

35

29



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

ARRANQUE Y OPERACION DINAMICA DE UN REACTOR ANAEROBIO A ESCALA DE LABORATORIO: PRUEBAS USANDO LODOS DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE AGUAS RESIDUALES

TESIS PROFESIONAL QUE PARA OBTENER EL TITULO DE: INGENIEROS QUIMICOS PRESENTAN: MIGUEL ANGEL CRUZ GARCIA RUTH IRIARTE CHAVEZ



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

MEXICO, D. F.



EXAMENES PROFESIONALES FAC. DE QUIMICA

1998.

265031



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**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.

**Jurado asignado**

**Presidente** Prof. Durán Domínguez Ma. Del Carmen

**Vocal** Prof. Torres Barrera Rodolfo

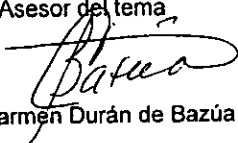
**Secretario** Prof. Luna Pabello Victor Manuel

**1er Suplente** Prof. Calderón Villagómez Hilda Elizabeth

**2º Suplente** Prof. Gutiérrez Lara María Rafaela

Sitio donde se desarrolló el tema: Laboratorio de Ingeniería Química Ambiental y Química Ambiental, L-301, conjunto "E" de la Facultad de Química, UNAM.

Asesor del tema



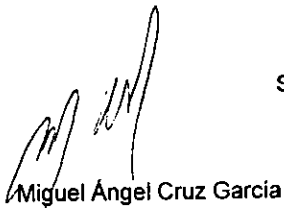
Dra. Carmen Durán de Bazúa

Supervisor técnico



I.Q. Ricardo Meza Pérez

Sustentantes



Miguel Ángel Cruz García



Ruth María Chávez

## *Ruth*

A Dios porque siempre ha guiado mi camino en un sólo sentido y ha permitido que mis seres queridos estén siempre conmigo.

A mis padres, Ma. Elena Chávez y Arturo Iriarte por esperar pacientemente mi formación académica, por sus esfuerzos y por darme la mejor de las herencias: la educación.

A mis hermanos, Sonia, Arturo y Omar porque siempre creyeron en mi y en mi esfuerzo, ustedes son unos de los mayores tesoros que tengo. Gracias a cada uno por ser exactamente como son.

A mis tíos, América, Javier y Francisco por darme su tiempo y porque me han demostrado que no que no hay imposibles ni obstáculos cuando se desea algo.

A mi primo, Alejandro por jalarme las orejas siempre que lo veía.

A toda mi familia (Iriarte y Chávez), a mis amigos y todas las personas que de una u otra forma han colaborado para que yo sea tal y como soy.

Miguel Ángel

**A DIOS**

Por darme la oportunidad de tener una vida llena de felicidad y de constantes emociones, la cual he aprendido a valorar y apreciar, como el tesoro más grande que tengo en este mundo. Gracias DIOS.

**A MI FAMILIA**

Gracias por todo.

**AL AMOR DE MI VIDA**

A ti cariño, tendría que escribirte una tesis como ésta, sólo para agradecerte el apoyo que me brindaste durante este período. Gracias mi amor ¡*amigue!*

**A MIS AMIGOS**

A todos ustedes que compartieron conmigo una de las aventuras más importantes de mi vida y por demostrarme su apoyo incondicional (César, Alex, Claudia, Abigail, Federico, Sandra, Pablo, Gabriel).

*Ruth y Miguel Ángel*

A nuestra alma mater, la Universidad Nacional Autónoma de México, por darnos la oportunidad de pertenecer a ella y, ante todo, por formarnos como personas.

A la Dra. Carmen Durán de Bazúa, por el tiempo dedicado, su apoyo y por la enorme paciencia que nos tuvo en la elaboración de este trabajo.  
¡Gracias!

A todas las personas que laboran en el laboratorio de 301 del conjunto E (PIQAYQA), por ayudarnos.

A nuestros amigos Lourdes Celis y Ricardo Meza por su apoyo

## CONTENIDO

	Página
LISTA DE FIGURAS	i
LISTA DE TABLAS	ii
NOMENCLATURA	iii
RESUMEN	iiii
<b>I.GENERALIDADES</b>	
1.1 Problemática de las plantas de tratamiento biológico aerobio de aguas residuales	2
1.1.1 Descripción del proceso de tratamiento de aguas residuales por lodos activados	2
1.1.2 Generación de lodos	4
1.1.3 Cantidad de lodos secundarios generados	5
1.1.4 Características del lodo secundario	6
1.1.4.1 Lodo secundario	7
1.1.5 Problemática de los lodos biológicos	8
1.2 Sistemas usados en otros países	9
1.2.1 Estabilidad de los lodos	10
1.2.2 Estabilidad aerobia	11
1.2.3 "Composteo"	12
1.2.4 Estabilización química	13
1.2.5 Estabilidad anaerobia	14
1.2.5.1 Sistemas de tratamiento en América Latina	14
1.3 Objetivos	17
1.3.1 Objetivos generales	17
1.3.2 Objetivos particulares	17
1.3.3 Alcances	17
<b>II.FUNDAMENTOS</b>	
2.1 Digestión o degradación anaerobia	18
2.1.1 Mecanismos de digestión	19
2.1.2 Aspectos microbiológicos	20
2.1.3 Requerimientos para la digestión	21
2.1.3.1 Temperatura	22
2.1.3.2 Valores de pH y alcalinidad	23
2.1.4 Inhibición en los procesos anaerobios	24
2.2 Reactores usados	24
2.2.1 Criterios de diseño	26
2.2.1.1 Tiempo de retención hidráulica	26
2.2.1.2 Carga de sólidos	26
2.2.1.3 Temperatura	27
2.2.1.4 Mezclado	27
2.2.2 Reactores de biomasa suspendida	27
2.2.3 Reactores de biomasa fija	28
2.3 Reactores en cascada	31

<b>III. MATERIALES Y METODOLOGÍA</b>	
3.1 Reactor en cascada	33
3.1.1 Descripción y construcción	33
3.1.2 Arranque	33
3.1.3 Operación	36
3.2 Metodología analítica	37
3.2.1 Caracterización de los lodos en estudio	37
3.2.2 Determinación del factor alfa de alcalinidad	38
3.2.3 Determinación de los sólidos totales (ST)	38
3.2.4 Determinación de los sólidos fijos totales (SFT)	38
3.2.5 Determinación de los sólidos volátiles totales (SVT)	38
3.2.6 Determinación de sólidos suspendidos totales (SST)	38
3.2.7 Determinación de sólidos suspendidos fijos (SSF)	38
3.2.8 Determinación de la demanda química de oxígeno (DQO)	39
3.2.9 Determinación de los ácidos grasos (AGV's)	39
3.2.10 Determinación de carbono ( C ), nitrógeno ( N ), hidrógeno ( H ) y azufre ( S )	40
3.2.11 Medición de gases	40
<b>IV. RESULTADOS Y DISCUSIÓN</b>	
4.1 Características del inóculo y del lodo biológico	41
4.2 Caracterización del influente y efluentes	42
4.3 Arranque y operación	46
4.3.1 Arranque	46
4.3.2 Primera etapa de operación	47
4.3.3 Segunda etapa de operación	55
4.4 Análisis comparativo	61
<b>V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</b>	
5.1 Conclusiones	63
5.2 Recomendaciones	64
<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	66
<b>APÉNDICE</b>	
1. Bases de diseño	I
2. Metodología analítica	XV
3. Datos experimentales	XXVI



## LISTA DE FIGURAS

Fig.	Página
1.1 Secuencia del proceso aerobio	3
1.2 Esquema para la cuantificación de los lodos producidos en una planta de tratamiento de aguas residuales	5
1.3 Generación de residuos peligrosos	9
1.4 Reactores anaerobios en América Latina	17
2.1 Esquema energético de los procesos biológicos de tratamiento	20
2.2 Procesos comúnmente usados a escala industrial	26
2.3 Diferentes configuraciones de los reactores anaerobios	31
3.1 Dimensiones del reactor anaerobio	34
3.2 Principales vistas del reactor	35
4.1 Correlación DQO <sub>T</sub> -Carbono total	43
4.2 Correlación DQO <sub>T</sub> -STT	44
4.3 Correlación STT-Biomasa	44
4.4 Perfil de la carga orgánica que es alimentada al reactor	47
4.5 Resultados de la DQO total en mg/L de la alimentación	47
4.6 Resultados de la DQO soluble en mg/L de la alimentación	48
4.7 Resultados de la DQO total en mg/L de la celda 1	48
4.8 Resultados de la DQO soluble en mg/L de la alimentación	49
4.9 Resultados de la DQO total en mg/L de la celda 2	49
4.10 Resultados de la DQO soluble en mg/L de la celda 2	49
4.11 Resultados de la DQO total en mg/L de la celda 3	50
4.12 Resultados de la DQO soluble en mg/L de la celda 3	50
4.13 Resultados de la DQO total en mg/L de la celda 4	51
4.14 Resultados de la DQO soluble en mg/L de la celda 4	51
4.15 Resultados de la DQO total en mg/L de la celda 5	51
4.16 Resultados de la DQO soluble en mg/L de la celda 5	52
4.17 Resultados de la DQO total en mg/L de la salida del reactor anaerobio	52
4.18 Resultados de la DQO soluble en mg/L de la salida del reactor anaerobio	52
4.19 Volumen y calidad del biogás y, la eficiencia del sistema	53
4.20 Primera etapa de operación	54
4.21 Segunda etapa de operación	56
4.22 Resultados de la DQO soluble en mg/L de los lodos digerido en el reactor anaerobio	60
4.23 Perfil de comportamiento de los sólidos totales en la entrada y la salida del reactor anaerobio	60
4.24 Perfil de comportamiento de los sólidos totales volátiles en la entrada y la salida	60
4.25 Representación gráfica de la relación acumulación, remoción de materia orgánica y calidad de biogás, en porciento	61

## LISTA DE TABLAS

<b>Tabla.</b>		<b>Página</b>
1.1	Lodos producidos durante los procesos de tratamiento de aguas residuales	6
1.2	Niveles de microorganismos indicadores	7
1.3	Niveles de algunos microorganismos patógenos	8
1.4	Posibles métodos de estabilización de lodos	16
2.1	Características del proceso de digestión, de acuerdo al intervalo de temperatura en que se efectúa la metanogénesis	22
2.2	Resultados para diferentes cargas orgánicas de un reactor en cascada de tres cámaras	32
3.1	Volumen de inóculo por cámara	35
3.2	Plan de muestreo para el reactor anaerobio	36
3.3	Caracterización del lodo biológico	36
4.1	Caracterización del inóculo	41
4.2	Caracterización del lodo biológico	42
4.3	Caracterización del influente, efluente y el lodo digerido	43
4.4	Resultados experimentales	45
4.5	Resultados empleando las correlaciones	45
4.6	Error relativo de la comparación de los resultados experimentales contra las correlaciones	46
4.7	Análisis microbiológicos	58
4.8	Comparación del reactor anaerobio con otras configuraciones	62

## NOMENCLATURA

a	constante de la correlación
AGV's	ácidos grasos volátiles
ATP	adenosin trifosfato
AV's	ácidos volátiles
b	constante
BRN	bacterias reductoras de nitrato
BRS	bacterias reductoras de sulfato
$C_T$	carbono total
DQO	demanda química de oxígeno
h	fracción de DBO que no se remueve en el tratamiento primario
i	fracción de DBO que no se remueve en el tratamiento secundario
$\Delta E_h$	potencial estándar de electrodo
$\Delta G_o'$	cambio de la energía libre de Gibbs a condiciones estándar
$\Delta G'$	cambio de la energía libre de Gibbs a condiciones de reales
$\Delta X$	sólidos biológicos
j	fracción de sólidos no destruidos durante la digestión
$K_{max}$	tasa máxima específica de utilización del sustrato
$K_s$	constante de saturación media
NMP	número más probable
pH	potencial de hidrógeno
Q	gasto
RALLFA	reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente
RAP	reactor anaerobio a pistón
RCA	reactor continuo agitado
S	concentración del sustrato limitante del crecimiento
$S_o$	material disuelto en el influente
STT	sólidos totales totales
STF	sólidos fijos totales
SSV	sólidos suspendidos volátiles
TRC	tiempo de retención celular
TRH	tiempo de residencia hidráulica
X	concentración de biomasa
$X_f$	fracción de $X_o$ removida en el sedimentador primario
$X_o$	sólidos suspendidos en el influente
Y	redimiento

## UNIDADES

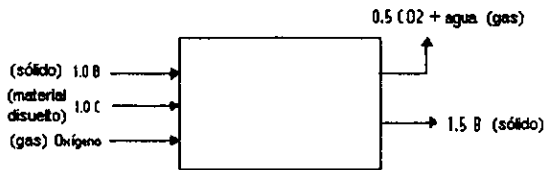
atm	atmósfera
d	días
kJ	kilojoules
L	litros
$m^3$	metros cúbicos
mg	miligramos
mV	milivolts
s	segundos
UFC	unidades formadoras de colonias microbianas

$\mu$	tasa específica de crecimiento
$\mu_{max}$	tasa específica máxima de crecimiento
$\theta_c^{min}$	tiempo mínimo de generación

## CAPÍTULO I Generalidades

Gran parte de los problemas de salud que se presentan en México se le atribuyen al deterioro ambiental. Las actividades tendientes a la protección del ambiente no se han desarrollado con la misma velocidad que el crecimiento de la población y de la industria en general. Consecuentemente, un problema real que aqueja a las ciudades es la contaminación del agua.

Para detener el deterioro ambiental causado al agua, es indispensable que se inviertan recursos en el desarrollo de tecnologías. Actualmente, para el tratamiento de aguas residuales, se encuentran las plantas de lodos activados, cuyo objetivo es lograr que la materia orgánica disuelta presente en el agua residual sea transformada o descompuesta en sustancias fácilmente separables a través de la reproducción de microorganismos que la consumen. Desafortunadamente, como un balance de materia simple lo muestra, la cantidad de microorganismos producidos B excede a la cantidad requerida por el sistema y esa parte de la materia sólida debe ser separada, estabilizada y dispuesta convenientemente:



Dado el riesgo a la salud que representa el contacto humano con el lodo desechado por los procesos de tratamiento, se hace indispensable evitar la descarga de este contaminante, sin tratamiento alguno, a los cuerpos de agua o algún lugar de disposición.

Los lodos producidos por las plantas de tratamiento son fácilmente degradables por organismos anaerobios y generan gases de olores desagradables (CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>S, NH<sub>3</sub>). Debido a esto y al riesgo que ofrece a la salud al tener contacto directo con él, es considerado por la legislación mexicana como una sustancia peligrosa. La normatividad en el manejo de los lodos residuales en México, se presenta en las Normas Oficiales Mexicanas NOM-052-ECOL-93, NOM-053-ECOL-1993 (1993 a, b).

Para dar un adecuado tratamiento al lodo, existen una gama muy amplia de procesos con tecnología bien conocida. Sin embargo, para las condiciones particulares de este trabajo, el tratamiento anaerobio es la opción más viable. El mecanismo de la digestión o tratamiento anaerobio de los lodos es un proceso controlado en el cual hay una degradación de los sólidos "volátiles" y la materia orgánica mediante bacterias en ausencia de oxígeno, resultando en la producción de gas metano y bióxido de carbono, con trazas de hidrógeno, ácido sulfhídrico, amoníaco y en la generación de lodos estabilizados (biomasa anaerobia). El tratamiento

anaerobio tiene como consecuencia una baja producción de lodos biológicos ya que la remoción de los sólidos "volátiles" da 90% de biogás y 10% de lodos digeridos. La masa total de los sólidos es entonces reducida considerablemente con este tipo de tratamiento evitando el manejo de los lodos en exceso. Por otro lado, el poner la biomasa aerobia en condiciones anaerobias hace que los organismos aerobios patógenos mueran, mejorando la calidad sanitaria del lodo resultante.

El tratamiento anaerobio resulta entonces de alta eficiencia y bajo costo de inversión, ya que no tiene requerimientos de oxígeno y la producción de metano puede dar cierta eficiencia si se usa como medio de calentamiento de la propia biomasa que se digiere. Los lodos digeridos después del proceso pueden emplearse como mejoradores de suelo por contener fósforo y nitrógeno. El tratamiento anaerobio bien operado no genera olores nauseabundos, además de que se complementa con una alta calidad de pulimento a las aguas residuales, ya que la cantidad de lodos disminuye. La actividad de las bacterias anaerobias reduce la toxicidad de otros microorganismos e inhibe los efectos negativos de una gran variedad de compuestos orgánicos e inorgánicos (Durán-Domínguez, 1988).

## **1.1. Problemática de las plantas de tratamiento biológico aerobio de aguas residuales**

### **1.1.1. Descripción del proceso de tratamiento de aguas residuales por lodos activados**

Actualmente, dentro de la tecnología disponible para el tratamiento de aguas residuales, se encuentran los procesos de lodos activados, que son un conjunto de procedimientos que si bien varía en los detalles, poseen en común la operación de poner en contacto el agua residual con una masa biológica activa en un tanque de aireación. La finalidad de tal acción, es lograr que la materia orgánica disuelta presente en el agua residual sea degradada o descompuesta a sustancias más simples e inocuas para el ambiente, a través de la acción de los microorganismos presentes en los flóculos y que esos organismos se reproduzcan, permitiendo su separación por métodos físicos.

El término lodo activado se aplica a un conglomerado floculento de microorganismos, materia orgánica y materiales inorgánicos. Las superficies de estos flóculos son altamente activas en la acción de adsorber y absorber los materiales coloidales y suspendidos que se encuentran en el agua residual y desorber los gases de "respiración" y las sustancias inorgánicas de desecho.

La degradación de los residuos orgánicos por microorganismos, se efectúa a través de una serie compleja de reacciones químicas. Estas reacciones son catalizadas por sustancias orgánicas presentes en los microorganismos. Tales sustancias son llamadas enzimas. Generalmente, las enzimas son específicas en su acción catalizadora; así, una enzima dada, sólo catalizará un tipo específico de reacción.

Existen dos aspectos fundamentales en el mecanismo de degradación de un residuo orgánico, estos son; la naturaleza del desecho y la clase de microorganismos presentes. Por otra parte, las condiciones ambientales y la presencia de sustancias tóxicas en el agua residual son dos aspectos condicionantes.

Un proceso biológico de tratamiento, no es más que un sistema controlado, en donde el sustrato (desechos orgánicos) y una población heterogénea de microorganismos, que son reunidos para que la materia orgánica sea descompuesta a sustancias fácilmente separables, como resultado de la actividad metabólica de microorganismos, la velocidad y el grado en que esto suceda. Los factores que determinan el diseño y eficiencia del proceso, dependen necesariamente del grado de afinidad existente entre las enzimas (microorganismos presentes) y el sustrato (naturaleza del desecho).

No obstante que exista una elevada afinidad entre las enzimas y la materia orgánica presente, las condiciones ambientales y la presencia de sustancias tóxicas que inhiben su acción, determinan el tipo de microorganismos presentes.

En el proceso de lodos activados, el tratamiento de las aguas residuales se lleva a cabo en condiciones tendientes a un exceso de oxígeno disuelto, por lo que el mecanismo de degradación responde a una acción biológica aerobia.

Como puede observarse en la figura 1.1, una parte del sustrato es oxidada para producir la energía requerida por los microorganismos para desarrollar sus actividades vitales, la otra parte del sustrato es sintetizada, formándose nuevas células.

Al escasear el sustrato, la población microbiana entra en la fase de respiración endógena, resultando como productos finales  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{NH}_3$  y sustancias no biodegradables.

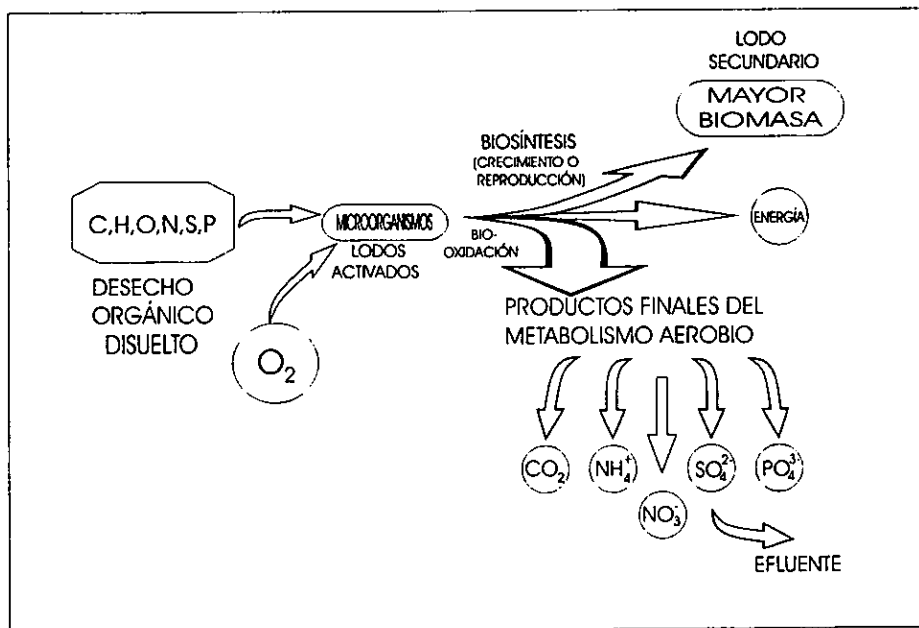


Fig. 1.1 Secuencia del proceso aerobio (Metcalf y Eddy, 1991)

El proceso se lleva a cabo en dos unidades de tratamiento: un tanque de aireación y una unidad de sedimentación. El agua residual es mezclada con el lodo recirculado y aireada por un periodo de 4 a 8 horas en el tanque de aireación. De éste, la mezcla de lodos activados y agua residual, llamada licor mezclado, fluye al sedimentador, del cual, el líquido clarificado es descargado por la parte superior y el lodo es removido por la parte inferior.

Una porción del lodo, usualmente igual en volumen a 10 ó 30% del influente, es recirculado para ser mezclado en el tanque de lodos activados y usado como inóculo.

### 1.1.2 Generación de lodos

En una planta de tratamiento de aguas residuales el objetivo primordial del tratamiento primario es esencialmente de tipo físico, es el de remover los sólidos sedimentables y flotantes. Estos sólidos se acumulan y debe ser extraídos del fondo del clarificador primario y de su superficie, a estos se les conocen como lodos primarios. Los lodos primarios son desagradables debido a que se componen de materia fecal y otros residuos sólidos y semisólidos, por ende, es un material sumamente objetable. Tienen además, un contenido muy elevado de agua. Estas dos características hacen de su manejo una complicación.

Durante el tratamiento secundario, el contenido de material disuelto medido como demanda bioquímica o demanda química de oxígeno es disminuida por medios biológicos (la biomasa degrada al material demandante de oxígeno, que se encuentra suspendido o disuelto en el líquido). El aire se burbujea en el licor mezclado por diferentes medios, los nuevos microorganismos o la biomasa que se desarrollan en el tanque de aireación, se sedimentan en un clarificador final y una parte se regresa al inicio del sistema de aireación para ser recirculada. El resto es el desecho transformado de material disuelto a biomasa sedimentada.

En este proceso, los microorganismos consumen la materia orgánica disuelta, la cual utilizan como alimento para obtener energía para llevar a cabo todas sus funciones y subsistir en el ambiente. Los productos finales de esta degradación microbiana son el bióxido de carbono, agua y más microorganismos, por lo que la demanda bioquímica y química de oxígeno del líquido se ve reducida. Obviamente, la cantidad de microorganismos producidos, excede a la cantidad requerida por el sistema y parte de esta materia sólida debe ser desechada. Este material biológico de desecho es llamado lodo secundario o lodos activados en exceso.

Los lodos que se generan en las plantas de tratamiento son fácilmente putrescibles y rápidamente generan olores desagradables, convirtiéndose así en un problema de sanidad. En algunos casos el lodo primario producido se mezcla con el lodo secundario y se estabiliza por medio de diferentes tipos de procesos, los cuales serán presentados más adelante.

Cabe mencionar que, además, se encuentra otro tipo de lodos diferentes a los anteriores; estos son los producidos por la coagulación y floculación en el proceso de potabilización al agregar sulfato de aluminio u otros reactivos químicos. Existen además lodos generados por el tratamiento de los desechos industriales. Estos últimos no son objeto de este trabajo.

### 1.1.3. Cantidad de lodos secundarios generados

La cantidad producida de lodos durante los tratamientos primario y secundario en cualquier planta de aguas residuales de tipo biológico está en función de la proporción de sólidos que contenga el agua que trata la planta, así como de las constantes cinéticas del proceso en particular.

Según los datos reportados por Cortinas (1997), la Comisión Nacional del Agua en 1993 estimó que la generación anual de aguas residuales a nivel nacional es de  $5.04E9 \text{ m}^3/\text{año}$ , los cuales producirán un volumen estimado de lodos líquidos de  $2.0E7 \text{ ton/año}$ .

