas</b></p> 	<p><b>Reactor anaerobio intermitente (Batch)</b></p> 

El otro tipo importante de reactores anaerobios lo constituyen los reactores que mantienen en suspensión y sedimentación la biomasa retenida, tales como el reactor UASB o el reactor híbrido. Estos reactores mantienen las ventajas de los reactores anteriores y además disminuyen costos de construcción, por no requerir de empaque, y reducen costos de operación, ya que no requieren de más energía que la necesaria para el bombeo del agua. El reactor híbrido permite la obtención de un efluente de mejor calidad que un filtro anaerobio, ya que combina características de un reactor UASB con las de un filtro anaerobio. El reactor UASB incorpora los dos mecanismos de retención y separación de lodos, lo que le brinda gran capacidad operativa.

Existen otros diseños de reactores que mantienen en suspensión la biomasa, pero funcionan de manera diferente. Un ejemplo de estos reactores es el reactor anaerobio con mamparas y recirculación y el reactor intermitente en secuencia (reactor "batch", mostrado en la figura 3.4.). El primer tipo de estos reactores equivale a varios reactores anaerobios de flujo ascendente( no UASB) en serie, y el reactor intermitente en secuencia trabaja en cuatro etapas básicas, una seguida de la otra: alimentación, reacción con agitación, sedimentación y decantación.

Los reactores anaerobios que permiten el mayor contacto entre los microorganismos y la materia orgánica biodegradable, manteniendo un tiempo de retención celular mucho mayor que el tiempo de retención hidráulica, son los reactores de lecho expandido o fluidificado. La diferencia entre estos dos reactores radica en el grado de expansión de la biomasa, que se alcanza con altas velocidades ascendentes del flujo. En el reactor de lecho fluidificado la cama puede expandirse más (desde 25 hasta 300 %) (Sutton *et al.*, 1983 citado en Hall, 1992) y las partículas son suspendidas esencialmente por el agua, mientras que el reactor de lecho expandido, la biomasa sufre una expansión menor (15-30 %) (Jewell, 1988 citado en Hall, 1992) y las partículas están soportadas, en parte por el flujo del fluido y en parte por las otras partículas presentes. Estas características hacen que este último reactor sea capaz de capturar más sólidos suspendidos que uno de lecho fluidificado.

Tanto los reactores tipo UASB e híbrido, como los de lecho fluidificado y expandido, requieren de una distribución homogénea de la alimentación, ya que de otra forma la eficiente operación del proceso se ve afectada negativamente.

A parte de estos reactores existen otros diseños de reactores anaerobios que buscan hacer más eficiente el proceso de digestión anaerobia. Algunos de estos diseños conjuntan varias unidades, como un reactor UASB incorporado a un sedimentador posterior (Speece, 1996) o un reactor UASB con un filtro anaerobio. Otros incluyen variaciones de diseño o de operación propias del reactor: reactor anaerobio de lecho migrante (Angenent y Dague, 1996); reactor anaerobio de lecho de lodos granulares, expandido (*EGSB: expanded granular sludge bed*) (Van der Last y Lettinga, 1992); reactor anaerobio, intermitente en secuencia y de biopelícula (*AnSBBR: anaerobic sequencing batch biofilm reactor*) (Hirt e Irvine, 1996).

Una desventaja que es característica de casi todos los reactores anaerobios de alta tasa es su susceptibilidad a altas concentraciones de sólidos suspendidos (mayores al 10% de la DQO total del influente)(Habets, 1986 citado en Hall, 1992). Ciertas características de los sólidos suspendidos como su grado de biodegradabilidad, tamaño, área superficial, afinidad por bacterias y viceversa, densidad y tendencia a ser adsorbidos, pueden afectar los procesos anaerobios de las siguientes maneras:

- Reducción de la actividad metanógena específica, principalmente cuando ésta sea expresada con base en la cantidad de lodo presente en el reactor, ya que el lodo puede estar compuesto también por SS no biodegradables o inorgánicos, que ocupan masa y volumen, pero no son biomasa activa.
- En reactores con lecho de lodos, pueden disminuir o contrarrestar la granulación del lodo a partir del núcleo de lodo floculento, debido a la adsorción de material bacteriano.

Estos son algunos ejemplos de la variedad de reactores anaerobios que han sido desarrollados y que siguen siendo modificados para satisfacer las necesidades actuales de tratamiento de aguas residuales. De las características generales de los reactores, es conveniente hacer las siguientes observaciones:

- El paso relevante del desarrollo de los reactores anaerobios fue marcado por el desacoplamiento del TRC del TRH, ya que esto hizo posible una mayor retención de los microorganismos y por más tiempo, en reactores de menor volumen, y el tratamiento de flujos de aguas residuales con altas concentraciones de materia orgánica. Lo anterior asociado a un adecuado contacto entre el sustrato y los microorganismos.
- Con los reactores de alta tasa puede contarse con procesos más estables a cambios bruscos en las condiciones de operación., debido a su exceso o reservas de biomasa.

### **3.2.3. Aplicación de reactores anaerobios en el tratamiento de aguas residuales**

La aplicación de la digestión anaerobia no es exclusiva del tratamiento de aguas residuales, sino que ha tenido gran utilidad para la digestión de lodos provenientes de las plantas de tratamiento de aguas residuales, para la generación de biogás por medio de la estabilización de desechos animales y agrícolas e inclusive para el tratamiento de residuos peligrosos. Sin embargo, dentro del campo de la depuración de aguas residuales, la tecnología ha sido empleada en el tratamiento, de aguas residuales industriales, y todavía, en menor medida, en aguas residuales municipales.

Como se mencionó con anterioridad, la tecnología anaerobia inició su aplicación en el tratamiento de aguas residuales domésticas, sin embargo, la mayor aplicación de los reactores de alta tasa, en el área de la depuración de aguas residuales, se ha dado en los efluentes de ciertos tipos de industrias (Switzenbaum, 1994).

En la actualidad, aunque la utilización de reactores anaerobios de alta tasa para la depuración de aguas municipales y domésticas tiene ya importantes antecedentes, fundamentalmente a partir de los años de la década del 80, la experiencia en la puesta en marcha de los procesos para el tratamiento de aguas residuales industriales sigue siendo

mayor y se estima que aun pasarán muchos años más, antes de que los procesos anaerobios, en específico el reactor UASB, que es el que mayor aplicación tiene para tratar aguas residuales municipales, alcancen el reconocimiento de una tecnología "madura" en el ámbito del control de la contaminación debida a aguas residuales de origen municipal, aunque por los fundamentos conceptuales e ingenieriles desarrollados hasta la fecha, ya lo sea.

El tratamiento anaerobio ha sido exitosamente utilizado en la depuración de efluentes industriales que han cumplido con las siguientes características:

- Alto contenido de materia biodegradable con los requerimientos nutricionales necesarios
- Ausencia o concentraciones bajas de sustancias tóxicas o inhibitorias de la digestión anaerobia. Aunque ya se sabe que las bacterias anaerobias, principalmente las metanógenas, son capaces de aclimatarse a sustancias tóxicas o inhibitorias biodegradables (Hall, 1992).

En general, casi todos los reactores anaerobios de alta tasa han sido utilizados para la depuración de aguas residuales industriales. Inclusive, muchos de ellos han sido diseñados para tratar aguas residuales industriales y operados a escala piloto y real con este mismo tipo de aguas (lecho fluidificado (Jeris, 1982); reactor de película fija de flujo descendente (Van den Berg y Lentz, 1979); reactor anaerobio o rotatorio de contacto (Taitz y Friedman, 1980); reactor de cama de lodos y proceso de contacto anaerobio con sedimentador (Verrier *et al.*, 1983) citados en Speece, 1983; reactor híbrido lecho de lodos/ filtro anaerobio (Killilea y Collieran, 1988)). Los reactores anaerobios tienen capacidad de tratar cargas orgánicas entre 10 y 20 kg DQO/m<sup>3</sup> d, cargas 10 veces mayores a las manejadas por los procesos aerobios y que son típicas de los desechos de la industria alimentaria. De manera contraria, en la depuración de aguas residuales municipales y domésticas, sólo los filtros anaerobios, los reactores de lecho expandido y fluidificado, el reactor UASB y reactores tipo UASB modificados han sido mayormente utilizados (Van Haandel y Lettinga, 1994). A pesar del comportamiento general de la utilización de los procesos anaerobios, otros reactores anaerobios también se han aplicado a la depuración de aguas residuales domésticas. En la tabla 3.5. se presentan algunos reactores anaerobios de alta tasa que se han aplicado a la depuración de aguas residuales domésticas y municipales.

La aplicación de los reactores anaerobios de alta tasa tiene mayores posibilidades en el tratamiento de aguas residuales que contengan ya parte de la materia orgánica disuelta, ya que de esta manera la fase de la hidrólisis no representa un paso limitante de la digestión (Hall, 1992).

**Tabla 3.5. Algunos reactores anaerobios de alta tasa aplicados a varios niveles en el tratamiento de aguas residuales municipales y domésticas, sin incluir reactor UASB**

Reactor	Fuente
Proceso de contacto anaerobio (tanque de contacto y filtro anaerobio empacado con piedras)	Coulter, 1957.*
Filtro anaerobio	Genung <i>et al.</i> , 1982.* Kobayashi <i>et al.</i> , 1983. Pretorius, 1971. Young y Yang, 1989. †
Reactor anaerobio de película fija y lecho expandido	Switzenbaum y Jewell, 1980.* Rockey y Forster, 1982.*
Reactor anaerobio de lecho fluidificado	Switzenbaum, 1984. Yoda <i>et al.</i> , 1985. Jeris <i>et al.</i> , 1985.
Reactor anaerobio de lecho de lodos y flujo ascendente	Lettinga <i>et al.</i> , 1983. Vieira y García, 1992. De Man <i>et al.</i> , 1988. Draaijer <i>et al.</i> , 1992. Schellinkhout y Collazos, 1992.
Reactor anaerobio de película fija y discos rotatorios y estacionarios	Noyola <i>et al.</i> , 1988.*

Fuente: adaptado Van Haandel y Lettinga, 1994; \* citados en Noyola *et al.*, 1988.; † citados por Hall, 1992.

En el caso de los reactores anaerobios aplicados a la depuración de efluentes industriales, entre los tipos de efluentes que estos reactores tratan están los de las siguientes industrias o giros industriales presentados en la tabla 3.6.

**Tabla 3.6. Algunos reactores anaerobios que tratan efluentes industriales, sin incluir el reactor UASB**

Reactor	Efluente tratado	Fuente
Filtro anaerobio de flujo ascendente	Empacado de carne Beneficio húmedo de café Fábrica de ácido cítrico Productos lácteos Fábrica de papel Matadero Fábrica de ácido cítrico y productos farmacéuticos Planta de coque	Rands y Cooper, 1966.* Rojas, 1994. D. Defour <i>et al.</i> , 1994. Borzacconi y López, 1994. Nitchals y Benjamin, 1985.* Nye y Brume, 1981.*  Verstreate, 1991. Olthoff y Oleszkiewicz, 1982.*
Proceso de contacto anaerobio con separador de lodos de platos paralelos	Productos lácteos Procesadora de almidón	D. Defour <i>et al.</i> , 1994. Verstreate, 1991.
Proceso de contacto anaerobio con ultrafiltración	Destilación de vino Procesadora de maíz Procesadora de huevo	D. Defour <i>et al.</i> , 1994.

Proceso de contacto anaerobio con flujo ascendente	Procesadora de cítricos Destilería	Verstreate, 1991. Verstreate, 1991.
Proceso de contacto anaerobio	Fábrica de azúcar de remolacha Procesadora de jugos de frutas Procesadora de carne Procesadora de papas Fábrica de pulpa y papel Fábrica de levadura	Verstreate, 1991.
Reactor híbrido UASB <sup>+</sup> y filtro anaerobio	Beneficio húmedo de café Procesadora de cereales Etilenglicol, poliéster, ácido tereftálico	Rojas, 1994. Calzada <i>et al.</i> , 1994. Environmental Processes '94
Reactor híbrido UASB <sup>+</sup> filtro anaerobio y separador de sólidos	Destilería	D. Defour <i>et al.</i> , 1994.
Reactor de lecho fluidificado	Fábrica de levadura para hornear Fábrica de antibióticos Procesadora de carne	Verstreate, 1991. Valdés-Jiménez y Montalvo-Martínez, 1994.

<sup>+</sup>Citado en Mahvi y Mesdaghinia, 1988.; <sup>\*</sup> Citado en Fernández, 1986.; " Sin separador GSL.

La correcta aplicación de la digestión anaerobia en general, y de un proceso UASB en particular, en la depuración de este tipo de efluentes, requiere de (Noyola, 1994):

- La integración adecuada del sistema completo con el pretratamiento necesario
- Una apropiada operación junto con el conocimiento de los problemas que implica el control necesario del proceso.

La consideración de estos aspectos, junto con las características del agua residual, en la selección de un proceso anaerobio, pueden asegurar en mayor medida el buen funcionamiento del proceso.

### 3.3. El reactor anaerobio de lecho de lodos y flujo ascendente (UASB)

El reactor anaerobio de lecho de lodos y flujo ascendente (UASB) fue desarrollado en la década del 70 por G. Lettinga y su grupo de investigación de la Universidad de Wageningen, en Holanda. Desde entonces, este reactor comenzó a ser utilizado en el tratamiento de aguas residuales industriales (ver tabla 3.7.) y poco tiempo después, a mediados de los años ochenta, en el tratamiento de aguas residuales domésticas y municipales. En la actualidad, el reactor UASB es el reactor anaerobio de alta tasa más

utilizado en el tratamiento de aguas residuales municipales y domésticas, tanto a nivel mundial como en América Latina. Varias plantas a gran escala ya han sido construidas, principalmente en Brasil y Colombia, y muchas están en proceso de construcción.

**Tabla 3.7. Efluentes industriales tratados con reactores UASB\***

Industrias productoras	Fuente	Industrias productoras	Fuente
Destilerías de alcohol	Valdés-Jiménez y Montalvo-Matínez, 1994.	Pan	Valdés-Jiménez y Montalvo-Matínez, 1994.
Levadura	Saito, 1994.	Pulpa y papel	Saito, 1994.
Cerveza	Rojas, 1994. D. Defour <i>et al.</i> , 1994. (89% DQO) Saito, 1994.	Licores	Borzacconi y López, 1994. ( 95% DQO)
Café	Rojas, 1994. (85% DQO)	Bebidas de soda	Borzacconi y López, 1994.
Productos lácteos y queso	Borzacconi y López, 1994. ( 78% DQO)	Almidón de maíz y edulcorantes	D. Defour <i>et al.</i> , 1994. (82% DQO)
Procesadora de papa	D. Defour <i>et al.</i> , 1994. (90% DQO)	Productos cárnicos	Rojas, 1994. (60% SST; 50% DQO)
Furfural	Zuxuan y Lixin, 1983 citados por Fernández, 1986.	"styrene-propeenoxide" y proceso Zimbro de oxidación con aire húmedo	Verstreate, 1991. (70-90% DQO)
Lixiviados de rellenos sanitarios	Lema <i>et al.</i> , 1988 en Verstreate, 1991. (80-90% DQO)	Fenol por oxidación de tolueno vía ácido benzoico	Verstreate, 1991.
Vinazas	Craveiro, 1991.	Cigarro	Saito, 1994.
<b>Otros efluentes industriales</b>			
Productos farmacéuticos	Mermeladas y jaleas	Dulces edulcorantes y	Vegetales enlatados
Azúcar de remolacha	Hule	Papel reciclado	Ácido cítrico
Yogurt y helados	Procesadora de fruta	Procesadora de soya	Almidón de trigo
Fructosa	Jugos de frutas	Chocolates	Azúcar de caña

\* En algunos casos se citan % de remoción

Fuente no indicada: Lettinga y Hulshoff, 1992; Verstreate, 1991.

En el caso de América Latina, los efluentes industriales más tratados con reactores UASB son de cervecías, malterías, destilerías, fábricas de levaduras, de refrescos gaseosos y de productos lácticos (Borzacconi y López, 1994).

El reactor UASB ya ha demostrado ser eficiente en el tratamiento de aguas residuales industriales y municipales, y presenta ciertas características que lo hacen una tecnología competitiva ante las otras opciones. Es por esto que su aplicación ha registrado un

aumento, principalmente en países latinoamericanos (Borzacconi y López, 1994), en donde es urgente resolver problemas sanitarios y de contaminación con tecnologías eficientes, simples y de bajos costos. En 1991, en Brasil al reactor UASB le correspondía un 82% del total de los reactores anaerobios para el tratamiento de efluentes industriales y un 92% del volumen total de los mismos reactores (Craveiro, 1991). También a principios de la década de los 90, el reactor UASB era el reactor anaerobio más usado para el tratamiento de aguas residuales en Europa (Verstreate, 1991).

Desafortunadamente, el reactor UASB no siempre es aplicable en el tratamiento de aguas residuales industriales, ya que ciertos tipos de aguas pueden dificultar la formación de lodo con buenas características de sedimentación (D. Defour *et al.*, 1994).

### 3.3.1. Características principales del reactor UASB

El cuerpo del reactor UASB puede dividirse en dos zonas principales (Ver figura 3.5.):

- a. Zona de digestión
- b. Zona de sedimentación

En un cierto diseño, el influente es alimentado por el fondo del reactor por medio de tuberías que lo conducen desde las cajas de distribución, localizadas en la parte superior del reactor. El influente, homogéneamente distribuido por el fondo del reactor, asciende a través de un lecho de lodos anaerobios, los cuales son expandidos por la velocidad ascendente del flujo de agua. Esta parte del reactor, en donde se encuentra la cama y el lecho de lodos, corresponde a la zona de digestión, ya que es aquí donde los microorganismos tienen el mayor contacto con el sustrato orgánico y por ende, en donde se realiza la digestión de la materia biodegradable del influente. La cama de lodos se encuentra en el fondo del reactor y se caracteriza por altas concentraciones de biomasa por arriba de 80 g/L, mientras que el lecho de lodos se halla arriba de la cama de lodos y tiene concentraciones de biomasa menores (5-20 g/L), generalmente de características floculentas (Hashemian y James, 1988).

Localizado en la parte superior de la zona de digestión se encuentra el separador Gas-sólidos-liquido (GSL). Este separador GSL está constituido por mamparas deflectoras y campanas. Sus objetivos principales son (Lettinga y Hulshoff, 1992):

- Separar y descargar el biogás generado
- Prevenir el lavado de la biomasa activa, principalmente de lodo floculento y lodo granular flotante.
- Servir de barrera a la expansión del lecho de lodos debido a altas cargas orgánicas.

La zona arriba del separador GSL es la denominada zona de sedimentación, ya que es aquí en donde la biomasa y sólidos que hayan logrado pasar a este nivel del reactor, son retenidos por sedimentación y regresan a la zona de digestión. Esto permite darle un pulimento al efluente y retener la biomasa en el reactor el mayor tiempo posible para optimar la digestión.

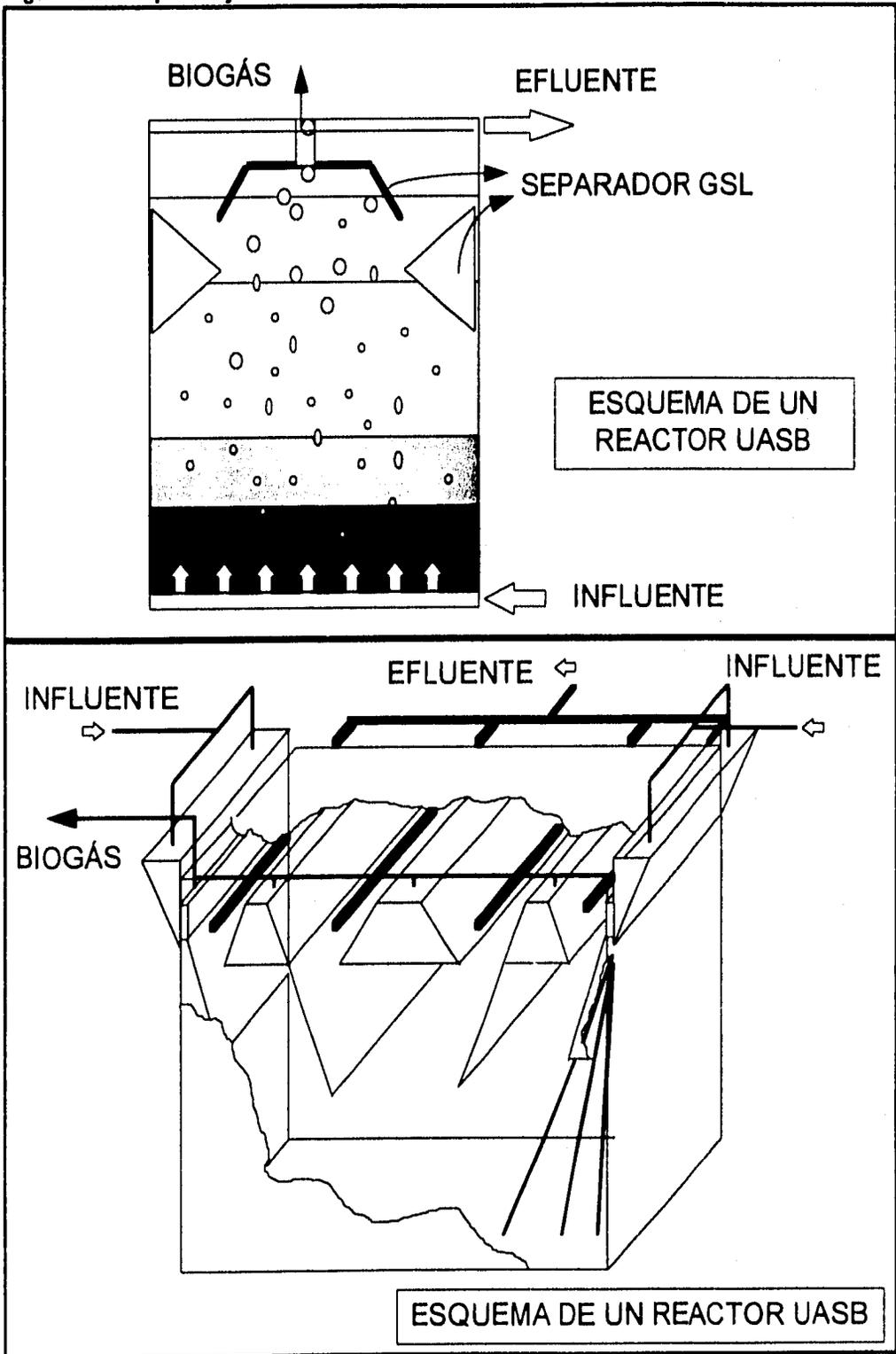
El efluente es descargado en el nivel superficial del agua por medio de canaletas. El biogás producido por la digestión y que no se solubiliza en el agua, es recolectado en fase gaseosa, en las campanas del separador GSL.

Existen ciertos aspectos de la operación de un reactor UASB que vale al pena mencionar:

- La distribución de la alimentación en el fondo del reactor debe ser uniforme y la velocidad ascendente del flujo la adecuada para permitir la expansión del lecho de lodos, sin llegar al lavado de la biomasa. Esto asegurará un adecuado contacto entre la materia biodegradable de la alimentación y la biomasa activa, necesaria para la completa digestión anaerobia. De manera contraria, se producirán ciertos cortos circuitos en el flujo ascendente y zonas muertas o inactivas en donde no haya contacto entre los microorganismos y la materia orgánica biodegradable, que inclusive pueden ocasionar fenómenos de toxicidad (Hashemian y James, 1988).
- El flujo ascendente promueve la formación de agregados de biomasa con buenas características de sedimentación (en forma de granos o floculos). lo que evita el lavado de la biomasa con el efluente.
- La producción de biogás ayuda al mezclado del lecho de lodos en la zona de digestión. Cuando el biogás alcanza las mamparas deflectoras, se desvía para dirigirse a las campanas recolectoras y no a la zona de sedimentación, en donde causaría turbulencia y evitaría la sedimentación del poco lodo presente en esta zona.
- En la zona de sedimentación, a medida que el flujo de tipo pistón asciende por encima de las campanas, el área de flujo aumenta, por la misma inclinación de las paredes de las campanas, y la velocidad ascendente disminuye, lo que permite que se presente la sedimentación. La biomasa y sólidos aquí acumulados, generalmente del tipo floculento, pueden agregarse y/o sedimentarse, resbalar por las paredes de las campanas y de esta forma retornar a la zona de digestión para tomar parte en la degradación de la materia orgánica (Van Haandel y Lettinga, 1994).

El reactor UASB, como cualquier sistema de tratamiento, tiene ventajas y desventajas, que según el caso de aplicación particular, podrán afectar determinadamente su operación.

Figura 3.5. Esquema y diseño de un reactor UASB



### 3.3.2. Ventajas y desventajas del reactor UASB

De la experiencia en el arranque y operación de reactores UASB, se ha observado que este sistema anaerobio presenta las ventajas y desventajas mostradas en la tabla 3.8.

A pesar de que el reactor UASB puede presentar las desventajas enlistadas en la tabla 3.8., su comparación con los otros procesos anaerobios (Van Haandel y Lettinga, 1994; Hall, 1992) ayuda a establecer con claridad las características del reactor que lo hacen una de las mejores opciones para el tratamiento de aguas residuales municipales e industriales a gran escala. A continuación se comentan ciertos aspectos al respecto.

1. En una comparación de eficacias de remoción de materia orgánica realizada entre distintos sistemas anaerobios (Van Haandel y Lettinga, 1994): laguna anaerobia, filtro anaerobio, reactor anaerobio de flujo ascendente (sin separador GSL), reactor UASB y reactores de lecho fluidificado y expandido, se concluyó que los reactores de lecho fluidificado y lecho expandido y el reactor UASB eran los que mayores eficacias de remoción de DQO reportaban, con menores tiempos de retención hidráulica a temperaturas mayores de 20 °C.
2. Si se compara la obra de construcción del reactor UASB con la de otros procesos anaerobios eficientes, se destacan las lagunas anaerobias por su simple construcción. Sin embargo, éstas tienen la gran desventaja de requerir grandes extensiones de tierra para su construcción y requieren TRH mucho mayores para obtener un efluente equiparable al del reactor UASB.
3. Los filtros anaerobios que son fáciles de operar tienen la gran desventaja de requerir de un empaque que incrementa considerablemente los costos de construcción del reactor. Esto limita la aplicación de estos procesos a gran escala. En este sentido, el reactor UASB no requiere de ningún empaque, además mantiene la biomasa activa retenida en el reactor y es fácil de operar. Por otro lado, la resistencia difusional del sustrato del líquido a la biopelícula, que generalmente es un paso limitante en los procesos anaerobios de biopelícula fija y estática, en el tratamiento de aguas residuales a bajas temperaturas, se ve reducida con un transporte de masa convectivo en el reactor UASB (Noyola *et al.*, 1988).
4. Si se comparara el reactor UASB con los reactores de lecho expandido o fluidificado, se observaría que estos últimos tienen eficacias de remoción de materia orgánica un poco mayores a las del reactor UASB, sin embargo esta diferencia no es tan significativa y los reactores de lecho expandido o fluidificado implican un gasto alto de energía para mantener la expansión del lecho, además de requerir de un control más sofisticado de los procesos. Estos hechos hacen que el reactor UASB sea preferido en casos en los que se desea tener los costos de inversión y operación más bajos posibles.

Tabla 3.8. Ventajas y desventajas principales del reactor UASB

Ventajas / Beneficios	Desventajas / Limitantes
<ul style="list-style-type: none"> <li>- No requiere de ningún tipo de soporte para la retención de biomasa, ni agitación mecánica.</li> <li>- Con un inóculo apropiado puede arrancar casi inmediatamente.</li> <li>- Buenas eficacias de remoción de huevos de helmintos.</li> <li>- La producción de lodos en exceso es baja.</li> <li>- El lodo generado tiene muy buenas características de compactación y está ya parcialmente estabilizado, lo que facilita su manejo.</li> <li>- El biogás producido puede en ciertos casos ser un subproducto energético valioso.</li> <li>- El proceso en sí, no requiere de suministro de energía eléctrica (Muy bajos requerimientos energéticos en comparación con tratamientos convencionales).</li> <li>- Proceso simple y económico en operación y mantenimiento.</li> <li>- Soporta periodos sin alimentación (semanas e inclusive meses).</li> <li>- Se puede aplicar a pequeña y gran escala</li> <li>- Construcción simple y de bajo costo, con muy limitados requerimientos de equipo electromecánico.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- No es efectivo para un tratamiento secundario completo, ya que remueve preferentemente compuestos orgánicos y sólidos suspendidos. Se requiere de un postratamiento para remover en mayor grado la materia orgánica.</li> <li>- Poca experiencia en la aplicación del reactor a muy gran escala.</li> <li>- Arranque lento si no se cuenta con el inóculo adecuado. Se ha comprobado que para aguas residuales domésticas o municipales el reactor puede arrancarse sin inóculo, aunque en un tiempo mayor, del orden de 8 meses.</li> <li>- Como todo proceso biológico, es sensible a la temperatura del agua residual (inferior a 16 °C) y a cambios bruscos de pH fuera del intervalo de 6.5 a 7.5.</li> </ul>

5. Concentraciones muy altas de sólidos suspendidos pueden afectar el proceso anaerobio, como se señaló anteriormente, pero un reactor UASB con lodo granular permite disminuir parte de estos problemas, ya que en los lodos granulares no se da una adsorción significativa de los sólidos suspendidos, que impida la digestión de materia orgánica. En el caso del tratamiento de aguas residuales municipales, problemas por la presencia de S.S. no son tan graves, ya que rara vez se tienen concentraciones a la entrada del reactor mayores a 500-700 mg SST/L. A este respecto

Lettinga y Hulshoff (1992) afirman que con base en experimentos realizados con agua residual doméstica y con lodos primarios diluidos y secundarios con concentraciones hasta de 6-8 g SST/L, las partículas suspendidas no ejercieron un efecto negativo en el lodo inoculado al reactor.

De manera general, el reactor UASB tiene una promisoriosa aplicabilidad para el tratamiento de aguas. En el caso de aguas residuales municipales y domésticas, el reactor UASB presenta un gran potencial, ya que con un buen diseño del reactor pueden contrarrestarse las desventajas que le son inherentes y aprovechar muchas de sus cualidades positivas. El reactor UASB es un proceso barato, que disminuye apreciablemente los costos de inversión y operación de un proyecto de una planta de tratamiento que involucre este proceso, inclusive con postratamiento. Esto se debe a que el reactor UASB no realiza un gran consumo de energía eléctrica, su operación es sencilla, sin requerimientos de equipo especializado para el control de su operación y proporciona un pretratamiento eficiente. Más adelante se reportan experiencias del tratamiento de aguas residuales municipales con reactores UASB, que demuestren esta observación. En sí, el reactor UASB es un proceso generador de energía (productor de  $CH_4$  que es un energético valioso), en lugar de un consumidor energético, como la mayoría de los procesos de depuración de aguas residuales.

Aunado a esto, está el hecho de la menor generación de lodo en exceso, cuyas buenas características de compactación y alto grado de estabilización, permiten un fácil manejo de este subproducto del tratamiento biológico de aguas residuales. Esto como consecuencia de la digestión anaerobia en fase endógena que puede alcanzar la biomasa en el reactor UASB. La lentitud de las reacciones de la digestión anaerobia que se realiza en el reactor UASB también permite que la biomasa permanezca sin alimentación por periodos de semanas y meses. Es así como el metabolismo anaerobio, en lugar de dificultar el proceso como generalmente se cree, debido a la microbiología compleja, facilita la operación del reactor y le proporciona grandes ventajas frente a otros procesos depuradores de agua.

### **3.3.3. Aceptación del reactor UASB como opción tecnológica para el tratamiento de aguas residuales municipales y/o domésticas.**

A pesar de que ya se ha demostrado la factibilidad de tratar aguas residuales municipales y domésticas con reactores UASB y de que se reconocen las ventajas del proceso, todavía existe una gran reticencia en la aceptación de la tecnología para su aplicación a gran escala en el tratamiento de aguas residuales municipales. Contradictoriamente, esta situación se presenta en países, como México, en donde la escasez de recursos económicos y la problemática de contaminación ambiental, hacen imprescindible tecnologías adaptadas, eficientes y altamente rentables, para la depuración de efluentes municipales y domésticos.

El reactor UASB ya tiene una historia importante en su aplicación en la depuración de varios tipos de efluentes industriales, que hace que sea mayormente aceptado en esta área de tratamiento que en el caso de efluentes domésticos o municipales. Entre las razones por las cuales los procesos de tratamiento anaerobio no tienen la aceptación que deberían, se encuentran (Lettinga y Hulshoff, 1992; Switzenbaum, 1994; Saito, 1994):

- Falta de información adecuada sobre arranque, operación y desempeño de los sistemas de tratamiento anaerobio ya instalados.
- Falta de conocimiento de los principios básicos del proceso. En muchas ocasiones existen inclusive prejuicios sobre la operación del proceso. Como ejemplo, cabe citar que el desconocimiento del requerimiento de Fe, Co y Ni como metales traza para digestión anaerobia, pudieron haber retrasado su aplicación en el tratamiento de aguas residuales industriales por lo menos 10 años, por los fracasos que resultaron en fallas de procesos (Speece, 1983).
- Intereses comerciales en el campo del tratamiento de aguas, en ocasiones, debidos a que las compañías o terceras personas han invertido en el conocimiento y derechos de propiedad de sistemas de tratamiento convencionales.
- Falta de infraestructura, investigación y centros de investigación que trabajen en el área del tratamiento anaerobio de aguas residuales.
- En ciertos casos, en donde hay disponibilidad de tierra y ésta no es cara, el tratamiento anaerobio puede no ser la solución más económica, sino las lagunas de oxidación.
- Propaganda en contra de los procesos anaerobios por parte de los interesados en los procesos aerobios.

Es interesante el hecho de que todas las razones enlistadas arriba no se refieren a fallas del proceso en sí. Es importante mencionarlo, ya que los procesos anaerobios, y específicamente el reactor UASB aplicado a aguas residuales municipales, han sido llevados a escala real con oposiciones acerca de su operación y desempeño que responden a intereses personales o a la ignorancia por parte de compañías o de terceras personas encargadas de la selección del tecnología.

México no escapa de esta situación, e inclusive pueden mencionarse otras razones más que juegan un papel importante en la poca aceptación de la tecnología anaerobia en el tratamiento de aguas residuales municipales y domésticas, en especial del reactor UASB en México:

- Prejuicio por la tecnología debido a la mala experiencia que se ha tenido con reactores anaerobios mal diseñados y operados, debido a falta de criterios de construcción y operación.

- Dependencia tecnológica que ha orillado la selección de tecnología hacia aquella que está disponible con base en experiencias en otros países, cuyos ambientes sociales, políticos, económicos y climáticos son ajenos a los propios de México.
- Desconocimiento y falta de información sobre los fundamentos operativos, desempeño y experiencias en el tratamiento de efluentes municipales de reactores anaerobios de alta tasa.

En estas circunstancias se hace necesaria una divulgación de la tecnología anaerobia para el tratamiento de aguas residuales domésticas y municipales y de las experiencias que con reactores de alta tasa, especialmente con el reactor UASB, se ha tenido al respecto. Esto ayudará a que más profesionales del área del tratamiento de aguas residuales comprendan los procedimientos de selección, diseño y operación de los procesos anaerobios. Además, es importante señalar que los problemas que pueden presentarse con el reactor anaerobio requieren, para su solución, de un buen entendimiento de los conceptos fundamentales de la digestión anaerobia y del reactor, así como de las causas del problema.

Cuando la institución, organismo o personas encargadas de la selección de la tecnología cuenten con este tipo de información, entonces podrán tener una base firme para la consideración del reactor UASB y de otros reactores anaerobios de alta tasa, dentro de las opciones tecnológicas para el tratamiento de aguas residuales domésticas, municipales e industriales.

Cabe mencionar que a pesar de la situación en México expuesta líneas arriba, respecto a la aceptación de los procesos anaerobios, existen ciertos hechos que han favorecido la reconsideración de los procesos anaerobios en el tratamiento de aguas residuales y que hacen se prevea una rápida expansión de la digestión anaerobia en el país (Noyola y Monroy, 1994). Uno de estos hechos es la existencia de instituciones de investigación y desarrollo de tecnología que se han enfocado hacia el estudio de la digestión anaerobia, diseño y optimación de los procesos anaerobios, y su aplicación a las condiciones específicas mexicanas. Pueden ser identificados algunos de estos grupos en el Instituto de Ingeniería de la Universidad Nacional Autónoma de México, en las Universidades Autónoma Metropolitana, Autónoma de Yucatán, Autónoma de Coahuila, en el Centro de Investigación y Estudios Avanzados del Instituto Politécnico Nacional, en el Instituto Mexicano de Tecnología del Agua y en el Instituto de Ecología. Así también, ya existen en México empresas nacionales, que al igual que otras compañías extranjeras reconocidas en su liderazgo en los procesos anaerobios, son capaces de diseñar, construir y arrancar procesos anaerobios. Estas empresas, que aplican tecnología desarrollada en el Instituto de Ingeniería de la UNAM y en la Universidad Autónoma Metropolitana-Iztapalapa (Noyola y Monroy, 1994), han dado un fuerte impulso a la aplicación de los procesos anaerobios de

tecnología nacional, especialmente del reactor UASB, en el tratamiento de aguas residuales.

### **3.3.4. Reactores UASB para el tratamiento de efluentes industriales en México**

En México, como en otros países en donde el reactor UASB ya ha sido aplicado, Holanda y Colombia, por ejemplo, el número de reactores UASB que tratan efluentes industriales, generalmente, es mucho mayor que el número de reactores UASB que tratan aguas residuales municipales y/o domésticas. Una excepción es Brasil, en donde sucede lo contrario.

Ya en la tabla 3.7. se presentaron los tipos de efluentes industriales que los reactores UASB tratan en la actualidad a nivel mundial. En el caso de México, el tipo de efluentes industriales que se tratan con reactores UASB, en su mayoría, pertenecen a la industria alimenticia. En la tabla 3.9. pueden observarse los reactores UASB que tratan aguas residuales industriales en México.

El reactor UASB más grande (4800 m<sup>3</sup>) trata efluentes provenientes de la Cervecería Cuauhtémoc-Moctezuma, localizada en Toluca, Estado de México. Cabe mencionar que esta planta fue construida con tecnología nacional, ya que varios reactores han sido diseñados por empresas extranjeras, como Biothane y Paques. Poco más del 50% de las plantas de tratamiento, tanto de efluentes industriales como de municipales, con procesos anaerobios son de tecnología nacional.

De la información presentada puede observarse que la aplicación de los reactores UASB en la depuración de aguas residuales industriales en México, es nueva y con gran capacidad de crecimiento, principalmente en el tratamiento de efluentes provenientes de la industria alimenticia y papelera, ya que estas aguas son capaces de ser degradadas anaerobiamente por presentar altas concentraciones de materia orgánica biodegradable. Las buenas eficacias de remoción de materia orgánica que se han obtenido en las plantas con reactores UASB que se encuentran en funcionamiento, son el fundamento que permitirá la posterior divulgación y aplicación de la tecnología. En el siguiente capítulo se retomarán ciertos aspectos relacionados con este tema.

**Tabla 3.9. Reactores UASB que tratan efluentes industriales en México**

Planta	V (m <sup>3</sup> )	Q (m <sup>3</sup> /d)	DQO (mg/L)	Remoción en UASB % DQO	T (°C)	Año de contrato/ status	Información adicional
Caperucita Querétaro, Querétaro. (Fábrica de queso)	120	150				1993 Arranque	Rejillas, homogeneizador, DAF, reactor anaerobio adaptado como UASB, filtros de arena, clorador.
Central de Malta S.A. de C.V. Grajales, Puebla. (Fábrica de malta)	2400	3800	1700	77	20	1991 Operación	Rejillas, desarenador, UASB, lodos activados.
CIRAD Tlapexcatl, Veracruz. (Fábrica de café)	10	3-4	3000- 6000	70	19 22	1992 Operación	Homogeneizador. Utilización de biogás para calentar el influyente. UASB y filtro anaerobio.
Corp. Bimbo Planta Barcel, 54.5 km. carretera México- Toluca (Fábrica de Alimentos)	300	604.8	2119	85	26	1992 Operación	DAF, desarenador, UASB, discos biológicos.
Cuahtémoc- Moctezuma, S.A. de C.V. Toluca, Edo. de México. (Fábrica de cerveza)	4800	9072	4056	80	25 30	1992 Operación	Rejilla, sedimentador, homogeneizador, UASB, lodos activados, clorador, espesador de lodos, digestor anaerobio, filtro prensa.
Cuahtémoc -Moctezuma, S.A. de C.V. Navojoa, Sonora. (Fábrica de cerveza)	1816	5356.8	2690	80	25 35	1993 Operación	Cribado, rejilla, sedimentador, homogeneizador, UASB, lodos activados, cloración, espesador de lodos, digestor aerobio, filtro prensa.

CAPÍTULO III "TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS ANAERÓBICOS DE AGUAS RESIDUALES"

Cuahtémoc-Moctezuma, S.A. de C.V. Monterrey, Nuevo León. (Fábrica de cerveza)	2850	12882	3309	75	35	1993 Operación	Rejillas, homogeneizador, neutralizador, clarifloculador, preacidificador, UASB, lodos activados, clorador, espesador de lodos, digestor de lodos, filtros banda.
Cuahtémoc-Moctezuma, S.A. de C.V., Tecate, B. C. (Fábrica de cerveza)	1500	3046	3688	85	30 32	1992 Arranque	Rejilla, sedimentador, preacidificador, UASB, lodos activados, cloración, digestor de lodos, filtro banda.
Cuahtémoc-Moctezuma, S.A. de C.V. Guadalajara, Jalisco. (Fábrica de cerveza)	959	5464	3149	85	30 32	1992 Arranque	Rejilla, sedimentador, preacidificador, UASB, lodos activados, cloración, digestor de lodos, filtro banda.
Costeña Tulpetlac, Edo. de México. (Fábrica enlatadora)	2240	4320	8390	80		1994 Inicio del proyecto	Postratamiento aerobio
El Sauz Cortázar, Guanajuato. (Fábrica de queso)	4000	500	4430	85	26	1992 Operación	Trampa de grasa, laguna anaerobia tipo UASB, laguna aerobia, laguna de lirio
Empaques Modernos Guadalajara, Jalisco. (Fábrica de queso)	715	2200	4500	70	30		
Petrocel (Compuestos Químicos)	4800	2028	18500			1993 Operación	
IMEXA San Martín Texmelucan, Puebla. (Fábrica de levadura)	440	220	17000	75	32	1993 Operación	

**"TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES: SU POTENCIAL APLICACIÓN EN MÉXICO"**

Jugos del Valle, México. (Fábrica de productos de frutas)	380	1140	3700	80 90	30	1992 Operación	Postratamiento aerobio
KIMBERLY CLARK Orizaba, Veracruz. (Fábrica de papel)	1320	2200	9160	85	30 40	1992 Operación	
LICONSA San Antonio La Isla, Edo. de México. (Fábrica de leche)	172	345	1600	78	18	1993 Operación	Tanque homogeneizador, trampas de grasa, reactor UASB-híbrido, lodos activados.
Modelo Zacatecas. Zacatecas. (Fábrica de cerveza)	1700					1992 Arranque?	Cribado, desarenador horizontal, tanque de homogeneización. UASB, filtro lento, Tanque de contacto con cloro.
UNIPAK Morelos. (Fábrica de papel)	190	425	5500	70	35	1992 Operación	Postratamiento aerobio.

DAF: flotación por aire disuelto  
Fuente: Noyola y Monroy., 1994;

**Material de referencia**

Angenent, L. T. y Dague, R. R. (1996). Initial Studies on the Anaerobic Migrating Blanket Reactor. Proceedings of the 51st Industrial Waste Conference at Purdue University. Ann Arbor Press, Inc. 6-8 de mayo de 1996. Estados Unidos.

Atlas, R. M. y Bartha, R. (1993). Microbial Ecology. Fundamentals and Applications. 3a ed.. The Benjamin/Cummings Publishing Company. Estados Unidos.

Borzacconi, L. y López, I. (1994). Relevamiento de Reactores Anaerobios en América Latina. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". 25 -28 de octubre de 1994. Montevideo, Uruguay. pp. 263-279.

Calzada, J. F., Porres, C. A. y Tay, M. (1994). Digestión Anaerobia en Guatemala. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". 25 -28 de octubre de 1994. Montevideo, Uruguay. pp. 327-330.

Craveiro, A. M. (1991). Evolution and Present Situation of Full Anaerobic Digestion of Industrial Wastewaters in Brazil. 6th International Symposium on Anaerobic Digestion. 12-16 de mayo de 1991. São Paulo, Brasil.

D. Defour, Derycke, D., Liessens, J. y Pipyn, P. (1994). Field Experience with Different Systems for Biomass Accumulation in Anaerobic Reactor Technology. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 30, No. 12. pp 181-191.

De Man, A. W. A., Van der Last, A. R. M. y Lettinga, G. (1988). The Use of EGSB and UASB Anaerobic Systems for Low Strength, Soluble and Complex Wastewaters at Temperatures ranging from 8 to 30 °C. Anaerobic Digestion 1988. 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion. 22-26 de mayo de 1988. Bolonia, Italia. IAWPRC. pp. 197-209.

Environmental Processes '94. *Hydrocarbon Processing*. Agosto, 1994. pp. 80.

Fernández Polanco, F. (1986). Aplicaciones de la Depuración Anaerobia: Aguas Urbanas e Industriales (No Agroalimentaria). 3er Seminario. Depuración Anaerobia de Aguas Residuales. Junio de 1986. Valladolid, España.

Gujer, W y Zehnder, J. B. (1982). Conversion Processes in Anaerobic Digestion. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 15. pp. 127-167.

Hall, E. R. (1992). Anaerobic Treatment of Wastewaters in Suspended Growth and Fixed Film Processes en "Design of Anaerobic Processes for the Treatment of Industrial and Municipal Wastes". Vol. 7., Water Quality Management Library editado por Joseph F. Malina and Frederick G. Pohland., Technomic Publishing Co. Estados Unidos. pp. 41-118.

Hashemian, S. J. y James, A. (1988). Biomass Retention and High-rate Anaerobic Reactors. 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion. 22-26 de mayo de 1988. Bolonia, Italia. Poster Papers. IAWPRC. pp. 281-284.

Hirl, P. J. e Irvine, R. L. (1996). Reductive Dechlorination of Perchloroethylene (PCE) using Anaerobic Sequencing Batch Biofilm Reactors (AnSBBR). Proceedings of the 51st Industrial Waste Conference at Purdue University. Ann Arbor Press, Inc. 6-8 de mayo de 1996. Estados Unidos.

Jewell, W. J. (1985). The Development of Anaerobic Wastewater Treatment. Proceedings of the Seminar/Workshop Anaerobic Treatment of Sewage. University of Massachusetts at Amherst. 27 y 28 de junio de 1985. Estados Unidos. pp. 17-54.

Killilea, E. y Collieran, E. (1988). Comparison of Fixed-bed and Hybrid Fixed-bed/Sludge-bed Reactors for Anaerobic Digestion of Cheese Whey. 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion. 22-26 de mayo de 1988. Bolonia, Italia. Poster Papers. IAWPRC. pp. 541-544.

Lettinga, G. y Hulshoff, L. W. (1992). UASB Process Design for Various Types of Wastewaters en "Design of Anaerobic Processes for the Treatment of Industrial and Municipal Wastes" Vol. 7, Water Quality Management Library editado por Joseph F. Malina and Frederick G. Pohland. Technomic Publishing Co. Estados Unidos. pp. 119-145.

Mahvi, A. H. y Mesdaghinia, A. (1988). The Use of Anaerobic Filter in Domestic Sewage and Slaughter House Wastes. 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion. 22-26 de mayo de 1988. Boloña, Italia. Poster Papers. IAWPRC. pp. 551-554.

McCarty, P. (1985). Historical Trends in the Anaerobic Treatment of Dilute Wastewaters. Proceedings of the Seminar/Workshop Anaerobic Treatment of Sewage. University of Massachusetts at Amherst. 27 y 28 de junio de 1985. Estados Unidos. pp. 3-15.

Noyola Robles, A. (1994). Diseño, Inoculación y Arranque de Reactores UASB. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". 25 -28 de octubre de 1994. Montevideo, Uruguay. pp. 133-143.

Noyola Robles, A. (1995). Reactores Anaerobios Avanzados. Apuntes del curso "Tratamiento de Aguas Residuales Municipales para cumplir con la NOM-067-ECOL-1994" Sociedad Mexicana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, A. C. y Sección Mexicana de la AIDIS, XVI Comité Ejecutivo Nacional. 10 al 14 de julio de 1995. México, D.F.

Noyola, A. , Capdeville, B. y Roques, H. (1988). Anaerobic Treatment of Domestic Sewage with Rotating-Stationary Fixed-Film Reactor. *Water Research*. Vol. 22. Nº 12. pp. 1585-1592.

Noyola, A. y Monroy, O. (1994). Experiencias y Perspectivas del Tratamiento Anaerobio en México. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". 25 -28 de octubre de 1994. Montevideo, Uruguay. pp. 331-340.

Parkin, G. F. y Speece, R. E. (1984). Anaerobic Biological Waste Treatment. *Chemical Engineering Progress*. Diciembre, 1984. pp. 55-58.

Pohland, F. G. (1992). Anaerobic Treatment: Fundamental Concepts, Applications and New Horizons en "Design of Anaerobic Processes for the Treatment of Industrial and Municipal Wastes" Vol. 7, Water Quality Management Library editado por Joseph F. Malina and Frederick G. Pohland. Technomic Publishing Co. Estados Unidos. pp. 1-40.

Rojas Chacón, O. (1994). Aplicación de Tecnologías de Tratamiento Anaerobio para la Depuración de Aguas Residuales. Experiencias en Colombia. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". 25 -28 de octubre de 1994. Montevideo, Uruguay. pp. 303-317.

Saito Hirata, Y. (1994). Experiências e Perspectivas do Tratamento Anaeróbico de Efluentes Industriais no Brasil. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". 25 -28 de octubre de 1994. Montevideo, Uruguay. pp. 281-291.

Sanz, I., Iza, J. M. y Fernández-Polanco, F. (1988). Performance and Comparative Start-up of Anaerobic Fluidized Bed Reactors which treat Domestic Sewage at Low Temperatures. 5<sup>th</sup> International Symposium on Anaerobic Digestion. 22-26 de mayo de 1988. Boloña, Italia. Poster Papers. IAWPRC. pp. 763-766.

Souza, M. E. y Vieira, S. M. M. (1986). Uso do reactor UASB para tratamento de esgoto sanitário. En "Encontro Estadual de Especialistas em Digestão Anaeróbia". Septiembre de 1985. CETESB. São Paulo, Brasil.

Speece, R. E. (1983). Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater Treatment. *Environ. Sci. Technol.*, Vol. 17, No. 9. pp. 416A-426A.

Speece, R. E. (1996). Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater. Archae Press. Estados Unidos.

Switzenbaum, M. S. (1994). Obstacles in the Implementation of Anaerobic Treatment Technology. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". 25 -28 de octubre de 1994. Montevideo, Uruguay. pp. 253-262.

Valdés-Jiménez, E. y Montalvo-Martínez, S. J. (1994). Experiencias y Perspectivas del Tratamiento Anaerobio en Cuba. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". 25 -28 de octubre de 1994. Montevideo, Uruguay. pp. 319-325.

Van der Last, A. R. M. y Lettinga, G. (1992). Anaerobic Treatment of Domestic Sewage under Moderate Climatic (Dutch) conditions using Upflow Reactors at Increased Superficial Velocities. *Wat. Sci. Tech.* Vol. 25, Nº 7, pp. 167-178.

Van Haandel, A. C. y Lettinga, G. (1994). Anaerobic Sewage Treatment. A Practical Guide for Regions with a Hot Climate. John Wiley and sons. Gran Bretaña.

Verstrete, W. (1991). Anaerobic Treatment of Effluents: State of the Art in Europe. *Med. Fac. Landbouww. Rijksuniv. Gent*, 56/1. pp. 97-111.

Viñas, M. (1994). Criterios de Diseño y Escalado de Reactores Anaerobios. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". 25 -28 de octubre de 1994. Montevideo, Uruguay. pp. 111-123.

---

## CAPÍTULO IV

---

### **Experiencias en el Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales Municipales con Reactores UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*)**

#### **1. Los reactores anaerobios de lecho de lodos de flujo ascendente (UASB) en el tratamiento de aguas residuales municipales o domésticas**

Hasta la fecha, se han realizado estudios e inclusive se ha llegado a operar plantas cuyo tren de tratamiento de aguas residuales municipales incluye un proceso anaerobio de depuración, específicamente, uno o varios reactores anaerobios de lecho de lodos de flujo ascendente (UASB). Algunas de estas plantas han sido de gran importancia por los resultados que su funcionamiento ha arrojado y por ser pioneras en el tratamiento anaerobio de aguas residuales municipales por medio de reactores UASB. Precisamente, es de los reactores de estas plantas, que se cuenta con la mayor información sobre su diseño y operación, la última de las cuales ha revelado claramente la potencial opción que el tratamiento anaerobio con reactores UASB representa en el tratamiento de efluentes domiciliarios y municipales a temperaturas mayores de 20 °C (Lettinga, 1992).

La importancia de reportar las aplicaciones y experiencias de operación del reactor UASB en el tratamiento de aguas residuales municipales, junto con la integración de criterios de diseño, radica en que esto permite, al complementarse con estudios de bioquímica, microbiología y cinética anaerobia, el desarrollo de un modelo conceptual (Viñas, 1994), que lleve al modelado del proceso y a su optimización.

Como ya se ha mencionado, el proceso UASB aplicado al tratamiento anaerobio de aguas residuales domésticas y/o municipales no ha tenido la misma aceptación que posee en el campo del tratamiento de efluentes industriales. Aunque en ciertos países europeos, como Holanda, este proceso se considera, desde hace varios años, como una tecnología en pleno crecimiento y con gran experiencia en su aplicación en el tratamiento de aguas residuales industriales, en muchos otros países que son en gran medida dependientes de

---

tecnologías, como es el caso de América Latina, queda un largo camino por recorrer para incorporar dicho tipo de tratamiento como parte importante de la estructura del sistema de depuración de sus aguas residuales. Sin embargo, en la misma América Latina ya se ha llevado a cabo la puesta en funcionamiento de un buen número de reactores UASB y reactores anaerobios de alta tasa, en general. Así, a partir de 1982 se ha observado un crecimiento sostenido de la cantidad y volumen de reactores anaerobios en esta región (Borzacconi y López, 1994.). Se destaca en este crecimiento la preponderancia del reactor UASB sobre otros reactores de alta tasa, como el filtro anaerobio. Hasta mediados del año de 1994, el 92.7 % de la cantidad total de reactores anaerobios (367) correspondía a reactores tipo UASB con un 97.9 % del volumen total (386 138 m<sup>3</sup>) (Borzacconi y López, 1994).

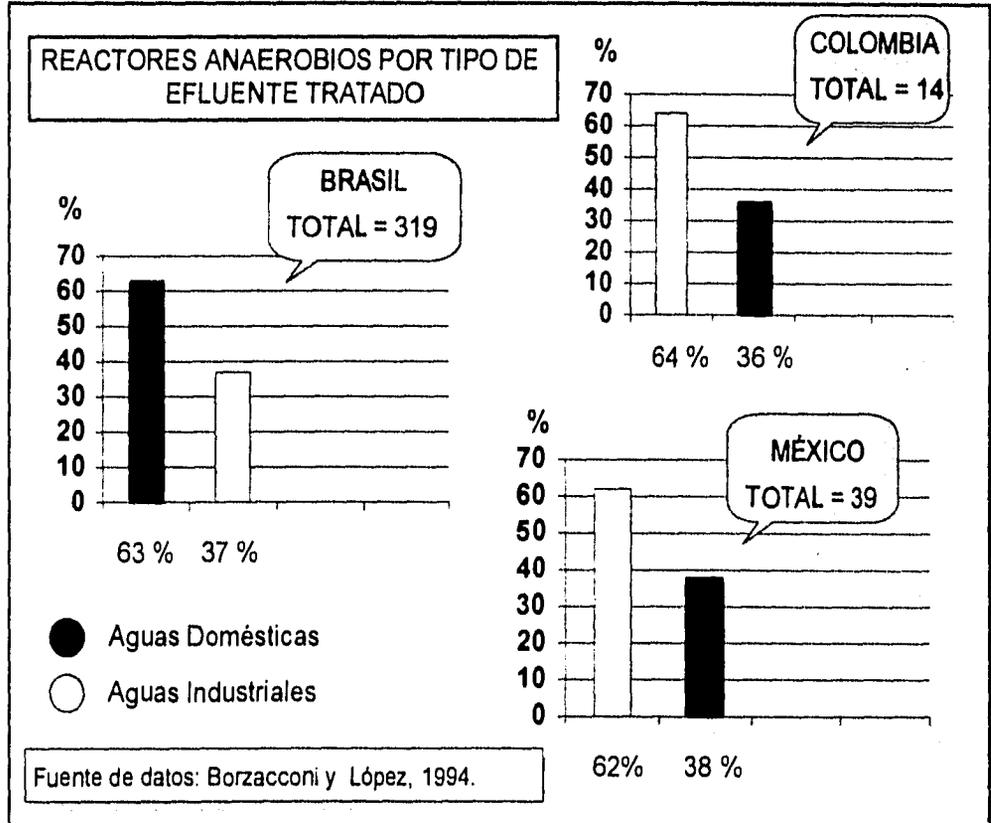
Del estudio de relevamiento de reactores anaerobios, realizado por Borzacconi y López (1994), se sabe que de un total de 396 reactores cuantificados (volumen total de 394 421 m<sup>3</sup>) en los países latinoamericanos involucrados y con las restricciones expuestas en el estudio, 222 reactores (56 % del total y que tienen un volumen de 95 355 m<sup>3</sup>) tratan efluentes municipales o domésticos. De los países estudiados, sólo Brasil, Colombia, México y Guatemala reportaban contar con reactores anaerobios para el tratamiento de efluentes municipales o domésticos, siendo los tres primeros países los de mayor relevancia por poseer la mayor cantidad y volumen de reactores. En la figura 4.1. se presenta el número total de reactores anaerobios en estos tres países, junto con los porcentajes correspondientes a los reactores que tratan aguas residuales domésticas o municipales e industriales.

Aunque Brasil es el país que cuenta con más reactores anaerobios que tratan efluentes municipales, en volumen los reactores que tratan efluentes industriales sobrepasan a los primeros (118 440 m<sup>3</sup>, 60 % del volumen total de reactores). El 63 % de reactores anaerobios, que tratan efluentes municipales, tienen una capacidad de 78 960 m<sup>3</sup>.

En el caso de Colombia, se tiene una situación contraria. Los reactores que tratan aguas residuales municipales o domésticas, que representan el 36 % de todos los reactores, comprenden el 90 % (8 627 m<sup>3</sup>) del volumen de los mismos, lo que implica que los reactores que tratan efluentes industriales son chicos en volumen. En Colombia, juegan un papel importante los tres reactores UASB de la planta de Bucaramanga (9 900 m<sup>3</sup> de volumen total), que dan tratamiento a descargas de aguas municipales. En México es indiscutible la preponderancia del uso de reactores anaerobios para el tratamiento de efluentes industriales, tanto en cantidad como en volumen de reactores (85 % (29 070 m<sup>3</sup>) de un total de 34 200 m<sup>3</sup>, sin considerar el reactor de Veracruz). En el número total de reactores en México está considerado el reactor de flujo anaerobio de flujo ascendente, tipo UASB, de 64 módulos, con un volumen de 119 040 m<sup>3</sup>, localizado en el Estado de Veracruz. Hasta mayo de 1996, ya se estaba alimentando este reactor con aguas

residuales municipales e industriales. Cuando el reactor esté funcionando, será el mayor reactor anaerobio del mundo (Noyola y Monroy, 1994).

**Figura 4.1. Número de reactores anaerobios por tipo de efluente tratado en Brasil, Colombia y México**



De todo lo expuesto líneas arriba se desprende que los reactores anaerobios, específicamente el reactor UASB, han adquirido importancia por su aplicación en el eficiente tratamiento de efluentes industriales y también, aunque en menor medida, de aguas residuales municipales y domésticas.

### 1.1. Reactores UASB que tratan aguas residuales municipales y domésticas en Brasil, Colombia y México

Un factor importante en la selección de una tecnología es la experiencia que hay en su utilización. Es por esto que no está de más citar algunos datos de reactores UASB al respecto, en el área de depuración de efluentes municipales.

**Tabla 4.1. Algunos reactores UASB para el tratamiento de efluentes municipales y domésticos en Brasil (Operación, construcción y en proyecto)**

Reactores en operación					
Localización	Inicio de operación	Volumen (m <sup>3</sup> )	Población atendida (hab.)	TRH (h)	Realizadores
São Paulo, SP. CETESB	1986	120	3 600	4	CETESB/PEM-CODISTIL
Volta Redonda, RJ.	1986	100	1 300	12	SAAE-Volta Redonda/Savelli-SANEPAR
Resenda, RJ.	1988	250	1 500	14	AMAN, Projetista-ETEP
Campina Grande, PB. Pedregal	1991	160	5 000	3	Univ. Fed. de Paraíba
Sumaré, SP. Jd. Santa Maria	1992	67.5	1 400	7	DAE-Sumaré/CETESB
São Paulo, SP. Ipiranga	1992	684	10 000	8	SABESP
Cesário Lange, SP.	1992	208			SABESP
Boituva, SP.	1992	191			SABESP
Paracicaba, SP. Dois Corregos	1992	50	1 000	6.5	SEMAE-Piracicaba/CODISTIL
Porto Alegre, RS. Vila Esmeralda	1992	84.5 x 2 mód.	2 500	8	DMAE-Porto Alegre
Cachoeirinha, RS. Parque da Matriz	1992	130x 2 mód.	10 120	3	CORSAN
Ribeirão Pires, SO.	1994	400 x 4 mód.	40 000	6	SABESP
Uberiândia, MG.					DMAE- Uberiândia
Paraná	186 reactores en operación con un volumen total de 75 000 m <sup>3</sup> .				

**Continuación de Tabla 4.1.**

Reactores es construcción o en proyecto					
Localización	Volumen (m <sup>3</sup> )	Población atendida (hab.)	TRH (h)	Postratamiento	Realizadores
Itanhaém, SP.	441 x 16 mód.	77 500 (1 <sup>a</sup> etapa)	12	Cloración	SABESP
Cipó, SP.	2 262	18 500	12	Laguna y bahía de infiltración	SABESP
Santana de Parnaíba, SP.	772 x 2 mód.	8 917	6	Laguna	SABESP
Rio Claro, SP. (ETE-1)	3 900 x 5 mód.	52 000	12	Laguna de pulimento/o	Consortio Piracicaba/ECTA

Rio Claro, SP. (ETE-2)	3 900 x 7 mód.	78 700	12	Laguna de pulimento/o	Consortio Piracicaba/ECTA
Jaguariúna, SP.	3 165 x 3 mód.	40 000(1ª etapa) 71 500(final)	12	Laguna facultativa	Consortio Piracicaba/ HIDROSAN
Pedreira, SP:	1 200 x 3 mód.	24 700 (1995) 49 1000 (2015)	10	Laguna de pulimento/o	Consortio Piracicaba/ MULTISERVICE
Santana de Parnaíba, SP. Loteamento Alphaville	2 x 31.5 x 14 mód.	15 120	10	Filtro aerobio sumergido y radiación UV	
Guarulhos, SP.		19 000	6		SAAE-Guarulhos
Itabuna, BA.	581	12 000	10		EMASA-Itabuna/ Fund. Christiano Ottoni
Belo Horizonte, MG. N. Pampulha	142 x 2 mód.	6 600	6.5		COPASA
Belo Horizonte, MG. Veneza	350 x 5 mód.	27 080	13	Laguna de pulimento/ facultativa/o.	COPASA
Corinto, MG.	1 512 x 2 mód.	24 675	18	Laguna de pulimento/ facultativa/o.	COPASA
Juramento, MG.	229	3 000	15	Laguna facultativa	COPASA

Fuente: Vieira, 1994.

La aplicación del reactor UASB en el tratamiento de efluentes municipales y/o domésticos, aunque reciente, cuenta con varias experiencias muy valiosas en países que presentan problemáticas ambientales y sanitarias, así como un ambiente político, económico y social, similares a los de México.

En los datos de la tabla 4.1. se observa la preponderancia que el tratamiento anaerobio con reactores UASB ha adquirido en Brasil. En general, los reactores operan con TRH de 4-8 y 12 h y volúmenes de 100 a 1000 m<sup>3</sup>. Estas unidades han mostrado bajos costos de instalación, operación y mantenimiento y adecuadas eficacias de tratamiento (Vieira, 1994). lo que ha hecho viable su implantación como opción tecnológica de tratamiento. Información relacionada con el desempeño de los reactores se muestra en la tabla 4.2. De esta información se concluye que, en general, se está utilizando un postratamiento para la obtención de un efluente de mejor calidad, que permita remociones mayores de materia orgánica, que aquellas que permite el reactor UASB por sí solo.

**Tabla 4.2. Datos de operación y eficacias de remoción de materia orgánica en algunos reactores UASB que tratan efluentes municipales en Brasil**

Localización	TRH (h)	DQO infl. (mg/L)	DQO efl. (mg/L)	DBO infl. (mg/L)	DBO efl. (mg/L)	% Rem. DQO	% Rem. DBO	Referencia
Piracicaba, SP. Dois Córregos	50	1 161	370	654	157	68	76	1 <sup>♂</sup>
Sumaré, SP. Jd. Sta. Marta	45	902	232	535	109	74	80	Carvalho <i>et al.</i> , 1994.
Campina Grande, PB. Pedregal	3	837 863	319 285	508 518	208 85	62 67	59 84	Van Haandel <i>et al.</i> , 1993.
São Leopoldo, RS. Unisinos	7.2	434	104	227	77	76	66	1 <sup>♂</sup>
São Paulo, SP. Ipiranga	23	425	150	210	46	65	78	1 <sup>♂</sup>
São Paulo, SP. CETESB	9.5	250	103	157	47	60	70	Vieira <i>et al.</i> , 1992.
Resende, RJ. Academia Militar Agulhas Negras	6.2	376	322	115	63	14	45	1 <sup>♂</sup>

♂: Información proporcionada directamente por responsables de la operación de la planta  
Fuente: Vieira, 1994.

En el caso de Colombia, de los catorce reactores UASB con los que contaba en 1994, sólo 5 trataban aguas residuales municipales (ver figura 4.1.). De tres de estos reactores, de los cuales a su vez dos son a nivel piloto, se consignan datos de operación en la tabla 4.3.

Cabe mencionar que la experiencia en Colombia es mucho menor que la del Brasil, sin embargo, ha servido de punto de arranque para el diseño y construcción de reactores UASB en plantas de tratamiento de aguas residuales municipales más grandes. Al respecto merece señalarse que la planta a escala piloto de La Rosita sirvió como apoyo para el escalamiento y construcción de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales "Río Frio" de Bucaramanga, Colombia (Rojas, 1994).

En Colombia, desde 1995, se tienen proyectos para la construcción de otras plantas de tratamiento de aguas residuales municipales con reactores UASB, algunas de las cuales tendrán como postratamiento filtros biológicos percoladores.