La figura 1.2 representa un esquema generalizado de un sistema de tratamiento de aguas residuales con tratamiento secundario. Los símbolos en él indican, tanto las cantidades de sólidos y materia orgánica como las cantidades que son removidas en cada una de las etapas del tratamiento. El significado de los símbolos es el siguiente:

$Q$ = Gasto ( $\text{m}^3/\text{h}$ )

$S_o$ = Material disuelto en el influente  $Q$  que es biodegradable ( $\text{DBO}_5$ ) ( $\text{kg}/\text{h}$ )

$X_o$ = Sólidos suspendidos en el influente

$h$ = Fracción de  $\text{DBO}$  que no se remueve en el tratamiento primario

$i$ = Fracción de  $\text{DBO}$  que no se remueve en el tratamiento secundario

$X_f$ = Sólidos suspendidos en el efluente

$K$ = Fracción de  $X_o$  removida en el sedimentador primario

$j$ = Fracción de sólidos no destruidos durante la "digestión"

$\Delta X$ = Sólidos biológicos ( $\text{kg}/\text{h}$ )

$Y$ = Rendimiento=  $\Delta X/\Delta S$

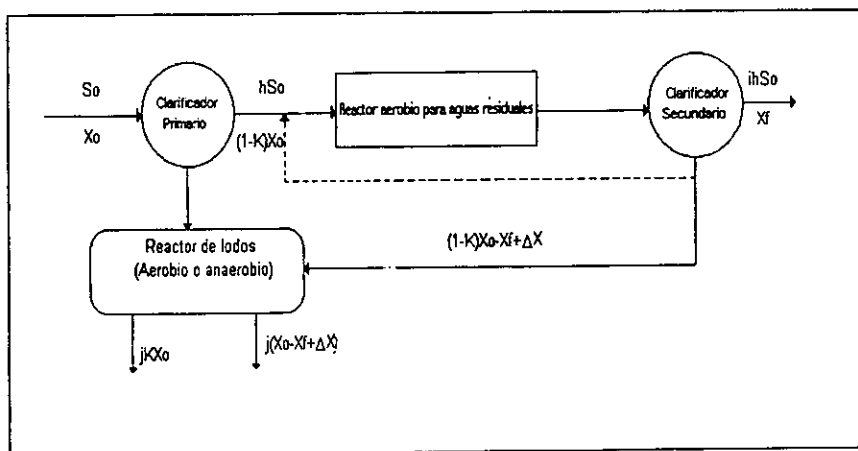


Fig. 1.2 Esquema para la cuantificación de los lodos producidos en una planta de tratamiento de aguas residuales



### 1.1.4 Características del lodo secundario

El lodo primario en su estado inicial se encuentra comúnmente con una concentración de sólidos entre el 2 y 8% de sólidos secos y presenta características muy desagradables por su fuerte olor y baja drenabilidad. Los problemas de olor se agravan cuando los sólidos se transforman en sépticos en el drenaje o en el fondo del sedimentador primario. Cuando estos lodos son digeridos, tienen un color oscuro y presentan un olor húmedo que no es tan desagradable, además poseen una mejor capacidad de desecación. En la tabla 1.1 se muestran las características de los lodos según su fuente de generación.

Tabla 1.1 Lodos producidos durante los procesos de tratamiento de aguas residuales (Metcalf y Eddy, 1991)

Fuente de los lodos	Función del proceso	Características importantes
Sólidos suspendidos en el efluente (Lodos primarios)	Recolección y concentración de material suspendido	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Concentración de sólidos suspendidos</li> <li>2. Constituyentes inorgánicos</li> <li>3. Constituyentes orgánicos</li> <li>4. Capacidad de desecación</li> <li>5. Gravedad específica</li> <li>6. Características biológico-infecciosas</li> </ol>
Lodos de tratamiento químico	Coagulación, precipitación y concentración de partículas	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Concentración de sólidos suspendidos</li> <li>2. Constituyentes inorgánicos</li> <li>3. Constituyentes orgánicos</li> <li>4. Capacidad de desecación</li> <li>5. Gravedad específica</li> <li>6. Efectos de cambio de pH</li> <li>7. Efectos de tratamiento por sustancias químicas</li> <li>8. Características de peligrosidad (CRETIB)</li> </ol>
Lodos activados en exceso (Lodos secundarios)	Concentración, precipitación y concentración de partículas	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Fracción de materiales inertes</li> <li>2. Disponibilidad de la fracción orgánica para la digestión</li> <li>3. Valor calorífico por unidad de peso de lodo</li> <li>4. Sedimentabilidad</li> <li>5. Capacidad de desecación</li> <li>6. Características biológico infecciosas</li> </ol>
Sólidos suspendidos en el efluente		<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Concentración de sólidos suspendidos en el efluente</li> <li>2. Actividad biológica en términos de demanda de oxígeno</li> <li>3. Composición del lodo efluente en término de nutrimentos</li> <li>4. Análisis microbiano</li> </ol>

CRETIB = Corrosivo, reactivo, explosivo, tóxico, inflamable, biológico-infeccioso (NOM-ECOL-052-1993, a,b)

Las características del lodo secundario producido en una planta de tratamiento dependen básicamente del método de operación y del sustrato. Los lodos secundarios digeridos, en combinación con los primarios son de color café claro y un olor no tan penetrante, pero son difícilmente desecables.

Los lodos estabilizados en forma aerobia tienen una baja concentración de sólidos; y su desecación y disposición son difíciles por su alta actividad biológica.

Es importante hacer notar que existen diferentes tipos de lodos y los descritos aquí, son sólo los más comunes. Existen lodos que son muy difíciles de tratar, que son de tipo industrial, lodos a los cuales debe también dárseles una atención especial, pero como ya se mencionó no son objeto de este trabajo

#### 1.1.4.1 Lodo secundario

En los lodos secundarios, los tipos de microorganismos presentes dependen totalmente del sustrato alimentado y de las condiciones ambientales. Las concentraciones de estos varían en el orden de  $10^5$  a  $10^{10}$  microorganismos/L, como puede observarse en la tabla 1.2. La mayoría de ellos son de formas unicelulares de vida libre o unidas en conglomerados. Los organismos unicelulares independientes son capaces de llevar a cabo en forma individual sus procesos de crecimiento, metabolismo y reproducción. Las bacterias presentes en los lodos son las principales herramientas que se usan para llevar a cabo el proceso de tratamiento de los lodos.

En estos lodos existe una concentración elevada de microorganismos, que afectan cuando los lodos no son estabilizados correctamente y se intenta dar un posterior uso al lodo, por ejemplo, como mejorador del suelo, donde existe un riesgo de exposición de personas o animales con los microorganismos indicadores que contienen estos lodos. En ellos, no solamente existen bacterias, sino levaduras, hongos, protozoarios, crustáceos, parásitos, huevos de helmintos, etc.

Tabla 1.2 Niveles de microorganismos indicadores (Lue Hung-Cecil, 1992)

Tipo de lodo	Coliformes totales	Coliformes fecales
Primario	$1.2 \cdot 10^8$	$2.0 \cdot 10^7$
Secundario	$7.0 \cdot 10^4$	$8.3 \cdot 10^6$
Mezclado	$1.1 \cdot 10^9$	$1.1 \cdot 10^5$

Debido a la naturaleza del lodo y a su origen, éste es el depositario de todo tipo de microorganismos. Las heces contribuyen con su flora intestinal, el suelo con su flora típica, el aire con su flora no específica y el agua con su flora típica. No todos los microorganismos que llegan a las aguas residuales sobreviven; sin embargo, tanto las aguas residuales como sus lodos muy pronto adquieren una flora característica de ambos. La naturaleza de esta flora puede ser condicionada por el tipo de agua residual, ya sea industrial o doméstica o la mezcla de ellas.

Las especies y densidad de los microorganismos presentes en los lodos de una localidad en particular depende grandemente de las condiciones generales de salud de la población y son muy variables en las diferentes épocas del año. No hay muchos datos confiables relativos a la densidad de los microorganismos indicadores, bacterias patógenas,

virus, protozoarios o parásitos en los lodos, tanto primarios como secundarios, pero en las tablas 1.2 y 1.3 se encuentran algunos valores de concentración para estos microorganismos.

Los coliformes totales y fecales son considerados como organismos indicadores del grado de contaminación biológica presente en las aguas y otros productos. Estos microorganismos indicadores permiten evaluar el grado en que ha sido contaminada el agua o el producto en cuestión con la presencia de heces humanas y de otros animales de sangre caliente. No se limita solamente a patógenos específicos sino que se refiere a la posibilidad general de contraer una gran variedad de enfermedades, transmitidas por el agua. Es por ello que el grupo coliforme es utilizado para evaluar la calidad sanitaria del agua y el poder contaminante o grado de tratamiento de los lodos.

Tabla-1.3 Niveles de algunos microorganismos patógenos (Lue Hung-Cecil, 1992)

Tipo de lodo	<i>Pseudomonas aeruginosa</i>	<i>Salmonella sp.</i>
Primario	$2.8 \cdot 10^3$	$4.1 \cdot 10^2$
Secundario	$1.1 \cdot 10^4$	$8.8 \cdot 10^2$
Mezclado	$3.3 \cdot 10^3$	$2.9 \cdot 10^2$

### 1.1.5 Problemática de los lodos biológicos

Actualmente, la disposición final de los residuos municipales en las grandes urbes, se ha convertido en un serio problema, ya que el acelerado crecimiento poblacional y los cambios que se han presentado en las últimas décadas en los hábitos de consumo, han originado un incremento considerable en la generación de dichos residuos. En la fig.1.3 se observan los principales residuos industriales, así, como los volúmenes generados.

Por lo anterior, la enorme cantidad de agua residual que se genera en nuestro país, ha traído consigo una gran variedad de consecuencias en el ambiente; una de ellas es la alta generación de lodos biológicos que, como ya se mencionó, son altamente tóxicos, debido a su alta densidad de microorganismos patógenos. El problema principal de estos lodos es que durante mucho tiempo no se les dio un tratamiento para estabilizarlos, solamente tuvieron un lugar dentro de la planta de tratamiento y se les agregó cal. Ya que éstas tienen una alta generación de lodos, poco a poco los lugares que tenían designados para su disposición se fueron saturando, hasta que tuvieron que buscarse lugares especiales para su disposición final, teniendo como consecuencia un gasto elevado en su reubicación, pero con la "ventaja" de que ya no eran responsables de estos, teniendo con ello una posición cómoda.

Hoy en día, las plantas de tratamiento y las instituciones de educación superior e investigación empiezan a preocuparse por este problema, por lo cual, han buscado tecnologías viables para la estabilización de los lodos biológicos, que se discutirán más adelante, viendo la ventaja de que a estos residuos que se tiraban, se les pueda sacar un beneficio.

Como se ve en la figura 1.3, los lodos biológicos son considerados como residuos peligrosos y, además, se encuentran entre los más generados. Actualmente, se generan alrededor de  $2 \cdot 10^7$  Ton/año de lodo húmedo.

Tal vez este problema sea el resultado de las formas de consumo y producción adoptadas, las cuales constituyen procesos lineales, altamente ineficientes, derrochadores de energía y generadores de desperdicios, contrariamente a lo que ocurre en la naturaleza, en donde los procesos biológicos son cíclicos y no generan desechos.

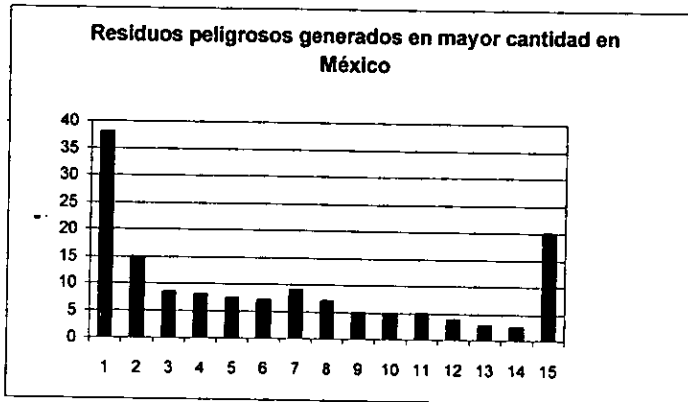


Fig. 1.3 Generación de residuos peligrosos (Cortinas, 1997)

- |                        |                           |               |
|------------------------|---------------------------|---------------|
| 1. Solventes           | 7. Derivados del petróleo | 13. Tinajas   |
| 2. Aceites y grasas    | 8. Metales pesados        | 14. Plásticos |
| 3. Pinturas y barnices | 9. Adhesivos              | 15. Otros     |
| 4. Soldadura           | 10. Freón                 |               |
| 5. Resinas             | 11. Lodos biológicos      |               |
| 6. Ácidos y bases      | 12. Silicón               |               |

## 1.2 Sistemas usados en otros países

El tratamiento, estabilización y disposición de los lodos biológicos presenta un sinnúmero de características a considerar, lo que los hace complejos. En especial, se atenderá a tres de ellas:

1. El lodo está formado por sustancias orgánicas evacuadas con el agua residual y que le dan características desagradables y en consecuencia también al lodo que se acumula al ser decantada el agua.
2. El lodo generado en el tratamiento secundario está formado también por microorganismos producidos a partir de la materia orgánica biodegradable disuelta contenida en el agua a tratar. Algunos de estos pueden ocasionar problemas a la salud.
3. El alto contenido de agua en el lodo de desecho representa un problema más, pues hace que el volumen de tratamiento sea muy grande.

Estas consideraciones deben tomarse en cuenta, para seleccionar un sistema de tratamiento, estabilización y disposición. Antes de mostrar los sistemas usados en el mundo, se definirá la estabilización, así como los parámetros más importantes para llegar a este fin.

### 1.2.1 Estabilización de lodos

El proceso de tratamiento, estabilización y disposición de lodos que se producen y remueven en una planta de tratamiento, es una de las tareas más costosas y difíciles, ya que estos deben disponerse en tal forma que no se dañe al ambiente que los recibe.

La palabra "estabilización" ha sido recientemente adoptada como un término genérico para todos los métodos de tratamiento, cuyo resultado mejore las características tan problemáticas de los lodos (tabla 1.4). La definición de "estabilización de lodos" es comúnmente usada bajo dos diferentes formas:

1. La que define qué tanto mejoran las características del lodo
2. La que especifica el sistema de tratamiento

Un ejemplo del primer tipo de definición, es escrito por la Agencia de Protección Ambiental de los EEUA (Environmental Protection Agency, EPA), la que llama a un lodo estabilizado, cuando se reducen significativamente el contenido de microorganismos patógenos y/o de los sólidos volátiles (Vesilind, 1991).

Es importante notar que algunos de los métodos para reducir el contenido de microorganismos patógenos no mejoran considerablemente las características de los lodos, como son el olor y la degradabilidad. Si la concentración de patógenos es usada como la única definición de estabilidad, es posible que se produzca lodo, el cual, aunque esté libre de patógenos, no pueda ser depositado sin daño significativo al ambiente o a la salud pública. Similarmente, una reducción de los sólidos volátiles no es una medida directa de la reducción de los parámetros antes mencionados.

Un ejemplo de la segunda definición es presentado por el programa denominado Concerted Action on Sludge Disposal (COSD) de los países de la CEE, un organismo de esa comunidad europea (Vesilind, 1991). Cualquier lodo debe recibir un tratamiento químico o biológico. Si en éste no se especifica el grado de tratamiento, no se garantiza que no pueda causar efectos al ambiente y a la salud humana. En otras palabras, no se puede definir la estabilización de los lodos, si se seleccionan uno o más grupos de parámetros o por la forma de tratamiento. Para dar una definición adecuada se deben tomar en cuenta estos dos puntos, con lo cual se tiene la siguiente definición:

**"La estabilización de los lodos es un proceso o una serie de procesos, que producen un lodo con características de no impacto al ambiente, ni de causar daños a la salud pública"**

Se considera que un lodo es estable cuando puede ser descargado o dispuesto en la naturaleza sin causar daños al ambiente y sin que produzca condiciones dañinas o indeseables. De acuerdo con esto, considerando lo que significan las condiciones dañinas o indeseables creadas por un lodo, se han propuesto los siguientes parámetros para definir la estabilización de un lodo.

- **OLOR.** El responsable principal de la producción de olor en un lodo crudo es el ácido sulfhídrico; sin embargo, muchos otros compuestos químicos que se producen en el lodo puede ser también responsables de la producción de olor desagradable. Esto hace que la

medición sea muy difícil y hasta cierto punto subjetiva. Sin embargo, muy bajas cantidades de  $H_2S$  presentes en el lodo lo hacen sumamente desagradable.

- **TOXICIDAD.** Indudablemente, la toxicidad es uno de los factores más importantes para determinar si un lodo está lo suficientemente estabilizado para ser dispuesto en el medio natural. La estabilidad de un lodo, medida por su toxicidad, es función del método de disposición final que sea elegido para él.
- **REDUCCIÓN DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS VOLÁTILES (SSV).** En la estabilidad aerobia y, en algunos casos, anaerobia existe una estrecha correlación entre la disminución de los SSV, la aeración y el tiempo de retención. Después de un tiempo, el porcentaje de SSV alcanza un valor constante, con lo que se indica que el lodo se ha estabilizado.

La tabla 1.4 muestra los diferentes procesos que existen para la reducción de estos parámetros.

### 1.2.2 Estabilización aerobia (Metcalf y Eddy, 1991)

El proceso de estabilización de lodos de desechos por medios aerobios puede definirse como la destrucción de los componentes orgánicos desagradables por mecanismos aerobios. En este caso, la estabilización viene a ser la continuación del tratamiento biológico suspendido, por lo que, se fundamenta en una teoría similar a la de los lodos activados.

Los objetivos de este proceso incluyen:

- producción final de material biológicamente estable
- reducción en volumen y en masa de lodos y
- acondicionamiento de los lodos para procesos posteriores.

La estabilización aerobia se fundamenta en el principio de la respiración endógena, lo cual ocurre cuando el sustrato disponible es nulo y los microorganismos comienzan a consumir su propio protoplasma para obtener energía. Durante el proceso de estabilización, el tejido celular se oxida aerobiamente a  $CO_2$ ,  $H_2O$  y  $NH_3$  ó  $NO_3^-$ , siendo éste un proceso exotérmico, el cual concluye cuando se ha consumido entre el 70 y 80% del material celular, ya que el resto se considera material no biodegradable.

Durante el proceso no sólo se requiere la adición de  $O_2$ , sino también se debe procurar una adecuada mezcla para que exista contacto directo con el oxígeno. Para este sistema, se tiene un intervalo de 0.25 a 0.33  $L/m^3$  de lodo activado y se incrementa de 0.4 a 0.5 si se mezclan los lodos primarios. El oxígeno disuelto dentro del sistema debe mantenerse en 2  $mg/L$ .

El volumen del tanque se relaciona directamente con el tiempo de residencia necesario para abatir los sólidos volátiles. Para una reducción del 40 al 45% se requiere de 10 a 12 días.

Los problemas característicos de este proceso son:

- la formación de espuma, causada por altas cargas en verano o por crecimiento de bacterias filamentosas.

- reducción de pH y alcalinidad, por la conversión de amoníaco a nitratos
- la eliminación del agua de los lodos estabilizados, que se ve afectada por el grado de mezcla durante la estabilización.

### 1.2.3 "Composteo" (Metcalf y Eddy, 1991)

El "composteo" es la descomposición biológica de la materia orgánica. Un buen "composteo" produce un adecuado acondicionador del suelo, por lo que éste es un buen proceso para la disposición final de los lodos.

Los principales objetivos del "composteo" son:

- convertir biológicamente los compuestos orgánicos putrescibles a formas estables
- eliminar algunos patógenos, ya que el calor generado durante el proceso actúa como desinfectante
- reducir la humedad y sólidos volátiles

El "composteo" puede ser aerobio o anaerobio; el primero acelera la descomposición produciendo mayores temperaturas, lográndose una mayor eliminación de patógenos, mientras que el segundo va acompañado de olores desagradables, por la generación de  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{NH}_3$ .

Los diversos métodos de "composteo" difieren solamente en apariencia, ya que básicamente todos presentan las siguientes etapas:

- mezclado del lodo con un agente que proporcione un mejor control de la humedad y que incremente la porosidad
- descomposición microbiológica de la materia orgánica
- recuperación del agente o de la porción de reciclado
- curado
- almacenaje y disposición final

Los microorganismos involucrados en este proceso son principalmente bacterias, actinomicetos y otros hongos. Las primeras son esencialmente las responsables de la descomposición de la materia orgánica. Los actinomicetos metabolizan azúcares, almidones, proteínas, lignina, ácidos orgánicos y polipéptidos. Dentro de los otros tipos de hongos, los mesófilos metabolizan celulosa y hemicelulosa, mientras que los termófilos utilizan celulosa y otros compuestos complejos de carbono, que funcionan a temperaturas de 40 a 70°C.

Los principales factores que influyen en el proceso son:

- El contenido de humedad; que afecta la tasa de actividad de los microorganismos, por ejemplo, un porcentaje de humedad menor del 40%, tendrá como consecuencia una disminución de la actividad microbiana, mientras que, a humedades mayores de 60%, producirá un cambio de aerobiosis a anaerobiosis, ya que se bloquean los poros de aeración.
- La temperatura ejerce un efecto determinante en el proceso. El intervalo de temperaturas óptimas es de 55-60°C.
- El pH óptimo de los lodos para "composteo" está entre 6.5 y 9.5; valores fuera de este intervalo inhiben el proceso.

- Es recomendable mantener una relación de nutrientes carbono/nitrógeno entre 26 y 31, pero debe tenerse presente que en valores bajos de este cociente se favorece la formación de amoníaco, con la consecuente pérdida de nitratos, que acelera la eliminación de patógenos, ya que el amoníaco actúa como desinfectante.
- La aeración ayuda a controlar tres aspectos importantes:
  1. Actividad de los microorganismos
  2. El control de temperatura
  3. Remoción de humedad

Los estudios realizados con pilas de "composteo" han mostrado que se requieren de 20 a 50 m<sup>3</sup>/h de aire por tonelada seca de lodo para mantener niveles de oxigenación del 5 al 15% dentro de la pila; concentraciones menores del 5%, provocan zonas anaerobias.

Para destruir los organismos patógenos, el mejor método es aplicar altas temperaturas y, para lograr homogeneizar la matriz de la pila de "composteo", se debe dar un mayor tiempo a la pila, para que el efecto temperatura-tiempo logre los objetivos deseados sobre los patógenos.

#### 1.2.4 Estabilización química

La estabilización química de los lodos se ha estudiado como una alternativa a los procesos biológicos. El cloro y la cal son los agentes químicos que más se han estudiado y, mientras la estabilización con cloro no se ha difundido mucho, el uso de la cal es cada vez mayor.

Las bases teóricas de este proceso con cal son muy simples. Esencialmente se eleva el pH de los lodos a 12 o más y se proporciona un tiempo de contacto suficiente para destruir o inactivar a los microorganismos presentes, inclusive a los patógenos. Los cambios químicos que pueden ocurrir dentro del lodo no han sido estudiados, pero el más relevante es la liberación de amoníaco; pues se desprende a pH mayores de 10.5; en cambio, se minimiza la posibilidad del desprendimiento de sulfuro de hidrógeno, ya que a valores de pH elevados el ión sulfuro permanece en solución o se precipita con algún metal.

Los principales objetivos de la estabilización con agentes químicos son:

- Sustancial reducción de organismos patógenos y, con ello, minimización del riesgo para la salud pública
- Reducción del número de organismos productores de malos olores.

Los factores más importantes a considerar en un sistema de este tipo son: pH, tiempo de contacto y dosis de cal.

El tiempo de contacto y el pH están estrechamente relacionados, porque es necesario mantener el pH adecuado y el tiempo necesario, para la destrucción de los patógenos y la dosis de cal debe ser suficiente para mantener el pH elevado varios días después de la disposición del lodo.



La dosis de cal depende algunas variables: tipo de lodo, composición química del lodo y del líquido y la concentración de sólidos en el lodo.

Los cambios químicos que ocurren durante el proceso incluyen:

- reducción en la concentración de sólidos suspendidos volátiles de 10 al 35% y disminución de desprendimiento hacia la atmósfera de sustancias volátiles, como consecuencia de la dilución con la adición de la cal
- incremento en la concentración de sólidos suspendidos totales por la adición de los sólidos de la cal y la precipitación de algunos sólidos disueltos
- reducción del fósforo soluble ya que precipita como fosfato de calcio
- reducción de nitrógeno disponible como resultado de la formación y desprendimiento de amoníaco
- incremento de la alcalinidad total

#### 1.2.5 Estabilidad anaerobia (Freeman, 1989)

Cuando se trata de aplicar el tratamiento anaerobio a la descontaminación de diferentes residuos, el objetivo fundamental es disminuir, en condiciones de ausencia de oxígeno, el poder contaminante de dicho residuo. La situación óptima sería transformarlo a un residuo no contaminante o que todos los productos fueran volátiles y no perturbaran la atmósfera.

Con dichas características no existe ningún tratamiento químico o biológico y lo que puede lograrse es una transformación parcial y generar productos que, a su vez, pueden transformarse dejando la menor cantidad de desechos posibles.

Por mucho tiempo se emplearon sistemas aerobios para el tratamiento de aguas residuales y sistemas anaerobios para el tratamiento de los residuos con alto contenido en sólidos (biomasa, lodos), de donde proviene el término de digestión, muchas veces empleado para todos los tratamientos anaerobios.

El mayor inconveniente para la aplicación del tratamiento anaerobio, es la baja velocidad de crecimiento de algunos de los microorganismos involucrados en el proceso. Pero, actualmente, este inconveniente se ha controlado mejor y el número de ejemplos de este sistema ha crecido notoriamente.

En el capítulo 2, se detallarán las características y los factores que intervienen en la digestión, así como, los diferentes sistemas utilizados. Mientras, en esta sección se hablará de las experiencias que se han tenido con estos procesos en América Latina.

##### 1.2.5.1 Sistemas anaerobios en América Latina

La creciente toma de conciencia a nivel mundial de la necesidad de disminuir la contaminación generada por los efluentes industriales y domésticos, también contribuyó a acelerar la investigación y el desarrollo en materia de reactores anaerobios y se llegó a demostrar la viabilidad técnica y económica de los reactores de alta carga para el tratamiento de efluentes.

Se sabe de diversos factores que retardaron el desarrollo de esta tecnología: la existencia de energía barata que favoreció el desarrollo de los tratamientos aerobios, el débil soporte científico para el desarrollo de la tecnología, el escaso manejo de la nueva tecnología por parte de muchos técnicos involucrados en la gestión ambiental, la existencia de experiencias fallidas debido a una operación deficiente, el hecho de que la nueva rama se desarrollase a partir de la biotecnología y no como prolongación de las ingenierías, etc.

Con la necesidad de eliminar estos factores, América Latina no queda excesivamente rezagada en la investigación y desarrollo de la digestión y puede participar hoy en un nivel aceptable. Según Montalvo (1992), la participación en publicaciones de América Latina relacionadas con el tema no era del 10%. Pero, más allá de las carencias estructurales de la región, de lo difuso y disperejo de las políticas oficiales, se han sabido aprovechar exitosas experiencias de cooperación internacional, condiciones particulares para el desarrollo de la tecnología (por ejemplo, la temperatura), las necesidades en materia de fuentes alternativas de energía, la creciente toma de conciencia de la necesidad del tratamiento de efluentes y el importante esfuerzo realizado desde el medio académico, para contar hoy con una base sólida para el trabajo futuro.

Hasta la fecha se han puesto en marcha un total de 396 reactores anaerobios construidos en Latinoamérica, con un volumen total de 394,421 m<sup>3</sup>, la distribución de este volumen se observa en la fig. 1.4. El 43% de los reactores, con un volumen de 182,286 m<sup>3</sup>, corresponde a reactores que tratan efluentes industriales; el 57% restante es utilizado para tratar efluentes domésticos (Noyola y Monroy, 1994).

El desarrollo fundamental se da básicamente, por medio de reactores de lecho de lodos de flujo ascendente, conocidos por sus siglas en inglés como tipo UASB, que son el 92.7% de la cantidad total (Borzacconi y López, 1994) y, en segundo lugar, otros tipos de reactores, en particular filtros anaerobios, lo cual contrasta con los porcentajes de estudios publicados que arrojan, tan solo un 21% para los primeros y un 31% para los segundos.

La tecnología se ha aplicado con igual éxito en la región tanto a efluentes industriales como domésticos y en escalas comparables. Las diferencias entre ambos tipos de efluentes provienen no tanto de los aspectos técnicos como del origen de la gestión. El tratamiento de los residuos domésticos es responsabilidad normalmente de organismos municipales o estatales y, en los casos en que existen políticas suficientemente claras de gestión de aguas domésticas, se observa un empuje importante. En cambio, los residuos industriales atañen generalmente a la empresa privada y esto se refleja también en la importante participación de firmas extranjeras en el tratamiento de efluentes industriales, más allá de que las empresas con base a tecnología nacional compiten con éxito, provocando incluso un descenso de los costos. Las empresas internacionales suelen recurrir a las mismas empresas que contrata la casa matriz, también internacionales, que les proporcionan la solución de tratamiento.

A su vez, la tecnología importada se centra normalmente en unos pocos efluentes, como es el caso de la maltería, cervecería y destilerías suficientemente estudiadas y probadas (Borzacconi y López, 1994). La tecnología de base nacional (latinoamericana) exhibe una mayor diversidad y se adapta más a las condiciones concretas de la región. En los países de mayor desarrollo, se da asimismo, una colaboración creciente entre la tecnología nacional y la importada, evidenciando buenas posibilidades de trabajo conjunto. Resulta destacable el buen

resultado que tiene la transferencia de la tecnología, generada fundamentalmente en el medio académico, hacia empresas locales capaces de efectuar la implementación de la misma a escala industrial. La contaminación tratada por esta tecnología proveniente de efluentes domésticos, corresponde a una población que no supera los dos millones de habitantes, por lo que existe una gran potencialidad en el desarrollo en el área. También son muy amplias las posibilidades en materia de tratamiento e inclusive muchas ramas industriales están prácticamente inexploradas, en este sentido

Tabla 1.4 Posible métodos de estabilización de lodos (Bruce, 1993)

Tipo de estabilización	Proceso	Método	Situación actual
Biológica	Digestión	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Sin calentamiento (laguna o tanque)</li> <li>• Con calentamiento</li> <li>1. Mesofílica (25-35°C)                             <ul style="list-style-type: none"> <li>- de una etapa</li> <li>- de dos etapas</li> <li>- de dos fases</li> </ul> </li> <li>2. Termofílica (45-55°C)</li> </ul>	B  A C D C
	Aerobio	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Sin calentamiento</li> <li>• Autotérmica (45-70°C)</li> <li>1. con aire</li> <li>2. con oxígeno</li> </ul>	B  C C
	Proceso dual	Proceso autotérmico oxidativo, seguido por una digestión	D
	"Composteo"	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Almacenamiento del lodo compactado por largos periodos</li> <li>• Con ventilación</li> <li>• Pila aireada</li> <li>• Tambor rotatorio</li> <li>• Recipiente aireado</li> <li>• Ladrillos compactos</li> </ul>	B B C B B C
Química	Adición de $\text{Ca(OH)}_2$ $\text{pH} > 12$	<ul style="list-style-type: none"> <li>• <math>\text{Ca(OH)}_2</math> hidratado al lodo-líquido</li> <li>• Adición de <math>\text{Ca(OH)}_2</math> a los lodos líquidos o sólidos</li> </ul>	B C
	Adición de agentes oxidantes, modificadores de olor o bactericidas	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Cloración, peróxidos, otros agentes oxidantes, bactericidas orgánicos</li> </ul>	C/D

Situación actual:

- A: Bien establecido y ampliamente usado en la mayoría de los países
- B: Bien establecido, pero de uso más común en unos países que en otros
- C: Establecido, pero de uso limitado
- D: Experimental o en desarrollo

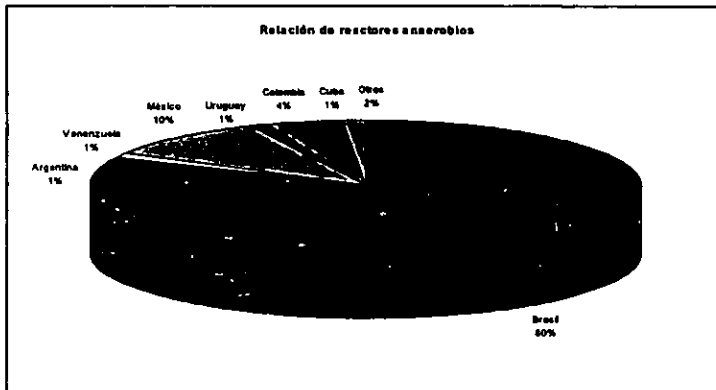


Fig. 1.4 Reactores anaerobios en América Latina (Noyola y Monroy, 1994)

Con base en esto, se ha planteado un proyecto para estudiar un sistema anaerobio con deflectores y cuyos objetivos se plantean en la siguiente sección.

### 1.3 Objetivos

#### Objetivos generales

Arrancar y operar un reactor anaerobio a escala de laboratorio usando lodos de una planta de tratamiento aerobio, para obtener datos sobre las características de operación de un reactor en cascada, el cual podría servir de base para el diseño de una planta piloto.

#### Objetivos particulares

- Evaluar un sistema de digestión lodos, para las necesidades de un proceso en particular y mencionar sus posibles ventajas o desventajas
- Obtener subproductos de la digestión de lodos que no causen daños al ambiente y que tenga un valor agregado.
- Conocer e interpretar los parámetros fundamentales en un proceso de digestión, en las diferentes etapas de desarrollo de un reactor
- Conocer los problemas que se generan en el arranque y operación de un reactor en cascada para, en un próximo estudio, tener antecedentes de las posibles soluciones.

#### Alcances

El reactor en tipo cascada para la digestión de los lodos es uno de los métodos más novedosos, por lo cual, este estudio contribuirá a la apertura de horizontes en la tecnología de tratamiento anaerobio, de acuerdo a las necesidades de cada región.

## CAPÍTULO II Fundamentos

### 2.1 Digestión o degradación anaerobia

La digestión es un proceso biológico, en el cual la materia orgánica carbonosa es degradada progresivamente, por una comunidad bien organizada de varias poblaciones microbianas (biomasa activa), hasta metano y bióxido de carbono. La carga orgánica de la materia inicial disminuye y el lodo remanente después del proceso, ya estabilizado, no sufre degradación biológica espontánea, la cual facilita su disposición final o su utilización. Además, el gas producido es un producto potencialmente importante como energético.

El proceso de digestión de los lodos no fue desarrollado recientemente, sino que se ha utilizado durante los últimos 120 años. Uno de los primeros reportes que se tiene es en Vesoul, Francia, lugar donde Louis H. Mouras diseñó y construyó un fermentador para aguas domésticas. Gujer y Zehnder (1982) reportaron que Abbe Maigno, decía que el tiempo para la digestión de aguas domésticas era completado en 18 días. Este tiempo es comparable con los usados en el diseño y operación de los sistemas actuales.

La digestión de los lodos activados, también, es practicada en muchas industrias, donde los lodos biológicos son almacenados en tanques o lagunas. La estabilización de los lodos en los tanques ocurre en tres zonas:

- a) aerobia,
- b) facultativa y
- c) anaerobia

En 1991, la Agencia de Protección Ambiental de los EEUA (Environmental Protection Agency, EPA), adoptó regulaciones para controlar el uso y disposición final de los lodos (40 CFR 503). Estas regulaciones también involucran la aplicación de los lodos tratados como fertilizantes y la incineración de los lodos, entre otras.

Para cumplir con estas regulaciones, los objetivos específicos de la digestión o degradación anaerobia son:

- a) Degradar o descomponer el contenido de la materia orgánica de los lodos a un producto final estable
- b) Reducir la masa y el volumen de los lodos
- c) Obtener subproductos de utilidad
- d) Destruir y/o controlar a los agentes causales de las enfermedades (microorganismos patógenos) o vectores sanitarios

En la fig. 2.1 se observan las ventajas de la estabilización anaerobia contra la aerobia, así como los subproductos más importantes.

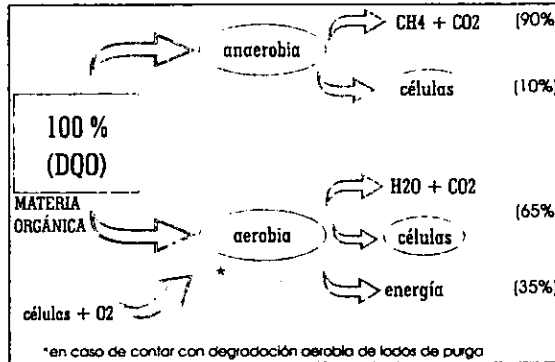


Fig. 2.1 Esquema energético de los procesos biológicos de tratamiento (Moreno *et al.*, 1993)

### 2.1.1. Mecanismos de digestión (Foresti, 1994)

La digestión es un proceso altamente complejo desde el punto de vista microbiológico. Con carácter general, puede decirse que se trata de un proceso natural, enmarcado en el ciclo anaerobio del carbono, por el cual es posible en ausencia de oxígeno transformar las sustancias orgánicas en biomasa y compuestos volátiles: CO<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>S, H<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub>.

La "estabilización" de la materia orgánica biodegradable de los lodos es un proceso secuencial, en el cual los sólidos volátiles son hidrolizados a compuestos orgánicos solubles más simples, por organismos facultativos. Estos compuestos son fermentados por las bacterias ácido-productoras (bacterias facultativas) a ácidos volátiles, bióxido de carbono y pequeñas cantidades de hidrógeno. Los ácidos volátiles son degradados a gas metano por bacterias anaerobias, las metano-productoras o metanogénicas.

De acuerdo con Harper y Pohland (1986), existen nueve etapas reconocidas en el proceso, cada una mediada por un grupo específico de microorganismos; las etapas son: a) la hidrólisis de polímeros orgánicos a monómeros, tales como los azúcares, ácidos orgánicos y aminoácidos; b) conversión de los monómeros orgánicos a hidrógeno, bicarbonato, ácido acético, ácido propiónico, ácido butírico y otros productos orgánicos, como etanol y ácido láctico; c) la oxidación de los productos orgánicos a hidrógeno, bicarbonato y ácido acético a través de bacterias acetogénicas productoras de hidrógeno; d) la degradación homoacetogénica de bicarbonato por bacterias homoacetogénicas; e) oxidación de productos orgánicos a acetato por bacterias reductoras de nitrato, BRN y bacterias reductoras de sulfato, BRS f) la oxidación de acetato a bicarbonato por BRN y BRS; g) oxidación de hidrógeno por BRN y BRS; h) fermentación de las bacterias metanogénicas acetoclásticas e i) respiración metanogénica de hidrógeno.

Cada una de las etapas debe ser mantenida en equilibrio dinámico, con el fin de que la metanogénesis ocurra eficientemente. Para mantener el equilibrio se relaciona con la naturaleza de la alimentación y con la frecuencia con que se elimine el hidrógeno. Este debe ser continuamente removido del medio para asegurarse que la producción de ácido acético no sea interrumpida drásticamente. Esta es una condición esencial para que la metanogénesis prevalezca.

Las bacterias ácido-formadoras son generalmente facultativas aunque algunas son estrictamente anaerobias. Estas bacterias son relativamente tolerantes a los cambios de pH y temperatura y tienen una rapidez de crecimiento mayor que las bacterias metano-productoras.

El material particulado no puede pasar a través de la membrana celular, por lo tanto, los sólidos orgánicos deben ser convertidos a compuestos solubles, con el fin de que la energía y los nutrimentos orgánicos e inorgánicos, para el crecimiento y metabolismo, sean utilizados por las poblaciones bacterianas. Los sólidos volátiles son hidrolizados a compuestos solubles, básicamente, azúcares, lípidos, proteínas, ácidos grasos y alcoholes. Las bacterias ácido-formadoras convierten estos compuestos orgánicos solubles en ácidos volátiles y otros compuestos orgánicos simples. Durante esta fase, la cantidad de materia orgánica no cambia. Los principales compuestos producidos durante la fermentación ácida son los ácidos volátiles, los cuales son el sustrato para las bacterias metano-productoras. El pH puede decrementarse si se acumulan los ácidos, lo que tiene como consecuencia, la inhibición de las bacterias productoras de metano.

Efectivamente, la digestión requiere mantener el balance entre la rapidez de producción de los ácidos volátiles y la conversión de estos a metano, ya que la rapidez de degradación de los ácidos a metano, es el parámetro que controla el proceso global de digestión. Si el pH disminuye por debajo de seis, las bacterias metano-productoras se inhibirán y los ácidos continuarán acumulándose.

Las bacterias metano-productoras son organismos estrictamente anaerobios y producen metano a partir de la conversión anaerobia de compuestos orgánicos simples. Sin embargo, cada especie de estas bacterias pueden degradar solo un grupo limitado de compuestos orgánicos.

### 2.1.2 Aspectos microbiológicos (Soube, 1994)

Las células bacterianas son sistemas abiertos en los que se da un flujo constante hacia dentro y hacia fuera de materia y energía. Cada célula posee los sistemas enzimáticos y las estructuras necesarias para transformar la energía química o física que proviene del ambiente, en energía utilizable en condiciones biológicas, para la realización del trabajo bioquímico (biosíntesis, osmorregulación, control de pH, etc) y mecánico (movimiento).

Cuando se pretende estudiar el metabolismo microbiano, se separan las reacciones de generación de energía o catabolismo, de las de biosíntesis o anabolismo, aún cuando muchas de las reacciones bioquímicas intracelulares están interrelacionadas.

Respecto al anabolismo, si los microorganismos pueden o no realizar la fijación de CO<sub>2</sub>, se consideran autótrofos y si sintetizan su biomasa solo a partir de compuestos orgánicos se denominan heterótrofos. Si pueden utilizar N<sub>2</sub>, como fuente de nitrógeno celular, se llaman fijadores de nitrógeno. El fosfato necesario se toma del medio y el azufre de los aminoácidos se obtiene a partir del sulfato por reducción asimilativa (Chen y Hashimoto, 1983).

En los procesos de fermentación la estrategia celular para conservar la energía de la reacción es la fosforilación a nivel de sustrato, mientras que en la respiración la mayor parte de la energía se genera por fosforilación oxidativa, esto es, por el paso de electrones a través de una cadena respiratoria. En todas las células, el ATP (adenosin trifosfato) es el compuesto que

mayoritariamente se emplea como fuente de energía en todos los procesos celulares que la necesitan y se sintetiza en forma concomitante a los procesos de óxido-reducción, en la fosforilación oxidativa o por hidrólisis de los intermediarios ricos en energía.

En los procesos de respiración, el paso de electrones a través de la cadena respiratoria, genera un gradiente de protones a través de la membrana, cuya energía potencial permite la síntesis de ATP a partir de fosfato y ADP.

La velocidad de crecimiento de los microorganismos depende no solo de la concentración de sustrato y productos en el medio en que crecen, sino también por la afinidad por los sustratos ( $K_s$  y  $\mu_{max}$ ). Cuando en un sistema hay muchos tipos diferentes de microorganismos y compiten por un mismo sustrato, generalmente, crecen a velocidades diferentes y, por lo tanto, en un sistema continuo, algunos microorganismos pueden desaparecer del reactor por lavado. Este tipo de consideraciones son muy importantes cuando se piensa en el arranque de un reactor a partir de un inóculo natural y es fundamental para que en un sistema biológico complejo, tal como lo es un reactor, se desarrolle una población estable de los microorganismos de más lento crecimiento (Soube, 1994).

En cada ecosistema anaerobio coexisten bacterias y hongos y cada digestor desde el punto de vista microbiológico es diferente. La población de un digestor al que llegan polímeros naturales orgánicos, es tan diversa como la del rumen y se han identificado más de 130 especies diferentes.

En general, se tienen tres grandes grupos fisiológicos de bacterias en los reactores: las bacterias sulfatorreductoras, las bacterias desnitrificantes, y las bacterias acetogénicas.

La presencia de nitrato o nitrito inhibe por completo la metanogénesis, tanto a partir de acetato como de hidrógeno. Esto obedece a la modificación del potencial redox del medio y a cierto poder inhibitorio del nitrito.

En el caso de las bacterias sulfatorreductoras, tanto desde el punto de vista termodinámico como cinético, se tendrían ventajas en la competencia por el sustrato. Sin embargo, aparentemente no compiten por el acetato en los reactores anaerobios. Esto puede deberse al escaso número de sulfatorreductoras acetoclásticas que existe, en relación al número de metanogénicas, así como a cierta dificultad en asociarse a biomasa flocular.

### 2.1.3 Requerimientos para el proceso de digestión (Chang, 1989)

Los microorganismos involucrados en la digestión requieren condiciones ambientales específicas para su crecimiento y actividad óptima, que se verán manifestadas en un incremento en la biomasa, así como en altos porcentajes de remoción de materia orgánica.

Algunos parámetros están claramente tipificados, no así otros en que el intervalo no ha sido bien delimitado. Entre los parámetros ambientales más importantes que inciden en la digestión se encuentran la temperatura, el intervalo de pH y los nutrientes.



### 2.1.3.1 Temperatura

La temperatura es un factor que influye de manera importante en la eficiencia de remoción, debido a que la velocidades de las reacciones bioquímicas son directamente afectadas por este parámetro (energía de activación en la ecuación de Arrhenius).

Los microorganismos anaerobios se dividen, de acuerdo con su temperatura óptima, en tres categorías: psicrófilos (inferior a 20°C), mesófilos (20 a 40°C) y termófilos (40 a 65°C). Las bacterias metanogénicas tienen un intervalo de temperaturas óptimas de 29.5 a 35°C. Sin embargo, estas bacterias pueden adaptarse para operar fuera de este intervalo, aunque con eficiencias menores (Gujer y Zehnder, 1982). Los microorganismos presentes, así como las características del proceso difieren en cada intervalo de temperatura, lo cual se puede observar en la tabla 2.1.

Tabla 2.1 Características del proceso de digestión, de acuerdo al intervalo de temperatura en que se efectúa la metanogénesis (Moreno *et al.*, 1993)

Mesófila (20 a 40°C)	Termófila (40 a 65°C)
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Menos vapor de agua en el gas</li> <li>• Mayor población metanogénica</li> <li>• Menor CO<sub>2</sub> en el gas</li> <li>• Balance energético más favorable</li> <li>• Mayor experiencia en su aplicación</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Mayor actividad</li> <li>• Menor TRH</li> <li>• Menor formación de lodo</li> <li>• Destrucción de microorganismos patógenos</li> <li>• Equilibrio microbiano frágil</li> <li>• Mayor actividad metanógena de la biomasa</li> </ul>

Los cambios de temperatura en el intervalo mesófilo pueden tolerarse, pero cuando la temperatura desciende, la carga de un digestor también debe ser disminuida de acuerdo con el descenso de la actividad esperada. No es aconsejable incrementar la temperatura de los reactores mesofílicos por encima de 40°C, ya que a temperaturas elevadas ocurre un rápido deterioro de las bacterias que proliferan en este intervalo de temperaturas. Los procesos anaerobios, generalmente, se operan en el intervalo mesófilo.

En el caso de aguas residuales con temperaturas elevadas, la operación termófila a 50°C y 60°C puede ser adecuada, ya que en este intervalo se logran altas velocidades de reacción, pero es poco común por la dificultad de mantener estas temperaturas y por la fragilidad de la población anaerobia que se desarrolla bajo estas condiciones. La temperatura óptima de los procesos anaerobios termófilos es de 55°C con una actividad de la biomasa en un 25 a 50% mayor que la obtenida en condiciones mesófilas.

Existen pocas especies capaces de crecer a altas temperaturas. Un problema con los procesos termófilos es el bajo rendimiento másico (50% del rendimiento a 35°C), que trae como consecuencia arranques y adaptaciones lentos a nivel de carga orgánica, cambios de sustrato o sustancias tóxicas. Además, las células bacterianas tienen una tendencia a sufrir lisis a altas temperaturas, por lo que puede existir bajo condiciones de crecimiento exponencial.

Por otra parte, las bacterias termófilas producen altos niveles de ácidos grasos volátiles residuales que llegan a ser del orden de 1000 mg/L en lugar de los 300 mg/L encontrados en condiciones mesófilas. En el caso de metanogénesis termófila, la respuesta a cambios de

temperatura súbitos es el paro temporal de la actividad, lo cual frena el proceso si la carga inicial es alta; pero si el cambio de temperatura es gradual, la actividad no se detiene totalmente. Esto trae como consecuencia, una disminución de la estabilidad ecológica en el proceso y lo hace inadecuado como tratamiento en aquellos casos en donde existen cambios continuos de temperatura.

### 2.1.3.2 Valores de pH y alcalinidad (Capri y Maraist, 1975)

De forma similar a la temperatura, el pH en los reactores anaerobios ejerce una gran influencia sobre la actividad de los microorganismos.

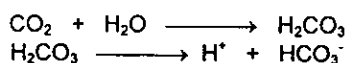
Realizando un balance en un sistema de digestión, para convertir los ácidos grasos volátiles a metano y dióxido de carbono, debe mantenerse el pH en un intervalo entre 6.8 y 7.4. Inicialmente, en los procesos anaerobios decrece, pero debido a la alcalinidad del sistema, el pH se mantiene en un intervalo neutro.

En el caso de las bacterias acidogénicas, el pH óptimo está entre 5.0 y 6.5 y, para las metanogénicas, debe estar por arriba de 6.5. Por lo tanto, el pH de un reactor debe mantenerse en un intervalo de 6.5 a 7.5. Si este parámetro se mantiene en el intervalo señalado, se considera que existe una actividad bioquímica balanceada. La influencia del pH sobre la producción de metano, se relaciona principalmente con la concentración de ácidos grasos volátiles provenientes de la fase acidogénica.

Si el proceso de digestión no se controla, la producción biológica de los ácidos grasos volátiles y del  $\text{CO}_2$  tiende a incrementar la acidez en el reactor con la consecuente reducción del pH.

La regulación del pH en un reactor anaerobio, se lleva a cabo mediante el sistema ácido-base, que es el resultado de las reacciones que ocurre durante los procesos de degradación, con la consecuente generación de alcalinidad.

La alcalinidad es un parámetro esencial para el control del pH; éste es derivado de la descomposición de compuestos orgánicos y está presente principalmente en forma de bicarbonatos, los cuales están en equilibrio con el dióxido de carbono. La relación entre la alcalinidad, el dióxido de carbono y el pH, se representa a través de las siguientes reacciones:



La concentración del ión hidronio  $[\text{H}^+]$  y el pH del sistema pueden ser calculados de la siguiente ecuación de equilibrio:

$$[\text{H}^+] = k_1 \frac{[\text{H}_2\text{CO}_3]}{[\text{HCO}_3^-]}$$

A valores de pH entre 6.6 y 7.4 y un contenido de  $\text{CO}_2$  en el gas del 30 al 40% en volumen, la alcalinidad se encontrará en un intervalo entre 1000 y 5000 mg/L como  $\text{CaCO}_3$ . La concentración del bicarbonato debe ser aproximadamente de 3000 mg/L como  $\text{CaCO}_3$ . La

alcalinidad en forma de bicarbonato es aproximadamente igual a la alcalinidad total en un sistema anaerobio. Una porción de la alcalinidad aparece como sales de AV's con el bicarbonato presente. A bajas concentraciones de AV's, la alcalinidad representa aproximadamente la alcalinidad total; sin embargo, como la concentración de los AV's incrementa, la alcalinidad en forma de bicarbonato es más baja que la alcalinidad total. Alrededor de un 83.3% de la concentración de AV's contribuyen a la alcalinidad como sales (Powell y Archer, 1988).