**Tabla 4.3. Algunos datos de operación de reactores UASB para tratar aguas residuales municipales y domésticas en Colombia**

Reactor UASB	Volumen (m <sup>3</sup> )	TRH (h)	Flujo (L/s)	Top. (°C)	Eficacias de remoción (%)		
					DBO	DQO	SST
Planta a escala piloto de Cañaveralejo, Cali.	64	2.4 - 25		-	75-80	80-90	-
Planta a escala piloto La Rosita (Con postratamiento de lagunas facultativa)	34	5 (También se operó a 20 y 9 h)			80	66	71
Planta del Vivero (Escala real) <sup>φ</sup>	~ 1000 (2 reactores UASB de 500 m <sup>3</sup> c/u)	~ 6 mín. 3	~ 31	22	Inf. 156* Efl. 67* ~ 57	Inf. 365* Efl. 162* ~ 56	Inf. 151* Efl. 47* ~ 69

Fuente: Rojas, 1994; <sup>φ</sup>A partir de datos proporcionados directamente por EMCALI (1995-1996); \*Datos en mg/L.

**Tabla 4.4. Plantas de tratamiento de aguas residuales municipales o domésticas con reactores UASB en México (mediados de 1994)**

Planta	V (m <sup>3</sup> )	Q (m <sup>3</sup> /d)	DQO (mg/L)	Remoción en UASB % DQO	T (°C)	Año de contrato / Status	Información adicional
Acattipa, Morelos	130	519	550	75	21	1993/ Const.	Anaerobio y filtros lentos
Centro Campestre Ecológico Asturiano, Morelos	21.6	86.6	500	75	20	1992/ Oper.	Homogeneizador, UASB, filtro lento, cisterna para riego. El elfuente es utilizado para riego de jardines y canchas de fútbol.
Grupo Beta Centro Comercial	14	47	500	75	28	1993/ Arranque	Proceso anaerobio acoplado a un paquete dual de filtración y desinfección UV.
Fideicomiso Alto Río Blanco Orizaba, Veracruz	119040	172800	2400	80	20	1992/ Const.	Arranque previsto para inicio de 1995. Red de drenaje en construcción. *Reactor RAFA.

TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES: SU POTENCIAL APLICACIÓN EN MÉXICO\*

La Parota Temixco, Morelos	87	345.6	500	75	20	1993/ Arranque	Cribado, desarenador horizontal, tanque de homogeneización, UASB, filtro lento, tanque de contacto de Cl.
El Puga Ingenio. Tepic, Nayarit	75	86.4	800	75	23	1992/ Oper.	
Conjunto Corporativo Televisa Sta. Fe, México, D.F.	24.2	87.42	500	70	20	1993/ Const.	Desarenador, homogeneizador, reactor anóxico, UASB, filtro sumergido aerobio, filtro rápido, contacto de Cl. tanque de lodos. El efluente será reusado en sanitarios, riego y lavado de pisos,
Huatecalco Tlaltizapan, Morelos	105	420	500	75	20	1993/ Const.	Cribado, desarenador horizontal, UASB, filtro lento, tanque de contacto de Cl.
Liconsa San Isidro, Morelos	7.5		2032	75	24	1993/ Arranque	
Quiroga, Michoacán	2200	2592	600	75	20	1990/ Term.	Drenaje no construido
Atlamaxac, Tlaxcala	2200	2592	900	60	20	1990/ Oper.	Desarenador, reactor RAFA, lagunas de estabilización
Vitrocrista Cubiertos Edo. de México	5.02* 8.2**	21	600	75	20	1992/ Oper.	Desarenador, UASB, reactor anóxico UASB, filtro sumergido aerobio, desinfección UV.
Ticumán, Morelos	339	272.2	533	70	20	1993/ Arranque	Desarenador, homogeneizador, UASB, filtro lento. El UASB es una readaptación de un tanque Imhoff.
Hotel Las Quintas, Morelos	25	86.4	590	70	20	1993/ Arranque	Trampa de grasas, cribado, homogeneizador, bombas trituradoras, UASB, filtro sumergido aerobio, sedimentador, clorador, cisterna para riego.

UAM-1 México, D.F.	50	55.69	365	70	32	1989/ Oper.	Cárcamo, rejillas, rejillas finas.
-----------------------	----	-------	-----	----	----	----------------	---------------------------------------

Fuente: Noyola y Monroy, 1994. \* RAFA: reactor anaerobio de flujo ascendente tipo UASB.

En México, a mediados de 1994 se reportaba la existencia de 15 plantas de tratamiento de aguas residuales municipales o domésticas con reactores UASB (ver tabla 4.4.). De la información presentada en esta tabla se observa que son muy pocos los reactores UASB que sobrepasan un volumen de 1000 m<sup>3</sup>, ya que manejan relativamente bajos flujos de aguas residuales. Dentro de las plantas enlistadas se encuentra la planta del Fideicomiso Alto Río Blanco, en Orizaba, Veracruz, que se encuentra en etapa de arranque (1996) y cuya experiencia de operación condicionará definitivamente la posterior aplicación de la tecnología anaerobia a gran escala en varios países, por ser esta planta de tratamiento anaerobio, la más grande en el mundo (Noyola y Monroy, 1994). En esta tabla se observa igualmente que las eficacias de remoción de DQO en los reactores UASB, varían en el intervalo de 60-75 % y que la concentración de materia orgánica en el influente es relativamente alta (365 - 2032 mg DQO/L), en comparación con aquellas que normalmente se registran en aguas residuales municipales (200-300 mg DQO/L). Estas eficacias de remoción hacen necesario un postratamiento para brindar pulimento al efluente, como puede constatarse con varios reactores enlistados.

De manera general, en América Latina, los reactores UASB que tratan efluentes municipales y domésticos trabajan con los siguientes parámetros (Borzacconi y López, 1994):

Valores	TRH (d)	Carga (kg DQO/m <sup>3</sup> d)	Eficacia de remoción de DQO (%)
Máximo	1.0	6.68	80
Mínimo	0.17	0.12	58
Medio	0.50	1.66	69

Los valores máximo y mínimo de los distintos parámetros no necesariamente corresponden al mismo reactor. Se observa una variación relativamente amplia en los parámetros de operación de estos reactores. Como se verá posteriormente, los reactores UASB que tratan efluentes municipales a gran escala, tienden a ser operados y diseñados con los valores mínimos de estos parámetros.

La cantidad de reactores UASB en México, aunque pequeña, coloca a este país en segundo lugar, después de Brasil, en la aplicación de esta tecnología para depurar efluentes domésticos y municipales. El crecimiento del uso de reactores UASB para la depuración de este tipo de aguas residuales se ha dado en la década de los años noventa

y por las ventajas inherentes a esta tecnología, es de esperarse que su utilización siga en aumento.

## **2. Algunos proyectos importantes de depuración de aguas municipales y domésticas con reactores UASB**

Entre las plantas de tratamiento anaerobio de aguas residuales municipales con reactores UASB que se han operado y que han trabajado a condiciones de temperaturas del agua mayores a 20 °C, se encuentran (en orden cronológico):

1. Planta de demostración a nivel piloto en Cali, Colombia con un reactor UASB de 64 m<sup>3</sup> (4x4x4).
2. Planta de demostración a nivel piloto en São Paulo, Brasil con un reactor UASB de 120 m<sup>3</sup>.
3. Planta a escala real en el municipio de Pedregal en Campina Grande, Brasil, con un reactor UASB de 160 m<sup>3</sup>.
4. Planta de Tratamiento de Aguas Residuales "Río Frio" en Bucaramanga, Colombia constituida por 3 reactores UASB de 3 300 m<sup>3</sup> cada uno.
5. Planta a escala real en Kampur, India con un reactor de 1 200 m<sup>3</sup>.

Estas plantas han servido como fuente para la obtención de información sobre criterios de diseño y operación de reactores UASB, ya que se han operado bajo supervisión, teniendo entre sus objetivos, algunos fines de investigación. Además de haber proporcionado este tipo de información, los proyectos de estas plantas han revelado el alcance que tienen los reactores UASB en el tratamiento de aguas residuales del tipo doméstico y municipal. Tan es así, que otras plantas están siendo construidas actualmente y se operarán con base en la experiencia emanada de estos proyectos (Corporación Autónoma Regional para la Defensa de la Meseta de Bucaramanga (CDMB), operadores de PTAR "Río Frio"). Un ejemplo es la planta de tratamiento de aguas residuales municipales en Hyderabad, Andhra Pradesh, India, cuya construcción inició en otoño de 1996. Esta planta contará con 3 reactores UASB y una laguna aireada como postratamiento. Cada reactor UASB tendrá un volumen de 2880 m<sup>3</sup> (largo 36 m, ancho 16 m, alto 5 m) y tratará 0.1 m<sup>3</sup>/s de agua residual con una concentración promedio de DBO de 500 mg/L con un TRH de 8 h. Se espera que los reactores trabajen con una eficacia del 75 % de remoción de DBO; los resultados probablemente serán publicados en 1997 (Water Quality International, 1995).

Todos estos proyectos tienen como antecedentes un gran trabajo de investigación a nivel laboratorio y planta piloto, que ha demostrado la factibilidad del tratamiento de aguas residuales domésticas y municipales con el reactor UASB (Vieira, 1988; Schellinkhout, *et al.*, 1988; Draaijer, *et al.*, 1992).

A continuación se presentan las características de las plantas y los criterios de diseño y operación aplicados a cada una de ellas en relación con los reactores UASB. Así también, se especifican los criterios generales que de estos datos pueden deducirse. Se decidió analizar el funcionamiento de los reactores de estas plantas, debido a que son unos de los proyectos con mayor información a nivel internacional.

### 2.1. Descripción general de los proyectos

Entre los cinco proyectos que se analizarán en este capítulo, dos corresponden a plantas a nivel piloto y 3 a plantas a escala real. Cada proyecto fue realizado en distintos lugares, en condiciones específicas, pero no por esto dejan de tener similitudes que hacen posible su comparación, a saber, el tipo de agua residual manejada (agua residual doméstica o municipal), reactor anaerobio empleado (reactor UASB), condiciones de temperatura del agua residual ( $T > 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ ), entre otras. En la tabla 4.5. se presentan algunas características de estos proyectos.

**Tabla 4.5. Algunas plantas de tratamiento anaerobio de aguas residuales municipales con reactores UASB**

Planta	Tipo de agua manejada	Tiempo y período de operación	Responsables
Planta a nivel piloto de demostración en Cali, Colombia. (Cali)	- Tres primeros años y medio: agua residual municipal del colector Cañaveralejo, Cali, de origen doméstico, producida por 500 000 habitantes. - Dos últimos años: agua residual mixta, doméstica e industrial, del colector Central en Cali.	5 años y medio Fecha de arranque: 1983 Fecha de finalización: 1989	Agricultural University of Wageningen, Haskoning Consulting Engineers, Nijmegen, Universidad del Valle, Empresas Municipales de Cali
Planta a nivel piloto de demostración en São Paulo, Brasil. (São Paulo)	Agua residual municipal de origen doméstico	5 años Fecha de arranque: 1986 Fecha de finalización: 1991	Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental (CETESB), Organización R & D

Planta a escala real para Pedregal en Campina Grande, Brasil. <b>(Pedregal)</b>	Agua residual municipal proveniente del suburbio de Pedregal (favela de 5000 hab.) de la ciudad de Campina Grande, Brasil.	En funcionamiento en la actualidad Fecha de arranque: junio de 1989	
Planta de Tratamiento de Aguas Residuales "Río Frio" en Bucaramanga, Colombia. <b>(Bucaramanga)</b>	Aguas residuales municipales	En funcionamiento en la actualidad Fecha de arranque: 1989	CDMB, DHV, Netherlands Ministry of Foreign Affairs
Planta a escala real en Kampur, India. <b>(Kampur)</b>	Aguas residuales municipales	En funcionamiento en la actualidad Fecha de arranque: abril de 1989	Haskoning Consulting Engineers, Euroconsult

La planta de Río Frio de Bucaramanga es una de dos plantas de tratamiento que han sido construidas para depurar anaerobiamente las aguas residuales de la ciudad de Bucaramanga, en Colombia, y que además se encuentran funcionando actualmente. La otra planta de la ciudad de Bucaramanga, tiene tres reactores UASB de 843 m<sup>3</sup> de capacidad cada uno. Estas plantas de tratamiento probablemente constituyen los sistemas más grandes del mundo que manejan efluentes municipales con reactores UASB (Schellinkhout, *et al.*, 1988). Cabe mencionar que para el año 2003 se tiene planeada la construcción de otro reactor UASB de 3300 m<sup>3</sup> en la planta de Río Frio (Schellinkhout y Osorio, 1994).

El proyecto de la planta a nivel piloto en Cali, que fue puesto en marcha gracias a los resultados obtenidos en otras experimentaciones realizadas desde 1976 en la Agricultural University of Wageningen (Universidad Agrícola de Wageningen), Holanda (Lettinga, 1992), perseguía entre sus objetivos principales, los siguientes (Lettinga, 1992):

- Evaluar la eficacia del tratamiento respecto de la carga hidráulica y orgánica cargas pico y características del agua residual.
- Evaluar las condiciones de arranque, así como la conversión de DQO removida en el lodo y metano, y las características de lodo generado.
- Estudiar los criterios de diseño y construcción de los reactores UASB, entre los cuales se encuentran los relacionados con las cargas potenciales en condiciones de campo, materiales de construcción y sistema de distribución del influente.

Aunque estos mismos objetivos no hayan sido propuestos para los proyectos de las plantas a escala real, ya que estos últimos satisficieron la necesidad del tratamiento de las aguas residuales en sí, estos fines también fueron conseguidos durante el diseño, arranque y operación de las planta de Pedregal, Bucaramanga y Kampur. Inclusive, con la puesta en marcha y operación de las plantas a escala real, se pudieron corroborar y ampliar observaciones sobre eficacias de remoción, aspectos de mantenimiento y optimación de criterios de diseño de los reactores.

Las cinco plantas tratan aguas residuales municipales o domésticas, solamente en el caso de la planta de Cali, en los dos últimos años de operación, se alimentó al reactor una mezcla de efluentes domésticos e industriales. Esta fase de operación del reactor no se considerará en este análisis. También salta a la vista que las plantas a nivel piloto fueron operadas por un mínimo de cinco años y que las plantas a escala real siguen operando hasta la actualidad. El hecho de que las plantas piloto hayan podido ser operadas por un tiempo largo y que hayan sido sometidas a distintas condiciones de operación, como se verá posteriormente, habla de la bondad del sistema en el sentido de estabilidad y eficacia en el tratamiento. Estas mismas peculiaridades del reactor se comprobaron en las plantas reales que se pusieron en marcha posteriormente y que están trabajando hasta nuestros días.

Ninguno de los cinco reactores fue aislado térmicamente o fue equipado con control de temperatura.

## **2.2. Características del agua residual municipal manejada en las plantas con reactores UASB**

En la tabla 4.6. se presentan las características principales del agua residual municipal que manejó la planta de Cali, Colombia, en los 3 primeros años de operación (Fase 1). De estos datos, la DQO, tanto total como soluble, los SST y SSV fueron evaluados en muestras compuestas de 24 h. El análisis de DBO se realizó 2 ó 3 veces a la semana. Para este caso se reporta que el bajo valor de concentración de DBO era debido a infiltraciones y descomposición en el sistema de alcantarillado (Kooijmans, 1985).

El agua residual que combinaba aguas residuales del tipo municipal e industrial, y que se trató en los dos últimos años de operación de la planta en Cali, tenía las características presentadas en la tabla 4.7.

Se observa que la concentración de materia orgánica aumentó, como era de esperarse, por el influente industrial, que generalmente es más concentrado. Sin embargo, el contenido de SSF disminuyó. Se reporta que durante la fase II hubo variaciones de pH, debido a la presencia de aguas residuales industriales (Lettinga, 1992).

**Tabla 4.6. Características principales de las aguas residuales municipales del colector Combinado de Cañaveralejo, Cali, Colombia (3 primeros años de operación)**

Parámetro	Periodo		
	Total	Estación seca	Estación lluviosa
DQO total (mg/L)	267	300	200
DQO soluble (mg/L)	112	130	90
DBO (mg/L)	95	95	-
SST (mg/L)	215	189	156
SSV (mg/L)	108	106	73
NTK (mg/L)	17	18.7	14.3
NNH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	11	13.6	9.1
PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> total (mg/L)	1.3	0.7	0.8
T (°C)	25.2	25.0	24.4
SSF/SST	-	35-50 %	-

Fuente: Lettinga, 1992.

**Tabla 4.7. Características principales del agua residual combinada del colector Central de Cali, Colombia**

DQO total (mg/L)	~ 400
DQO soluble (mg/L)	~ 150
SST	Concentración similar a la de la fase I
Contenido de cenizas	30 - 35 %

Fuente: Lettinga, 1992.

Las características promedio del agua residual tratada en el reactor UASB de São Paulo, medidas en muestras compuestas de 24 h, pueden consultarse en la tabla 4.8.

En el caso de la planta de Pedregal, las características del agua residual tratada se muestran en la tabla 4.9.

Si se comparan los valores de materia orgánica de la tabla 4.9. con los medidos en el influente de la planta de Cali, casi todos los parámetros son mayores en el caso de Pedregal. Esta agua se clasifica como concentrada para el estándar de concentración de aguas residuales municipales. Sin considerar el agua residual de Pedregal, las demás son aguas residuales diluidas y que como se verá más adelante, han sido capaces de ser tratadas anaerobiamente con el reactor UASB.

Las características promedio del agua residual municipal tratada en el reactor de Kampur, India, se enlistan en la tabla 4.10.

**Tabla 4.8. Características promedio del agua residual municipal de la planta piloto de São Paulo.**

Parámetro		Parámetro	
DQO total (mg/L)	286	Fe (mg/L)	1.9
DBO total (mg/L)	143	Hg (µg/L)	0.7
SST (mg/L)	144	Coliformes totales (NMP/100 mL)	$1.1 \times 10^8$
NTK (mg/L)	25	Coliformes fecales (NMP/100 mL)	$1.6 \times 10^7$
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	15	Estreptococos fecales(NMP/100 mL)	$3.3 \times 10^6$
P total (mg/L)	3.4	<i>Clostridium perfringens</i> (NMP/100 mL)	$9.8 \times 10^4$
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> (mg/L)	18	Salmonella sp	presente
G y A (mg/L)	33	Colifagos (UFP/100 mL)	$2.7 \times 10^5$
Surfactantes (mg/L)	3.0	Huevos de helmintos y larvas	presentes
Color	80	Quistes de protozoarios	presentes
Zn (mg/L)	0.19		

Fuente: Vieira, 1988.

**Tabla 4.9. Características promedio del agua residual municipal de la planta de Pedregal durante las primeras 30 semanas de operación**

Parámetro	
DQO total (mg/L)	799
DBO (mg/L)	429
Sólidos sedimentables (mL/L)	7.8
SST (mg/L)	557
P total (mg/L)	8.2
NTK (mg/L)	59
NNH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	47
Alcalinidad (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	388
AGV (mg HAc/L)	106
Temperatura (°C)	25
pH	7
<i>Escherichia coli</i>	$4.2 \times 10^7$ /100 mL
Huevos de helmintos	16.8/L
Ca (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	108
Mg (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	82
Cl <sup>-</sup> (mg/L)	151

Fuente: Frijns y Lettinga, 1993.; Van Haandel y Lettinga, 1994.

**Tabla 4.10. Características promedio del agua residual municipal de la planta de Kampur, India**

Parámetro	Promedio	Desviación estándar
DQO total (mg/L)	563	164
DBO total (mg/L)	214	47
SST (mg/L)	418	157
T (°C)	20-30	

Fuente: Draaijer et al., 1992.

## **2.3. Diseño de los reactores UASB**

### **2.3.1. Cuerpo del reactor**

El diseño de un reactor UASB, desde el punto de vista del proceso unitario y como parte de una planta de tratamiento de aguas residuales municipales, involucra la determinación de la forma y tamaño del reactor (longitud, altura y ancho), tamaño, forma y disposición de los accesorios y sistemas relacionados con su adecuado funcionamiento, en este caso, del separador gas-sólido-líquido, de los sistemas de distribución de la alimentación y descarga del efluente, del sistema de recolección del biogás, así como de los puntos de muestreo y purga de lodos. Además, el diseño del reactor debe considerar las condiciones de operación, como temperatura, carga orgánica, flujo de alimentación, que son necesarios para el buen desempeño del reactor (Smith, 1981).

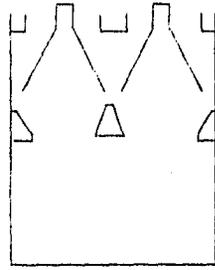
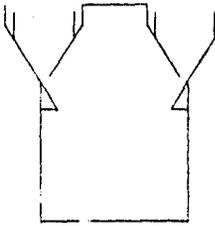
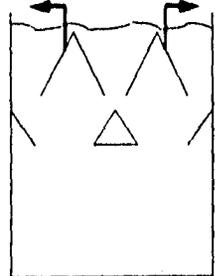
Para poder proceder a la realización del diseño y especificación de todas las partes y dispositivos del proceso, se requiere de cierta información que lo describa y de ciertos criterios que definan el funcionamiento del mismo, para alcanzar los objetivos particulares del sistema. Esta información o bases de diseño, una vez establecidos, permiten realizar el diseño del proceso. Parte de estos datos correspondientes al diseño del reactor UASB, junto con algunos de sus dispositivos principales, se presentan en las siguientes secciones.

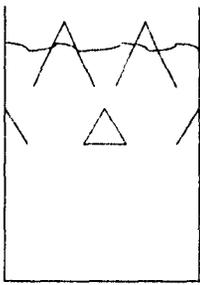
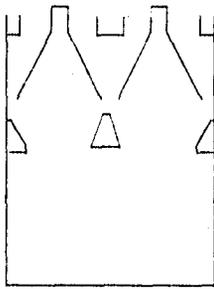
En la tabla 4.11. se presentan ciertos aspectos de diseño e información que fueron utilizados en las plantas a nivel piloto y a escala real. De esta información, destaca el diseño del reactor UASB de la planta de São Paulo, el cual consiste de una sección de sedimentación con un diámetro mayor a la zona inferior (zona de digestión) del reactor. Van Haandel y Lettinga (1994) afirman que este tipo de diseño del reactor UASB puede favorecer la sedimentación de lodos y, por lo tanto, la mayor retención de estos, principalmente en el caso de aguas diluidas como los efluentes domésticos o municipales. Esta mayor retención de lodos se da gracias a la menor velocidad ascendente que se tiene en esta sección, debida a la mayor área para el flujo hidráulico que se maneja. No obstante estas características, la experiencia indica que esta forma del reactor no sobrepasa en ventajas, las mismas desventajas que le son inherentes, como su construcción, y la ventajas de utilizar un reactor UASB de paredes rectas. Este último tipo de reactor es el que se tiene en las otras plantas evaluadas y en la mayoría de los reactores UASB construidos y que funcionan en la actualidad (Van Haandel y Lettinga, 1994).

Por otra parte, el volumen del reactor UASB ( $V$ ) depende de dos parámetros de diseño muy importantes: el flujo o caudal ( $Q$ , volumen/ tiempo) del agua residual y el tiempo de retención hidráulica (TRH). Estas variables están relacionadas en la siguiente ecuación de

diseño  $V = Q \cdot TRH$ . Se recomienda que para volúmenes mayores de 400 - 1 000 m<sup>3</sup> se utilicen dos o más reactores UASB, ya que esto da flexibilidad de operación y reduce costos de construcción (Van Haandel y Lettinga, 1994; Pol y Lettinga, 1989, citados en Vieira y García, 1992).

Tabla 4.11. Algunos criterios de diseño de los reactores UASB de las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales

Planta	Tren de tratamiento	Volumen del reactor UASB	Forma básica del reactor UASB	TRH de diseño/operación	Flujo de diseño
Cali	<ul style="list-style-type: none"> <li>• cámara desarenadora</li> <li>• caja controladora de flujo (0 - 10 L/s ó 0 - 36 m<sup>3</sup>/s)</li> <li>• Reactor UASB</li> </ul>	64 m <sup>3</sup> altura: 4 m ancho: 4 m longitud: 4 m	 Base cuadrangular	2.8 - 8 h	23-8 m <sup>3</sup> /h
São Paulo	<ul style="list-style-type: none"> <li>• rejillas</li> <li>• estación de bombeo</li> <li>• cámara desarenadora</li> <li>• reactor UASB</li> </ul>	120 m <sup>3</sup> altura: 4.8 m diámetro de la base: 5.2 m diámetro de la parte superior: 7.9 m	 Base circular	4h 4.4 - 14.5 h	30 m <sup>3</sup> /h
Pedregal	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Rejillas de 25 mm</li> <li>• canal Parshall</li> <li>• Doble canal desarenador</li> <li>• reactor UASB</li> </ul>	160 m <sup>3</sup> altura: 4 m ancho: 4 m longitud: 10 m	 El reactor fue subdividido en 5 compartimientos de 32 m <sup>3</sup> c/u (2x4x4). Base rectangular	6 h 2.1 - 17.0 h	27 m <sup>3</sup> /h

Bucaramanga	<ul style="list-style-type: none"> <li>• rejillas (2 unidades en paralelo)</li> <li>• cámara desarenadora (3 unidades paralelas)</li> <li>• reactores UASB</li> <li>• 2 lagunas facultativas de 2.7 ha./c.u.</li> <li>• lechos de secado de lodos</li> </ul>	3 reactores de 3300 m <sup>3</sup> cada uno. Volumen total: 9900 m <sup>3</sup> altura: 4 m		5.2 h mín. 3 h	1950 m <sup>3</sup> /h
Kampur	<ul style="list-style-type: none"> <li>• caja control de flujo</li> <li>• rejillas</li> <li>• cámara desarenadora</li> <li>• caja de distribución de flujo</li> <li>• reactor UASB</li> <li>• lechos de secado de lodos</li> </ul>	1200 m <sup>3</sup> Dividido en 3 secciones de 600, 300 y 300 m <sup>3</sup> c/u.		6 h	208 m <sup>3</sup> /h

Otras ventajas de construir varios reactores UASB en paralelo o serie, modulados son (Lettinga y Hulshoff, 1992):

- La construcción del sistema de tratamiento puede programarse mejor en el tiempo.
- El arranque inicial de la planta se facilita, en el caso de disponer de poco inóculo. Pueden arrancarse uno o dos módulos por separado, de tal forma que se requiere menos inóculo inicial y se genera más inóculo para arrancar los otros módulos.
- Una eventual reparación o limpieza puede realizarse con mayor facilidad, sin el paro total de la planta.

Generalmente, el caudal (Q) de agua residual municipal es un parámetro conocido, que se determina con estudios de aforo. Por su parte, el tiempo de retención hidráulico es un parámetro que debe especificarse para poder calcular el volumen del reactor que cumpla los requerimientos del funcionamiento óptimo del proceso. Para aguas diluidas (DQO < 1000 mg/L) el volumen del reactor estará determinado por el tiempo de retención hidráulica (Lettinga y Hulshoff, 1992).

Para los reactores UASB que tratan aguas residuales domésticas o municipales, que comúnmente son diluidas, el parámetro más importante de diseño del tamaño y forma del reactor es la carga hidráulica [volumen/ (TRH x área del flujo en el reactor)] y no la carga orgánica volumétrica [masa DQO/TRHxvolumen del reactor]), como sucede con aguas residuales concentradas, a saber, los efluentes industriales. El reactor debe diseñarse con base en la carga hidráulica y su funcionamiento se adecua a la carga orgánica impuesta (Van Haandel y Lettinga, 1994).

En el concepto de carga hidráulica (flujo/ área de flujo en el reactor) está implícita la velocidad ascendente del líquido. La velocidad máxima ascendente a la cual puede trabajar eficientemente un reactor UASB, con una altura determinada, estará limitada por la descarga en el efluente del lodo contenido en el reactor.

Los criterios de diseño del reactor UASB concernientes a estos parámetros para el tratamiento de aguas residuales municipales o domésticas son los siguientes.

Tiempo de retención hidráulica	6 h para T>18 °C
Tiempo de retención hidráulica promedio mínimo	4 h
Altura óptima del reactor UASB (óptima en funcionamiento y costos de construcción)	4-6 m
Velocidad ascendente	≤ 1 m/h

En el caso de los reactores en estudio, se observa que la mayoría tienen alturas de 4m, que es la mínima promedio recomendada para este tipo de aguas, y una base cuadrangular o rectangular. La base cuadrada del reactor permite tener los menores costos de construcción, ya que el perímetro de un cuadrado es menor que el de un rectángulo de la misma área (Van Haandel y Lettinga, 1994).

La consideración de alturas del reactor UASB mayores a 6 m debe tomar en cuenta el hecho de que a mayor altura, mayor es el flujo de biogás por área, a carga orgánica y volumen de reactor constante (Hashemian y James, 1988), lo que puede causar turbulencia en la zona de captación de gas y reducir la retención de sólidos suspendidos

(Noyola, 1994). Este problema, sin embargo, no se presenta en las aguas domésticas o municipales, debido a su limitada producción de gas.

Los intervalos de tiempo de retención hidráulica que se muestran en la tabla 4.11. son intervalos en los cuales se operaron los reactores con el fin de obtener mayor información sobre su funcionamiento, mas su diseño se apegó al criterio aquí expuesto.

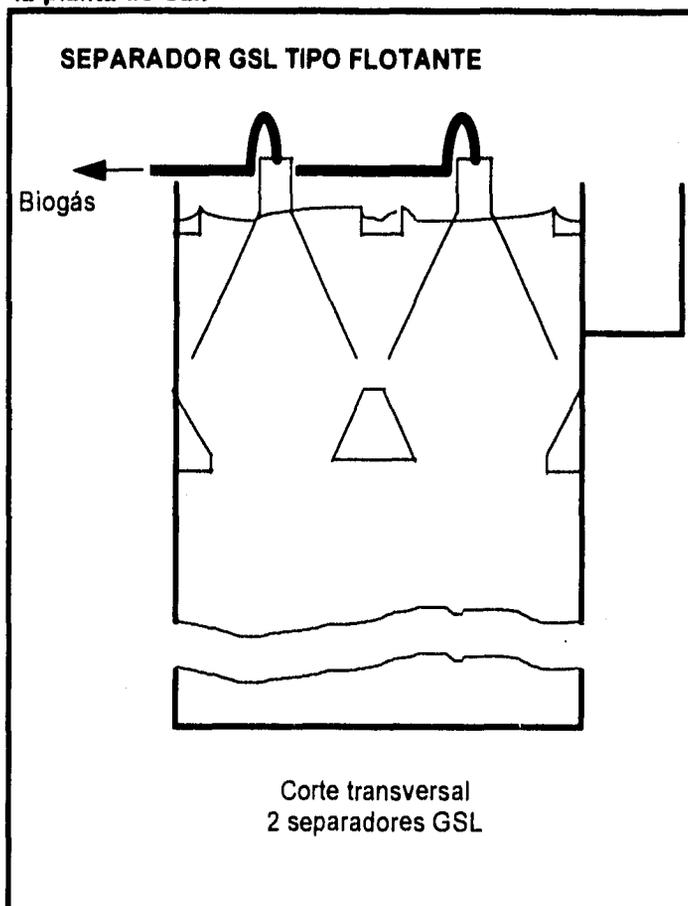
### **2.3.2. Separador gas - sólido - líquido (GSL)**

El separador gas - sólido - líquido consiste en dos elementos principales: un componente captador de gas y un componente deflector. Estos separadores pueden tener diferentes formas o posiciones en el reactor. En las figura 4.2 y 4.3. se muestran los tipos de separadores empleados en algunos de los reactores UASB de las plantas de tratamiento. Es relevante indicar, que para tratar aguas residuales muy diluidas debe lograrse la máxima retención de aquellos lodos que sirvan en la degradación de materia orgánica, por lo que los diseños pueden ser más sofisticados (Lettinga y Hulshoff, 1992; Van Haandel y Lettinga, 1994). Así también, en aquellos reactores en los que no ocurra floculación, un separador GSL multietapas puede mejorar su funcionamiento por la mayor retención de lodos (Hashemian y James, 1988).

Algunos criterios comúnmente empleados para el diseño de este equipo, son los siguientes (Lettinga y Hulshoff, 1992):

- La inclinación de la pared del colector de biogás debe ser de 45 - 60 °C, respecto a la horizontal.
- El área de paso entre los colectores no debe ser menor al 15 - 20 % del área superficial del reactor.
- Para reactores con alturas de 5 -7 m, la altura del colector de gas debe ser de 1.5 a 2 m (34 - 29 % de la altura total del reactor).
- La sobreposición de las mamparas deflectoras, instaladas en un nivel inferior a los colectores de biogás, debe ser de 10 - 20 cm (Vieira y García, 1992), con el fin de prevenir el escape del gas en la sección superior (sección de sedimentación). Traslapes mayores pueden ocasionar velocidades muy altas en esta sección, lo que perjudicaría la sedimentación de los lodos.
- El diámetro de la tubería del gas de salida debe garantizar la fácil remoción del biogás del compartimiento colector, principalmente cuando haya espumación.

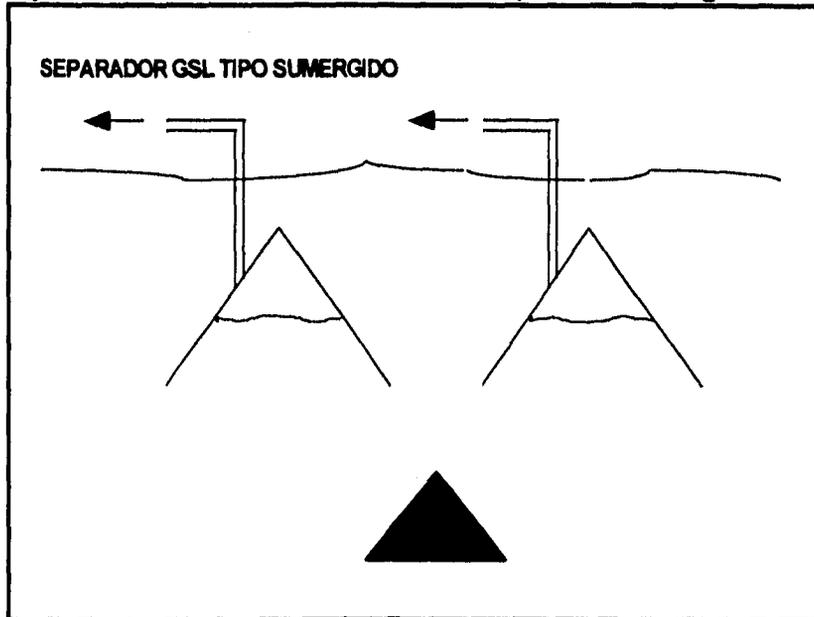
**Figura 4.2. Esquema que muestra los dispositivos empleados como separadores GSL en el reactor UASB de la planta de Cali**



Fuente: Lettinga, 1992.

- Se recomienda que la zona de sedimentación en la que se encuentra el separador GSL sea el 15 - 20 % del volumen total del reactor.
- Las velocidades ascendentes en las zonas de paso entre los colectores deben ser menores a 3 m/h, aunque para lodo granular puede llegar hasta 6 m/h (Noyola, 1994). La velocidad debe ser lo suficientemente baja para permitir el retorno de los sólidos sedimentados.
- Si se prevé la formación de natas en la intercara líquido-gas, debe pensarse en la instalación de boquillas aspersoras dentro de los colectores.

**Figura 4.3. Esquema que muestra los dispositivos empleados como separadores GSL en el reactor UASB de la planta de Pedregal.**



Fuente: Van Haandel y Lettinga, 1994.

De las figuras 4.2. y 4.3. se observa que puede haber dos posibilidades para colocar los separadores GSL: sumergido, en el cual la intercara biogás-líquido se encuentra debajo del nivel del agua del reactor y se requiere un sello hidráulico, y saliente, que mantiene la intercara biogás-líquido en el separador prácticamente al mismo nivel que el agua del reactor.

La experiencia ha mostrado que existen varias ventajas por las cuales resulta más atractivo utilizar un separador sumergido. Entre estas cabe mencionar (Van Haandel y Lettinga, 1996):

- Se cuenta con un área mayor para la sedimentación de sólidos, lo que maximiza la retención de lodos. Esto es un atributo valioso para reactores que tratan aguas residuales domésticas o municipales, que tienen una baja concentración de materia orgánica, ya que se aprovecha la capacidad de degradación de los lodos al máximo.

- Es más fácil la detección de posibles fugas de biogás

- La liberación de biogás sucede bajo presión, lo que hace más fácil su manejo y conducción al punto final.

- Pueden disminuirse problemas de corrosión que son comunes en la intercara líquido-aire.

Por las ventajas que presentan los separadores sumergidos, estos gozan de bastante aplicación en reactores UASB que manejan efluentes ya sea municipales o industriales. Sin embargo, en el caso de los reactores mostrados en la tabla 4.11., todos, con excepción del de Pedregal, que fue sumergido, fueron diseñados con separadores GSL del tipo saliente, , que han demostrado ser también eficientes, aunque pueden presentar mayores problemas de corrosión.

La elección de la cantidad y disposición de los separadores GSL dependen también del área necesaria para la salida del biogás que se estima se produzca. Para calcular esta área se recomienda que la mínima tasa superficial de liberación de biogás sea de  $1 \text{ m}^3 \text{ gas/m}^2 \text{ h}$  (Souza y Vieira, 1986).

### 2.3.3. Sistema de alimentación

El buen funcionamiento del reactor UASB depende en gran medida del diseño del sistema de distribución del influente. El influente se alimenta por el fondo del reactor con una velocidad ascendente relativamente alta. Este flujo debe permitir que la cama de lodos se expanda uniformemente, sin que existan zonas muertas, a la vez que proporcione la suficiente turbulencia en la entrada, con el fin de proporcionar el mayor contacto posible entre el lodo del reactor y el agua residual cruda.

Lo anterior es posible si se dispone del sistema de alimentación adecuado que además cuente con las siguientes características: a) Debe permitir verificar que el influente en cada punto de entrada es el apropiado. b) Las obstrucciones de la línea deben ser fácilmente detectables y eliminables ( Van Haandel y Lettinga, 1994). En el diseño de un reactor UASB, debe hacerse hincapié en el mínimo de puntos de alimentación o boquillas requeridos en el fondo del reactor para una adecuada expansión de la cama de lodos, principalmente en el tratamiento de aguas residuales diluidas como las municipales, con las cuales la baja producción de biogás no favorece la turbulencia y el mezclado del lecho de lodos.

El sistema de alimentación del influente del reactor UASB, cuyo funcionamiento se evaluó en la planta de Cali y que se empleó en otros reactores de las plantas en estudio, está constituido por dos partes principales.

1. El sistema de distribución de flujos que en este caso está situado a un nivel hidráulico mayor que el nivel de agua en el reactor, para asegurar la alimentación por gravedad en el fondo. Este sistema es una caja de distribución que consta de pequeñas cajas que se conectan por sus fondos a los tubos respectivos, que permiten la entrada del agua hasta la parte inferior del reactor. Con este diseño puede controlarse que el influente se reparta equitativamente en cada tubo e identificar cualquier punto de obstrucción.

Por las ventajas que presentan los separadores sumergidos, estos gozan de bastante aplicación en reactores UASB que manejan efluentes ya sea municipales o industriales. Sin embargo, en el caso de los reactores mostrados en la tabla 4.11., todos, con excepción del de Pedregal, que fue sumergido, fueron diseñados con separadores GSL del tipo saliente, , que han demostrado ser también eficientes, aunque pueden presentar mayores problemas de corrosión.

La elección de la cantidad y disposición de los separadores GSL dependen también del área necesaria para la salida del biogás que se estima se produzca. Para calcular esta área se recomienda que la mínima tasa superficial de liberación de biogás sea de  $1 \text{ m}^3 \text{ gas/m}^2 \text{ h}$  (Souza y Vieira, 1986).

### 2.3.3. Sistema de alimentación

El buen funcionamiento del reactor UASB depende en gran medida del diseño del sistema de distribución del influente. El influente se alimenta por el fondo del reactor con una velocidad ascendente relativamente alta. Este flujo debe permitir que la cama de lodos se expanda uniformemente, sin que existan zonas muertas, a la vez que proporcione la suficiente turbulencia en la entrada, con el fin de proporcionar el mayor contacto posible entre el lodo del reactor y el agua residual cruda.

Lo anterior es posible si se dispone del sistema de alimentación adecuado que además cuente con las siguientes características: a) Debe permitir verificar que el influente en cada punto de entrada es el apropiado. b) Las obstrucciones de la línea deben ser fácilmente detectables y eliminables ( Van Haandel y Lettinga, 1994). En el diseño de un reactor UASB, debe hacerse hincapié en el mínimo de puntos de alimentación o boquillas requeridos en el fondo del reactor para una adecuada expansión de la cama de lodos, principalmente en el tratamiento de aguas residuales diluidas como las municipales, con las cuales la baja producción de biogás no favorece la turbulencia y el mezclado del lecho de lodos.

El sistema de alimentación del influente del reactor UASB, cuyo funcionamiento se evaluó en la planta de Cali y que se empleó en otros reactores de las plantas en estudio, está constituido por dos partes principales.

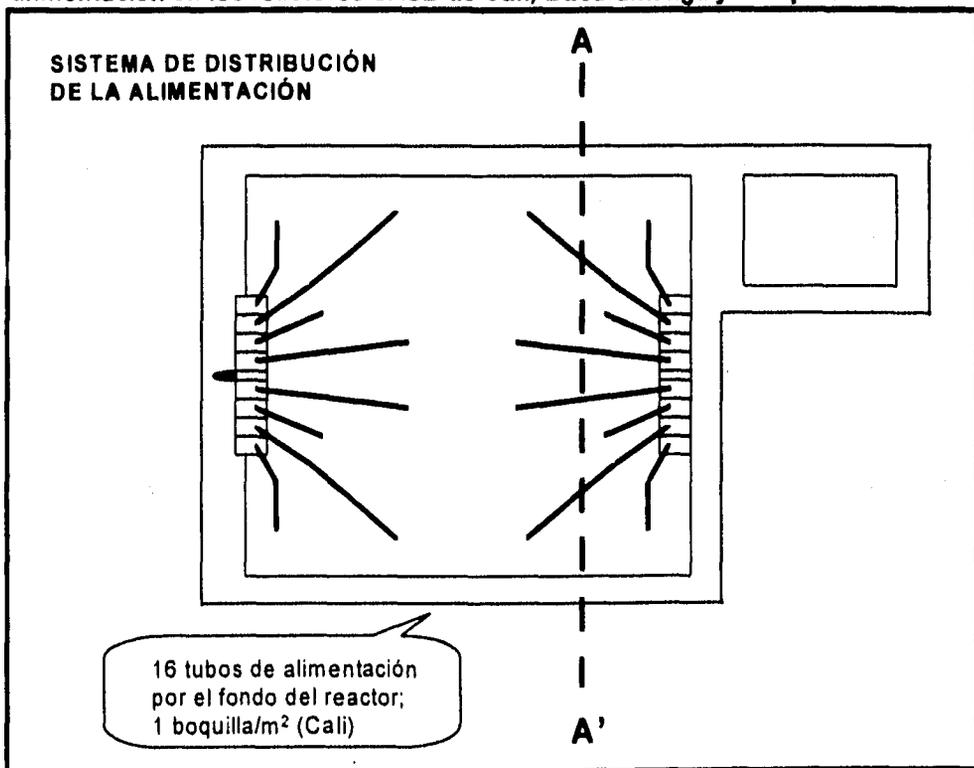
1. El sistema de distribución de flujos que en este caso está situado a un nivel hidráulico mayor que el nivel de agua en el reactor, para asegurar la alimentación por gravedad en el fondo. Este sistema es una caja de distribución que consta de pequeñas cajas que se conectan por sus fondos a los tubos respectivos, que permiten la entrada del agua hasta la parte inferior del reactor. Con este diseño puede controlarse que el influente se reparta equitativamente en cada tubo e identificar cualquier punto de obstrucción.

2. La tubería que lleva el agua de las cajas de distribución al fondo del reactor. Estos tubos deben irrigar la mayor parte posible del fondo del reactor y debido a que pasan desde la caja de distribución hasta el fondo del reactor, existe la alternativa de que atraviesen los deflectores del separador GSL o que sean doblados alrededor de estos.

En los reactores de Cali, São Paulo, Bucaramanga y Kampur (ver figuras 4.4. y 4.5.), los tubos se doblaron y pegaron a la pared del reactor para evadir los separadores GSL y distribuirse por la base del reactor. Esta opción tiene la desventaja de dificultar la remoción de taponamientos u obstrucciones en las partes de los tubos que ha sido doblada, por lo que es aconsejable evitar la utilización de codos de 90° en las tuberías.

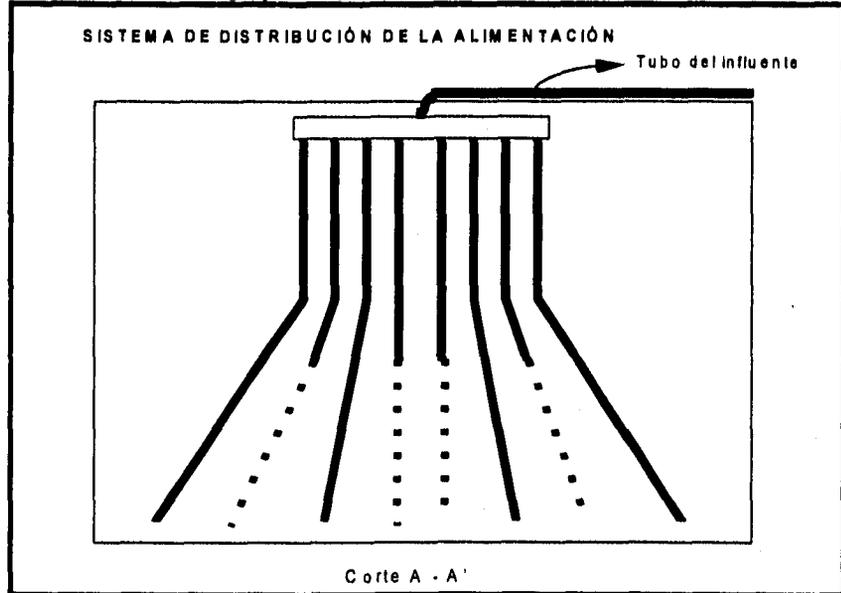
Por otro lado, se recomienda que el canal que alimenta al sistema de distribución del influente cuente con vertedores laterales que descarguen a cada caja de distribución. Con esto se asegura que cada caja reciba la misma fracción del influente. Una revisión más profunda sobre el diseño del sistema de alimentación fue realizada por Van Haandel y Lettinga (1994).

**Figura 4.4. Esquema con vista de planta del sistema de distribución de la alimentación en los reactores UASB de Cali, Bucaramanga y Kampur.**



Fuente: Lettinga, 1992.

**Figura 4.5. Esquema con vista en el corte A-A' del sistema de distribución de la alimentación en los reactores UASB de Cali, São Paulo, Bucaramanga y Kampur.**



Fuente: Lettinga, 1992.

El sistema de distribución de la alimentación del reactor del Pedregal (ver figura 4.6.), cuyo funcionamiento también está fundamentado en el mismo diseño de los reactores de Cali, Kampur, Bucaramanga y São Paulo, consta de 3 partes esenciales: un canal de distribución del influente, 20 cajas de distribución y 20 tubos que llevan el influente a 20 puntos diferentes en el fondo del reactor (1 boquilla/2 m<sup>2</sup>). Este sistema de distribución de la alimentación, al igual que el de las otras plantas, cumple con una distribución equitativa del influente y el taponamiento de cualquiera de los tubos puede ser identificado fácilmente cuando el nivel del agua en la caja de distribución correspondiente, sea igual al nivel del agua en el canal de distribución.

En la figura 4.7. se presenta un esquema de un ejemplo del sistema de alimentación.

Algunos criterios de diseño del sistema de alimentación, que tienen aplicación en reactores UASB que tratan aguas residuales municipales o domésticas y que fueron aplicados en el diseño de los reactores de las plantas en análisis, son:

Diferencia de niveles entre el influente en la caja de distribución y el nivel de agua en el reactor para que se tenga suficiente cabeza	> 30 cm
------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	---------

Nivel de agua en los vertedores del canal de alimentación con respecto a la cresta del vertedor	44 - 58 mm
Distribución de boquillas de alimentación en el fondo del reactor para un tratamiento a $T > 20\text{ }^{\circ}\text{C}$	1 boquilla / 2-4 $\text{m}^2$ de superficie del fondo del reactor
Distribución de tubos de alimentación en el fondo del reactor cuando se cuente con poco lodo y el influente presente una concentración de DQO $< 1000\text{ mg/L}$ .	1-2 boquilla / 1 $\text{m}^2$ de superficie del fondo del reactor
Altura de los puntos de descarga de la alimentación respecto al fondo del reactor	10-20 cm
Velocidad mínima de alimentación de agua en el fondo del reactor *Velocidad de diseño de un canal desarenador que evita taponamiento de la tubería	0.3 m/h *

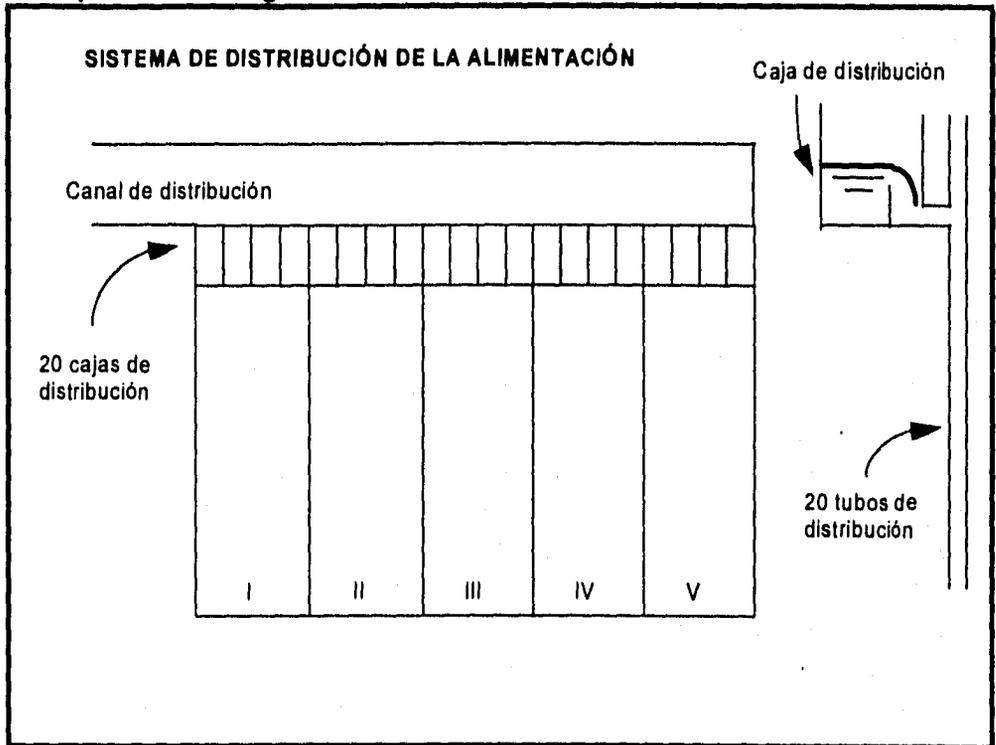
Se recomienda utilizar tubos cuyo diámetro se reduzca en la zona inferior del reactor para que se tenga una mayor velocidad de alimentación, mayor turbulencia y mayor contacto entre el lodo y el influente en esta zona.

Ciertos criterios de diseño utilizados en el reactor UASB de la planta "Río Frío" de Bucaramanga relacionados con los dispositivos, hasta ahora tratados, son (Schellinkhout y Collazos, 1992):

- Descarga de la alimentación en el fondo del reactor: 1 boquilla de alimentación/2.9  $\text{m}^2$
- Distribución de la alimentación: 288 boquillas de alimentación/reactor UASB
- Cajas de distribución del influente: El influente es alimentado a una caja de distribución principal con 6 compartimientos, las cuales conducen el flujo hacia 6 cajas subdivididas en 9 casillas, que a su vez alimentan a 16 cajas, que por medio de tubos alimentan el fondo del reactor. Se tiene un total de 864 puntos de descarga.
- Ángulo de colectores de gas:  $52^{\circ}$
- Traslape de mamparas: 15 cm

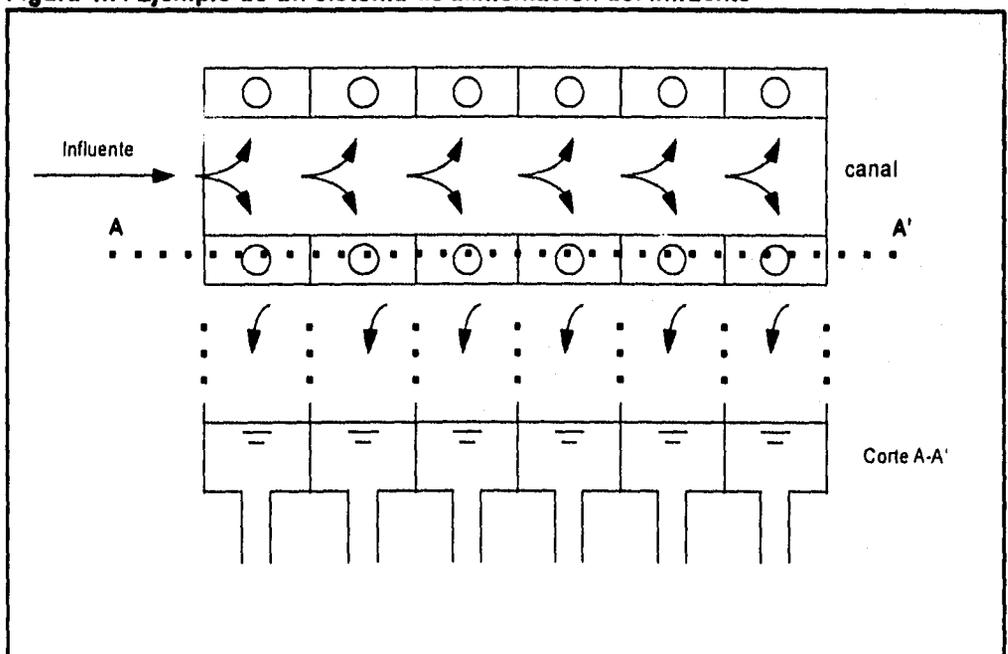
En el reactor de Cali, el sistema de alimentación estaba constituido por 16 tubos. En el fondo del reactor se tenía una distribución de boquillas de 1 boquilla/ $\text{m}^2$ .

Figura 4.6. Esquema representativo del sistema de alimentación del reactor UASB de la planta de Pedregal



Fuente: Frijns y Lettinga, 1993.

Figura 4.7. Ejemplo de un sistema de alimentación del influente



Fuente: Souza y Vieira, 1986.

### 2.3.4. Sistema de descarga del efluente

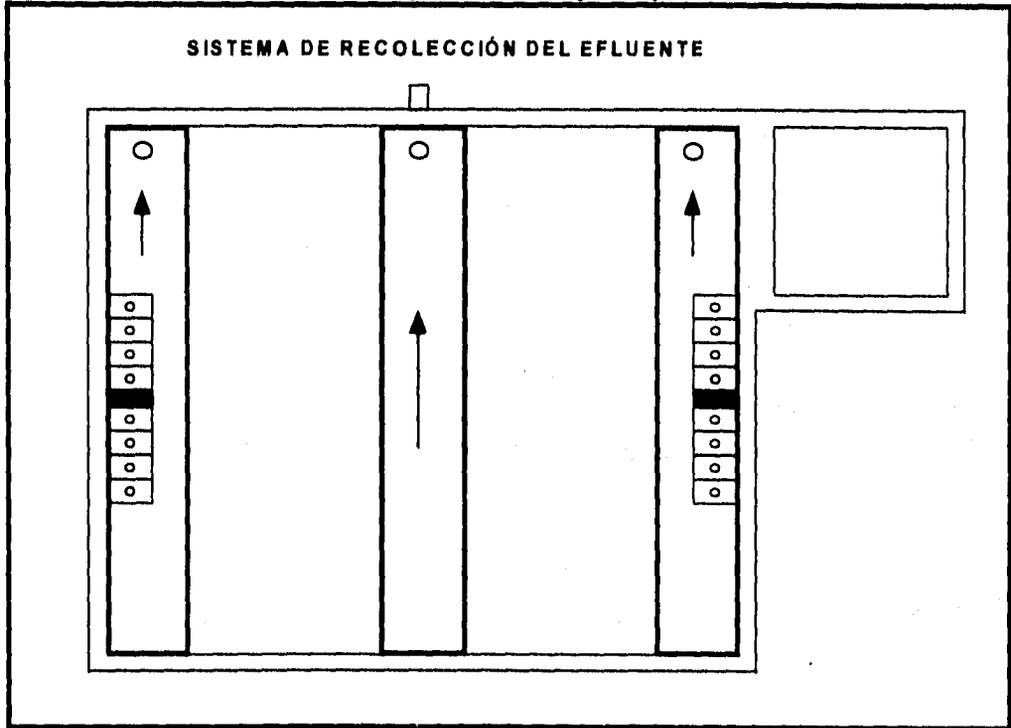
Como se ha descrito, en un reactor UASB el agua tratada se encuentra en la parte superior del mismo. Por lo tanto, es de esta zona que deberá obtenerse el efluente del sistema.

Una opción para el sistema de descarga del efluente es recolectar el agua tratada en el espejo de agua del reactor, por medio de canaletas que transportan el efluente a un punto común. Este diseño fue el que se empleó en el reactor de Cali, São Paulo y Kampur. Como puede observarse en la figura 4.8., las canaletas se colocaron lateralmente a los separadores GSL y por arriba de los deflectores. Una excepción fue el reactor de São Paulo, que por su diseño cilíndrico, la recolección del efluente se realizaba por medio de dos canaletas laterales localizadas en el perímetro del reactor y el perímetro de la campana del recolector de gas (Tavares y Rossin, 1993). Una característica de estas canaletas es que deben permitir una descarga uniforme del agua tratada. También deben evitar al máximo la salida de lodos flotantes que tienden a acumularse sobre el agua superficial del reactor, debido al ascenso de lodo de la zona inferior de digestión, por oclusión de biogás. Para cumplir con estos requisitos, las canaletas se diseñan con vertedores triangulares lo largo de sus lados, como se indica en la figura 4.9., asociadas a mamparas paralelas para la retención de flotantes. En el reactor de Kampur se comprobó la utilidad de este tipo de mamparas en el mejoramiento de la calidad del efluente (Van Haandel y Lettinga, 1994).

Entre los criterios generales empleados en el diseño de estos dispositivos, se encuentran los siguientes:

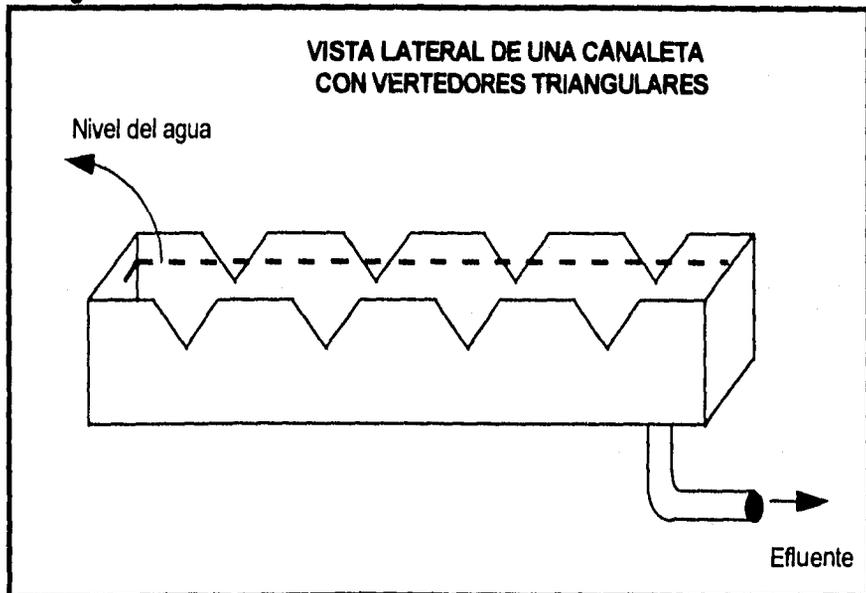
Cabeza mínima en vertedores triangulares en la entrada a la canaleta que ayuda a evitar el taponamiento	25 mm
Número de vertedores triangulares en canaletas	1 a 2/ m <sup>2</sup> de superficie

Figura 4.8. Esquema con vista de planta del sistema de recolección del efluente utilizado en el reactor UASB de la planta de Cali y Kampur.



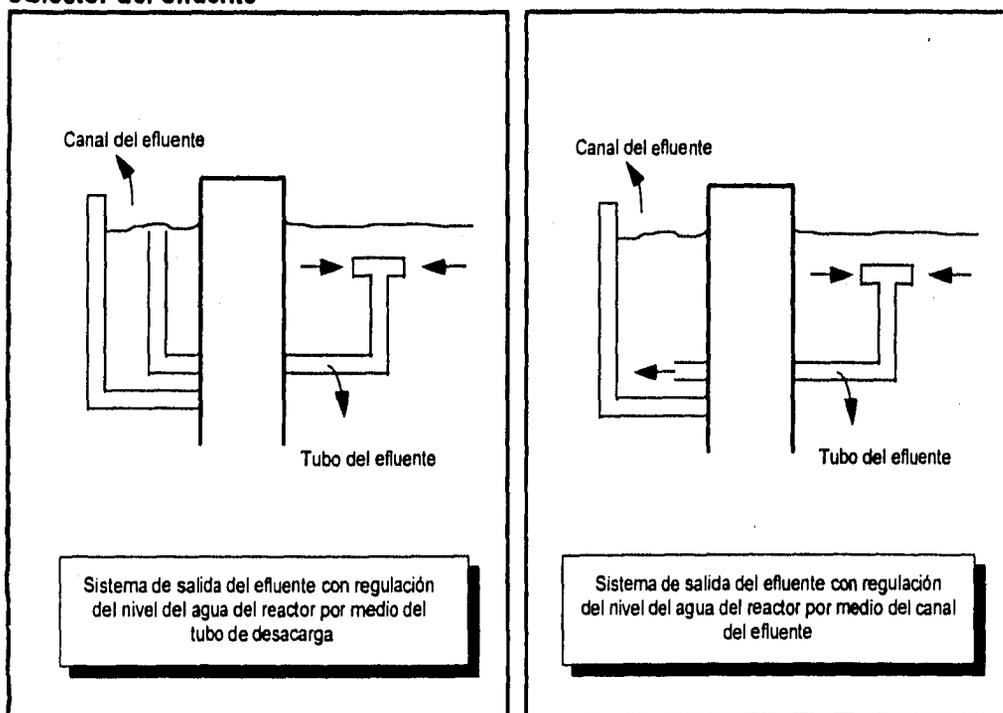
Fuente: Van Haandel y Lettinga, 1994.

Figura 4.9. Esquema que muestra las canaletas recolectoras del efluente del reactor UASB. Pueden apreciarse los vertedores triangulares en los lados.



La otra opción de diseño del sistema recolector del efluente consiste en colocar una serie de tubos que retiren el agua tratada por debajo del espejo de agua. Estos tubos descargan a un canal lateral, en ambos lados del reactor. Los tubos pueden descargar al canal, ya sea todos al mismo nivel o ser doblados hacia arriba para ajustar el nivel de descarga de cada uno. (Ver figura 4.10.). En el primer caso, el nivel del canal de salida regirá, en parte, el nivel de agua en el reactor, mientras que en el segundo caso, el nivel de agua en el reactor los determinará la altura del tubo doblado. En el reactor de Pedregal se aplicó la primera de estas opciones. En la figura 4.11. puede verse un esquema de la vista lateral del sistema de descarga del efluente. Las ventajas principales observadas en este diseño con relación al diseño de las canaletas con vertedores laterales, radican en que las obstrucciones se presentan menos frecuentemente, más si se limpia periódicamente el canal del efluente, y que no se requiere de las mamparas para retención de sólidos flotantes. No obstante esto, el reactor UASB funciona bien con ambos diseños.

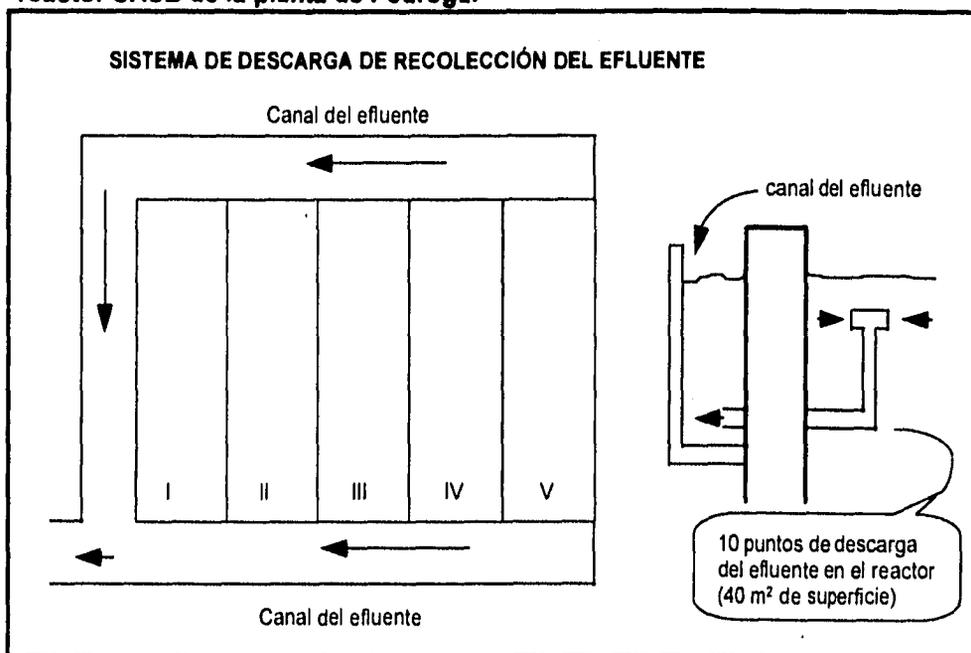
**Figura 4.10. Dos tipos de sistemas de descarga del agua tratada hacia el canal colector del efluente**



Fuente: Van Haandel y Lettinga, 1994.

Cabe mencionar que ambas opciones presentadas para el diseño del sistema de descarga del efluente, al igual que el de alimentación del influente, no representan altos costos de construcción, ya que pueden emplearse tubos de PVC.

**Figura 4.11. Esquema del sistema de recolección y descarga del efluente del reactor UASB de la planta de Pedregal**



Fuente: Van Haandel y Lettinga, 1994.

### 2.3.5. Descarga de lodos

Los lodos anaerobios encargados de la digestión de la materia orgánica van a aumentar en cantidad a medida que se alimente continuamente agua residual al reactor UASB. Una vez que se haya alcanzado una cantidad de lodos tal que al expandirse alcancen su altura máxima en el reactor, deberá mantenerse el sistema a régimen permanente, por lo que deberán descargarse parte de lodos retenidos y generados en el proceso de digestión anaerobia. De otra manera, los lodos comenzarán a lavarse y deteriorarán la calidad del efluente. En esto radica parte de la importancia de contar con un sistema de descarga de lodos.