En estado estacionario, los AGV's se producen y se consumen a la misma velocidad. A bajo "stress" o cargas de choque, las velocidades de producción de AGV's puede sobrepasar a la velocidad de consumo. Entonces, la capacidad amortiguadora del medio tomará un equivalente de AGV's por un equivalente de  $\text{HCO}_3^-$ . Cuando estos últimos se agoten, el pH disminuirá. Esta condición se agrava por el hecho de que las bacterias acidogénicas son menos sensibles al pH que las metanogénicas.

#### 2.1.4 Inhibición en los procesos anaerobios (Boone, 1987)

La presencia de sustancias tóxicas en los sistemas anaerobios, provocan la inhibición de la actividad de las bacterias metanogénicas y de otros microorganismos involucrados en el proceso de digestión. Sin embargo los compuestos tóxicos presentes en el agua residual, con frecuencia están en concentraciones bajas, por lo cual el efecto que ejercen sobre los organismos metanogénicos es bacteriostático reversible. Los compuestos tóxicos se pueden agrupar en tres categorías:

1. Aquellos cuya toxicidad está relacionada con el pH, por ejemplo, los ácidos grasos volátiles, el amoníaco y el ácido sulfhídrico
2. Compuestos con una toxicidad inmediata y/o irreversible, como el cloruro de metilo ( $\text{CH}_3\text{Cl}$ ), en cuyo caso se habla de un efecto bactericida
3. Sustancias que, con un pequeño aumento de su concentración se vuelven tóxicas, como los iones metálicos.

## 2.2 Reactores usados

Los conocimientos actuales permiten establecer reglas de diseño claras. Aunque aún es necesario mayor comprensión de los procesos involucrados, el conjunto de la información acumulada puede usarse efectivamente en el diseño y aplicación de los sistemas anaerobios. Este conocimiento puede aplicarse a las diferentes tecnologías de tratamiento anaerobio, como las que se muestran en las figs. 2.2 y 2.3, dependiendo de las características de cada una de ellas.

La primera etapa es comparar el proceso anaerobio con otras posibles alternativas para los requerimientos exigidos, teniendo en cuenta el tipo de sustrato. La estructura de los costos puede ser diferente para ciudades y comunidades.

Los factores que más influyen en la elección del sistema anaerobio son:

- la baja producción de lodo biológico (menores costo de disposición)
- altas eficiencias de tratamiento (comparables a otras alternativas clásicas)
- bajos costo de inversión inicial

- menores costos de operación (no requiere oxígeno)
- producción de metano (potencial uso como combustible)
- bajos requerimientos de nutrimentos

En general, el control de los procesos anaerobios es más simple que el de un proceso aerobio, si se parte de un buen diseño inicial que tome en cuenta la necesidad de un control operativo mínimo y simple: caudales de gas y efluente, pH, T, DQO, AGV y alcalinidad.

La estimación de la carga diaria por unidad de volumen puede ser de utilidad para realizar comparaciones de costos al inicio del proyecto. La carga volumétrica no es, en sí misma, un parámetro de diseño fundamental, aunque en algunos casos de sistemas muy probados como aguas domésticas o efluentes de maltería, puede llegar a ser un criterio de diseño. Para utilizar los resultados de aplicaciones en casos de efluentes similares, es necesario conocer bien el proceso particular y estar alerta a las posibles variaciones. Muchas veces, aún en una industria con efluentes fácilmente biodegradables, pueden ocasionalmente usarse elementos inhibidores como detergentes, bactericidas o similares, que pueden afectar en forma total o transitoria al proceso.

La caracterización de los componentes principales del agua residual (carbohidratos, proteínas, lípidos), los contenidos en nutrimentos y los posibles elementos tóxicos, permitirán suponer cambios principales de degradación, prever la posible aparición de inhibidores y manejar las condiciones ambientales.

Aspectos importantes a considerar son:

- la cinética de la biodegradación de los contaminantes fundamentales
- las condiciones que aseguren el crecimiento de la biomasa
- la concentración de biomasa en el reactor y sus características
- la velocidad de transferencia de masa del sustrato a la biomasa

Se deben controlar los factores que tienen influencia en la actividad específica de la biomasa: temperatura y sus alteraciones, control de pH y nutrimentos, manejo de las concentraciones y los regímenes de flujo.

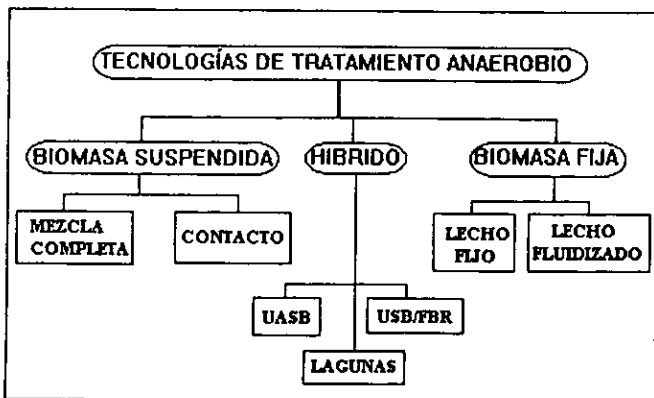


Fig 2.2 Procesos comúnmente usados a escala industrial (Malina, 1992)

### 2.2.1 Criterios de diseño

El parámetro crítico para el diseño de un sistema anaerobio es el tiempo de residencia hidráulica, TRH, que dará el alcance de la reducción de los sólidos volátiles contenidos en el lodo a digerir. El TRH y el tiempo de retención celular, TRC, son los mismos para procesos que no contienen alguna recirculación. Los parámetros de diseño que deben ser considerados y controlados son: el tiempo de residencia hidráulica, la carga de sólidos, la temperatura y el mezclado.

#### 2.2.1.1 Tiempo de residencia hidráulica

El tiempo de generación de las bacterias formadoras de metano es relativamente alto, comparado con los tiempos reportados por las bacterias aerobias o facultativas. Están en un intervalo desde menores a dos días hasta más de 20 días a una temperatura de 35°C. Por lo tanto, los tiempos de retención celular típicos para un sistema de digestión de lodos son de alrededor de 15 a 20 días. Sin embargo, pueden darse algunos tiempos de residencia hidráulica por debajo de los 7 días, donde los altos niveles de operación del proceso son mantenidos.

La rapidez de formación y la calidad del biogás son afectados por las condiciones ambientales en el digestor, la temperatura de operación y la concentración de sólidos totales y volátiles contenidos en la alimentación, así como por el TRH. El contenido de sólidos volátiles controla la rapidez de producción del biogás.

El TRH es definido por medio de la siguiente ecuación:

$$\text{TRH} = \frac{\text{volumen real de reactor, L}}{\text{tasa de lodo y agua removidos, } \frac{\text{L}}{\text{d}}}$$

#### 2.2.1.2 Carga de sólidos

El TRH controla el grado de estabilidad de los sólidos volátiles. Las cargas de sólidos volátiles son controladas por la eficiencia del tanque de sedimentación. Por lo tanto, la concentración de los sólidos en la alimentación actualmente controla la carga y el tamaño del digestor.

La capacidad de espesamiento de los lodos se convierte en una consideración importante de diseño y operación y puede ser una limitante de la carga a digerir.

La carga de sólidos de diseño en un sistema anaerobio debe ser entre 3.2 a 7.2 kg SV/m<sup>3</sup> d. Una concentración del 50% de sólidos volátiles usualmente es considerada como satisfactoria. Por ejemplo, para operar un sistema de digestión a una carga de sólidos volátiles de 3.2 kg/m<sup>3</sup>d y un TRH de 10 días, la concentración en el lodo de alimentación debe ser de alrededor del 3.2% de sólidos volátiles. Si el TRH es de 15 días, la concentración de sólidos tendría que incrementarse a 4.6% de sólidos volátiles, manteniendo una carga de 3.2 kg/m<sup>3</sup> d (WPCF, 1977).

### 2.2.1.3 Temperatura

Es esencial que la temperatura de operación sea mantenida constante y dentro del intervalo requerido, ya que las continuas fluctuaciones por abajo o por arriba del mismo afectan el desarrollo de las bacterias productoras de metano. Los efectos de la temperatura en la digestión ya han sido mencionados.

### 2.2.1.4 Mezclado

Las principales ventajas de un digester con un sistema de mezclado, a otros sistemas son:

- La eliminación de perfiles de temperatura y concentración de materia orgánica
- La posibilidad de mantener un contacto íntimo entre la biomasa y el lodo alimentado
- La rápida dispersión de los productos finales generados durante la digestión y cualquier material tóxico entrante al sistema; de esta manera se minimizan los efectos tóxicos e inhibitorios a la actividad microbiana
- La posible inhibición de la formación de espuma y depósitos de material sedimentable y otros sólidos inertes en el fondo y las esquinas del tanque

### 2.2.2 Reactores de biomasa suspendida

- Digester convencional. Este es el diseño más simple de todos los reactores anaerobios; el proceso se lleva a cabo a través de un tanque homogeneizador sin recirculación. Estos reactores pueden tener un sistema de mezclado que suele ser un sistema mecánico de aspas o una recirculación del biogás, el cual requerirá una compresión. La concentración de sólidos suspendidos remanentes en el efluente será función de la composición del influente y del grado deseado del tratamiento

Su comportamiento es similar al de un reactor continuo agitado (RCA) con TRH igual al TRC. Son adecuados para alta concentración de partículas o muy alta concentración de materia orgánica biodegradable soluble. Disminuyen los problemas de taponamiento aunque el material particulado se puede sedimentar y acumular, produciendo volúmenes muertos. Tiene efecto diluyente sobre los elementos tóxicos o cargas pico. Homogeneiza la temperatura, el pH y el sustrato. Sus desventajas son que requiere altos TRH y puede ser difícil la mezcla. El mezclado se puede realizar con agitador o con recirculación de gas comprimido, en forma continua o intermitente. Sus cargas típicas son 0.6-6.0 kgSV/m<sup>3</sup>d ó 1-10 kg DQO/m<sup>3</sup> d, con TRH entre 12 y 30 días. Para diseños seguros se aplica un coeficiente de 3 a los TRC<sub>min</sub> (Malina, 1992):

- Reactor anaerobio de contacto: El reactor anaerobio de contacto puede ser utilizado para resolver algunas de las desventajas de un reactor convencional, por medio de una separación y recirculación de los lodos. La biomasa del reactor puede ser controlada independientemente de la alimentación, como también del TRC y del TRH. El sistema de separación de la biomasa, que es usado en este tipo de reactores, sirve para retener la biomasa activa y parte de la alimentación que no fue digerida en el proceso, teniendo como resultado mayor eficiencia de degradación. Un reactor de contacto tiene más ventajas que un digester convencional, con el beneficio principal de que al incrementarse el TRC no se requiere un volumen del reactor elevado. La ventaja de estos reactores es la completa

dependencia de un crecimiento en la producción de la biomasa anaerobia con propiedades satisfactorias para la separación sólido-líquido.

Se agrega como dificultad que el reciclado de lodos incluye también los lodos no biodegradables. Estos se acumulan y pueden desplazar a la biomasa anaerobia activa. Las cargas son del orden de 0.5-10 kg DQO/m<sup>3</sup>d y los TRH de 0.5-5 días (Malina, 1992).

- Sistemas tipo lagunas cubiertas con y sin deflectores: El lodo no tratado es introducido al fondo del reactor a través de un sistema de distribución, maximizando el contacto entre el lodo y el biolodo, que se encuentra dentro del tanque. En la salida de la laguna, donde la producción de biogás es mínima se encuentra la zona de clarificación, que reduce la cantidad de sólidos suspendidos del efluente ya tratado. En los sistemas modernos de este tipo, el mezclado y la recirculación del lodo son usados para aumentar la transferencia de masa. Se presentan problemas por ineficiencias del mezclado y por un contacto no ideal entre el lodo biológico alimentado y la biomasa anaerobia. Esta limitación se intenta mejorar con la introducción de deflectores. Las cargas manejadas son del orden de 1-2 kg DQO/m<sup>3</sup>d y el TRH es de 5 a 30 días (Malina, 1992).

## 2.2.2 Reactores de biomasa fija

Al fijar la biomasa se logran altos TRC. Dependiendo del tipo de soporte, se pueden tener grandes áreas de biomasa activa por unidad de volumen del reactor mejorando la transferencia de masa externa. Cuanto menor es el espesor de la película biológica, mejor es la transferencia de masa interna. En general, el lecho expandido tiene espesores de película no mayores de 0.02mm y el lecho fluidificado de 0.05-0.2mm. En los lechos fijos el espesor puede alcanzar los 5mm. En los reactores tipo RALLFA (UASB en inglés), el diámetro de gránulos pueden variar de 0.5 a 5mm. Algunos estudios señalan que la difusión interna no es significativa para espesores de película de hasta 1mm y que los coeficientes de difusión efectivos en una matriz de microorganismos pueden ser 10-33% del coeficiente de difusión en agua pura.

Comparando la velocidad máxima de sustrato consumido por unidad de biomasa, en un lecho expandido y en un filtro se ve que en el caso del lecho fluidificado resulta mayor, por las diferentes condiciones fluidodinámicas y de disposición de la biomasa. Se debe tener en cuenta que dos reactores con distintos diseños teniendo igual concentración de biomasa, pueden procesar distintas cargas, dependiendo de las resistencias que el sustrato tiene para alcanzar la biomasa y el área por unidad de volumen de esa biomasa.

- Reactores de lecho fijo (tipo filtros): En estos sistemas la biomasa está fija a un soporte inerte fijo y el efluente circula con flujo ascendente o descendente. En todos los casos, un porcentaje sustancial de la biomasa se encuentra como flóculos suspendidos o atrapados en los huecos del filtro. El reciclado puede ser usado para controlar el espesor de la biopelícula. Se han incorporado rellenos sintéticos con estructuras abiertas y altos volúmenes vacíos que evitan uno de los problemas de estos reactores que es el taponamiento. Las superficies específicas más comunes de los rellenos son aproximadamente 100 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, áreas de hasta 220 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> no parecen mejorar mucho la eficiencia. Los problemas que se presentan son de volúmenes muertos. Estos reactores permiten la presencia de un cierto nivel de SS en el líquido a tratar, especialmente si son biodegradables.

La tendencia es usar reactores híbridos con una combinación de reactor tipo UASB y filtro. El desprendimiento del gas o el reciclado cambia la estructura de los flujos; son menos sensibles a las sobrecargas y al efecto de los inhibidores. La biomasa por unidad de volumen de reactor puede estar en el orden de los 5 a 30 kg SSV/m<sup>3</sup>. Las cargas manejadas llegan a 16 kg DQO/m<sup>3</sup>d con TRH de 12 a 96 horas y un intervalo de concentración muy amplio: 1 a 20 kg DQO/m<sup>3</sup> (Malina, 1992).

- Reactores de película de lecho fluidificado: Estos reactores son adecuados para sustratos solubles. El medio inerte aumenta la densidad media de las biopartículas y evita el lavado aún a altas velocidades ascendentes del líquido. La alta velocidad produce turbulencia entre la biopelícula y la interfase líquida, mejorando la transferencia de masa hacia y desde la biopelícula y en algunos casos ejerce un esfuerzo cortante que previene la formación de películas demasiado gruesas. El control del crecimiento de la biopelícula puede ser difícil. En estos reactores no hay retención de SS o biomasa desprendida.

Para estos reactores se necesita una eficiente distribución de flujos de entrada. Una alta recirculación produce una gran dilución de la entrada (tabla 2.10). Los reactores se pueden diseñar con gran relación altura/diámetro, lo que disminuye el área requerida. Las áreas específicas de partículas varían de 300 a 10000 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>. El proceso de puesta en marcha de estos reactores puede presentar dificultades operativas. La biomasa por unidad de volumen que se alcanza en estos reactores varía de 5 a 35 kg SSV/m<sup>3</sup> en reactores industriales y de 40-60 kg SSV/m<sup>3</sup> en reactores de laboratorio (Malina, 1992).

Las cargas son del orden de 20 kg DQO/m<sup>3</sup> d.

- Reactores tipo UASB: El reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente, RALLFA, conocido por sus siglas en inglés como UASB, es un reactor de parámetros muy definidos, que tiene la ventaja de no requerir materiales de relleno o equipo electromecánico complicado. Según las condiciones hidráulicas y el sustrato utilizado se puede formar un lodo granulado con muy buenas características de sedimentación y alta actividad metanogénica, que favorece la retención de biomasa. Se pueden manejar sólidos suspendidos en el agua residual del orden de 1 kg/m<sup>3</sup> o SS menores al 10% del DQO total, con cargas bajas (1-4 kg DQO/m<sup>3</sup>d) es posible manejar concentraciones de hasta 50% del DQO total.

El material particulado no afecta demasiado al lodo granular, el coloidal puede hacer caer la actividad del lodo granular a altas cargas y los SS voluminosos pueden causar el lavado del reactor. El reactor de lodo granular expandido se diferencia del UASB por una mayor velocidad ascendente, que mejora la transferencia de masa. La aplicación de un reactor tipo UASB se hace dudosa a concentraciones de SST en el influente de 6-8 kg/m<sup>3</sup>. En este caso hay que usar un preclarificador. La concentración de biomasa en un reactor tipo UASB puede llegar a ser 100 kg SSV/m<sup>3</sup>.

Las cargas pueden llegar a ser del orden de 20 kg DQO/m<sup>3</sup>d con TRH de 6 a 48 h.



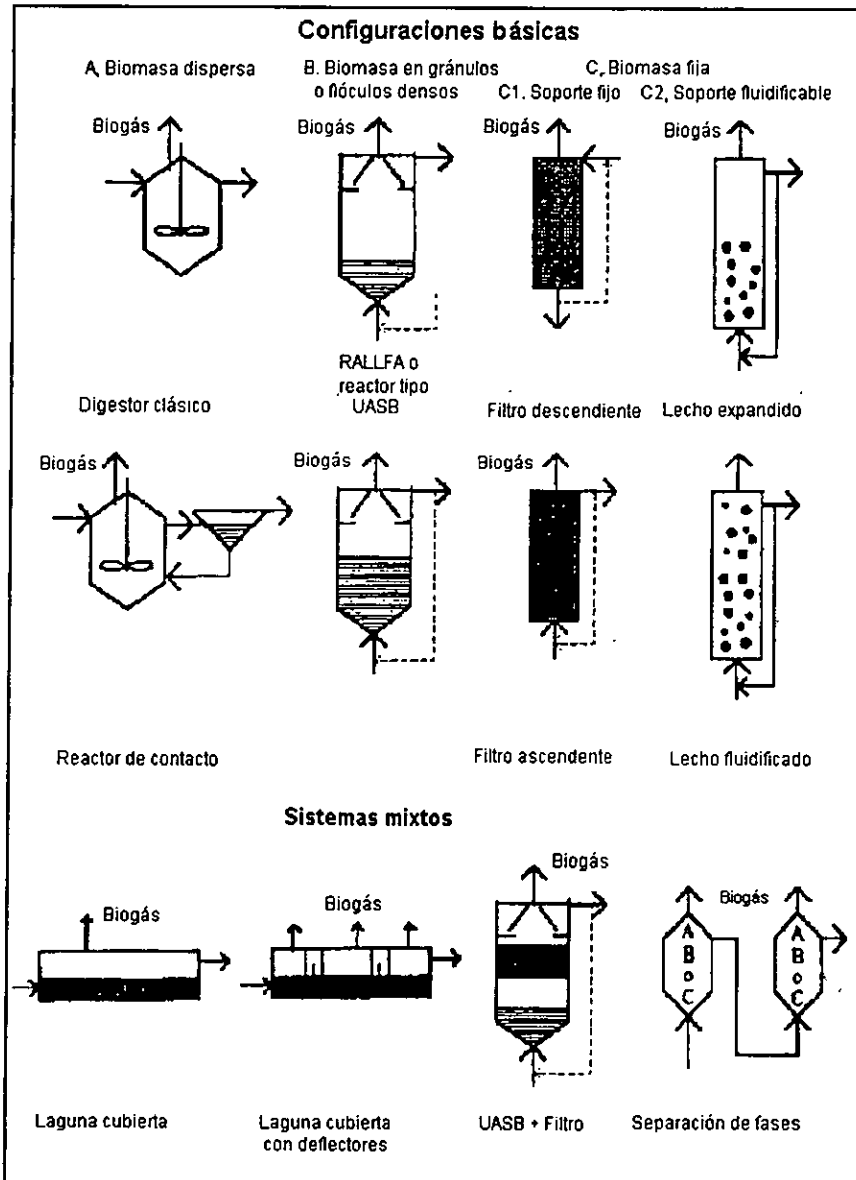


Fig. 2.3 Diferentes configuraciones de los reactores anaerobios (Vesilind, 1991)

### 2.3 Reactores en cascada

Durante los últimos años, se han buscado nuevas opciones para el desarrollo de reactores anaerobios, los cuales, puedan aumentar la eficiencia de remoción del contaminante pero, al mismo tiempo, disminuir el tiempo de residencia hidráulica, lo cual, generaría volúmenes de reactores más pequeños. Para cumplir con esta meta, se han estudiado una gran variedad de configuraciones, pero sólo pocas de ellas han tenido éxito.

Los antecesores de los reactores en cascada, son los reactores en dos etapas, los cuales tienen como característica principal, la división de las etapas del proceso de digestión. En la primera fase se lleva a cabo la acidogénesis y en la segunda la metanogénesis. Estos reactores tienen su principal utilidad, en el estudio detallado de los diferentes mecanismos y productos de la digestión. Por eso, no han tenido un desarrollo a nivel industrial.

Se han estudiado muchos sistemas anaerobios para la degradación de la materia orgánica de algún desecho, reactores como los de tipo UASB y reactores de lecho fluidificado, entre otros; que tienen un auge en las plantas de tratamiento. En la búsqueda de nuevas tecnologías que contengan más ventajas que los anteriormente mencionados, se introdujo una nueva configuración, que son los reactores en cascada (ABR, anaerobic baffled reactor) por Bachmann (1985). Estos sistemas son esencialmente varios reactores UASB conectados en serie. El proceso consiste en una serie de deflectores verticales, que obligan al agua residual o lodo biológico, a fluir a través de la biomasa anaerobia de abajo hacia arriba, con un aumento en el contacto entre los microorganismos anaerobios y los desechos orgánicos, sin algún sistema de mezclado.

Las bacterias contenidas en el reactor se mezclan y, por lo tanto, se homogeneiza el sistema, tanto por la naturaleza del flujo como también por la producción de biogás.

El efluente puede estar en contacto con una gran cantidad de biomasa anaerobia, a través de todo el reactor y el efluente estará relativamente bajo en sólidos biológicos.

El reactor tiene grandes ventajas sobre otras configuraciones de buena estabilidad. Tiene un diseño simple, no requiere un sistema de separación del gas, puede operar por largos períodos sin alimentación y tiene la habilidad de retener los sólidos biológicos (Bachmann, 1985).

Tilche y Yang (1991) fueron los primeros en observar la capacidad de granulación de los reactores en cascada. Por otra parte, Boopathy (1992) investigó la viabilidad de estos sistemas para desechos de una destilería. Este estudio originó uno de los primeros diseños que, después, fue modificado para aumentar la eficiencia del reactor.

Una de las primeras experiencias más interesantes, es reportada en Colombia (Orozco, 1989), con un reactor denominado RAP (reactor anaerobio a pistón). El RAP es un reactor que incorpora características novedosas, tales como el estar abierto a la atmósfera con la intención de controlar fisicoquímicamente, en forma parcial, las concentraciones de  $\text{CH}_4$ , cuya disminución favorece termodinámicamente la metanogénesis. El RAP tiene además un medio altamente poroso, para ayudar en la separación de las fase líquida y sólida (la biomasa) y produce el flujo pistón mediante los deflectores que hacen subir y bajar el sustrato o agua residual. Además, a pesar de las bajas cargas orgánicas a las que fue operado, produce gránulos de gran actividad metanogénica, lo que en su momento se constituyó uno de los

primeros reportes de granulación con aguas residuales (Orozco, 1988). Se sabe que la microcapa aerobia superficial, favorece el crecimiento de algas sulfato-reductoras que permitan parcialmente el control de los malos olores. La operación de este reactor, con aguas residuales, dió como resultado, para tiempos de residencia de 8 h, eficiencias mayores del 85%, para cuatro cámaras en operación (Orozco, 1989).

Otra experiencia interesante fue con un reactor de tres cámaras y un sedimentador, para un efluente de una destilería; el volumen de trabajo de cada cámara fue de 50 L y el volumen total del reactor de 165 L. Este reactor tiene la característica de que la alimentación en cada cámara contiene una superficie empacada, para una distribución uniforme del flujo. Los resultados de este reactor se muestran en la tabla 2.2.

Tabla 2.2 Resultados para diferentes cargas orgánicas de un reactor en cascada de tres cámaras (Boopathy y Tilche, 1992)

Características	Carga orgánica (kg DQO/m <sup>3</sup> d)			
	4.33 <sup>a</sup>	12.25 <sup>a</sup>	20.00 <sup>b</sup>	28.00 <sup>b</sup>
Remoción del DQO total	88	80	75	49
Remoción del DQO soluble	89	82	73	50
Producción de gas (L/d)	163	372	612	741
% CH <sub>4</sub>	75	75	75	60
% CO <sub>2</sub>	25	25	25	40
Velocidad del gas (m/d)	1.5	3.9	6.42	8.75
Sólidos suspendidos volátiles en el lodo (g/L)	18	40	52	68
Sólidos suspendidos volátiles en el efluente (g/L)	1.1	5.0	11	17
TRH (d)	7	5	3	2.2

<sup>a</sup> melaza

<sup>b</sup> vinaza

Con base en estos fundamentos se analizará los resultados de la fase experimental de este trabajo, en el contexto del diseño, construcción, arranque y operación del reactor anaerobio a escala de laboratorio. Así también, en el apéndice I se encuentran en mayor detalle muchos de los temas aquí expuestos.

## CAPÍTULO III

### Materiales y metodología

#### 3.1 Reactor en cascada

Para alcanzar los objetivos planteados en el punto 1.3, a continuación se presenta la metodología y el equipo empleado.

##### 3.1.1 Descripción y construcción

El reactor en cascada, usado para esta experimentación tiene una similitud con varios UASB en serie. En este reactor todo el proceso se encuentra en un solo sistema. La descripción completa del reactor, así como su diseño, basado en lo establecido en el capítulo anterior, que fueron obtenidos de una tesis de maestría que se presenta en la literatura citada (Meza, 1998).

Este reactor se compone de 5 cámaras, 1 sedimentador, 2 bombas peristálticas, una base de madera, 2 resistencias eléctricas, 1 termómetro, 2 tanques de plástico y 1 agitador magnético. En la tabla AII.1 del apéndice II se muestran las características del reactor.

El primer paso para la construcción fue cortar todas las piezas de acrílico de 4mm de espesor, previas especificaciones.

Debido a que el diseño es de construcción compleja se armaron por separado las celdas, verificando en cada una de ellas que no existieran fugas. Esto se realizó a través de pruebas hidrostáticas, tardando aproximadamente 4 días por celda, ya que el secado es lento. Una vez construido, se procedió a la realización de las pruebas hidráulicas y de resistencia mecánica (ver figuras 3.1 y 3.2). El volumen de trabajo de cada cámara es de  $0.002635 \text{ m}^3$ .

##### 3.1.2 Arranque

Ya construido el reactor se llevó a cabo la siguiente secuencia de arranque.

###### a) Pruebas hidráulicas

- Se llenó el reactor con agua por medio de una bomba a flujo de  $1 \text{ L/min}$
- Se dejó completamente lleno hasta el día siguiente
- Se verificó que no existieran fugas
- Finalmente se volteó el reactor para asegurarse que en la parte superior tampoco existieran fugas, ya que ahí se encuentran las salidas de recolección del biogás.

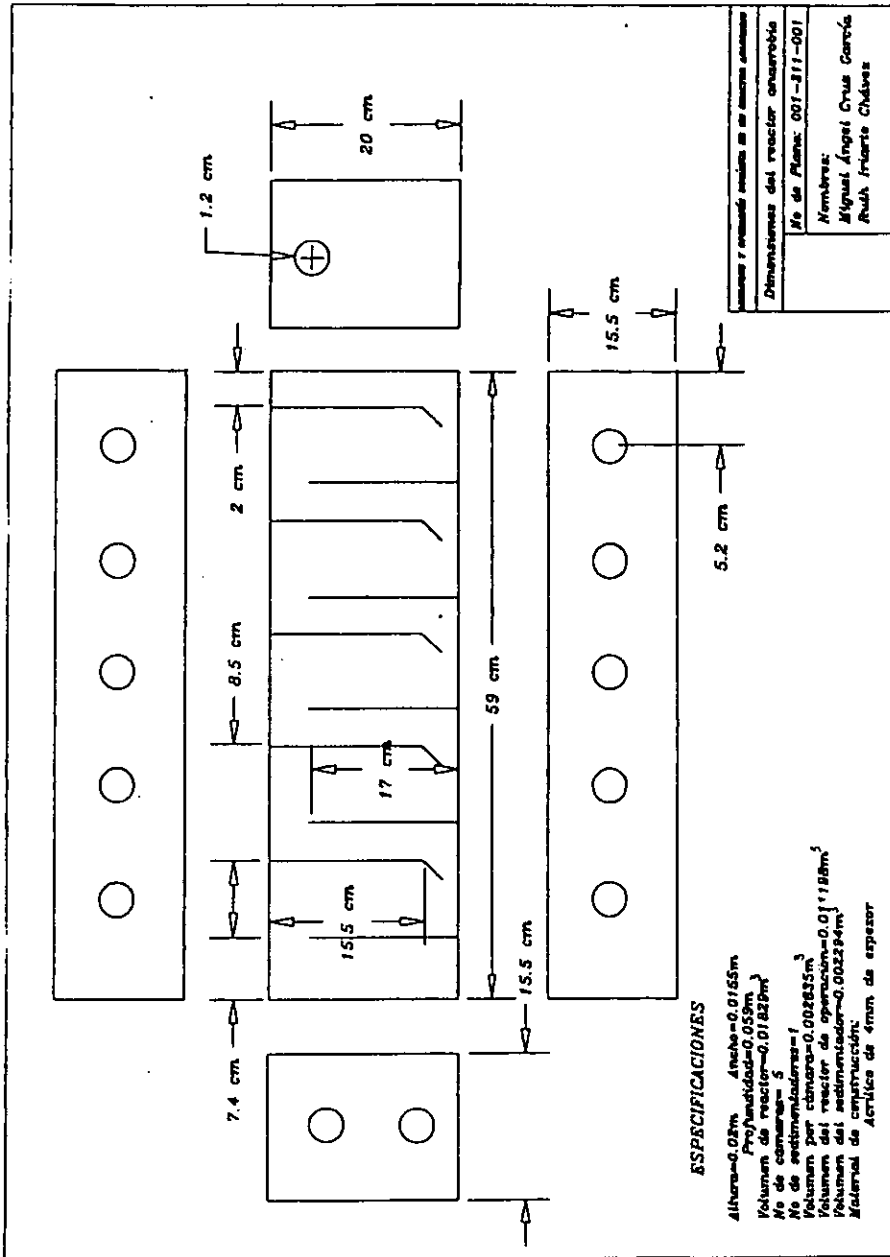


Fig 3.1 Dimensiones del reactor anaerobio

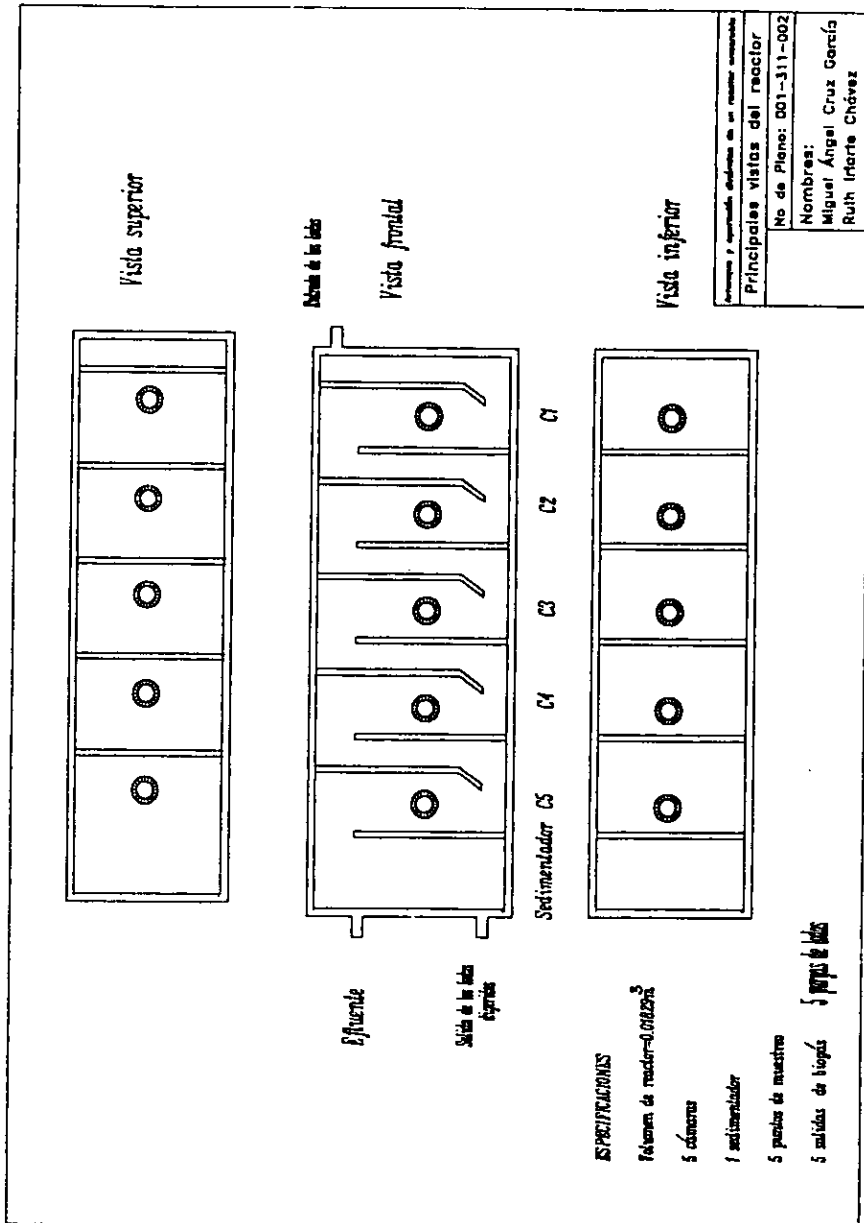


Fig 3.2 Principales vistas del reactor

b) Pruebas térmicas

- Se rodeó el reactor con dos resistencias eléctricas de 1m y se confirmó que la transferencia de calor fuera homogénea en todo el reactor. Esto es debido a que los microorganismos anaerobios deberán tener una temperatura aproximada de 30 a 35°C para su óptimo desarrollo, ya que los experimentos estarán en el intervalo mesofílico. Después de haber realizado estas pruebas y comprobado que no existen fugas se procedió a inocular el reactor
- Al reactor completamente vacío se le adicionó un litro de agua a cada celda
- Se incorporó el inóculo de acuerdo a la tabla 3.1, el cual provino de la planta de tratamiento de aguas residuales de la cervecería Moctezuma, ubicada en Toluca, Edo. Mex., México

Tabla 3.1 Volumen del inóculo por cámara

CÁMARA	VOLUMEN DEL INÓCULO (L)
1	1
2	0.8
3	0.7
4	0.6
5	0.5

- Posteriormente, se burbujeó  $N_2$  para desplazar hacia fuera todo el oxígeno que se encontraba en el reactor. Conectando el tanque de  $N_2$  en la sección lateral de la celda y burbujeándolo durante 10 min, capturando el gas por la parte superior con una probeta invertida llena de agua, desplazando el contenido de ésta. Asegurándose con esto que las celdas no tuvieran oxígeno
- Una vez que todas las celdas contenían una atmósfera de  $N_2$ , se procedió alimentar los lodos provenientes de Salamanca con un flujo de 3 L/día y una carga orgánica de aproximadamente 10,000 mg de DQO/L

3.1.3. Operación

Para la operación del reactor en cascada se siguió la siguiente secuencia, tomando en cuenta las características del lodo alimentado:

- Alimentar los lodos generados en la planta de tratamiento de aguas residuales de la ciudad de Salamanca, Gto., México
- Medir el volumen de los lodos alimentados al reactor
- Agregar lodos nuevos al tanque de alimentación hasta obtener un volumen de 3 L (es recomendable se efectúe esta operación a la misma hora todos los días)

- Medir el volumen del influente y el efluente diariamente
- Purgar los lodos digeridos, que se encuentre en el sedimentador y analizar los mismos
- Medir el volumen del biogás generado y registrarlo en la bitácora
- Tomar las muestras de acuerdo a la tabla 3.2 de las corrientes de entrada y salida del reactor

Tabla 3.2 Plan de muestreo para el reactor anaerobio

Prueba	Frecuencia (repeticiones/semana)	Días
pH	7	Toda la semana
Alcalinidad	7	Toda la semana
Acidos grasos	1	Miércoles
DQO <sub>t</sub>	3	Lunes, miércoles y viernes
DQO <sub>s</sub>	3	Lunes, miércoles y viernes
ST, STV	3	Martes, jueves y sábado
SSV, SSV	3	Martes, jueves y sábado
Volumen de biogás	7	Toda la semana
Calidad del biogás	1	Martes
Análisis elemental	1	Martes

### 3.2.2. Metodología analítica

Los lodos para la alimentación del reactor son el exceso de una planta de tratamiento aerobio de aguas municipales de tipo mixto, ubicada en Salamanca, Guanajuato, México.

El muestreo de estos se realizó a través de una muestra compuesta de varios días, ya que los lodos eran enviados de Salamanca a México dos veces por semana.

#### 3.2.1. Caracterización de los lodos en estudio

La caracterización del lodo biológico se observa en la tabla 3.3

Tabla 3.3 Caracterización del lodo biológico

pH= 7.25	SST (mg/L)= 6300
DQO <sub>T</sub> (mg DQO/L)= 7290	SSF (mg/L)= 2410
DQO <sub>S</sub> (mg DQO/L)= 569	SSV (mg/L)= 3890
STT (mg/L)= 9400	C (% de elemento) *= 35.6
STF (mg/L)= 5250	N (% de elemento) *= 5.31
STV (mg/L)= 4150	S (% de elemento) *= 0.39
	H (% de elemento) *= 4.98

\*en base seca



Para poder evaluar el funcionamiento del reactor en cascada se realizaron los análisis descritos abajo.

### 3.2.2 Determinación del factor de alcalinidad

La alcalinidad es un parámetro esencial para el control de pH; los bicarbonatos, los cuales están en equilibrio con el dióxido de carbono, se miden para verificar que las bacterias metano-productoras que se inhiben a valores de pH por debajo de siete (ver apéndice II), tengan condiciones adecuadas.

### 3.2.3 Determinación de sólidos totales (ST)

Es el término aplicado al residuo que queda después de la evaporación de la muestra y sus subsecuentes secados en un horno a una temperatura definida y se divide en sólidos fijos totales y sólidos volátiles totales.

Esta determinación indica la cantidad de materia orgánica e inorgánica que se encuentra en la muestra (ver apéndice II).

### 3.2.4 Determinación de sólidos fijos totales (SFT)

Es el término aplicado al residuo del total, suspendido o disuelto después de su ignición.

La determinación es útil, porque ofrece una cantidad aproximada de materia orgánica presente en la fracción sólida de aguas residuales, lodos activados y desechos industriales (ver apéndice II).

### 3.2.5 Determinación de sólidos volátiles totales (SVT)

Son las pérdidas de peso en la ignición

$$ST = SFT + SVT$$

### 3.2.6 Determinación de sólidos suspendidos totales (SST)

Es la porción de los sólidos totales que se retienen en un filtro (ver apéndice II)

### 3.2.7. Determinación de sólidos disueltos totales (SDT)

Los sólidos disueltos totales son las sustancias orgánicas e inorgánicas solubles presentes en cada muestra.

$$ST = SFT + SVT$$

$$SST = SSF + SSV$$

$$SDT = ST - SST$$

### 3.2.8. Determinación de la demanda química de oxígeno total (DQO<sub>t</sub>)

La demanda química de oxígeno total es una medida equivalente de toda la fracción orgánica que es susceptible a la oxidación por permanganato o por dicromato en una solución ácida. Este parámetro ha sido usado por muchos años para estimar el contenido de sólidos orgánicos de agua y aguas residuales. Sin embargo, la interpretación correcta de los valores obtenidos por este método es todavía un problema.

El método aprobado por la APHA (1984) emplea dicromato de potasio como agente oxidante usando un catalizador de plata y sulfato de mercurio para acomplejar a los cloruros y otros iones inorgánicos. La muestra y el oxidante se digieren en una solución de ácido sulfúrico usando un tiempo de reflujo de aproximadamente 30 min. El exceso de dicromato se titula con sulfato ferroso amoniacal. Cabe mencionar que el tiempo de reflujo influye mucho en la reproducibilidad de los resultados (ver apéndice II).

### 3.2.8. Determinación de la demanda química de oxígeno soluble (DQO<sub>s</sub>)

La demanda química de oxígeno soluble, es una medida equivalente de la fracción orgánica disuelta que es susceptible a la oxidación por permanganato o por dicromato en una solución ácida. La diferencia con el anterior es la separación del material en suspensión y/o coloidal para medir únicamente el material disuelto en la fase líquida. La separación se hizo mediante centrifugación a 3600 rpm por 10 min.

### 3.2.9. Determinación de ácidos grasos

Los ácidos grasos volátiles (AGV) son productos intermediarios dentro de los procesos anaerobios y su análisis permite principalmente seguir las actividades bacterianas de biodegradación anaerobia en los compuestos orgánicos y el seguimiento de los reactores según las modificaciones de los diferentes parámetros de operación.

La digestión requiere mantener el balance entre la rapidez de producción de los ácidos volátiles y la conversión de estos a metano ya que la rapidez de degradación de los ácidos a metano es el parámetro que controla el proceso global de digestión. Cuando las bacterias se encuentran bajo "stress" o cargas de choque, la rapidez de producción de AGV puede sobrepasar a la velocidad de consumo. Entonces la capacidad amortiguadora del medio tomará 1 eq. de AGV por eq. de HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>. Cuando estos últimos se agoten, el pH disminuirá. Esta condición se agravará por el hecho de que las bacterias acidogénicas son menos sensibles al pH que las metanogénicas (ver apéndice II, sección A1.3.1).

### 3.2.10. Determinación de carbono (C), nitrógeno (N), hidrógeno (H) y azufre (S) elemental

El conocimiento de la cantidad de nutrimento que puede tener un lodo es de suma importancia en la digestión, ya que éste puede ser un parámetro crítico para un buen funcionamiento; como también la composición del lodo de alimentación que ya dentro del reactor puede proporcionar una mayor información sobre el desarrollo del proceso. Estas propiedades las da la prueba de análisis elemental, que se basa en la calcinación de una muestra, aproximadamente a 1000°C y con ello, la formación de compuestos gaseosos como óxidos. Estos gases pasan a través de una columna, que los separa para después ser cuantificados. (ver apéndice II)

### 3.2.11 Medición de gases

La medición de los gases producidos por la digestión, se realizó a través de un medidor de flujo para gases, Modelo Welt Test Meter, Precision Scientific de acuerdo al instructivo del fabricante. Por el diseño del reactor, el muestreo de los gases se realizó en un sólo punto. Para la caracterización de los gases se utilizó un cromatógrafo de gases, siguiendo la metodología que se encuentra en el apéndice II.

La secuencia de cálculo del rendimiento o productividad de biogás en función de la cantidad de lodos residuales transformados ( $DQO_T$  removida) se muestra en el apéndice II.

## CAPÍTULO IV

### Resultados y discusión

Con base a lo escrito en el capítulo II, se analizará el comportamiento del reactor en la fase experimental de este trabajo, para alcanzar los objetivos establecidos.

Las figs. 4.1 a la 4.20 muestran los datos obtenidos durante el arranque y la fase dinámica de operación del reactor anaerobio en cascada. Asimismo, en el apéndice III se muestran estos mismos datos en forma tabular (tablas AIII-1 a la AIII-16).

#### 4.1 Características del inóculo y del lodo biológico

La tabla 4.1 muestra las características físicas y químicas del inóculo, donde se observa la alta concentración de sólidos suspendidos volátiles, lo que indica una elevada concentración de biomasa.

La alta concentración de microorganismos anaerobios, que son correlacionados a través de los sólidos suspendidos volátiles, es de 29,450 mg/L, que puede contribuir a una buena digestión. La diferencia entre la  $DQO_T$  y la  $DQO_S$  representa la fracción sólida del inóculo. Esta diferencia es de 12,900 mg/L. Si este resultado es comparado con la cantidad de materia orgánica contenida en el lodo biológico, tan sólo de la porción sólida, le correspondería una DQO de 6,820 mg/L, lo que indica que el inóculo tiene aproximadamente el doble de materia orgánica.

La cantidad de nitrógeno, de las tablas 4.1 y 4.2, en forma elemental, es suficiente para una buena digestión; los resultados reportados indica un intervalo de 0.9-5.1%, (ver tablas A1.1 a A1.3). La relación nitrógeno:carbono es de 1:3.65, para el inóculo y, 1:4.9 para el lodo biológico, mientras que el dato reportado por Metcalf y Eddy (1991) es de 1:8.2, el cual indica la elevada concentración de nitrógeno tanto del inóculo como del lodo.

Tabla 4.1 Caracterización del inóculo

pH= 7.29	SST (mg/L)= 39700
$DQO_T$ (mg DQO/L)= 50057.19	SSF (mg/L)= 10250
$DQO_S$ (mg DQO/L)= 3140.62	SSV (mg/L)= 29450
STT (mg/L)= 39870	C (% de elemento) *= 25.6355
STF (mg/L)= 11040	N (% de elemento) *= 7.2945
STV (mg/L)= 28830	S (% de elemento) *= 0.5720
	H (% de elemento) *= 7.8383

\*en base seca

El pH, tanto del inóculo como del lodo biológico permite una buena digestión, ya que para evitar una inhibición el pH debe mantenerse entre 6.5 a 7.5 (Capri y Maraist, 1975).

De acuerdo a las características químicas y biológicas del lodo en estudio es considerado por la legislación mexicana como un residuo peligroso (NOM-052-ECOL-1993, a),

debido a la alta concentración de microorganismos indicadores (el límite de coliformes fecales es de 2000 NMP/100 mL). Por tanto, es necesaria su estabilización.

Por otra parte, Speece (1983) reportó que el azufre actúa como nutrimento cuando se mantiene una concentración por debajo de 25 mg/L y, de acuerdo a la tabla 2 el lodo biológico tiene una concentración de 36.66 mg/L de S, la cual podría inhibir la digestión.

Asimismo, como se observa en la tabla 4.2, la elevada concentración de materia orgánica, medida como  $DQO_T$  y STT, serán unos de los parámetros a disminuir, mediante una estabilización anaerobia; cabe mencionar que estos valores se encuentran entre los reportados por Vesilind (1991) de lodos comúnmente generados por las plantas de lodos biológicos activados ( $DQO$  total 5,000-10,000 mg /L y STT entre 4,000-8,000 mg/L).

Tabla 4. 2 Caracterización del lodo biológico

pH= 7.25	SSV (mg/L)= 3890
$DQO_T$ (mg $DQO/L$ )= 7290	C (% de elemento) *= 35.6
$DQO_S$ (mg $DQO/L$ )= 569	N (% de elemento) *= 5.31
STT (mg/L)= 9400	S (% de elemento) *= 0.39
STF (mg/L)= 5250	H (% de elemento) *= 4.98
STV (mg/L)= 4150	Mesófilos aerobios 950,000 UFC/mL
SST (mg/L)= 6300	Coliformes totales 24E6 NMP/100 mL
SSF (mg/L)= 2410	Coliformes fecales 2.4E5 NMP/100 mL **

\*en base seca

\*\* Norma NOM-052-ECOL-1993 (2,000 NMP/100 mL)

Si se toma en cuenta que los STF es la parte del lodo biológico que no es posible degradar, la cantidad de lodo que puede ser convertido a  $CH_4$  y  $CO_2$  es de 4150 mg/L, el cual representa el 60% de los sólidos totales.

#### 4.2 Caracterización del influente y efluentes

Los resultados de la caracterización se muestran en la tabla 4.3.

De acuerdo a los valores reportados por Powell y Archer (1988), la alcalinidad para un sistema anaerobio es de 3000 mg/L como  $CaCO_3$ , que es 10 veces mayor al obtenido en este trabajo, como se observa en las tablas 4.3 y AII.3, que puede deberse a la baja generación de  $CO_2$  y AGV's, ya que estos se encuentran en equilibrio termodinámico (Harper y Pohland, 1986).

Mientras que valores como el pH,  $DQO_T$  y STT son parecidos a los comúnmente reportados por varios autores (Malina, 1992, Metcalf y Eddy, 1991 y Orozco, 1989).

Por otro lado, la disminución de microorganismos medidos como coliformes fecales, es del 96%, no obstante, esta cantidad sobrepasa los lineamientos de la legislación mexicana, lo cual se detalla en las siguientes secciones. Cabe mencionar que los datos de la tabla 4.3 son valores promedio.

Tabla 4.3 Caracterización del influente, efluente y lodo digerido

	Influente	Efluente	Lodo digerido
pH	7.25	7.56	7.48
[CO <sub>3</sub> <sup>2-</sup> ] (mg/L)	0.1459	0.1222	0.14092
[AGV <sup>s</sup> ] (mg/L)	0.01888	0.01368	0.02567
Alcalinidad mg CaCO <sub>3</sub> /L	380.46	292.17	379.36
DQO <sub>T</sub> (mg/L)	7290	350	15600
DQOs (mg/L)	569	235	256
Coliformes fecales NMP/100 mL	2.4E5	3850	4000
Huevos helmintos	ND	ND	ND
STT (mg/L)	9400	210	14780
% C <sub>T</sub>	35.60	28.46	29.06

ND= No determinados

Como se utilizó por primera vez un analizador elemental, una de las tareas de este trabajo fue encontrar una correlación entre los métodos analíticos de medición del contenido de material orgánico en influente y efluentes y los datos obtenidos del analizador.

Para ello, se realizaron diversos análisis fisicoquímicos, de acuerdo al plan de trabajo de la tabla 3.2. Se consideraron las correlaciones de DQO<sub>T</sub>-ST, DQO<sub>T</sub>-C total, SSV- C total, SSV-ST y DQO<sub>T</sub>-SSV, ya que en publicaciones consultadas no se encontró ninguna información (los datos para estas correlaciones se encuentran en el apéndice III).