Van Haandel y Lettinga (1994) establecen que existen dos formas principales de descargar lodos: 1) descarga directa del nivel deseado, y 2) bombeo de lodos a través de los separadores GSL, lo que implica la perforación de estos últimos. A estas opciones podría adicionárseles una más, que consiste en no tocar los separadores dentro del reactor y el bombeo de lodo sin necesidad de perforarlos. Es indudable que la primera opción es la que mayores ventajas representa, ya que además de aprovecharse la cabeza de agua en el punto de descarga, se tiene la oportunidad de seleccionar el nivel en el que se desea realizar la evacuación. Este aspecto es muy importante, ya que en ocasiones será más favorable descargar lodo floculento, con menor sedimentabilidad y que tiende a

acumularse en la parte superior de la cama de lodos, y en otros casos será aconsejable eliminar lodo del fondo del reactor, que puede ser menos activo por la acumulación, en esta zona, de arena y grava. Aunado a esto se encuentra la conveniencia de muestrear el lodo en varios niveles de la cama con el fin de obtener información sobre la concentración, actividad del lodo y características físicas, químicas y microbiológicas, en función de la altura de la cama, lo que ayuda a operar mejor el sistema.

Cuando en el punto de descarga de lodos la cabeza disponible exceda 1 m y el diámetro del tubo de muestreo sea mayor que 25 mm, no será necesario bombear lodo. Si la cabeza es menor a 1 metro, ésta no será la suficiente para permitir la salida de lodo por el orificio y éste tenderá a obstruirse.

Los lugares recomendados para descargar el lodo en exceso que se acumule en el reactor son:

- A la mitad de la altura del reactor anaerobio
- A una tercera parte de la altura del reactor
- En el del fondo del reactor

La frecuencia de descarga puede ser semanal o mensual, dependiendo del volumen que será evacuado, el cual no debe ser mayor que el 5% del volumen total del reactor (Noyola, 1994). Se recomienda descargar lodos cada vez que el nivel de la cama alcance la mitad de la altura del reactor. Es importante considerar en el diseño del reactor UASB algún dispositivo o válvulas para el muestreo de lodos de la cama, ya que estos pueden proporcionar información útil sobre el funcionamiento del reactor.

### **2.3.6. Materiales de construcción**

Los materiales con los que se han construido reactores UASB y sus dispositivos han influenciado definitivamente su funcionamiento. El problema principal detectado en los reactores UASB, que determina la selección de los materiales de construcción, es la corrosión

El fenómeno de corrosión se presenta principalmente en la parte superior del reactor, en donde el  $H_2S$  es oxidado a sulfatos por el oxígeno del aire, siendo los sulfatos los responsables de la corrosión ácida. Este tipo de corrosión también puede presentarse en la parte baja del reactor en donde el  $CO_2$  disuelto está presente como  $HCO_3^- / H_2CO_3$ .

Por estas razones se recomienda, de manera general, utilizar los siguientes materiales de construcción:

- Canaletas del efluente: acero inoxidable, plástico o fibra de vidrio
- Cuerpo del reactor: concreto resistente a la acidez con eventual recubrimiento de polipropileno. Reactores circulares: fibra de vidrio o plástico (Vieira y García, 1992).
- Separadores GSL: fibra de vidrio, plástico o acero recubierto con material plástico. No usar aleaciones de aluminio resistentes al agua de mar.
- Tubería: PVC o materiales inertes.

En general, deberá darse preferencia a materiales anticorrosivos. El uso de acero inoxidable está limitado por sus altos costos.

En el reactor de Pedregal, el separador GSL fue construido de acero recubierto con pintura epóxica, lo que resultó ser inapropiado, ya que se produjeron fugas de biogás debido a la corrosión (Frijins y Lettinga, 1993).

Otro aspecto que debe considerarse al diseñar un reactor UASB son los posibles olores desagradables causados por el ácido sulfhídrico proveniente de la digestión anaerobia. Para evitar la propagación de este compuesto se recomienda cubrir el reactor con placas livianas de materiales anticorrosivos ( por ejemplo, fibra de vidrio), que incluyan sellos de agua.

También es recomendable que, dentro de lo posible, las estructuras recolectoras de biogás sean estructuras continuas, evitando así, la utilización de elementos ensamblables, que favorecerían fugas de gas.

#### **2.4. Arranque de reactores UASB que tratan aguas residuales municipales y domésticas**

El período que se conoce como arranque en un reactor UASB es el tiempo en el cual se tiene como objetivo principal la formación de una cama de lodos anaerobios activos y estables, que digieran, al máximo posible, la materia orgánica presente en el influente y que tenga capacidad de sedimentarse fácilmente, todo esto en el menor tiempo posible. Si parte de estos lodos presentes en el reactor llegan a aglomerarse en pequeñas partículas en forma de granos (lodo granular), con formas de pequeñas circunferencias elipsoidales (diámetro aproximadamente  $\leq 2$  mm (Vieira y García, 1992)), la sedimentabilidad de la cama será muy buena. Sin embargo, no todos los lodos presentes en el reactor UASB, y en especial en aquellos que tratan efluentes diluidos con alto contenido de sólidos suspendidos, llegarán a tener esta forma, sino que permanecerán como lodo floculento en la parte superior de la cama. De cualquier forma, se han reportado características

satisfactorias de sedimentabilidad del lodo no granular formado en reactores que tratan efluentes domésticos o municipales (Draaijer *et al.*, 1992) y también la formación de lodo granular con un diámetro  $\leq 0.6$  mm y hasta de 4 mm, en reactores UASB que tratan efluentes municipales (Rech *et al.*, 1994; Novaes *et al.*, 1988). . Podrá considerarse que el período de arranque ha finalizado cuando, a la carga de diseño, además de haber aumentado la cantidad de lodo respecto al inicio y que ésta se mantenga constante en cantidad y calidad, se tengan eficacias de remoción de materia orgánica en un intervalo definido, que implique un efluente con una calidad casi constante.

Para la mayoría de las plantas de tratamiento anaerobio de aguas residuales municipales el arranque es un proceso inestable, de transición y que consume mucho tiempo, ya que, como se indicó antes, debe desarrollarse una gran cantidad de lodo formado fundamentalmente por bacterias activas y adaptadas a las características particulares del agua.

Los reactores UASB que tratan aguas residuales municipales o domésticos pueden ser puestos en operación con inoculación o sin ella. Esta posibilidad se da gracias a que el agua residual de este tipo, a diferencia de la mayoría de las aguas residuales industriales, contiene ya las poblaciones microbianas necesarias para la digestión anaerobia, sólo se requiere darles las condiciones necesarias para su retención y crecimiento. Los reactores UASB de Cali, Pedregal, Bucaramanga y Kampur se arrancaron sin inoculación. La excepción fue el reactor de São Paulo, en donde se utilizó como inóculo  $10 \text{ m}^3$  de lodo anaerobio (260 kg SSV) (Van Haandel y Lettinga, 1994). En la tabla 4.12. puede consultarse mayor información acerca del arranque de los reactores de estas plantas.

**Tabla 4.12. Datos sobre el arranque de los reactores UASB de las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales**

Reactor	Tipo de arranque	Tiempo de arranque aproximado	Flujo promedio del influente	TRH
Cali	Sin inoculación (se utilizó menos de $1 \text{ m}^3$ de estiércol de vaca digerido)	Difícil de estimarse por no contar con perfiles de concentración de lodos ~ 35 semanas		2 primeras semanas: 25 h 7 semanas: 16 h 12 h 8 h 6 h
São Paulo	Con inóculo ( $10 \text{ m}^3$ de lodo granular anaerobio; 260 kg SSV)			Primer mes: 16 h 4h
Pedregal	Sin inoculación	18 - 20 semanas	$225 \text{ m}^3/\text{d}$	17 h

Bucaramanga	Sin inoculación	16 - 20 semanas por posibles fugas en separador GSL	46500 m <sup>3</sup> /d	5.2 h por 16 horas al día y a TRH menores por la noche.
Kampur	Sin inoculación	12 semanas	5000 m <sup>3</sup> /d	6 h

Tabla 4.12. Continuación

Reactor	Tiempo de máxima acumulación de lodo	Temperatura agua	Retención de lodos en volumen de reactor	Alcalinidad	Variación de pH
Cali		25 °C	~2500 kg SST 800 kg SSV		
São Paulo		20-22 °C	1000-1400 kg SST		
Pedregal	10 semanas	22-25 °C 18-36 °C	2900 kg SST 1670 kg SSV	Influyente: 300 mg/L CaCO <sub>3</sub> Efluente: 364 mg/L CaCO <sub>3</sub>	Influyente: 7.4 - 8.1 prom. 7.7 Efluente 6.6 - 7.4 prom. 7.1
Kampur		20-23 °C			

Tabla 4.12. Continuación

Reactor	Remoción de materia orgánica	Remoción de sólidos suspendidos	Concentración de AGV	Concentración de N y P
Pedregal	< 40-50 %	< 40-50 % (SST <sub>influyente</sub> promedio=557 mg/L)	Influyente prom. hasta 10ª semana: ~ 79 mg HAc/L prom de 10ª semana en adelante: ~ 66 mg HAc/L Efluente Prom. hasta 10ª semana: ~ 88 mg HAc/L Prom. de 10ª semana en adelante: ~ 48 mg HAc/L	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> Influyente: 35 mg N/L Efluente: 53 mg N/L P Influyente: 5.5 mg P/L Efluente: 9.9 mg P/L
Bucaramanga	DQO: 18-44 % DBO: 17-48 %			

Tabla 4.12. Continuación

Reactor	Remoción de patógenos
Pedregal	80 % <i>Escherichia coli</i> 82 % huevos de helmintos

El arranque de estos reactores no presentó ninguna problemática mayor, con excepción del tiempo requerido, y de la experiencia obtenida se llegó a la siguiente conclusión: los sistemas UASB pueden arrancarse sin la necesidad de inóculo y con el flujo de diseño sin ningún problema serio (Van Haandel y Lettinga, 1994). Sin embargo, el procedimiento es acelerado con inoculación.

El arranque sin inoculación también ha sido utilizado exitosamente en plantas con reactores UASB modificados, en Paraná, Brasil.

En el caso del reactor de Pedregal, el tiempo de retención hidráulica durante el período de arranque fue de 17 horas, mucho mayor al TRH de diseño de 6 h. De forma similar, el primer tiempo de retención hidráulica con el cual se operó el reactor de Cali, fue de 25 h y gradualmente fue disminuyéndose. Se observa entonces, que al poner en funcionamiento el reactor UASB, se requiere de TRH altos para dar suficiente tiempo de permanencia a la población microbiana en el reactor, de tal forma que se desarrollen las poblaciones bacterianas capaces de realizar la degradación anaerobia de materia orgánica. Sin embargo, Van Haandel y Lettinga (1994) mencionan que en experimentos con reactores UASB a escala de laboratorio, se demostró que tiempos de retención menores pudieron haber sido utilizados sin problemas y que a TRH de sólo 4 h se reportaba una acumulación más rápida de lodos que en períodos de retención mayores, todo esto en reactores inicialmente vacíos. Esto sugiere que no se requieren TRH muy alejados del valor del TRH de diseño para arrancar reactores UASB que traten efluentes municipales o domésticos, pero la decisión dependerá del tipo de características propias del agua y de las condiciones específicas de cada caso. En experimentaciones realizadas con el reactor de São Paulo (Rech *et al.*, 1994), se observó que en caso de arrancar un reactor UASB con TRH mayores al de diseño, el ajuste al TRH de diseño debe ser gradual y lento, debido a que las bacterias anaerobias son sensibles a cambios bruscos de cargas orgánicas.

En los reactores de Bucaramanga y Kampur, los tiempos de retención hidráulica utilizados en el arranque fueron los mismos que los de diseño (5.2 h y 6 h, respectivamente), que son tiempos menores a los empleados en los demás reactores. No obstante, en estos dos últimos reactores el estado estacionario se alcanzó en 12 semanas, que es el menor de todos los casos.

En el caso del reactor de Kampur se indica que durante el arranque, la alimentación se interrumpió por dos semanas para permitir una digestión completa del lodo acumulado. Sin embargo, por la experiencia de los otros reactores, se pudo inferir que la calidad del lodo pudo haber mejorado inclusive más, sin la interrupción de la alimentación (Van Haandel y Lettinga, 1994). De aquí que pueda concluirse que el arranque es más convenientemente

realizado sin interrupción de la alimentación, ya que aparentemente no se tiene ninguna ventaja especial al interrumpir la alimentación durante cierto período.

Debe tenerse presente también que para reactores UASB que traten efluentes municipales o domésticos, tanto en el arranque como en la operación, un factor que junto con el volumen, flujo y concentración del influente, afecta el TRH, es la temperatura. A mayor temperatura del agua residual, mayor actividad presentarán los lodos y, por lo tanto, menor será el TRH requerido para el funcionamiento adecuado del reactor. Esto aplica en el intervalo de temperaturas en el cual se desarrolla el tipo de bacterias encargadas de la digestión (psicrofílicas, mesofílicas o termofílicas).

De forma general, algunas observaciones realizadas durante el arranque de reactores UASB con relación a la concentración de lodos en el reactor, remoción de materia orgánica y nutrientes, pH y otros, se enlistan a continuación

1. En los primeros meses (3 meses en Pedregal) se observa que en la parte inferior del reactor aumenta la concentración de sólidos suspendidos totales (g SST/L), lo que indica el aumento de concentración de lodos. Es importante evaluar la fracción de SSV en los sólidos totales, ya que de esta forma se evaluará directamente el crecimiento bacteriano: mayores fracciones de SSV sugerirán mayor cantidad de bacterias. Cuando los sólidos suspendidos constituyen más del 10% de la DQO total del influente, el reactor puede llenarse con materia orgánica no biodegradable, en lugar de biomasa activa viable (Verstrete, 1991). Cuando los lodos aumenten apreciablemente su actividad biológica, habrá mayor producción de biogás, lo que ayudará a expandir más la cama de lodos y, posiblemente, también al lavado de lodo floculento de la parte superior de la cama en formación. Si esto último sucede, la calidad del efluente se deteriorará por un período tal, que permita la sustitución de parte del lodo floculento por lodo con mayores características de lodo granular.
2. La eficacia de remoción de DQO y DBO serán bajas al inicio del arranque, pero a medida que la cama de lodos crezca y aumenten las bacterias metanógenas, la eficacia mejorará. No ha de extrañar registrar una disminución progresiva de la eficacia de remoción de materia orgánica, ésta incluso puede llegar a ser negativa, durante las semanas posteriores al inicio del arranque (semana 4ª a 8ª en Pedregal), ya que después de que se ha acumulado cierta cantidad de sustrato sólido, éste empieza a ser hidrolizado, pero aún la presencia de bacterias metanógenas consumidoras de los productos de la hidrólisis no es tan significativa como para que dichas bacterias puedan eliminar los productos solubilizados intermedios que, por lo tanto, aparecerán en el efluente. Hasta después de que ocurre la hidrólisis tienen las bacterias acidogénicas alimento para generar productos que serán el sustrato alimenticio de las bacterias metanogénicas.

3. Al inicio del arranque las eficacias de remoción de sólidos sedimentables podrán ser muy altas (casi del 100 %), debido a que el reactor UASB funciona esencialmente como un sedimentador. Si se permite que el reactor se llene de lodo casi totalmente y permanece funcionando así, la eficacia de remoción de sólidos sedimentables disminuirá. De manera contraria a la eficacia de remoción de estos últimos, la eficacia de remoción de sólidos suspendidos tenderá a aumentar hasta llegar a un intervalo constante.
4. Respecto al valor de pH, es de esperarse que durante el período de arranque el pH del efluente se mantenga relativamente estable. Posiblemente pueda observarse una pequeña diferencia entre los valores de pH del influente y del efluente, ya que el efluente tenderá a acidificarse (baja el pH) muy levemente por el inicio de las actividades fermentativas en el reactor, pero sin todavía la suficiente presencia de bacterias metanogénicas que consuman los ácidos generados (ver valores en Tabla 4.12.).
5. Un parámetro importante a evaluar durante el arranque es el contenido de ácidos grasos volátiles (AGV), porque estos son productos intermediarios del proceso de digestión anaerobia y su concentración en el efluente puede ayudar a determinar la extensión de dicha digestión. Si durante las primeras semanas del arranque, la concentración de AGV en el efluente es mayor a la del influente, esto indicará que la fermentación procede a una tasa mayor que la metanogénesis y el desarrollo bacteriano marcha adecuadamente. Sin embargo, después de que se acumule bastante lodo, deberá registrarse una disminución de la concentración de AGV, hasta llegar a ser ésta menor a la del influente. Esto último será consecuencia de la realización completa de digestión anaerobia hasta el paso de la metanogénesis. En el caso de Pedregal, fue la décima semana de operación, el umbral en la disminución de la concentración de AGV en el efluente respecto con la del influente.
6. La alcalinidad por  $\text{CaCO}_3$  en el reactor UASB, y por consiguiente en el efluente, durante el período de arranque, tenderá a incrementarse respecto a la del influente a medida que decrezca la concentración de AGV. Esto es debido a que el bicarbonato se forma de la degradación de AGV y materia orgánica en general. De la experiencia que se ha tenido en el tratamiento de aguas residuales municipales con reactores UASB, puede concluirse que la acidificación del contenido del reactor UASB no es problema en el tratamiento de este tipo de aguas residuales y que por tanto no hay necesidad de ajustar el pH (Van Haandel y Lettinga, 1994). (Ver valores de alcalinidad en tabla 4.12.)
7. El tratamiento anaerobio de aguas residuales municipales o domésticas no remueve nitrógeno, y el fósforo es removido en muy poca medida. Durante el arranque se

observó un incremento en la concentración de nitrógeno amoniacal en el efluente con relación a la de la alimentación. En la tabla 4.12. se muestran como las concentraciones de estos elementos pueden aumentar en el reactor UASB durante el periodo de arranque. Por ejemplo, en el caso del Pedregal estos incrementos fueron de 35 a 53 mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L y de 5.5 a 9.9 mg P/L. Este hecho se debe a que los compuestos orgánicos que contienen N y P son digeridos de tal forma que se generan productos que son compuestos inorgánicos de P y N. Estos últimos son los que se detectan en la salida del reactor.

8. En algunas plantas se midió la concentración de *Escherichia coli* y huevos de helmintos como parámetros para evaluar la calidad higiénica del efluente. En Pedregal se encontró que las eficacias de remoción de bacterias *Escherichia coli* y huevos de helmintos eran de alrededor de 80 % durante el arranque del reactor, posiblemente, debido a procesos no biológicos, como adsorción y sedimentación, involucrados en los procesos del reactor UASB. Esta remoción está lejos de ser la requerida por la legislación de muchos países (< 1000 coliformes/100 mL) (Van Haandel y Lettinga, 1994).
9. Puede concluirse que un reactor UASB que trate efluentes municipales o domésticos puede ser arrancado sin inoculación con un TRH de 6 h en un periodo de 10 a 12 semanas (Frijins y Lettinga, 1993) o inclusive hasta 20 semanas (Lettinga, 1994). Sin embargo, puede señalarse que el arranque, aunque tardado, no representa un tiempo de inactividad para el reactor, ya que en este periodo existe una remoción creciente de materia orgánica.
10. Es posible que durante el arranque del reactor UASB ocurran emisiones de malos olores debido a la aún inestable actividad de los lodos (Schellinkhout y Collazos, 1992).

Otros criterios generales importantes en el arranque de reactores UASB para el tratamiento de efluentes municipales son (Noyola, 1994):

- Como regla general, la alimentación del flujo de agua en el arranque no deberá exceder el 25% de la velocidad del diseño.
- Durante las primeras etapas de arranque, siempre se presenta lavado de lodos; lo importante es minimizar esa pérdida con un manejo hidráulico adecuado del reactor.
- La carga debe ser siempre incrementada tan rápidamente como sea posible, pues en condiciones de subcarga, las bacterias crecen más lentamente, lo que retrasa el proceso de arranque.
- Sin importar el tipo de inóculo utilizado, si es que se utilizó alguno, el reactor puede arrancarse por lo menos con la mitad del flujo de diseño.

Todas las observaciones realizadas acerca de los parámetros descritos líneas arriba, sirven de igual forma para evaluar el funcionamiento del reactor UASB durante su arranque que durante su operación en estado estacionario o permanente. Este último comportamiento es el resultado de un arranque exitoso.

#### **2.4.1. Inoculación de reactores UASB**

Un aspecto muy importante y que está relacionado con el arranque de los reactores UASB es la inoculación. Aunque el arranque de reactores UASB que traten efluentes municipales puede realizarse sin inoculación, la inoculación puede acelerar este proceso. En general, el lodo de inóculo debe tener suficiente actividad y capacidad de adaptación a las propiedades específicas del agua residual.

Para la inoculación de reactores UASB, a parte de lodos de otros reactores anaerobios, pueden utilizarse inóculos sustitutos, tales como lodo anaerobio digerido, lodo activado de purga adaptado, estiércol de vaca digerido anaerobiamente, sedimento de lagunas y lodos de fosas sépticas (Noyola, 1994).

Algunos criterios para la inoculación de reactores UASB son (Noyola, 1994):

1. Es recomendable usar un volumen de lodo lo más grande posible y proveniente de algún reactor anaerobio, ya que de esta manera, se asegurará que el lodo cuente con las poblaciones microbianas básicas para la digestión anaerobia.
2. La selección del lodo puede realizarse por medio de pruebas de actividad sobre el lodo; es preferible hacer una mezcla de diferentes fuentes con biomasa activa, que emplear una sola (Weiland y Rozzi, 1991).
3. Cuando se utilice un inóculo sustituto deberá prestarse especial atención, ya que sus características pueden ser contraproducentes. Por ejemplo, el estiércol contiene fibras que flotan y forman natas y puede alterar el pH de la cama de lodos; los sedimentos y los lodos de fosas sépticas contienen tierra y arcilla y los lodos activados frescos de purga tienen baja actividad y tienden a flotar.
4. Aunque no hay reglas para fijar el volumen óptimo de inóculo, un volumen entre el 10 y 30% del volumen del reactor es considerado como aceptable.
5. Si se emplea lodo granular que está adaptado a un agua poco similar a la que quiere tratarse, entonces deberá preverse una posible desintegración del grano, que obligará a disminuir la carga hidráulica durante el arranque y a una posible reinoculación.
6. En general, mientras más inóculo se utilice, mayores podrán ser las cargas de arranque. Para lodos no granulares, debe asegurarse una concentración mínima de 10-20 g SSV/L en la zona de lodos.

7. Si el lodo de inoculación tiene muy baja actividad (menor a 0.1 kg DQO/kg SSV d), es conveniente activar el lodo en batch. Esto puede llevarse a cabo durante la construcción de la planta., en un tanque separado.

### **2.5. Operación en estado estacionario de reactores UASB que tratan aguas residuales municipales o domésticas**

Existen dos formas como puede operarse un reactor UASB, después de que éste ha llegado a retener la cantidad de lodo necesaria para su operación estable. A partir de este momento pueden realizarse descargas periódicas del lodo de la cama del reactor o puede permitirse que el lodo en exceso salga con el efluente, es decir se lave, sin realizar ninguna descarga directa de lodo de la cama. Debido a que el tipo de operación que se seleccione influenciará definitivamente la calidad del efluente respecto al contenido de sólidos suspendidos y sólidos sedimentables, es fundamental evaluar cuál es el destino del efluente del reactor UASB. Si el reactor UASB cumple una función de pretratamiento, entonces, puede ser recomendable operarlo con retención máxima de lodos, que permita la presencia de sólidos sedimentables en el efluente, ya que si se cuenta con un postratamiento, por ejemplo, lagunas de estabilización, las partículas sedimentables del lodo se sedimentarán, acumularán y descompondrán en el fondo de la laguna. Con un postratamiento de lodos activados, también podría aplicarse este último tipo de operación del reactor UASB, ya que si la materia orgánica soluble del efluente es poca para la reducción de  $\text{NO}_3^-$  en la desnitrificación, se requerirá más materia orgánica para llevar a cabo esta reacción en el proceso. Por otro lado, si el reactor UASB es la unidad principal de tratamiento, entonces se requerirá que en el efluente se minimice la presencia de sólidos sedimentables. Desde el punto de vista operativo, esto podrá lograrse con descargas periódicas de lodo en distintos niveles de la cama.

En la tabla 4.13. se tiene más información sobre la operación de las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales con reactores UASB. Se observa que únicamente el reactor de la planta de Pedregal ha sido operado con retención máxima de lodos. Conocer la forma de operación del reactor es fundamental para evaluar el desempeño del mismo.

Las condiciones de operación del reactor, una vez que éste ha llegado al estado estacionario, y las características del agua residual municipal, como su concentración, composición de materia orgánica y temperatura, determinarán el desempeño del reactor. El funcionamiento del reactor UASB también depende de las condiciones de operación. Es por esto que es de gran importancia profundizar en el conocimiento de la influencia que ciertas variables, como el tiempo de retención hidráulica, las cargas orgánicas e hidráulicas, entre otras, tienen el proceso de tratamiento.

**Tabla 4.13. Datos sobre la operación en estado estacionario de los reactores UASB de las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales**

Reactor	Operación	TRH	Remoción promedio de DQO <sub>total</sub> (mg/L)			Remoción promedio de DBO <sub>total</sub> (mg/L)			Remoción promedio de SST (mg/L)					
			Inf.	Efl.	%	Inf.	Efl.	%	Inf.	Efl.	%			
Cali	Varios meses con retención máxima de lodos	4 h	365	135	62	137	36	74	185	102	45			
		6 h	321	109	65	161	31	81	212	41	81			
São Paulo		4.4 h	400	189	53	181	111	39	236	105	55			
		5 h	393	280	32	201	121	42	207	78	62			
		5.1 h	307	117	62	198	58	71	149	49	67			
		6.1 h	188	83	56	104	42	60	67	24	64			
Pedregal	Con retención máxima de lodos	5.7 h	695	crud	61	471	crud	69	472	crud	42			
				sed			sed			sed				
Bucaramanga *UASB1; *UA SB2; *UASB3.	Datos de 1995	5 h	365	*132	63	171	40	76	225	58	74			
				*128			64			40		76	52	76
				*139			63			44		75	61	72
Kampur * con presencia de mamparas + flujo constante ♣ fluctuaciones día/noche ♦ T = 23 °C • T = 20 °C		6 h	430	172	60	162	56	65	197	68	67			
		6 h	471	179	62	161	50	69	215	72	79			
		6* h	450	135	70	161	50	69	271	57	79			
		6+ h	706	274	61	272	88	69	540	300	44			
		6♣ h	706	231	67	272	79	71	540	174	68			
		6♦ h	749	220	71	274	81	70	621	173	72			
6• h	458	135	70	159	50	69	519	111	79					

En las siguientes secciones se presentan criterios de operación, observaciones y conclusiones generales obtenidos de las experiencias del funcionamiento de los reactores UASB que tratan efluentes municipales o domésticos en las cinco plantas en estudio.

### 2.5.1. Tiempo de retención hidráulica (TRH)

Para poder observar la influencia que el tiempo de retención hidráulica ejerce sobre el desempeño del reactor, específicamente, en las eficacias de remoción de materia orgánica expresada como DQO, DBO y SST, se operaron los reactores a varios tiempos de retención hidráulica, permitiendo que alcanzaran el estado estacionario en cada caso. La información más importante que estas experimentaciones arrojaron son:

- Las eficacias de remoción de DQO, DBO y SST en un reactor UASB que trate aguas residuales municipales se ven afectadas por el TRH. Aunque existen variaciones de las eficacias dependiendo del tipo de agua residual, puede generalizarse que a tiempos de

retención bajos (< 4 h), la eficacia del proceso también es baja. Sin embargo, a tiempos de retención mayores, aunque la eficacia puede incrementarse, este aumento ya no es significativo y tiende a disminuir, por lo que la eficacia se mantiene casi constante. Este comportamiento indica que más allá de TRH mayores a 4 - 6 h, que concuerdan con el intervalo de los TRH de diseño, el limitante del proceso de digestión ya no lo es el tiempo de contacto de la materia a ser degradada con la población microbiana. Todo esto en los intervalos de temperatura manejados.

En la tabla 4.13. se presentan para varios TRH (en el intervalo de 4 a 6 h) las eficacias de remoción de DQO, DBO y SST, así como los valores de estos en el influente y efluente. En las columnas correspondientes a la planta de Pedregal se muestran además estos mismos datos para el caso en el que se eliminaban los sólidos sedimentables del efluente (tiempo de sedimentación : 30 min.), ya que hay que recordar que este reactor se operó con retención máxima de lodos.

- Los reactores UASB que tratan aguas residuales municipales demostraron ser sistemas estables en oposición a lo que comúnmente se piensa, que el reactor UASB es muy inestable por la digestión anaerobia involucrada. En las condiciones de temperatura y cargas orgánicas y con las variaciones de TRH a las cuales se sometieron los reactores, ninguno presentó inhibición de la actividad metanogénica, aunque a pequeños tiempos de retención hidráulica, las eficacias de remoción fueron bajas (Cavalcanti *et al.*, 1994).

Es conveniente indicar que el valor de diseño del TRH, y más para el caso del tratamiento de aguas residuales municipales, depende de la temperatura. En el intervalo de temperaturas del tratamiento anaerobio que va del psicrófilico al termófilico, a medida que aumenta la temperatura del agua residual, el tiempo de retención hidráulica requerido para una remoción de materia orgánica determinada es menor, ya que la actividad bacteriana también aumenta. En la tabla 4.14. se proporcionan los TRH recomendados para el tratamiento de aguas residuales municipales o domésticas con reactores UASB de 4 m de alto. Estos datos son resultados obtenidos en plantas a nivel piloto y escala real.

- Van Haandel y Lettinga (1994) concluyen que si el reactor UASB es utilizado como proceso unitario fundamental de tratamiento, el TRH debe ser lo suficientemente grande para garantizar una alta eficacia de remoción (TRH no menor de 6 h). Sin embargo, si el reactor es usado como pretratamiento, pueden aplicarse TRH menores. Este criterio de operación también es aplicable en el diseño de reactores UASB.

**Tabla 4.14. Tiempos de retención hidráulica (TRH) aplicables en distintos intervalos de temperaturas en reactores UASB de 4 m de altura, que traten aguas residuales municipales o domésticas**

Intervalo de Temperaturas (°C)	Valores de TRH (h)		
	Promedio diario	Valor máximo durante 4 a 6 h	Pico aceptable durante 2 a 6 h
16 - 19	> 10 - 14	> 7 - 9	>3 - 5
22 - 26	> 7 - 9	> 5 - 7	> 3
>26	> 6	> 4	>2.5

Fuente: Lettinga y Hulshoff, 1992.

La velocidad ascendente es un parámetro muy importante que está implícito en el tiempo de retención hidráulica. El TRH es inversamente proporcional a la velocidad ascendente ( $TRH = V/(v \cdot a)$  donde V - volumen; a - área y v - velocidad). Cuando se desea operar con un TRH bajo, la velocidad ascendente aumentará y viceversa. Por la relación inversa que guardan estas variables, a altas velocidades ascendentes (> 1 m/h), que corresponden a tiempos de retención bajos, las eficacias de remoción de DQO, DBO y SST son muy bajas (< 50 %). Por esta razón desde el diseño del reactor debe preverse una velocidad ascendente menor a 1 m/h para reactores UASB que traten aguas residuales domésticas o municipales. Si se espera la formación de lodo floculento, se recomienda que el reactor opere a velocidades ascendentes de 0.5 m/h, aunque el reactor puede soportar velocidades de 2 m/h durante 2 ó 3 horas (Noyola, 1994). Es importante, por otro lado, considerar que conforme se aumenta el TRH, el contacto entre el sustrato y los microorganismos tiende a disminuir por la menor velocidad ascendente. Esto deberá tomarse muy seriamente en cuenta en el diseño.

En relación con lo arriba mencionado, cabe decir que como la cantidad de lodo activo que se genera con un agua residual diluida es pequeña, el reactor debe tener la capacidad de trabajar a velocidades ascendentes tales que permitan la mayor retención posible de lodos (Lettinga y Hulshoff, 1992). Esto será realizable por medio de la especificación adecuada de velocidades ascendentes y TRH adecuados. Un parámetro muy relacionado con esto es la altura del lecho de lodos, que es determinante en las eficacias de remoción de SST.

El TRH como parámetro principal de operación de un reactor UASB que dé tratamiento a efluentes municipales, deberá aplicarse a cada caso particular, ya que éste también dependerá de la calidad del lodo presente en el reactor, es decir, de si el lodo es granular o floculento, y del tipo de separador GSL.

### 2.5.2. Remoción de DQO, DBO y SST

Una conclusión que se desprende sobre los valores de eficacias de remoción de estos tres parámetros, obtenidos al variar el TRH en los reactores, es que se logran eficacias de

remoción de materia orgánica (DQO, DBO y SST) buenas ( alrededor de 60-75 %), con tiempos de retención relativamente bajos (TRH = 4-6 h). A pesar de estos resultados, es innegable que las concentraciones de DQO, DBO y SST en el efluente están por arriba de 50 mg/L, que es la concentración máxima admitida en la mayoría de los estándares de calidad de efluentes (Van Haandel y Lettinga, 1994). Esta situación hace necesario, en el tratamiento anaerobio de aguas residuales municipales con reactores UASB, un postratamiento que contribuya al pulimento del efluente. Sin embargo, estas eficacias de remoción alcanzadas también ponen en claro la factibilidad tecnológica del reactor UASB para tratar este tipo de efluentes, sobre todo cuando no se requiere una calidad de agua tratada de nivel secundario. Típicamente, un reactor UASB entregará una calidad de agua tratada con DQO entre 140 y 160 mg/L, DBO entre 40 y 60 mg/L y SST entre 50 y 60 mg/L. Lo importante es que este nivel de remoción puede lograrse en forma consistente, con poca influencia de la operación del proceso.

A modo de observación, es apropiado mencionar que en el reactor de Cali pudo medirse la remoción de DQO durante dos semanas, tanto de día como de noche (semanas 73 - 75). Se encontró que de día el porcentaje de remoción de DQO promedio era de 82 % y de noche era de sólo 60 % DQO, a pesar de TRH nocturnos mayores. Del análisis de los datos de producción de metano, que indicaban que dicha producción era mayor en la noche que en el día, y de las eficacias de remoción de materia orgánica medidas, se dedujo que una considerable fracción de DQO que comenzaba a ser degradada durante el día, permanecía soluble en el agua y no era hasta en la noche, cuando era totalmente descompuesta. (Lettinga, 1992). Esto hacía que el efluente diurno tuviera una concentración menor de materia orgánica y, consecuentemente, se obtuvieran eficacias de remoción mayores que en la noche.

### **2.5.3. Variación de la carga hidráulica**

De la experiencia de operación de los reactores de Cali y Kampur, principalmente, pudo concluirse que las variaciones normales de flujo de la alimentación no influyen negativamente en el desempeño del reactor UASB. En Cali se encontró que las variaciones diurnas de flujo de agua residual municipal no redujeron la eficacia del reactor UASB, inclusive, se observó que con flujos 1.5 veces mayores al flujo promedio diurno, el reactor UASB trabajaba mejor que con flujos constantes. Esto puede explicarse por la mayor movilidad que adquiere la cama de lodos, que a su vez estimula un mayor contacto entre las bacterias y el sustrato.

### **2.5.4. Temperatura**

Adicionalmente al efecto que la temperatura, junto con el TRH, tienen sobre las eficacias de remoción de materia orgánica y que se discutió en la sección 2.5.1. de este capítulo, en

el trabajo realizado con los mismos reactores UASB en el intervalo de temperaturas de 20 - 25 °C y a las cargas manejadas, no existe ninguna otra observación sobre alguna influencia significativa de la temperatura en el funcionamiento de los reactores UASB. Sin embargo, resultados obtenidos por De Man y Van der Last (Lettinga, 1994) a temperaturas por debajo de los 18 y 16 °C, muestran que la eficacia y tasa de remoción decrecen significativamente. Para evitar disminuciones grandes en las eficacias de tratamiento debe diseñarse y operarse los reactores con TRH mayores (no más allá de 10 h) (De Man *et al.*, 1988). Es importante tener en cuenta estas consideraciones sobre el efecto de la temperatura en el tratamiento, ya que pueden orientar en el diseño y en la operación de los reactores UASB que tratan efluentes municipales.

### **2.5.5. Expansión de la cama de lodos anaerobios**

La expansión de la cama de lodos en el reactor UASB depende de la velocidad ascendente del flujo, de la tasa de producción de biogás y de la uniforme distribución de la alimentación, tanto en número de puntos como en su localización, en el fondo del reactor. Una forma de provocar un mayor contacto entre las bacterias y la materia orgánica es precisamente por medio de la expansión de los lodos. Este es un aspecto de suma importancia en la operación de un reactor UASB que trata aguas residuales municipales, ya que por ser estas aguas diluidas en materia orgánica y , por tanto, presentar poca producción de biogás, es prioritario propiciar el mayor contacto posible entre las bacterias y su sustrato.

Otra manera de aumentar la expansión de los lodos consiste en la recirculación del efluente; no obstante, esta opción puede no ser aplicable en el tratamiento de aguas residuales municipales, ya que la recirculación del efluente diluiría la alimentación y por ser este tipo de aguas inherentemente diluidas, en lugar de favorecerse la digestión, se dificultaría.

En un reactor UASB que trate aguas residuales municipales o domésticas, la cama de lodos no estará formada sólo por lodos granulares, sino también por lodos floculentos. Los lodos con mayor capacidad de sedimentación se encontrarán en una capa gruesa y relativamente concentrada en la parte inferior de la cama (aproximadamente hasta 1 m de altura), mientras que en la capa superior se acumulará una capa de lodos floculentos más diluida. Este comportamiento de la cama de lodos es una característica de un adecuado funcionamiento del reactor.

Con anterioridad se mencionó que el TRH y la velocidad ascendente son determinantes en la buena operación del reactor y tienen además efectos en la expansión de la cama de lodos. Estas variables están también relacionadas con las cargas hidráulicas que se apliquen al sistema ( carga hidráulica =  $Q/a = V/TRH \cdot a$  en donde  $Q$  = flujo,  $a$  = área de

flujo,  $V$  = volumen del reactor). Así, si se opera el reactor con velocidades ascendentes grandes (TRH pequeños y flujos grandes), la carga hidráulica será alta y se propiciará una gran expansión de la cama, y viceversa. Es por esto que se plantea como criterio de operación que la contracción y expansión de la cama depende de la variación de la carga hidráulica.

De la operación de los reactores UASB en las plantas a nivel piloto y a escala real se ha observado que la expansión se da más lentamente que la contracción de la cama de lodos y si la expansión de la cama va más arriba de los separadores GSL, no se tienen incrementos muy grandes de la concentración de SS en el efluente (Lettinga, 1992).

Se ha observado que las características de sedimentabilidad de los lodos pueden variar con el solo hecho de cambiar el agua residual alimentada. El reactor de Cali se alimentó durante 3 años y medio con agua residual municipal del colector de Cañaveralejo, pero al finalizar este período se cambió la alimentación por las aguas del colector Central, que, como ya se mencionó, eran aguas residuales municipales mezcladas con industriales. Posteriormente al cambio del influente, las características de sedimentabilidad del lodo se vieron afectadas negativamente, no obstante el desempeño del sistema permaneció siendo satisfactorio (Frijins y Lettinga, 1993). Estos mismos autores afirman que la sedimentabilidad de los lodos se debe al cambio de las características del agua residual, pero las causas principales no se han especificado. En el reactor UASB de São Paulo, la sedimentabilidad del lodo era buena ( $IVL=30 \text{ mL/g}$ ), aunque no se llegó a formar lodo granular (Vieira, 1988). Posiblemente esta observación puede encontrar explicación en las mismas características del agua residual.

#### 2.5.6. Cargas orgánicas

Por carga orgánica aplicada a un reactor UASB se entiende el flujo másico orgánico expresado como DQO, DBO y SST que se alimenta por unidad de volumen de reactor ( $\text{DQO influente/TRH} \cdot V$  ;  $\text{kg DQO/m}^3\text{d}$ ). El concepto de carga orgánica puede aplicarse también a la cantidad de materia orgánica removida de la fase líquida, conocida como tasa de remoción de materia orgánica ( $(\text{DQO influente} - \text{DQO efluente sedimentado})/\text{TRH} \cdot V$ ;  $\text{kg DQO/m}^3\text{d}$ ) o a la cantidad de materia orgánica digerida y convertida a metano y que no está presente en las fases líquida ni en la sólida (tasa de digestión de materia orgánica;  $(\text{DQO influente} - \text{DQO efluente})/\text{m}^3\text{d}$ ).

De las ecuaciones que definen las carga y tasas de remoción orgánicas puede deducirse la relación entre éstas y el TRH. En general, al aumentar el TRH, la carga y tasas orgánicas disminuyen y es de esperarse que las tasas de remoción sean menores que las cargas aplicadas.

En la tabla 4.15. se muestran los valores de las cargas aplicadas y tasas de remoción de DQO y DBO para TRH en el intervalo de 4 - 6 h de los 5 reactores UASB de las plantas que se han estudiado.

En el Pedregal las cargas orgánicas aplicadas fueron mayores a las de los otros reactores, obviamente, por las concentraciones mayores del influente. Este mismo comportamiento se observó en las tasas de remoción, lo que lleva a pensar que un influente más concentrado permite una mayor remoción de materia orgánica. Respecto a los otros reactores, puede decirse que las cargas aplicadas son similares en orden de magnitud a las aplicadas en los procesos de lodos activados de alta tasa (1 - 2 kg DQO/m<sup>3</sup>d y 0.5 - 1 kg DBO/m<sup>3</sup>d) (Van Haandel y Lettinga, 1994), lo que reafirma el por qué el reactor UASB se clasifica dentro de los procesos de tratamiento de aguas residuales de alta tasa. Una carga orgánica de 1.0-2.0 kg DQO/m<sup>3</sup>d se consideraría adecuada.

**Tabla 4.15. Datos sobre la operación en estado estacionario de los reactores UASB de las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales**

Reactor	TRH	Carga de DQO aplicada (kg/m <sup>3</sup> d)	Carga de DBO aplicada (kg/m <sup>3</sup> d)	Tasa de remoción de DQO (kg/m <sup>3</sup> d)	Tasa de remoción de DBO (kg/m <sup>3</sup> d)	Presencia de capas de natas
Cali	4 h	2.19	0.82	1.36	0.60	12.5 cm por año (limpieza cada dos años)
	6 h	1.28	0.64	0.83	0.52	
São Paulo	4.4	2.18	0.99	1.16	0.38	
	5	1.88	0.96	0.60	0.41	
	5.1	1.44	0.93	0.90	0.66	
	6.1	0.74	0.41	0.41	0.24	
Pedregal	4	~5	~3.2	~3.5	~2.5	4 a 6 cm presentes casi todo el tiempo de operación
	6	~3	~2	~2	~1.5	
Bucaramanga	5	2.86	0.56	2.05	0.45	
Kampur	6	1.81	0.64	1.15	0.44	35 cm desarrollada en 6 meses

**4.2.5.7. Vertedores triangulares laterales en las canaletas del efluente**

Previamente se indicó que en el diseño de las canaletas que conducen el efluente del reactor UASB puede considerarse la inclusión de vertedores triangulares que ayuden a retener las natas que se forman en la superficie de agua del reactor. La formación de esta capa de nata es común en los reactores UASB y algunos de sus componentes son los lodos anaerobios activos, lípidos y materiales fibrosos.

Dependiendo de cómo sea descargado el efluente, la capa de natas se acumulará en la superficie del reactor o tenderá a salir con el mismo efluente. La operación de los reactores UASB que tratan aguas residuales municipales indica que con un sistema de descarga del efluente que consista en tubos colocados por debajo de la superficie del líquido, el efluente queda libre de materia acumulada en esta capa. Sin embargo, cuando se emplean canaletas para descargar el efluente, la capa de natas tiende a salir por dichas canaletas. Para evitar esta situación se colocan mamparas laterales.

Fue en la planta de Kampur en donde se evaluó la calidad del efluente cuando el reactor se operó con y sin mamparas. Los resultados obtenidos respecto a la remoción de DQO y DBO se exponen en la tabla 4.13. Se observa que es poca la mejoría en la remoción.

De todo esto y de la experiencia de operación de los reactores UASB (Van Haandel y Lettinga, 1994), puede concluirse que la formación de una pequeña capa de natas sobre la superficie del reactor y en la intercara gas - líquido de los separadores GSL es ineludible, por lo que su remoción periódica será necesaria. Esta remoción deberá realizarse con base en la acumulación observada, ya que depende de las características del agua residual manejada. Por ejemplo, un agua residual doméstica con un mayor contenido de grasas que reciba un pobre pretratamiento para eliminarlas, causará una acumulación mayor de materia en esta capa. En la tabla 4.15. pueden revisarse el grosor de las capas formadas y el tiempo en que éstas se formaron en algunos de los reactores estudiados.

#### **2.5.8. Concentración de lodo anaerobio en el reactor UASB**

La concentración de lodo en la cama del reactor UASB depende, en parte, de los TRH. En perfiles de concentración de lodos en la cama del reactor UASB de Pedregal, se observó que a TRH relativamente grandes (>5.6 H), la concentración de lodos en el fondo del reactor era alta, pero disminuía abruptamente con la altura. A TRH cortos (<3 h), la disminución de la concentración de lodos con la altura del reactor era más gradual (Van Haandel y Lettinga, 1994).

Respecto a la composición de los lodos, medida como contenido de SSV y SST, en la tabla 4.16. se presentan estos valores para los TRH indicados. En este caso es fácilmente deducible que el TRH no ejerció ninguna influencia significativa en la composición del lodo, medida con estos parámetros, ya que los valores de concentración sufren pocas variaciones. De la misma tabla 4.16. salta a la vista que las concentraciones de SST en los lodos de los reactores de Cali y Kampur son las mayores. Van Haandel y Lettinga (1994) atribuyen las mayores concentraciones de SST a la presencia de una mayor cantidad de materia inorgánica en las aguas residuales municipales de estas dos plantas, como arena y grava, en comparación con las del influente de Pedregal. Dentro de ciertos límites, estos materiales minerales pueden ayudar a mejorar la sedimentabilidad de los lodos y, por

ende, a aumentar su concentración en el reactor. Las diferencias de concentraciones pueden corroborarse con las fracciones de SSV presentes en los lodos. (Tabla 4.16.). Se observa que las fracciones de SSV de los lodos de Cali y Kampur son casi dobladas por las de los lodos de Pedregal, lo que indica la mayor presencia de minerales en el primer caso.

**Tabla 4.16. Datos sobre la operación en estado estacionario de los reactores UASB de las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales**

Reactor	TRH	Velocidad ascendente (m/h)	Concentración promedio de lodo en reactor (g SST/L)	Composición del lodo (g SSV/g SST)	Temperatura del agua
Cali	4 - 8 h	0.5 - 1	25 - 30 máx. 31 - 39	0.35 - 0.45	25 °C
São Paulo	4 - 14 h	0.4 - 1.5	2 - 8		20-22 °C
Pedregal	3 h	1	17.8	0.68	25 °C
	5.6 h	0.71	19.6	0.55	
	7.2 h	0.56	20.2	0.56	
Kampur	6 h	0.83	25 - 35	0.30 - 0.40	20-23 °C

**Tabla 4.16. Continuación**

Reactor	TRH	Producción específica de lodo respecto a DQO aplicada		Producción específica de lodo respecto a DQO digerida	
		(g SST/g DQO)	(g SSV/g DQO)	(g SST/g DQO)	(g SSV/g DQO)
Cali	4 - 8 h	0.20	0.07	0.3	0.11
São Paulo	4 - 14 h	0.20	-	0.29	-
Pedregal	3 h	~0.18	~0.12	~0.35	~0.19
	5.6 h	~0.18	~0.10	~0.3	~0.2
	7.2 h	~0.16	~0.075	~0.2	~0.14
Kampur	6 h	0.27	0.10	0.39	0.14

**Tabla 4.16. Continuación**

Reactor	Producción de lodo en exceso	
Cali	0.1 kg DQO/kg DQO inf Máx. 0.25 kg DQO/Kg DQO inf.	0.4-0.6 kg SST/kgSST inf. (0.06-0.1 kg SST/m <sup>3</sup> )
São Paulo		(0.045-0.06 kg SST/m <sup>3</sup> de agua tratada)
Kampur		0.4 kg SST/kgSST inf (0.2 kg SST/m <sup>3</sup> de agua tratada)

### 2.5.9. Producción de lodo anaerobio

La producción específica de lodos en exceso, medida como la proporción entre la masa de SST o SSV producidos en exceso y la materia orgánica del influente expresada como DQO, DBO o SST, se calcula con la ayuda de un balance de masa de los lodos en el reactor (lodos en exceso=lodos sedimentables en el efluente + lodos descargados directamente de la cama del reactor).

Los resultados principales obtenidos de la operación de los reactores UASB que tratan aguas residuales municipales y domésticas, con relación a la producción de lodos en exceso, son:

- La producción de lodo se ve afectada por el TRH aplicado: a TRH relativamente grandes (> 3 h para el caso de Pedregal), la producción de lodo disminuye gradualmente. De manera contraria, a TRH pequeños, esta producción se incrementa. Esto puede encontrar explicación en el hecho de que a menores TRH, puede aumentarse el lavado de lodos, que una vez sedimentados fuera del sedimentador, se cuantifican como parte de los lodos producidos en exceso. También hay que considerar que la producción específica de lodos puede aumentar más allá de lo esperado por generación biológica, ya que el atrapamiento de sólidos poco biodegradables provenientes del influente incrementa la masa de la cama de lodos.
- Producción específica teórica de lodos en exceso (Van Haandel y Lettinga, 1994)

Valor mínimo por fermentación metanogénica solamente	0.03 g SSV/g DQO
Valor máximo por fermentación acidogénica y metanogénica	0.18 g SSV/g DQO

Las producciones específicas de lodo para los reactores UASB en estudio se enlistan en la tabla 4.16. Si se comparan estos valores, que en promedio son 0.08 g SSV/g DQO aplicada y 0.11 g SSV/g DQO digerida, con los valores teóricos, se observa que ambos están dentro del intervalo de mínima y máxima producción por degradación biológica anaerobia, lo que indica que a los TRH manejados (> 4 h), el contenido de compuestos no biodegradables de los lodos es bajo, ya que de otra manera se esperarían tener producciones mayores de lodo. No obstante esto, el contenido mineral de los lodos varía dependiendo del agua residual, lo cual puede observarse en las diferencias de composición de los mismos. En la misma tabla 4.16. puede apreciarse,

para el reactor de Cali, la producción de lodos en exceso, expresada en términos de DQO o SST por DQO en el influente

Un aspecto importante de las características del lodo en exceso producido, específicamente en la planta de Cali, es que tenía un bajo contenido de nitrógeno, de fósforo en forma de  $P_2O_5$  y de potasio ( $K_2O$ ) (0.9%, 2.1% y 0.4%, respectivamente), comparado con abono artificial (8% N, 8%  $P_2O_5$  y 8%  $K_2O$ ), por lo que el valor de este lodo como abono no es significativo. Sin embargo, tiene un gran valor para el mejoramiento de suelos, previa desinfección. Inclusive, en el mismo lodo del reactor de Cali, las cantidades de Cr, Co, Ni y Pb acumulados fueron muy pequeñas: 168, 306, 45 y 160 mg/kg SST, respectivamente, lo que hace factible su utilización en esta última opción (Kooijmans, 1985).

#### **2.5.10. Carga de materia orgánica por unidad másica de lodo presente en el reactor**

La carga orgánica por unidad másica de lodo está definida como la relación de la carga orgánica aplicada (tasa de remoción) entre la masa de lodo presente en el reactor (kg DQO/kg SST d ó kg SSV d). Este parámetro representa la cantidad de materia orgánica aplicada, removida o digerida por unidad de lodo presente en el reactor por unidad de tiempo.

En relación a estos parámetros de operación se ha encontrado que las tasas de digestión tienden a incrementarse a medida que disminuye el TRH, debido a que aumenta la carga orgánica aplicada. El hecho de que la tasa de remoción disminuya al aumentar el TRH, sugiere que el lodo tiene una capacidad de remoción de materia orgánica determinada y que a TRH muy grandes (> 4 - 6 h), ésta está siendo subutilizada, porque se le proporciona al lodo menor cantidad de sustrato que la que es capaz de degradar. Sin embargo, a TRH muy pequeños (<3 h), condiciones en las cuales la carga aplicada aumenta, la tasa de remoción disminuye, lo que ahora indica que el lodo es sobrecargado con sustrato.

#### **2.5.11. Actividad metanogénica específica y estabilidad de los lodos**

La actividad metanogénica específica, que se define de la misma forma que la tasa digerida (kg DQO/kg SSV d), mide la capacidad de degradación y conversión de materia orgánica a metano por parte del lodo anaerobio presente en el reactor.

En varios reactores UASB (Pedregal, Cali, Kampur) se determinó experimentalmente si los valores de tasa de digestión del reactor, medida como kg DQO digerida/kg SSV d, correspondían a una actividad metanogénica baja inherente al lodo o a un bajo suministro de materia orgánica, debido esto último a altos TRH (Van Haandel y Lettinga, 1994). Se

evaluó, entonces, la tasa máxima de digestión, para lo cual se incubó una muestra de lodo sin limitación de sustrato. Los resultados obtenidos demostraron que en el caso de Pedregal en un intervalo de TRH bajos (2.1 - 3 h), las tasas de digestión medidas en el reactor coincidían con las tasas máximas de digestión a esos TRH (0.25 - 0.35 g CH<sub>4</sub>-DQO/g SSV d), de lo cual se concluye que en el reactor estaba digiriéndose la máxima cantidad de materia orgánica sin límite de sustrato. Sin embargo, para TRH mayores a 4 h, la tasa de digestión descendió en el reactor UASB y los valores de estas tasas están por debajo de las tasas máximas de digestión. Esta última situación se observó también en otros reactores UASB (ver tabla 4.17., actividad metanogénica específica).

**Tabla 4.17. Datos sobre la operación en estado estacionario de los reactores UASB de las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales**

Reactor	TRH	Carga aplicada (kg DQO/ m <sup>3</sup> d)	Carga aplicada por unidad másica de lodo (g DQO/g SST d)
Cali	4 - 8 h	0.07 - 4.0	0.03 - 0.16
São Paulo	5 - 14 h	0.9 - 2.2	
Pedregal	4 h	~5	~0.3
	6 h	~3	~0.15
Kampur	6 h	1.81	0.05 - 0.07

**Tabla 4.17. Continuación**

Reactor	Actividad metanogénica específica o tasa de digestión (g CH <sub>4</sub> - DQO/g SSV d)		Estabilidad del lodo (mL CH <sub>4</sub> /g SSV)	Edad del lodo (días)		Contenido de cenizas en el lodo
	Operación	Máxima		TRH		
Cali	0.02 - 0.10	0.08 - 0.30	20 - 50	30 - 150		55-65 %
São Paulo	0.07 - 0.19	-	-	-		
Pedregal * Para TRH 4-17 h	0.09 - 0.025*	0.28 - 0.35*	40	TRH		
				3.0 h	14.8	
				5.6 h	37.5	
7.2 h	46.1					
Kampur	0.06	0.20 (lab.) 0.06 ( <i>in situ</i> )	65	50 - 70		60-70 %

De la información presentada en los dos últimos incisos debe resaltarse la importancia del TRH en la operación del reactor UASB que trata efluentes municipales o domésticos, ya que este parámetro influye fuertemente en la remoción de materia y calidad del efluente. En este momento podrá surgir el interrogante de por qué operar y diseñar los reactores UASB que traten efluentes municipales a TRH de 4 a 6 h, si se tienen tasas de digestión

menores que a TRH más bajos. No obstante esto, de los datos que se han presentado, se tiene que las eficacias de remoción de DQO y DBO son mayores a TRH de 4 a 6 h. (ver remoción de DQO y DBO en 4.2.5.2.), lo que da preferencia a operar los reactores UASB en este intervalo de tiempo de retención hidráulica, aunque las tasas de digestión comiencen a descender.

La estabilidad del lodo anaerobio puede evaluarse con la producción de metano por unidad másica de lodo ( $\text{mL CH}_4/\text{g SSV}$ ), por medio de la obtención de muestras y su posterior incubación (Van Haandel y Lettinga, 1994). Por los resultados obtenidos, se concluye que la estabilidad de los lodos dependen de TRH. Entre mayor sea el TRH, menor es la producción de metano por unidad másica de SSV, debido a que disminuye la tasa de digestión. Respecto al contenido de SSV de los lodos, en el caso de Pedregal, a TRH de 7.2 a 17 h, se encontró que sólo el 7 % del lodo era biodegradable. Para TRH de 2.6 h aproximadamente, el 19 % de los lodos fue biodegradable (Van Haandel y Lettinga, 1994), lo que presupone una mayor carga de materia orgánica biodegradable. Datos sobre la estabilidad del lodo de otros reactores UASB se presentan en la tabla 4.17. Van Haandel y Lettinga (1994) también sustentan que un lodo estable es aquel que presenta una alta actividad, medida como producción de metano por unidad másica de SSV, y una baja fracción de materia biodegradable. En el reactor de Cali el contenido promedio de cenizas en el lodo fue de 55-65 %, lo que indica una alta estabilidad del lodos. Esta buena estabilidad también pudo comprobarse en otros reactores, como el de Kampur (Draaijer *et al.*, 1992).

Un aspecto importante, que orienta sobre la facilidad del manejo de los lodos producidos en exceso, es el secado de lodos. Para los lodos de varios de los reactores aquí analizados, fue suficiente 7 días de secado para obtener un lodos con buenas características. A los lodos del reactor de Cali, aplicados en las camas de secado a una razón de  $20 \text{ kg SST}/\text{m}^2$ , se les redujo el contenido de agua hasta llevarlos a  $35-40 \% \pm 10$  % de sólidos totales en siete días (Van Haandel y Lettinga, 1994). En Kampur, en 6 días de secado en lecho de lodos se alcanzó una concentración de  $300-500 \text{ g SST}/\text{kg}$  (Draaijer 1992). Los lodos de la planta de Bucaramanga, con 8 % de sólidos secos, distribuidos en lechos de 25 cm de espesor aumentaban su concentración de sólidos secos a 80 % en 7 días (Schellinkhout y Collazos, 1992).

### **2.5.12. Edad del lodo**

Otro parámetro importante a considerar en la operación de un reactor UASB en general, es la edad del lodo, que indica el tiempo promedio de permanencia del lodo en el reactor. La edad del lodo, también conocida como tiempo de retención de sólidos, se calcula con el cociente de la concentración promedio de lodo en el reactor ( $\text{g SST}/\text{L}$ ) y la tasa de producción de lodo en exceso en estado estacionario ( $\text{g SST}/\text{L d}$ ), que es la suma de los

lodos descargados y los lodos sedimentados del efluente por volumen del reactor, en un periodo determinado.

La edad del lodo, al igual que la mayoría de los parámetros aquí evaluados, depende del TRH: a mayor TRH, mayor es la edad del lodo en el reactor y viceversa. Cabe mencionar que a pequeñas edades del lodo (TRH pequeños), parte de los sólidos del influente atraviesan la cama de lodos sin ser metabolizados y aparecen en el efluente después de un tiempo igual al TRH, que es mucho menor que el tiempo promedio de retención de sólidos o edad del lodo. Realmente, el lodo anaerobio de la cama del reactor UASB puede presentar tiempos de residencia mayores que la retención promedio de lodos calculado con base en mediciones de concentración de lodos en distintos niveles de la cama (Van Haandel y Lettinga, 1994). Según los resultados experimentales de McCarty (citado por Van Haandel y Lettinga, 1994), la edad mínima del lodo para operar establemente el reactor es 10 días. Se observa en la tabla 4.17. que todos los reactores UASB operaron con lodos con una edad arriba de los 10 días.

#### **2.5.13. Producción de biogás**

Van Haandel y Lettinga (1994) afirman que la liberación de biogás de un reactor UASB que trate aguas residuales municipales es baja, debido a dos causas fundamentales:

1. La concentración de materia orgánica biodegradable es baja
2. Gran parte del biogás producido permanece disuelto en la fase líquida

La relación existente entre la cantidad de biogás producido y la tasa de remoción de materia orgánica es lineal. Si no se satura de sustrato orgánico el medio de los microorganismos, mientras mayor sea la concentración de materia orgánica, mayor será la producción de biogás, y viceversa. En el caso del reactor de São Paulo, la producción de biogás fue mayor a menores TRH, lo que ilustra lo anterior ( a TRH de 4.7 se produjo en promedio 19.6 m<sup>3</sup>STP/d; a TRH de 8.4, 13.9 m<sup>3</sup>STP/d.

La concentración típica de metano en el biogás generado por tratamiento anaerobio de aguas residuales municipales o domésticas es aproximadamente de 70 - 80 %. El porcentaje restante está constituido por CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O y H<sub>2</sub>S en menor cantidad (ver tabla 4.18.). La composición del biogás puede depender del cambio de concentración de materia orgánica en el influente.

En la práctica, la pérdida de metano se encuentra entre el 20 y 50 % del total de biogás producido. La causa principal de esta situación es la gran solubilidad del metano y dióxido de carbono en la fase líquida a las condiciones de presión hidrostática del reactor. En el

reactor de Cali, el 56-63 % del metano generado era descargado en el efluente líquido del reactor.

Van Haandel y Lettinga (1994) también sostienen que en la mayoría de los casos no es económicamente ventajoso usar el biogás producido del tratamiento anaerobio de efluentes municipales o domésticos como combustible, a menos que el sistema de tratamiento sea grande. El relativamente bajo volumen de gas producido por unidad másica de materia removida, junto con la baja concentración de materia orgánica del agua residual municipal, limita la utilización del biogás, y hacen necesario que para justificar económicamente el equipo para el manejo de biogás, se traten volúmenes grandes de agua. Además, este tipo de biogás no puede emplearse como fuente de metano por ser relativamente alto su contenido de nitrógeno, que es difícil y caro de separar (Van Haandel y Lettinga, 1994).

En algunas plantas de tratamiento (Kiryama *et al.*, 1992) de aguas municipales, el biogás producido primeramente es almacenado y después utilizado como combustible de calderas para la generación de vapor, o quemado para se liberado a la atmósfera

**Tabla 4.18. Datos sobre la operación en estado estacionario de los reactores UASB de las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales**

Reactor	Concentración de N mg NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> - N/L			Concentración de P mg P total/L			Composición del biogás (% vol.)	Postratamientos
	Inf.	Efl.		Inf.	Efl.	%		
Cali	10.5 4.3 20.8	17.9 5.2 21.8	pro. Min. Máx	2.63 0.1 5.9	1.56 0.4 3.3	40 - -	CH <sub>4</sub> 70 CO <sub>2</sub> 7 N <sub>2</sub> 22 O <sub>2</sub> 1	
São Paulo	15	20	pro.	3.4	3.3	-		Cloración: 3 tanques de 240 L con TR de 20, 40 y 60 min. Dosis: 15 mg CL <sub>2</sub> /L. Ozonización: Generador de O <sub>3</sub> y 2 columnas de 208 L y 4.6 m de altura. Tiempo de contacto: 70 min, 16 mg O <sub>3</sub> /L.
Bucaramanga								Dos lagunas facultativas de 2.7 ha.
Kampur							CH <sub>4</sub> 76 CO <sub>2</sub> 5.0 N <sub>2</sub> 14-19 H <sub>2</sub> S 0.5	Se plantea la necesidad de un postratamiento

#### 2.5.14. Remoción de nitrógeno y fósforo

Como se mencionó en el apartado del arranque de los reactores UASB, la digestión anaerobia provoca que la concentración de nitrógeno y fósforo en el efluente no disminuya considerablemente con relación a la del influente. De los valores de nitrógeno amoniacal y fósforo total presentados en la tabla 4.18. se observa un aumento de la concentración de iones amonio ( $\text{NH}_4^+$ ) en el efluente, como resultado de la transformación de los compuestos orgánicos nitrogenados del influente, como la urea ( $\text{NH}_2\text{-CO-NH}_2$ ) y proteínas, que son las principales fuentes de nitrógeno de aguas residuales municipales o domésticas. Si se midiera el nitrógeno total en el influente y el efluente, no habría aumento de concentración, ya que compuestos nitrogenados insolubles y no biodegradables pueden quedar atrapados en el lodo del reactor. En el caso del fósforo, sí se observan remociones menores a 40 %, las cuales son relativamente bajas. El fósforo removido se consume en síntesis celular o es almacenado por los microorganismos para su uso posterior. Los compuestos de fósforo insolubles y no biodegradables también pueden quedar atrapados en el reactor UASB.

#### 2.5.15. Remoción de organismos patógenos

En algunas de las plantas evaluadas se analizó el efluente del reactor UASB con el objetivo de cuantificar o determinar la presencia de ciertas bacterias patógenas, virus y parásitos.

En el reactor de Pedregal se reportaron eficacias de remoción de bacterias *Escherichia coli* y huevos de helmintos de 80 y 82 %, respectivamente (Van Haandel y Lettinga, 1994). Schellinkhout y Collazos (1992) mencionan que en los reactores UASB de Bucaramanga se obtuvieron remociones de patógenos del 85 %. También en el reactor de São Paulo se evaluó la calidad del efluente respecto a estos parámetros. En la tabla 4.19. pueden apreciarse los valores encontrados para varios organismos patógenos cuantificados en este reactor.

Un amplio estudio sobre la remoción y supervivencia de organismos patógenos se llevó a cabo en el reactor de São Paulo durante un período de 357 días (1986-1987) (Tavares y Rossin, 1993). En la tabla 4.20. se presentan las concentraciones de estos organismos en el influente y efluente del reactor UASB, así como las eficacias de remoción, y en ciertos casos, disminución de unidades logarítmicas de concentración, que fueron medidas. Las conclusiones principales obtenidas de este estudio son que el reactor UASB no es efectivo para remover bacterias patógenas y virus, ya que se tienen bajas eficacias de remoción de coliformes totales, coliformes fecales, estreptococos fecales, *Clostridium perfringens*, *Salmonella* sp. y colifagos. Sin embargo, la remoción de parásitos es prácticamente total. Otro resultado importante obtenido es que las concentraciones de huevos de protozoarios.

*Clostridium perfringens* y *Salmonella* sp. en el efluente del reactor UASB dependen directamente de los valores existentes en la alimentación. Esta correlación no se observó para los demás organismos evaluados.

**Tabla 4.19. Caracterización del influente y efluente del reactor UASB de la planta de Pedregal respecto a organismos patógenos**

Organismo	Influente	Efluente	%
Coliformes totales (NMP/100 mL)	$1.1 \times 10^8$	$1.2 \times 10^7$	89
Coliformes fecales (NMP/100 mL)	$1.6 \times 10^7$	$4.1 \times 10^6$	74
Estreptococos fecales (NMP/100 mL)	$3.3 \times 10^6$	$6.9 \times 10^5$	79
<i>Clostridium perfringens</i> (NMP/100 mL)	$9.8 \times 10^4$	$3.0 \times 10^4$	69
<i>Salmonella</i> sp.	presente	presente	
Colifagos (UFP/100 mL)	$2.7 \times 10^5$	$1.1 \times 10^5$	59
Huevos de helmintos y larvas	presentes	poco comun	
Quistes de protozoarios	presentes	ausentes	

Fuente: Vieira, 1988.