La correlación DQO-Carbono total, de acuerdo con la fig. 4.1, tiene el siguiente modelo de potencia:

$$C_T = a \text{ DQO}_T^b \quad \text{Ecuación 4.1}$$

$$a = 1.0314 \text{ y } b = 0.869393$$

donde la DQO<sub>T</sub> y el C<sub>T</sub> están en mg/L. La covarianza es de 2.56125 y el coeficiente de correlación es de 0.98912.

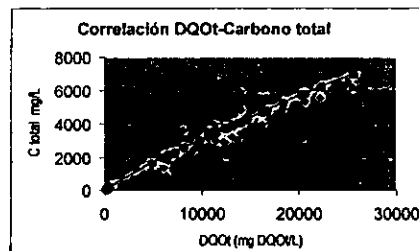


Fig 4.1 Correlación DQO<sub>T</sub>-Carbono total

La correlación DQO-STT, de acuerdo a la fig 4.2, tiene el modelo de potencia:

$$STT = aDQO_T^b \quad \text{Ecuación 4.2}$$

$a = 28.622813$  y  $b = 0.668567$

donde la DQO y los STT están en (mg/L). La covarianza es de 1.94465 y el coeficiente de correlación es de 0.9920.

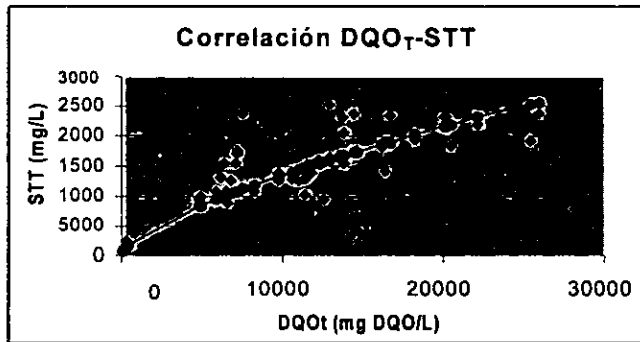


Fig.4.2 Correlación DQO-STT

También se encontró un modelo que correlaciona SSV con ST. El modelo es potencial, de acuerdo a la fig. 4.3 y es el siguiente:

$$SSV = aSTT^b \quad \text{Ecuación 4.3}$$

$a = 2.464563$  y  $b = 0.8405951$

donde los STT y SSV están en mg/L. La covarianza es de 0.9340 y el coeficiente de correlación es de 0.9894.

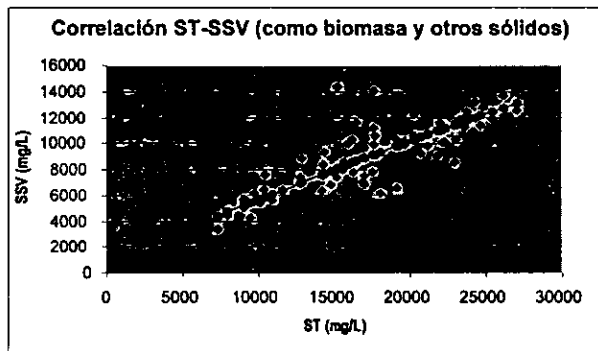


Fig. 4.3 Correlación ST-SSV (como biomasa y otros sólidos)

Con un modelo similar se generaron las siguientes correlaciones:

$$a = 41.328057 \text{ y } b = 0.56199 \quad \text{SSV} = aDQO_T^b \quad \text{Ecuación 4.4}$$

$$a' = 0.83482597 \text{ y } b' = 0.64642 \quad \text{SSV} = a' C_T^{b'} \quad \text{Ecuación 4.5}$$

donde los SSV, la  $DQO_T$  y el carbono total o  $C_T$  están en mg/L.

Para comprobar la confiabilidad de estas correlaciones, se realizaron los análisis de  $DQO_T$ , STT y carbono total en todo los puntos de muestreo del reactor, cuando el sistema se encontraba estable, obteniéndose los resultados promedio que se muestran en la tabla 4.4, los cuales no forman parte de los datos de las correlaciones.

Tabla 4.4 Resultados experimentales

Cámara	STT mg/L	DQO <sub>T</sub> mg/L	C total mg/L	SSV mg/L L
1	4067	6182	1659	5450
2	13900	11851	4259	9500
3	23033	20273	6964	11300
4	16067	12230	4165	9600
5	7400	4819	1577	3900
Efluente	1030	126	55	10
Influente	11600	8970	3050	6350
Lodo digerido	20033	22098	6378	12050

Para utilizar las correlaciones, se tomó como base el  $DQO_T$ , obteniéndose los resultados promedio presentados en la tabla 4.5:

Tabla 4.5 Resultados empleando las correlaciones

Cámara	DQO <sub>T</sub> mg/L	STT mg/L	C total mg/L	SSV mg/L
1	6182	4404	2039	5582
2	11851	15146	3590	8047
3	20273	21686	5726	10881
4	12230	15468	3690	8191
5	4819	8298	1642	4853
Efluente	126	727	69	627
Influente	8970	12572	2818	6881
Lodo digerido	22098	22972	6171	11422



Comparando los resultados experimentales y los obtenidos por las correlaciones, se tiene un error promedio de 12.38% para STT, 13.54% para C total y 21.60% de SSV. Como puede observarse en la tabla 4.6, el porcentaje del error del influente es de un 98%, por lo que no se tomó en cuenta para dicha correlación, sino que se consideró el influente, con el que el error de esta correlación sería de un 10.6%. Puede decirse que estas correlaciones permiten estimar los demás parámetros con una alta confiabilidad (de  $\pm 90\%$ ) (Tabla 4.6).

Tabla 4.6 Error relativo de la comparación de los resultados experimentales y de las correlaciones

Cámara	STT %	C total %	SSV %
1	7.65	18.61	2.37
2	8.22	18.62	18.05
3	6.21	21.62	3.85
4	3.87	12.88	17.20
5	10.82	3.95	19.64
Efluente	41.75	21.09	98.40
Influente	7.73	8.23	7.72
Lodo digerido	12.78	3.34	5.50
Error promedio	12.38	13.54	21.59

### 4.3 Arranque y operación

Durante la secuencia de arranque y operación, se encontraron tres etapas básicas en el desarrollo del reactor anaerobio, como puede observarse en las figs. 4.4 a 4.17, las cuales son:

1. Arranque
2. Primera etapa de operación
3. Segunda etapa de operación

Como ya se mencionó, el reactor operó un intervalo de temperatura de 30-35°C, que es el intervalo que favorece el proceso mesófilo anaerobio.

#### 4.3.1 Arranque

Como puede observarse en las figs. 4.5 a 4.18, el inóculo tardó aproximadamente 25 días para acostumbrarse al sustrato. De esas gráficas el comportamiento fue irregular todo el tiempo, aunque en promedio sería una de 11.5 kg DQO<sub>T</sub>/m<sup>3</sup>d (fig 4.4).

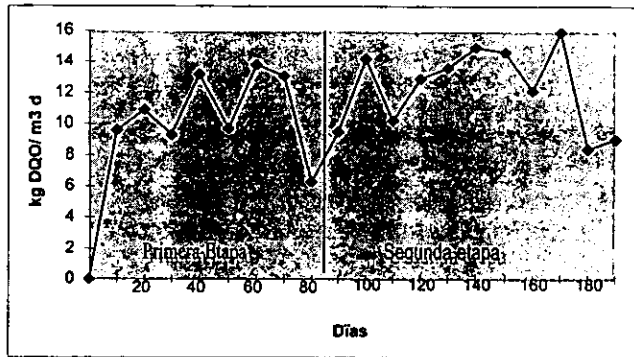


Fig. 4.4 Perfil de la carga orgánica medida como kg DQO<sub>T</sub>/m<sup>3</sup>d que es alimentada al reactor

#### 4.3.2 Primera etapa de operación

Después de los primeros días de operación, debido a la propia composición del lodo, el reactor operó a diferentes cargas (6-16 kg DQO/m<sup>3</sup>d). A pesar de la inestabilidad de la alimentación, las cámaras 4 y 5 mantuvieron sus parámetros casi constantes, es decir, estas cámaras son independientes de la alimentación, mientras que las primeras, a cualquier cambio del todo alimentado sufrían variaciones en los parámetros de estabilidad. Este comportamiento puede observarse en las figs 4.5 a 4.18, que presentan los datos de DQO<sub>T</sub> y DQO<sub>S</sub> para todo el sistema. En éstas puede ver que la cámara 5 tiene bajo contenido de DQO<sub>T</sub> y de sólidos totales, 115 mgSTT/L y 175 mgDQO/L como valores promedio.

En las figs. 4.5 y 4.6 el lodo biológico durante la operación del sistema nunca mantiene una estabilidad en la cantidad de materia orgánica medida como DQO<sub>T</sub>, pero esta inestabilidad es más grande desde el día 130, lo cual puede deberse a la misma operación de la planta de tratamiento de aguas residuales. En la fig. 4.5 se observa la facilidad con que se descompone el lodo, aumentando con esto la DQOs.

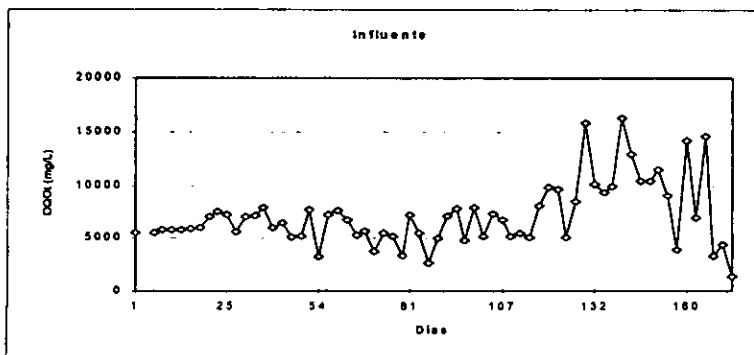


Fig. 4.5 Resultados de DQO total en mg/L de la alimentación

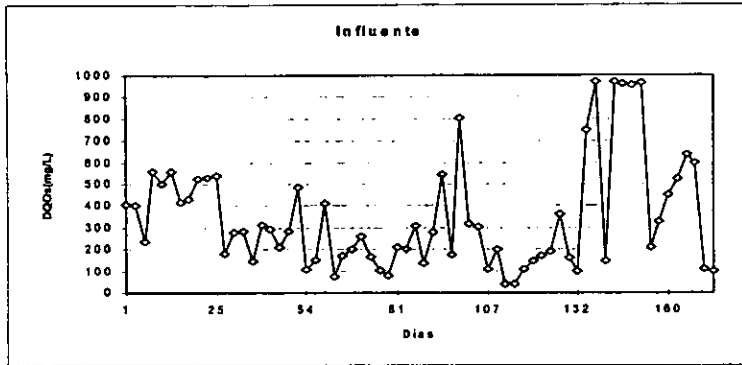


Fig. 4.6 Resultados de DQO soluble en mg/L de la alimentación

La cámara uno tiene una variación en la  $DQO_T$  desde 3000 hasta 15000 mg/L y la DQOs desde 150 hasta 1000 mg/L, por lo que, la cámara depende de la alimentación, esto se puede observar en la fig. 4.7 y corroborarse en la fig. 4.5, en ella se ve que entre los días 130 hasta el último día de operación la  $DQO_T$  aumentó y la cámara uno fue sensible a este cambio. En la fig. 4.8 se puede observar que hubo grandes variaciones de la DQOs, que puede deberse a la realización de la hidrólisis en esta etapa.

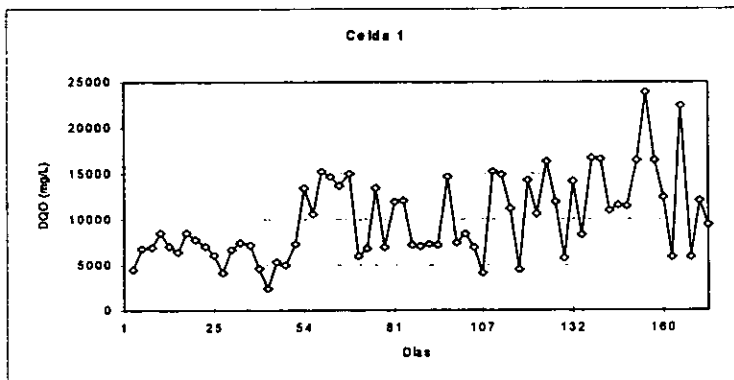


Fig. 4.7 Resultados de DQO total en mg/L de la celda 1

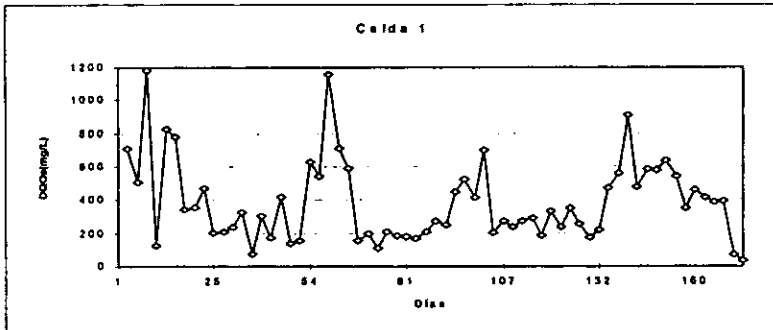


Fig. 4.8 Resultados de DCO soluble en mg/L de la celda 1

Como puede observarse en la fig. 4.10, el comportamiento de la DCO soluble en la celda dos se mantenía casi constante con un valor promedio de 235 mg/L durante la primera etapa de operación, en este periodo la  $DQO_T$  tuvo un valor de 6300 mg/L en promedio (fig. 4.9). Al inicio de la segunda etapa de operación la DCO total y soluble tuvo una mayor inestabilidad, esto es debido al comportamiento de la cámara uno.

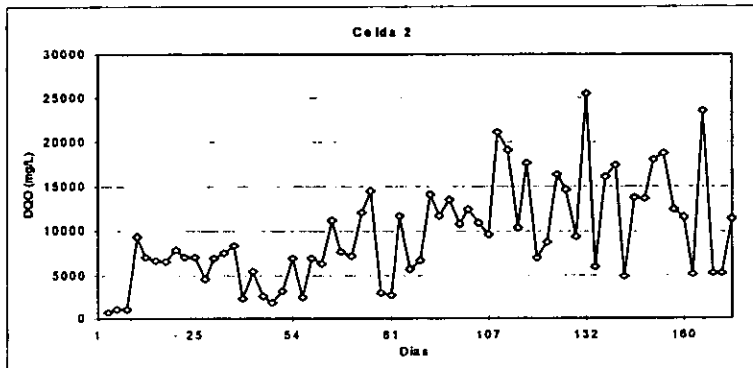


Fig. 4.9 Resultados de DCO total en mg/L de la celda 2

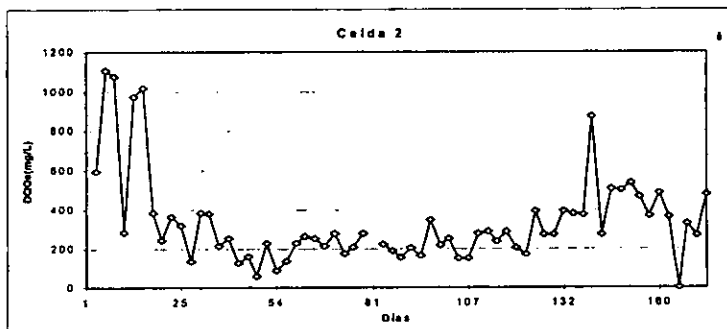


Fig. 4.10 Resultados de DCO soluble en mg/L de la celda 2

Como se observa en las figs 4.11 y 4.12, la  $DQO_T$  en la fase de arranque casi es estable, mientras la  $DQO_s$  tiene grandes variaciones. Después de esta fase, en la primera etapa de operación, la  $DQO_s$  empezó a disminuir, lo cual indica que se realiza la metanogénesis. La inestabilidad de la  $DQO_T$  se debe a la heterogeneidad del lodo (fig. 4.11).

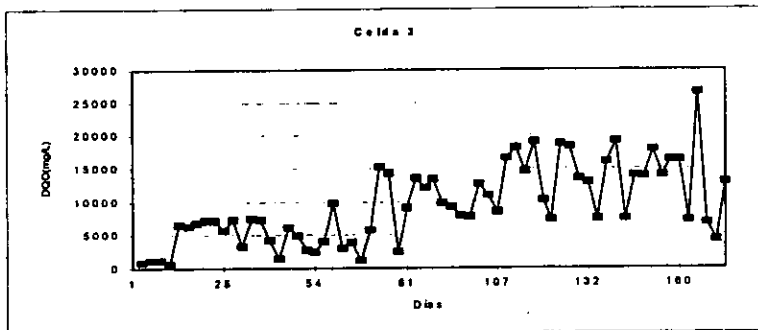


Fig. 4.11 Resultados de DQO total en mg/L de la celda 3

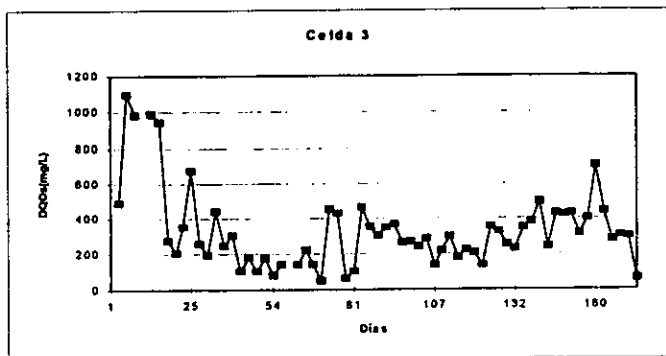


Fig. 4.12 Resultados de DQO soluble en mg/L de la celda 3

En la fig. 4.13 se observa que en la fase de arranque la cámara 4 tiene una  $DQO_T$  de 495 mg/L promedio. Después del día 30 la  $DQO_T$  aumenta, debido a que empieza alimentarse materia orgánica, ya que en las primeras cámaras se está acumulando lodo.

En la segunda etapa la  $DQO_T$  tuvo un comportamiento variable, debido a la heterogeneidad del lodo. Mientras que la  $DQO_s$  aumenta lentamente (fig. 4.14).

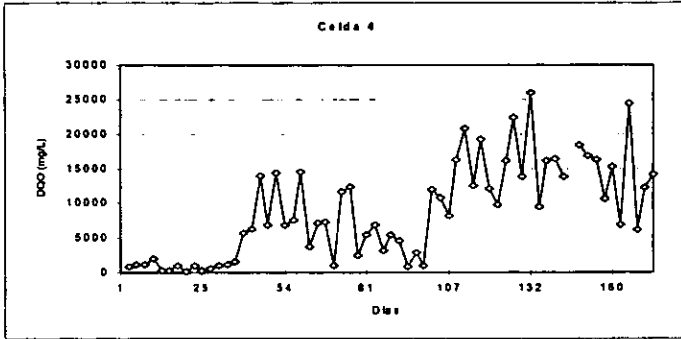


Fig. 4.13 Resultados de DQO total en mg/L de la celda 4

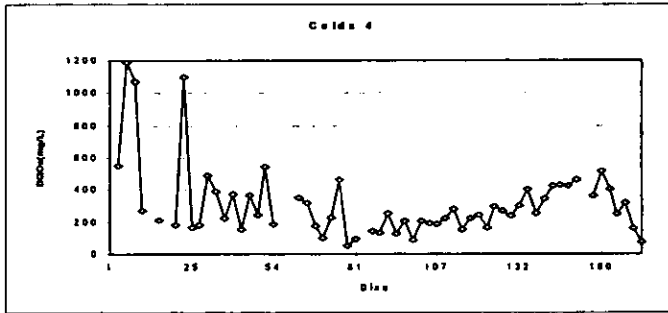


Fig. 4.14 Resultados de DQO soluble en mg/L de la celda 4

En la fig. 4.15 se observa que en la cámara cinco, durante el arranque y la primera etapa de operación del reactor (del día primero al día 97) prácticamente no tiene ningún cambio en la  $DQO_T$ , esto se debe a la acumulación del lodo en las primeras cámaras. Después de iniciarse la segunda etapa de operación la DQO tanto total como soluble aumentó (figs. 4.15 y 4.16).

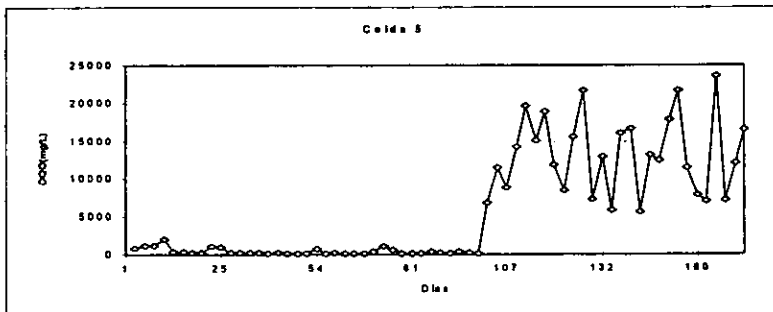


Fig. 4.15 Resultados de DQO total en mg/L de la celda 5

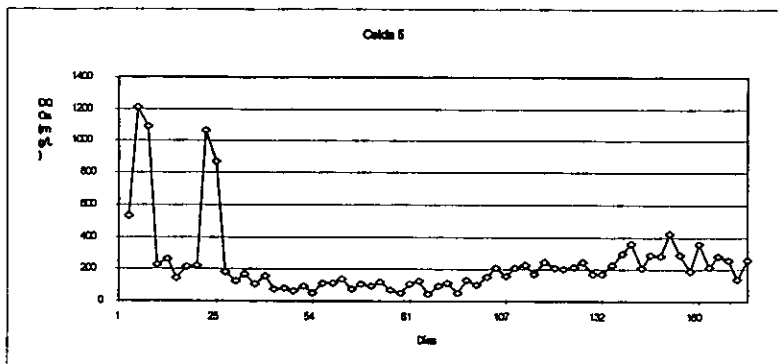


Fig. 4.16 Resultados de DQO soluble en mg/L de la celda 5

A pesar de que en las celdas 1, 2, 3 y 4 la  $DQO_r$  y  $DQO_s$  tenían un intervalo de fluctuaciones alto durante la operación del sistema, el efluente no sufrió cambios en estos parámetros (figs. 4.17 y 4.18), debido al amortiguamiento de la celda 5, así como, a una buena separación sólido-líquido en el sedimentador.

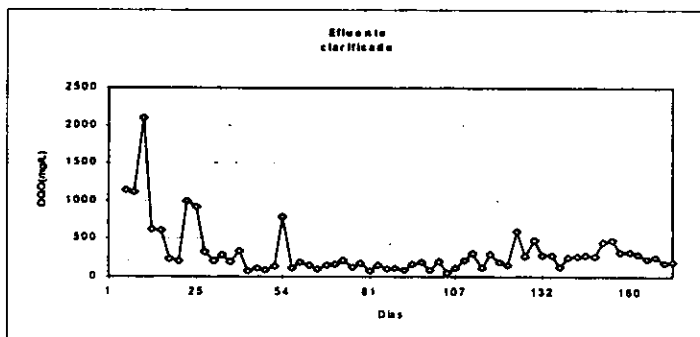


Fig. 4.17 Resultados del DQO total en mg/L de la salida del reactor anaerobio

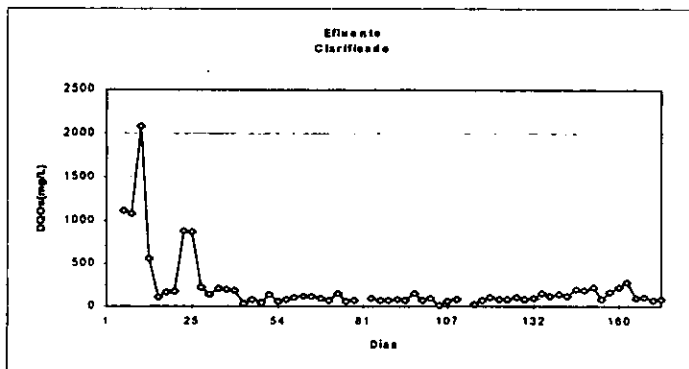


Fig. 4.18 Resultados del DQO soluble en mg/L de la salida del reactor anaerobio

El aumento de la cantidad de DQO<sub>r</sub> de las primeras dos cámaras en comparación con la alimentación indica que, tal vez en esas primeras dos cámaras se realice la acidogénesis, mientras que en las cámaras 3, 4 y 5 se lleve a cabo la metanogénesis. Esto no se pudo corroborar porque el gas se recolecta globalmente y no de cada una de las cámaras por separado y la medición de AGV's se realizó hasta la segunda etapa.

Se encontró en la literatura que en una operación anaerobia, el 90% de la carga orgánica se transforma en CH<sub>4</sub> y CO<sub>2</sub>, (Moreno *et al.*, 1993). Bajo este criterio, el desarrollo del reactor es el adecuado, ya que produce 3L diarios de biogás, con una calidad de metano del 75 al 83% (fig. 4.19). Por supuesto, las bajas cantidades de DQO medido en el efluente confirman la adecuada operación (figs. 4.17 y 4.18).

Como se observa en la fig. 4.19 la calidad del biogás fue aumentando conforme transcurría el tiempo. El valor promedio del porcentaje de metano fue de 85, el cual es elevado. Por otro lado, el flujo de biogás tendía aumentar hasta los primeros 60 días, después por la acumulación del lodo en el reactor el flujo disminuyó a 0.96 L/d, con lo que se puede observar en esta fig. este comportamiento y la iniciación de la segunda etapa. En esta etapa el flujo de biogás aumento junto con la calidad de éste (3.2 L/d y 88.3% de metano).

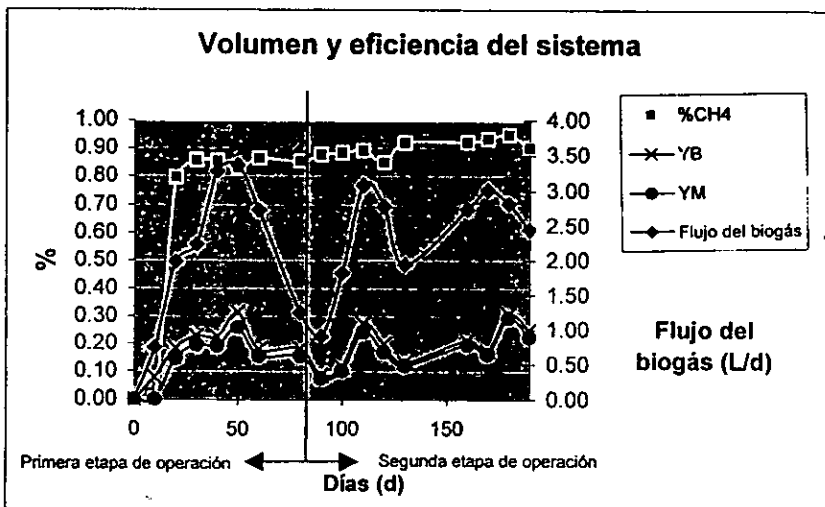


Fig. 4.19 Volumen y calidad del biogás y, la eficiencia del sistema medida como flujo del biogás/DQO<sub>r</sub> removida por día (Y<sub>B</sub>), así como también flujo de metano/DQO<sub>r</sub> removida por día (Y<sub>M</sub>)

Un aspecto importante es la eficiencia medida como Y<sub>B</sub> (m<sup>3</sup> de biogás/d/kg DQO removida/d), que es función del biogás, en la fig. 4.16 el comportamiento de la Y<sub>B</sub> fluctúa en un



intervalo de 0.1 a 0.3 m<sup>3</sup>/kg DQO removida, mientras que el valor promedio de ésta es de 0.185 m<sup>3</sup>/kg DQO removida, lo que significa que por cada kilogramo de DQO removida se generan 0.185 m<sup>3</sup> de biogás.

De forma similar la Y<sub>M</sub> (m<sup>3</sup> de metano/d/kg DQO removida/d), que es función de la cantidad de metano producido, tiene un intervalo de variación de 0.08 a 0.28 m<sup>3</sup>/kg DQO removida. La separación de estas dos curvas proporciona la calidad de biogás (% de metano).

Los cálculos que se realizaron para encontrar la Y<sub>B</sub> y la Y<sub>M</sub> se detallan en el apéndice III.

El análisis de la primera etapa de operación se realizó a través de los balances de materia, los cuales tienen como finalidad, comprobar la buena operación del reactor. Con tal fin, se presenta la fig. 4.20, la cual ejemplifica la operación del sistema.

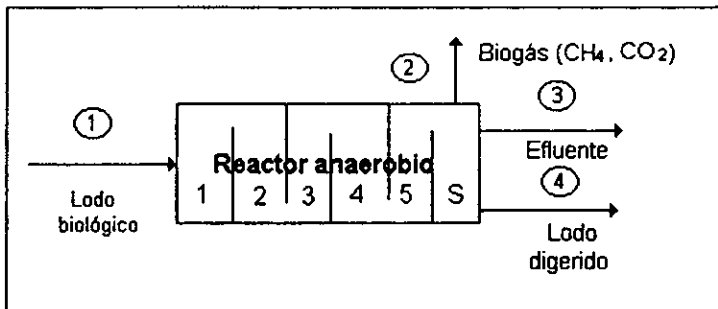


Fig 4.20 Primera etapa de operación

Los balances de materia están en función de un tiempo determinado, el cual es de 10 días de operación; por lo tanto, los flujos de entrada, salidas y biogás es la suma ponderada en este intervalo de tiempo; los parámetros fisicoquímicos es el promedio de todos los valores, en este mismo período (ver tablas AIII.13 y AIII.14 del apéndice III).

Balace global de materia

$$F_1 = F_2 + F_3 + F_4$$

Balace de DQO total

$$Q_1 DQO_1 = Q_3 DQO_3 + Q_4 DQO_4 + Q_2 DQO_2$$

$$Q_1 DQO_1 = Q_3 DQO_3 + Q_4 DQO_4 + Q_1 DQO_1 X$$

Balace de carbono total

$$Q_1 ST_1 x_1 = Q_3 ST_3 x_3 + Q_4 ST_4 x_4 + F_2 x_2$$

donde :

$Q_1$  es el flujo (L/d)

$DQO_1$  (mg/L)

X conversión

ST son los sólidos totales (mg/L)

$x_1$  es la fracción en peso de carbono en los sólidos totales

$F_1$  es el flujo másico (mg/d)

$$x_2 = \frac{\text{mg C (CH}_4 + \text{CO}_2)}{\text{mg C sólidos totales}}$$

El tiempo de residencia se calculó como:

$$\theta = V_{\text{reactor}}/Q$$

La eficiencia se calculó como:

$$E = (DQO_1 - (DQO_3 + DQO_4))/DQO_1$$

La DQO removida se calculó como:

$$DQO, \text{ por balance} = Q_1 DQO_1 - Q_3 DQO_3 - Q_4 DQO_4$$

El peso molecular de la mezcla gaseosa se calculó como:

$$PM_{\text{mezcla}} = 16x_{\text{CH}_4} + 44x_{\text{CO}_2}$$

De acuerdo a los balances de materia, la interpretación de los resultados es la siguiente:

Al principio, teniendo alta calidad de biogás, alta eficiencia de remoción y la poca variación tanto del pH como del factor alfa (siendo estos buenos indicadores de la inhibición del metanogénesis), era suficiente para suponer una buena operación del sistema, pero tomando en cuenta los balances de masa, es evidente que el sistema estaba acumulando los lodos. Por esta razón se planteó la recirculación del efluente clarificado en el sistema.

En el día 82, la cámara uno se saturó de lodo, por lo que se abrió y se desalojó todo el lodo acumulado. Esta acción se repitió también en la cámara número dos. El lodo extraído de estas cámaras se utilizó como inóculo para estas mismas. Con esta medida, se empezó a recircular el efluente líquido del reactor, el cual tiene baja cantidad de sólidos, con lo que se inició la segunda etapa de operación.

#### 4.3.3 Segunda etapa de operación

En esta etapa de operación se disminuye la carga de alimentación en una proporción de 1:7, la cual se hizo recirculando el efluente clarificado y mezclándolo con el lodo biológico. Esta acción tuvo como fin, disminuir la cantidad de sólidos que se alimentaba al reactor,

disminuyendo la capacidad de taponamiento del lodo en el reactor. La recirculación, tuvo rápidamente una respuesta en el sistema, ya que aumentó la  $DQO_T$  y los STT en las cámaras 4 y 5, mientras que estos mismos parámetros en el efluente se mantuvieron casi estables, a pesar de la recirculación (figs. 4.17 y 4.18).

Otros parámetros, como la alcalinidad, el pH y los ácidos grasos, medidos como ácido acético, indicaron que el reactor puede operar adecuadamente, sin una disminución en la actividad metanogénica; si hubiera una concentración de ácidos grasos mayor a 0.03 mol/L, el pH disminuiría y la relación de alcalinidad aumentaría, dando como resultado la inhibición de la metanogénesis; pero, el reactor a las condiciones de operación antes mencionadas, no sufrió una disminución del pH y se obtuvo una capacidad de amortiguamiento buena (ver datos en el apéndice III, tabla AIII.3).

Al igual que para la primera etapa, la mejor manera de saber si el reactor tiene una buena operación es a través de los balances de materia. La figura 4.21 muestra la forma de operación del sistema.

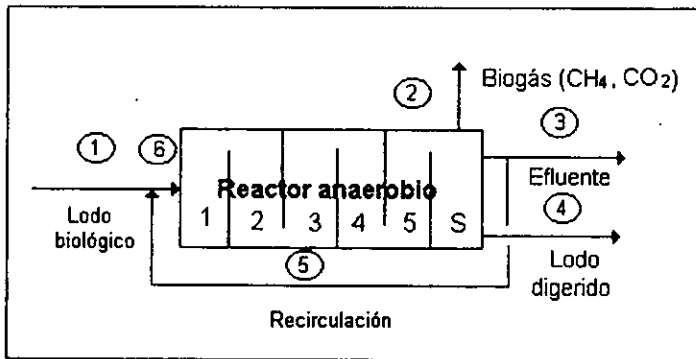


Fig 4.21 Segunda etapa de operación

Balance global de materia

$$F_1 = F_2 + F_3 + F_4$$

Balance en la recirculación de DQO total

$$Q_1 + Q_5 = Q_6$$

$$Q_1 DQO_1 + Q_5 DQO_5 = Q_6 DQO_6$$

$$DQO_6 = Q_1 DQO_1 + Q_5 DQO_5 / DQO_6$$

Balance de DQO total

ó

$$Q_1 DQO_1 = Q_3 DQO_3 + Q_4 DQO_4 + Q_2 DQO_2$$

$$Q_1 DQO_1 = Q_3 DQO_3 + Q_4 DQO_4 + Q_1 DQO_1 X$$

Balance de carbono total

$$Q_1 ST_1 x_1 = Q_3 ST_3 x_3 + Q_4 ST_4 x_4 + F_2 x_2$$

donde :

$Q_i$  es el flujo (L/d)

$DQO_i$  (mg/L)

X conversión

ST son los sólidos totales (mg/L)

$x_i$  es la fracción en peso de carbono en los sólidos totales

$F_i$  es el flujo másico (mg/d)

$$x_2 = \frac{\text{mg C (CH}_4 + \text{CO}_2)}{\text{mg C sólidos totales}}$$

El tiempo de residencia se calculó como:

$$\theta = V_{\text{reactor}}/Q$$

La eficiencia se calculó como:

$$E = (DQO_1 - (DQO_3 + DQO_4))/DQO_1$$

La DQO removida se calculó como:

$$DQO_r \text{ por balance} = Q_1 DQO_1 - Q_3 DQO_3 - Q_4 DQO_4$$

El peso molecular de la mezcla gaseosa se calculó como:

$$PM_{\text{mezcla}} = 16x_{\text{CH}_4} + 44x_{\text{CO}_2}$$

Los resultados proporcionados por los balances de materia en esta etapa se consideran como los más importantes dentro de este trabajo de investigación, porque son los que proporcionan un comportamiento real en el reactor, ya que la acumulación deberá ser mínima.

La recirculación en el sistema, ayudó a aumentar la hidráulica. Con esto, los lodos biológicos están repartidos en todo el reactor. La digestión se lleva a cabo en todas las cámaras. Esta medida tuvo como consecuencia la disminución de la cantidad de sólidos, disminuyendo el taponamiento por lodo biológico. Obviamente, a mayor escala esta no es una solución viable por el aumento de volumen de los reactores para manejar el mismo flujo de lodos.

La eficiencia de remoción se encuentra entre un 50 a un 60%, con una acumulación que varía entre un 7 a un 40%. En los primeros días de operación (del día 85 al 105), la acumulación es alta, pero ya no está solo en las primeras cámaras, sino se encuentra el lodo repartido en todo el reactor. Del día 105 hasta la fecha el reactor se encuentra en condiciones estables, produciendo 3.2 L/d de biogás y 0.4 L/d de lodo digerido (Tabla AIII.13 del apéndice III).

En la tabla 4.7 puede observarse el perfil de eliminación de los microorganismos indicadores. En esta tabla muestra que en las cámaras uno y dos es donde se elimina la mayor cantidad de coliformes fecales (65% es eliminado en éstas), mientras que globalmente la eliminación es de un 96%, pero, a pesar de esto no se encuentra dentro de los límites máximos permisibles que establece el proyecto de norma para aguas residuales tratadas (NOM-003-ECOL-1997), 2000 coliformes fecales como NMP/100 mL y un huevo de helminto, por lo cual se tendrá que aumentar el tiempo de residencia hidráulico, tal vez, hasta 3.5 d. Si se compara este tiempo con el reportado por Boopathy y otros autores, con tiempos que van de 5-15 d, sigue siendo adecuada la operación (aunque se verá la posibilidad de mantener el tiempo de residencia debajo de 3 d).

Tabla 4.7 Análisis microbiológicos

Cámara	Mesófilos aerobios (UFC/mL)	Coliformes totales (UFC/mL)	Coliformes fecales (NMP/100 mL)
Influyente	$5 \cdot 10^8$	175,000	$2.4 \cdot 10^3$
Efluente	$0.90 \cdot 10^8$	1900	3850
Lodo digerido	$0.95 \cdot 10^8$	2100	4000
1		$2400 \cdot 10^8$ *	$43 \cdot 10^4$
2		160,000 *	75,000
3		130,000 *	50,000
4		75,000 *	25,000
5		43,000 *	10,000

\*NMP/100 mL

Al comparar el comportamiento del reactor con los ya existentes, se han encontrado puntos de gran interés, como puede ser el tiempo de residencia hidráulico. Los resultados reportados por Boopathy (1992), con un reactor con deflectores, es de 7 d, mientras que este reactor operó con tiempos de 2-2.5 d, lo cual es una buena contribución.

Un parámetro, también importante, es la remoción de materia orgánica, medida como  $DQO_T$ . La remoción obtenida en este reactor anaerobio es de 63%, si se compara con los resultados obtenidos por Boopathy (1992) y Orozco (1988) que son de 88 y 85%, respectivamente, la remoción del reactor es relativamente baja, pero si se compara con un reactor convencional para la digestión de lodos, que tiene una eficiencia de remoción de aproximadamente de 60%, es semejante la eficiencia, pero con tiempos de residencia más bajos.

La cantidad y calidad de biogás, 3 L/d y 87.3% de metano respectivamente, es similar a los resultados de otros autores. Para saber la cantidad de energía calorífica que desprende este gas, cuando se realiza la reacción de combustión, se realizaron los balances de energía.

El poder calorífico del metano según la NOM-085-ECOL-1994 es de 55 MJ/kg. De la tabla AIII.14 los moles promedio de metano son 0.459 ( $7.76 \cdot 10^{-3}$  kg de metano), con lo cual, el calor que desprende del biogás es de 0.43 MJ/d.

Del balance de energía se obtiene lo siguiente:

$$Q = W_{\text{lodo}} \cdot C_p \cdot \Delta T$$

donde el W es el flujo másico del lodo (g/d),  $C_p$  capacidad calorífica del lodo (cal/g °C)

$$Q = (3000 \text{ mL/d})(1.112 \text{ g/mL})(1.256 \text{ cal/g } ^\circ\text{C})(35^\circ\text{C}-20^\circ\text{C})$$

$$Q = 63312 \text{ cal/d}$$

Si 1kJ es igual a 239.01 cal

$$Q = 0.263 \text{ MJ/d}$$

Este biogás será suficiente para el sistema de calentamiento del reactor, es más, representa el 39% extra de lo requerido, con lo cual se cumple con uno de los objetivos de la digestión, que es generar un gas con un poder calorífico alto.

Si este exceso de energía se usará para pasteurizar el lodo de purga y eliminar los coliformes fecales se cumpliría con los objetivos de la digestión. El balance de energía necesaria para este caso es el siguiente:

$$Q = W_{\text{lodo digerido}} \cdot C_p \cdot \Delta T$$

donde el W es el flujo másico del lodo digerido (g/d),  $C_p$  capacidad calorífica del lodo (cal/g °C)

$$Q = (400 \text{ mL/d})(1.192 \text{ g/mL})(1.256 \text{ cal/g } ^\circ\text{C})(80^\circ\text{C}-25^\circ\text{C})$$

$$Q = 32927 \text{ cal/d}$$

El exceso de energía producido por la combustión del metano es suficiente para pasteurizar los lodos de purga, ya que este exceso es de 58578 cal/d.

Una de las desventajas que tiene el reactor con otros es la acumulación de sólidos, el cual, genera problemas de taponamiento en las cámaras, lo que hace difícil el mantenimiento del reactor. Este problema se puede solucionar con un programa bien establecido de purgas y mantenimiento.

Como se observa en las figs 4.22 a 4.24, las purgas se generaron a partir de día 105. La inestabilidad del influente se generaliza en toda la operación del reactor.

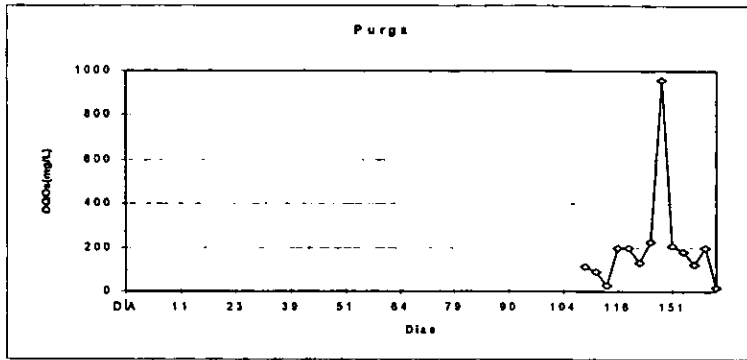


Fig. 4.22 Resultados del DQO soluble en mg/L de los lodos digeridos en el reactor anaerobio

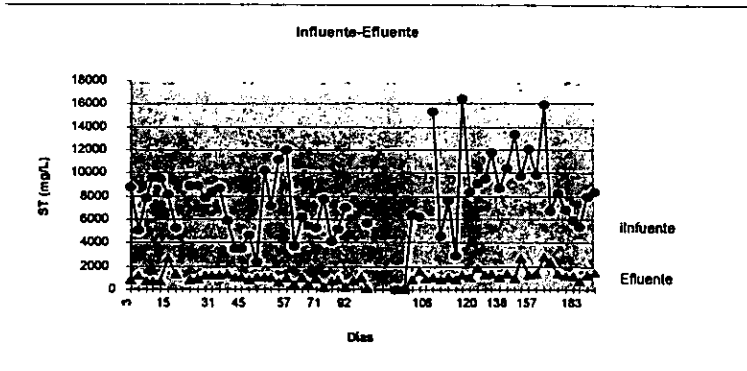


Fig. 4.23 Perfil de comportamiento de los sólidos totales en la entrada y la salida del reactor anaerobio

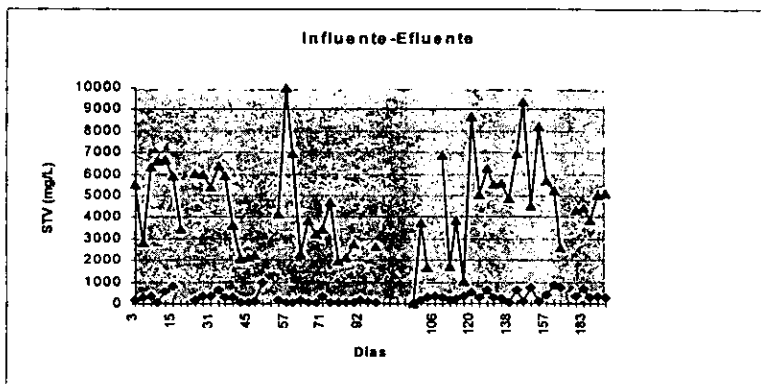


Fig. 4.24 Perfil de comportamiento de los sólidos totales volátiles en la entrada y la salida

El programa que se propone es el de purgar cada cámara una vez por semana, aproximadamente 50 mL, y recircular 7L/d el efluente, que contiene baja concentración de sólidos totales. También se sugiere filtrar o reducir el tamaño de partícula del lodo biológico, para eliminar las partículas grandes, que tapan la tubería y lavar la tubería dos veces por mes.

En la fig. 4.25 se presenta la relación entre la acumulación, la remoción de materia orgánica y la calidad de biogás, esta figura tiene como finalidad observar el comportamiento de estos parámetros durante la operación del sistema. Como se observa en la fig 4.25, la calidad del biogás durante la operación fue aumentando, mientras, como ya se explicó, la eficiencia y la acumulación disminuyeron. También puede observarse que en los últimos días el reactor se encontraba en el período de estabilidad.

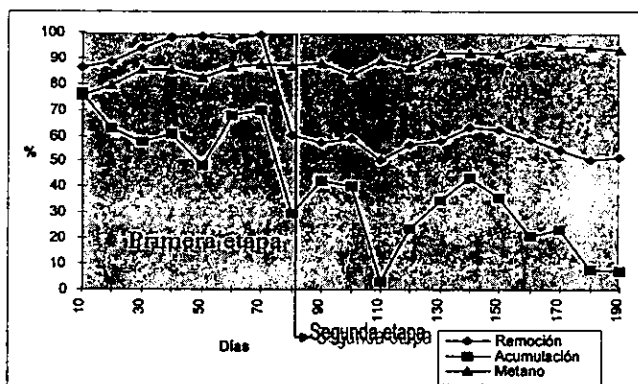


Fig. 4.25 Representación gráfica de la relación acumulación, remoción de materia orgánica y calidad de biogás, en porcentaje

#### 4.4 Análisis comparativo

A pesar de encontrarse esta investigación en una fase incipiente, el análisis que se presenta es para realizar una comparación sobre las características más importantes de este reactor con otras configuraciones, con la finalidad de evaluar la factibilidad de la siguiente fase de esta investigación. Para esto se presenta la tabla 4.8, donde se realiza dicha comparación.

El reactor anaerobio en cascada tiene un TRH entre 2 y 2.5 cuando opera a condiciones estables, que es uno de los más bajos. Un factor importante es la carga, que es elevada. Al compararse estas características con las demás configuraciones se observa que son muy parecidas al reactor de lecho fijo, pero al analizar las ventajas y las desventajas de estos dos reactores, se observan puntos que pueden ser de gran interés, para el caso del reactor de lecho fijo el alto costo de empaque pero de operación estable, mientras que el reactor en cascada tiene problemas en el control de la biomasa, pero grandes ventajas, como son la alta calidad del efluente clarificado y la no dependencia de éste a las variaciones de la alimentación. Pero, a pesar de lo dicho, aún se necesitan analizar muchos factores, para saber cuál de estas configuraciones es la mejor para ciertas condiciones específicas.



Tabla 4.8 Comparación del reactor en cascada con otras configuraciones

	Digestor convencional	Reactor anaerobio de contacto	Sistema tipo lagunas	Reactor de lecho fijo	Reactor lecho fluidificado	Reactor en cascada
Cargas (kg DQO/m <sup>3</sup> d)	1-10	0.5-10	1-2	1-16	20	11.5
TRH (d)	12-30	0.5-5	5-30	0.5-3.5	3-5	2-2.5
Ventajas	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Altos niveles de sólidos suspendidos</li> <li>• Puede homogeneizar el sustrato, la T y el pH</li> <li>• Facilidad de muestreo</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Puede homogeneizar el sustrato, la T y el pH</li> <li>• Relativamente alta calidad del efluente</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Sistema simple</li> <li>• Relativamente alta calidad del efluente</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Altas concentraciones de biomasa</li> <li>• Operación estable</li> <li>• Se requiere menor cantidad de terreno</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Altas concentraciones de biomasa</li> <li>• Se requiere menor cantidad de terreno</li> <li>• Operación estable</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Alta eficiencia</li> <li>• Relativamente alta calidad del efluente</li> <li>• Volumen de reactor pequeño</li> </ul>
Desventajas	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Requiere grandes volúmenes</li> <li>• Las eficiencias de tratamiento son bajas</li> <li>• La estabilidad del proceso puede ser lenta</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Bajos niveles de sólidos suspendidos</li> <li>• Es necesario un pretratamiento al biólodo</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Problemas de mezclado interno</li> <li>• El sistema tiene dificultades de control</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Acumulación de sólidos suspendido</li> <li>• Es necesario renovar la biomasa</li> <li>• Elevado el costo de empaque</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Largos períodos de arranque</li> <li>• Requerimientos de energía altos</li> <li>• Dificil control de la biomasa</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Largos períodos de arranque</li> <li>• Dificil control de la biomasa</li> <li>• Mantenimiento complicado</li> </ul>

## CAPÍTULO V

### Conclusiones y recomendaciones

#### 5.1 Conclusiones

El lodo biológico es un sustrato que es de fácil degradación por las bacterias anaerobias, lo que facilitó la operación del reactor. A través del proceso anaerobio se consiguió un lodo estable químicamente, pero no se obtuvo un lodo sin una baja concentración de coliformes fecales y mesófilos aerobios, por lo que en la siguiente fase de investigación se requiere aumentar el tiempo de residencia. El lodo digerido se puede secar y utilizarse como mejorador del suelos, debido a su contenido de nitrógeno, que es suficiente para el uso de suelos. El efluente se puede recircular al sistema de tratamiento de aguas o pasar por un sistema de desinfección, para usarse en el riego.

Se cumplió uno de los objetivos más importantes, que es la generación de subproductos con un cierto valor agregado, que es el caso del metano, que puede utilizarse para calentar el sistema de tratamiento o el lodo digerido, que puede usarse como mejorador del suelo, previo acondicionamiento.

El proceso de estabilización anaerobia de lodos, en el caso de los lodos de exceso del sistema de tratamiento de aguas municipales de la planta de Salamanca, Guanajuato, es el indicado para reducir su carga orgánica y su contenido de organismos indicadores y transformar el carbono presente en biogás.

El reactor anaerobio en cascada, debido a su estructura física, sufre una acumulación en las primeras cámaras. Para resolver este problema se implementó una recirculación del efluente líquido, bajo en contenido de sólidos, logrando una disminución en la concentración de los sólidos totales.