**Tabla 4.20. Medianas de contenido, intervalos de variación, remoción y supervivencia de indicadores fecales y patógenos en el efluente del reactor UASB de São Paulo**

Parámetro*	Medianas (intervalo de variación)		Eficacia de remoción [§]	Supervivencia respecto al influente en muestras compuestas
	Influente	Efluente		
Coliformes totales	$1.1 \times 10^8$ ( $3.0 \times 10^7$ - $1.7 \times 10^8$ )	$1.3 \times 10^7$ ( $3.0 \times 10^6$ - $7.0 \times 10^7$ )	88.2 [0.9]	11.82
Coliformes fecales	$9.5 \times 10^6$ ( $1.3 \times 10^6$ - $8.0 \times 10^7$ )	$2.3 \times 10^5$ ( $7.0 \times 10^5$ - $2.3 \times 10^7$ )	75.8 [0.6]	24.21
Estreptococos fecales	$2.6 \times 10^6$ ( $5.0 \times 10^4$ - $1.7 \times 10^7$ )	$6.5 \times 10^5$ ( $3.0 \times 10^2$ - $2.3 \times 10^6$ )	75 [0.6]	25.00
<i>Clostridium perfringens</i>	$3.0 \times 10^4$ ( $1.1 \times 10^2$ - $7.0 \times 10^5$ )	$1.9 \times 10^4$ ( $7.0 \times 10^1$ - $2.3 \times 10^5$ )	36.7 [0.2]	63.33
<i>Salmonella</i> sp.	13.5 (0-1100)	5.5 (0-93)	59.3 [0.4]	40.74
Huevos y larvas de helmintos	4.5 (0-18)	0 (0-3)	100.0	0
Quistes de protozoarios	0 (0-13)	0 (0-0)	-	0
Colifagos	$1.8 \times 10^5$ ( $1.0 \times 10^4$ - $8.5 \times 10^5$ )	$1.0 \times 10^5$ ( $4.7 \times 10^3$ - $2.0 \times 10^5$ )	44.4 [0.3]	55.56

\*Tomados de muestras puntuales, con excepción de la supervivencia, que fue evaluada en muestras compuestas. Los valores están en NMP/100 mL, excepto huevos y larvas de helmintos y quistes de protozoarios (en N°/L) y colifagos (en UFP/100 mL). [§] Remoción en unidades  $\log_{10}$

Fuente: Tavares y Rossin, 1993a.

Las eficacias de remoción de huevos y larvas de helmintos y supervivencias de estos organismos obtenidas por Tavares y Rossin (1993a), son superiores a las reportadas por Parra (1985) y Rodríguez *et al.* (1986) (citados en Tavares y Rossin, 1993a) y que se obtuvieron en un reactor UASB similar, en Cali, Colombia. Las eficacias de remoción obtenidas por estos últimos investigadores tienen valores de 75 % de *Entamoeba histolytica*, 84 % de *Giardia lamblia*, 51 % de *Entamoeba coli* y 79.6 % de huevos de *Ascaris*. Esta se contraponen con el 100 % de remoción que se presenta en la tabla 4.20.. Es posible, que los bajos porcentajes de remoción de organismos patógenos de Cali, Colombia, en comparación con los obtenidos en São Paulo, se deban a las mayores concentraciones de estos parásitos en las aguas residuales del reactor de Cali. Mientras que en el reactor de São Paulo se observó una variación de la concentración de huevos de helmintos en el influente del reactor UASB de 0-18 huevos/L, en Cali la variación de concentración se presentó de 0 a 9000 huevos de helmintos por litro de agua residual, la cual es una cantidad enormemente mayor (Tavares y Rossin, 1993a)

Respecto a las eficacias de remoción de bacterias patógenas, los resultados que se muestran en la tabla 4.20. coinciden con los intervalos de variación de eficacias de remoción reportados por otros autores (Vieira, 1988; Parra, 1985; Rodríguez, 1986; Rodríguez *et al.*, 1986 citados en Tavares y Rossin, 1993a): 66-87 % de coliformes totales, 50-83 % de coliformes fecales, 58-71 % de *Salmonella sp.*

Otros datos importantes que pudieron concluirse de este estudio realizado (Tavares y Rossin, 1993b), se relacionan con las causas y factores que influyen la remoción de los microorganismos patógenos. Se concluyó que la temperatura es el factor que mayormente determina la supervivencia de microorganismo en el reactor UASB, y no así, el TRH. Dentro de un intervalo mesofílico de temperaturas (15-45 °C), se observó que al aumentar la temperatura, la concentración de organismos patógenos se incrementaba en el efluente. Esto encontró explicación en el hecho de que al aumentar la temperatura en el intervalo trabajado, la temperatura se aproxima al intervalo de mejor supervivencia de los microorganismos. El aumento de este parámetro más allá del intervalo mesofílico sí afecta negativamente la supervivencia de estos microorganismos. También se encontró que coliformes totales, coliformes fecales, *Salmonella sp* y los quiste de protozoarios, específicamente los de *Entamoeba coli*, presentaban poca o nula acumulación en los lodos del reactor, lo que indicó que perecían en los mismos, esto con relación a la acumulación presentada por los *Streptococos* fecales, que son más resistentes, y *Clostridium perfringens*. En el caso de esta última bacteria se cree que se reprodujo en la cama de lodos por su posible participación en el digestión anaerobia. Los colifagos se acumularon significativamente en los lodos del reactor por posible multiplicación y depredación de bacterias *Escherichia coli*, lo que también explica la disminución de estas últimas. Respecto a los huevos y larvas de helmintos, con base en la experiencia en otros

procesos de tratamiento, por las altas eficacias de remoción observadas y por la acumulación en los lodos (204.5 huevos de helmintos/L de lodo), se concluyó que la sedimentación juega el papel principal en la remoción de estos organismos en el reactor UASB y que la presencia de más sólidos suspendidos en el efluente del reactor aumenta la concentración de huevos en el mismo (Tavares y Rossin, 1993b). En la tabla 4.21. se presentan las medianas del contenido de microorganismos patógenos en los lodos de desecho del reactor UASB en el que se realizaron los estudios.

De todos los resultados y observaciones citadas arriba, puede concluirse que el reactor UASB permite una remoción de organismos patógenos, aunque muy escasa. El reactor UASB no es completamente efectivo en la remoción de bacterias y virus patógenos, pero presenta potencial de remoción de huevos de helmintos y quistes de protozoarios.

Si es necesario obtener un efluente con una mayor calidad sanitaria, debe pensarse en un postratamiento para la desinfección del efluente, que permita la obtención de un agua con el menor potencial infeccioso posible. En este caso puede pensarse en lagunas de estabilización que se sabe son efectivas en la remoción de agentes patógenos con reducciones de concentraciones cercanas a 5 unidades logarítmicas y que además pueden dar pulimento al efluente con relación al contenido de materia orgánica. También es importante considerar el tratamiento que se dará a los lodos en exceso que se produzcan.

**Tabla 4.21. Medianas del contenido organismos patógenos de los lodos anaerobios del reactor UASB de 120 m<sup>3</sup> de capacidad de la planta de São Paulo**

Parámetro	Mediana *	Número de muestras analizadas
Coliformes totales	2.7 x 10 <sup>8</sup>	4
Coliformes fecales	6.5 x 10 <sup>6</sup>	4
Estreptococos fecales	1.9 x 10 <sup>7</sup>	4
<i>Clostridium perfringens</i>	2.3 x 10 <sup>7</sup>	4
Huevos y larvas de helmintos	204.5	4
Quistes de protozoarios	8	4
Colifagos	5.5 x 10 <sup>6</sup>	4

\*Los valores están en NMP/100 mL, excepto huevos y larvas de helmintos y quistes de protozoarios ( en N°/L) y colifagos (en UFP/100 mL).

Fuente: Tavares y Rossin, 1993b.

#### **2.5.16. Generación de malos olores**

Por la generación de biogás como producto de la digestión anaerobia, el tratamiento anaerobio de aguas residuales es potencial generador de malos olores, principalmente por causa del ácido sulfhídrico.

Con base en la experiencia de operación de reactores UASB que tratan efluentes municipales (Rojas, 1994), algunos autores como Vieira y García (1992), Schellinkhout y Collazos (1992) recomiendan colocar cubiertas en el sistema de distribución del influente, en los canales del efluente y en el propio reactor UASB, y si es posible, ventilar estas áreas y darle un tratamiento al aire recolectado, por ejemplo, con un biofiltro, para reducir o eliminar las molestias generadas por los malos olores. Esto se hace prioritario en el caso de cercanía extrema con centros poblacionales.

En los lechos de secado de lodos puede presentarse emisión de malos olores en el momento de distribuir los lodos sobre los lechos, por lo que es aconsejable localizar estos lechos lo más lejos posible de casas habitación.

Por lo general, si la planta opera correctamente, la generación de olores será limitada y detectada en la misma planta, con un mínimo impacto exterior, salvo que la zona habitada colinde con la planta.

#### **2.5.17. Postratamiento del efluente del reactor UASB**

Las eficacias promedio de remoción de materia orgánica obtenidas en los reactores UASB de las plantas en análisis, cuyos valores oscilan entre 60 y 75 % en términos de DQO total y DBO total, y las eficacias de remoción de sólidos suspendidos totales de 60-75 %, hacen que las concentraciones de materia orgánica en el efluente del reactor UASB tengan valores que varían entre 100-150 mg/L para DQO total y entre 50 y 100 mg/L para la DBO total. Precisamente, Noyoia (1995) plantea que el límite inferior en la concentración de DQO remanente en el efluente, por abajo del cual ya no puede degradarse o removerse materia orgánica en un reactor UASB que trate agua residual municipal o doméstica, está entre 120 y 160 mg/L a una temperatura del agua de 18 a 26 °C.

Estos resultados, junto con las bajas remociones de organismos patógenos, hacen necesario un pulimento del efluente del reactor UASB que consiga una disminución posterior del contenido orgánico del agua, así como una desinfección mayor del efluente (Vieira, 1988; Schellinkhout y Collazos, 1992). Lo óptimo es aplicar un postratamiento que pueda lograr ambos objetivos con el menor costo posible.

La presencia de materia orgánica en bajas concentraciones en el efluente de un reactor UASB puede considerarse como un factor positivo para el mejoramiento del desempeño de procesos biológicos aerobios posteriores, ya que la digestión anaerobia si bien no permite remociones altas de DQO, si incrementa la concentración de ácidos grasos volátiles y remueve y estabiliza los sólidos suspendidos del influente, lo que indudablemente beneficia a los procesos aerobios de postratamiento.

En varios de los reactores se evaluaron diversas tecnologías para el postratamiento del efluente del reactor UASB. Así, en la planta de São Paulo, se realizaron pruebas con cloración, ozonización, filtración lenta en arena y radiación con luz ultravioleta (Vieira, 1988). En este estudio, la cloración logró una ausencia casi total de coliformes totales y fecales y de estreptococos fecales. Bacterias *Salmonella* fueron totalmente removidas. Las eficacias fueron menores en la remoción de colifagos y no hubo remoción significativa de *Clostridium perfringens* ni de materia orgánica. De la ozonización se obtuvieron "buenas" remociones de coliformes fecales, estreptococos fecales y colifagos, y una remoción total de *Salmonella* y 50 % de materia orgánica. No se observó remoción de *Clostridium perfringens*.

También con el efluente del reactor de Cali, se evaluaron algunos postratamientos, tales como filtración lenta en arena y lagunas de maduración. Los resultados indicaron un pulimento de la calidad fisicoquímica, pero no una remoción total de patógenos (Kooijmans, 1985).

Con base en resultados obtenidos en planta piloto (Schellinkhout y Collazos, 1992), para la planta "Río Frío" en Bucaramanga, se decidió seleccionar lagunas facultativas como postratamiento del efluente del reactor UASB. Las lagunas facultativas, cuyos parámetros de diseño se muestran en la tabla 4.22., permiten que todo el proceso de tratamiento funcione con remociones de materia orgánica del orden de 84-89 % de DBO total, 70-76 % de DQO total, 89 % de SST, con concentraciones promedio en el efluente de 20 mg DBO/L, 95-120 mg DQO/L y 25 mg SST/L (Schellinkhout y Osorio, 1994; Información directa de Corporación Autónoma Regional para la Defensa de la Meseta de Bucaramanga, encargados de la operación de la planta, 1996).

**Tabla 4.22. Criterios de diseño de las lagunas facultativas para el postratamiento del efluente del reactor UASB**

Parámetro	Valor
Carga DBO (kg/ha d)	550
Profundidad	1.5
Remoción esperada de DBO	50 %
TRH promedio (h)	30
Remoción esperada de DBO en todo el sistema	85 %

Fuente: Schellinkhout y Collazos, 1992.

Como opciones tecnológicas para el postratamiento del efluente del reactor UASB se han estudiado varios procesos. En la tabla 4.1. puede observarse que las lagunas facultativas o de pulimento es el tratamiento que tiene mayor aplicación entre las plantas enlistadas y en muchas otras plantas con reactores UASB (Rojas, 1994). Sin embargo, también se tienen filtros aireados y postratamientos terciarios como cloración y radiación con luz ultravioleta.

De igual forma se han utilizado filtros biológicos convencionales (Vieira, 1994). El uso de estas otras opciones de postratamiento ha tomado importancia en lugares en donde se tiene poca disponibilidad de terreno o el precio es alto.

### **2.5.18. Pretratamiento del influente del reactor UASB**

Se ha observado que en todas las plantas de tratamiento evaluadas (ver trenes de tratamiento en la tabla 4.11.), se contó con un pretratamiento de la alimentación al reactor UASB. Esto fue así, ya que es necesario eliminar basura grande, arena, grava, grasas y aceites del influente antes de que éste se alimente al reactor UASB, ya que de otra manera estos componentes del agua residual perjudicarían la operación del reactor (Cavalcanti *et al.*, 1994). Entre los efectos negativos en la operación de un reactor UASB, que podría tener la falta de un pretratamiento están (Noyola, 1994):

- Reducción de la actividad metanógena específica del lodo por la acumulación de material inerte.
- La biomasa puede adherirse a sólidos suspendidos, lo que evita la granulación y la evacuación de la biomasa con estos sólidos en el efluente.
- Las grasas y aceites pueden adsorberse sobre granos, lo que reduce la transferencia de sustrato y la formación de grumos con poca sedimentabilidad, por la acumulación de microburbujas.
- Las grasas o material menos denso provoca la flotación del lecho de lodo en forma de natas.

Un criterio para determinar la tratabilidad de un agua residual en un reactor UASB, respecto al contenido de SST, es que el agua debe tener una concentración de SST < 500 mg/L y una relación  $SST/DQO_{total} < 0.5$ . Si el agua residual no satisface estas condiciones, es recomendable entonces un pretratamiento.

Vieira y García (1992) recomiendan como un tratamiento preliminar del influente el siguiente:

- Rejillas gruesas (antes de la estación de bombeo)
- Rejillas medianas (7 a 12 mm)
- Remoción de arenas
- Remoción de grasas y aceites (reduce la formación de natas)
- Rejillas rotatorias o estáticas ( en caso de gran cantidad de fibras en la alimentación al reactor)

Este tren de pretratamiento, que de preferencia debe ser localizado antes de la estación de bombeo, podrá ser ajustado a las necesidades propias de cada caso.

### **2.5.19. Aspectos generales de operación y mantenimiento**

Aunque el reactor UASB es un proceso con un diseño no sofisticado, requiere de atención en su operación y de supervisión permanentes, así como de un mantenimiento preventivo y durante su operación.

Algunas recomendaciones a este respecto, con base en la experiencia obtenida de la operación de plantas de tratamiento con reactores UASB, son (Taller sobre Experiencias con UASB en Colombia, 1986):

- Es conveniente que la empresa encargada del proyecto de la planta dé seguimiento al funcionamiento del proceso, al menos durante un año después de su puesta en marcha. Esto minimizará los recursos humanos y económicos de operación y mantenimiento durante este período.
- La planta, en general, requiere de poco personal para su operación y mantenimiento. Sin embargo, éste debe contar con un manual de operación y mantenimiento y con una capacitación básica.
- Si se prevé una gran formación de material flotante en la intercara líquido-gas, deben instalarse boquillas aspersoras, como se indicó antes, o el diseño de la campana recolectora debe garantizar acceso para el mantenimiento interno.
- Para determinar la eficacia del tratamiento, se recomienda medir regularmente DQO (3 veces por semana), pH (diariamente) y temperatura, como mínimo ideal.
- De preferencia la descarga de lodos debe realizarse con la misma frecuencia.

### **Material de referencia**

Borzacconi, L. y López, I. (1994). Relevamiento de Reactores Anaerobios en América Latina. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". 25-28 de octubre de 1994. Montevideo, Uruguay. pp. 263 - 279.

Cavalcanti Catunda, P. F., Van Haandel, A. C. y Lettinga, G. (1994). Influence of Retention Time on the Performance of the UASB-reactor for Sewage Treatment. 7th International Symposium on Anaerobic Digestion. 23-27 de enero de 1994. Ciudad del Cabo, Sudáfrica. Oral and Posterpaper preprints. pp. 206-210.

De Man A. W. A , Rijs, G. B. J., Lettinga, G. y Van Starckenburg, W. (1988). Anaerobic Treatment of Sewage using a Granular Sludge Bed UASB-reactor. 5th International Symposium on Anaerobic Digestion. 22-26 de mayo de 1988. Boloña, Italia. Poster Papers. IAWPRC. pp. 735-738.

Draaijer, H., Maas, J. A. W., Schaapman, J. E. y Khan, A. (1992). Performance of the 5 MLD UASB Reactor for Sewage Treatment at Kanpur, India. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 25, No. 7, pp. 123-133.

Frijns, J. A. G. y Lettinga, G. (1993). Wastewater Treatment and Reuse in Developing Countries. Department of Environmental Technology. Wageningen Agricultural University.

Hashemian, S. J. I James, A. (1988). Biomass Retention in High-rate Anaerobic Reactors. 5th International Symposium on Anaerobic Digestion. 22-26 de mayo de 1988. Boloña, Italia. Poster Papers. IAWPRC. pp. 281-284.

Kiryama K., Tanaka, Y. y Mori, I. (1992). Field Test of Composite Methane Gas Production System incorporating a Membrane Module for Municipal Sewage. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 25, No 7, pp 135-141.

Kooijmans, L. (1985). Aplicación del Proceso UASB para el Tratamiento de Aguas Residuales: Experiencias y Resultados de la Planta Piloto de Cali. Seminario Latinoamericano sobre Tratamiento de Aguas Residuales, 19-23 de agosto de 1985. Cali, Colombia.

Lettinga, G. (1994). Anaerobic Treatment of Very Low Strength and Cold Industrial and Domestic Wastewaters. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". 25-28 de octubre de 1994. Montevideo, Uruguay. pp. 155 - 168.

Lettinga, G. (1992). Treatment of Raw Sewage under Tropical Conditions en "Design of Anaerobic Processes for the Treatment of Industrial and Municipal Wastes", Vol. 7, Water Quality Management Library editado por Joseph F. Malina y Frederick G. Pohland. Technomic Publishing Co. Estados Unidos. pp. 147-166.

Lettinga, G. y Hulshoff, L. W. (1992). UASB Process Design for Various Types of Wastewaters en "Design of Anaerobic Processes for the Treatment of Industrial and Municipal Wastes", Vol. 7, Water Quality Management Library editado por Joseph F. Malina and Frederick G. Pohland. Technomic Publishing Co. Estados Unidos. pp. 119-145.

Metcalf & Eddy, Inc. (1991). Wastewater Engineering. Treatment, disposal and reuse. 3ra ed., Civil Engineering Series. Mc Graw-Hill. Singapur.

Novaes, R. F. W., Rech, C. M., Figueredo, M. G. y Giaj-Levra, L. A. (1988). Bacterial Identification of Granular Sludge from Domestic Sewage UASB reactor. 5th International Symposium on Anaerobic Digestion. 22-26 de mayo de 1988. Boloña, Italia. Poster Papers. IAWPRC. pp. 61-64.

Noyola Robles, A. (1995). Reactores Anaerobios Avanzados. Apuntes del curso "Tratamiento de Aguas Residuales Municipales para cumplir con la NOM-067-ECOL-1994". Sociedad Mexicana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, A. C. y Sección Mexicana de la AIDIS, XVI Comité Ejecutivo Nacional. 10 al 14 de julio de 1995. México, D.F.

Noyola Robles, A. (1994). Diseño, Inoculación y Arranque de Reactores UASB. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". 25-28 de octubre de 1994. Montevideo, Uruguay. pp. 133 - 143.

Noyola, A. y Monroy, O. (1994). Experiencias y Perspectivas del Tratamiento Anaerobio en México. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". 25-28 de octubre de 1994. Montevideo, Uruguay. pp. 331 - 340.

Rech, C. M., Figueredo, M. G. y Vieira, S. M. M. (1994). Microbiological Analysis as an Indicator for Biodigesters Start-up. 7th International Symposium on Anaerobic Digestion. 23-27 de enero de 1994. Ciudad del Cabo, Sudáfrica. Oral and Posterpaper preprints. pp. 66-69.

Rojas Chacón, O. (1994). Aplicación de Tecnologías de Tratamiento Anaerobio para la Depuración de Aguas Residuales. Experiencias en Colombia. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". 25-28 de octubre de 1994. Montevideo, Uruguay. pp. 303 - 317.

Schellinkhout, A. y Collazos, C. J. (1992). Full-scale Application of the UASB Technology for Sewage Treatment. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 25, No. 7, pp. 159-166.

Schellinkhout y Osorio, (1994). Long-term Experience with the UASB Technology for Sewage Treatment on Large Scale. 7th International Symposium on Anaerobic Digestion. 23-27 de enero de 1994. Ciudad del Cabo, Sudáfrica. Oral and Posterpaper preprints. pp. 251-252.

Schellinkhout, A., Jakma, F. F. G. M. y Forero, G. E. (1988). Sewage Treatment: the anaerobic way is advancing in Colombia. 5th International Symposium on Anaerobic Digestion. 22-26 de mayo de 1988. Boloña, Italia. Poster Papers. IAWPRC. pp. 767-770.

Smith, J. M. (1981). Chemical Engineering Kinetics. 3a. ed., Chemical Engineering Series, Mc Graw-Hill. Singapur.

Souza, M. E. I Vieira, S. M. M. (1986). Uso do Reator UASB para tratamento de esgoto sanitário. En "Encontro Estadual de Especialistas em Digestão Anaeróbia". Septiembre de 1985. CETESB. São Paulo, Brasil.

Taller sobre Experiencias con UASB en Colombia (1986). Memorias. Universidad del Valle, Facultad de Ingeniería. 13-14 de marzo de 1986. Santiago de Cali, Colombia. pp. 13-19.

Tavares Gasi, T. M. y Rossin, A. C. (1993a). Remoção de microrganismos indicadores e patogênicos em reator UASB operando com esgotos domésticos. 17º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental. 19-23 de septiembre de 1993. Natal, RN.

Tavares Gasi, T. M. y Rossin, A. C. (1993b). Fatores que Influenciam a remoção de microrganismos em reator UASB. 17º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental. 19-23 de septiembre de 1993. Natal, RN.

Urbini, G., Collivignarelli, C. Farneti, A., Bassetti, A. y Barbaresi, U. (1988). Pilot Experimentation of Advanced Biotechnology for Anaerobic-aerobic Treatment of Domestic Wastewater. 5th International Symposium on Anaerobic Digestion. 22-26 de mayo de 1988. Boloña, Italia. Poster Papers. IAWPRC. pp. 771-776.

Van Haandel, A. C. y Lettinga, G. (1994). Anaerobic Sewage Treatment. A practical guide for regions with a hot climate. John Wiley and sons. Gran Bretaña.

Van Velsen, A. F. M. y Wildshut, L. R. (1988). Anaerobic Treatment of Domestic Sewage. 5th International Symposium on Anaerobic Digestion. 22-26 de mayo de 1988. Boloña, Italia. Poster Papers. IAWPRC. pp. 781-784.

Verstreete, W. (1991). Anaerobic Treatment of Effluents: State of the Art in Europe. *Med. Fac. Landbouww, Rijksuniv. Gent*, 56/1. pp. 97-111.

Vieira, S. M. M. (1988). Anaerobic Treatment of Domestic Sewage in Brazil - Research Results and Full-scale Experience. Anaerobic Digestion, 1988. 5th International Symposium on Anaerobic Digestion. 22-26 de mayo de 1988. Boloña, Italia. IAWPRC. pp. 185-195.

Vieira, S. M. M. (1994). Experiência e Perspectivas do Tratamento Anaeróbio de Esgotos Sanitários no Brasil. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". 25-28 de octubre de 1994. Montevideo, Uruguay. pp. 293 - 301.

Vieira, S. M. M. y García, A. D. (1992). Sewage Treatment by UASB-reactor Operation Results and Recommendations for Design and Utilization. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 25, No. 7, pp.143-157.

Viñas, M. (1994). Criterios de Diseño y Escalado de Reactores Anaerobios. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". 25-28 de octubre de 1994. Montevideo, Uruguay. pp. 111-123.

*Water Quality International* (1995). News. No 3. IAWQ. pp. 8

---

# CAPÍTULO V

---

## **Postratamiento de Efluentes de Reactores UASB que Tratan Aguas Residuales Municipales**

### **1. Necesidad del postratamiento**

Como se ha señalado con anterioridad en este trabajo y así como lo han hecho resaltar varios investigadores (Ødegaard, 1992; Sanz y Fernández-Polanco, 1988; Sousa y Foresti, 1994, entre otros), el agua residual municipal tratada anaerobiamente y específicamente con reactores UASB, requiere de una depuración posterior para lograr un efluente de mayor calidad.

La necesidad del postratamiento del efluente de un reactor UASB que trate aguas residuales municipales está determinada, fundamentalmente, por los parámetros de calidad de efluentes que la legislación contemple como los mínimos requeridos para descargas de aguas residuales de origen municipal en la red de alcantarillado, en cuerpos de agua o para un uso determinado, como riego de cultivos. En el caso de México, la ley que debe cumplirse en relación a la descarga de aguas residuales a cuerpos receptores provenientes de los sistemas de alcantarillado o drenaje municipal es la NOM-067-ECOL-1994 (ver tabla 5.1.). Las NOM-CCA-032-ECOL/1993 y NOM-CCA-033-ECOL/1993 establecen las condiciones que debe cumplir el agua residual tratada para ser usada en riego. Aunque todas las normas relativas al control de la contaminación del agua se encuentran en modificación, en relación a la DBO<sub>5</sub> y SST, la NOM 032/93 establece límites máximos de 120 mg/L en ambos casos. La NOM- 033 se aboca al control bacteriológico de las aguas utilizadas en riego. Las restricciones de esta norma sobre el contenido de organismos patógenos y coliformes se apoyan en las recomendaciones de la Agencia de Protección Ambiental de Estados Unidos (EPA) y de la Organización Mundial de la Salud (OMS). La OMS establece que el agua residual tratada, que será utilizada para riego de cultivos, parques públicos y campos deportivos, debe tener no más de 1 huevo de helmintos por litro y no más de 1000 coliformes fecales por 100 mL (WHO, 1989, citado en

---

Dixo *et al.*, 1995). Debe tenerse presente que estas NOM aquí citadas, serán sustituidas por tres NOM: NOM-001-ECOL-1996, NOM-002-ECOL-1996 y NOM-003-ECOL-1996, que como se mencionó en el primer capítulo, se enfocarán hacia las necesidades del cuerpo receptor y hacia el impacto global de la descarga del agua residual.

**Tabla 5.1. Especificaciones con las que deben cumplir las descargas provenientes de los sistemas de alcantarillado o drenaje municipal, según la NOM-067-ECOL-1994.**

<b>Para centros poblacionales de hasta 80 000 habitantes</b>		
<b>Parámetro</b>	<b>Límites Máximos Permisibles</b>	
pH (unidades de pH)	6-9	6-9
Sólidos suspendidos totales (mg/L)	100	150
Grasas y aceites (mg/L)	20	30
Sólidos sedimentables (mL/L)	1.0	2.0
Demanda bioquímica de oxígeno (mg/L)	100	150
Demanda química de oxígeno (mg/L)	200	250
Sustancias activas al azul de metileno (mg/L)	5	8
<b>Para centros poblacionales mayores de 80 000 habitantes</b>		
<b>Parámetro</b>	<b>Límites Máximos Permisibles</b>	
pH (unidades de pH)	6-9	6-9
Sólidos suspendidos totales (mg/L)	50	80
Grasas y aceites (mg/L)	10	20
Sólidos sedimentables (mL/L)	1.0	1.2
Demanda bioquímica de oxígeno (mg/L)	50	80
Demanda química de oxígeno (mg/L)	100	160
Sustancias activas al azul de metileno (mg/L)	5	8

Fuente: Diario Oficial, 1995.

De los valores de la tabla 5.1 y de los valores de DQO, DBO y SST que reportan las experiencias de tratamiento de aguas residuales municipales en los efluentes de los reactores UASB (capítulo 4), y que varían entre 100-150 mg/L para DQO, 50-100 mg/L para DBO<sub>5</sub> y 50-300 mg/L para SST, puede concluirse que el reactor UASB es capaz de alcanzar estos valores, principalmente en lo que concierne a DQO y DBO<sub>5</sub>, pero un proceso de depuración aseguraría definitivamente y por debajo de los límites de las normas, las concentraciones de estos parámetros.

Los procesos anaerobios no son los únicos que requieren el uso de otros procesos de depuración del efluente para lograr una mejor calidad del agua residual. Los procesos biológicos aerobios también lo requieren, principalmente como clarificadores secundarios o sedimentadores y procesos unitarios de desinfección.

Las principales razones por las cuales el efluente de un reactor UASB puede requerir de un postratamiento son:

- Remoción de materia orgánica remanente, en forma de DQO y DBO, aún presente en el efluente, debido a que la digestión anaerobia tiene un límite de remoción que depende, básicamente, de la cinética de degradación.
- Remoción de nutrientes (N y P), ya que la digestión anaerobia tiene bajos requerimientos de nutrientes y prácticamente no remueve la concentración de nitrógeno, y remueve muy limitadamente el fósforo. Esta remoción, sin embargo, puede no ser necesaria, ya que si el agua será usada para riego, la presencia de estos elementos en el agua pueden ser muy valiosos como nutrientes de las plantas.
- Remoción de organismos patógenos, debido a que el reactor UASB no es eficiente en la remoción de bacterias y virus patógenos, aunque sí tiene capacidad de remoción de huevos y quistes de protozoarios, pero con un postratamiento se aseguraría una remoción cercana al 100 %.
- Remoción de sólidos sedimentables que hayan permanecido en el efluente o que se hayan descargado en una desestabilización del reactor.

Cabe señalar que si el desempeño del reactor UASB es muy bueno, el efluente tendrá bajas concentraciones de DBO<sub>5</sub> y SST, por lo que el postratamiento deberá enfocarse a la reducción de los otros parámetros.

Todos estos hechos pueden hacer que el tratamiento de efluentes municipales con reactores UASB también sea visto como un pretratamiento de otro proceso. Aunque en este sentido, el reactor UASB desempeñaría un papel tan importante como la otra unidad de depuración.

## 2. Procesos empleados en el postratamiento

Las características del efluente de un reactor UASB que trata aguas residuales municipales y que mayor justificación pueden dar para su postratamiento son:

- Sólidos suspendidos
- Materia orgánica en forma de DQO y DBO<sub>5</sub>
- Nitrógeno total y amoniacal
- Fósforo total
- Olor y color

En la tabla 5.2. se muestran algunos procesos que pueden emplearse como postratamiento de efluentes de procesos anaerobios (sin considerar procesos naturales construidos), en general.

**Tabla 5.2. Algunos procesos útiles en el postratamiento de efluentes pretratados anaerobiamente**

Remoción de	Método de tratamiento	Proceso unitario
SS	Separación sólido-líquida	Sedimentación, flotación, filtración en lecho profundo, filtración por membranas
DBO/DQO	tratamiento biológico aerobio	Lodos activados, filtro biológico, lecho fluidificado
N-NH <sub>4</sub>	tratamiento biológico aerobio	Nitrificación en lodos activados, filtro biológico, lecho fluidificado
N total	Tratamiento aerobio/anóxico	Desnitrificación en lodos activados, biofiltro, lecho fluidificado
	Tratamiento fisicoquímico	Ósmosis inversa, desorción
P total	Tratamiento fisicoquímico	Precipitación
	Tratamiento anaerobio/aerobio	Lodos activados
Olor	Oxidación biológica	Oxidación con sulfuro
	Oxidación química	Ozonización/cloración
Color	Tratamiento fisicoquímico Oxidación química	Coagulación, filtración por membranas, ozonización

Fuente: Ødegaard, 1992.

Un proceso que, aunque no enlistado en esta tabla, tiene gran aplicación en el tratamiento de efluentes de reactores UASB, son los procesos extensivos o lagunas. En general, esta unidad de postratamiento mayormente usada corresponde a un proceso aerobio.

Para el caso del postratamiento del efluente de un reactor UASB que trate aguas de desecho municipales, y en general, para cualquier proceso de depuración de aguas, debe tratarse de aplicar un postratamiento sencillo, eficiente y de bajo costo. La unidad básica de tratamiento, como es en este caso el reactor UASB, debe asegurar que la obtención del mejor efluente posible, para así requerir de procesos de postratamiento sencillos.

A continuación se hacen algunas observaciones acerca de estos procesos en relación a su uso en la eliminación de los contaminantes presentes en los efluentes de reactores UASB. Cabe la aclaración de que aunque los sistemas naturales construidos son capaces de depurar aguas residuales, los aspectos relacionados, se tratan en la sección 5.3.

### 2.1. Remoción de sólidos suspendidos

Aunque el reactor UASB tiene una gran capacidad de remoción de sólidos suspendidos, los cuales son retenidos efectivamente en la cama de lodos anaerobios, estos son en su mayoría sólidos suspendidos en forma de partículas grandes. Las partículas muy finas que

se contabilizan como sólidos suspendidos y que no son retenidos en el reactor o no alcanzan a ser degradados, salen en el efluente. Inclusive se afirma que el tratamiento anaerobio aumenta la concentración de este tipo de sólidos suspendidos en el efluente (Bode, 1985; citado en Ødegaard, 1992). Estos sólidos suspendidos pueden ser parte de los sólidos suspendidos del influente y/o bacterias anaerobias no floculadas, libres, caso en el cual pueden formar parte de la DBO y DQO del efluente. Su remoción contribuirá a la disminución de la concentración de estos parámetros.

En el caso en el que se desee remover únicamente este tipo de sólidos suspendidos y de tal manera disminuir las concentraciones de materia orgánica en el efluente del reactor, se puede optar por el empleo de membranas de filtración, en sus tres variantes, dependiendo del tamaño de partícula que pueden retener:

Microfiltración: 0.1-1  $\mu\text{m}$

Ultrafiltración: 0.001-0.1  $\mu\text{m}$

Ósmosis inversa: < 0.001  $\mu\text{m}$

Estas unidades tienden a obstruir el flujo de agua, debido a la acumulación de sólidos en la superficie de la membrana, especialmente, cuando se realiza la filtración con el flujo directamente transversal a la membrana y no de manera cruzada. Para flujos grandes, la acumulación es mayor y los costos de operación por el consumo de membranas se incrementa desfavorablemente.

Otra unidad de separación utilizada para el mismo objetivo es la filtración lenta en arena.

## 2.2. Remoción de DBO<sub>5</sub> y DQO

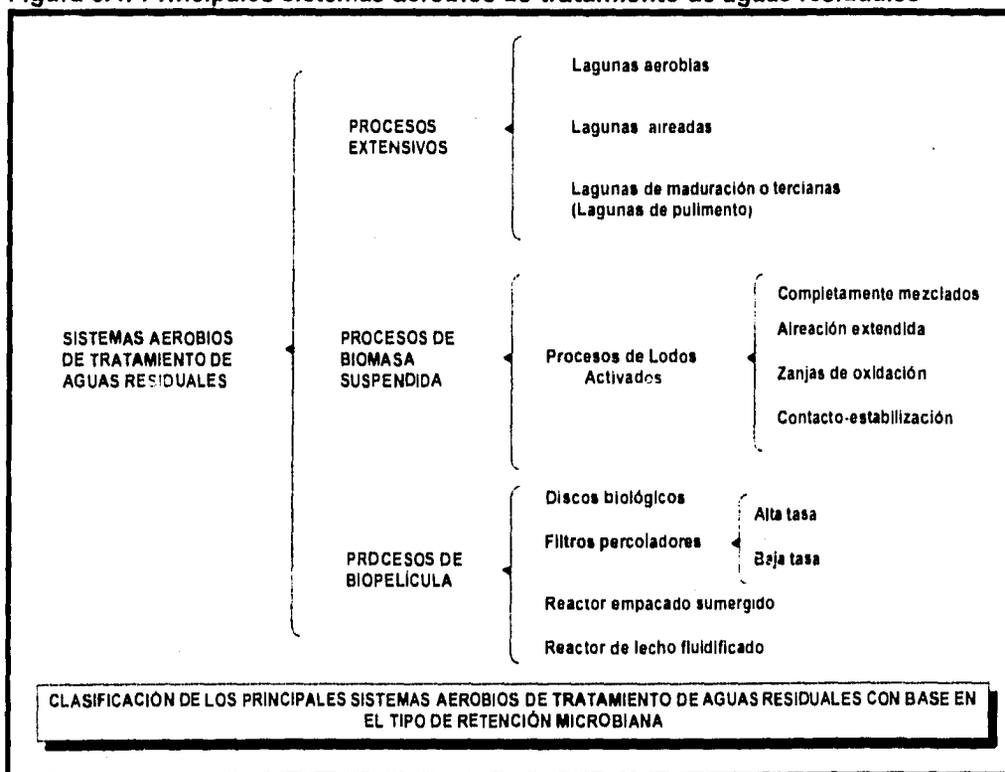
Entre los objetivos principales que puede perseguir el postratamiento del efluente de un reactor que trate aguas residuales municipales es la remoción de materia orgánica remanente en forma de DBO<sub>5</sub> y DQO.

Las aguas residuales municipales pretratadas anaerobiamente no presentan ningún problema para ser tratadas aerobiamente y de esta manera reducir su contenido de materia orgánica aún biodegradable. Se ha observado que en el caso en que la eficacia de tratamiento en un reactor UASB, bien diseñado y operado, sea baja, también el postratamiento aerobio presentará bajas eficacias de remoción. Esto indicaría que los compuestos que son pobremente degradados anaerobiamente, también lo serán por la vía aerobia del postratamiento.

En general, se recomienda que los postratamientos aerobios sean diseñados y alimentados de la misma manera a como se diseñarían los procesos para tratar aguas residuales crudas. El proceso, sin embargo, debe diseñarse con base en la DBO, ya que en ocasiones la relación DQO/DBO puede ser grande debido a materia orgánica no biodegradable (Albers y Mennerich, 1986; citado en Ødegaard, 1992).

Entre los postratamientos biológicos aerobios utilizados para la depuración de aguas residuales municipales pretratadas anaerobiamente están los procesos extensivos, en general, o lagunas terciarias (Rojas, 1994) y lagunas facultativas (Schellinkhout y Collazos, 1992; Schellinkhout y Osorio, 1994), filtros aireados, filtros biológicos convencionales (Vieira, 1994), entre otros. En general, puede pensarse en la utilización de cualquiera de los procesos aerobios presentado en la figura 5.1., aunque deberán considerarse las ventajas y desventajas de cada uno de ellos para la situación en particular de que se trate.

Figura 5.1. Principales sistemas aerobios de tratamiento de aguas residuales



Otra posibilidad para la remoción de sólidos y materia orgánica remanentes, es la utilización de otro proceso anaerobio, el cual puede ser otro reactor UASB, filtros anaerobios, lechos expandidos, etc.

En un reactor UASB a escala piloto de 64 m<sup>3</sup>, en Cali, Colombia (Rodríguez Parra, 1985), que trataba aguas residuales municipales, se realizó un estudio en el que el reactor UASB se operó con cuatro postratamientos distintos:

1. UASB-sedimentador-filtro percolador
2. UASB-sedimentador-filtros intermitentes de arena
3. UASB-laguna de maduración
4. UASB-filtro anaerobio

En la tabla 5.3. se presentan los resultados promediados, que se obtuvieron de la operación de estos trenes de tratamiento.

**Tabla 5.3. Valores de materia orgánica en los efluentes de los procesos de postratamiento del reactor UASB a nivel piloto en Cali, Colombia**

Proceso	DQO total (mg/L)		DBO total (mg/L)		SST (mg/L)	
	Efluente.	% rem.*	Efluente	% rem.*	Efluente	% rem.*
Efluente UASB	197	-	53	-	73	-
Sedimentador TRH=30 min.	168	15	48	9	59	19
Laguna de maduración TRH=5 d	138	30	12	77	51	30
Filtros de arena						
CHS=0.8 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .d	47	76	7	87	19	74
CHS=1.18 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .d	52	74	7	87	26	64
CHS=1.135 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .d	54	73	8	85	22	70
CHS=1.7 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .d	75	62	10	81	40	45
Filtro percolador CHS=4 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .d	157	7	28	47	37	49
Filtro anaerobio TRH= 30 min	148	25	37	30	40	45

\*Los porcentajes de remoción están dados con base en el valor del efluente del reactor UASB.  
Fuente: Rodríguez Parra, 1985.

Las conclusiones principales a las cuales se llegó , con relación a la remoción de materia orgánica fueron:

- Un sedimentador como única operación unitaria de postratamiento es ineficiente para el pulimento del efluente del reactor UASB
- El postratamiento más eficiente para la remoción de la materia contaminante remanente, medida como DQO, DBO y SST, son los filtros intermitentes de arena y las lagunas de maduración.

1. [Illegible text]

2. [Illegible section header]

[Illegible paragraph of text]

[Illegible paragraph of text]

[Illegible paragraph of text]

- (a) [Illegible]
- (b) [Illegible]
- (c) [Illegible]
- (d) [Illegible]

[Illegible paragraph of text]

3. [Illegible section header]

[Illegible paragraph of text]

4. [Illegible section header]

- (a) [Illegible]
- (b) [Illegible]

- El filtro anaerobio fue incapaz de mejorar apreciablemente el efluente del reactor UASB.

### **2.3. Remoción de nitrógeno**

La necesidad de remover el nitrógeno de un efluente municipal tratado anaerobiamente con un reactor UASB depende, en gran parte, del destino final del efluente de la planta. Por ejemplo, en el caso en el que el agua tratada se pretenda descargar en un cuerpo de agua superficial, es fundamental la remoción de nitrógeno para evitar la eutroficación del sistema, pero si el agua puede ser utilizada en riego, el nitrógeno presente será muy útil para el enriquecimiento nutricional del suelo.

En la degradación anaerobia de los compuestos orgánicos del agua residual, el nitrógeno presente en ciertos compuestos es transformado a amoníaco, pero este compuesto no puede ser degradado posteriormente en condiciones anaerobias. Si se desea remover el nitrógeno por medio de procesos biológicos, deberán cumplirse las dos etapas de nitrificación y desnitrificación, que tienen requerimientos distintos. La nitrificación corresponde a una oxidación con oxígeno y en ausencia de materia orgánica, mientras que la desnitrificación es un proceso anóxico, en el que un sustrato orgánico es requerido, además de que no debe haber presencia de oxígeno o si la hay, ésta debe ser en pequeñas concentraciones.

La remoción de nitrógeno de aguas residuales también puede realizarse por medio de otros procesos, tales como:

- Desorción de amoníaco
- Intercambio iónico
- Cloración hasta el punto de quiebre
- Ósmosis inversa

A pesar de existir varias posibilidades, solamente la nitrificación/desnitrificación y desorción de amoníaco, ya sea con aire o vapor, parecen tener potencial en la remoción de nitrógeno de efluentes anaerobiamente pretratados, desde el punto de vista económico, práctico y ambiental (Ødegaard, 1992).

#### **2.3.1. Nitrificación biológica**

La nitrificación biológica puede llevarse a cabo en los siguientes sistemas aerobios

##### **a. Procesos de biopelícula**

Filtros percoladores

Discos biológicos rotatorios

Reactores de lecho fluidificado

Reactores empacados

b. Procesos de biomasa suspendida

Proceso de lodos activados convencional a bajas cargas

Proceso de lodos activados de aireación extendida, incluyendo zanjas de oxidación

Un sistema de lodos activados para la nitrificación, exclusivamente

Lagunas aireadas

Debido a que las bacterias nitrificantes (quimioautótrofas) crecen más lentamente que las bacterias heterótrofas, que son las que mayoritariamente componen la biomasa de los procesos de lodos activados y de las biopelículas, debe cuidarse que la rapidez de acumulación de bacterias no nitrificantes sea menor que la rapidez de crecimiento de las bacterias nitrificantes (Barnes y Bliss, 1983), ya que de manera contraria, la proporción de bacterias nitrificantes disminuirá por efectos de lavado de la biomasa global. Esto se logra limitando la presencia de un sustrato orgánico.

La nitrificación puede lograrse con un sistema de lagunas aireadas. El grado de nitrificación depende del diseño y operación del sistema y de la temperatura del agua residual. En general, a mayores temperaturas del agua residual y a bajas cargas (mayor tiempo de retención del lodo), se obtendrán mayores niveles de nitrificación (Metcalf & Eddy, 1991). También dependiendo de la carga orgánica, la nitrificación puede ocurrir en un sistema de discos rotatorios. Esta se realizaría en los últimos grupos de discos.

Las aguas residuales concentradas tratadas anaerobiamente pueden presentar problemas de inhibición de las bacterias *Nitrobacter* y *Nitrosomonas* por altas concentraciones de amoníaco libre, inhibición de la nitrificación por pH bajos debido al consumo de la alcalinidad e inhibición causada por ácido sulfhídrico. Las aguas residuales de origen municipal anaerobiamente pretratadas no tienden a presentar este tipo de problemas, ya que las concentraciones de amoníaco, de nitrógeno total y de sulfuros no son altas en los efluentes del reactor UASB.

### 2.3.2. Desnitrificación biológica

La desnitrificación en procesos aerobios no es factible. Posiblemente en los procesos de lodos activados con zonas anóxicas en el reactor de aireación o en lagunas aireadas facultativas se presente en cierto grado la desnitrificación. Sin embargo son los microorganismos, como los presentes en los procesos aerobios, los que en un medio anaerobio con nitratos y con una fuente de carbono exógeno, realizan el proceso anóxico de desnitrificación.

Una variable básica para la desnitrificación es la fuente de carbono orgánico. Debido a que la nitrificación se realiza cuando el contenido de materia orgánica ha sido disminuido apreciablemente, para que la desnitrificación se lleve a cabo, se requiere de una fuente de carbono. Este hecho es lo que fundamenta los diseños de los procesos empleados en la remoción de nitrógeno de aguas residuales.

En sistemas de discos rotatorios se han reportado remociones de nitrógeno del 20 %, debido en parte a la desnitrificación que se realiza en la intercara medio de soporte-biopelícula (Ellis y Banaga, 1976. citados en Gray, 1992).

Los reactores de lecho fluidificado pueden ser operados en condiciones anóxicas, por lo que pueden emplearse también para la desnitrificación (Gauntlett y Craft, 1979, citados en Gray, 1992).

Cabe mencionar que en el sistema de lodos activados tipo zanjas de oxidación, tanto la nitrificación como cierto grado de desnitrificación pueden alcanzarse. La desnitrificación se realiza, permitiendo que la(s) zona(s) más alejada(s) de los aireadores, estén bajo condiciones anóxicas (Johnstone y Carmichael, 1982; Matsui y Kimata, 1986, citados en Gray, 1992).

Algunas configuraciones de procesos con los cuales se logra la realización del proceso de nitrificación/desnitrificación son:

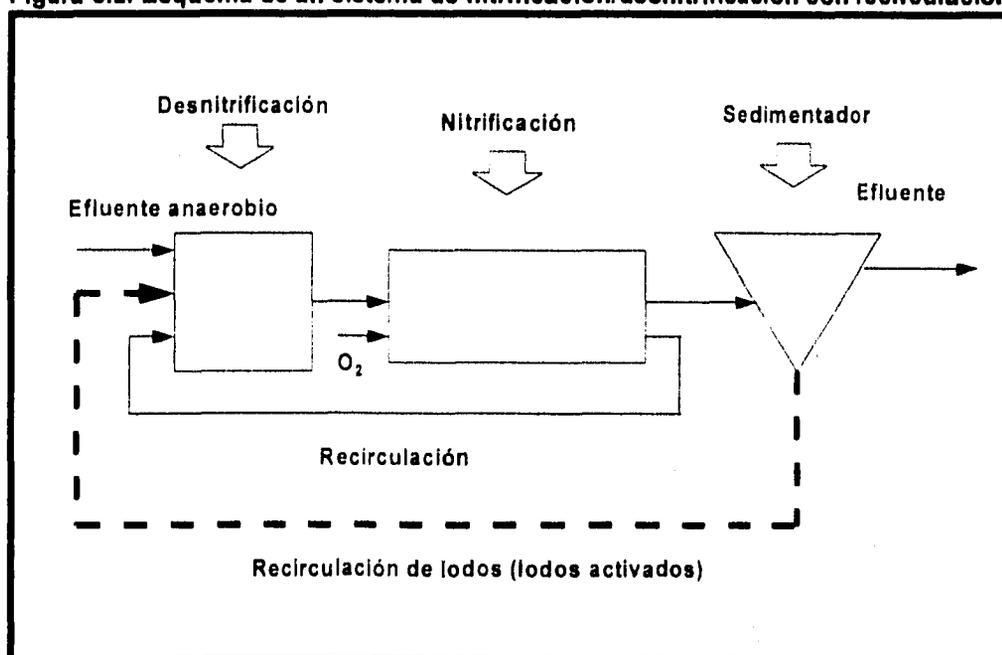
- Sistemas separados de lodos con fuente externa de carbono, *bypass* de agua residual cruda o recirculación de agua residual tratada
- Sistemas únicos de lodos con recirculación o flujos alternados, pero con un paso de desnitrificación separado
- Sistemas únicos de lodos con nitrificación/desnitrificación simultáneas

Cuando se utilizan sistemas de lodos activados, se tiene un solo sistema de lodos, en donde el lodo pasa por condiciones aerobias/anóxicas secuencialmente, debido a la recirculación del agua y de los lodos. En reactores de biopelículas, se tiene un sistema en el que la biomasa desnitrificadora, la biomasa oxidante de carbono y la biomasa nitrificante se encuentran más o menos separadas una de la otra, lo que le da estabilidad al proceso. En la figura 5.2. se muestra un esquema de un sistema de nitrificación/desnitrificación con recirculación.

Algunos procesos más recientes (Garuti et al., 1991; Collivignarelli et al., 1991; citados en Morgan-Sagastume et al., 1994), involucran la realización secuencial de reacciones anaerobias-anóxicas-aerobias en distintos reactores: reactor anaerobio (reactores UASB),

reactor anóxico (lodos activados, reactores UASB, reactores fluidificados) y reactor aerobio (filtros sumergidos). Uno de ellos es el acoplamiento de un reactor UASB (anaerobio) con un reactor UASB (anóxico-desnitrificador) y un filtro sumergido (aerobio-nitrificador) (Morgan-Sagastume et al., 1994), con recirculación de parte del efluente del reactor aerobio al anóxico, el cual permite la remoción de materia orgánica y nitrógeno de aguas residuales municipales y domésticas con eficacias de 80 y 62 %, respectivamente, utilizándose una tasa de recirculación de 3:1 y todo esto con bajos costos de operación y poca producción de lodos.

**Figura 5.2. Esquema de un sistema de nitrificación/desnitrificación con recirculación**



Fuente: Ødegaard, 1992.

#### 2.4. Remoción de fósforo

La remoción de fósforo no es tan común como la remoción de nitrógeno, y más en el caso particular de aguas residuales municipales pretratadas anaerobiamente. Sin embargo, es interesante realizar algunas observaciones al respecto.

El hecho de que la clave de la remoción biológica de fósforo sea la exposición alternada de los microorganismos a condiciones anaerobias y aerobias, ha traído como consecuencia la generación de procesos anaerobio-aerobios específicos para alcanzar esta meta. Algunos de estos procesos son:

- a) Proceso A/O para remoción de fósforo y oxidación de carbono en la misma corriente de proceso, consiste en un solo proceso de lodos activados que combina

secciones anaerobias y aerobias en secuencia. Con tiempos de retención mayores en la sección aerobia puede realizarse la nitrificación.

b) Proceso *PhoStrip* usado para la remoción de fósforo por medio de corrientes laterales.

c) Reactores batch en secuencia.. Este tipo de reactores realiza el mismo proceso que los lodos activados convencionales, pero en este caso todo el proceso se realiza en el mismo tanque de forma secuencial (llenado, reacción (aireación), sedimentación/clarificación, decantación/obtención del efluente y desecho de lodo). Con este proceso pueden realizarse tanto la oxidación de carbono, como la reducción de nitrógeno y remoción de fósforo. Para el caso de la remoción de estos tres elementos, la secuencia del proceso es: llenado, fase anaerobia, fase aerobia, fase anóxica, sedimentación y decantación.

Cabe mencionar que la remoción de fósforo y nitrógeno puede realizarse simultáneamente. Estos procesos están basados en lodos activados, pero emplean combinaciones de zonas anaerobias, anóxicas y aerobias, o secciones especiales para remover nitrógeno o fósforo.

## **2.5. Remoción de color**

En el caso en el que sea necesario un efluente de muy alta calidad, será necesaria la remoción de color del efluente, inclusive después del postratamiento aerobio. Si este es el caso, el color, debido básicamente a materia coloidal y materiales húmicos, podrá ser tratado por coagulación u oxidación con ozono, respectivamente. También, el carbón activado puede ser usado para la remoción de compuestos orgánicos responsables del color en aguas residuales tratadas.

## **2.6. Remoción de microorganismos patógenos**

La remoción de microorganismos patógenos de las aguas residuales es una necesidad importante, más en países como México, en donde grupos poblacionales usan como fuente de abastecimiento de agua, cuerpos de agua naturales, hacia donde, directa o indirectamente, son descargados los efluentes de las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales.

Como se vio anteriormente (sección 4.2.5.15.), la remoción de bacterias fecales y virus en reactores UASB es limitada. Sin embargo, la remoción de huevos de helmintos puede llegar a ser significativa. Con base en la información presentada en la sección 2.5.15. del capítulo IV, los resultados expuestos en el capítulo 6 y en resultados reportados por otros investigadores (remociones de huevos de helmintos de 94 % ( 16093 H.H./L influente;

1013 H.H./L efluente)(Cavalcanti *et al.*, 1994); 90 % (16774 H.H./L influente; 1740 H.H./L efluente; TRH 7 h)(Dixo *et al.*, 1995)), es claro, que aunque el reactor UASB no elimina los huevos de helmintos de aguas residuales en su totalidad, sí ayuda a su remoción, la cual puede ser total si se incluye un postratamiento.

Los procesos mayormente utilizados para la remoción de estos microorganismos son los lagunares. En el caso de los coliformes fecales, la remoción se realiza con ayuda de un pH por arriba de la neutralidad, que acelera la tasa de mortalidad de estas bacterias. La elevación del pH se obtiene en lagunas de maduración, últimas en un tren de tratamiento, que sean poco profundas y que trabajen con flujo tipo pistón (Cavalcanti *et al.* 1994). En el caso de huevos de helmintos, estos son removidos principalmente por sedimentación.

Otros procesos que han sido considerados para la remoción de organismos patógenos son: cloración, radiación ultravioleta, ozonización y filtración en arena.

En el mismo estudio realizado en el reactor UASB a nivel piloto de Cali, Colombia (Rodríguez Parra, 1985), además de evaluarse la remoción de DQO, DBO y SST, se evaluó la remoción de microorganismos patógenos en los distintos postratamientos y los resultados principales a los que se llegó fueron:

- Los postratamientos con mayor potencial de remoción de coliformes totales y fecales son los filtros lentos en arena y la laguna de maduración, los cuales remueven entre el 98-99% de las bacterias, lo que equivale a dos órdenes exponenciales de magnitud, adicionales a los registrados en el reactor UASB. Las concentraciones de estas bacterias en el efluente de estos postratamientos variaba de  $3.63 \times 10^4$  a  $1.5 \times 10^5$  NMP/100mL.
- En el caso de los parásitos, estos comienzan a ser removidos apreciablemente en el reactor UASB y son totalmente removidos en el primer postratamiento de la secuencia sedimentador-laguna de maduración o filtro anaerobio.
- En lo referente a la remoción de bacterias del género *Salmonella*, son también los filtros lentos de arena y las lagunas de maduración los que presentaron la mayor eficacia de remoción, considerada ésta como el porcentaje de muestras en las que no se detectaron este tipo de bacterias.
- De los buenos resultados obtenidos en la remoción de los parámetros tanto biológicos, como fisicoquímicos, se concluyó que los filtros lentos de arena pueden ser diseñados con una carga hidráulica óptima de  $1.18 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ .

Cabe mencionar que otros estudios muy anteriores (Cram, 1943) habían evidenciado que quistes de amebas y huevos de helmintos pueden pasar a través de filtros percoladores y que pueden sobrevivir al proceso de lodos activados. Al respecto, en los filtros percoladores se observaron remociones de huevos de helmintos que variaron entre 88 y 99.9 % y se observó que entre mayor era la carga de microorganismos, menor la era la eficacia de remoción. También pudo constatarse que la viabilidad de los quistes y huevos no se vió afectada por el paso a través del filtro. Cram (1943) también probó que la precipitación química con floculación con sulfato de aluminio e hidróxido de amonio y la filtración en arena con una capa de 24 pulgadas de espesor y una carga de  $0.094 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ , eran sistemas que removían eficientemente (hasta un 100%) los huevos de helmintos. Este estudio arrojó información valiosa sobre la sobrevivencia de los quistes de protozoarios y huevos de helmintos en los lodos digeridos anaerobiamente. En general, no se encontró evidencia que los quistes de *E. Histolytica* pudieran resistir el proceso de digestión. Sin embargo, los huevos de *Ascaris* y de gusanos sobrevivieron a la digestión anaerobia e inclusive al secado de los lodos. Así mismo, en los lodos provenientes del proceso de precipitación se observó el crecimiento *E. Histolytica* y la viabilidad de los huevos y quistes. Por otra parte, pudo observarse que las condiciones anaerobias parecían detener el desarrollo de los huevos, pero no completamente. La completa destrucción de los huevos de estos parásitos intestinales, sólo fue posible con el calentamiento del lodo pulverizado a  $103 \text{ }^\circ\text{C}$  por 3 minutos.

### **3. Procesos extensivos, filtros percoladores y sistemas naturales construidos como opciones de postratamiento**

En las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales con reactores UASB, tanto a nivel piloto como a nivel real, los procesos que mayormente se han empleado como postratamientos de los efluentes de los reactores han sido las lagunas y los filtros percoladores (Cavalcanti *et al.*, 1994; ). Aunque sobre los sistemas naturales construidos, se tienen pocas experiencias reportadas sobre su aplicación para postratamientos (Restrepo, 1988), por su buenas eficacias y simplicidad del proceso, presentan ventajas importantes para su posible aplicación como una opción de tratamiento de los efluentes del reactor UASB. Por estas razones se presentan a continuación algunos aspectos relevantes relacionados con estos procesos.

#### **3.1. Procesos extensivos**

Los sistemas lagunares son referidos también como lagunas o estanques de estabilización. Las características principales y generales de estos procesos son:

- Requieren de una superficie de intercara agua-aire grande, lo que implica grandes extensiones de tierra

- Formas de abastecimiento de oxígeno:
  - a) Aireación artificial
  - b) Disolución de oxígeno del aire en contacto con el agua superficial
  - c) Mezcla con aguas superficiales saturadas de oxígeno
  - d) Alimentación de oxígeno proveniente de algas, la cual depende de la intensidad luminosa
- Lagunas más profundas, requieren de aireación artificial.
- Pueden conectarse en serie para amortiguar sobrecargas.
- Para evitar filtraciones de agua contaminada a aguas subterráneas, se necesita que el fondo de las lagunas sea recubierto con asfalto, concreto o material plástico.
- Los efluentes contienen grandes cantidades de algas y plantas verdes, que les dan una coloración verdosa. Esto trae como consecuencia altos valores de sólidos suspendidos en el efluente
- Los tiempos de retención varían de días a semanas.
- Son sistemas fáciles de operar. Pero sensibles a cambios climáticos.
- Son susceptibles de causar mal olor.

### 3.1.1. Lagunas aerobias

Las lagunas aerobias son estanques poco profundos en los cuales el abastecimiento de oxígeno se provee por medio de la fotosíntesis de algas, debido a que la luz penetra hasta el fondo de las lagunas, y por medio de la acción del viento que mezcla el agua superficial. La estabilización de la materia orgánica se realiza por la actividad de bacterias aerobias en relación simbiótica con las algas presentes.

Estas lagunas no deben ser muy profundas para asegurar la entrada de luz al fondo y el crecimiento de algas.

Estos sistemas tienen aplicación en lugares donde el clima es templado o cálido casi todo el año. No se recomienda para climas fríos, ya que por efectos de bajas temperaturas, los procesos biológicos se desactivan.

Estas lagunas en particular tienen una alta concentración de algas en el efluente, lo que se cuantifica como DQO y sólidos suspendidos, por lo que se requiere de un postratamiento para reducir estas concentraciones.

### 3.1.2. Lagunas aireadas

Las lagunas que tienen una aireación artificial se denominan lagunas aireadas. Debido a la turbidez y turbulencias generadas, el crecimiento de algas disminuye.

Dependiendo del nivel de aireación aplicado en la laguna, ésta puede comportarse como un sistema plenamente aerobio si la aireación es la suficiente como para mantener los sólidos en suspensión y todo el volumen lagunar con una concentración de oxígeno adecuada. Si la aireación es menor, se presentarán zonas anaerobias en los depósitos de lodos sedimentados, aunque el volumen de agua tendrá un nivel de oxígeno disuelto adecuado. Por estas características, las lagunas aireadas aerobias tienen tiempos de retención de la población microbiana bajos y la materia orgánica soluble se convierte mayormente en material celular.

Las lagunas aireadas "aerobias" realizan la remoción de DBO soluble con un tiempo de retención menor que las lagunas aireadas facultativas. Sin embargo, para mantener en suspensión los sólidos se requiere de una mayor cantidad de energía eléctrica, lo que incrementa los costos de operación de estos sistemas. Por contener el efluente una alta concentración de sólidos suspendidos, se requiere de un sedimentador o laguna de retención de lodos. Por lo tanto, los efluentes que se obtienen de estos sistemas lagunares tienen altos valores de  $DBO_5$  bajo la forma de material suspendido microbiano.

Por otro lado, las lagunas aireadas facultativas, además de remover la DBO, ayudan a sedimentar parte de los sólidos, los cuales se descomponen anaerobiamente en las zonas de menor turbulencia. Esto produce un mejor efluente, aunque es necesario un tiempo de residencia mayor que en las lagunas aireadas aerobias.

Las lagunas aireadas facultativas son usadas por brindar mejores resultados con una potencia de aireación menor.

En la figura 5.3. se presenta un esquema de estos tipos de lagunas.

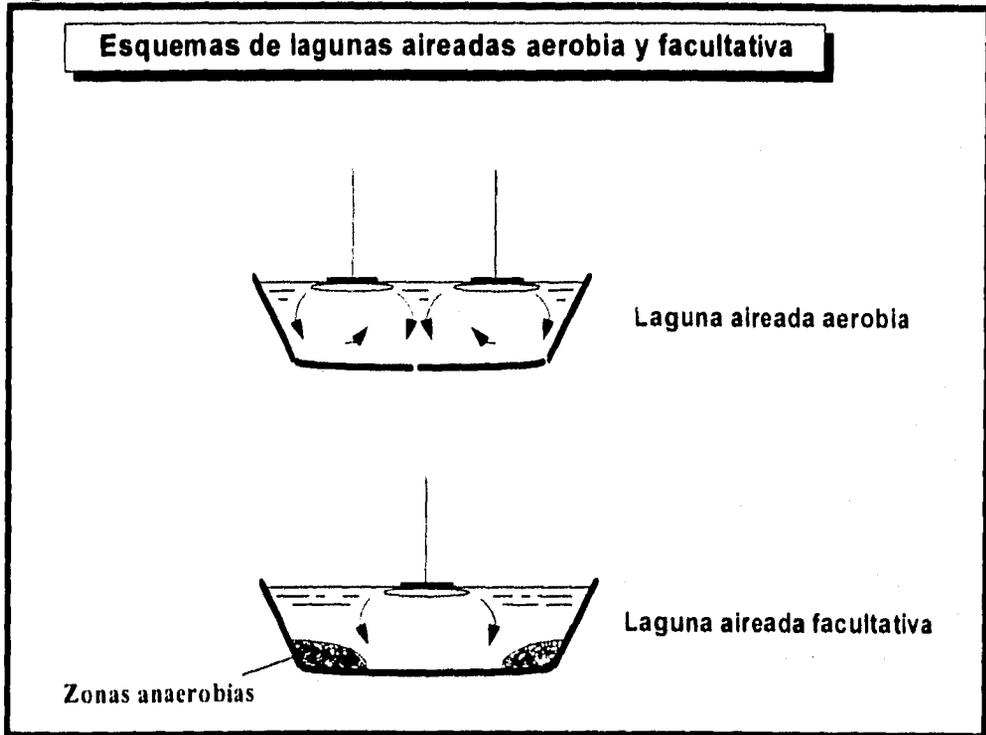
### **3.1.3. Lagunas de maduración o terciarias**

Las lagunas de maduración o de pulimento tratan aguas provenientes de un tratamiento secundario, por lo que su función principal es la remoción de DBO restante y la disminución del contenido bacteriológico y de microorganismo patógenos.

Por las condiciones reinantes de baja concentración de nutrientes, luz solar y presencia de depredadores, el número de bacterias fecales y virus disminuye. Los huevos de parásitos intestinales y helmintos se sedimentan, retirándose de esta forma del agua residual. Estas lagunas también pueden presentar alto contenido de algas en el efluente.

En estos sistemas se tratan los sólidos del influente por medio de una respiración endógena, y para esto los tiempos de retención de esta lagunas es alto. En estas lagunas pueden realizarse reacciones de nitrificación.

Figura 5.3.



Fuente: Benefield y Randall, 1980.

### 3.1.4. Experiencias

En general, los sistemas lagunares aerobios, como postratamientos, tendrán el objetivo principal de remover nutrientes y organismos patógenos, por lo que su diseño deberá adaptarse correspondientemente. En estudios realizados con sistemas extensivos como procesos de postratamiento (Cavalcanti *et al.*, 1994; Dixo *et al.*, 1995), se obtuvieron resultados importantes sobre el desempeño de estos sistemas aplicados específicamente al postratamiento:

- El desempeño de las lagunas depende del tiempo de retención hidráulica, del tipo de flujo y de su profundidad.
- Si el pretratamiento con el reactor UASB proporciona un efluente con baja concentración de materia orgánica, la laguna será predominantemente aerobia, independientemente del régimen de flujo y de su profundidad.
- Para optimar la remoción de organismos patógenos deberá manejarse un flujo tipo pistón en las lagunas. Para eficacias de remoción de microorganismos, generalmente requeridas en la práctica (de 99.9 a 99.99 %), el uso de flujo pistón reduce el área de la

laguna más de la mitad, en comparación con las lagunas convencionales en serie. Así mismo, los tiempos de retención disminuyen significativamente.

- La tasa de remoción de organismos patógenos, principalmente de coliformes fecales, se incrementa en lagunas poco profundas (~ 0.6 m) debido al establecimiento de un pH alto (>9), como resultado de la remoción fotosintética de CO<sub>2</sub>. También se ha mostrado (Curtis et al., 1992 citado en Dixo et al., 1995) que esta remoción se debe a varios factores en relación sinérgica, tales como pH, radiación solar, oxígeno disuelto y sustancias húmicas.
- La profundidad de las lagunas tienen influencia en la remoción de nutrientes: el elevado pH en las lagunas poco profundas favorece la remoción de nitrógeno, por el desplazamiento del equilibrio amoniaco-amonio, hacia el NH<sub>3</sub>, el cual puede desorberse, y por la remoción de fósforo por precipitación de fosfatos (apatita Ca<sub>5</sub>(OH)(PO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> o estruvita Mg(NH<sub>4</sub>)PO<sub>4</sub>). Las lagunas menos profundas pueden remover más eficientemente nutrientes que una más profunda.
- El efluente de las lagunas presentan contenido de algas, lo que puede resultar en altas concentraciones de materia orgánica y sólidos suspendidos. Sin embargo, esto no siempre significa un efluente de mala calidad, ya que las algas pueden ser absorbidas adecuadamente por el cuerpo de agua receptor.
- La remoción de huevos de helmintos se da principalmente por sedimentación

En la planta piloto reportada por Dixo *et al.* (1995), con un reactor UASB (4x4x10 m) que trabajaba a un TRH promedio de 7 h, y con un postratamiento compuesto por una laguna facultativa y 3 lagunas de maduración ( tiempo de retención total= 20 d), se obtuvo un efluente que cumplía con las restricciones establecidas por la OMS, habiéndose obtenido una concentración ≤ 1 huevo de helminto/L después de la laguna facultativa y una concentración ≤ 1000 coliformes fecales/100mL en el efluente final de la planta.

### 3.2. Filtros percoladores

Los filtros percoladores son procesos de biopelícula, en los que la biomasa que realiza la depuración se encuentra fija y adherida a un soporte, formando parte de una película. La biopelícula de biomasa formada está compuesta por varias capas. Las capas externas están en contacto directo con el agua residual y se oxigenan por contacto con el aire, por lo que en ellas se realizan procesos aerobios. En cambio, las capas pegadas a la superficie del sólido tendrán muy bajas concentraciones de oxígeno, por lo que estas capas serán anaerobias.

Los filtros percoladores consisten de una cama de empaque sobre la cual se rocía uniformemente el agua residual. El empaque o soporte es fijo y puede ser natural (piedras)

o sintético (polímeros plásticos de formas variadas). El empaque debe proporcionar un área superficial grande por unidad de volumen y debe permitir el mayor escurrimiento de agua posible. Estas dos características asegurarán una mayor cantidad de biomasa en el reactor y el manejo de altos flujos de agua, respectivamente, sin afectar negativamente la difusión de oxígeno.

Se han construido filtro percoladores circulares (empacados con rocas o plástico), cuadrados y de otras formas. Las alturas del empaque varían de 1 a 14 metros, dependiendo de las necesidades del tratamiento y el empaque empleado. El agua que sale del filtro se recolecta en un sistema de drenaje y puede ser enviado a un tanque sedimentador, en donde se separan los sólidos biológicos que se desprendan del filtro. Para diluir el influente y ayudar a mantener húmeda la biopelícula, se recircula al filtro parte del agua recolectada o parte del agua del sedimentador.

La biopelícula que se forma sobre la superficie del soporte puede considerarse que esta constituida por dos capas principales: una capa microbiana que a su vez tiene una zona anaerobia en contacto directo con la superficie del soporte y una zona aerobia, y una capa líquida (Jank y Drynan, 1973, citados en Benefield y Randall, 1980).

La formación de la zona anaerobia se debe a que el oxígeno no es capaz de llegar hasta esa profundidad de la película, porque es consumido por microorganismos en la zona aerobia, a que no se da una difusión de gas hasta ese nivel y porque la misma concentración de oxígeno en la intercara sólido-líquido no es lo suficientemente grande que permita una difusión mayor. La población microbiana está constituida básicamente por bacterias aerobias, anaerobias y facultativas, hongos, algas y protozoarios.

Así como existe un transporte de oxígeno a través de la película, también debe existir un transporte de los sustratos desde el agua hasta los microorganismos. Este fenómeno dependerá, al igual que el transporte de oxígeno, del flujo y concentración del agua residual y consumo de sustrato por los microorganismos en la película, principalmente.

Cabe mencionar que las zonas del filtro percolador expuestas al sol, tendrán formación de algas, por lo que en el efluente puede haber presencia de estos organismos.

Los filtros percoladores pueden trabajar a distintas tasas hidráulicas (volumen/(área.tiempo)) o tasas de carga orgánica (masa/(volumen.tiempo)). De aquí que pueden ser de baja tasa, media tasa, alta tasa, entre los más importantes.

### 3.3. Sistemas naturales construidos

Los sistemas naturales construidos, sistemas de lechos de raíces o humedales (*wetlands*, en inglés) se refieren a espacios de tierra construidos artificialmente, en los que la superficie de agua se encuentra cercana a la superficie del suelo, de tal forma que se mantienen condiciones de saturación en la tierra y la vegetación propia del ecosistema. Estos sistemas tienen el propósito de dar tratamiento a aguas residuales, tanto municipales como industriales.

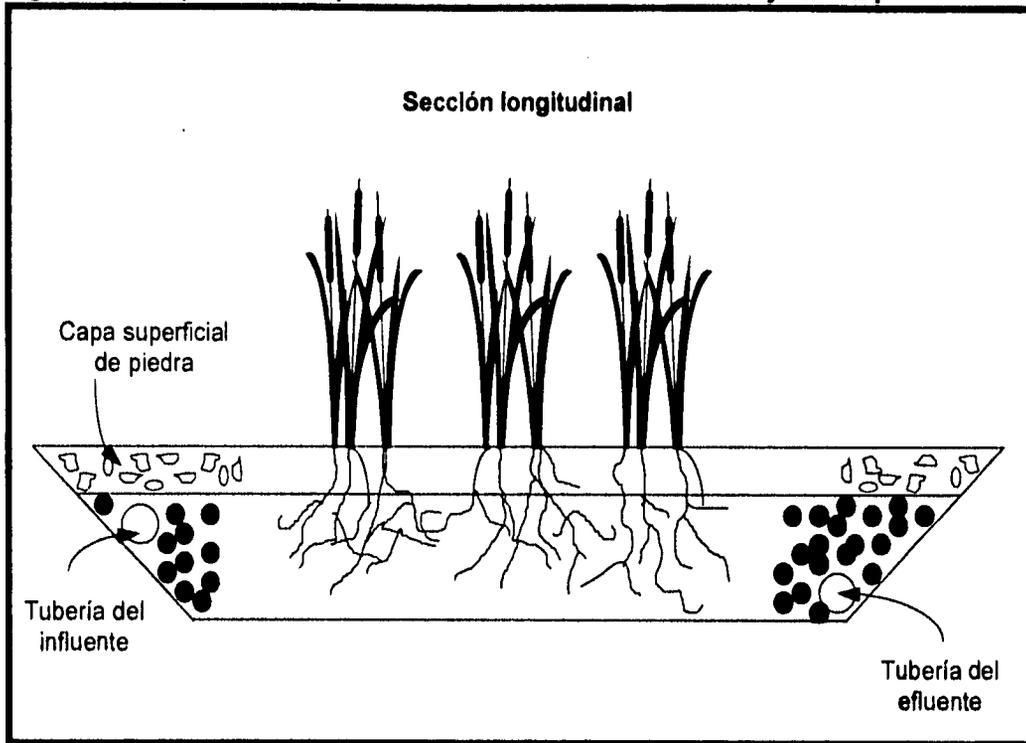
Existen dos tipos básicos de lechos de raíces construidos, los lechos con flujo superficial de agua y los lechos con flujo subsuperficial.

Los humedales con flujo superficial están constituidos de canales con algún tipo de recubrimiento en el fondo para evitar filtraciones, de tierra para dar soporte a las raíces de la vegetación y de agua que fluye con poca profundidad a través del sistema. El flujo de agua es superficial y de manera horizontal.

Los humedales subsuperficiales también están constituidos por canales con un recubrimiento en el fondo para evitar filtraciones, pero tienen un lecho de material poroso (grava o piedra), que sirve para soportar las raíces de las plantas. Estos sistemas se diseñan para que el nivel de agua, que fluye horizontalmente, se encuentre por abajo del tope del lecho poroso. Este proceso tiene las ventajas de que puede proporcionar mayor área para el tratamiento que en los lechos de raíces superficiales y por lo tanto su diseño puede realizarse con un área superficial menor. Además, el flujo subsuperficial evita malos olores y presencia de insectos. Estas ventajas han hecho que este proceso tenga mayor aceptación que los lechos de raíces de flujo superficial. En la figura 5.4. se presenta un esquema de este tipo de proceso.

El fundamento del tratamiento de estos sistemas se encuentra en sus elementos constitutivos principales: plantas adaptados a condiciones de sustratos anaerobios saturados con agua, generalmente del género *Phragmites*, *Typha* y *Scirpus*; agua; animales vertebrados e invertebrados; una población microbiana aerobia y anaerobia y sustratos con distintas tasas de conductividad hidráulica. Respecto a la vegetación empleada en estos sistemas, existen plantas de América Central y del Sur que falta identificar para su posible aplicación en estos tipos de procesos (Zachritz II, 1993).

Figura 5.4. Esquema de un proceso de lechos de raíces con flujo subsuperficial



Fuente: U. S. EPA, 1993a.

Los lechos de raíces, cuya principal aplicación ha sido en el tratamiento de aguas residuales municipales, han mostrado ser bastante eficientes en la remoción de  $DBO_5$ , SST, y moderadamente eficientes en la remoción de nitrógeno y fósforo de aguas residuales con TRH que van de 0.7 a 7 días (Brix y Schierup, 1989; EPA, 1993b; Zachritz II, 1993; George *et al.*, 1993; Crites *et al.*, 1993; ; Ogden, 1993; Hosomi *et al.*, 1994). Por esta razón, este tipo de procesos de tratamiento deben ser considerados dentro de todos los demás procesos más convencionales. Algunas observaciones sobre el desempeño de los sistemas de lechos de raíces subsuperficiales son:

- Remoción de  $DBO_5$

La  $DBO_5$  es removida rápidamente por atrapamiento en los espacios vacíos del lecho poroso y por sedimentación. La  $DBO_5$  soluble es removida por microorganismos que crecen en el medio del lecho y adheridos en las raíces y rizomas de las plantas, que mayormente se encuentran en un medio anaerobio.

Se ha visto que con influentes con valores de  $DBO_5$  de hasta 150 mg/L, se han obtenido remociones que permiten concentraciones de este parámetro por debajo de 20 mg/L (EPA, 1993b). Siempre se tendrá en el efluente de estos sistemas una  $DBO_5$  remanente de 2 a 7 mg/L por la presencia de materiales orgánicos naturales de estos sistemas y provenientes

de la descomposición del lecho de raíces. Sin embargo, estos resultados son muy buenos y cumplen holgadamente con la restricciones legales de descargas.

- **Remoción de sólidos suspendidos totales**

La remoción de sólidos suspendidos en estos sistemas es muy efectiva. Para influentes con concentraciones de SST de hasta 118 mg/L tratados con estos sistemas se han obtenido efluentes con concentraciones menores a 20 mg/L. (EPA, 1993b). El principal mecanismo de separación es la sedimentación (Swanson y Williamson, 1980, citados en Zachritz II, 1993).

- **Remoción de nitrógeno**

Las condiciones anaerobias mayoritariamente reinantes en el lecho de raíces solamente permiten que el nitrógeno orgánico sea convertido a nitrógeno amoniacal. Únicamente en determinadas condiciones es posible la remoción de amoníaco. A partir de la experiencia en la operación de estos sistemas (U. S. EPA; 1993b), se ha visto que la ausencia de algas, la disponibilidad de oxígeno proporcionada por las raíces de las plantas y tiempos de retención hidráulica mayores a 3 días, han condicionado eficacias de remoción de nitrógeno desde 2 hasta 94 %, en distintas plantas. También la profundidad del enraizado y el contacto del agua con las raíces parecen ser determinantes. Si se cuidan estos aspectos en la operación y diseño del sistema, puede lograrse la remoción de nitrógeno.

En general, el nitrógeno en forma de materia particulada se sedimenta en el fondo del lecho y posteriormente a su acumulación y junto con el nitrógeno disuelto y  $\text{NO}_x$ , toma parte en los procesos de nitrificación y desnitrificación, que pueden llevarse a cabo en el sedimento del fondo del lecho y en las biopelículas formadas en los tallos y raíces de las plantas. La absorción por parte de las plantas no contribuyen considerablemente a la remoción de nitrógeno, ni de fósforo (Hosomi *et al.*, 1994).

- **Remoción de fósforo**

En estos sistemas de lechos de raíces la remoción de fósforo no es muy efectiva, debido al escaso contacto entre el agua residual y el suelo. Para el caso del postratamiento de aguas residuales municipales pretratadas anaerobiamente, es posible que un sistema constituido por un reactor UASB y un lecho de raíces sean suficiente para la remoción de fósforo hasta las concentraciones requeridas.

- **Remoción de patógenos**

En general, estos procesos son capaces de remover de uno a dos unidades logarítmicas de coliformes fecales, lo que en muchos casos no es totalmente satisfactorio para cumplir con los requerimientos de descargas ( $\leq 200/100$  mL).

Los sistemas naturales construidos representan una opción tecnológica como postratamientos de efluentes municipales tratados con reactores UASB, ya que las características anaerobias del efluente no constituyen un obstáculo para el crecimiento de las plantas de los humedales y la ausencia de algas beneficia su desempeño. Inclusive, estos procesos han sido usados como postratamientos de fosas sépticas y tanques Imhoff (EPA, 1993b).

### 3.4. Ventajas y desventajas

Los procesos descritos en estas últimas secciones tienen características que para una situación determinada pueden ser favorables o desfavorables. Por esta razón las ventajas o limitaciones que puedan presentar son relativas a las condiciones que definan la situación del contexto de análisis. Existen, sin embargo, ciertas características como los costos de los procesos, que son determinantes para la aceptación o no de la tecnología. De la tabla 5.4.a la tabla 5.12. se muestran las ventajas y desventajas de estos procesos de manera comparativa.

**Tabla 5.4. Ventajas y desventajas de procesos extensivos, filtros percoladores y sistemas naturales construidos. Parámetro: Eficacia de tratamiento**

Proceso	Ventajas	Desventajas
Lag.	Presentan adecuadas remociones de sólidos suspendidos, siempre y cuando no sean lagunas aireadas, a menos de que estas últimas cuenten con una unidad de sedimentación.	El efluente puede no presentar una disminución considerable de materia orgánica en términos de DBO <sub>5</sub> , debido a la presencia de algas en el efluente.
F. P.	Los filtros de baja tasa tienen la mayor remoción de DBO <sub>5</sub> (80 - 90%), respecto a los otros tipos de filtros.	Filtros de media y alta tasas tienen eficacias de remoción de DBO <sub>5</sub> no tan altos (65 - 85%) (Metcalf & Eddy, Inc., 1991).
L. R. S.	Altas eficacias de remoción de DBO <sub>5</sub> (70-90%).	

Lag.:lagunas; F. P.: filtro percolador; L. R. S.: lecho de raíces con flujo subsuperficial.

**Tabla 5.5. Ventajas y desventajas de procesos extensivos, filtros percoladores y sistemas naturales construidos. Parámetros: Diseño, construcción y terreno**

Proceso	Ventajas	Desventajas
Lag.	Estos procesos no rompen con el paisaje natural y sirve como hábitat para cierta flora y fauna.	Requieren de grandes extensiones de terreno, por lo que no son ventajosas en lugares donde el terreno es caro o escaso. Deben diseñarse con una ubicación lejana a la población.
F. P.		Los filtros deben ser grandes en volumen, por lo que ocupan grandes extensiones de tierra. Generalmente, 10 veces más que los L.A. (Gray, 1992).
L. R. S.	Contribuyen a crear áreas con flora y fauna no nocivas, que favorecen el paisaje. No requieren tanto terreno como las lagunas (aunque si requieren de mucho terreno)	

Lag.:lagunas; F. P.: filtro percolador; L. R. S.: lecho de raíces con flujo subsuperficial.

**Tabla 5.6. Ventajas y desventajas de procesos extensivos, filtros percoladores y sistemas naturales construidos. Parámetros: Operación, espumación y malos olores**

Proceso	Ventajas	Desventajas
Lag.	Son procesos sencillos de operar.	Son susceptibles de emitir olores desagradables. Pueden contaminar el manto freático si no se toman las medidas necesarios de recubrimiento del fondo, cuando así se requiera. Poco control de la actividad en la laguna.
F. P.	Fáciles de operar. Poca espumación.	Los filtros de baja tasa son fuentes de malos olores y atraen moscas.
L. R. S.	Procesos sencillos de operar y evitan la generación de malos olores. No atraen insectos vectores.	

Lag.:lagunas; F. P.: filtro percolador; L. R. S.: lecho de raíces con flujo subsuperficial.

**Tabla 5.7. Ventajas y desventajas de procesos extensivos, filtros percoladores y sistemas naturales construidos. Parámetros: Producción de lodos**

Proceso	Ventajas	Desventajas
Lag.	Los lodos producidos se sedimentan en el fondo de las lagunas, en donde alcanzan cierto grado de estabilización. Por esta razón, presenta menores problemas con el manejo y disposición de lodos.	
F. P.		Producción de lodos mayor y los lodos es necesario retirarlos frecuentemente
L. R. S.	Los lodos producidos se sedimentan y degradan <i>in situ</i> .	

Lag.:lagunas; F. P.: filtro percolador; L. R. S.: lecho de raíces con flujo subsuperficial.

**Tabla 5.8. Ventajas y desventajas de procesos extensivos, filtros percoladores y sistemas naturales construidos. Parámetros: Capacidad de soporte de choques de carga, requerimientos de empaque**

Proceso	Ventajas	Desventajas
Lag.	Las lagunas de maduración como tratamiento primario reduce los efectos de cargas de compuestos tóxicos y fluctuaciones del flujo por dilución. En general, pueden manejar variaciones en cargas hidráulicas y orgánicas.	Las lagunas aireadas con susceptibles a choques de cargas grandes de compuestos biodegradables o tóxicos.
F. P.	Capacidad para soportar cambios en flujo y concentración del agua residual. Los F. P. toleran mejor que los L. A. el choque de descarga de compuestos tóxicos (Gray, 1992).	Requieren grandes volúmenes de empaque con piezas grandes, para evitar el taponamiento.
L. R. S.	Son capaces de soportar choques hidráulicos y orgánicos.	Requieren de empaque poroso como piedras o grava, cuya procura y distribución pueden elevar los costos de inversión.

Lag.:lagunas; F. P.: filtro percolador; L. R. S.: lecho de raíces con flujo subsuperficial.

Tabla 5.9. Ventajas y desventajas de procesos extensivos, filtros percoladores y sistemas naturales construidos. Parámetros: Calidad del efluente, remoción de huevos de helmintos, coliformes fecales y patógenos.

Proceso	Ventajas	Desventajas
Lag.	<p>Con lagunas de maduración como un tratamiento terciario, se obtiene una buena calidad del efluente, ya que se remueven sólidos suspendidos sobrantes, se reducen las concentraciones de <math>\text{NH}_3</math>, <math>\text{NO}_3^-</math>, <math>\text{PO}_4^{3-}</math> y de microorganismos entéricos.</p> <p>En general, los sistemas lagunares son eficientes en la remoción de bacterias, virus y otros parásitos, debido a sedimentación, predación, inactivación solar y toxinas producidas por algas.</p> <p>Se han reportado remociones de <i>E. coli</i> de 99.9%, 99.5% (Windle, 1966; Adams et al., 1972)</p>	<p>Presencia de algas, lo que repercute en mayores concentraciones de SST y presencia de un color verdoso.</p>
F. P.	<p>Efluente bastante nitrificado.</p> <p>Son muy eficientes en la remoción de bacterias coliformes con eficacias mayores a 95% (Pike, 1975, citado en Gray, 1992).</p>	<p>No son eficientes en la remoción de huevos y quistes de parásitos (18 - 70% de remoción, Geldraich, 1972, citado en Gray, 1992).</p>
L. R. S.		<p>No son muy eficientes en la remoción de coliformes fecales (1-2 unidades logarítmicas (U.S. EPA, 1993)).</p>

Lag.:lagunas; F. P.: filtro percolador; L. R. S.: lecho de raíces con flujo subsuperficial.

Tabla 5.10. Ventajas y desventajas de procesos extensivos, filtros percoladores y sistemas naturales construidos. Parámetros: Requerimientos energéticos y de equipo mecánico-eléctrico

Proceso	Ventajas	Desventajas
Lag.	<p>Requiere de poca energía eléctrica, a menos que sean lagunas aireadas.</p> <p>No requiere de equipo de alto costo, con la excepción de las lagunas aireadas.</p>	
F. P.	<p>Necesidad de poco equipo.</p> <p>Relativamente bajo consumo energético: aireación natural, flujo gravitacional.</p>	<p>Consumo energético en la distribución del agua en la parte superior del empaque.</p>

L. R. S.	No requieren de energía más que la necesaria para el bombeo del influente. La inclinación propia del sistema hace circular el agua por gravedad.	
----------	--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	--

Lag.:lagunas; F. P.: filtro percolador; L. R. S.: lecho de raíces con flujo subsuperficial.

**Tabla 5.11. Ventajas y desventajas de procesos extensivos, filtros percoladores y sistemas naturales construidos. Parámetros: Mantenimiento, requerimiento de personal técnico**

Proceso	Ventajas	Desventajas
Lag.	Es un proceso sencillo que no requiere de personal altamente capacitado para su operación y mantenimiento.	Las lagunas aireadas sí requieren de personal calificado para su operación. Mantenimiento regular a aireadores. Necesitan que los lodos sean removidos del fondo periódicamente, para mantener la capacidad hidráulica del sistema.
F. P.	Poco mantenimiento y éste es sencillo. No se requiere de personal altamente especializado.	Requiere que los lodos en exceso generados se retiren frecuentemente.
L. R. S.	Requieren de poco mantenimiento, aunque sí del necesario para mantener limpios los lechos.	

Lag.:lagunas; F. P.: filtro percolador; L. R. S.: lecho de raíces con flujo subsuperficial.

**Tabla 5.12. Ventajas y desventajas de procesos extensivos, filtros percoladores y sistemas naturales construidos. Parámetro: Costos**

Proceso	Ventajas	Desventajas
Lag.	Costos de operación e inversión relativamente bajos, siempre y cuando se tengan precios bajos de terreno y no se requiera proteger el fondo de la laguna.	Generalmente el terreno es caro. No es aconsejable para terrenos rocosos o muy permeables.
F. P.	Costos de operación relativamente bajos.	Costos de inversión altos por la necesidad de empaque y volumen del reactor.
L. R. S.	En general, presentan relativamente bajos costos de construcción, operación y mantenimiento.	Los costos de inversión pueden verse aumentados según la necesidad y precio del suelo y el precio de la piedra para empaquetar.

Lag.:lagunas; F. P.: filtro percolador; L. R. S.: lecho de raíces con flujo subsuperficial.

No puede afirmarse categóricamente que un tratamiento de aguas residuales sea el mejor o viceversa, el peor. Antes de obtener una conclusión sobre un proceso determinado, es

necesario establecer cuáles son las características del agua que se trataría y las condiciones del medio en las que se aplicarían los tratamientos a comparar. Para resolver el problema de un caso en particular, existirán tratamientos que presenten mayores ventajas que otros, y es entre estas opciones que deberá seleccionarse aquel proceso que reporte los mayores beneficios.

En general, se busca un postratamiento que conforme un proceso o conjunto de unidades de tratamiento que permitan la mayor remoción de contaminantes posibles, con los menores requerimientos de insumos y con los menores costos posibles.

Con base en la información presentada en las tablas anteriores, pueden realizarse las siguientes observaciones:

Tanto los filtros percoladores, como las lagunas y los procesos naturales construidos, como procesos opcionales de postratamiento del efluente de un reactor UASB que depure aguas residuales municipales, tiene grandes ventajas por su simple operación, por requerir poco equipo mecánico, ser eficientes y operar con bajos costos. Sin embargo, cada uno tiene alguna o ciertas características, que lo pueden descartar como opción cuando se evalúe técnica y económicamente el proyecto de una planta.

En el caso de los procesos lagunares, su mayor desventaja radica en la disponibilidad y costo del terreno, aunque se destaca entre estos tres procesos, como aquel que permite muy buenas remociones de organismos patógenos, hecho importante a considerar en el tratamiento de aguas residuales municipales.

Los filtros percoladores pueden quedar en desventaja, principalmente en el caso del tratamiento altas cargas hidráulicas, si los costos de empaque son muy elevados.

Los procesos naturales construidos pueden presentar el inconveniente mayor de requerir extensiones adicionales de terreno y no se tienen experiencias en su aplicación en gran escala como postratamientos de efluentes de reactores UASB.

#### **4. Los procesos anaerobios-aerobios**

El acoplamiento de los procesos anaerobios, como el reactor UASB, con un proceso aerobio tiene ciertas ventajas, que lo hacen atractivo para su implantación. Entre éstas se hallan:

- Reducción de costos en comparación con un proceso de tratamiento solamente aerobio para tratar la misma cantidad y el mismo tipo de agua residual.

- Menor producción de lodos de desecho que en un proceso puramente aerobio. Varios autores (Puhakka et al., 1986, Vouriranta et al, 1986, Mehner et al, 1987 citados en Ødegaard, 1992) han señalado que la producción total de lodos en un proceso anaerobio acoplado con uno aerobio es de 1/3 de la producción total de un proceso aerobio y que las características de los lodos del posttratamiento aerobio mejoran significativamente.

Un aspecto importante en un proceso conformado por un sistema anaerobio (reactor UASB) y uno aerobio, es que por la remoción de materia orgánica en el reactor anaerobio, los requerimientos de insumos del proceso aerobio disminuirán y además, globalmente, se producirá menos cantidad de lodos en exceso. Así también, cuando exista una desestabilización del proceso anaerobio, el proceso aerobio puede atenuar la disminución de la eficacia global de remoción de materia orgánica de todo el tren de tratamiento.

#### **Material de referencia**

Barnes, D. y Bliss, P. J. (1983). *Biological Control of Nitrogen in Wastewater Treatment*. E. & F. N. Spon. Gran Bretaña.

Benefield, L. D. y Randall, C. W. (1980). *Biological Process Design for Wastewater Treatment*. Prentice - Hall. Estados Unidos.

Brix, H. y Schierup, H-H. (1989). Danish Experience with Sewage Treatment in Constructed Wetlands en "Constructed Wetlands for Wastewater Treatment. Municipal, Industrial and Agricultural" editado por Donald A. Hammer. Lewis Publishers. Estados Unidos. pp. 565-573.

Cavalcanti Catunda, P. F., Van Haandel, A. C. y Lettinga, G. (1994). Post Treatment of Anaerobically Treated Sewage in Waste Stabilization Ponds. 7th International Symposium on Anaerobic Digestion. 23-27 de enero de 1994. Ciudad del Cabo, Sudáfrica. Oral and Posterpaper preprints. pp. 405-415.

Cram, E. B. (1943). The Effect of Various Treatment Processes on the Survival of Helminth Ova and Protozoan Cysts in Sewage. *Sewage Works Journal*, Vol. 15, No 6. November, 1943. p. 1119-1138.

Crites, R. W., Lekven, C. C., Olson, J. V. y Tanner, W. (1993). Operational Performance of Municipal Constructed Wetlands at Mesquite, Nevada. Proceedings "Subsurface Flow Constructed Wetlands Conference". University of Texas at El Paso. Agosto 16-17 de 1993. El Paso, Texas.

Diario Oficial de la Federación, 1995. Órgano del Gobierno Constitucional de los Estados Unidos Mexicanos. Viernes 6 de enero de 1995.

Dixo, N. G. H., Gambrill, M. P., Catunda, P. F. C. y Van Haandel, A. C. (1995). Removal of Pathogenic Organisms from the Effluent of an Upflow Anaerobic Digester using Waste Stabilization Ponds. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 31, No 12, pp. 275-284.

Fernández-Polanco, F. y García-Encina, P. A. Comportamiento de un Reactor Integrado Ana/aerobio para la Eliminación Simultánea de C y N. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". 25 -28 de octubre de 1994. Montevideo, Uruguay. pp. 209-216.

George, D. B., Caldwell, A. S., Kemp, M. C., Winfree, S. K. y Tsai, P. J. (1993). Development of Design Relationships for Subsurface Flow Wetlands Treating Municipal Wastewater. A Progress Report. Proceedings "Subsurface Flow Constructed Wetlands Conference". University of Texas at El Paso. Agosto 16-17 de 1993. El Paso, Texas.

Gray, N.F. (1992). *Biology of Wastewater Treatment*. Oxford University Press. Gran Bretaña.

Hosomi, M., Murakami, A. y Sudo, R. (1994). A Four-year Mass Balance for a Natural Wetland System Receiving Domestic Wastewater. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 30, No 8, pp. 235-244.

Metcalf & Eddy, Inc. (1991). *Wastewater Engineering. Treatment, disposal and reuse*. 3a ed. Mc Graw-Hill, Inc. Singapur.

Morgan-Sagastume, J., Jiménez, B. y Noyola, A. (1994). Anaerobic-anoxic-aerobic Process with Recycling and Separated Biomass for Organic Carbon and Nitrogen Removal from Wastewater. *Environ. Technol.*, 15. pp. 233-243.

Ødegaard, H. (1988). Treatment of Anaerobically Pretreated Effluents. Anaerobic Digestion, 1988. 5th International Symposium on Anaerobic Digestion. IAWPRC. 22-26 de mayo de 1988. Bolofia, Italia. Pp. 225-238.

Ogden, M. H. (1993). The Economics and Performance of Subsurface Flow Constructed Wetlands in the Arid Southwest. Proceedings "Subsurface Flow Constructed Wetlands Conference". University of Texas at El Paso. Agosto 16-17 de 1993. El Paso, Texas.

Restrepo, J. (1988). Multiple Stage Anaerobic Composite System. 5th International Symposium on Anaerobic Digestion. 22-26 de mayo de 1988. Bolofia, Italia. Poster Papers. pp 315-320.

Rodríguez Parra, G. (1985). Calidad Fisicoquímica y Bacteriológica en los Postratamientos del Efluente del Reactor UASB (enero-julio, 1985). Universidad del Valle, Facultad de Ingeniería. Departamento de Procesos Químicos y Biológicos. Sección de Saneamiento Ambiental. Informe.

Rojas Chacón, O. (1994). Aplicación de Tecnologías de Tratamiento Anaerobio para la Depuración de Aguas Residuales. Experiencias en Colombia. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". 25 -28 de octubre de 1994. Montevideo, Uruguay. pp. 303-317.

Sanz, I. y Fernández-Polanco, F. (1988). Post-treatment of Domestic Sewage Anaerobically Treated. 5th International Symposium on Anaerobic Digestion. 22-26 de mayo de 1988. Boloña, Italia. Poster Papers. pp 883-888.

Schellinkhout, A. y Collazos, C. J. (1992). Full-scale application of the UASB Technology for Sewage Treatment. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 25, No. 7, pp. 159-166.

Schellinkhout, A. y Osorio, E. (1994). Long-term Experience with the UASB Technology for Sewage Treatment on Large Scale. 7th International Symposium on Anaerobic Digestion. 23-27 de enero de 1994. Ciudad del Cabo, Sudáfrica. Oral and Posterpaper preprints. pp. 251-252.

Sousa, J. T. y Foresti, E. (1994). Pós-tratamento de Efluente de Reator UASB. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". 25-28 de octubre de 1994. Montevideo, Uruguay. pp. 371-374.

U. S. EPA (1993a). Guidance for Design and Construction of a Subsurface Flow Constructed Wetland. Region 6. Environmental Protection Agency. Water Management Division. Municipal Facilities Branch. Technical Section. Agosto, 1993.

U. S. EPA (1993b). Subsurface Flow Constructed Wetlands for Wastewater Treatment: A Technology Assessment. EPA 832-R-93-001. Environmental Protection Agency. Office of Water. Julio, 1993. Estados Unidos.

Vieira, S. M. M. (1994). Experiência e Perspectivas do Tratamento Anaeróbico de Esgotos Sanitários no Brasil. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". 25-28 de octubre de 1994. Montevideo, Uruguay. pp. 293 - 301.

Zachritz II, W. H. (1993). Performance Attributes of Large-Scale Subsurface Flow Wetland Systems for Domestic Wastewater Treatment. Proceedings "Subsurface Flow Constructed Wetlands Conference". University of Texas at El Paso. Agosto 16-17 de 1993. El Paso, Texas.

---

# CAPÍTULO VI

---

## **Diagnóstico de la Operación del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala**

### **1. Descripción del proceso de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac**

El tren de tratamiento de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, localizada en el municipio de Tepeyanco, Estado de Tlaxcala, está integrado por los siguientes elementos (Figura 6.1.):

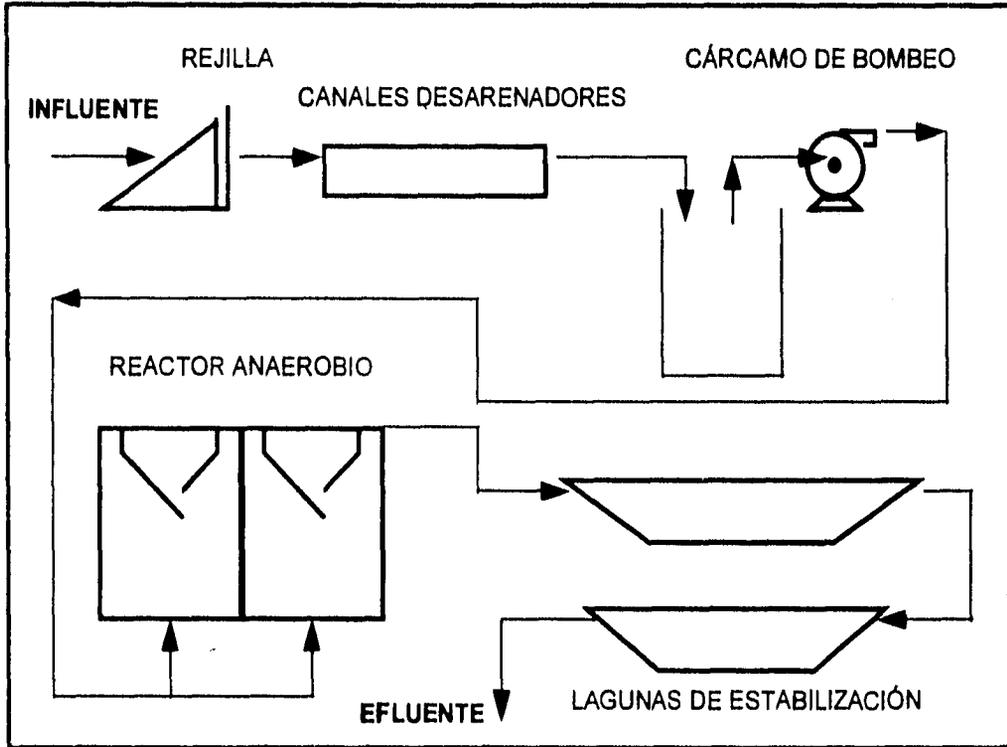
- Pretratamiento
  - Compuerta general
  - Rejilla
  - 3 canales desarenadores
  - Cárcamo de bombeo
- Reactor anaerobio de flujo ascendente
  - Reactor Sur
  - Reactor Norte
- 2 Lagunas de estabilización, en serie
- Lecho de secado de lodos

El agua residual ingresa a la planta de tratamiento por la compuerta general, con la cual puede graduarse el flujo de alimentación. El agua del influente se hace pasar a través de una rejilla, colocada en la entrada de los canales desarenadores, para separar sólidos grandes y basura. En los 3 canales desarenadores siguientes, se sedimentan arcillas y arena. (En el anexo I se presentan algunas fotografías de la planta). De los canales

---

desarenadores el agua es descargada a un cárcamo de bombeo, del cual se bombea agua al reactor anaerobio. El bombeo puede realizarse por medio de bombas verticales o una bomba sumergible.

**Figura 6.1. Esquema del proceso de tratamiento de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala**



El influente del reactor anaerobio es bombeado hasta la parte superior del reactor, para allí ser distribuido hasta el fondo de los dos módulos del reactor anaerobio, por medio de canaletas de distribución y tubos de PVC de 4 pulgadas de diámetro nominal. El influente alimentado por el fondo de los módulos del reactor, asciende a través de una cama de lodos anaerobios y es evacuado por medio de una canaleta en la parte superior de cada módulo. Los dos efluentes provenientes de cada módulo son mezclados a la salida del reactor y son enviados a las dos lagunas de estabilización sin aireación, colocadas en serie. El efluente de la segunda laguna cooresponde al efluente tratado de la planta.

Es importante mencionar que el reactor anaerobio de esta planta de tratamiento no es un reactor UASB, tal como los que se han analizado en el capítulo IV, sino un reactor con un diseño basado en un tanque Imhoff y flujo ascendente. A manera de comparación, en la figura 6.2. puede observarse un esquema con un tanque Imhoff, un reactor UASB y un módulo del reactor de Atlamaxac.

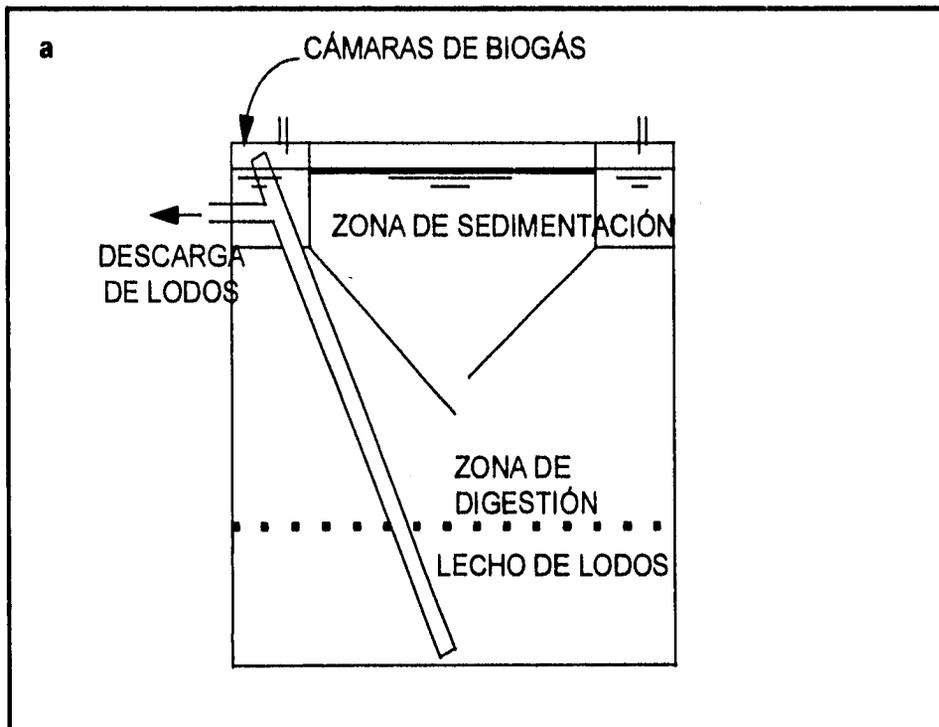
Los lechos de secado de lodos se encuentran conectados directamente con el reactor anaerobio, para que cuando se requiera se descarguen directamente los lodos de la cama del reactor.

### 1.1. Algunas bases de diseño del reactor anaerobio de flujo ascendente

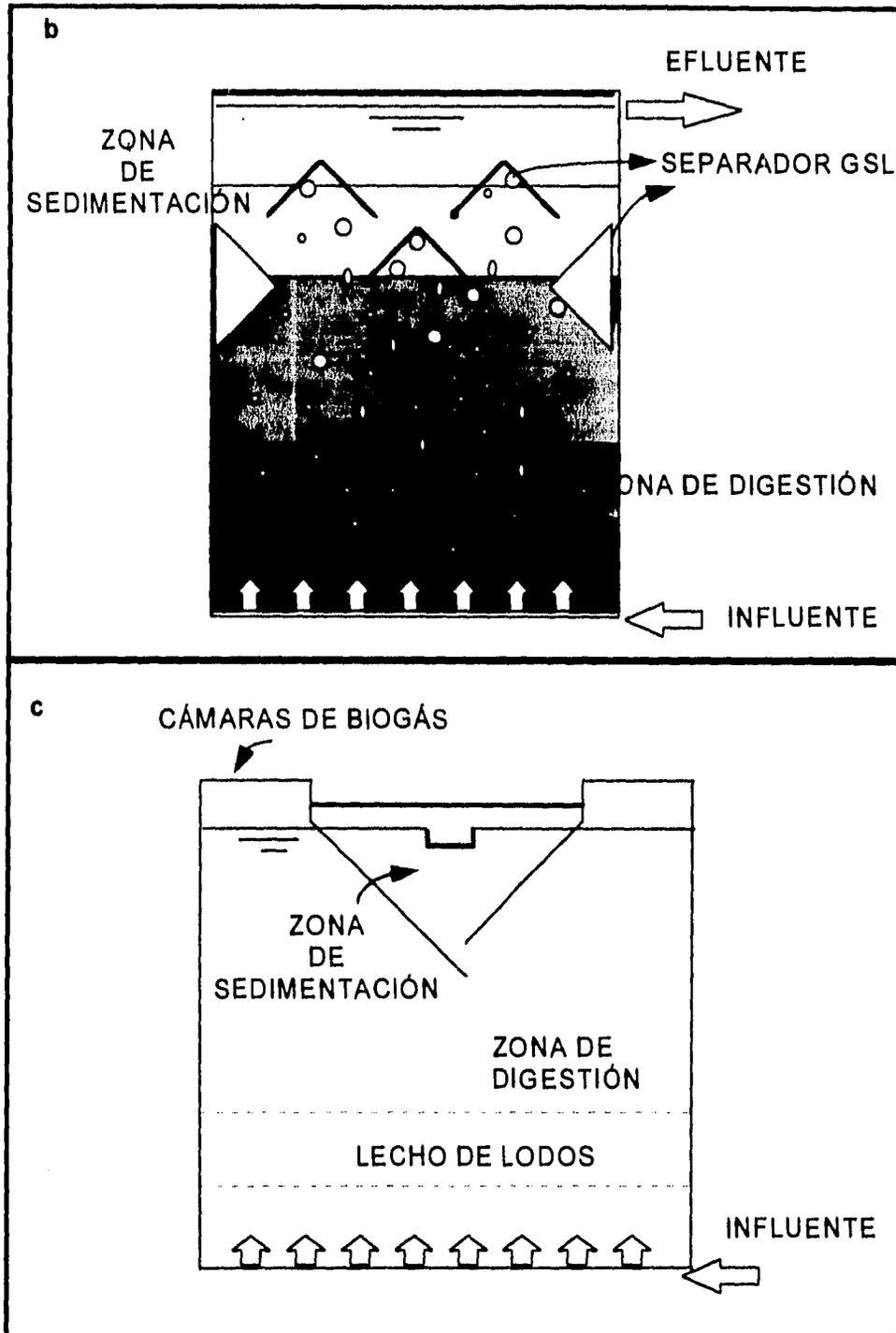
Tanto la planta como el reactor anaerobio fueron diseñados por la ex SEDUE y su construcción se realizó bajo asesoría de la Subsecretaría de Ecología de esta misma Secretaría. La planta de tratamiento fue construida para dar servicio a las poblaciones de:

Atlamaxac, San Cosme	1550 hab.
Tepeyanco, San Francisco	2850 hab.
Luis Teolocholco	11670 hab.
Aztama, El Carmen	1740 hab.
TOTAL	17810 hab.

Figura 6.2. Esquemas de un tanque Imhoff (a), de un reactor UASB (b) y de un módulo del reactor anaerobio de Atlamaxac (c).



Continuación Figura 6.2.



La caracterización del influente con la cual se realizó el diseño de la planta se presenta en la tabla 6.1. Puede observarse que por las concentraciones relativamente bajas de sólidos y materia orgánica, el agua residual era de origen doméstico, con casi un 100 % de

materia orgánica biodegradable, lo que fundamenta el empleo del tratamiento anaerobio para la depuración de las aguas residuales. Sin embargo, este valor de DBO es muy alto con respecto al de DQO, ya que generalmente la relación de DQO/DBO en aguas residuales municipales es cercana a 2.

**Tabla 6.1. Caracterización de la alimentación con la cual fue diseñada la planta de tratamiento de aguas residuales de Atlamaxac, Tlaxcala**

Parámetro	Valor	Parámetro	Valor
pH	6.9	Sólidos suspendidos fijos (mg/L)	76
Temperatura (°C)	26	Sólidos disueltos totales (mg/L)	468
Alcalinidad		Sólidos disueltos volátiles (mg/L)	129
Fenolfteína (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	0.0	Sólidos disueltos fijos (mg/L)	339
Anaranjado de metilo (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	280	DQO total (mg/L)	692
Sólidos sedimentables (mL/L)	3	DBO total (mg/L)	609
Sólidos totales (mg/L)	818	Nutrientes	
Sólidos totales volátiles (mg/L)	404	Nitrógeno amoniacal (mg/L)	15.1
Sólidos totales fijos (mg/L)	414	Nitrógeno orgánico (mg/L)	6.58
Sólidos suspendidos totales (mg/L)	350	Nitrógeno total Kjeldahl (mg/L)	21.7
Sólidos suspendidos volátiles (mg/L)	274	Fosfatos (mg/L)	30.3

Fuente: Informe Final de la Estabilización y Puesta en Marcha de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala. Informe de Laboratorio, Delegación Tlaxcala. Reporte N° 94 (10 de mayo de 1991).

Cabe señalar que para 1994 se preveía la incorporación de los efluentes del Corredor Industrial de Xiloxotla al alcantarillado que alimenta a la planta de tratamiento. Este hecho se hizo realidad en 1995. Las descargas del corredor industrial, en donde se localizan algunas industrias textiles, modificaron las características del agua residual. Las actuales características del agua residual, propias de un agua residual mixta, municipal e industrial, y que maneja la planta, son las que se presentan en este estudio (ver tabla 6.3., más adelante).

Los parámetros de diseño del reactor anaerobio de flujo ascendente fueron los siguientes:

Población servida	30000 hab.
Flujo de diseño	30 L/s
Número de módulos	2
Temperatura promedio	20 °C
Velocidad ascendente	0.3 m/h
TRH	17 h
Carga máxima aplicada	5 kg DQO/m <sup>3</sup> d
Carga hidráulica	3 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> d
Eficacia de remoción (DBO)	70 %

Se observa que la población servida es casi el doble de la que en ese entonces se registraba en las localidades beneficiadas por la planta. También se aprecia que el reactor fue diseñado con un tiempo de retención mucho más alto que los manejados en reactores UASB para el tratamiento de aguas residuales municipales (TRH= 4 a 6 h).

Los parámetros de diseño aquí reportados (Informe Final de la Estabilización y Puesta en Marcha de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala, 1991) presentan varias contradicciones que, como se verá después, pudieron haber influido en el diseño del reactor. Primeramente, con el flujo de diseño de 30 L/s y considerando una aportación típica de agua residual al drenaje de 150L/hab. D, se tiene que la planta puede servir a una población de 17280 habitantes y no de 30000. Posteriormente, la carga orgánica máxima aplicada es muy superior a los límites recomendados para este tipo de reactores (1 a 2 Kg DQO/m<sup>3</sup> d) y, finalmente, la carga hidráulica aplicada corresponde a una velocidad ascendente de 0.13 m/h, la cual no es congruente con la reportada de 0.3 m/h.

El reactor anaerobio cuenta con dos módulos que tienen un volumen de 1050 m<sup>3</sup> cada uno (altura: 6m, ancho 7 m y largo 25 m).

## **2. Objetivos del estudio**

### **2.1. Objetivo general**

El estudio del funcionamiento del reactor tuvo como objetivo general, el siguiente:

Diagnosticar el desempeño de un reactor anaerobio en el tratamiento de aguas residuales municipales de origen doméstico e industrial y poder concluir sobre los factores que influyen en su comportamiento.

### **2.2. Objetivos específicos**

Como objetivos específicos se plantearon los siguientes:

Correlacionar datos de operación del reactor bajo estudio, con datos obtenidos en otras plantas del mismo tipo, reportados en la literatura técnica y determinar las posibles razones de sus diferencias.

Determinar la capacidad de remoción de huevos de helmintos presentes en el agua residual, capaz de ser alcanzada por los reactores anaerobios de este tipo.

### 3. Procedimiento

#### 3.1. Muestreo en campo

Para poder realizar el diagnóstico del desempeño del reactor anaerobio fue necesario realizar un muestreo de aguas residuales del influente y efluente del reactor anaerobio. Se tomaron muestras puntuales de agua residual del influente y efluente, cada dos horas durante 13 días consecutivos (del 18 al 30 de marzo de 1996). Con 12 de estas muestras puntuales se conformaron muestras compuestas, de tal forma que se abarcara una jornada de 24 horas ( de 9:00 horas de un día a 7:00 del día siguiente). Las muestras compuestas fueron preparadas con volúmenes de las muestras puntuales en proporción al flujo registrado en la hora de la toma de muestra correspondiente.

Las muestras puntuales de agua residual fueron tomadas, para el caso del influente, en el canal inmediato posterior a la compuerta de alimentación y en el efluente del módulo Norte. Esto también aplica a las muestras puntuales del día 20 de mayo. En este día, también se tomó una muestra del efluente del módulo Sur.

Las muestras de lodo anaerobio fueron puntuales y se obtuvieron de dos distintos niveles de la cama de lodos del reactor: del nivel inferior ( localizado a 20 cm del fondo del reactor) y de un nivel superior (a 2.8 m del fondo del reactor).

La recolección de muestras y preservación de las que así lo requerían, se hizo siguiendo los procedimientos indicados en el *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 1989). Las muestras para el análisis helmintológico, se trabajaron según se muestra en el anexo III.

#### 3.2. Medición de parámetros de campo: temperatura, conductividad y pH

La temperatura y conductividad fueron medidas en el agua recolectada en una cubeta, inmediatamente después de ser tomada. Posteriormente, de esta agua se tomaba la muestra puntual correspondiente.

Todas las mediciones de temperatura y conductividad se realizaron con un equipo portátil marca Conductronic PC-18. Las mediciones de pH de las 9:00, 11:00, 13:00, 15:00 y 17:00 horas, salvo muy pocas excepciones, se hicieron con el mismo equipo portátil, que también incluía un potenciómetro. En el caso de las mediciones de pH de las 19:00, 21:00, 23:00, 1:00, 3:00, 5:00 y 7:00 horas, éstas se hicieron con papel pH marca Merck.

La calibración del equipo de medición se realizaba cada vez que se iban a tomar las dos lecturas consecutivas de pH de la muestra del influente y del efluente. Con relación a la conductividad, la calibración se realizaba una vez al día.

### **3.3. Medición del flujo de agua residual**

La medición del caudal alimentado a la planta de tratamiento se realizaba con base en la medición de los tirantes de agua al final de cada canal desarenador. Con estos valores y una tabla de conversión a flujos (L/s), utilizada en la planta por los operadores, se determinaba el flujo de agua en cada canal desarenador. Los tres flujos de cada canal se sumaban para calcular el flujo total.

### **3.4. Análisis fisicoquímicos y helmintológico en las muestras de agua y lodo anaerobio**

#### **3.4.1. En muestras de aguas residuales**

En la tabla 6.2. se muestran los parámetros fisicoquímicos analizados y se indica en dónde, en qué tipo de muestra y con qué frecuencia se realizaron los análisis.

Los métodos seguidos para el análisis de las aguas residuales fueron los establecidos en los *Standard Methods* (APHA, 1989), en la forma que a continuación se menciona:

**pH.** Se utilizó un potenciómetro marca Conductronic PC-18, con electrodo de vidrio, aplicando el método 4500-H<sup>+</sup> B de los *Standard Methods* (APHA, 1989).

**Alcalinidad total.** Método de titulación con ácido sulfúrico 0.02 N hasta pH 4.3, de acuerdo con la técnica 2320 B de los *Standard Methods* (APHA, 1989).

**Relación alfa de alcalinidad.** Método de titulación con ácido sulfúrico 0.02 N hasta pH 5.75 y 4.3, de acuerdo con la técnica 2320 B de los *Standard Methods* (APHA, 1989). La relación alfa es el cociente del primer valor de la titulación hasta pH 5.75 y el valor total hasta pH 4.3.

**Conductividad.** Se utilizó un equipo marca Conductronic PC-18 con una celda de inmersión de acuerdo al método de laboratorio 2510 B de los *Standard Methods* (APHA, 1989).

**DQO total y soluble.** Método titulométrico de reflujo cerrado en medio ácido y con disolución de digestión de dicromato de potasio, de acuerdo al método 5220 C de los *Standard Methods* (APHA, 1989). En los casos que la muestra se creía concentrada, esta se diluía al 20 % en volumen.

**DBO<sub>5</sub> total y soluble.** Método de incubación en frascos Wrinkler a 20 °C con porcentajes de dilución en un intervalo de 0.3 al 3.0 %, de acuerdo a la carga orgánica de la muestra. La cuantificación del oxígeno disuelto inicial y final se midió con un oxímetro. Se siguieron los procedimientos del método 5210 B de la demanda biológica de oxígeno, en los *Standard Methods* (APHA, 1989).

**Tabla 6.2. Parámetros fisicoquímicos analizados en el influente y efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente Norte de la PTAR de Atlamaxac, Tlaxcala**

Parámetro	Lugar del análisis	Muestra analizada/frecuencia
<b>Inorgánicos</b>		
pH	<i>in situ</i>	Puntual/ cada dos horas
Alcalinidad total	<i>in situ</i>	Compuesta
Conductividad	<i>in situ</i>	Puntual/cada dos horas
Sólidos sedimentables	<i>in situ</i>	Puntual/cada dos horas
Sólidos totales totales	Laboratorio I.I.-UNAM	Compuesta/diaria
Sólidos totales volátiles	Laboratorio I.I.-UNAM	Compuesta/diaria
Sólidos totales fijos	Laboratorio I.I.-UNAM	Compuesta/diaria
Sólidos suspendidos totales	Laboratorio I.I.-UNAM	Compuesta/diaria
Sólidos suspendidos volátiles	Laboratorio I.I.-UNAM	Compuesta/diaria
Sólidos suspendidos fijos	Laboratorio I.I.-UNAM	Compuesta/diaria
Sólidos disueltos totales	Laboratorio I.I.-UNAM	Compuesta/diaria
Sólidos disueltos volátiles	Laboratorio I.I.-UNAM	Compuesta/diaria
Sólidos disueltos fijos	Laboratorio I.I.-UNAM	Compuesta/diaria
<b>Orgánicos</b>		
DQO total	<i>in situ</i> y Lab. ECCAET	Compuesta/diaria
DQO soluble	<i>in situ</i> y Lab. ECCAET	Compuesta/diaria
DBO total	Laboratorio I.I.-UNAM	Compuesta/dos por semana
DBO soluble	Laboratorio I.I.-UNAM	Compuesta/dos por semana
S.A.A.M.	Lab. ECCAET	Compuesta/dos por semana
<b>Nutrientes</b>		
Nitrógeno amoniacal	Laboratorio I.I.-UNAM	Compuesta/diaria
Nitrógeno total Kjeldahl	Laboratorio I.I.-UNAM	Compuesta/diaria
Fosfatos totales	Laboratorio I.I.-UNAM	Compuesta/diaria

**Sólidos sedimentables.** Método de sedimentación en un cono Imhoff según el método 2540 F de los *Standard Methods* (APHA, 1989).

**Sólidos totales, fijos y volátiles.** Método de secado a 103-105 °C, e ignición a 550 °C, según los métodos 2540 B y 2540 E de los *Standard Methods* (APHA, 1989). Se tomó una muestra de 25 mL.

**Sólidos suspendidos totales, fijos y volátiles.** Método de filtrado a través de filtro de fibra de vidrio Whatman GF/A 55 mm y secado a 103-105 °C con ignición a 550 °C, de acuerdo a los métodos 2540 D y 2540 E de los *Standard Methods* (APHA, 1989).

**Sólidos disueltos totales, fijos y volátiles.** Se calcularon por diferencia entre los sólidos totales correspondientes y los sólidos suspendidos.

**Nitrógeno amoniacal.** Método titulométrico, con previa destilación, de acuerdo al método 4500-NH<sub>3</sub> B y 4500-NH<sub>3</sub> E de los *Standard Methods* (APHA, 1989).

**Nitrógeno total Kjeldahl.** Método de digestión ácida, con reactivo de Nessler y titulación, de acuerdo al método 4500-N<sub>org</sub> B macro-Kjeldahl de los *Standard Methods* (APHA, 1989).

**Fosfatos totales.** Método colorimétrico del ácido vanadomolibdofosfórico, de acuerdo al método 4500-P B y 4500-P C de los *Standard Methods* (APHA, 1989). Se utilizó un espectrofotómetro Spectronic 20D y a una  $\lambda$  de 420 nm.

**Ácidos grasos volátiles.** Método de cromatografía de gases para la determinación de ácido acético, ácido propiónico y ácido butírico. Se utilizó un cromatógrafo de gases SRI 8610 de ionización de flama y con N<sub>2</sub> como acarreador.

### 3.4.2. En muestras de lodos anaerobios

Los análisis de las muestras puntuales de lodos anaerobios del reactor se realizaron en el laboratorio de la Coordinación de Bioprocesos Ambientales del Instituto de Ingeniería y fueron los siguientes:

- Actividad metanógena específica
- Granulometría
- Velocidad de sedimentación
- Sólidos suspendidos totales
- Sólidos suspendidos volátiles
- Sólidos suspendidos fijos
- Índice volumétrico de lodos (IVL)

Estos análisis fueron llevados a cabo siguiendo los procedimientos, en algunos casos recomendados en los *Standard Methods* (APHA, 1989), o con las variaciones indicadas a continuación:

**Actividad metanógena específica.** Técnica adaptada en el Instituto de Ingeniería y mide la actividad productora de metano a partir de ácido acético, en botellas serológicas incubadas a 35 °C.

**Granulometría.** Técnica desarrollado en el Instituto de Ingeniería basada en el empleo de tamices metálicos de 400 y 600 µm de aberturas de poro.

**Velocidad de sedimentación.** Método fundamentado en los método 2710 E y 2540 D de los *Standard Methods* (APHA, 1989). Se emplea una probeta de 1 L para realizar la sedimentación y los lodos son diluidos al 20 % en volumen.

**Sólidos suspendidos totales, fijos y volátiles.** Método de filtrado a través de filtro de fibra de vidrio Whatman GF/A 55 mm y secado a 103-105 °C con ignición a 550 °C, de acuerdo a los métodos 2540 D y 2540 E de los *Standard Methods* (APHA, 1989).

**Índice volumétrico de lodos.** Se calculó a partir del cociente del volumen de lodo sedimentado en 30 minutos, que se obtuvo por el método 2710 C de los *Standard Methods* (APHA, 1989), y los sólidos suspendidos totales, determinados según se indicó líneas arriba.

### 3.4.3. Análisis helmintológico

El análisis helmintológico realizado a las muestras de aguas residuales del influente y efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente, así como de las muestras de lodos de la cama del reactor, consistió en contabilizar el número de huevos de helmintos presente por litro de agua y la remoción de éstos en el sistema.

La técnica de análisis empleada es una combinación de la técnica de la EPA (proporcionada por J. Schwartzbrod) con la técnica desarrollada por el Instituto de Ingeniería (Comunicación de Q.F.B. Matilde Galván). El análisis se fundamenta, principalmente, en la sedimentación, centrifugación, resuspensión de la muestra con una disolución de sulfato de zinc, filtración y conteo al microscopio (Ver anexo III).

### 3.5. Determinación de la composición del biogás

En la determinación de la composición del biogás recolectado en las muestras puntuales indicadas, se siguió el método 2720 A y 2720 C de los *Standard Methods* (APHA, 1989). Se utilizó un cromatógrafo de gases Fisher 1200 con He como acarreador.

#### **4. Resultados**

Los parámetros de campo (flujo volumétrico, pH, temperatura y conductividad) se presentan desde la tabla A.1. hasta la tabla A.13. en el anexo II. Los valores de sólidos sedimentables pueden observarse en la tabla A.14. del mismo anexo II.

Los otros resultados obtenidos de los análisis de laboratorio de las muestras del influente y efluente se muestran en las tablas 6.3. y 6.4., respectivamente. Los parámetros medidos en los lodos se presentan en la tabla 6.5.. El número de huevos de helmintos por litro contabilizado en el influente y efluente del reactor, junto con los porcentajes de remoción correspondientes se muestran en las tablas 6.6. y 6.7. En estas tablas los datos están expresados en términos del número total de huevos de helmintos, sin especificar géneros ni especies. Finalmente, en la tabla A.15 del anexo II. pueden apreciarse los parámetros de campo y resultados de los análisis realizados a las muestras puntuales recolectadas el día 20 de mayo.

La variación de los parámetros fisicoquímicos de alcalinidad, DQO total, DQO soluble, DBO<sub>5</sub> total, DBO<sub>5</sub> soluble, sólidos totales totales y totales volátiles, sólidos suspendidos totales y suspendidos volátiles, sólidos disueltos totales y disueltos volátiles, nitrógeno amoniacal y total Kjeldahl, y fosfatos totales, con respecto al tiempo pueden apreciarse en las figuras 6.3, 6.4, 6.5, 6.6, 6.7, 6.8, 6.9, 6.10, 6.11 y 6.12, respectivamente.

**Tabla 6.3. Caracterización del influente del reactor anaerobio de flujo ascendente norte de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala**  
**Parámetros fisicoquímicos**

Parámetro	Muestra compuesta (Marzo de 1996)												N	Promedio	S	Sm	
	18-19	19-20	20-21	21-22	22-23	23-24	24-25	25-26	26-27	27-28	28-29	29-30					
pH*	7.3	7.2	7.4	7.4	7.5	7.7	7.3	7.6	7.5	7.2	7.7	7.6					
Temperatura (°C)*	19.8	19.9	19.5	19.4	19.2	19.2	18.7	19.0	19.3	19.2	19.4	20.1	12	19			
Conductividad (µS/cm)*	1196	1169	1127	1097	1097	1119	964	1007	991	956	991	1124	12	1070			
Alcalinidad Total (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	392	360	322	382	368	320	314	320	300	312	342	316	12	337	31	9	
DQO Total (mg/L)	978	781	1002	1006	M. E.	1073	805	866	865	906	1066	996	11	940	101	30	
DQO Soluble (mg/L)	565	536	584	497	447	469	99	443	460	403	647	557	12	475	138	40	
DBO <sub>5</sub> Total (mg/L)		537	383						236		316		4	368	128	64	
DBO <sub>5</sub> Soluble (mg/L)		353	336						169		154		4	253	106	53	
STT (mg/L)	3308	3952	3536	2816	2872	2520	3664	3212	1916	1956	2660	3228	12	2970	638	184	
STV (mg/L)	2520	3156	2812	1956	1632	1756	2984	1764	1300	1388	1888	2560	12	2143	635	183	
STF (mg/L)	788	796	724	860	1240	764	680	1448	616	568	772	688	12	829	258	74	
SST (mg/L)	356	452	556	476	448	416	436	388	340	344	364	380	12	413	64	18	
SSV (mg/L)	280	352	460	384	364	312	352	332	280	256	272	264	12	326	60	17	
SSF (mg/L)	76	100	96	92	84	104	84	56	60	88	92	116	12	87	17	5	
SDT (mg/L)	2952	3500	2980	2340	2424	2104	3228	2824	1576	1612	2296	2848	12	2557	605	175	
SDV (mg/L)	2240	2804	2352	1572	1268	1444	2632	1432	1020	1132	1616	2296	12	1817	612	177	
SDF (mg/L)	712	696	628	768	1156	660	596	1392	556	480	680	572	12	741	265	77	
SSed. (mL/L)*	4.4	4.9	3.9	6.8	4.3	7.3	6.4	5.9	8.3	6.4	5.8	6.2	12	6			
N Amoniacal (mg/L)	33	36	30	36	31	29	35	31	30	30	31	31	12	32	2	1	
N Total Kjeldahl (mg/L)	60	91	60	69	64	57	57	60	58	62	63	58	12	63	9	3	
Fosfatos Totales (mg/L)	20	20	30	22	21	17	15	9	14	18	22	21	12	19	5	1	
S.A.A.M. (mg/L)**		1.9		2.2				2.8			3.1						

N: número de datos; S: aproximación a la desviación estándar del universo; Sm: desviación estándar de la media

■ No se analizó la muestra; M. E.: muestra estropeada; \* valor promedio de muestras puntuales (ver Anexo II); \*\* posible error en técnica analítica.

El muestreo iniciaba a las 9:00 A.M. y terminaba a las 7:00 A.M. del día siguiente.

**Tabla 6.4. Caracterización del efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente norte de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala**  
**Parámetros fisicoquímicos**

Parámetro	Muestra compuesta (Marzo de 1996)													N	Promedio	S	Sm
	18-19	19-20	20-21	21-22	22-23	23-24	24-25	25-26	26-27	27-28	28-29	29-30					
pH*	7.0	7.0	6.9	7.1	6.9	7.0	6.9	6.9	6.9	6.9	6.9	6.9	6.9				
Temperatura (°C)*	19.3	19.0	19.0	18.9	18.8	18.4	18.2	18.2	18.7	18.8	19.0	19.1	12	19			
Conductividad (μS/cm)*	1328	1320	1183	1148	1191	1213	1068	1107	1075	1047	1066	1165	12	1159			
Alcalinidad Total (mg CaCO <sub>3</sub> /L)	404	400	376	384	420	392	360	364	352	340	340	384	12	376	26	7	
DQO Total (mg/L)	903	789	789	753	729	799	608	670	697	748	740	835	12	755	77	22	
DQO Soluble (mg/L)	636	481	450	503	321	580	395	494	491	499	491	561	12	492	82	24	
DBO <sub>5</sub> Total (mg/L)		431	242						230		296		4	300	92	46	
DBO <sub>5</sub> Soluble (mg/L)		262	211						145		188		4	202	49	24	
STT (mg/L)	2732	3436	3152	2436	2580	2264	3580	2208	1896	1900	2444	2836	12	2622	551	159	
STV (mg/L)	2036	2680	2404	1412	1724	1460	2840	1536	1276	1316	1708	2192	12	1882	540	156	
STF (mg/L)	696	756	748	1024	856	804	740	672	620	584	736	644	12	740	118	34	
SST (mg/L)	248	248	284	268	236	232	204	208	220	220	220	240	12	236	24	7	
SSV (mg/L)	172	188	156	216	196	168	168	164	176	164	172	192	12	178	17	5	
SSF (mg/L)	76	60	128	52	40	64	36	44	44	56	48	48	12	58	25	7	
SDT (mg/L)	2484	3188	2868	2168	2344	2032	3376	2000	1676	1680	2224	2596	12	2386	545	157	
SDV (mg/L)	1864	2492	2248	1196	1528	1292	2672	1372	1100	1152	1536	2000	12	1704	542	157	
SDF (mg/L)	712	696	628	768	1156	660	596	1392	556	480	680	572	12	741	265	77	
SSed. (mL/L)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	12	0			
N Amoniacal (mg/L)	43	41	40	40	42	40	61	39	39	39	37	37	12	42	6	2	
N Total Kjeldahl (mg/L)	51	56	51	51	50	54	54	53	51	55	53	47	12	52	2	1	
Fosfatos Totales (mg/L)	18	22	20	20	22	19	18	10	19	17	19	19	12	19	3	1	
S.A.A.M. (mg/L)**		2.0		2.2				3.5			2.9						

N: número de datos; S: aproximación a la desviación estándar del universo; Sm: desviación estándar de la media

■ No se analizó la muestra; \* valor promedio de muestras puntuales (ver Anexo II); \*\* posible error en técnica analítica

El muestreo iniciaba a las 9:00 A.M. y terminaba a las 7:00 A.M. del día siguiente.

Tabla 6.5. Parámetros evaluados en los lodos anaerobios de la cama del reactor anaerobio de Flujo Ascendente

Parámetro	Muestra puntual de lodo anaerobio ( 25 de marzo de 1996)	
	Nivel 1	Nivel 4
A. M. E. (g DQO-CH <sub>4</sub> /g SSV. d)	0.0052	0.0079
Contenido granular (0.4 y 0.6 mm)*	No detectado	No detectado
IVL (mL/g SST)	13.0	18.5
Velocidad de sedimentación (m/h)	0.8	6.0
SST (mg/L)	189 438	47 620
SSV (mg/L)	87 460	21 460
SSF (mg/L)	101 978	26 160
Contenido de SSV (% SSV)	46	45

A.M.E.: actividad metanógena específica

\* Diámetro de partículas

Tabla 6.6. Resultados del análisis helmintológico del influente y efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente norte de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamoxac, Tlaxcala

Muestra compuesta (Marzo de 1996)	Huevos de helmintos/L		Remoción (%)
	Influente	Efluente	
18-19	4.4	6.4	Hay incremento
19-20	7.2		
20-21	7.0	22	68.6
21-22	19.4	3.0	84.5
22-23			
23-24	16.6	1.2	92.8
24-25	24.4	3.0	87.7
25-26	19.4	7.8	59.8
26-27	25.2	6.8	73.0
27-28	17.0	4.2	75.3
28-29	19.6	4.2	78.6
29-30	13.2	4.8	63.6
N	11	10	9
Promedio	15.8	4.4	76.0
S	7.0	2.1	11.1
Sm	2.1	0.7	3.7

N: número de datos; S: aproximación a la desviación estándar del universo;

Sm: desviación estándar de la media

■ Muestra estropeada

Tabla 6.7. Resultados del análisis helmintológico del lodo anaerobio del reactor anaerobio de flujo ascendente norte de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamoxac, Tlaxcala.

Muestra puntual	Fecha	H. H/g SST	H.H. /L de lodo
Nivel 1	25 de marzo de 1996	45	8625
Nivel 4	25 de marzo de 1996	85	4048

H.H.: Huevos de helmintos

\*Concentración de lodo: 189 438 mg SST/L (nivel 1) y 47 620 mg SST/L (nivel 4)

Figura 6.3. Alcalinidad total en influente y efluente

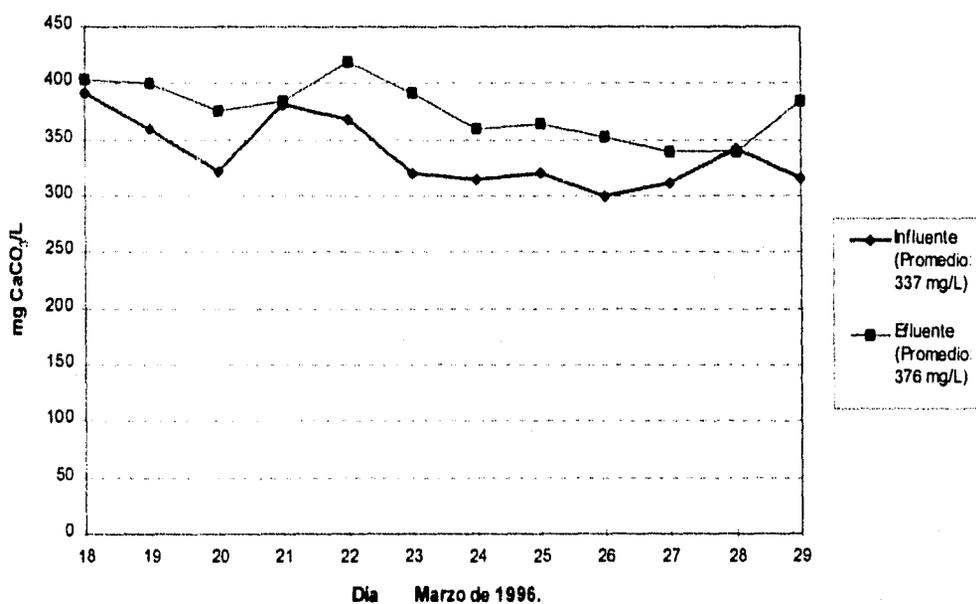


Figura 6.4. DQO total en influente y efluente

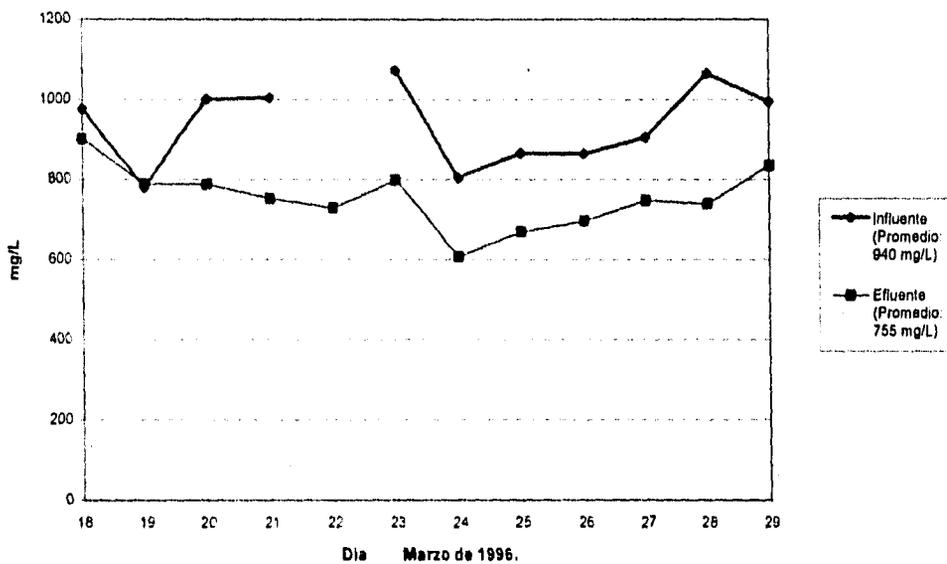
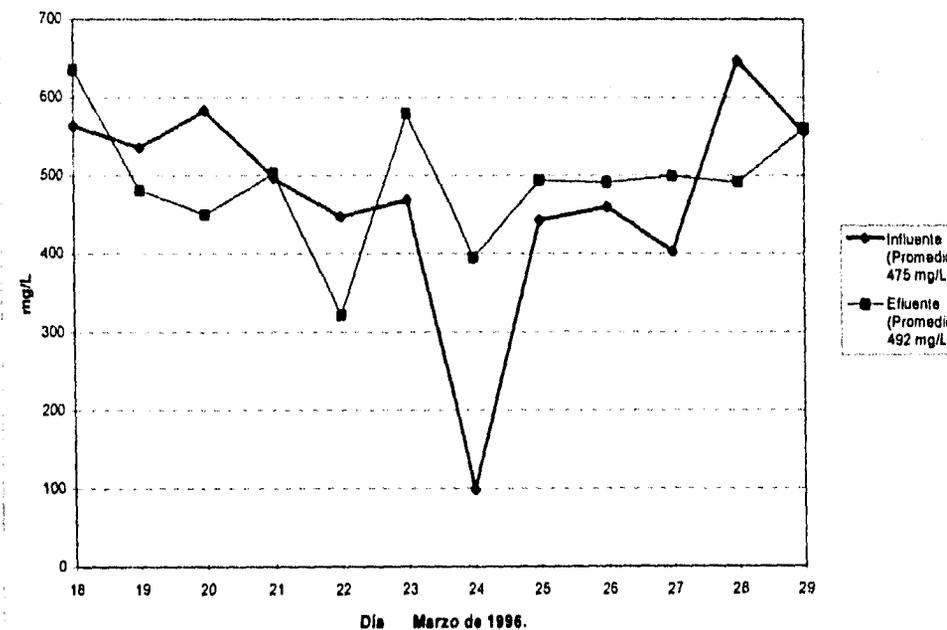


Figura 6.5. DQO soluble en influente y efluente



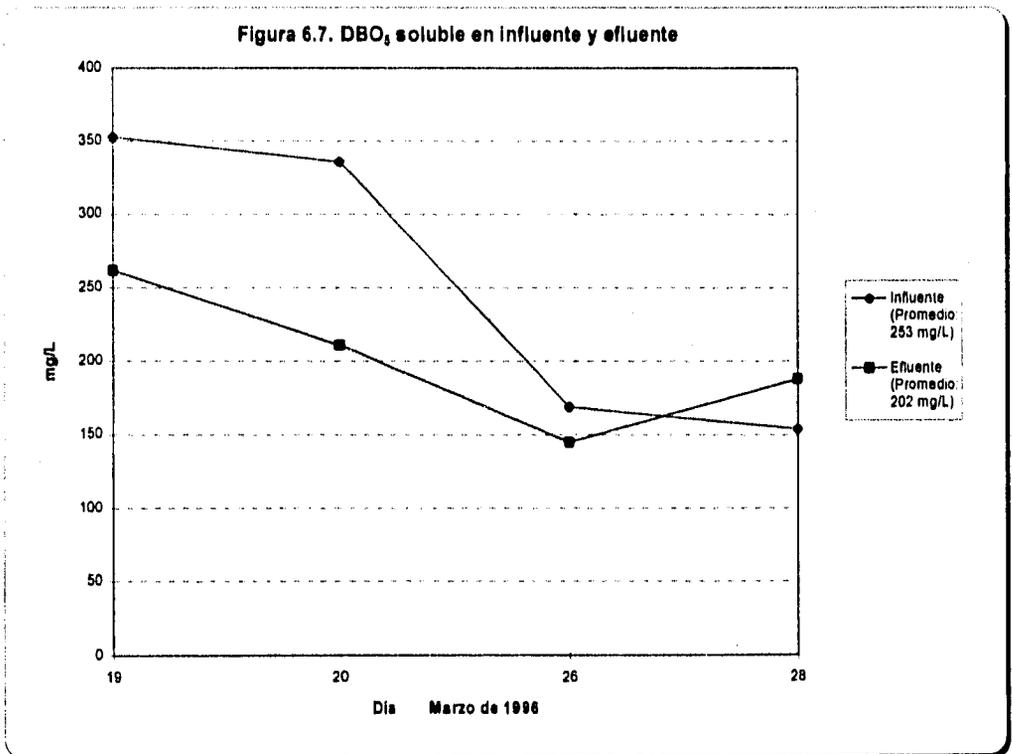
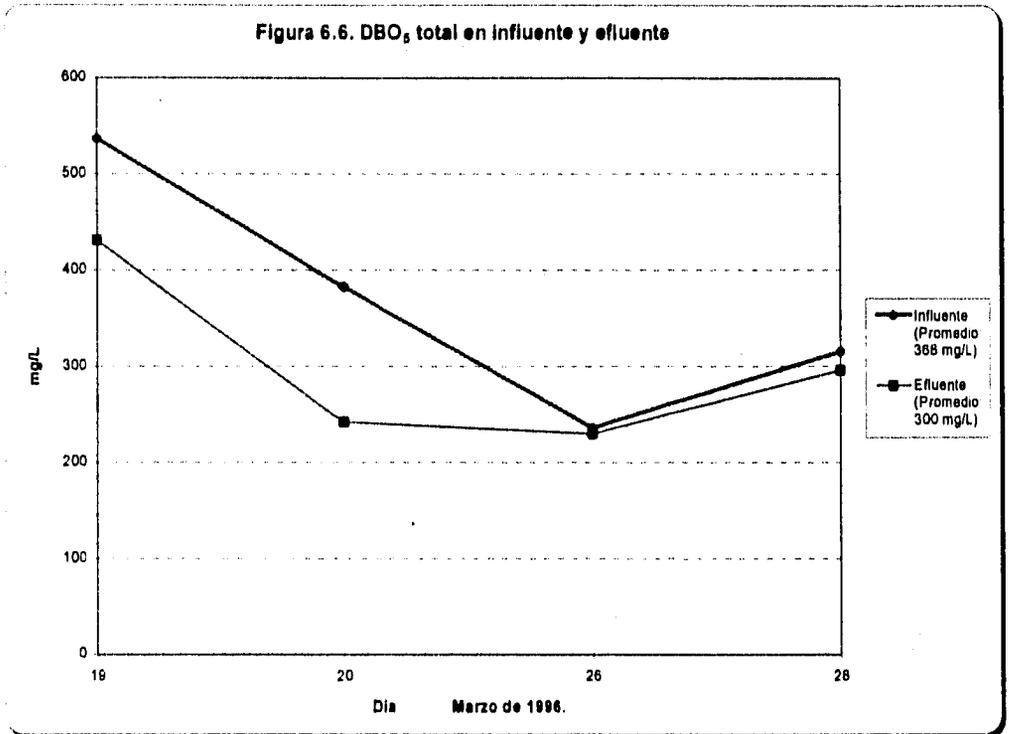


Figura 6.8. Sólidos totales totales y sólidos totales volátiles en influente y efluente

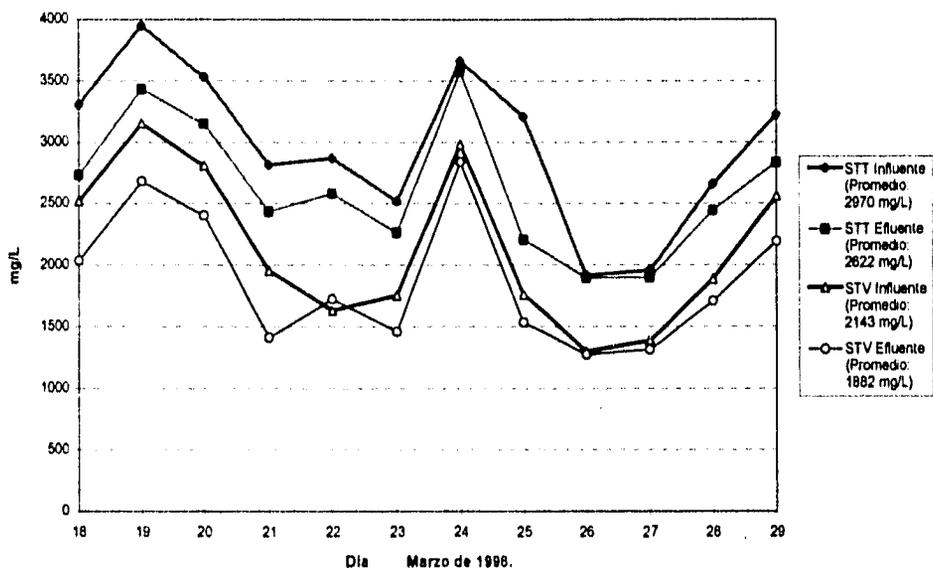


Figura 6.9. Sólidos suspendidos totales y sólidos suspendidos volátiles en influente y efluente

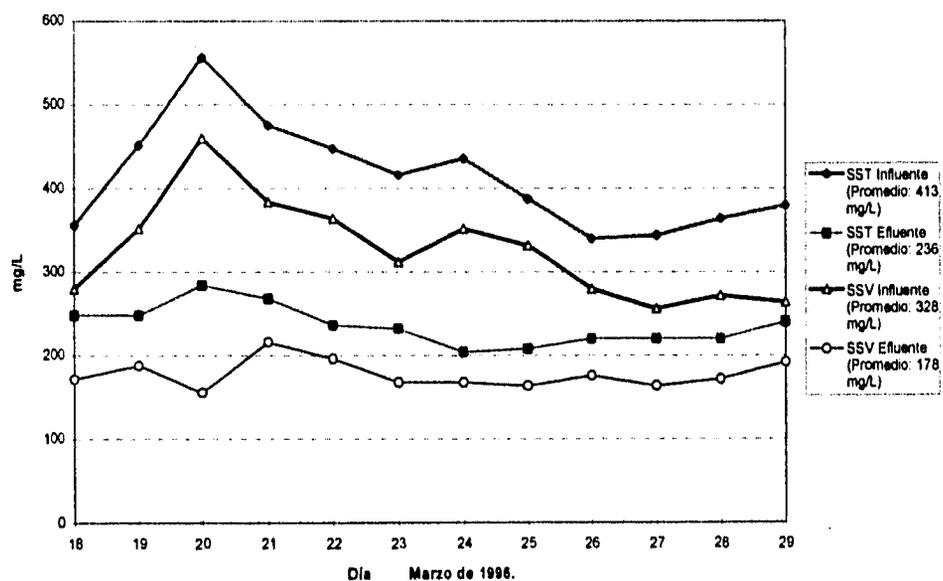


Figura 6.10. Sólidos disueltos totales y sólidos disueltos volátiles en Influyente y efluente

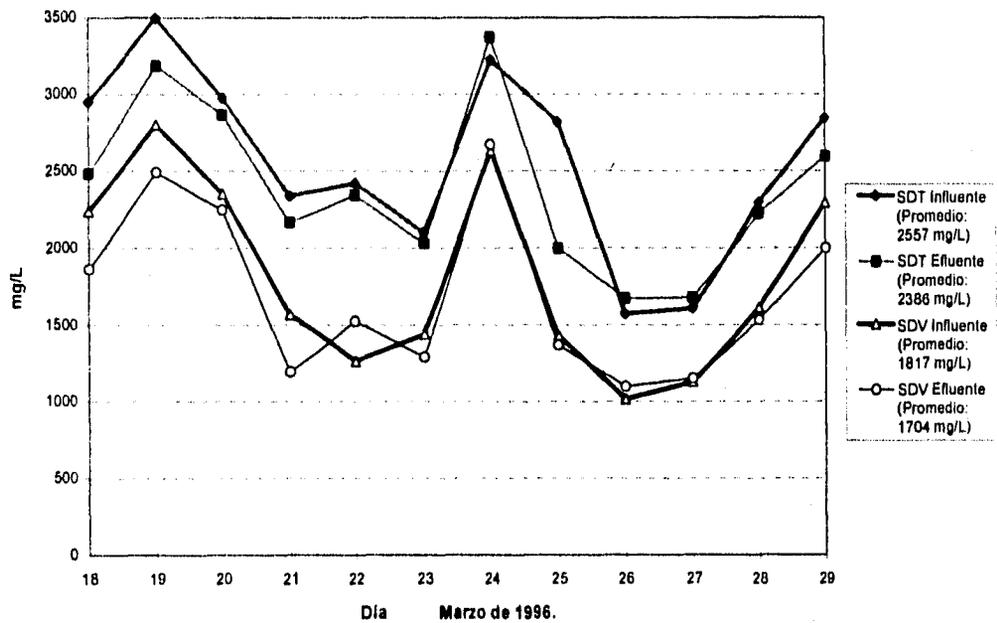


Figura 6.11. Nitrógeno total Kjeldahl y nitrógeno amoniacal en influente y efluente

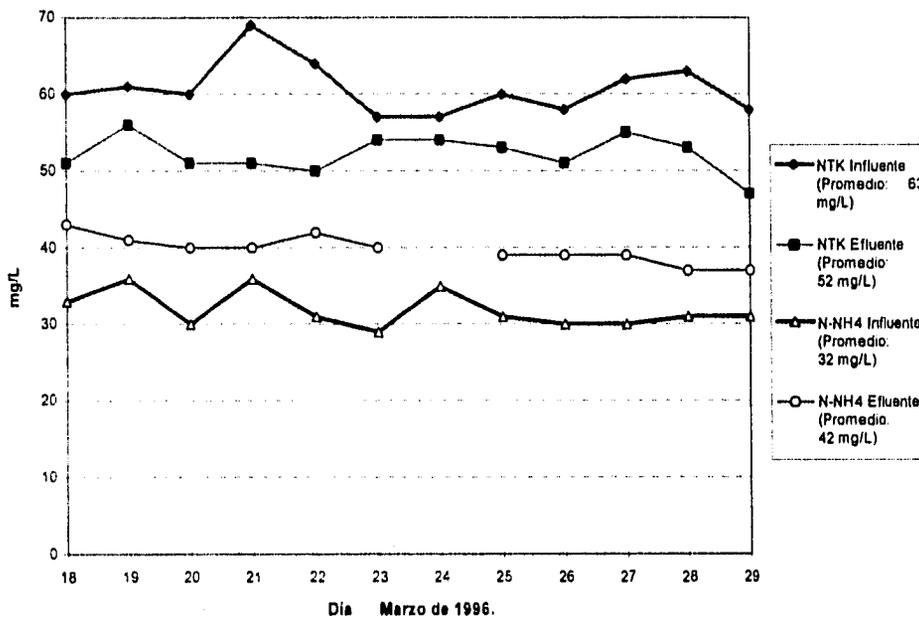
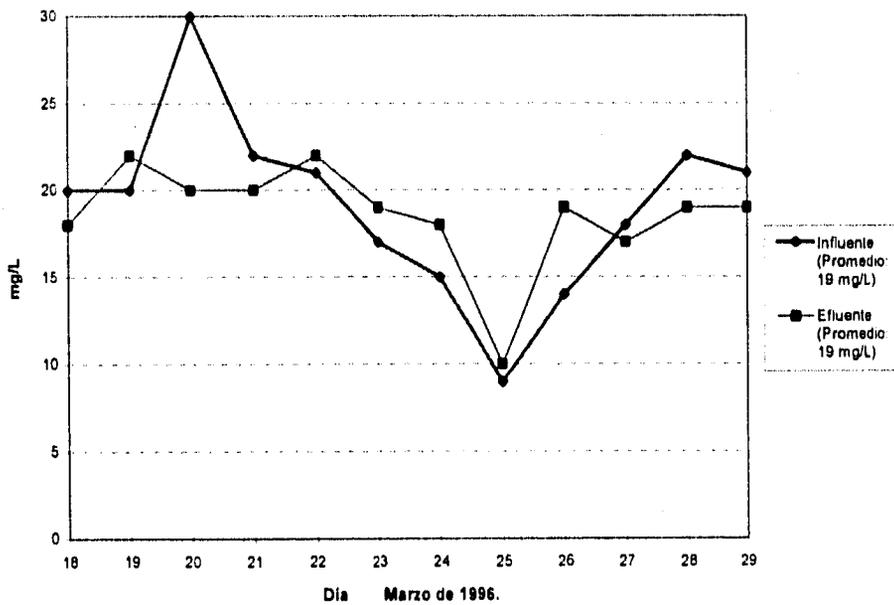


Figura 6.12. Fosfatos totales en influente y efluente



## 5. Análisis de resultados

Durante el período en que se dio seguimiento al funcionamiento del reactor anaerobio, las características de la alimentación diferían de aquellas con las cuales fue diseñado primeramente. Esto no es extraño, ya que se incorporaron descargas industriales. Una comparación entre el influente de la planta del año de 1994, cuando todavía la planta no era alimentada con agua residual municipal e industrial proveniente del corredor industrial Xiloxxtla, sino solamente con agua municipal de las poblaciones anteriormente indicadas, y el influente durante este estudio, lleva a observar una diferencia significativa entre estas dos aguas residuales, que pueden influenciar el comportamiento del reactor.

Al comparar los parámetros del influente reportados para 1994 en informes internos del laboratorio de ECCAET (no presentados en este estudio) con los de la caracterización realizada en este trabajo, pueden apreciarse diferencias relevantes:

a. En primer lugar, el agua residual del influente durante este estudio fue más concentrada con valores de  $DQO_{total}$  que oscilan alrededor 1000 mg/L, mientras que durante 1994 se reportaban valores mensuales cercanos a 600 mg  $DQO_{total}$ /L. Sorprendentemente, la cantidad de materia orgánica biodegradable ha permanecido casi constante; se ha visto un ligero aumento de 310 a 388 mg  $DBO_5$ /L. Este hecho es muy importante, ya que implica que la cantidad de materia degradable biológicamente, a pesar de haber aumentado la concentración de materia orgánica total de la alimentación, no ha aumentado en la misma proporción. Con esto el reactor se vió necesariamente limitado en su eficacia de remoción de la DQO.

b. También la concentración de sólidos totales en el influente ha aumentado. Este aumento ha sido mayor del 100% (de un valor cercano a 1000 mg STT/L en 1994 a casi 3000 mg STT/L en el período de este estudio). Estos sólidos siguen siendo en su mayoría sólidos disueltos totales. De la caracterización del influente de la planta, en la tabla 6.3. , puede observarse que la mayoría de los sólidos totales corresponden a sólidos volátiles (casi el 70%).

En los demás parámetros reportados por ECCAET para 1994, como nitrógeno amoniacal y nitrógeno total Kjeldahl, no existe ninguna variación importante. Los valores de pH, temperatura y conductividad en el influente no varían apreciablemente con los respectivos valores del mes de marzo de 1994, e inclusive con los de todo el año. Para el caso del período de duración de este trabajo, estos valores de campo se mantuvieron con valores relativamente constantes, cercanos a 7.0, 19-20 °C y 1000  $\mu$ S/cm, respectivamente.

Las mismas observaciones realizadas en la comparación de las características del influente de la planta durante 1994 y las del periodo de este trabajo, pueden aplicarse a una comparación con el influente promedio de 1995. Es importante, entonces, mencionar que con base en los resultados obtenidos en este estudio, el reactor anaerobio está trabajando con una alimentación más concentrada (DQO mayor), pero casi con la misma cantidad de materia biodegradable, con la que contaba en años anteriores. También, por el alto contenido en el influente de sólidos totales, la cantidad de sólidos suspendidos alimentados al reactor se ha incrementado, más de un 50%, en comparación con los años anteriores ( de un promedio anual de 230 mg SST/L en 1994 y de 250 mg SST/L en 1995 a 413 mg SST/L en este estudio).

Por otro lado, el funcionamiento del reactor anaerobio y de la planta de tratamiento en general, puede considerarse por debajo de lo satisfactorio. En 1994, la planta en conjunto trabajó con eficacias medias, anuales de remoción de  $DBO_5$  de 75 %, de  $DQO_{total}$  de 65 % y de sólidos suspendidos de 67 %. En 1995, estas eficacias de remoción fueron de 68%, 52% y 63%, respectivamente. Se aprecia un ligero descenso de estos valores. En el efluente final de la planta se tenían concentraciones promedio anuales de 189 mg  $DQO_{total}$ /L, de 75 mg  $DBO_5$ /L y 69 mg SST/L para 1994 y de 286 mg  $DQO_{total}$ /L, de 98 mg  $DBO_5$ /L y 79 mg SST/L para 1995.

Para el caso específico del reactor anaerobio, la eficacia promedio, anual de remoción de  $DBO_5$  fue de 58% y de  $DQO_{total}$  de 46% en 1994 y de 49% de  $DBO_5$  y de 41% de  $DQO_{total}$  en 1995. En este caso, también se observa el descenso en 9 y 5 puntos porcentuales de la eficacia de remoción de  $DBO_5$  y de  $DQO_{total}$ . De aquí que pueda afirmarse que el descenso de la eficacia de remoción de materia orgánica de la planta se deba principalmente a la menor eficacia obtenida en el reactor. Esto también subraya la importancia del reactor anaerobio en el tren de tratamiento como unidad básica y principal de depuración y como la unidad que controla el funcionamiento de todo el proceso. La disminución de las eficacias de remoción de materia orgánica quedan reflejadas en las mayores concentraciones de estos parámetros en el efluente de toda la planta, que se citaron en el párrafo anterior. El descenso general en el desempeño del reactor en el año de 1995, puede encontrar explicación en una desestabilización sufrida como consecuencia de la alimentación de aguas residuales industriales a la planta de tratamiento.

Los resultados obtenidos en este estudio indican que el reactor anaerobio, en el período evaluado, no estaba trabajando adecuadamente, en relación con la remoción de materia orgánica, ya que tenía muy bajas eficacias de remoción ( 20% de  $DQO_{total}$ , 23% de  $DBO_5$  y de 42% de SST). Las concentraciones de  $DQO_{total}$ , de  $DBO_5$  y de SST en el efluente del reactor anaerobio eran de 755 mg/L, 300 mg/L y 236 mg/L, respectivamente. Estos valores están muy por encima de los valores que se tenían en el efluente del reactor en 1994 e inclusive en 1995. Aunque la remoción de SST es casi del 50%, las remociones obtenidas

son muy bajas. La historia del reactor que se ha presentado y los resultados obtenidos en este estudio, señalan que el desempeño del reactor fue desmejorando gradualmente, hasta llegar a este bajo rendimiento.

El mal desempeño en la remoción de materia orgánica de este reactor anaerobio no era de esperarse, ya que por sus mismos antecedentes de funcionamiento, y por la experiencia que se ha tenido con otros reactores anaerobios similares, se esperaba que estuviera funcionando bien e inclusive mejor que en los años anteriores. En la actualidad, se cuenta ya con valiosa información proveniente de plantas de tratamiento de aguas residuales municipales con reactores UASB (ver capítulo 4), que son los reactores que más se asemejan al diseño del reactor anaerobio de la planta de Atlamaxac.

Entre estas plantas de tratamiento de aguas residuales municipales con reactores UASB, se encuentra la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales "Río Frio" en Bucaramanga, Colombia, que en la actualidad es la planta más grande en operación con reactores UASB para la depuración de aguas residuales municipales (Schellinkhout *et al.*, 1988). Esta planta cuenta con tres reactores UASB de 3300 m<sup>3</sup> de capacidad cada uno y dos lagunas como postratamiento. Cada reactor trata aproximadamente 648 m<sup>3</sup>/h de agua residual. Aunque el agua residual es más diluida que la del influente de la planta de Atlamaxac, con valores promedio para 1995 de 365 mg DQO<sub>total</sub>/L, 171 mg DBO<sub>5</sub>/L, 225 mg SST/L y 175 mg SSV/L, las eficacias de remoción de materia orgánica son muy buenas, lo que muestra que la digestión anaerobia con estos reactores sí es capaz de tratar aguas de este tipo y que la falla en el desempeño del reactor de Atlamaxac no se debe a una incapacidad inherente al proceso en sí. Para 1995, en la planta de "Río Frio" se reportaron eficacias promedio anuales de remoción de DQO<sub>total</sub> de aproximadamente 63%, de DBO<sub>5</sub> de 76% y de SST de 74%, en cada uno de los reactores UASB y en el efluente de cada reactor se tuvieron concentraciones promedio de 133 mg de DQO<sub>total</sub>/L, 41 mg DBO<sub>5</sub>/L y 57 mg SST/L, lo que fundamenta lo anterior. Cabe mencionar que con las lagunas, las concentraciones de DQO<sub>total</sub> y de DBO<sub>5</sub> se ven reducidas hasta por debajo de 110 mg/L y 30 mg/L, respectivamente (Información directa proporcionada por Corporación Autónoma Regional para la Defensa de la Meseta de Bucaramanga).

Los resultados obtenidos de la operación de estos reactores UASB en Colombia y de algunas otras plantas de tratamiento de aguas residuales municipales con reactores UASB (Lettinga y Hulshoff, 1992; Van Haandel y Lettinga, 1994) lleva a pensar que el reactor anaerobio de Atlamaxac puede trabajar con eficacias de remoción de materia orgánica similares y que el bajo desempeño que ha mostrado se debe a problemas de diseño, principalmente hidráulico. Sin embargo, deben analizarse ciertos aspectos, de los cuales algunos ya se han tocado líneas arriba, que sí pueden estar influyendo en la operación del reactor. Uno de estos aspectos son las características del influente que se alimenta a la

planta, principalmente a partir de la fecha en que comenzaron a ingresar aguas residuales industriales.

Respecto a los nutrientes, nitrógeno y fósforo, el comportamiento del reactor ha sido el esperado, ya que la digestión anaerobia no remueve significativamente estos elementos. En el caso de fósforo, éste puede ser removido sólo hasta un 20-30%. En el caso del estudio realizado, sí se observa una remoción de nitrógeno total, aunque pequeña (17 %) y no se observa remoción de fósforo, en forma de fosfatos.

Como se mencionó con anterioridad, los resultados de este estudio indican que la concentración del agua residual del influente se ha incrementado. Sin embargo, a pesar de que los procesos anaerobios mejoran su desempeño con mayores concentraciones de materia orgánica (Noyola y Monroy, 1994), esto no sucedió en este caso. Esto puede explicarse por el hecho de que la materia orgánica biodegradable, medida como  $DBO_5$ , no aumentó tanto como la  $DQO_{total}$ . De aquí que los microorganismos siguieran con casi la misma disposición de sustrato que antes, pero con mayor concentración de materia no biodegradable. Además, el aumento en los sólidos suspendidos del influente provocó su acumulación en la cama de lodos, lo que perjudicó la actividad de la cama de lodos. Esto es factible pensarlo, ya que en el análisis de los lodos anaerobios de la cama del reactor se encontró mucha basura, principalmente fibras, las cuales se habían incorporado al volumen del lodo, pero no representaban biomasa activa, sino todo lo contrario. Este material no puede ser biodegradado, y puede entonces acumularse en el lodo, disminuyendo así su actividad, o ser expulsado en el efluente sin ninguna transformación, pero aún cuantificable como materia contaminante. La mayor concentración de sólidos suspendidos fijos en el lodo anaerobio de la muestra de la cama del reactor (ver tabla 6.5.), confirma esta observación. Se sospecha que la presencia de este tipo de materia en el influente se deba a las descargas industriales provenientes de las industrias textiles del corredor industrial. Este aspecto es muy importante, ya que las características del agua residual pueden determinar la selección del tipo de proceso anaerobio requerido para dar tratamiento al agua (Hall, 1992).

En este sentido puede afirmarse que la acumulación de sólidos suspendidos no biodegradables o parcialmente biodegradables pueden causar dilución de la actividad anaerobia de los lodos. Koster y Lettinga (1985) (citados en Hall, 1992), calcularon que una captación de SS del 4.75% de la  $DQO_{total}$  del influente, a una eficacia de tratamiento de 75-90%, podía reducir la actividad de la biomasa, y por lo tanto la capacidad del reactor en aproximadamente un 45%. Estas observaciones fundamentan las afirmaciones realizadas líneas arriba acerca del reactor de Atlamaxac.

Pueden existir otras causas, más determinantes, del mal funcionamiento del reactor anaerobio relacionadas con su operación y diseño, que son críticas para su buen

desempeño y que junto con la influencia de las arriba ya mencionadas, no han permitido el mejor funcionamiento del reactor. Entre estas causas podrían estar la mala distribución del influente en el fondo del reactor, la cual debe ser lo más uniforme posible, de tal forma que evite zonas muertas en el reactor; la baja velocidad ascendente del flujo de alimentación a través de la cama de lodos, la cual debe ser igual o poco menor a 1m/h y un área de flujo en la sección de sedimentación menor que el área de flujo en el zona de digestión, lo que resulta en velocidades de flujo mayores en la zona de sedimentación, en donde deben tenerse velocidades menores para que se facilite la clarificación del efluente.

Para determinar cuáles de estos problemas pueden estar afectando el desempeño del reactor, se han calculado, con las bases de diseño del mismo, algunos parámetros de operación actuales del reactor (ver tabla 6.8.). Los cálculos se presentan en el anexo IV.

**Tabla 6.8. Parámetros de operación del reactor anaerobio de flujo ascendente de la Planta de Atlamaxac**

<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>
Velocidad ascendente mínima en zona de sedimentación	0.53 m/h
Velocidad ascendente máxima en zona de sedimentación ( zona de paso entre mamparas de separador)	7.2 m/h
Velocidad ascendente en zona de digestión	0.31 m/h
Distribución de boquillas en el fondo del reactor	Aproximadamente 1 boquilla/ 5 m <sup>2</sup> de superficie del fondo del reactor
Tiempo de Retención Hidráulica	19 h

Al analizar el diseño del reactor anaerobio de Atlamaxac, se observa que éste presenta un diseño obsoleto de un reactor anaerobio de lecho de lodos. Este reactor podría considerarse como un tanque Imhoff modificado con una alimentación del influente por el fondo del reactor. A pesar de que esta distribución del influente ayuda al mejor desempeño de este diseño, respecto a un tanque Imhoff convencional, el diseño del reactor parece presentar ciertos problemas hidráulicos que no le hacen posible mejorar las eficacias de remoción de materia orgánica, más allá de los valores reportados para años anteriores. Con anterioridad se mencionó que el reactor anaerobio de Atlamaxac, aunque es un proceso anaerobio de biomasa suspendida y retenida por sedimentación, no es estrictamente un reactor UASB (Figura 6.2.) Por lo tanto, las remociones de materia orgánica pueden no llegar a ser tan altas como las citadas líneas arriba y en el capítulo IV.

El hecho de que el reactor sea un tanque Imhoff modificado hace que este diseño presente problemas hidráulicos que afectan el buen desempeño de la digestión anaerobia,

comparada con el que se podría tener en un reactor UASB. Uno de los primeros aspectos que fundamenta esta afirmación es que el área de flujo en la zona de sedimentación es significativamente menor, que la de la zona de digestión. De esta forma, si se cuida en el diseño la velocidad ascendente en la zona de sedimentación, la velocidad resultante en la zona de digestión será muy baja para un correcto funcionamiento de este tipo de reactores.

La velocidad ascendente calculada en la zona de sedimentación (a nivel de la descarga en las canaletas del efluente) es de 0.53 m/h. Esta velocidad es adecuada para permitir la sedimentación de lodo que haya logrado llegar a esta zona del reactor. Sin embargo, en la zona de paso entre las mamparas del separador gas-sólido-líquido (entrada a la zona de sedimentación,) se tiene una velocidad ascendente de 7.2 m/h, la mayor en todo el reactor, que por ser tan alta, no permite el retorno de los sólidos que comienzan a sedimentarse en una parte superior de la zona de sedimentación. Esto, aunado a que en la zona de digestión, en donde debería tenerse una velocidad ascendente del flujo del orden de 1 m/h, para que se expandiese el lecho de lodos y se tuviera un mayor contacto entre la biomasa y la materia orgánica, se presenta la menor velocidad ascendente de todo el reactor (0.31 m/h), lo que limita su funcionamiento. Como criterio de diseño de reactores UASB que traten efluentes municipales, se recomienda tener en la zona de digestión, velocidades iguales o poco menores a 1 m/h (Van Haandel y Lettinga, 1994). Esta velocidad debe permitir cierto grado de expansión del lecho de lodos, para facilitar el contacto entre los microorganismos y su sustrato, gracias a la turbulencia generada, y debe ser mayor que la de la zona de sedimentación.

Un factor que es crítico para el buen funcionamiento de un reactor UASB y en general de cualquier reactor de lecho de lodos, tal como el reactor de Atlamaxac e inclusive de los reactores de lecho fluidificado y expandido, es la homogénea distribución de la alimentación. Si se tiene una buena distribución de la alimentación que evite, en la medida de lo posible, la formación de zonas muertas y de cortos circuitos hidráulicos dentro del reactor anaerobio, y además un flujo de agua que ascienda con una velocidad cercana a 1 m/h, se asegurará que se dé el mayor contacto posible de la materia orgánica y la biomasa, y que por lo tanto se remueva la materia contaminante. Al evaluar el sistema de distribución del reactor anaerobio de Atlamaxac, se observa que se tienen 36 tubos que descargan en 36 boquillas en el fondo de cada reactor. Considerando el área del fondo del reactor, se puede calcular una distribución de boquillas de 1 boquilla por 5 m<sup>2</sup> de área de fondo de reactor. Esta distribución de boquillas es limitada. Generalmente, para reactores UASB que traten efluentes municipales, se recomienda 1 boquilla por cada 2 a 4 m<sup>2</sup>. Como punto de comparación, los reactores de la planta de tratamiento de Río Frío en Bucaramanga, Colombia, cuyas eficacias se reportan párrafos arriba, se construyeron con una boquilla de alimentación por 2.9 m<sup>2</sup> de área de fondo del reactor.

Se tiene entonces que los 2 módulos del reactor de Atlamaxac se encuentran trabajando con una deficiente distribución de la alimentación por el fondo del reactor y además con velocidades ascendentes, en zona de lodos, muy bajas, lo que indudablemente ha generado zonas muertas y acanalamientos en la cama de lodos del reactor, que hacen que la biomasa anaerobia no se expanda y esté inactiva. La inactividad del lodo anaerobio del lecho de lodos del reactor de Atlamaxac se ha constatado con la bajísima actividad metanogénica al ácido acético obtenida en los análisis realizados, los cuales dieron valores de 0.0052 y 0.0079 g CH<sub>4</sub> - DQO/gSSV.d. En general, un lodo anaerobio se considera activo cuando registra actividades metanogénicas de 0.8 a 1.2 g CH<sub>4</sub> - DQO/g SSV.d, aunque para aguas municipales los valores adecuados son diez veces menores (0.08 a 0.12 ). Este parámetro se ve disminuido en el caso en el que los lodos contengan sólidos volátiles no biodegradables, ya que se miden como SSV, pero no son biomasa activa (Soto et al., 1993).

La diferencia entre las eficacias de remoción registradas en los reportes del funcionamiento del reactor anaerobio de los años 1994 y 1995, y las eficacias de remoción de materia orgánica con las que estaba trabajando el reactor durante el período de estudio, también puede encontrar explicación en la acumulación de lodo que se realizó durante este largo período. Hasta el momento en que se realizó este estudio, nunca se había purgado lodo del reactor; esto se hizo por primera vez a mediados del mes de mayo de 1996. Esto lleva a pensar que cuando se acumuló una cantidad adecuada de lodo aclimatado al agua residual municipal que se alimentaba, el reactor comenzó a trabajar en forma relativamente adecuada (año de 1994 y parte de 1995). Posteriormente, con la mayor acumulación de lodo y el cambio de las características del agua alimentada, el reactor disminuyó gradualmente sus eficacias de remoción de materia orgánica, debido a que con la mayor cantidad de lodo, el cual era de mala calidad, y la poca fuerza ascendente proporcionada por el flujo, la biomasa que se encontraba activa, era aquella poca que encontraba contacto con el sustrato digerible del influente en los acanalamientos del reactor y pocas zonas expandidas. Cabe especular que anteriormente, aunque con una deficiente distribución del influente por el fondo del reactor, debido a la menor cantidad de lodo, si era posible lograr su expansión y el contacto de la biomasa y con su sustrato. Esto podría llevar a concluir, que sería entonces necesario purgar lodo, para disminuir su concentración en el reactor. Pero esto llevaría a la subutilización del volumen del mismo, ya que por problemas de diseño, el reactor se encuentra sobredimensionado.

De esto último se llega a que es posible activar el lodo anaerobio del reactor, pero para ello es necesario atacar dos puntos básicos. Por un lado aumentar la velocidad ascendente del flujo de agua y mejorar la distribución de la alimentación por el fondo del reactor y por otro, evitar la entrada al reactor de material, como fibras no biodegradables, que pueden acumularse en el lecho de lodos y perturbar el proceso de transferencia de masa sustrato-bacteria, bacteria-productos.

De los parámetros analizados en las muestras puntuales del día 20 de mayo de 1996 (ver tabla A.16., anexo II), se concluye que el reactor, hasta esta fecha, continuaba trabajando mal, con eficacias de remoción de DQO de 20 %. Los resultados de concentración de ácidos grasos volátiles (ácido acético, ácido propiónico y ácido butírico) en los efluentes del reactor muestran que alrededor de 70 mg/L de ácido acético aun permanecen en el efluente, lo que indica que la digestión anaerobia no se realiza extensamente. Esto había podido ser comprobado durante el muestreo, con los análisis de la composición de biogás, que se realizaron. Estos análisis mostraron una muy baja concentración de metano. Los resultados de remoción de  $DBO_5$  del primer periodo de estudio, concuerdan con estas observaciones. Además, realmente muy poca materia orgánica biodegradable del influente es hidrolizada y convertida hasta metano y  $CO_2$ . Mucha materia orgánica deja el reactor tal cual entra o en pequeñas cantidades hidrolizadas. Esto puede observarse de mejor manera en las gráficas de DQO y  $DBO_5$  total y soluble en función del tiempo (Figuras 6.6. y 6.7.). El reactor tiene capacidad de retener sólidos suspendidos, pero aparentemente no los está digiriendo.

Después de haber planteado este panorama general sobre el desempeño del reactor anaerobio de flujo ascendente de Atlamaxac, es importante mencionar que a pesar de que el reactor presenta evidencias de un mal funcionamiento, principalmente por los problemas de diseño antes enunciado, el lodo anaerobio que se acumula en el reactor presenta actividad, claro está, muy pequeña. Pero esto es un indicio de que el lodo puede recuperarse y convertirse en biomasa activa que degrade la materia orgánica del influente. Para esto es necesario realizar algunos cambios en la operación y configuración del reactor, que podrían llevar a esta unidad a funcionar hasta su máxima capacidad.

En relación a la remoción de huevos de helmintos, los resultados obtenidos constituyen información valiosa acerca de este fenómeno en reactores anaerobios de lecho de lodos, que permiten determinar cuál es la capacidad de remoción de estos organismos en estos procesos de tratamiento de aguas residuales municipales y domésticas.

Se han realizado relativamente poco estudios sobre el desempeño de reactores UASB en la remoción de organismos patógenos de aguas residuales, específicamente de parásitos. Sin embargo, existen ya algunos resultados de experimentaciones que señalan la buena capacidad de remoción de estos microorganismos de las aguas residuales.

La mayoría de los estudios relacionados con la remoción de microorganismos patógenos de aguas residuales por medio de reactores UASB, ha sido realizada en Brasil, en reactores a escala piloto y real. Los estudios han reportado resultados interesantes sobre la remoción de huevos de helmintos y los posibles mecanismos involucrados en dicho

proceso. En la sección 2.5.15. del capítulo IV se presenta la información más importante al respecto.

De esta serie de experimentaciones se ha concluido que por las altas eficacias de remoción de huevos de helmintos observadas y por la acumulación de estos en los lodos de la cama del reactor (204.5 huevos de helmintos/L de lodo) (Tavares y Rossin, 1993), la sedimentación juega el papel principal en la remoción de estos organismos en el reactor UASB, y que la presencia de más sólidos suspendidos en el efluente del reactor aumenta la concentración de huevos en el mismo, ya que los huevos tienden a adherirse a estos sólidos. Además, debe considerarse el efecto filtrante de la cama de lodos que permite el atrapamiento de los huevecillos, al hacer estos contacto con los sólidos de la biomasa.

De los resultados obtenidos en este estudio puede observarse que el reactor anaerobio estudiado es efectivo en la remoción de huevos de helmintos. La remoción promedio registrada en el período de estudio fue de 76 %, pero se llegó a tener una remoción máxima de 92.8 %. La remoción de parásitos registrada y la mayor concentración de huevos de helmintos en los lodos, demuestra que los huevos son acumulados en los lodos del reactor, lo que está de acuerdo con las observaciones citadas por otros investigadores. El hecho de que se haya encontrado un número mayor de huevos de helmintos por gramo de lodo en los lodos del nivel superior de la cama de lodos que en los lodos del nivel inferior podría explicarse por un arrastre de los huevos de helmintos a un nivel superior de la cama de lodos por la velocidad ascendente de la alimentación en el fondo del reactor. Sin embargo, por la mayor densidad de los lodos del nivel inferior, la cantidad de huevos de helmintos por litro es menor en el nivel superior que en el inferior. Ninguna información concluyente puede obtenerse de los datos del análisis en los lodos, ya que se analizó una sola muestra.

Por otra parte, aunque en la tabla de resultados no está incluida información referente a la diversidad de géneros encontrados, es muy interesante mencionar que en las muestras de los primeros cinco días, los géneros identificados fueron únicamente *Ascaris lumbricoides* (lombriz intestinal común) y *Trichuris trichiura* (tricocéfalo). A partir de las muestras del día 23, empezaron a presentarse géneros poco comunes como *Hymenolepis nana* y varias especies de *Trichuris* típicamente animales. También se observaron varios huevos larvados de *Ascaris* y *Trichuris*, lo que implica un proceso de desarrollo del embrión, que a su vez podría indicar una parasitosis reciente de alguna persona de la comunidad. Los huevos larvados sólo se observaron en las muestras del agua residual cruda.

No se realizaron estudios de viabilidad de los huevos, es decir, de la capacidad de los huevos de helmintos de alcanzar el estado infectante.

## **6. Conclusiones y Recomendaciones**

Este estudio sobre el desempeño del reactor anaerobio de flujo ascendente de la planta de tratamiento de aguas residuales de Atlamaxac, Tlaxcala ha permitido:

- a. Identificar fallas en el diseño de reactores anaerobios de flujo ascendente que no favorecen el proceso de digestión anaerobia y, que por lo tanto, tienen consecuencias negativas en su funcionamiento.
- b. Ratificar las razones por las cuales reactores tipo tanque Imhoff modificados a tipo flujo ascendente, son obsoletos para el eficaz tratamiento de aguas residuales municipales, especialmente, frente a otras opciones tecnológicas anaerobias, como el reactor UASB, que bien diseñados y operados, permiten obtener mayores eficacias de remoción de materia orgánica.
- c. Determinar que los procesos anaerobios de lecho de lodos tienen capacidad de remover organismos patógenos, tales como huevos de helmintos, a niveles satisfactorios.

Las conclusiones, a que estas observaciones han dado lugar, sobre el funcionamiento de los dos módulos del reactor anaerobio de Atlamaxac, son:

- a. El reactor anaerobio de esta planta está operando actualmente con muy bajas eficacias de remoción de materia orgánica, medidas como 20% de  $DQO_{total}$ , 23% de  $DBO_5$  y de 42% de SST, debido a fallas en el diseño y operación del reactor, tales como bajas velocidades ascendentes del influente a través del lecho de lodos, una insuficiente distribución homogénea de la alimentación en el fondo del reactor, y una introducción en el influente de materiales indeseables y posiblemente inhibitorios de la actividad de los lodos anaerobios.
- b. Las descargas industriales mezcladas con los efluentes municipales y que llegan a la planta de tratamiento como parte del flujo de alimentación pueden haber influenciado la desestabilización y desactivación de la biomasa activa del lecho de lodos del reactor anaerobio, debido a la presencia de una mayor cantidad de sólidos y materiales de desecho, que al acumularse en la cama, dificultaron los fenómenos de transporte de masa de sustratos y productos entre el líquido y los microorganismos.
- c. Los reactores anaerobios de lecho de lodos de flujo ascendente son efectivos en la remoción de huevos de helmintos. En el efluente se encontró un promedio de 4.1 huevos de helmintos por litro. Con el postratamiento de lagunas de estabilización con que cuenta la planta, la remoción de huevos de helmintos es de esperarse que sea del 100%

d. La biomasa retenida en el reactor anaerobio muestra muy poca actividad metanogénica y por lo tanto no logra metabolizar toda la materia orgánica biodegradable que le es alimentada. Es necesario proporcionarle las condiciones necesarias para ello y utilizar a toda su capacidad el reactor anaerobio.

Para poder mejorar el desempeño del reactor anaerobio, en las condiciones actuales de operación de la planta de tratamiento, es necesario lograr la activación de la biomasa con las siguientes acciones:

- Aumento de la velocidad ascendente del flujo de alimentación a través de la cama de lodos. Para lograr aumentar la velocidad ascendente en la zona de digestión es factible pensar en aumentar el flujo de la alimentación y operar solamente un módulo del reactor con todo el flujo de agua residual que es alimentada a la planta. Con esta medida se obtendría una velocidad en la cama de lodos de 0.61 m/h, valor que todavía se encontraría por debajo del valor de 1 m/h con el cual se recomienda diseñar estos reactores. Esto haría que la cama de lodos se expandiera con mayor turbulencia y disminuiría las resistencias al transporte entre sustrato y microorganismos. Una consecuencia de este aumento de flujo, sería también el incremento de la velocidad ascendente en la zona de sedimentación a 1.06 m/h, lo que provocaría un efluente con la misma concentración de sólidos sedimentables registrada con el actual modo de operación o una concentración un poco mayor. Pero ante el aumento en la remoción de materia orgánica, la mayor cantidad de sólidos suspendidos no representaría una desventaja mayor, además de que existen las lagunas de postratamiento en donde se retendrían los sólidos así descargados.
- Realizar una distribución más eficaz de la alimentación por todo el fondo del reactor. El solo hecho de aumentar la velocidad ascendente no asegura una mejoría total del desempeño del reactor, ya que es necesario que el flujo de agua también se distribuya uniformemente por todo su fondo. De manera contraria a lo que implicaría un aumento de la velocidad ascendente, esta medida implicaría una modificación del diseño del reactor. Se recomendaría alimentar el reactor con una distribución de boquillas de 1 boquilla/2.5 m<sup>2</sup> de fondo de reactor. Debido a que si se alimentara todo el flujo de agua a un módulo del reactor, el otro quedaría sin operación, puede pensarse que mientras que un módulo siga dando tratamiento a todo el flujo de la planta, con eficacias de remoción de materia orgánica al menos similares a las actuales, una obra de remodelación podría llevarse a cabo en el otro módulo del reactor. Esta remodelación del reactor implicaría una adaptación de la obra civil que se tiene a una de un reactor UASB, lo que aseguraría eficacias de remoción de materia orgánica mayores.
- Evitar que a la planta lleguen descargas industriales con materiales o sustancias inhibitorias de la actividad de la biomasa del reactor. Debe exigirse a las industrias que descargan a la red de alcantarillado que alimenta a la planta, brindar mínimamente un pretratamiento a sus descargas.

Debido a que una remodelación de los módulos del reactor anaerobio implicaría una decisión importante, es conveniente hacer otros comentarios al respecto. Esta remodelación podría realizarse en primera instancia en un módulo, mientras que el otro módulo, con un desempeño similar o mejor al actual, debido a la mayor velocidad ascendente, daría tratamiento a todo el caudal de alimentación de la planta. Por lo tanto, esta medida podría realizarse en un período amplio. Una vez que se terminara con la redistribución de las boquillas en el fondo de un módulo y con la reconstrucción del separador gás-sólido-líquido, en la parte superior del mismo, podría ponerse en funcionamiento. Ya en funcionamiento el módulo remodelado, podría iniciarse el mejoramiento del diseño del módulo faltante. Con los dos módulos convertidos a reactores UASB, se contaría con un reactor de reserva para una ampliación de la planta en el futuro, capaz de tratar el doble del caudal actual.

#### **Material de referencia**

APHA, AWWA y WPCF (1989). Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater..17a ed. American Public Health Association. Estados Unidos.

Hall, E. R. (1992). Anaerobic Treatment of Wastewaters in Suspended Growth and Fixed Film Processes en "Design of Anaerobic Processes for the Treatment of Industrial and Municipal Wastes". Vol. 7., Water Quality Management Library editado por Joseph F. Malina and Frederick G. Pohland., Technomic Publishing Co. Estados Unidos. pp. 41-118.

Lettinga, G. y Hulshoff, L. W. (1992). UASB Process Design for Various Types of Wastewaters en "Design of Anaerobic Processes for the Treatment of Industrial and Municipal Wastes", Vol. 7, Water Quality Management Library editado por Joseph F. Malina and Frederick G. Pohland. Technomic Publishing Co. Estados Unidos. pp. 119-145.

Noyola, A. y Monroy, O. (1994). Experiencias y Perspectivas del Tratamiento Anaerobio en México. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". 25-28 de octubre de 1994. Montevideo, Uruguay. pp. 331 - 340.

Schellinkhout, A., Jakma, F. F. G. M. y Forero, G. E. (1988). Sewage Treatment: the anaerobic way is advancing in Colombia. 5th International Symposium on Anaerobic Digestion. 22-26 de mayo de 1988. Boloña, Italia. Poster Papers. IAWPRC. pp. 767-770.

Soto, M., Méndez, R. y Lema, J. M. (1993). Operación y Control de Digestores Anaerobios (II). *Ingeniería Química*. Octubre. pp. 131-136.

Tavares Gasi, T. M. y Rossin, A. C. (1993). Fatores que Influenciam a remoção de microrganismos em reator UASB. 17º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental. 19-23 de septiembre de 1993. Natal, RN.

Van Haandel, A. C. y Lettinga, G. (1994). Anaerobic Sewage Treatment. A practical guide for regions with a hot climate. John Wiley and sons. Gran Bretaña.

---

# CAPÍTULO VII

---

## **Estimación de los Costos de Inversión de un Reactor UASB que trate Aguas Residuales Municipales**

Con el fin de facilitar y agilizar el cálculo de los costos de inversión de un reactor UASB que trate aguas residuales municipales y/o domésticas, de poder tener un valor de comparación respecto a otros procesos de tratamiento y de contar con los costos de inversión que podrían utilizarse en una evaluación económica de un proyecto de tratamiento de aguas residuales vía anaerobia, se ajustó una ecuación para el cálculo del costo de inversión de este tipo de reactores anaerobios, en función de su volumen. En este capítulo se mencionan los criterios y consideraciones tomados en cuenta para su cálculo y deducción.

### **1. Procedimiento general**

Los cuatro pasos principales que se siguieron en la deducción y el cálculo de la ecuación de costos directos de un reactor UASB que trate efluentes municipales en función de su volumen, fueron los siguientes:

- Diseño de reactores UASB
- Obra civil relacionada
- Cotización
- Deducción de la ecuación

El primer paso se dio con el diseño de varios reactores UASB en función de distintos flujos de agua residual. Con base en estos diseños se procedió a la obtención de los parámetros relacionados con la obra civil, que proporcionaron, junto con la información de diseño, los parámetros necesarios para realizar la cotización correspondiente. Finalmente, con los datos de costos totales de inversión y volúmenes del reactor se obtuvo la ecuación por

---

medio de una correlación de estas variables. En la ecuación se tomaron con especial consideración las variables que más influyen en el costo total de los reactores UASB para la actualización de los costos respecto al tiempo por medio de índices de costos.

## **2. Diseño de los reactores UASB**

Se diseñaron 7 reactores que fueran capaces de tratar 7 flujos distintos, de tal forma que estos flujos abarcaran un intervalo representativo de los caudales de agua residual municipal que pueden presentarse en México. Los flujos de diseño seleccionados fueron los siguientes: 20 L/s (72 m<sup>3</sup>/h), 50 L/s (180 m<sup>3</sup>/h), 100 L/s (360 m<sup>3</sup>/h), 250 L/s (900 m<sup>3</sup>/h), 500 L/s (1800 m<sup>3</sup>/h), 750 L/s (2700 m<sup>3</sup>/h) y 1000 L/s (3600 m<sup>3</sup>/h). Puede observarse que los flujos menores son más cercanos entre sí, que los flujos mayores, lo cual se debe a que, al inicio, se pensaba que los costos del reactor UASB podían mostrar un aumento más significativo al tratar flujos menores de agua, y por lo tanto tener volúmenes menores, que al ser de volúmenes mucho más grandes. Al obtener la ecuación final se vio que esto no era cierto, ya que la ecuación obtenida, que representaba el comportamiento de costos de inversión en función del volumen del reactor, correspondía a la de una línea recta.

### **2.1. Criterios generales de diseño**

El diseño de los reactores se realizó siguiendo los criterios generales expuestos en capítulos anteriores de este trabajo y con base en criterios de diseño propios del Instituto de Ingeniería de la UNAM.

Los criterios de diseño generales utilizados se enlistan a continuación.

#### **2.1.1. Cuerpo del reactor UASB**

- Tiempo de retención hidráulica = 6 h.
- Altura total del reactor = 6 m.
- Tirante de agua en el reactor > 5 m.
- Forma de la base del reactor, la más cuadrangular posible
- Reactor de paredes rectas
- Velocidad ascendente en zona de digestión  $\leq 1$  m/h
- Velocidad ascendente en zona de paso entre campanas < 3 m/h
- El reactor se construirá con tolvas en el fondo

#### **2.1.2. Campanas o separadores GSL**

- Campanas sumergidas
- Deflectores laterales e hileras de campanas superiores e inferiores

- Ángulo de inclinación de las paredes de las campanas: 45-60°
- Traslape entre las mamparas de las campanas superiores e inferiores: 10-20 cm
- Largo de campanas: 5 ó 10 m
- Ancho de campanas: 1 m
- Campanas conectadas a cámaras laterales de recolección de biogás

### **2.1.3. Sistemas de distribución del influente**

- Sistema de alimentación mediante cajas de distribución con registros. Un registro por boquillas de alimentación al fondo del reactor UASB.
- Las cajas de distribución cuentan con un canal de alimentación que distribuye el flujo a cada registro por medio de vertedores.
- Distribución de boquillas en el fondo del reactor: 1 boquilla/2 m<sup>2</sup> de fondo de reactor.
- La tubería de los registros hacia el fondo del reactor, desciende pegada a las paredes del reactor y posteriormente atraviesan la cama de lodos hasta el punto de descarga correspondiente.

### **2.1.4. Sistema de recolección del efluente**

- El agua tratada se capta por medio de canaletas colocadas en el espejo de agua del reactor, en la parte superior, las cuales a su vez conducen el agua a un canal común.
- Las canaletas tienen muescas triangulares (vertedores triangulares).
- Distribución de vertedores triangulares con un ángulo de 90° en vértice: 20 cm de distancia de vértice a vértice., a ambos lados de las canaletas.

### **2.1.5. Descarga de lodos**

- Tuberías de descarga de lodos, las cuales se encuentran a todo lo largo del reactor, en una parte inferior y superior de la cama de lodos (2 tuberías por el fondo y 2 a una altura de 3 m).
- Las tuberías de descarga de lodos atraviesan lateralmente las paredes del reactor, por lo que no es necesario descargarlos en la parte superior del reactor, lo que implicaría la perforación de las campanas recolectoras de biogás.

### **2.1.6. Modulación de reactores UASB**

- La modulación o construcción de varios reactores UASB del mismo volumen en paralelo, se realizó a partir de volúmenes mayores a 400-600 m<sup>3</sup>.

### **2.1.7. Vertedores y canales de alimentación y descarga del efluente**

Las ecuaciones empleadas en el diseño de los canales y cajas de distribución fueron:

- Ecuación de Bandini para canales rectangulares con base igual a dos veces el tirante hidráulico (De Azevedo y Acosta, 1988)

$$\lambda = \left( \frac{n \cdot Q}{R \cdot \sqrt{S}} \right) \quad (\text{Ec. 7.1.})$$

- en donde: Q: flujo en m<sup>3</sup>/s  
n: coeficiente de Manning (0.016)  
R: coeficiente de forma (1.26 para canales rectangulares)  
S: pendiente en m/m (0.0005)  
λ: tirante hidráulico en m

- Ecuación para vertedores rectangulares (De Azevedo y Acosta, 1988)

$$Q = 1.838 L H^{3/2} \quad (\text{Ec. 7.2.})$$

- en donde: Q: flujo en m<sup>3</sup>/s  
L: longitud de cresta en m  
H: carga del vertedor en m

- Fórmula de Thompson (Ecuación para vertederos triangulares) (De Azevedo y Acosta, 1988)

$$Q = 1.4 H^{5/2} \quad (\text{Ec. 7.3.})$$

- en donde: Q: flujo en m<sup>3</sup>/s  
H: carga del vertedor en m

## **2.2. Resultados generales**

Con base en los criterios expuestos en el punto anterior, los principales resultados del diseño de los reactores UASB se presentan en la tabla 7.1.

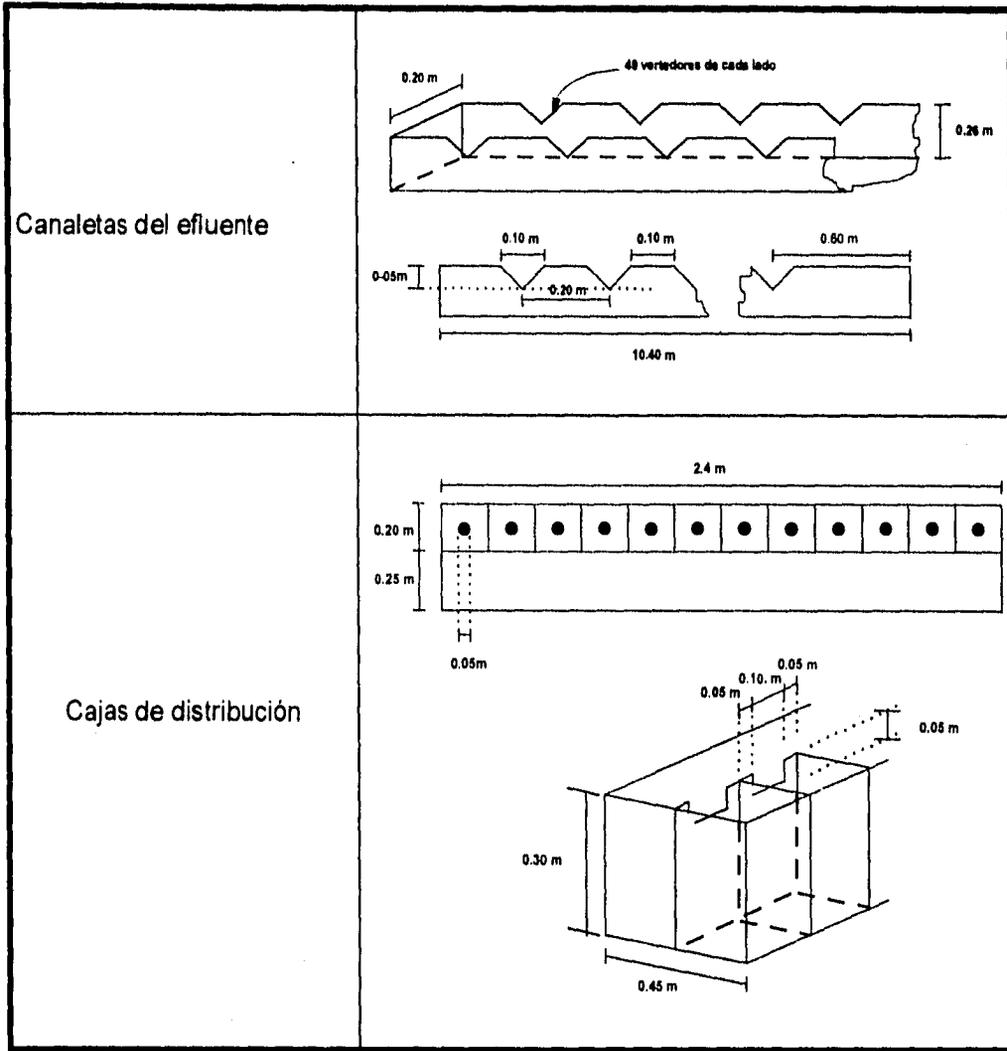
**Tabla 7.1. Principales parámetros obtenidos del diseño de los reactores UASB**

Parámetro	Flujo 20 L/s	Flujo 50 L/s	Flujo 100 L/s	Flujo 250 L/s	Flujo 500 L/s	Flujo 750 L/s	Flujo 1000 L/s
Longitud (m)	11.2	16.8	22.4	42	44.8	67.2	84
Ancho(m)*	8.4	11.2	16.8	22.4	42	42	44.8
Altura(m)*	6	6	6	6	6	6	6
Tirante (m)	5	5.74	5.74	5.74	5.74	5.74	5.74
Área del fondo (m <sup>2</sup> )	94	189	376	941	1882	2822	3763
Volumen (m <sup>3</sup> )	471	1080	2161	5401	10801	16201	21601
TRH (h)	6	6	6	6	6	6	6
Nº de módulos	1	2	4	10	20	30	40
Volumen por módulo (m <sup>3</sup> )	471	540	540	540	540	540	540
Nº de campanas	9	18	36	90	180	270	360
Nº de boquillas/ tolvas	48	96	192	480	960	1440	1920
Nº de canaletas	4	8	16	40	80	120	160
V <sub>ascendente</sub> (m/h)	0.8	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96

\* No toma en cuenta espesor de muro

**Tabla 7.2. Dimensiones de campanas recolectoras de biogás, canaletas del effluente y cajas de distribución de los reactores UASB modulares**

Dispositivo	Dimensiones
Campanas del separador GSL	<p>El diagrama muestra una campana recolectora de biogás (GSL) con una longitud de 10 m. La altura vertical desde la base hasta el borde superior es de 0.71 m. El ancho superior de la campana es de 0.87 m, y el ancho inferior en la base es de 1 m. El ángulo de inclinación de la pared lateral es de 55°.</p>



En el caso de las campanas, de las canaletas del efluente y de las cajas de distribución de flujo con 12 registros, propias de cada reactor, en todos los módulos de los reactores se emplearon los diseños con las dimensiones que se muestran en la tabla 7.2. Todas las campanas, canaletas y cajas de distribución de los reactores UASB tienen las mismas dimensiones, razón por la cual en la tabla 7.1. sólo se indica el número de estos dispositivos.

Las tolvas que van en el fondo de los reactores son pirámides cuadrangulares invertidas, que tienen una altura de 0.7 m y 1.4 m por cada lado de la base.

### 3. Obra civil

El conjunto de actividades que involucra la obra de construcción de un reactor UASB y que forma parte de los costos de inversión del reactor, se dividió en 4 partes principales: actividades preliminares, cimentación, estructura e instalaciones.

En cada parte de la obra civil se tomaron en cuenta los costos generales siguientes:

- |                                |                    |
|--------------------------------|--------------------|
| • Actividades preliminares     | • Estructura       |
| Trazo y nivelación del terreno | Concreto           |
| Despalme del terreno           | Acero              |
|                                | Cimbra y descimbra |
| • Cimentación                  | • Instalaciones    |
| Excavación                     | Tuberías           |
| Rellenos                       | Accesorios         |
| Acarreos fuera de obra         |                    |

Los parámetros y criterios generales relacionados con la obra civil y de construcción de los reactores UASB, que se tomaron en cuenta en la estimación del costo directo del reactor UASB se presentan a continuación.

#### 3.1. Cuerpo del reactor

- Tipo de suelo: I y II, semisaturado,  $\rho = 1.2 \text{ Ton/m}^3$
- Muros externos:
  - Espesor: 35 cm
  - Densidad de acero:  $100 \text{ kg/m}^3$
- Muros internos
  - Espesor: 15 cm
  - Densidad de acero:  $55 \text{ kg/m}^3$
- Muros de cajas de distribución
  - Espesor: 20 cm
  - Densidad de acero:  $70 \text{ kg/m}^3$
- Concreto: clase I, tipo B,  $f_c = 250 \text{ kg/cm}^2$ , con impermeabilizante y aditivos anticorrosivos
- Solamente la mitad del reactor se construye bajo tierra
- Para el cálculo del área de trazo, nivelación y despalme, se le sumó 1 m más de longitud a la medida de cada lado a paño externo.
- Por concepto de desperdicio de material se adicionó un 3 % del material requerido

- Las tolvas se consideraron separadamente. Su cotización fue similar a la de una caja de registro.

### **3.2. Campanas del separador GSL, canaletas del efluente y cajas de distribución con registros**

Como se mencionó con anterioridad, estos tres dispositivos tienen las mismas dimensiones en cada uno de los reactores UASB, por lo que a partir del precio unitario de cada pieza y del número de piezas que se requieren en cada módulo del reactor, puede deducirse el costo por reactor.

Las campanas de los separadores GSL, las canaletas para la evacuación del efluente y las cajas de distribución del influente con sus respectivos registros, se diseñaron para ser contruidos de resina poliéster isoftálica, reforzada con fibra de vidrio ( 2 capas de 450g/m<sup>2</sup> y una capa de fibra poliéster número 80) y con absorbedor de rayos ultravioletas. El espesor de los dispositivos considerado fue 5.0 mm.

### **3.3. Tubería y accesorios**

Tubería para la distribución del influente

Tubería de PVC hidráulico con 1 campana, 51 mm de diámetro  
Codos de 45 ° de PVC hidráulico, 51 mm de diámetro  
Coples de PVC hidráulico, 51 mm de diámetro  
Abrazaderas de perfil de acero de 1 ¼ in, con pintura anticorrosiva  
Soportería para tubo y abrazaderas de perfil de acero de 1 ¼ in, con pintura anticorrosiva

Tubería para la descarga de lodos de purga

Tubería de PVC hidráulico con 1 campana, 100 mm de diámetro  
Válvulas de mariposa para tubería de 100 mm  
Tubo ahogado en concreto, de acero cédula 40, diámetro 100 mm, con arandela sujeta a armado de muro y brida en un lado  
Cruces de PVC hidráulico, 100 mm de diámetro  
Soportería para tubo y abrazaderas de perfil de acero de 1 ¼ in, con pintura anticorrosiva

Tubería para conducción y descarga de biogás

Tubo de cobre, diámetro de 100 mm

Los accesorios correspondientes a la tubería de biogás se consideraron como un porcentaje del costo de la tubería (40 %).

### 3.4. Pasillos y barandales

Altura de barandal: 1.2 m

Ancho de pasillo: 1 m

Barandales con tubería de acero cédula 40, 50 mm de diámetro

Andador de rejilla de plástico reforzado con fibra de vidrio y resina isoftálica, con antiderrapante

### 3.5. Cajas de distribución

Concreto: clase I, tipo B,  $f'c = 250 \text{ kg/cm}^2$ , con impermeabilizante y aditivos anticorrosivos

Espesor de muros: 20 cm

Densidad de acero:  $70 \text{ kg/m}^3$

Tubería de polietileno de alta densidad y alto peso molecular RD-13.5 y RD-17 (solamente para tubería de diámetro de 65 cm)

Los accesorios correspondientes a la tubería se consideraron como un porcentaje del costo de la tubería (30 %).

### 3.6. Resultados generales

En la tabla 7.3. pueden apreciarse los parámetros de la obra civil relacionados con la construcción de los reactores UASB diseñados.

Cabe aclarar que en el cálculo del concreto, acero y cimbra también están consideradas las cajas de distribución de flujo y deflectores.

En la tabla 7.4. se enlistan los datos concernientes a las longitudes de tuberías y número de accesorios requeridos para cada uno de los reactores UASB.

En la figura 7.1. se presenta un esquema de la distribución de los módulos de los reactores UASB.

**Tabla 7.3. Parámetros de obra civil relacionada con la construcción de los reactores UASB diseñados**

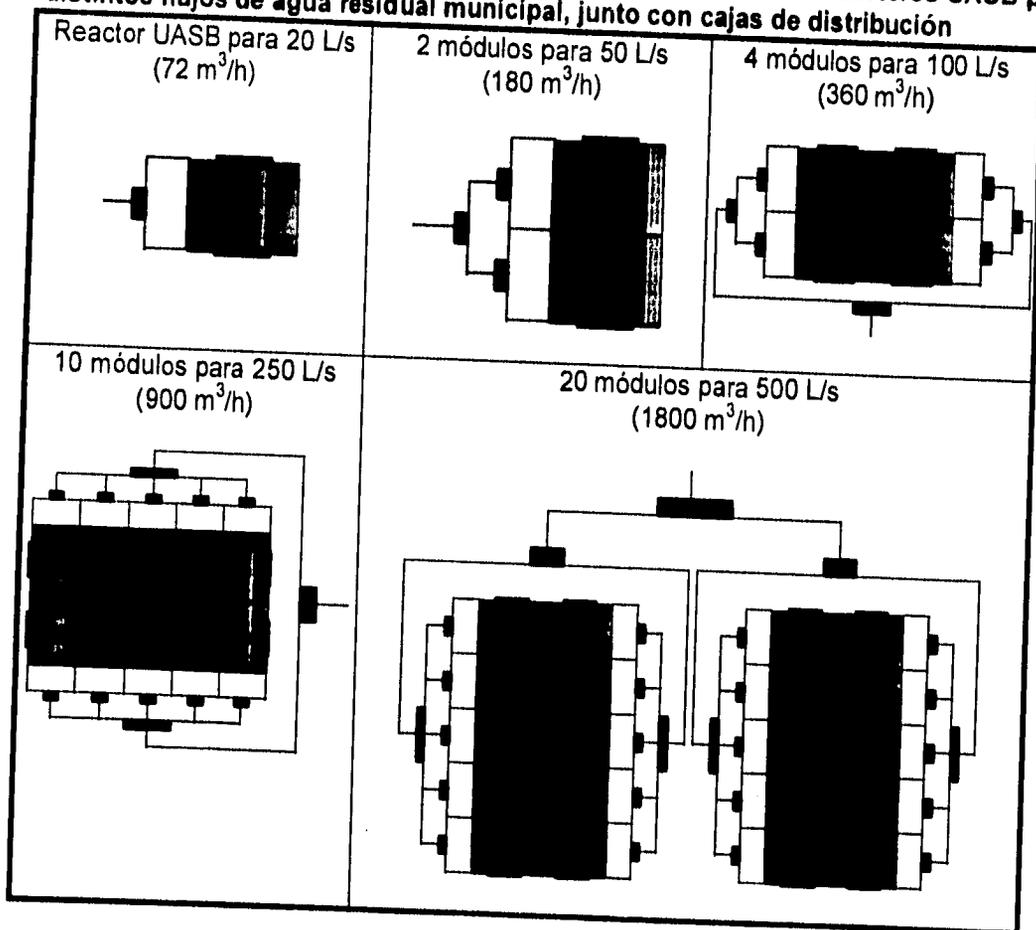
Parámetro	20 L/s	50 L/s	100 L/s	250 L/s	500 L/s	750 L/s	1000 L/s
Trazo y nivelación (m <sup>2</sup> )	164	290	521	1215	2529	3843	4927
Despalme (m <sup>2</sup> )	164	290	521	1215	2529	3843	4927
Excavación (m <sup>3</sup> )	550	972	1746	4071	8397	12723	16355
Rellenos (m <sup>3</sup> )	162	219	280	474	850	1227	1600
Acarreos (m <sup>3</sup> )	715	1264	2270	5293	10916	16539	21694
Concreto total (m <sup>3</sup> )	168	291	576	1311	2478	3640	4802
Acero total (kg)	15848	26902	52978	118612	220822	322663	424176
Cimbra total (m <sup>2</sup> )	589	1037	1990	4502	8509	12491	16475

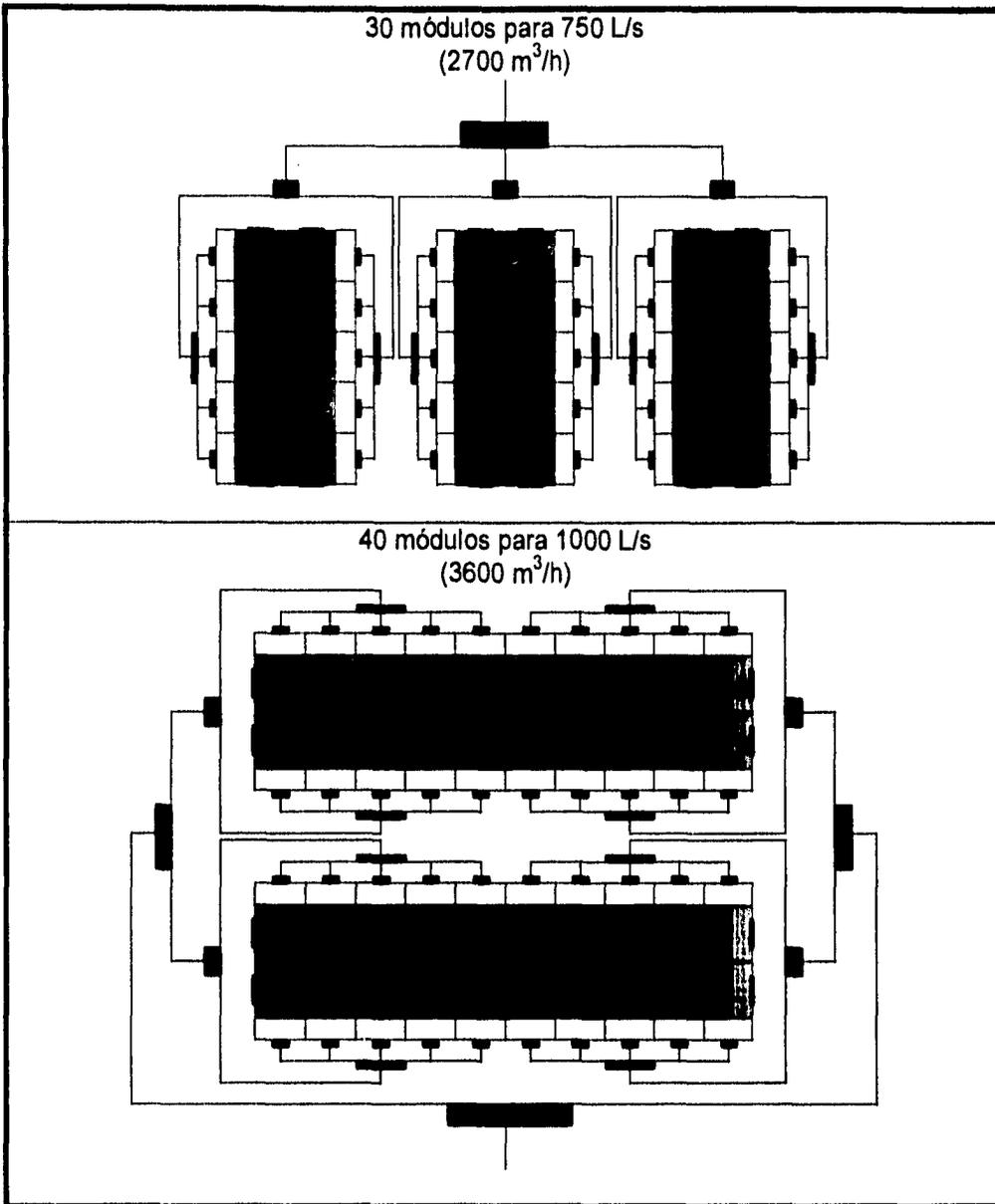
**Tabla 7.4. Tubería y accesorios utilizados en los módulos de los reactores UASB que tratan distintos flujos de agua residual**

Parámetro	20 L/s	50 L/s	100 L/s	250 L/s	500 L/s	750 L/s	1000 L/s
<b>Distribución del influente</b>							
Longitud de tubería (m)	368	736	1472	3680	7360	11040	14720
Nº de codos 45 °	48	96	192	480	960	1440	1920
Nº de coples 45 °	48	96	192	480	960	1440	1920
Nº de abrazaderas	128	256	512	1280	2560	3840	5120
Nº de soportes	64	128	256	640	1280	1920	2560
<b>Descarga de lodos</b>							
Longitud de tubería (m)	42	84	168	420	840	1260	1680
Nº de tubos c/ arandela	4	8	16	40	80	120	160
Nº de válvulas	4	8	16	40	80	120	160
Nº de cruces	28	56	112	280	560	840	1120
Nº de soportes	10	20	40	100	200	300	400
<b>Biogás</b>							
Longitud de tubería (m)	9	18	36	90	180	270	360

Longitud de tubería de cajas de distribución (m)							
PVC 150 mm	26	52	104	260	520	780	1040
Poliétileno AD 20 cm	-	10	20	80	160	240	320
Poliétileno AD 25 cm	-	-	50	-	-	-	-
Poliétileno AD 40 cm	-	-	-	72	144	216	288
Poliétileno AD 45 cm	-	-	-	-	25	46	50
Poliétileno AD 65 cm	-	-	-	-	-	-	105
Nº de codos 45°, PVC, 150 mm	6	12	24	60	120	180	240
<b>Barandales</b>							
Longitud de tubería (m)	90	118	246	442	538	1197	1350
<b>Pasillos</b>							
Área de andador (m <sup>2</sup> )	25	33	69	124	151	337	280

Figura 7.1. Vista de planta de la distribución de los módulos de reactores UASB para distintos flujos de agua residual municipal, junto con cajas de distribución





#### 4. Cotización

La información generada en las secciones anteriores sirvió de base para la obtención del costo global del reactor UASB. A cada parámetro especificado en la obra civil, así como a la tubería y a los accesorios respectivos, se les determinó un costo unitario. Según el parámetro que se consideraba, varios rubros se integraron en un solo grupo, que generaba un solo concepto, al cual se le asignaba un costo unitario que incluía todos los materiales necesarios para su construcción, instalación o adecuación, según el caso, y la mano de obra relacionada con cada uno de ellos. De esta manera, se generó una serie de

conceptos con precios unitarios, que al ser multiplicados por el parámetro representativo del concepto (Tabla 7.5.), proporcionaba su costo directo (tabla 7.6.). La suma de los costos de cada concepto dio como resultado el costo total de inversión de cada reactor.

Para obtener los costos mostrados en el catálogo de conceptos de la tabla 7.6., fue necesario obtener los parámetros que se enlistan en la tabla 7.5. y que se refieren a cada concepto de la matriz de costos. Estos parámetros, cuyas unidades están indicadas en ambas tablas (7.5. y 7.6.), se multiplican por los costos unitarios para obtener el costo de cada concepto para cada reactor.

Cabe mencionar que a cada costo directo de cada concepto se le adicionó un 25 % más por costos indirectos (gastos técnico-administrativos) y utilidad. En la matriz de conceptos de la tabla 7.6. no se especifican todos los datos integrantes del costo unitario de cada rubro, ya que estos datos son información clasificada como restringida, por la empresa que apoyó en la cotización de los reactores UASB. Sin embargo, de forma general, puede decirse que en cada concepto están considerados los materiales de construcción, tanto principales como secundarios, mano de obra, equipos y herramientas relacionados con su construcción o instalación, equipo de seguridad, etc. Además, en ciertos conceptos, como el de tubería para la distribución de la alimentación, tubería de biogás y tubería de lodo, también se agrupan accesorios.

Por otro lado, los costos de fabricación y material relacionados con las campanas del separador GSL, con las canaletas del efluente y con las cajas de distribución del influente en el reactor, fueron cotizados por separado por una empresa especializada en la construcción de piezas de plástico reforzado. El costo de estos dispositivos lo constituyen el costo propio de cada pieza y el costo del molde, el cual es requerido para su producción en serie. Los costos unitarios por pieza de estos dispositivos también se enlistan en la tabla 7.6.

Todos los costos utilizados fueron costos actuales hasta julio y agosto de 1996.

##### **5. Obtención de la ecuación de costos de inversión en función del volumen del reactor UASB**

Con el fin principal de facilitar el cálculo del costo directo de un reactor UASB que trate aguas residuales municipales, sin descuidar la exactitud de la evaluación, se planteó el objetivo de obtener una ecuación del costo de inversión del reactor en función de su volumen útil o volumen de diseño.

### 5.1. Procedimiento de cálculo

En la obtención de la ecuación se siguió el procedimiento que a continuación se presenta.

a) Se determinaron cuáles eran los conceptos cuyos costos eran los más altos y que, por lo tanto, integraban y determinaban mayormente el costo total del reactor.

En la tabla 7.7. se presentan los porcentajes del costo total correspondientes a cada concepto. Puede apreciarse que es la estructura del reactor UASB, específicamente el concreto y el acero necesarios para su construcción, las variables que más influyen en el costo de inversión del reactor UASB. El volumen de concreto y los kilogramos de acero necesarios para la construcción de cada reactor UASB representan aproximadamente un 25-27 % y un 14-16 % del costo total, respectivamente. Ambos parámetros conforman el 39-43 % del costo de inversión del reactor. Este comportamiento es casi constante para los reactores UASB diseñados. En la figura 7.2. puede observarse más claramente dicho comportamiento. Es importante señalar, que después de estos costos, los costos de las tolvas y las campanas del separador GSL son los que inciden más fuertemente en el costo de inversión, aproximadamente en un 17-22 %.

**Figura 7.2. Porcentaje del costo total de inversión de los reactores UASB que representan el concreto, el acero y demás conceptos**

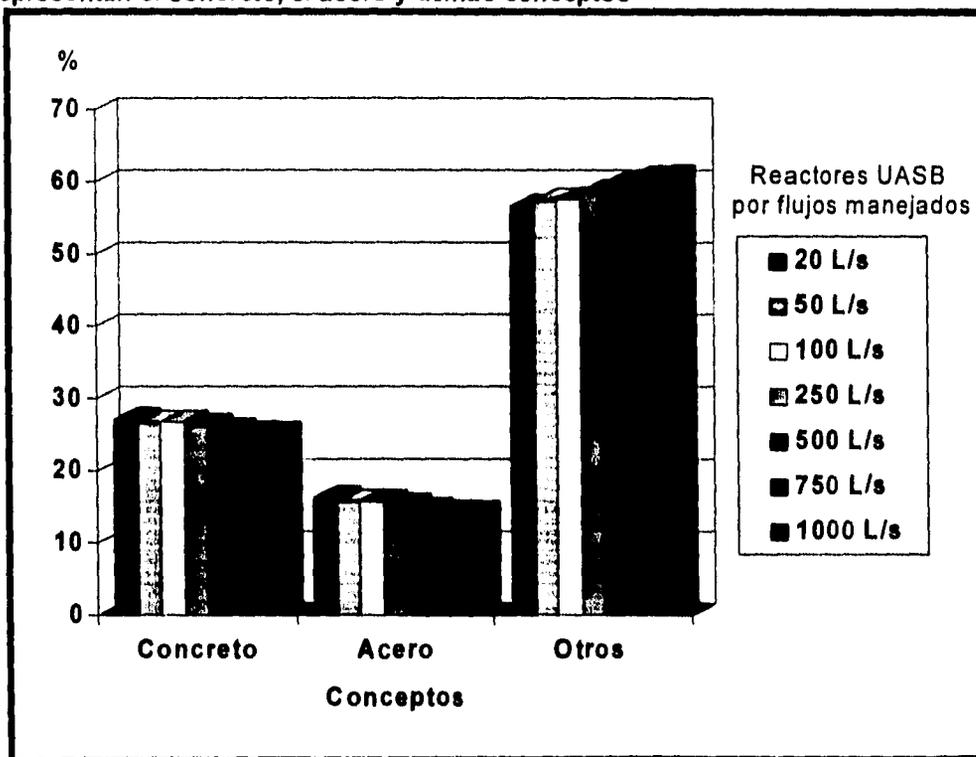


Tabla 7.5. Conceptos utilizados para la cotización de los reactores UASB que tratan aguas residuales municipales

Concepto	Unidad	Cantidades requeridas para cada reactor UASB según flujo tratado y capacidad						
		20 L/s	50 L/s	100 L/s	250 L/s	500 L/s	750 L/s	1000 L/s
		471 m <sup>3</sup>	1080 m <sup>3</sup>	2161 m <sup>3</sup>	5401 m <sup>3</sup>	10801 m <sup>3</sup>	16201 m <sup>3</sup>	21601 m <sup>3</sup>
<b>Preliminares</b>								
Trazo y nivelación	m <sup>2</sup>	164	290	521	1215	2529	3843	4927
Despalme de terreno a mano	m <sup>2</sup>	164	290	521	1215	2529	3843	4927
<b>Cimentación</b>								
Excavación por medios mecánicos	m <sup>3</sup>	550	972	1746	4071	8397	12723	16355
Compactación por medios mecánicos	m <sup>2</sup>	164	290	521	1215	2529	3843	4927
Plantilla de concreto	m <sup>2</sup>	164	290	521	1215	2529	3843	4927
Acarreo en camión a km subcuentas	m <sup>3</sup> /km	715	1264	2270	5293	10916	16539	21694
Relleno compactado con material de excavación	m <sup>3</sup>	162	219	280	474	850	1227	1227
<b>Estructura</b>								
Concreto	m <sup>3</sup>	168	291	576	1311	2478	3640	4802
Acero	kg	15848	26902	52978	118612	220822	322663	424176
Cimbra y desimbra	m <sup>2</sup>	589	1037	1990	4502	8509	12491	16475
<b>Dispositivos especiales</b>								
Campanas del separador GSL	Nº de piezas	9	18	36	90	180	270	360
Molde para campanas del separador GSL	Nº de piezas	1	1	1	1	1	1	1
Canaletas del efluente	Nº de piezas	4	8	16	40	80	120	160
Molde para canaletas del efluente	Nº de piezas	1	1	1	1	1	1	1
Cajas de distribución en reactor UASB	Nº de piezas	4	8	16	40	80	120	160
Molde para cajas de distribución	Nº de piezas	1	1	1	1	1	1	1
Tubería para distribución de la alimentación	Lote	1	2	4	10	20	30	40
Tubería de descarga de lodos	Lote	1	2	4	10	20	30	40
Tubería de recolección y descarga de biogás	Lote	1	2	4	10	20	30	40
<b>Tubería de cajas de distribución</b>								
Tubería de PVC hidráulico con campana, 300 mm	Lote	1	2	4	10	20	30	40
Tubería de polietileno de alta densidad, 20 cm	m		10	20	80	160	240	320
Tubería de polietileno de alta densidad, 25 cm	m			50				
Tubería de polietileno de alta densidad, 40 cm	m				72	144	216	288
Tubería de polietileno de alta densidad, 45 cm	m					25	46	50
Tubería de polietileno de alta densidad, 65 cm	m							105
Mano de obra	Lote	1	2	4	10	20	30	40
Pasillos	m <sup>2</sup>	25	33	69	124	151	337	380
Barandales	m	90	118	246	442	538	1197	1350
Tolvas	Nº de piezas	48	96	192	480	960	1440	1920

Tabla 7.6. Catálogo de conceptos para la construcción de reactores UASB que tratan aguas residuales municipales

Concepto	Unidad	Costo unitario (pesos)*	Costos por concepto para cada reactor UASB según flujo tratado y capacidad						
			20 L/s	50 L/s	100 L/s	250 L/s	500 L/s	750 L/s	1000 L/s
			471 m <sup>3</sup>	1080 m <sup>3</sup>	2161 m <sup>3</sup>	5401 m <sup>3</sup>	10801 m <sup>3</sup>	16201 m <sup>3</sup>	21601 m <sup>3</sup>
<b>Preliminares</b>									
Trazo y nivelación	m <sup>2</sup>	4.49	736	1302	2339	5455	11355	17255	22122
Despaje de terreno a mano	m <sup>2</sup>	11.09	1819	3216	5778	13474	28047	42619	54640
<b>Cimentación</b>									
Excavación por medios mecánicos	m <sup>3</sup>	48.38	26609	47025	84471	196955	406247	615539	791255
Compactación por medios mecánicos	m <sup>2</sup>	16.45	2698	4771	8570	19987	41602	63217	81049
Plantilla de concreto	m <sup>2</sup>	32.53	5335	9434	16948	39524	82268	125013	160275
Acarreo en camión a km subsecuentes	m <sup>3</sup> /km	1.16	829	1466	2633	6140	12663	19185	25165
Relleno compactado con material de excavación	m <sup>3</sup>	18.44	2987	4038	5163	8741	15674	22626	22626
<b>Estructura</b>									
Concreto	m <sup>3</sup>	780.37	131102	227088	449493	1023065	1933757	2840547	3747337
Acero	kg	4.99	79082	134241	264360	591874	1101902	1610088	2116638
Cimbra y descimbra	m <sup>2</sup>	38.08	22429	39489	75779	171436	324023	475657	627368
<b>Dispositivos especiales</b>									
Campanas del separador GSL	Nº de piezas	4900.00	44100	88200	176400	441000	882000	1323000	1764000
Molde para campanas del separador: GSL	Nº de piezas	6800.00	6800	6800	6800	6800	6800	6800	6800
Canaletas del efluente	Nº de piezas	2400.00	9600	19200	38400	96000	192000	288000	384000
Molde para canaletas del efluente	Nº de piezas	3400.00	3400	3400	3400	3400	3400	3400	3400
Cajas de distribución en reactor UASB	Nº de piezas	1950.00	7800	15600	31200	78000	156000	234000	312000
Molde para cajas de distribución	Nº de piezas	4100.00	4100	4100	4100	4100	4100	4100	4100
Tubería para distribución de la alimentación	Lote	18190.24	18190	36380	72761	181902	363805	545707	727610
Tubería de descarga de lodos	Lote	18584.95	18585	37170	74340	185850	371699	557549	743398
Tubería de recolección y descarga de biogás	Lote	1115.03	1115	2230	4460	11150	22301	33451	44601
<b>Tubería de cajas de distribución</b>									
Tubería de PVC hidráulico con campana, 300 mm	Lote	5221.32	5221	10443	20885	52213	104426	156640	208853
Tubería de polietileno de alta densidad, 20 cm	m	244.00	0	2440	4880	19520	39040	58560	78080
Tubería de polietileno de alta densidad, 25 cm	m	373.53	0	0	18677	0	0	0	0
Tubería de polietileno de alta densidad, 40 cm	m	836.16	0	0	0	60204	120407	180611	240814
Tubería de polietileno de alta densidad, 45 cm	m	1056.26	0	0	0	0	26407	48588	52813
Tubería de polietileno de alta densidad, 65 cm	m	1500.00	0	0	0	0	0	0	157500
Mano de obra	Lote	7362.16	7362	14724	29449	73622	147243	220865	294487
<b>Pasillos</b>									
Barandales	m	1497.09	37427	49404	103299	185639	226061	504519	568894
Tolvas	Nº de piezas	92.64	8338	10932	22789	40947	49840	110890	125064
		800.00	38400	76800	153600	384000	768000	1152000	1536000
<b>COSTO TOTAL DE INVERSIÓN (Pesos)**</b>									
			484065	849893	1680976	3900997	7441065	11260425	14900889
<b>COSTO SIN CONCRETO Y SIN ACERO (Pesos)</b>									
			273881	488564	967123	2286059	4405407	6809790	9036914

\*Costos actuales de julio de 1996. \*\* El costo total incluye el 25% de costos indirectos y utilidades.

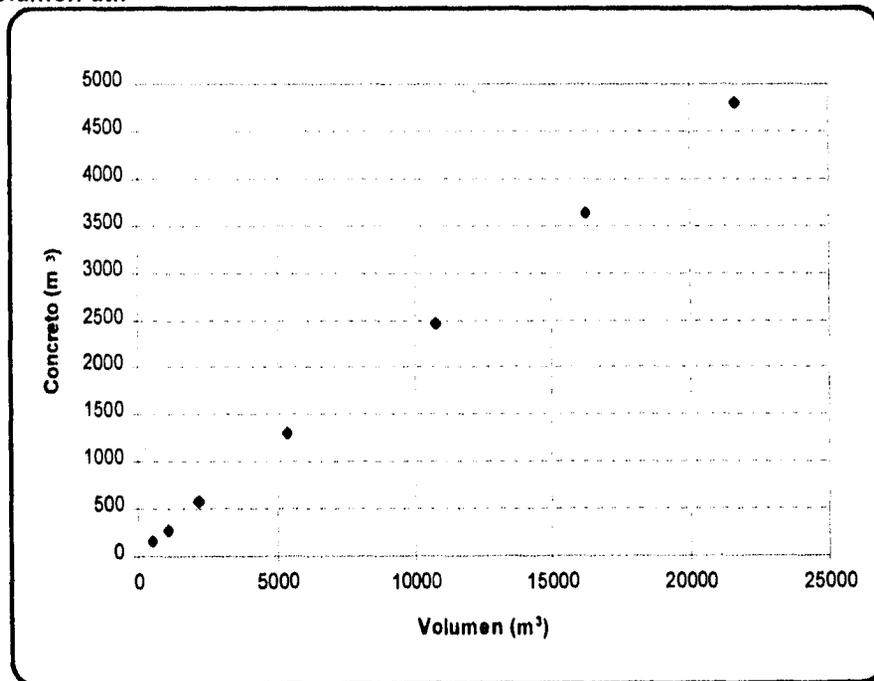
**Tabla 7.7. Porcentajes del costo total de los reactores UASB, correspondientes a cada concepto**

Concepto	Porcentajes de cada reactor UASB según flujo tratado y capacidad						
	20 L/s	50 L/s	100 L/s	250 L/s	500 L/s	750 L/s	1000 L/s
	471 m <sup>3</sup>	1080 m <sup>3</sup>	2161 m <sup>3</sup>	5401 m <sup>3</sup>	10801 m <sup>3</sup>	16201 m <sup>3</sup>	21601 m <sup>3</sup>
<i>Preliminares</i>							
Trazo y nivelación	0.2	0.2	0.1	0.1	0.2	0.2	0.1
Despalme de terreno a mano	0.4	0.4	0.3	0.3	0.4	0.4	0.4
<i>Cimentación</i>							
Excavación por medios mecánicos	5.5	5.5	5.0	5.0	5.5	5.5	5.3
Compactación por medios mecánicos	0.6	0.6	0.5	0.5	0.6	0.6	0.5
Plantilla de concreto	1.1	1.1	1.0	1.0	1.1	1.1	1.1
Acarreo en camión a km subsecuentes	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2
Relleno compactado con material de excavación	0.6	0.5	0.3	0.2	0.2	0.2	0.2
<i>Estructura</i>							
Concreto	27.1	26.7	26.7	26.2	26.0	25.2	25.1
Acero	16.3	15.8	15.7	15.2	14.8	14.3	14.2
Cimbra y desimbra	4.6	4.6	4.5	4.4	4.4	4.2	4.2
<i>Dispositivos especiales</i>							
Campanas del separador GSL	9.1	10.4	10.5	11.3	11.9	11.7	11.8
Molde para campanas del separador GSL	1.4	0.8	0.4	0.2	0.1	0.1	0.0
Canaletas del efluente	2.0	2.3	2.3	2.5	2.6	2.6	2.6
Molde para canaletas del efluente	0.7	0.4	0.2	0.1	0.0	0.0	0.0
Cajas de distribución en reactor UASB	1.6	1.8	1.9	2.0	2.1	2.1	2.1
Molde para cajas de distribución	0.8	0.5	0.2	0.1	0.1	0.0	0.0
<i>Tubería para distribución de la alimentación</i>	3.8	4.3	4.3	4.7	4.9	4.8	4.9
<i>Tubería de descarga de lodos</i>	3.8	4.4	4.4	4.8	5.0	5.0	5.0
<i>Tubería de recolección y descarga de biogás</i>	0.2	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3
<i>Tubería de cajas de distribución</i>							
Tubería de PVC hidráulico con campana, 300 mm	1.1	1.2	1.2	1.3	1.4	1.4	1.4
Tubería de polietileno de alta densidad, 20 cm	0.0	0.3	0.3	0.5	0.5	0.5	0.5
Tubería de polietileno de alta densidad, 25 cm	0.0	0.0	1.1	0.0	0.0	0.0	0.0
Tubería de polietileno de alta densidad, 40 cm	0.0	0.0	0.0	1.5	1.6	1.6	1.6
Tubería de polietileno de alta densidad, 45 cm	0.0	0.0	0.0	0.0	0.4	0.4	0.4
Tubería de polietileno de alta densidad, 65 cm	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	1.1
Mano de obra	1.5	1.7	1.8	1.9	2.0	2.0	2.0
<i>Pasillos</i>	7.7	5.8	6.1	4.8	3.0	4.5	3.8
<i>Barandales</i>	1.7	1.3	1.4	1.0	0.7	1.0	0.8
<i>Tolvas</i>	7.9	9.0	9.1	9.8	10.3	10.2	10.3

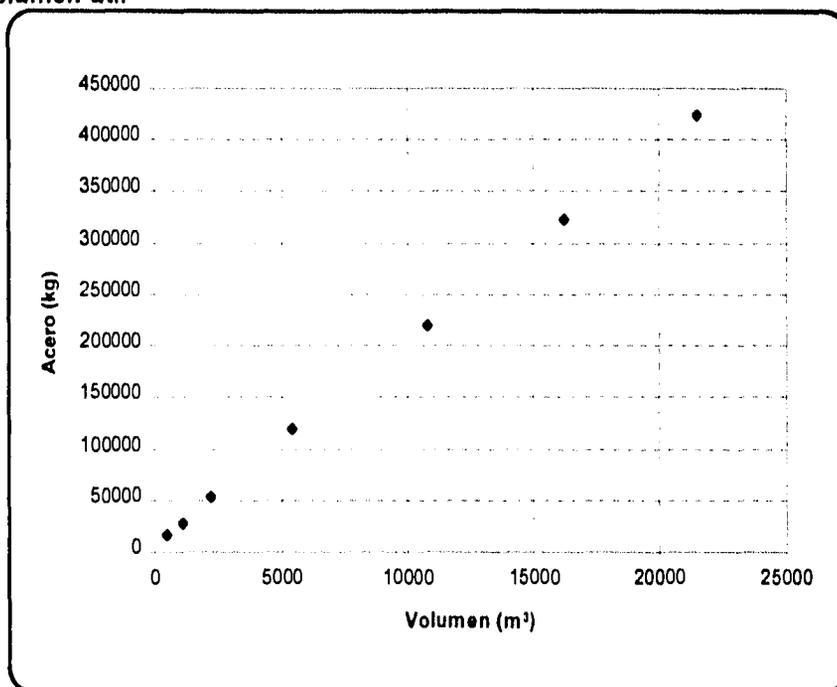
b) Se determinó la correlación existente entre los conceptos que representaban un porcentaje mayor del costo de inversión y el volumen útil de los reactores UASB.

Después de haber establecido en el inciso anterior que la cantidad de concreto y acero, requeridos para la construcción de los reactores UASB, son las variables que más inciden en el costo de inversión de los reactores, se procedió a obtener una correlación de las variables cantidad de concreto y acero, expresadas en  $m^3$  y kg, respectivamente, en función del volumen útil del reactor. Para ello, primeramente se realizó un gráfico de dichas cantidades en función del volumen (ver figuras 7.3. y 7.4).

**Figura 7.3. Gráfica de la cantidad de concreto necesaria para construir un reactor UASB que trate aguas residuales municipales en función de su volumen útil**



**Figura 7.4. Gráfica de la cantidad de acero necesaria para construir un reactor UASB que trate aguas residuales municipales en función de su volumen útil**



El comportamiento y la tendencia que muestran los puntos en las gráficas de las figuras 7.3 y 7.4. se ajustan adecuadamente a la ecuación de un análisis de regresión lineal de las variables. Sin embargo, si las regresiones lineales se realizan con todos los pares ordenados, los valores estimados de la cantidad de concreto y acero se desvían de los valores reales. En el caso de reactores que traten flujos de aguas menores (20 a 100 L/s), los requerimientos de concreto y acero se sobrestiman y, de manera contraria, para reactores que traten efluentes grandes, del orden de 800 y 1000 L/s, la cantidad estimada de estos materiales es menor a la real. Este hecho condujo a la realización de dos regresiones lineales para cada concepto, una con los cuatro primeros puntos y otra con los tres últimos, en el caso del concreto, y una con los tres primeros puntos y otra con los cuatro últimos puntos, para el caso del acero. Como resultado, se obtuvieron dos ecuaciones de regresión lineal para cada material; una se aplica para volúmenes de reactor que vayan de 200 a 3500 m<sup>3</sup> y la otra para volúmenes de reactor entre 3500-21600 m<sup>3</sup>. Las ecuaciones y gráficas de dichas regresiones lineales pueden apreciarse en las figuras 7.5. y 7.6. Así también, los puntos estimados con estas ecuaciones se presentan en la tabla 7.8.

Figura 7.5. Gráfica de la ecuaciones de regresión lineal de las variables m<sup>3</sup> de concreto y volumen útil del reactor UASB

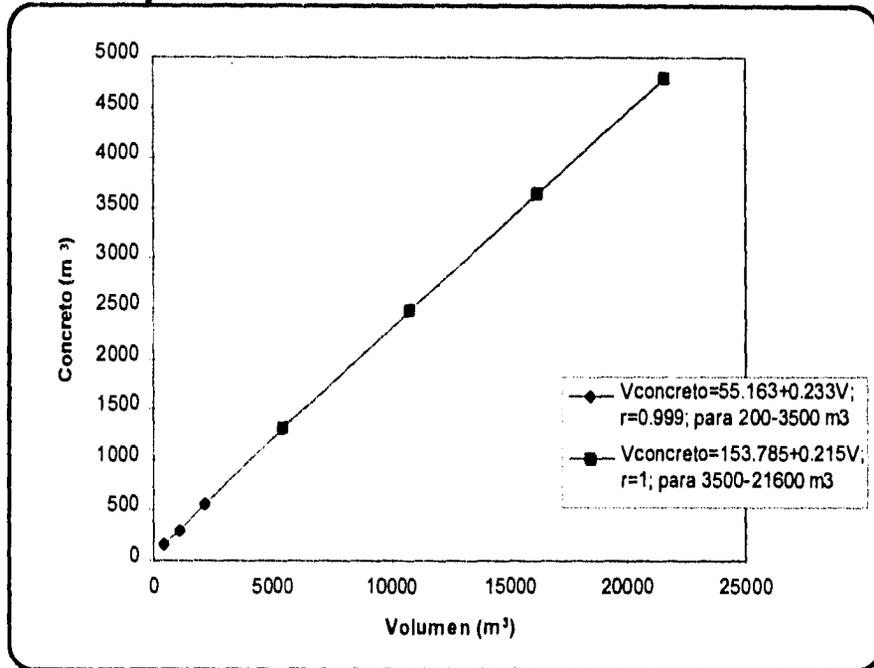
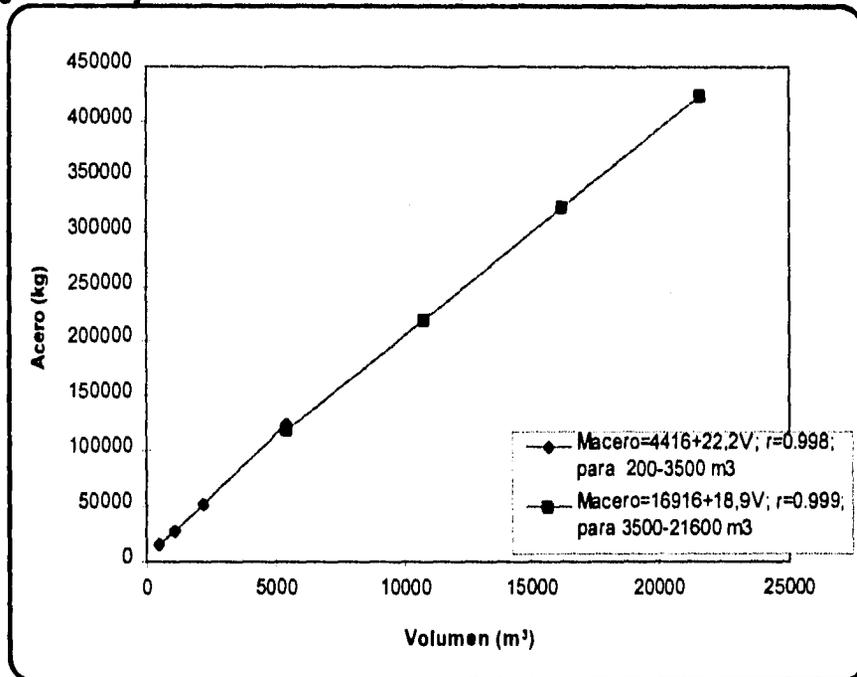


Figura 7.6. Gráfica de las ecuaciones de regresión lineal de las variables kg de acero y volumen útil del reactor UASB



Como punto de comparación, también se realizaron correlaciones del tipo potencial  $y=a(x)^b$ , pero, a pesar de que los coeficientes de correlación eran satisfactorios ( $r= 0.99$ ), los valores estimados de las cantidades de los materiales se alejaban más que los calculados con las ecuaciones de regresión lineal (se tenían en la mayoría de los datos errores mayores que el 5-6%, error porcentual que corresponde al mayor para los datos estimados con las ecuaciones lineales), por lo que las correlaciones potenciales fueron descartadas y no se presentan en este trabajo.

**Tabla 7.8. Cantidades de concreto en m<sup>3</sup> y acero en kg, estimados con las ecuaciones de regresión lineal de los valores reales en función de los volúmenes del reactor UASB**

Volumen reactor UASB (m <sup>3</sup> )	Valores estimados de m <sup>3</sup> de concreto con ecuaciones		Valores estimados de kg de acero con ecuaciones	
	200-3500 m <sup>3</sup>	3500-21600 m <sup>3</sup>	200-3500 m <sup>3</sup>	3500-21600 m <sup>3</sup>
471	165		74258	
1080	307		141783	
2161	559		261642	
5401	1315	1316	620888	592754
10801		2478		1101002
16201		3640		1609249
21601		4802		2117497

c) Se obtuvo la ecuación que correlaciona los costos (actuales del mes de julio de 1996) de todos los conceptos del catálogo (con excepción de la cantidad de concreto y acero), con el volumen útil del reactor.

Para determinar cuál es la relación entre las variables de costo de inversión de los reactores UASB, sin costos de concreto ni acero, y el volumen útil de los reactores, se graficaron los puntos correspondientes a las variables en cuestión (ver figura 7.7.). De igual forma a lo que sucedió con el concreto y el acero, la ecuación de regresión lineal es la que mejor se ajusta al comportamiento de los puntos de la figura 7.7. En este caso, también se obtuvieron dos ecuaciones de regresión lineal, una para volúmenes de reactor menores (200-3500 m<sup>3</sup>) y otra para volúmenes de reactor mayores (3500-21600 m<sup>3</sup>). Para esto, se consideraron los tres primeros puntos y los cuatro últimos puntos, respectivamente. Las ecuaciones de regresión lineal y sus gráficas pueden apreciarse en la figura 7.8. En la tabla 7.9. se muestran los costos estimados con estas ecuaciones.

Figura 7.7. Gráfica del costo total de inversión, sin costos de concreto ni acero, en función del volumen de diseño del reactor UASB (datos directos de cotización)

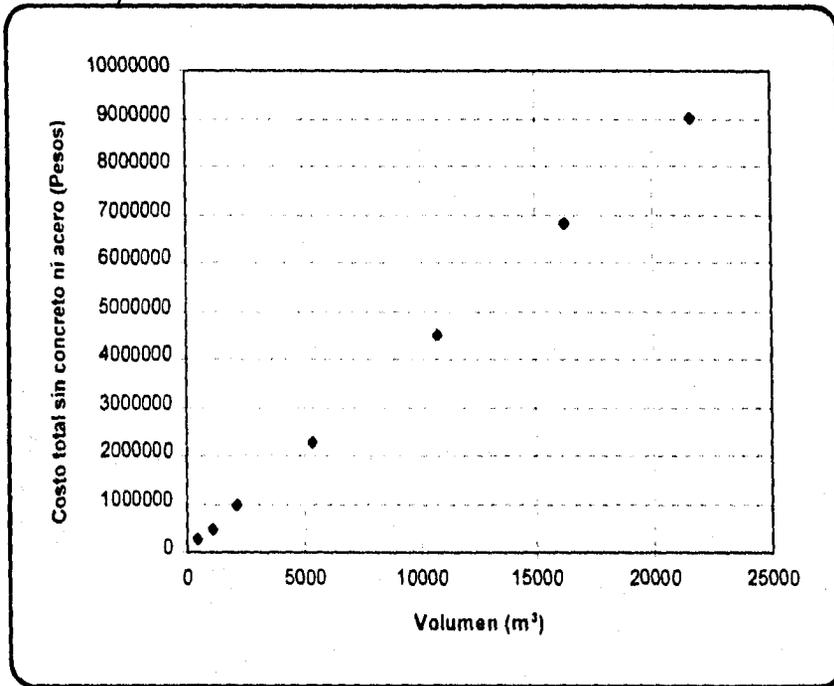
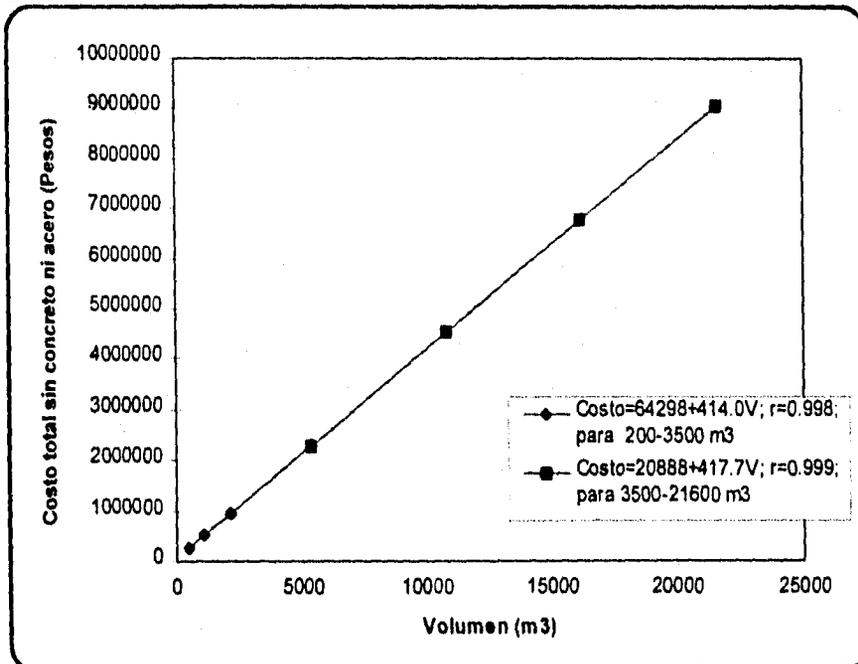


Figura 7.8. Gráfica de las ecuaciones de regresión lineal de las variables costo total de inversión, sin concreto ni acero, y volumen útil del reactor UASB



**Tabla 7.9. Costos totales de inversión, sin costos de concreto ni acero, estimados con las ecuaciones de regresión lineal de los valores reales en función de los volúmenes del reactor UASB**

Volumen reactor UASB (m <sup>3</sup> )	Valores estimados de los costos totales de inversión, sin concreto ni acero, con ecuaciones (pesos)*	
	200-3500 m <sup>3</sup>	3500-21600 m <sup>3</sup>
471	259280	
1080	511391	
2161	958897	
5401	2300175	2276800
10801		4532295
16201		6787790
21601		904385

\*Costos actuales de julio de 1996.

d) Se obtuvo la ecuación que permite el cálculo de los costos totales de inversión, actuales de julio de 1996, en función del volumen de diseño de los reactores UASB.

Las expresiones matemáticas que permiten calcular la cantidad de concreto y acero utilizados en la construcción del reactor en función del volumen útil o de diseño de los reactores UASB, las cuales son:

Cantidad de concreto (m<sup>3</sup>)

Para volúmenes de 200 a 3500 m<sup>3</sup> :      m<sup>3</sup> concreto = 55.163 + 0.233V      (Ec. 7.4.)

Para volúmenes de 3500 a 21600 m<sup>3</sup> :      m<sup>3</sup> concreto = 153.785 + 0.215V      (Ec. 7.5.)

Cantidad de acero (kg)

Para volúmenes de 200 a 3500 m<sup>3</sup> :      kg acero = 4415.6 + 22.2V      (Ec. 7.6.)

Para volúmenes de 3500 a 21600 m<sup>3</sup> :      kg acero = 16916.2 + 18.9V      (Ec. 7.7.)

Con ellas puede calcularse el costo relativo a estos conceptos si se multiplica cada una de las expresiones por el costo unitario correspondiente, los cuales son \$ 780.37/m<sup>3</sup> de concreto y \$ 4.99/kg de acero. De esta forma se tiene:

Costo de cantidad de concreto (pesos de julio de 1996)

Para volúmenes de 200 a 3500 m<sup>3</sup> :      C<sub>c</sub> = 43047 + 181.9V      (Ec. 7.8.)

Para volúmenes de 3500 a 21600 m<sup>3</sup> :      C<sub>c</sub> = 120009 + 167.9V      (Ec. 7.9.)

Costo de cantidad de acero (pesos de julio de 1996)

Para volúmenes de 200 a 3500 m<sup>3</sup> :      C<sub>a</sub> = 22033.7 + 110.9V      (Ec. 7.10.)

Para volúmenes de 3500 a 21600 m<sup>3</sup> :      C<sub>a</sub> = 84411.5 + 94.12V      (Ec. 7.11.)

El costo total por concepto de concreto y acero estará dado por la suma de las dos expresiones de costos, tanto de concreto como de acero.

El costo total de inversión de los reactores UASB será calculado por la suma del término que representa los costos del acero y del concreto y el término que representa los costos correspondientes a los demás conceptos de obra civil, accesorios, tuberías y dispositivos. De esta manera, se llega a:

Costo de cantidad de concreto y acero (pesos de julio de 1996):

$$\text{Para volúmenes de } 200 \text{ a } 3500 \text{ m}^3: C_{cya} = 43047 + 181.9V + 22033.7 + 110.9V \quad (\text{Ec. 7.12.})$$

$$\text{Para volúmenes de } 3500 \text{ a } 21600 \text{ m}^3: C_{cya} = 120009 + 167.9V + 84411.5 + 94.12V \quad (\text{Ec. 7.13.})$$

Costos totales de inversión sin concreto ni acero (pesos de julio de 1996):

$$\text{Para volúmenes de } 200 \text{ a } 3500 \text{ m}^3: C = 64298 + 414.0V \quad (\text{Ec. 7.14.})$$

$$\text{Para volúmenes de } 3500 \text{ a } 21600 \text{ m}^3: C = 20888 + 417.7V \quad (\text{Ec. 7.15.})$$

Costos totales de inversión (pesos de julio de 1996)

$$\text{Para volúmenes de } 200 \text{ a } 3500 \text{ m}^3: C_T = 43047 + 181.9V + 22033.7 + 110.9V + 64298 + 414.0V \quad (\text{Ec. 7.16.})$$

$$\text{Para volúmenes de } 3500 \text{ a } 21600 \text{ m}^3: C_T = 120009 + 167.9V + 84411.5 + 94.12V + 20888 + 417.7V \quad (\text{Ec. 7.17.})$$

En todas estas ecuaciones, los términos no se suman porque serán afectados, en forma diferente, por un factor de actualización de costos (Ec. 7.19. y 7.21.)

Las dos últimas ecuaciones (Ec. 7.16. y Ec. 7.17.), referidas como costos totales de inversión, permiten el cálculo del costo total de inversión, en pesos de julio de 1996, de un reactor UASB que trate aguas residuales municipales en función de su volumen de diseño o volumen útil. Los costos así calculados tendrán vigencia en la zona del Distrito Federal de la República Mexicana, ya que la cotización se realizó con costos de esta zona.

e) Se dedujo la ecuación que permite la estimación del costo total actualizado de inversión de un reactor UASB que trate aguas residuales municipales, en función de su volumen de diseño.

Con el fin de permanecer fiel a una característica del análisis de costos, como es su dinamismo, es fundamental permitir la actualización constante de la evaluación de costos. Es así que con el objetivo de actualizar la ecuación de costos totales de inversión de un reactor UASB que trate aguas residuales municipales, a los costos de la fecha en que se desee calcularlos, es necesario hacer uso de índices de costos de la fecha en que se haga la cotización y de los índices de costos del mes de julio de 1996, que fue la fecha de cotización inicial del reactor.

Los índices de costos son valores que evalúan el incremento o descenso del costo de insumos o servicios a lo largo de un período, por lo que sirven de referencia para estimar los costos después de transcurrido cierto tiempo.

Debido a que la ecuación de costos totales de inversión de los reactores UASB, deducida en este trabajo, está conformada por tres términos que representan el concreto, el acero y los demás conceptos ya mencionados, para la actualización del costo total, también se requerirán tres índices, cada uno correspondiente a cada insumo. Una fuente para la obtención de los índices de costos de los insumos utilizados en proyectos de construcción de obras civiles es la Cámara Nacional de la Industria de la Construcción (CNIC). En este caso, los índices de costos utilizados como referencia fueron los proporcionados por esta institución. En la tabla 7.10. se presentan los índices de costos de los insumos que se utilizaron en este trabajo.

**Tabla 7.10. Índices de costos relativos a los precios de insumos relacionados con obras civiles de julio de 1996, en la zona de México, D.F.**

Insumo	Índice de costos Vigencia base: diciembre de 1995 = 100
Acero de refuerzo A.R. N° 3 al 10	103.4
Acero estructural placa grado A-36	108.5
Concretos premezclados	126.1
Conc. Prem. F'c = 200 kg/cm <sup>2</sup> 20mm R. N.	126.1
Conc. Prem. F'c = 200 kg/cm <sup>2</sup> 20mm R. R.	126.0
Tub. hidráulica PVC RD-26 50 mm	126.9
Tub hidráulica PVC RD-26 100 mm	127.2
Codo PVC 45 grados 10 cm c/camp.	121.0

Fuente: Cámara Nacional de la Industria de la Construcción (CNIC); fuente directa.

Para la actualización del costo de concreto se tomó como índice de referencia del mes de julio de 1996 el valor de **126.1**. En el caso del acero, el valor del índice de costos utilizado para referencia de esta misma fecha fue **106** (promedio de los dos índices de costos disponibles). Como índice de referencia para el costo de todos los demás conceptos involucrados en la obra civil se utilizó **125**. Este último valor se aplica a todos los insumos involucrados en el término de costos totales de inversión, sin costos de concreto ni de

acero. El fundamento para su empleo se halla en que este valor puede ser representativo para la tubería de polietileno de alta densidad, involucrada en la construcción del reactor UASB y para los dispositivos de fibra de vidrio, que son los conceptos que tienen mayor influencia en los costos de inversión del reactor, después del concreto y del acero. Este último índice es un valor aproximado y su valor depende del criterio de la persona que realice la cotización.

La actualización de los costos se realiza con la siguiente relación matemática:

Costos actualizado a fecha nueva = costos a julio de 1996x(Índice de costos de fecha nueva / índice de costos de julio de 1996)

Debe tenerse en mente que todos los índices de costos que se utilicen para la actualización, deberán estar dados por la misma fuente de información y con la misma base vigente, las cuales, en este caso, corresponden a la Cámara Nacional de la Industria de la Construcción y al valor de 100 para el mes de diciembre de 1995, en la zona del Distrito Federal de la República Mexicana.

Tomando en cuenta las consideraciones anteriores y los valores de los índices de costos citados, las ecuaciones para el cálculo de los costos de inversión de un reactor UASB, en pesos, que trate aguas residuales municipales, pueden transformarse en las siguientes expresiones:

Para volúmenes de reactor de 200 a 3500 m<sup>3</sup> :

$$C_{TOTAL} = (43047 + 181.9V)(I_C / 126.1) + (22033.7 + 110.9V)(I_A / 106) + (64298 + 414.0V)(I_O / 125)$$

(Ec. 7.18.)

$$C_{TOTAL} = (341.4 + 1.44V)(I_C) + (207.9 + 1.05V)(I_A) + (514.4 + 3.31V)(I_O) \quad (Ec. 7.19.)$$

Para volúmenes de reactor de 3500 a 21600 m<sup>3</sup> :

$$C_{TOTAL} = (120009 + 167.9V)(I_C / 126.1) + (84411.5 + 94.12V)(I_A / 106) + (20888 + 417.7V)(I_O / 125)$$

(Ec. 7.20.)

$$C_{TOTAL} = (951.7 + 1.33V)(I_C) + (796.3 + 0.888V)(I_A) + (167.1 + 3.34V)(I_O) \quad (Ec. 7.21.)$$

en donde  $I_C$ ,  $I_A$  e  $I_O$  son los índices de costos de concreto, de acero y de los demás conceptos de obra civil involucrados, para la fecha en la cual se requieran calcular los costos de inversión del reactor UASB que trate efluentes municipales.

f. Ecuaciones finales

Las expresiones que permiten el cálculo de los costos de inversión, en pesos, de un reactor UASB que trate aguas residuales municipales, con la posibilidad de actualizar el costo a la fecha en que se realice la cotización y en función del volumen de diseño del reactor son (Ec. 7.19. y 7.21.):

Para volúmenes de diseño del reactor UASB de 200 a 3500 m<sup>3</sup> :

$$C_{TOTAL} = (341.4 + 1.44V)(I_C) + (207.9 + 1.05V)(I_A) + (514.4 + 3.31V)(I_O) \quad (\text{Ec. 7.19.})$$

Para volúmenes de diseño del reactor UASB de 3500 a 21600 m<sup>3</sup>:

$$C_{TOTAL} = (951.7 + 1.33V)(I_C) + (796.3 + 0.888V)(I_A) + (167.1 + 3.34V)(I_O) \quad (\text{Ec. 7.21.})$$

En estas ecuaciones:

- $I_C$  es el índice del costo de concreto de la fecha de la cotización,
- $I_A$  es el índice del costo de acero de la fecha de la cotización,
- $I_O$  es un índice estimado del costo de los demás conceptos involucrados en la obra de construcción del reactor UASB,
- $V$  es el volumen de diseño o volumen útil del reactor UASB en m<sup>3</sup> y
- $C_{TOTAL}$  son los costos totales de inversión del reactor UASB en pesos.

Cabe recordar que los tres índices de costos que deberán utilizarse tendrán que ser los proporcionados por la Cámara Nacional de la Industria de la Construcción para la región de México, D.F. y dados con la base vigente de 100 para diciembre de 1996.

### 6. Ejemplo de aplicación de las ecuaciones obtenidas

Para mostrar cómo pueden utilizarse las ecuaciones deducidas en este capítulo, en la estimación de los costos de inversión de un reactor UASB que trate aguas residuales municipales, a continuación se presenta el procedimiento general que deberá seguirse.

Primeramente, deberá contarse con el caudal de agua residual municipal o doméstica que desea tratarse. Para este ejemplo se tomarán 500 L/s (1800 m<sup>3</sup>/h). También tendrá que ser considerado el tiempo de retención hidráulica de diseño, el cual será de 6 h.

Con estos datos puede calcularse el volumen de diseño o volumen útil del reactor:

$$V = Q \times TRH \quad (\text{Ec. 7.22.})$$

$$V = (1800 \text{ m}^3/\text{h}) \times (6 \text{ h}) = 10800 \text{ m}^3$$

Teniendo el volumen de diseño del reactor UASB, puede seleccionarse la ecuación para el cálculo de los costos de inversión, que sea aplicable al volumen manejado. En este momento, es importante contar también con los índices de costos estimados, de concreto, acero y demás conceptos considerados en la deducción de la ecuación. En este ejemplo se calcularán los costos de inversión para el mes de julio de 1996 y para un mes en el futuro, cuyos índices de costos serán supuestos para este ejemplo. Ya se sabe que los índices de costos utilizados para el mes de julio de 1996 son  $I_C = 126.1$ ,  $I_A = 106$  e  $I_O = 125$ . Suponiendo que los índices de costos para el mes futuro en el que se desea evaluar la cotización son  $I_C = 130$ ,  $I_A = 112$  e  $I_O = 129$  y contando con el volumen de diseño  $V = 10800 \text{ m}^3$ , estos valores pueden ser sustituidos en la ecuación de costos de inversión correspondiente:

La ecuación que calcula los costos de inversión del reactor UASB de este ejemplo es la aplicable a volúmenes de 3500 a 21600  $\text{m}^3$  (Ec. 7.21.).

$$C_{\text{TOTAL}} = (951.7 + 1.33V)(I_C) + (796.3 + 0.888V)(I_A) + (167.1 + 3.34V)(I_O) \quad (\text{Ec.7.21.})$$

Costos de inversión para julio de 1996, en México, D.F.

$$C_{\text{TOTAL}} = (951.7 + 1.33 \times 10800)(126.1) + (796.3 + 0.888 \times 10800)(106) + (167.1 + 3.34 \times 10800)(125)$$

$$C_{\text{TOTAL}} = \$ 7\,562\,187$$

Costos de inversión para el mes a futuro

$$C_{\text{TOTAL}} = (951.7 + 1.33 \times 10800)(130) + (796.3 + 0.888 \times 10800)(112) + (167.1 + 3.34 \times 10800)(129)$$

$$C_{\text{TOTAL}} = \$ 7\,829\,195$$

Los costos de inversión calculados con la ecuación para el mes de julio de 1996, son \$ 7 562 867 y los estimados en la cotización directa son \$ 7 543 065. Los costos calculados por la ecuación tienen un error del 0.3%, con base en los costos evaluados directamente. A manera de comparación entre los costos calculados con las ecuaciones deducidas y los costos de inversión directamente evaluados, en la tabla 7.11. se presentan los errores porcentuales correspondientes a la desviación de estos valores estimados con las ecuaciones respecto de los costos evaluados directamente, para julio de 1996.

**Tabla 7.11. Errores porcentuales correspondientes a la desviación de los costos de inversión calculados con las ecuaciones respecto de los costos de inversión evaluados directamente para julio de 1996.**

Volumen del reactor (m <sup>3</sup> )	Costos de inversión evaluados directamente (\$)	Costos de inversión estimados con ecuaciones (\$)	Error (%) <sup>*</sup>
471	484 065	462 213	- 4.5
1080	849 893	892 515	+ 5
2161	1 680 976	1 656 424	- 1.5
5401	3 900 997	3 894 425	- 0.2
10801	7 543 065	7 562 867	+ 0.3
16201	11 260 425	11 231 308	- 0.3
21601	14 900 889	14 899 750	- 0.008

<sup>\*</sup> El signo + indica que el valor estimado excede al valor del costo evaluado directamente; el signo - indica que el valor estimado es menor que el costo estimado directamente.

Puede observarse que el error en el cálculo de los costos es menor a 5 %, lo que puede dar indicio de que la ecuación es confiable para la estimación del costo de inversión de reactores UASB que tratan agua residuales municipales o domésticas.

### 7. Algunas observaciones sobre las ecuaciones obtenidas

Con el fin de especificar el uso de las ecuaciones obtenidas en este trabajo, para el cálculo de los costos de inversión de un reactor UASB que trate aguas residuales municipales o de origen doméstico, es importante destacar ciertos aspectos que fueron considerados en su deducción:

- La ecuación supone el cálculo de los costos de inversión de un reactor UASB, en cuya construcción no se han escatimado materiales, ni tipo de materiales; asimismo, se involucra un 25% de costos indirectos y utilidades. El tipo de insumos tomados en cuenta para la construcción de los reactores, aunque pueden incrementar considerablemente los costos de inversión, ayudan al mantenimiento del reactor, lo que reduce costos de operación y mantenimiento. Entre estos insumos se encuentran las campanas del separador GSL, las canaletas de descarga del efluente, las cajas de distribución de la alimentación de los reactores, que fueron diseñadas de plástico reforzado con fibra de vidrio, los andadores de rejillas de plástico reforzado y la tubería de alimentación a las cajas de distribución de polietileno de alta densidad y alto peso molecular. También cabe mencionar, que en la estimación de los costos no se consideró costo de terreno, aparatos electro-mecánicos ni instrumentación.
- Aunque las ecuaciones fueron obtenidas con detalle en el diseño de los reactores y en la propia cotización de los insumos relacionados con su construcción y permiten el cálculo de los costos de inversión con una exactitud bastante aceptable, no puede pasarse por alto que la cotización que se realice sea aproximada. Hay que tener en mente que en toda cotización, el hecho de basarse en consumos, insumos y



desperdicios promedios, hace de la aproximación una característica inherente de este tipo de evaluación de costos.

- La actualización de los costos de inversión de los reactores UASB, en las ecuaciones deducidas en este trabajo, deberá hacerse con índices de costos proporcionados por la Cámara Nacional de la Industria de la Construcción para la zona de México, D.F., con base vigente de 100 para diciembre de 1995. Si no se cuenta con información de índices de costos de esta fuente, pueden utilizarse índices de costos de otras fuentes, como el Banco de México, pero habrá que realizar una modificación en las ecuaciones obtenidas. La modificación consistirá en regresar a las expresiones originales de costos de inversión a precios de julio de 1996 o tomar directamente las expresiones correspondientes ( para volúmenes de 200 a 3500 m<sup>3</sup>: Ec. 7.16.; para volúmenes de 3500 a 21600 m<sup>3</sup>: Ec. 7.17.) y dividir los términos que representan los costos de concreto, de acero y de los otros insumos, por los índices de costos de los mismos materiales para el mes de julio de 1996, y multiplicar estos mismos términos por los índices  $I_C$ ,  $I_A$  e  $I_O$  de la fecha en que se esté realizando la cotización.
- De las tablas 7.3, 7.4. y 7.7. puede inferirse que los costos de inversión de los reactores UASB aquí diseñados, muestran un comportamiento lineal respecto al volumen del reactor. Aunque en un inicio, este comportamiento no se esperaba, después de haber llegado a las ecuaciones finales de costos de inversión y tomando en cuenta que todos los reactores fueron diseñados con reactores UASB modulares, los cuales tenían el mismo diseño, el comportamiento lineal obtenido de las variables costos de inversión y volumen de diseño del reactor no eran de sorprender. Realmente, en el diseño considerado en este trabajo, los parámetros que pueden no describir un comportamiento lineal, la excavación, trazo y nivelación, entre otros, no son los determinantes en el costo total de inversión, como los otros conceptos, que si presentan este comportamiento. En relación con este resultado obtenido, Paris (1986) ya había reportado un comportamiento lineal entre los costos de inversión de digestores anaerobios y su volumen, lo que coincide con los resultados alcanzados en este trabajo. En este mismo sentido, si se revisan las tablas 7.11. y 7.12, puede observarse de los datos correspondientes a los dos reactores de volúmenes menores, que es en este intervalo de volumen de reactor en donde se marca una diferencia mayor, y que, por lo tanto, puede ser en donde se pierda el comportamiento lineal. Esto puede explicarse por el hecho de que con dos módulos y más, las paredes de los reactores se comparten y los costos de obra civil relacionados, en función del volumen, ya no obedecen a una línea recta.
- Las ecuaciones deducidas también pueden utilizarse en la estimación de los costos de inversión de reactores UASB que estén diseñados para tratar aguas residuales industriales. Aunque los reactores UASB para este tipo de aguas se diseñan con base en la carga orgánica, una vez se cuente con el valor del volumen de diseño, las ecuaciones obtenidas en este trabajo son aplicables.

- Finalmente, en la tabla 7.12., se presentan los costos de inversión de los reactores UASB por metro cúbico de reactor. Estos datos muestran que entre mayor sean los reactores, los costos de inversión por metro cúbico de reactor disminuirán, aunque no lo suficiente como para determinar un comportamiento exponencial de las variables costos totales de inversión volumen de reactor UASB.

**Tabla 7.12. Costos totales de inversión por m<sup>3</sup> de reactor UASB**

Volumen de reactor UASB (m <sup>3</sup> )	Costo de Inversión volumétrico (\$/m <sup>3</sup> )
471	1028
1080	787
2161	778
5401	722
10801	698
16201	695
21601	690

### Agradecimientos

Se agradece a la compañía FAGAS Ingenieros Asociados, S.A. de C.V. por su apoyo y orientación en la cotización de los reactores UASB.

### Material de referencia

De Azevedo Netto, J. M. y Acosta Álvarez, G. (1988). Manual de Hidráulica. 6ª ed., HARLA. México, D.F.

Noyola R., A. (1989). Ingeniería Básica de la Planta Anaerobia de Tratamiento de Aguas Residuales "La Libertad", S.L.P. Proyecto interno 8345. Instituto de Ingeniería, UNAM.

Paris, J. M. (1986). Aspectos Económicos de la Aplicación de los Procesos Anaerobios a la Depuración de Aguas Residuales. "Depuración Anaerobia de Aguas Residuales", 3er Seminario. Junio de 1986. Valladolid, España. pp. 12.1-12.13.

Salazar Suárez, C. (1994). Costo y Tiempo en Edificación. 3ª de., Limusa-Noriega Editores. México, D.F.

---

# CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

---

La realización de este trabajo ha permitido la comprobación de la hipótesis planteada como respuesta al problema de la aplicabilidad técnica y económica del reactor anaerobio de lecho de lodos y flujo ascendente (UASB) en la depuración de aguas residuales municipales.

Con base en la información y datos investigados y en los propios generados en este estudio, se concluyó que el reactor UASB es un proceso que sí es aplicable en el pretratamiento de aguas residuales municipales y domésticas, por las siguientes razones:

- La experiencia de diseño, arranque y operación de reactores UASB en el tratamiento de efluentes municipales, a nivel piloto y real, indica que este proceso es capaz de brindar efluentes con concentraciones típicas entre 100-150 mg/L para DQO, 50-80 mg/L para DBO<sub>5</sub> y 50-100 mg/L para SST (remociones de materia orgánica de 60-70 %). Estos valores, al ser comparados con los límites máximos permisibles establecidos por la legislación mexicana en relación a la descarga de aguas residuales a cuerpos receptores provenientes de los sistemas de alcantarillado o drenaje municipal y en relación al agua tratada para ser usada en riego, pueden hallarse abajo de dichos límites. Inclusive, esta observación también es válida para los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales, que se establecen en la nueva normatividad mexicana (Proyecto de Norma Oficial Mexicana NOM-001-ECOL-1996).
  - La construcción y el funcionamiento de plantas de tratamiento de aguas residuales municipales con reactores UASB a escala real, que a su vez han estado fundamentados en valiosos estudios a escala piloto, ofrecen una experiencia que respalda la aplicación de la tecnología en la depuración de este tipo de aguas en México. El caso de la Planta
-

de Tratamiento de Aguas Residuales "Río Frío" en Bucaramanga, Colombia es el más representativo de un tratamiento exitoso en un país con un ámbito socioeconómico similar al mexicano, ya que ha logrado efluentes de los reactores UASB con concentraciones de 135 mg/L de DQO, 40 mg/L de DBO<sub>5</sub> y 60 mg/L de SST y efluentes totales de la planta, que pasan por lagunas de maduración, con concentraciones de DQO y DBO<sub>5</sub> por debajo de 110 mg/L y 30 mg/L, respectivamente.

- En concordancia con lo reportado por otros investigadores y de los resultados obtenidos en este estudio, se observa que el reactor UASB es capaz de remover huevos de helmintos y quistes de protozoarios del agua residual con eficiencias que varían de 75 a 90%, debido fundamentalmente a la sedimentación y al atrapamiento de estos microorganismos en la cama de lodos, por efectos filtrantes. En las investigaciones se ha observado que las concentraciones de huevos de helmintos en el efluente depende de manera directamente proporcional de la concentración en el influente, por lo que pueden llegar a obtenerse eficiencias de remoción del 100 %, si el influente no está tan concentrado.
- El reactor UASB es un proceso sencillo y económico de operar y mantener. La necesidad de un postratamiento del efluente del reactor, requerido en función de las condiciones de descarga fijadas para el agua tratada, aseguraría la obtención de un efluente con una alta calidad, pero a bajos costos de operación, debido a que la unidad fundamental de tratamiento estaría representada por el reactor UASB.

Cabe mencionar que la factibilidad técnica de la utilización de un reactor UASB en la depuración de efluente municipales y domésticos, depende en gran medida del buen diseño del reactor. Debe prestarse especial atención en el diseño de reactores UASB que traten efluentes municipales, ya que aunque este es un proceso sencillo, su diseño amerita cuidado, especialmente en el aspecto de una homogénea distribución de la alimentación por el fondo del reactor y en las adecuadas velocidades ascendentes del flujo a través del lecho de lodos, ya que así podrán minimizarse las limitantes de la digestión anaerobia.

Después de haber finalizado la elaboración de este estudio, pueden darse las siguientes recomendaciones:

Aún es necesario divulgar los fundamentos, ventajas, capacidad y limitantes del tratamiento anaerobio de aguas residuales municipales y/o domésticas en general, y del reactor UASB en particular, en el medio profesional encargado de la selección tecnológica, para que este proceso sea considerado como una opción tecnológica más que compita con los otros procesos convencionales de depuración de aguas residuales. También es conveniente, como un trabajo posterior al ya elaborado, que se realice una evaluación

económica de un proyecto que contemple el tratamiento de agua residuales municipales por medio de diferentes tecnologías, entre ellas el reactor UASB, ya que esto brindará información contundente y convincente sobre la factibilidad económica del proceso. En esta evaluación puede utilizarse la ecuación presentada en este trabajo, para la estimación de los costos de inversión del reactor.

**Fotografías de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de  
Atlamaxac, Tlaxcala**

**Figura A.1. Proceso de pretratamiento**

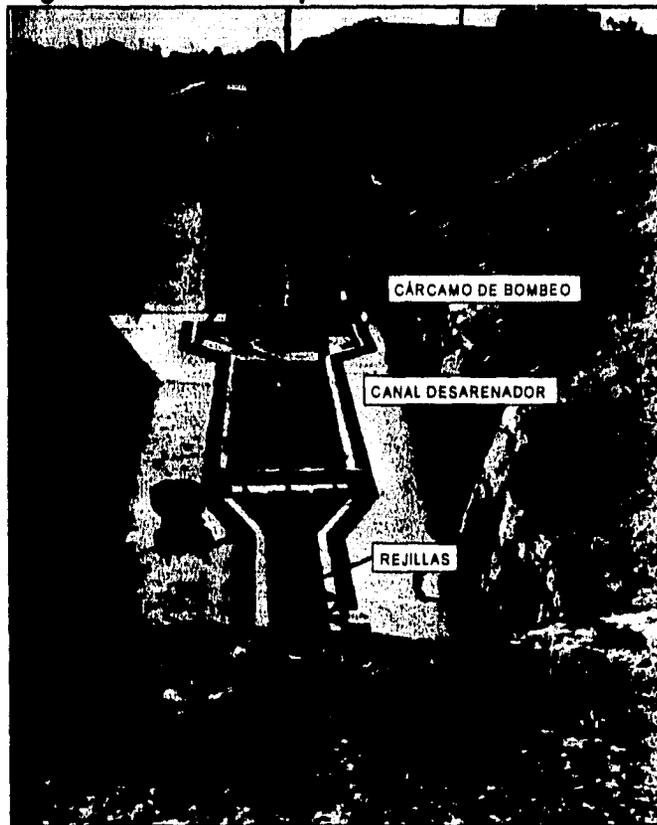


Figura A. 2. Vista de parte del reactor anaerobio de flujo ascendente

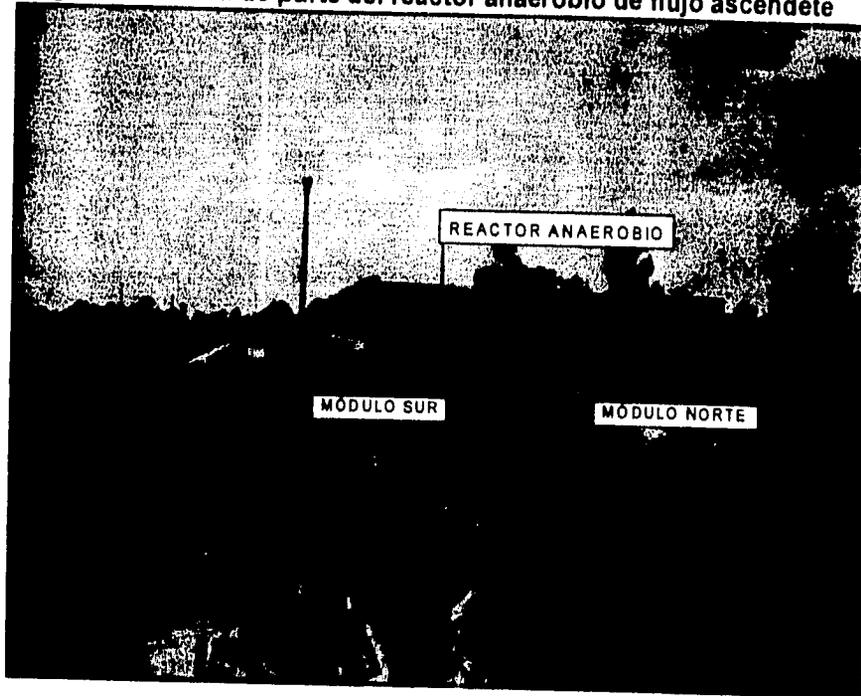
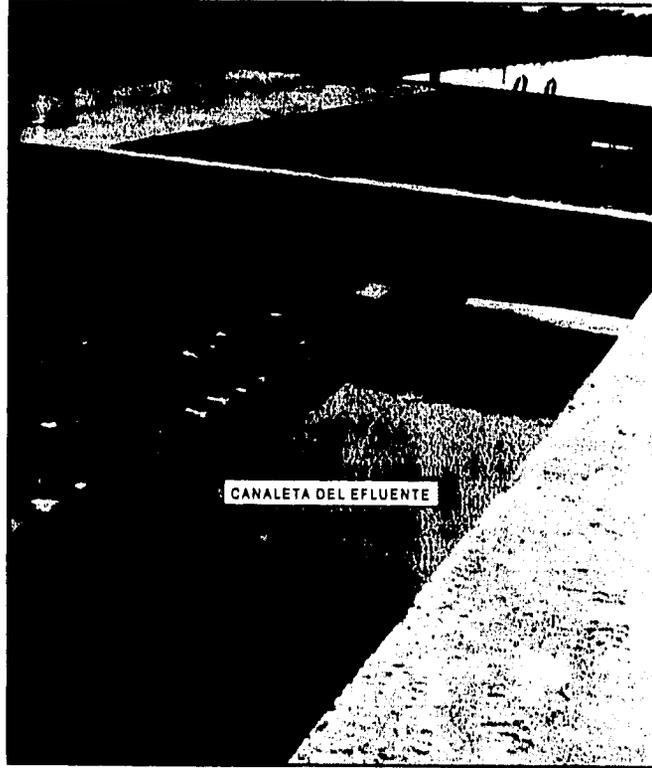


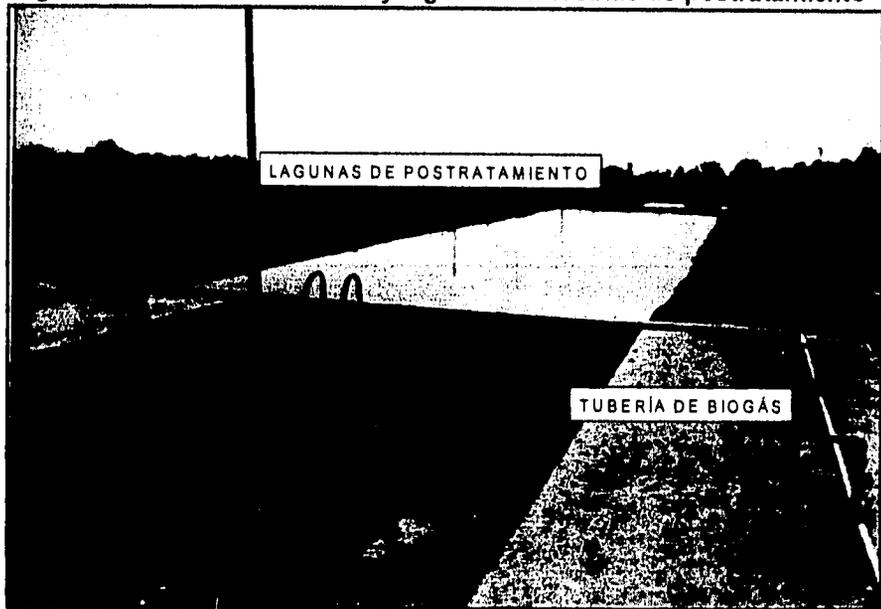
Figura A.3. Vista superior de parte del reactor anaerobio de flujo ascendente



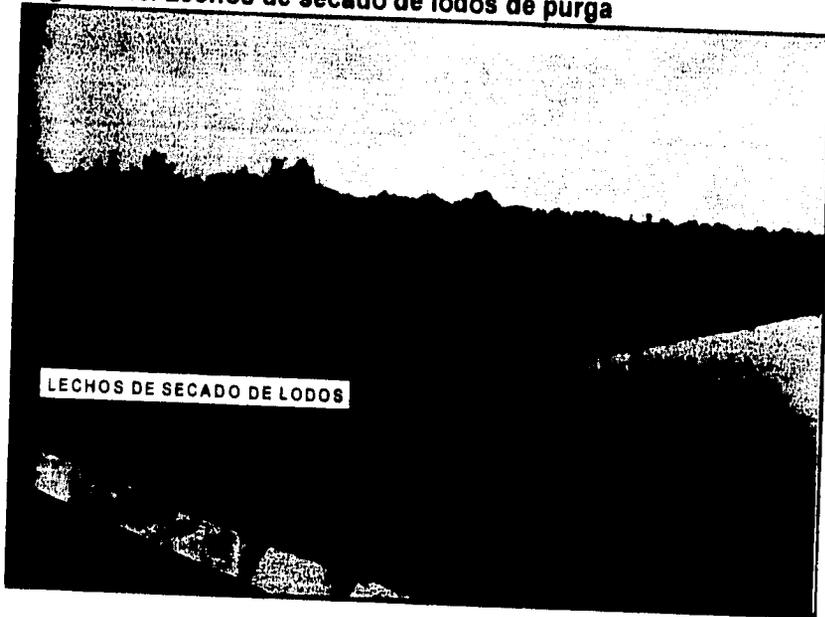
**Figura A. 4. Vista superior del módulo Norte del reactor anaerobio**



**Figura A.5. Reactor anaerobio y lagunas anaerobias de postratamiento**



**Figura A.6. Lechos de secado de lodos de purga**



---

## ANEXO II

---

**Parámetros de Campo  
Flujo, Temperatura, pH y Conductividad del Influyente y Efluente  
del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente de la Planta de  
Atlamaxac, Tlaxcala**

---

**Caracterización del influente y efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente, Norte de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala**

Tabla A.1. Parámetros de Campo

Día: Lunes 18 de marzo de 1996.

Hora	Flujo (L/s)	Temperatura (°C)		pH		Conductividad $\mu\text{S/cm}$	
		Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente
9:00	23.77	19.0	18.4	7.33	7.02	1020	1200
11:00	29.71	20.4	19.4	8.02	6.92	1355	1245
13:00	34.09	20.1	19.9	7.58	7.19	1158	1314
15:00	30.00	19.9	19.9	7.21	7.19	1040	1285
17:00	42.79	20.1	19.5	8.36	7.06	1338	1345
19:00	39.22	20.2	18.9	7.0	7.0	1424	1430
21:00	30.90	19.2	19.1	7.0	7.0	1036	1429
23:00	20.20	19.4	19.0	7.0	7.0		1376
<b>Promedio</b>	<b>31.34</b>	<b>19.8</b>	<b>19.3</b>	<b>7.3*</b>	<b>7.0*</b>	<b>1196</b>	<b>1328</b>
<b>Valor Máximo</b>	<b>42.79</b>	<b>20.4</b>	<b>19.9</b>	<b>8.36</b>	<b>7.19</b>	<b>1424</b>	<b>1430</b>
<b>Valor Mínimo</b>	<b>20.20</b>	<b>19.0</b>	<b>18.4</b>	<b>7.0</b>	<b>6.92</b>	<b>1020</b>	<b>1200</b>

\* Se obtuvo promedio de la concentración de iones hidrónico

**Caracterización del influente y efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente, Norte de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala**

Tabla A.2. Parámetros de Campo

Día: Martes 19 de marzo de 1996.

Hora	Flujo (L/s)	Temperatura (°C)		pH		Conductividad $\mu\text{S/cm}$	
		Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente
1:00	14.26	19.1	18.9	7.0	7.0		
3:00	11.88	20.2	18.7	7.0	7.0		1381
5:00	8.72	19.5	18.2	7.0	7.0		
7:00	9.51	19.9	17.5	9.0	7.0		
9:00	22.58	19.7	19.1	7.0	7.0		1391
11:00	55.86	21.2	19.5	8.04	6.99	1354	1335
13:00	52.30	20.4	19.9	7.31	7.15	1195	1359
15:00	51.11	19.7	19.9	7.35	7.13	1035	1317
17:00	62.99	20.6	19.7	8.16	6.95	1139	1343
19:00	62.99	19.3	19.3	7.0	7.0	896	1255
21:00	27.34	19.2	19.1	6.0	6.5	900	1245
23:00	26.14	19.6	18.5	8.5	7.0	1667	1253
<b>Promedio</b>	<b>33.81</b>	<b>19.9</b>	<b>19.0</b>	<b>7.2*</b>	<b>7.0*</b>	<b>1169</b>	<b>1320</b>
<b>Valor Máximo</b>	<b>62.99</b>	<b>21.2</b>	<b>19.9</b>	<b>9.0</b>	<b>7.15</b>	<b>1667</b>	<b>1391</b>
<b>Valor Mínimo</b>	<b>8.72</b>	<b>19.1</b>	<b>17.5</b>	<b>6.0</b>	<b>6.5</b>	<b>896</b>	<b>1245</b>

\* Se obtuvo promedio de la concentración de iones hidrónico

**Caracterización del influente y efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente, Norte de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala**

**A.3. Parámetros de Campo**

**Día: Miércoles 20 de marzo de 1996.**

Hora	Flujo (L/s)	Temperatura (°C)		pH		Conductividad $\mu\text{S/cm}$	
		Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente
1:00	19.02	19.2	18.7	8.5	7.5	1401	1266
3:00	13.87	19.3	18.6	8.0	7.0	1360	1276
5:00	8.72	19.5	18.5	7.0	6.0	1025	1310
7:00	7.13	19.3	18.0	10.0	7.0	1207	1328
9:00	20.20	19.4	19.1	7.60	7.05	1124	1253
11:00	30.00	19.3	19.7	7.36	7.01	1172	1155
13:00	45.16	19.6	19.9	7.36	7.05	1030	1107
15:00	48.73	20.0	19.8	7.19	7.04	913	1092
17:00	55.86	19.5	19.5	7.23	6.93	912	1130
19:00	58.24	20.3	18.9	7.0	7.0		
21:00	48.73	19.8	18.5	7.0	7.0		1164
23:00	35.66	19.2	18.3	7.0	7.0		927
<b>Promedio</b>	<b>32.61</b>	<b>19.5</b>	<b>19.0</b>	<b>7.4*</b>	<b>6.9*</b>	<b>1127</b>	<b>1183</b>
<b>Valor Máximo</b>	<b>58.24</b>	<b>20.3</b>	<b>19.9</b>	<b>10.0</b>	<b>7.5</b>	<b>1401</b>	<b>1328</b>
<b>Valor Mínimo</b>	<b>7.13</b>	<b>19.2</b>	<b>18.0</b>	<b>7.0</b>	<b>6.0</b>	<b>912</b>	<b>927</b>

\* Se obtuvo promedio de la concentración de iones hidrónico

**Caracterización del influente y efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente, Norte de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala**

**Tabla A.4. Parámetros de Campo**

**Día: Jueves 21 de marzo de 1996.**

Hora	Flujo (L/s)	Temperatura (°C)		pH		Conductividad $\mu\text{S/cm}$	
		Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente
1:00	17.83	18.1	18.4	7.0	7.0	943	1167
3:00	13.47	18.7	18.4	7.0	7.0	1119	1154
5:00	16.64	21.5	18.3	7.0	7.0	1132	1263
7:00	11.09	20.4	18.3	8.0	7.0	1617	1244
9:00	15.45	18.7	19.0	8.0	8.0	1103	1180
11:00	34.47	19.5	19.8	7.51	6.98	1304	1124
13:00	35.66	19.2	20.1	7.23	6.94	1045	1078
15:00	52.30	19.4	19.8	8.58	6.93	1185	1084
17:00	48.73	19.6	19.4	7.48	6.90	855	1096
19:00	34.47	19.2	18.7	7.5	7.5	911	1126
21:00	17.83	19.0	18.5	7.5	7.0	869	1120
23:00	15.45	19.3	18.1	7.0	7.0	1080	1138
<b>Promedio</b>	<b>26.12</b>	<b>19.4</b>	<b>18.9</b>	<b>7.4*</b>	<b>7.1*</b>	<b>1097</b>	<b>1148</b>
<b>Valor Máximo</b>	<b>52.30</b>	<b>21.5</b>	<b>20.1</b>	<b>8.58</b>	<b>8.0</b>	<b>1617</b>	<b>1263</b>
<b>Valor Mínimo</b>	<b>11.09</b>	<b>18.1</b>	<b>18.1</b>	<b>7.0</b>	<b>6.90</b>	<b>855</b>	<b>1078</b>

\* Se obtuvo promedio de la concentración de iones hidrónico

**"TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES: SU POTENCIAL APLICACIÓN EN MÉXICO"**

Caracterización del influente y efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente, Norte de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala

Tabla A.5. Parámetros de Campo

Día: Viernes 22 de marzo de 1996.

Hora	Flujo (L/s)	Temperatura (°C)		pH		Conductividad $\mu\text{S/cm}$	
		Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente
1:00	13.47	18.6	18.2	7.5	7.0	1048	1109
3:00	7.13	18.3	18.5	7.0	7.0	1013	1159
5:00	7.13	19.4	18.3	7.5	7.0	1128	1169
7:00	9.51	19.0	18.2	7.0	7.0	1178	1204
9:00	11.88	19.0	18.4	9.19	7.07	1800	1167
11:00	45.16	19.8	19.6	8.58	6.92	1329	1085
13:00	61.80	19.6	19.5	7.27	7.00	903	1169
15:00	50.00	19.7	19.4	7.10	6.89	966	1190
17:00	50.00	19.3	19.1	7.84	6.95	1120	1259
19:00	43.98	19.3	19.0	7.0	6.5	898	1243
21:00	40.41	18.9	18.6	8.0	7.0	890	1269
23:00	20.20	19.2	18.4	8.5	6.5	886	1266
Promedio	30.06	19.2	18.8	7.5*	6.9*	1097	1191
Valor Máximo	61.80	19.8	19.6	9.19	7.07	1800	1269
Valor Mínimo	7.13	18.3	18.2	7.0	6.5	886	1085

\* Se obtuvo promedio de la concentración de iones hidrónico

Caracterización del influente y efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente, Norte de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala

Tabla A.6. Parámetros de Campo

Día: Sábado 23 de marzo de 1996.

Hora	Flujo (L/s)	Temperatura (°C)		pH		Conductividad $\mu\text{S/cm}$	
		Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente
1:00	17.83	20.3	18.3	8.0	7.0	1933	1304
3:00	18.22	20.3	18.1	8.0	7.0	1721	1219
5:00	11.88	20.4	17.2	8.5	7.0	1145	1286
7:00	8.72	20.5	18.0	8.0	7.0	921	1290
9:00	10.70	19.0	19.0	8.0	7.5	1328	1196
11:00	53.48	19.3	19.4	7.76	7.01	1274	1207
13:00	49.92	18.7	19.0	7.96	6.98	1100	1150
15:00	48.73	18.6	19.0	7.20	6.92	875	1193
17:00	43.98	18.7	18.4	7.06	6.87	790	1212
19:00	42.79	18.2	18.0	7.0	7.0	774	1210
21:00	40.41	18.3	18.0	8.0	7.0	752	1148
23:00	20.20	18.4	17.9	8.0	7.0	815	1142
Promedio	30.57	19.2	18.4	7.7*	7.0*	1119	1213
Valor Máximo	53.48	20.5	19.4	8.5	7.5	1933	1304
Valor Mínimo	8.72	18.2	17.2	7.0	6.87	752	1142

\* Se obtuvo promedio de la concentración de iones hidrónico

**Caracterización del influente y efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente, Norte de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala**

**Tabla A.7. Parámetros de Campo**

**Día: Domingo 24 de marzo de 1996.**

Hora	Flujo (L/s)	Temperatura (°C)		pH		Conductividad µS/cm	
		Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente
1:00	10.30	18.3	17.8	7.0	7.0	872	1117
3:00	7.92	19.0	18.0	7.0	7.0	856	1125
5:00	7.92	19.0	17.0	7.0	7.0	1136	1138
7:00	7.92	19.0	17.0	7.0	7.0	1249	1144
9:00	22.58	18.7	18.2	7.3	6.9	1067	1139
11:00	28.52	18.4	19.0	7.47	6.86	1132	1084
13:00	38.03	18.5	19.0	7.26	6.82	945	993
15:00	33.28	18.8	19.5	7.25	6.88	810	997
17:00	33.28	18.7	18.3	7.20	6.76	855	997
19:00	24.96	18.6	18.2	8.0	7.0	867	1004
21:00	26.15	18.6	18.0	8.0	7.0	866	1027
23:00	13.47	18.7	18.1	7.5	7.0	915	1049
<b>Promedio</b>	<b>21.19</b>	<b>18.7</b>	<b>18.2</b>	<b>7.3*</b>	<b>6.9*</b>	<b>964</b>	<b>1068</b>
<b>Valor Máximo</b>	<b>38.03</b>	<b>19.0</b>	<b>19.5</b>	<b>8.0</b>	<b>7.0</b>	<b>1249</b>	<b>1144</b>
<b>Valor Mínimo</b>	<b>7.92</b>	<b>18.3</b>	<b>17.0</b>	<b>7.0</b>	<b>6.76</b>	<b>810</b>	<b>993</b>

\* Se obtuvo promedio de la concentración de iones hidrónico

**Caracterización del influente y efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente, Norte de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala**

**Tabla A.8. Parámetros de campo**

**Día: Lunes 25 de marzo de 1996.**

Hora	Flujo (L/s)	Temperatura (°C)		pH		Conductividad µS/cm	
		Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente
1:00	11.09	18.4	17.8	7.5	7.0	864	1050
3:00	5.55	18.2	17.6	7.5	7.0	948	1078
5:00	5.55	18.0	17.6	7.5	7.0	931	1074
7:00	4.75	17.8	16.9	8.0	7.0	954	1094
9:00	19.02	19.2	18.7	7.56	6.94	1039	1174
11:00	16.64	19.1	18.6	9.08	6.85	1740	1015
13:00	45.16	19.2	18.7	7.53	6.84	1170	1066
15:00	54.66	19.4	19.0	7.21	6.92	880	1115
17:00	53.48	20.2	18.5	7.13	6.80	954	1170
19:00	47.54	19.5	18.2	7.0	7.0	861	1179
21:00	42.79	19.6	18.0	8.0	7.0	900	1142
23:00	20.20	18.8	18.5	8.5	7.0	847	1127
<b>Promedio</b>	<b>27.20</b>	<b>19.0</b>	<b>18.2</b>	<b>7.8*</b>	<b>6.9*</b>	<b>1007</b>	<b>1107</b>
<b>Valor Máximo</b>	<b>54.66</b>	<b>20.2</b>	<b>19.0</b>	<b>9.08</b>	<b>7.0</b>	<b>1740</b>	<b>1179</b>
<b>Valor Mínimo</b>	<b>4.75</b>	<b>17.8</b>	<b>16.9</b>	<b>7.0</b>	<b>6.80</b>	<b>847</b>	<b>1015</b>

\* Se obtuvo promedio de la concentración de iones hidrónico

**Caracterización del influente y efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente, Datos de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Alhonso, Honduras**

Tabla A.9. Parámetros de campo

Una muestra de laboratorio de 100L.

Hora	Flujo (Lts)	Temperatura (°C)		pH		Conductividad (µS/cm)	
		influyente	efluente	influyente	efluente	influyente	efluente
1:00	17.33	22	22	8.0	7.0	500	400
2:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
3:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
4:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
5:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
6:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
7:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
8:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
9:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
10:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
11:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
12:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
13:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
14:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
15:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
16:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
17:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
18:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
19:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
20:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
21:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
22:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
23:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
24:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
25:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
26:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
27:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
28:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
29:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
30:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
31:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
32:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
33:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
34:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
35:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
36:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
37:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
38:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
39:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
40:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
41:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
42:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
43:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
44:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
45:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
46:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
47:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
48:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
49:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
50:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
51:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
52:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
53:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
54:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
55:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
56:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
57:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
58:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
59:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
60:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
61:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
62:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
63:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
64:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
65:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
66:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
67:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
68:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
69:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
70:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
71:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
72:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
73:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
74:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
75:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
76:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
77:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
78:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
79:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
80:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
81:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
82:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
83:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
84:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
85:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
86:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
87:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
88:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
89:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
90:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
91:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
92:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
93:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
94:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
95:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
96:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
97:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
98:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
99:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
100:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300

Se realizaron 100 mediciones de pH y conductividad en el reactor anaerobio.

El reactor anaerobio de flujo ascendente se encuentra en funcionamiento desde el día 1 de mayo del 2018, con un tiempo de retención hidráulica de 12 horas.

El reactor anaerobio de flujo ascendente se encuentra en funcionamiento desde el día 1 de mayo del 2018, con un tiempo de retención hidráulica de 12 horas.

Hora	Flujo (Lts)	Temperatura (°C)		pH		Conductividad (µS/cm)	
		influyente	efluente	influyente	efluente	influyente	efluente
1:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
2:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
3:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
4:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
5:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
6:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
7:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
8:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
9:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
10:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
11:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
12:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
13:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
14:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
15:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
16:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
17:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
18:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
19:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
20:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
21:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
22:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
23:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
24:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
25:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
26:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
27:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
28:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
29:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
30:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
31:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
32:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
33:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
34:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
35:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
36:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
37:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
38:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
39:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
40:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
41:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
42:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
43:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
44:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
45:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
46:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
47:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
48:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
49:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
50:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
51:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
52:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
53:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
54:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
55:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
56:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
57:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
58:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
59:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
60:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
61:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
62:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300
63:00	17.33	22	22	8.0	7.0	400	300

**Caracterización del influente y efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente, Norte de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala**

**Tabla A.9. Parámetros de campo**

**Día: Martes 26 de marzo de 1996.**

Hora	Flujo (L/s)	Temperatura (°C)		pH		Conductividad $\mu\text{S/cm}$	
		Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente
1:00	17.83	18.8	18.5	8.0	7.0	928	1025
3:00	11.88	18.6	17.7	8.5	7.0	926	1131
5:00	11.09	18.7	17.9	8.0	7.0	867	1124
7:00	7.13	20.7	18.2	9.5	7.0	1844	1176
9:00	15.45	20.1	18.8	7.53	6.83	1311	1100
11:00	42.79	19.6	19.5	7.35	6.85	1027	1038
13:00	43.98	19.0	19.5	7.20	6.80	1006	1064
15:00	47.54	19.3	19.4	7.14	6.83	890	1048
17:00	40.41	19.3	19.0	7.16	6.80	925	1060
19:00	39.22	19.2	18.9	8.0	7.0	717	1060
21:00	38.03	19.1	18.8	7.0	7.0	789	1059
23:00	26.15	19.2	17.8	7.0	7.0	657	1016
<b>Promedio</b>	<b>28.46</b>	<b>19.3</b>	<b>18.7</b>	<b>7.5*</b>	<b>6.9*</b>	<b>991</b>	<b>1075</b>
<b>Valor Máximo</b>	<b>47.54</b>	<b>20.7</b>	<b>19.5</b>	<b>9.5</b>	<b>7.0</b>	<b>1844</b>	<b>1176</b>
<b>Valor Mínimo</b>	<b>7.13</b>	<b>18.6</b>	<b>17.7</b>	<b>7.0</b>	<b>6.80</b>	<b>657</b>	<b>1016</b>

\* Se obtuvo promedio de la concentración de iones hidrónico

**Caracterización del influente y efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente, Norte de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala**

**Tabla A.10. Parámetros de campo**

**Día: Miércoles 27 de marzo de 1996.**

Hora	Flujo (L/s)	Temperatura (°C)		pH		Conductividad $\mu\text{S/cm}$	
		Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente
1:00	22.58	18.6	18.4	7.0	7.0	851	1079
3:00	15.45	19.6		7.0	7.0	720	1084
5:00	15.45	19.3	18.2	7.0	7.0	1369	1091
7:00	11.09	19.2	18.1	7.0	7.0	1154	1089
9:00	16.64	19.7	18.5	7.56	6.73	1155	1090
11:00	23.77	18.9	19.3	7.40	6.77	1009	1024
13:00	39.22	18.9	19.5	7.11	6.76	850	1020
15:00	33.28	18.9	19.3	7.12	6.72	825	977
17:00	36.84	19.0	18.9	7.18	6.74	830	1005
19:00	35.66	19.2	18.6	7.5	7.0	858	1008
21:00	29.71	19.4	18.6	7.5	7.0	820	1017
23:00	15.45	19.2	19.1	7.5	7.0	1028	1074
<b>Promedio</b>	<b>24.60</b>	<b>19.2</b>	<b>18.8</b>	<b>7.2*</b>	<b>6.9*</b>	<b>956</b>	<b>1047</b>
<b>Valor Máximo</b>	<b>39.22</b>	<b>19.7</b>	<b>19.5</b>	<b>7.56</b>	<b>7.0</b>	<b>1369</b>	<b>1091</b>
<b>Valor Mínimo</b>	<b>11.09</b>	<b>18.6</b>	<b>18.1</b>	<b>7.0</b>	<b>6.72</b>	<b>720</b>	<b>977</b>

\* Se obtuvo promedio de la concentración de iones hidrónico

**Caracterización del influente y efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente, Norte de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala**

Tabla A.11. Parámetros de campo

Día: Jueves 28 de marzo de 1996.

Hora	Flujo (L/s)	Temperatura (°C)		pH		Conductividad $\mu\text{S/cm}$	
		Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente
1:00	11.09	19.2	18.1	7.0	7.0	912	1091
3:00	8.72	18.3	18.2	7.5	7.0	896	1107
5:00	7.92	19.1	18.2	8.0	7.0	828	1118
7:00	7.13	19.5	18.2	8.0	7.0	867	1106
9:00	26.15	19.9		9.15	6.73	1385	1055
11:00	23.77	19.6	19.8	7.39	6.76	1015	1023
13:00	59.43	19.8	20.0	7.19	6.86	902	1001
15:00	54.67	20.0	19.8	7.34	6.80	1085	1053
17:00	48.73	19.6	19.5	7.54	6.76	938	1040
19:00	47.54	19.3	19.2	7.5	7.0	828	1074
21:00	46.35	19.0	18.7	8.5	7.0	840	1061
23:00	36.84	19.4	18.9	9.0	7.0	1398	1065
<b>Promedio</b>	<b>31.53</b>	<b>19.4</b>	<b>19.0</b>	<b>7.7*</b>	<b>6.9*</b>	<b>991</b>	<b>1066</b>
<b>Valor Máximo</b>	<b>59.43</b>	<b>20.0</b>	<b>20.0</b>	<b>9.15</b>	<b>7.0</b>	<b>1398</b>	<b>1118</b>
<b>Valor Mínimo</b>	<b>7.13</b>	<b>18.3</b>	<b>18.1</b>	<b>7.0</b>	<b>6.73</b>	<b>828</b>	<b>1001</b>

\* Se obtuvo promedio de la concentración de iones hidrónico

**Caracterización del influente y efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente, Norte de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala**

Tabla A.12. Parámetros de campo

Día: Viernes 29 de marzo de 1996.

Hora	Flujo (L/s)	Temperatura (°C)		pH		Conductividad $\mu\text{S/cm}$	
		Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente
1:00	33.28	19.6	18.8	8.5	7.0	1835	1098
3:00	20.2	20.7	18.2	8.5	7.0	1161	1130
5:00	11.09	20.3	18.6	8.0	7.0	742	1172
7:00	9.51	21.5	18.7	8.5	7.0	1139	1147
9:00	23.77	21.5	19.3	8.05	6.77	1280	1187
11:00	24.96	20.0	19.9	7.43	6.82	1180	1134
13:00	38.03	20.1	20.3	7.84	6.88	1203	1117
15:00	40.41	20.0	20.3	7.13	6.88	836	1130
17:00	29.71	19.4	19.6	7.13	6.73	950	1183
19:00	27.34	19.1	19.0	7.5	7.0	1021	1235
21:00	26.15	19.4	18.1	7.0	6.5	1095	1217
23:00	15.45	19.8	18.4	7.0	7.0	1048	1227
<b>Promedio</b>	24.99	20.1	19.1	7.6*	6.9*	1124	1165
<b>Valor Máximo</b>	40.41	21.5	20.3	8.5	7.0	1835	1235
<b>Valor Mínimo</b>	9.51	19.1	18.1	7.0	6.5	742	1098

\* Se obtuvo promedio de la concentración de iones hidrónico

**Caracterización del influente y efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente, Norte de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala**

Tabla A.13. Parámetros de campo

Día: Sábado 30 de marzo de 1996.

Hora	Flujo (L/s)	Temperatura (°C)		pH		Conductividad $\mu\text{S/cm}$	
		Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente
1:00	10.30	20.3	19.1	7.0	7.0	952	1216
3:00	7.92	20.4	19.2	7.5	7.0	879	1238
5:00	7.13	20.9	18.9	7.0	7.0	884	1290
7:00	5.54	20.1	18.7	7.5	7.0	1032	1256
<b>Promedio</b>	7.72	20.4	19.0	7.2*	7.0*	937	1250
<b>Valor Máximo</b>	10.30	20.9	19.2	7.5	7.0	1032	1290
<b>Valor Mínimo</b>	5.54	20.1	18.7	7.0	7.0	879	1216

\* Se obtuvo promedio de la concentración de iones hidrónico

**Tabla A. 14 Sólidos sedimentables medidos en muestras puntuales del influente del reactor anaerobio de flujo ascendente, Norte de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlix, Tlaxcala**

Hora	Sólidos sedimentables en muestras puntuales del influente (Marzo de 1996) (mL/L)					
	18	19	20	21	22	23
6:00	0.3	0.4	2.0	2.0	1.5	3.0
9:00	6.0	6.0	2.0	4.0	2.0	6.5
13:00	7.0	10.0	2.0	6.0	9.0	6.5
16:00	5.0	7.0	4.0	17.0	4.0	12.0
20:00	5.0	3.0	6.0	8.0	2.0	9.0
23:00	3.0	3.0	7.5	4.0	7.0	7.0
Promedio	4.4	4.9	3.9	6.8	4.3	7.3
Valor máximo	7.0	10.0	7.5	17.0	9.0	12.0
Valor mínimo	0.3	0.4	2.0	2.0	1.5	3.0

Hora	Sólidos sedimentables en muestras puntuales del influente (Marzo de 1996) (mL/L)					
	24	25	26	27	28	29
6:00	1.2	2.0	10.0	1.5	0.5	2.0
9:00	8	3.0	7.0	10.0	9.0	8.0
13:00	6	5.5	12.0	8.0	7.0	9.5
16:00	10	7.0	10.0	9.0	5.0	6.5
20:00	9	10.0	8.0	6.0	6.0	6.0
23:00	4	8.0	3.0	4.0	7.0	5.0
Promedio	6.4	5.9	8.3	6.4	5.8	6.2
Valor máximo	10.0	10.0	12.0	10.0	9.0	9.5
Valor mínimo	1.2	2.0	3.0	1.5	0.5	2.0

**Tabla A.15. Parámetros analizados en las muestras puntuales del influente y efluente del día 20 de mayo de 1996**

Parámetro	Influente	Efluente reactor norte	Efluente reactor sur
Alcalinidad (mg CaCO <sub>3</sub> /L)			
Por bicarbonatos	256	296	278
Por AGV	96	164	182
Total	352	460	460
Relación $\alpha$	0.73	0.64	0.6
DQO (mg/L)			
Total	792	616	636
Soluble	192	240	268
Ácidos grasos volátiles (mg/L)			
Ácido acético		66	89
Ácido propiónico		6	8
Ácido butírico		0	0

## **Técnica para el Conteo de Huevos de Helmintos en el Agua Residual y Lodos de Desecho**

Se tomaron muestras puntuales de agua residual del influente y del efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente de Atlamaxac, Tlaxcala, cada dos horas durante 13 días consecutivos (del 18 al 30 de marzo de 1996). Con 12 de estas muestras puntuales se conformaron muestras compuestas, de tal forma que se abarcara una jornada de 24 horas ( de 9:00 horas de un día a 7:00 del día siguiente). Las muestras compuestas fueron preparadas con volúmenes de las muestras puntuales en proporción al flujo registrado en la hora de la toma de muestra correspondiente.

Las muestras de lodo anaerobio fueron puntuales y se obtuvieron de dos distintos niveles de la cama de lodos del reactor: de un nivel inferior( a 20 cm del fondo) y de un nivel superior(a 2.8 m del fondo ).

El procedimiento experimental seguido en el análisis parasitológico de huevos de helmintos fue el siguiente:

1. Se tomaron 5 L de muestra compuesta y se dejaron sedimentar de 3 a 5 horas, en recipientes plásticos transparentes y lisos. Se eliminó, por medio de una cuidadosa succión, el sobrenadante hasta obtener un litro de sedimento. De las muestras de lodos se tomaron 10 gramos, que se diluyeron con un poco de agua de la llave. Ambos tipos de muestras se procesaron de manera idéntica posteriormente.

2. Las muestras se filtraron a través de un tamiz metálico de 149  $\mu\text{m}$  de abertura de poro. Estos tamices y los recipientes que contenían el sedimento original se enjuagaron y lavaron con 5 L de agua de la llave. Los lavados se recolectaron en el mismo recipiente que el filtrado.

---

## "TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES: SU POTENCIAL APLICACIÓN EN MÉXICO"

3. Los 5 L resultantes del punto anterior se dejaron sedimentar durante 3 horas y se aspiró el sobrenadante hasta dejar aproximadamente 200-300 ml. de sedimento, el cual se pasó a tubos de centrifuga. En todos los casos la centrifugación fue a 2 500 r.p.m. durante 5 minutos.
4. Se eliminaron los sobrenadantes de los tubos de centrifugación y los sedimentos se juntaron en un solo tubo. Este sedimento se sometió a varios lavados con agua de la llave, hasta obtener un sobrenadante más o menos claro. Los lavados consistieron en una resuspensión del sedimento y una posterior centrifugación.
5. El sedimento se resuspendió con una disolución de sulfato de zinc al 33.2 %. Se centrifugó y el sobrenadante resultante de este paso, se procesó de acuerdo a la técnica del Instituto de Ingeniería ( Q. F. B. Matilde Galván, comunicación personal), que se describe a continuación.
6. El concentrado anterior se vierte a través de un equipo de filtración Millipore de 25 mm de diámetro, que tiene una membrana de 8 µm de diámetro de poro y que está conectada a una jeringa de 50 mL. La filtración se hace aplicando poca presión.
7. Añadir al filtro 25 mL de solución de yodo-yoduro de potasio, para talar las estructuras parasitarias. Filtrar lentamente. Deshidratar la membrana con 10 mL de etanol al 80 % y 10 mL de etanol absoluto y dejar que éste se evapore por completo.
8. Levantar el filtro con pinzas y colocarlo sobre un cubreobjetos al cual se le ha añadido una gota de glicerol. Colocar el cubreobjetos y dejar una minutos a que la membrana se transparente. Observar y contar las estructuras parasitarias al microscopio a 400, 1000 y 2000X.

### **Nota**

Los análisis de las muestras fueron realizados por el Sr. Martín Rojas, con supervisión de la Q. F. B. Matilde Galván en el Instituto de Ingeniería UNAM.

3. Los 5 L resultantes del punto anterior se dejaron sedimentar durante 3 horas y se aspiró el sobrenadante hasta dejar aproximadamente 200-300 mL de sedimento, el cual se pasó a tubos de centrifuga. En todos los casos la centrifugación fue a 2 500 r.p.m. durante 5 minutos.
4. Se eliminaron los sobrenadantes de los tubos de centrifugación y los sedimentos se juntaron en un solo tubo. Este sedimento se sometió a varios lavados con agua de la llave, hasta obtener un sobrenadante más o menos claro. Los lavados consistieron en una resuspensión del sedimento y una posterior centrifugación.
5. El sedimento se resuspendió con una disolución de sulfato de zinc al 33.2 %. Se centrifugó y el sobrenadante resultante de este paso, se procesó de acuerdo a la técnica del Instituto de Ingeniería ( Q. F. B. Matilde Galván, comunicación personal), que se describe a continuación.
6. El concentrado anterior se vierte a través de un equipo de filtración Millipore de 25 mm de diámetro, que tiene una membrana de 8  $\mu\text{m}$  de diámetro de poro y que está conectado a una jeringa de 50 mL. La filtración se hace aplicando poca presión.
7. Añadir al filtro 25 mL de solución de yodo-yoduro de potasio para teñir las estructuras parasitarias. Filtrar lentamente. Deshidratar la membrana con porciones de 10 mL de etanol al 80 % y 10 mL de etanol absoluto y dejar que éste se evapore perfectamente.
8. Levantar el filtro con pinzas y colocarlo sobre un portaobjetos al que se le ha añadido una gota de glicerol. Colocar el cubreobjetos y dejar unos minutos a que la membrana se transparente. Observar y contar las estructuras parasitarias al microscopio a 4X, 10X y 25X.

#### **Nota**

Los análisis de las muestras fueron realizadas por el p. Biól. Marcelo Rojas O., bajo supervisión de la Q.F.B. Matilde Galván en el Instituto de Ingeniería, UNAM.

---

# ANEXO IV

---

## **Cálculo de Algunos Parámetros de Operación del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala**

$$Q_{\text{diseño}} = 30 \text{ L/s} = 108 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_{\text{diseño por módulo}} = 15 \text{ L/s} = 54 \text{ m}^3/\text{h}$$

### Velocidad ascendente

#### Zona de sedimentación

$$v_{\text{min.}} = Q/A = (54 \text{ m}^3/\text{h})/(4.10 \text{ m} \times 25 \text{ m}) = 0.53 \text{ m/h}$$

$$v_{\text{máx.}} = Q/A' = (54 \text{ m}^3/\text{h})/(0.3 \text{ m} \times 25 \text{ m}) = 7.2 \text{ m/h}$$

#### Zona de digestión

$$v = (54 \text{ m}^3/\text{h})/(7.0 \text{ m} \times 25 \text{ m}) = 0.31 \text{ m/h}$$

### Distribución de boquillas por el fondo del reactor

#### Área del fondo del reactor

$$A = (7.0 \text{ m} \times 25 \text{ m}) = 175 \text{ m}^2$$

#### Distribución de boquillas

36 boquillas/módulo del reactor (diseño)

1 boquilla/ 4.9 m<sup>2</sup>

---

---

## ÍNDICE DE TABLAS

### CAPÍTULO I

Tabla 1.1. Características físicas principales de las aguas residuales	10
Tabla 1.2a. Características químicas principales de las aguas residuales: Materia Orgánica	12
Tabla 1.2b. Características químicas principales de las aguas residuales: Medición del Contenido Orgánico	13
Tabla 1.2.c. Características químicas de las aguas residuales: Materia Inorgánica	14
Tabla 1.3. Características microbiológicas generales de las aguas residuales	15
Tabla 1.4. Características y concentraciones medias de aguas residuales domésticas en Estados Unidos y México	17
Tabla 1.5. Procesos de tratamiento de aguas residuales	20
Tabla 1.6. Composiciones y propiedades de lodos sin tratar	24
Tabla 1.7. Características de lodos granulares anaerobios sin tratar	25
Tabla 1.8. Procesos para el tratamiento y manejo de lodos	27
Tabla 1.9. Remoción de DBO teórica y real de distintos procesos de tratamiento de aguas residuales en México	31

### CAPÍTULO II

Tabla 2.1. Tipos de microorganismos según su fuente de carbono y energía	43
Tabla 2.2. Clasificación de bacterias por temperatura del ambiente en el que viven	51

### CAPÍTULO III

Tabla 3.1. Sustancias tóxicas o inhibitorias de la digestión anaerobia	63
Tabla 3.2. Concentraciones de elementos inorgánicos que se reportan como inhibitorios para los microorganismos encargados del tratamiento anaerobio	64
Tabla 3.3. Algunos compuestos y sustancias orgánicas inhibitorias de las bacterias metanógenas	64

---

Tabla 3.4. Antecedentes de los procesos anaerobios actuales para el tratamiento de aguas residuales domésticas y/o municipales	66
Tabla 3.5. Algunos reactores anaerobios de alta tasa aplicados a varios niveles en el tratamiento de aguas residuales municipales y domésticas, sin incluir reactor UASB	78
Tabla 3.6. Algunos reactores anaerobios que tratan efluentes industriales, sin incluir reactor UASB	78
Tabla 3.7. Efluentes industriales tratados con reactores UASB	80
Tabla 3.8. Ventajas y desventajas principales del reactor UASB	85
Tabla 3.9. Reactores UASB que tratan efluentes industriales en México	90

## CAPÍTULO IV

Tabla 4.1. Algunos reactores UASB para el tratamiento de efluentes municipales y domésticos en Brasil (Operación, construcción y en proyecto)	100
Tabla 4.2. Datos de operación y eficacias de remoción de materia orgánica en algunos reactores UASB que tratan efluentes municipales en Brasil	102
Tabla 4.3. Algunos datos de reactores UASB para tratar aguas residuales municipales y domésticas en Colombia	103
Tabla 4.4. Plantas de tratamiento de aguas residuales municipales o domésticas con reactores UASB en México (mediados de 1994)	103
Tabla 4.5. Algunas plantas de tratamiento anaerobio de aguas residuales municipales con reactores UASB	107
Tabla 4.6. Características principales de las aguas residuales municipales del colector Combinado de Cañaveralejo, Cali, Colombia (3 primeros años de operación)	110
Tabla 4.7. Características principales del agua residual combinada del colector Central de Cali, Colombia	110
Tabla 4.8. Características promedio del agua residual municipal de la planta piloto de São Paulo	111
Tabla 4.9. Características promedio del agua residual municipal de la planta de Pedregal durante las primeras 30 semanas de operación	111
Tabla 4.10. Características promedio del agua residual municipal de la planta de Kampur, India	111
Tabla 4.11. Algunos criterios de diseño de los reactores UASB de las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales	113
Tabla 4.12. Datos sobre el arranque de los reactores UASB de las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales	130
Tabla 4.13. Datos sobre la operación en estado estacionario de los reactores UASB de las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales	138

---

Tabla 4.14. Tiempos de retención hidráulica (TRH) aplicables en distintos intervalos de temperaturas en reactores UASB de 4 m de altura, que traten aguas residuales municipales o domésticas	140
Tabla 4.15. Datos sobre la operación en estado estacionario de los reactores UASB de las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales	144
Tabla 4.16. Datos sobre la operación en estado estacionario de los reactores UASB de las planta de tratamiento de aguas residuales municipales	146
Tabla 4.17. Datos sobre la operación en estado estacionario de los reactores UASB de las planta de tratamiento de aguas residuales municipales	149
Tabla 4.18. Datos sobre la operación en estado estacionario de los reactores UASB de las planta de tratamiento de aguas residuales municipales	152
Tabla 4.19. Caracterización del influente y efluente del reactor UASB de la planta de Pedregal respecto a organismos patógenos	154
Tabla 4.20. Medianas de contenido, intervalos de variación, remoción y supervivencia de indicadores fecales y patógenos en el efluente del reactor UASB de São Paulo	154
Tabla 4.21. Medianas del contenido de los lodos anaerobios del reactor UASB de 120 m <sup>3</sup> de capacidad de la planta de São Paulo	156
Tabla 4.22. Criterios de diseño de las lagunas facultativas para el postratamiento del efluente del reactor UASB	158

## CAPÍTULO V

Tabla 5.1. Especificaciones con las que deben cumplir las descargas provenientes de los sistemas de alcantarillado o drenaje municipal, según la NOM-067-ECOL-1994.	166
Tabla 5.2. Algunos procesos útiles en el postratamiento de efluentes pretratados anaerobiamente	168
Tabla 5.3. Valores de materia orgánica en los efluentes de los procesos de postratamiento del reactor UASB a nivel piloto en Cali, Colombia.	171
Tabla 5.4. Ventajas y desventajas de procesos extensivos, filtros percoladores y sistemas naturales construidos. Parámetro: Eficacia de tratamiento	187
Tabla 5.5. Ventajas y desventajas de procesos extensivos, filtros percoladores y sistemas naturales construidos. Parámetros: Diseño, construcción y terreno	188
Tabla 5.6. Ventajas y desventajas de procesos extensivos, filtros percoladores y sistemas naturales construidos. Parámetros: Operación, espumación y malos olores	188
Tabla 5.7. Ventajas y desventajas de procesos extensivos, filtros percoladores y sistemas naturales construidos. Parámetros: Producción de lodos	189
Tabla 5.8. Ventajas y desventajas de procesos extensivos, filtros percoladores y sistemas naturales construidos. Parámetros: Capacidad de soporte de choques de carga, requerimientos de empaque	189

---

Tabla 5.9. Ventajas y desventajas de procesos extensivos, filtros percoladores y sistemas naturales contruidos. Parámetros: Calidad del efluente, remoción de huevos de helmintos, coliformes fecales y patógenos.	190
Tabla 5.10. Ventajas y desventajas de procesos extensivos, filtros percoladores y sistemas naturales contruidos. Parámetros: Requerimientos energéticos y de equipo mecánico-eléctrico	190
Tabla 5.11. Ventajas y desventajas de procesos extensivos, filtros percoladores y sistemas naturales contruidos. Parámetros: Mantenimiento, requerimiento de personal técnico	191
Tabla 5.12. Ventajas y desventajas de procesos extensivos, filtros percoladores y sistemas naturales contruidos. Parámetro: Costos	191

## CAPÍTULO VI

Tabla 6.1. Caracterización de la alimentación con la cual fue diseñada la planta de tratamiento de aguas residuales de Atlamaxac, Tlaxcala	201
Tabla 6.2. Parámetros fisicoquímicos analizados en el influente y efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente Norte de la PTAR de Atlamaxac, Tlaxcala	205
Tabla 6.3. Caracterización del influente del reactor anaerobio de flujo ascendente Norte de la planta de tratamiento de aguas residuales de Atlamaxac, Tlaxcala	209
Tabla 6.4. Caracterización del efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente Norte de la planta de tratamiento de aguas residuales de Atlamaxac, Tlaxcala	210
Tabla 6.5. Parámetros evaluados en los lodos anaerobios de la cama del reactor anaerobio de flujo ascendente	211
Tabla 6.6. Resultados del análisis helmintológico del influente y efluente del reactor anaerobio de flujo ascendente, Norte de la planta de tratamiento de aguas residuales de Atlamaxac, Tlaxcala	212
Tabla 6.7. Resultados del análisis helmintológico del lodo anaerobio del reactor anaerobio de flujo ascendente, Norte de la planta de tratamiento de aguas residuales de Atlamaxac, Tlaxcala	212
Tabla 6.8. Parámetros de operación del reactor anaerobio de flujo ascendente de la planta de Atlamaxac	223

## CAPÍTULO VII

Tabla 7.1. Principales parámetros obtenidos del diseño de los reactores UASB	237
Tabla 7.2. Dimensiones de campanas recolectoras de biogás, canaletas del efluente y cajas de distribución de los reactores UASB modulares	237

---

Tabla 7.3. Parámetros de obra civil relacionada con la construcción de los reactores UASB diseñados	242
Tabla 7.4. Tubería y accesorios utilizados en los módulos de los reactores UASB que tratan distintos flujos de agua residual	242
Tabla 7.5. Conceptos utilizados para la cotización de los reactores UASB que tratan aguas residuales municipales	247
Tabla 7.6. Catálogo de conceptos para la construcción de reactores UASB que tratan aguas residuales municipales	248
Tabla 7.7. Porcentajes del costo total de los reactores UASB, correspondientes a cada concepto	249
Tabla 7.8. Cantidades de concreto en m <sup>3</sup> y acero en kg, estimadas con las ecuaciones de regresión lineal de los valores reales en función de los volúmenes del reactor UASB	253
Tabla 7.9. Costos totales de inversión, sin costos de concreto ni acero, estimados con las ecuaciones de regresión lineal de los valores reales en función de los volúmenes del reactor UASB	255
Tabla 7.10. Índices de costos relativos a los precios de insumos relacionados con obras civiles de julio de 1996, en la zona de México, D.F.	257
Tabla 7.11. Errores porcentuales correspondientes a la desviación de los costos de inversión calculados con las ecuaciones, respecto de los costos de inversión evaluados directamente para julio de 1996 en la cotización.	261
Tabla 7.12. Costos totales de inversión por m <sup>3</sup> de reactor UASB	263

---

## ÍNDICE DE FIGURAS

### CAPÍTULO I

Figura 1.1. Esquema general de los antecedentes de la legislación ambiental en materia de descarga de aguas residuales	8
Figura 1.2. Sistema típico de tratamiento de aguas residuales	22
Figura 1.3. Número de plantas de tratamiento de aguas residuales municipales (1995)	29
Figura 1.4. Remoción DBO de aguas residuales en plantas de tratamiento en México (1995)	30
Figura 1.5. Número de plantas depuradoras de aguas residuales municipales por tipo de proceso en operación	33
Figura 1.6. Número de plantas depuradoras de aguas residuales municipales en rehabilitación	34
Figura 1.7. Número de plantas depuradoras de aguas residuales municipales en construcción	35
Figura 1.8. Número de plantas depuradoras de aguas residuales municipales en proyecto	36
Figura 1.9. Gran total de plantas depuradoras de aguas residuales municipales (1122)	37
Figura 1.10. Número de plantas depuradoras de aguas residuales industriales por proceso	38

### CAPÍTULO II

Figura 2.1. Aceptores de electrones distintos al oxígeno en metabolismos respiratorios	44
Figura 2.2. Consumo de materia orgánica en los procesos anaerobio y aerobio de tratamiento de aguas residuales	45
Figura 2.3. Utilización de materia orgánica en los metabolismos anaerobio y aerobio	46

---

## CAPÍTULO III

Figura 3.1. Esquematización del proceso de conversión anaerobia de materia orgánica particulada a metano	56
Figura 3.2. Principales reactores anaerobios precursores de los reactores de alta tasa	70
Figura 3.3. Procesos anaerobios de transición entre reactores clásicos y reactores de alta tasa	71
Figura 3.4. Reactores anaerobios de alta tasa	72
Figura 3.5. Esquema y diseño de un reactor UASB	83

## CAPÍTULO IV

Figura 4.1. Número de reactores anaerobios por tipo de efluente tratado en Brasil, Colombia y México	99
Figura 4.2. Esquema que muestra los dispositivos empleados como separadores GSL en el reactor UASB de la planta de Cali	117
Figura 4.3. Esquema que muestra los dispositivos empleados como separadores GSL en el reactor UASB de la planta de Pedregal	118
Figura 4.4. Esquema con vista de planta del sistema de distribución de la alimentación en los reactores UASB de Cali, Bucaramanga y Kampur	120
Figura 4.5. Esquema con vista en el corte A-A' del sistema de distribución de la alimentación en los reactores UASB de Cali, São Paulo, Bucaramanga y Kampur	121
Figura 4.6. Esquema con vista de planta del sistema de alimentación del reactor UASB de la planta de Pedregal	123
Figura 4.7. Ejemplo de un sistema de alimentación del influente	123
Figura 4.8. Esquema con vista de planta del sistema de recolección del efluente utilizado en el reactor UASB de la planta de Cali y Kampur	125
Figura 4.9. Esquema que muestra los vertederos o canaletas recolectoras del efluente del reactor UASB. Pueden apreciarse los vertederos triangulares en los lados	125
Figura 4.10. Dos tipos de sistemas de descarga del agua tratada hacia el canal colector del efluente	126
Figura 4.11. Esquema del sistema de recolección y descarga del efluente del reactor UASB de la planta de Pedregal	127

---

## CAPÍTULO V

Figura 5.1. Principales sistemas aerobios de tratamiento de aguas residuales	170
Figura 5.2. Esquema de un sistema de nitrificación/desnitrificación con recirculación	175
Figura 5.3. Esquemas de lagunas aireadas aerobia y facultativa	181
Figura 5.4. Esquema de un proceso de lechos de raices con flujo subsuperficial	185

## CAPÍTULO VI

Figura 6.1. Esquema del proceso de tratamiento de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Atlamaxac, Tlaxcala	198
Figura 6.2. Esquemas de un tanque Imhoff (a), de un reactor UASB (b) y de un módulo del reactor anaerobio de Atlamaxac (c)	199
Figura 6.3. Alcalinidad total en influente y efluente	213
Figura 6.4. DQO total en influente y efluente	214
Figura 6.5. DQO soluble en influente y efluente	214
Figura 6.6. DBO <sub>5</sub> total en influente y efluente	215
Figura 6.7. DBO <sub>5</sub> soluble en influente y efluente	215
Figura 6.8. Sólidos totales totales y sólidos totales volátiles en influente y efluente	216
Figura 6.9. Sólidos suspendidos totales y sólidos suspendidos volátiles en influente y efluente	216
Figura 6.10. Sólidos disueltos totales y sólidos disueltos volátiles en influente y efluente	217
Figura 6.11. Nitrógeno total Kjeldahl y nitrógeno amoniacal en influente y efluente	218
Figura 6.12. Fosfatos totales en influente y efluente	218

## CAPÍTULO VII

Figura 7.1. Vista de planta de la distribución de los módulos de reactores UASB para distintos flujos de agua residual municipal, junto con cajas de distribución	243
Figura 7.2. Porcentaje del costo total de inversión de los reactores UASB que representan el concreto, el acero y demás conceptos	246
Figura 7.3. Gráfica de la cantidad de concreto necesaria para construir un reactor UASB que trate aguas residuales municipales, en función de su volumen	250
Figura 7.4. Gráfica de la cantidad de acero necesaria para construir un reactor UASB que trate aguas residuales municipales, en función de su volumen	251
Figura 7.5. Gráfica de las ecuaciones de regresión lineal de las variables m <sup>3</sup> de concreto y volumen útil del reactor UASB	252

---

Figura 7.6. Gráfica de las ecuaciones de regresión lineal de las variables kg de acero y volumen útil del reactor UASB	252
Figura 7.7. Gráfica del costo total de inversión, sin costos de concreto ni acero, en función del volumen de diseño del reactor UASB (datos directos de cotización)	254
Figura 7.8. Gráfica de las ecuaciones de regresión lineal de las variables costo total de inversión, sin concreto ni acero, y volumen útil del reactor UASB	254