Con lo dicho anteriormente se concluye:

- El reactor presentará una buena operación, siempre y cuando el influente tenga una concentración de sólidos en suspensión relativamente baja
- Con un tiempo de residencia hidráulico de 2 d elimina aproximadamente un 96% de los microorganismos (coliformes totales y fecales)
- Debido a su estructura física, el reactor no presenta un adecuado comportamiento hidráulico
- Puede trabajar con tiempos de residencia hidráulica de 2-2.5 d, en relación con otras configuraciones a las mismas condiciones de operación este reactor tendría un volumen de operación menor, siendo ésta una ventaja
- El reactor produce el metano suficiente para calentar el sistema
- La eficiencia de remoción es equiparable con los resultados de reactores convencionales de digestión (63% de eficiencia de remoción)

- El reactor, por la naturaleza de su flujo, no requiere de un sistema de mezclado, lo que permite una buena transferencia de masa
- El reactor tiene un buen sistema de separación sólido-líquido
- Este proceso permite obtener un efluente con poca a los cambios de las condiciones físicas y químicas del influente
- Este trabajo es una de las primeras experiencias que se tienen con este tipo de reactores y efluentes, por lo que sienta las bases para posibles investigaciones futuras con esta configuración

Por último, las correlaciones DQO-C total, DQO-ST y ST-SSV, tienen una confiabilidad de un 90% aproximadamente, las cuales pueden ayudar a la disminución de residuos y número de análisis bajo condiciones de operación similares. Estas correlaciones permiten simular el comportamiento del reactor y, con ello, proponer las primeras ecuaciones de diseño de un reactor anaerobio con deflectores. Estas correlaciones tienen las siguientes ventajas:

- ✓ Se puede estimar el comportamiento del reactor modificando una variable
- ✓ Con un análisis simple, como puede ser los sólidos totales se puede estimar  $DQO_T$ , carbono total y SSV
- ✓ Se reducen los costos por análisis fisicoquímicos al requiriese una menor aplicación de los mismos
- ✓ Se reduce la generación de residuos por los análisis fisicoquímicos

A pesar de que no se cumple con la definición de estabilidad, indicada en el capítulo 1, si se siguen las recomendaciones hechas en este capítulo, se tendrán subproductos que no causen daños al ambiente con este proceso.

## 5.2 Recomendaciones

De acuerdo, a los resultados obtenidos se recomiendan las siguientes condiciones de operación:

Carga: 7.0-9.0 kg DQO/m<sup>3</sup> d

Temperatura: 30-33°C

Recirculación: 7 L/d de efluente por 3 L/d de lodo biológico

Para un próximo diseño se recomienda que las cámaras sean más grande y con ello, aumentar el espacio entre ellas, para disminuir la acumulación de lodos. A este diseño, hay que añadirle una rejilla transparente, para poder observar el comportamiento hidráulico del reactor.

Para el uso de las correlaciones obtenidas, se recomienda que se realice el análisis de los sólidos totales, siendo éste fácil, confiable y no genera residuos, además de que solamente se necesita estufa, mufla y balanza analítica, disponible en cualquier laboratorio.

Realizar el estudio cinético, para modelar el sistema y obtener las primeras ecuaciones de diseño del reactor anaerobio en cascada.

Realizar un estudio al lodo digerido sobre la biodisponibilidad de sus nutrimentos, así como la toxicidad que pueda encontrarse en él, para su posible utilización mejorador del suelo o fertilizante.

Se recomienda encontrar el perfil hidráulico que, junto con el estudio cinético y los resultados obtenidos en este trabajo, podrían ayudar a simular u optimizar el reactor anaerobio.

Empezar una investigación sobre los factores más importantes que podrían inhibir la digestión de lodo en este proceso.

**BIBLIOGRAFÍA**  
(Incluyendo apéndices)

- Aivasidis, A. (1988).** Single and separated phase anaerobic treatment of distillery slops in fixed bed loop reactors, en *Fifth Internacional Symposium on Anaerobic Digestion*. Mayo 22-26. Pp. 435-441. Bologna, Italia.
- Aoki, N. (1991).** Development of high performance thermophilic two-phase digestion process. *Water Sci. Tech.*, (23):1147-1156.
- APHA (1984).** Standards methods for the examination of water and wastewater. Ed. American Public Health Association. Pp. 99-105. Nueva York, EEUUA.
- Archer, D.B. y Powell, G.E. (1989).** On line titration method for monitoring buffer capacity and total volatile fatty acid levels in anaerobic digester. *Biotechnol. Bioeng.*, 33:570-577.
- Bachmann, A. (1985).** Performance characteristics of the anaerobic baffled reactor. *Water Res.*, 19(1): 99-106
- Bellamy, D. (1988).** An evaluation of the use of anaerobic digestion on sewage works in Egypt, en *Fifth internacional Symposium on Anaerobic Digestion*. Mayo 22-26. Pp.721-724. Bologna, Italia.
- Beyen, G (1988).** Experience with a pilot-scale two stage anaerobic unitank system (TSU-AN) on brewery wastewater at lower temperatures, en *Fifth Internacional Symposium on Anaerobic Digestion*. Mayo 22-26. Pp.446-450. Bologna, Italia.
- Boone, D.R. (1987).** Effects of pH, temperature, and nutrients on propionate degradation by a methanogenic enrichment culture. *Appl. Environm. Microbiol.*, 53(7):1589-1592.
- Boopathy, R. y Tilche, A. (1992).** Anaerobic digestion of high strength filters and sludge bed reactors. *Water Res.*, 25(7):785-790.
- Boopathy, R. (1992).** Pelletization of biomass in a hybrid anaerobic baffled reactor (HABR) treating acidified wastewater. *Biores. Technol.*, 40:101-107.
- Borchardt, Jack (1981).** Sludge and its ultimate disposal. Ed. Ann Arbor Science. Pp. 31-62. Nueva York, EEUUA.
- Borzacconi, L. y López, I. (1994).** Relevamiento de reactores anaerobios en América Latina, en *III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio"*, Universidad de la República. Octubre 25-28. Pp. 263-270. Montevideo, Uruguay.
- Bruce, A. (1993).** Sewage sludge stabilization and disinfection. Ed. Ellis Horwood Ltd., Nueva York, EEUUA.

- Campos, C.M. (1992).** The effect of the liquid upflow velocity and the substrate concentration on the start-up and steady-state periods of lab-scale UASB reactors. *Water Sci. Tech.*, 25(7): 41-50.
- Capri, M.G. y Maraist, G. (1975).** pH adjustment in anaerobic digestion. *Water Res.*, 9:307-313.
- Chang, T. (1989).** Anaerobic sludge digestion using mesophilic termophilic phase separation. *J. Chem. Technol. Biotechnol.*, 45: 85-96.
- Chavadej, S. (1988).** Two stage anaerobic process for biogas production and organic removal, en *Fifth Internacional Symposium on Anaerobic Digestion*. Mayo 22-26. Pp. 485-488. Bologna, Italia.
- Chen, M. y Hashimoto, E. (1983).** *Appl. Environm. Microbiol.*, 45:1271-1276.
- Cortinas, C (1997).** La situación de los residuos peligrosos en México. *Ecología Industrial*, 1:2-5.
- Craveiro, A. M. (1991).** Evolution and present situation of full anaerobic digestion of industrial wastewater in Brazil, en *Poster paper in 6th International Symposium on Anaerobic Digestion*. Mayo 12-16. Pp. 432-440. Sao Paulo, Brasil.
- Deman, A. W. (1988).** Anaerobic treatment of sewage using a granular sludge bed UASB-reactor, en *Fifth Internacional Symposium on Anaerobic Digestion*. Mayo 22- 26. Pp. 735-738. Bologna, Italia.
- Dornseiffer, P. (1995).** Modeling of anaerobic formate kinetics in mixed biofilm culture using dynamic membrane mass spectrometric measurement. *Biotechnol. Bioeng.*, 45:219-228.
- Durán-Domínguez, M.C. (1988).** Tratamiento biológico de aguas residuales de la industria de proceso (apuntes), Depto. de Alimentos y Biotecnología. División de Ingeniería de la Facultad de Química. Ciudad Universitaria, UNAM. México D.F. México.
- Durán-Domínguez, M.C. (1994).** Tratamiento biológico de aguas residuales de la industria de proceso, Depto. de Alimentos y Biotecnología. División de Ingeniería de la Facultad de Química. Ciudad Universitaria, UNAM. México D.F.
- Enviromental Protection Agency (1991).** Enviromental regulations and technology, use and diposal of municipal wastewater sludge, *EPA 503/40-91-003*, EEUUA.
- Freeman M. H. (1989).** Standard handbook of hazardous waste treatment and disposal. Ed. McGraw-Hill. Pp. 9.19-9.26. Nueva York, EEUUA.
- Foresti, E. (1994).** Fundamentos do processo de digestão anaeróbia en III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio", Universidad de la República. Octubre 25-28. Pp. 97-110. Montevideo, Uruguay.

- Fynn, G.H. (1987). Methanogenesis by methanogen species immobilised on reticulated foam biomass support particles. Inhibition of methane production at high substrate concentrations. *Biotechnol. Letters*, **9**(1):67-70.
- Ghosh, S. (1991). Pilot-scale demonstration of two-phase anaerobic digestion of activated sludge. *Wat. Sci. Tech.*, **23**:1179-1188.
- Gray G, N. (1989). Biology of wastewater of treatment. Ed Oxford University Press. Pp. 205-219. Pennsylvania, EEUUA.
- Guiot, S. R., Pauss, A. y Costerton J. M. (1991). A structured model of the anaerobic granule consortium, en *Poster paper in 6th International Symposium on Anaerobic Digestion*. Mayo 12-16. Pp. 1-10. Sao Paulo, Brasil.
- Guyot, J. P. (1992). Introducción a la microbiología de los digestores anaerobios, en Memorias de las conferencias de "Bioprocesos anaerobios para el tratamiento de efluentes industriales", UAM-Iztapalapa, México D.F., México. Mayo 6-7. Pp. 7913-7916
- Gujer, W. y Zehnder A. (1982). Conversion processes in anaerobic digestion. *Water Sci. Technol.*, **15**:127-167.
- Harper, S. y Pohland, F. (1986). Recent development in hydrogen management during wastewater treatment. *Biotechnol. Bioeng.*, **28**:585-602.
- Harrison, D. (1990). Comprehensive sludge management planning for the hyperion treatment plant (Los Angeles, USA). *Wat. Sci. Tech.*, **22**(12):7-22.
- Jones, R. M. (1992). Toward a useful dynamic model of the anaerobic wastewater treatment process: a practical illustration of process identification. *Wat. Sci. Tech.*, **25**(7):61-71.
- Karlsson, H. T. (1988). On the modeling of mixed film reactors, en *Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion*. Mayo 22-26. Pp. 195-198. Bologna, Italia.
- Kaspar, H. (1978). Kinetic parameters and relative turnovers of some important catabolic reactions in digesting sludge. *Appl. Environm. Microbiol.*, **36**(1):1-7.
- Keimen, P. (1982). Los lodos, un subproducto útil en la agricultura. III Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. Pp 321-329. Acapulco, México.
- Kleinstreuer, C. (1982). Dynamic simulator for anaerobic digestion processes. *Biotechnol. Bioeng.*, **24**: 941-1951.
- Kobayashi, H (1988). Direct characterization of methanogens in two high-rate anaerobic biological reactors. *Appl. Environm. Microbiol.*, **41**(3):693-698.

- Komatsu, T. (1991). Prevention of lipid inhibition in anaerobic processes by introducing a two-phase system. *Water Sci. Technol.*, 23:1189-1200.
- Koster, I. (1983). Proceedings of the anaerobic wastewater treatment. *J. Chem. Technol. Biotechnol.*, 38: 553.
- Kortsonas, N. (1988). Assessment of the toxicity of heavy metals to the anaerobic digestion of sewage sludge. *Environm. Technol. Letters*, 9:261-270.
- Legros, A. (1983). Fermentation profiles in bioconversions. *Biotechnol. Letters*, 5(1):7-12.
- Levine, A. Transformation of particulate COD in pretreatment and methanogenesis of primary sludge, en *Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion*. Mayo 22-26. Pp. 703-707. Bologna, Italia.
- Lue Hung-Cecil, X. (1992). Municipal sewage sludge management processing, utilization and disposal. Technomic Publishing Co. Pp. 35-41. Washington D.C., EEUUA.
- Malina F. J. (1992). Design of anaerobic process for the treatment of industrial and municipal wastes. V. 7, Water Quality Management Library. Pp. 52-132. Pennsylvania, EEUUA.
- Mata-Alvarez, J. (1988). Description of a two phase fermentation system for the anaerobic digestion of municipal organic wastes, en *Fifth international Symposium on Anaerobic Digestion*, Bologna, Italia. Mayo 22-26. Pp. 809-812.
- Melchior, J. (1982). Biomethanation: Its future development and the influence of the physiology of methanogenesis. *J. Chem. Technol. Biotechnol.*, 32:189-197.
- Metcalf y Eddy, (1991). Wastewater engineering treatment, disposal and reuse. Ed. McGraw-Hill. Barcelona, España.
- Meza, R. (1998). Diseño, arranque y operación de un reactor anaerobio a escala de laboratorio. Tesis de Maestría, Facultad de Química, UNAM, México D.F. México.
- Montalvo, S. (1992). Tendencias actuales en los estudios sobre tratamientos anaerobios, en *II Taller Latinoamericano de Digestión Anaerobia*. Pp. 327-335. La Habana, Cuba.
- Moreno, G., Briones, R., Espinoza, A. y Noyola, A. (1993). Apuntes: 20 tópicos del tema *Tratamiento anaerobio de aguas residuales*. Compilados y resumidos por el Instituto de Ingeniería, UNAM. México, D.F., México.
- Morgan, J. W. (1991). Upflow sludge blanket reactors: The effect of bio-supplements on performance and granulation. *J. Chem. Technol. Biotechnol.*, 52:243-255.
- Neumann, W. (1988). Modeling and scale-up of biogas reactors, en *Fifth international Symposium on Anaerobic Digestion*. Mayo 22-26. Pp. 305-310. Bologna, Italia.



- NOM (1997).** Norma Oficial Mexicana NOM-001-ECOL-1996. Establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales, primera Sección Diario Oficial de la Federación. Pp. 14-30. México, D.F., México.
- NOM. (1994).** Norma Oficial Mexicana NOM-085-ECOL-1994. Contaminación atmosférica sobre protección ambiental, primera sección Diario Oficial de la Federación. Pp. 6-18. México, D.F., México.
- NOM. (1993)a.** Norma oficial mexicana NOM-052-ECOL-93. Listado de los residuos peligrosos y los límites que hacen a un residuo peligroso por su toxicidad al ambiente, primera sección Diario Oficial de la Federación. Pp. 5-21. México, D.F., México.
- NOM. (1993)b.** Norma oficial mexicana NOM-053-ECOL-93. Procedimiento para llevar a cabo la prueba de extracción para determinar los constituyentes que hacen a un residuo peligroso por su toxicidad al ambiente, primera sección Diario Oficial de la Federación. Pp. 41-58. México, D.F., México.
- Proyecto de Norma (1998).** Norma oficial mexicana NOM-003-ECOL-97. Que establece los límites máximos permisibles de contaminantes para las aguas residuales tratadas que se usen en servicios al público, primera sección Diario Oficial de la Federación. Pp. 28-34. México, D.F., México.
- Noyola, A. y Monroy, O. (1994).** Experiencias y perspectivas del tratamiento anaerobio en México, en III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio", Universidad de la República. Octubre 25-28. Pp. 331-340. Montevideo, Uruguay.
- Orozco A. (1988).** Anaerobic wastewater treatment using an open plug flow baffled reactor at low temperature en Fifth internacional Symposium on Anaerobic Digestion, Bolognia, Italia. Mayo 22-26. Pp. 83-97.
- Orozco A. (1989).** Digestión anaerobia, elementos de diseño. Ed. Uniandes. Pp. 2-17. Bogotá, Colombia.
- Powell, G. y Archer, D. (1988).** On line titration method for monitoring buffer capacity and total volatile fatty acid levels in anaerobic digesters. *Biotechnol. Bioeng.*, 33:570-577.
- Reis, M. (1988).** Sulfate reduction in acidogenic phase anaerobic digestion. *Water Sci. Tech.*, 20(11): 345-351.
- Rittmann, E. (1985).** Performance of expanded-bed methanogenic reactor. *J. Environm. Eng*, 11(4):460-471.
- Soubes, M. (1994).** Microbiología de la digestión anaerobia en III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio", Universidad de la República. Octubre 25-28. Pp. 15-28. Montevideo, Uruguay.
- Speece, R. (1983)** Anaerobic biotechnology for industrial waswater treatment. *JWPCF*, 37(1):416-427.

- Tilche, A. y Yang, H. (1991). Discussion report on reactor design of anaerobic filters and sludge bed reactor. *Water Sci. Technol.*, 24(8):193-206.
- Vesilind, A. P. (1991). Sludge management and disposal for the practicing engineer. Ed. Lewis Pubs. Pp. 3-36. Pennsylvania, EEUUA.
- Viñas, M. (1994). Criterios de diseño y escalado de reactores anaerobios en III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio", Universidad de la República. Octubre 25-28. Pp. 111-124. Montevideo, Uruguay.
- Water Environmental Federation (1993). Design of municipal wastewater treatment plants. V 2, Ed Book Press. Pp. 1255-1321. Washington D.C., EEUUA.
- WPCF (1977). Wastewater treatment Plant Design. No 8, Manual of practice, Water Pollution Control Federation. Pp 515-534. Washington D.C., EEUUA.
- Xiushan, Y. (1988). Process differences between a sludge bed filter and an anaerobic baffled reactor treating soluble wastes, en Fifth internacional Symposium on Anaerobic Digestion. Mayo 22-26. Pp. 355-360. Bolognia, Italia.
- Young, J. y McCarty G. (1964). The anaerobic filter for waste treatment. *J. WPCF* 41(5): R160-R173.

## Apéndice I

### Bases de diseño de los sistemas anaerobios

#### A1.1 Digestión o degradación anaerobia

La digestión es un proceso biológico, en el cual la materia orgánica es degradada progresivamente, por una comunidad bien organizada de varias poblaciones microbianas (biomasa activa), hasta metano y bióxido de carbono. La carga orgánica de la materia inicial disminuye y el lodo remanente después del proceso, ya estabilizado, no sufre degradación biológica espontánea, la cual facilita la disposición final o su utilización. Además, el gas producido es un producto potencialmente importante como energético.

El proceso de digestión de los lodos no fue desarrollado recientemente, se ha utilizado durante los últimos 120 años. Uno de los primeros reportes que se tiene es en Vesoul, Francia, lugar donde Louis H. Mouras diseñó y construyó un fermentador para aguas domésticas. Abbe Maigno, en 1881, reportó que el tiempo para la digestión de aguas domésticas fue completada en 18 días. Tiempo que es comparable con los usados en el diseño y operación de los sistemas actuales (Gujer y Zehder, 1982).

La digestión de los lodos activados también es practicado en muchas industrias, donde los lodos biológicos son almacenados en tanques o lagunas. La estabilización de los lodos en los tanques ocurre en tres zonas: a) aerobia, b) facultativa y c) anaerobia.

En 1991, la Environmental Protection Agency (EPA), de los Estados Unidos, adoptó regulaciones para controlar el uso y disposición final de los lodos (40 CFR 503). Estas regulaciones también involucran la aplicación de los lodos tratados como mejoradores del suelo, la incineración de los lodos, entre otras.

Para cumplir con estas regulaciones, los objetivos específicos de la digestión o degradación anaerobia son:

- a) Degradar o descomponer el contenido de la materia orgánica de los lodos a un producto final estable
- b) Reducir la masa y el volumen de los lodos
- c) Obtener subproductos de utilidad
- d) Destruir y/o controlar a los agentes causales de las enfermedades (microorganismos patógenos).

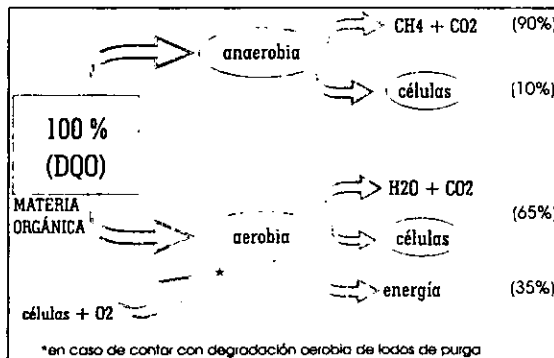
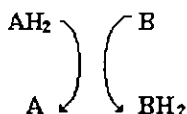


Fig. A1.1

Esquema energético de los procesos biológicos de tratamiento (Moreno *et al.*, 1993)

### A1.1 Aspectos termodinámicos

Las reacciones de óxido-reducción en los procesos biológicos están normalmente definidas en términos de la pérdida o ganancia de hidrógenos o electrones. Cada oxidación está acompañada por una reducción, que puede ser ejemplificada de la siguiente forma:



donde  $\text{AH}_2$  es el donador de hidrógeno y B el aceptor. Cada pareja ( $\text{AH}_2/\text{A}$  ó  $\text{B}/\text{BH}_2$ ), tiene la tendencia, tanto de donar electrones y ser oxidado ( $\text{AH}_2 \rightarrow \text{A}$ ) ó aceptar estos y ser reducidos ( $\text{B} \rightarrow \text{BH}_2$ ).

Una pareja con menor potencial redox, siempre donará electrones a la pareja con mayor potencial y durante la oxidación del sustrato, los electrones son transferidos en la dirección donde se incrementa el potencial. Esta transferencia es acompañada por la liberación de energía libre, la magnitud de ésta es dada por el cambio de la energía libre estándar:

$$\Delta G^\circ = -nF\Delta E_h$$

donde n es el número de electrones transferidos, F es la constante de Faraday (96.649 kJv<sup>-1</sup>mol<sup>-1</sup>) y  $\Delta E_h$  es el potencial estándar de electrodo. Los sistemas biológicos han desarrollado formas para conservar y convertir la energía en sistemas de fácil utilidad biológicamente, por ejemplo, la fosforilización oxidativa.

En términos prácticos, el potencial redox puede ser usado para indicar cual de las reacciones óxido-reducción ocurrirán en cualquier sistema y es particularmente usado en el manejo de los sistemas anaerobios. Estos procesos biológicos tienen valores entre -150mV a -420mV de  $E_h$ .

Debido a la dificultad para medir los productos intermedios y finales en el proceso de digestión, no se conocen con exactitud los requerimientos energéticos, para que se realicen las reacciones. La mayoría de las reacciones bioquímicas involucradas en el proceso son termodinámicamente desfavorecidas ( $\Delta G^\circ > 0$ ), a condiciones estándar; para que se lleven a cabo es necesario que se mantengan bajas las concentraciones para favorecerlas ( $\Delta G^\circ < 0$ ). Como la metanogénesis depende de la disponibilidad de acetato, es importante mantener el equilibrio de las reacciones acetogénicas, que se consigue por la remoción continua de hidrógeno, a través de las reacciones aceptoras de electrones.

#### Reacciones de deshidrogenación

Reacción	$\Delta G^\circ$ (kJ)	$\Delta G'$ (kJ)
$\text{Etanol} + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{Acetato} + 2\text{H}_2 + \text{H}^+$	+9.6	-49.8
$\text{Butirato} + 2\text{H}_2\text{O} \longrightarrow 2\text{Acetato} + 2\text{H}_2 + \text{H}^+$	+48.1	-29.2
$\text{Propionato} + 3\text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{Acetato} + \text{HCO}_3 + 2\text{H}_2 + \text{H}^+$	+76.1	-8.4
$\text{Etanol} + 2\text{HCO}_3 \longrightarrow \text{Acetato} + 2\text{Formiato} + \text{H}_2\text{O} + \text{H}^+$	+7.0	

$\Delta G^\circ$  y  $\Delta G'$  energía libre de Gibbs estándar y en condiciones reales, respectivamente.

Los cálculos termodinámicos, asociados a estas reacciones, se ilustran en la fig. A1.1 donde se indica la oxidación del ácido propiónico a acetato (línea 1), que se torna

termodinámicamente favorecida a una presión parcial de hidrógeno menor de  $10^{-4}$  atm; en cuanto que la oxidación del ácido butírico se torna favorecida a una presión parcial de  $H_2$  igual o menor de  $10^{-3}$  atm. Similarmente, la oxidación del etanol a lactato (líneas 3 y 4) es inhibida a una presión parcial de  $H_2$  próxima a 1 atm. (Foresti, 1994).

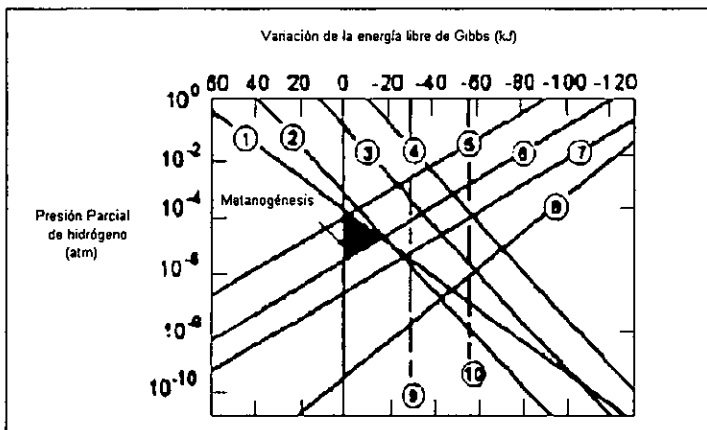


Fig. A1.1 Análisis termodinámico del proceso anaerobio (Harper y Pohland, 1986)

Se puede observar, por ejemplo, que la reducción del sulfato a sulfuro (línea 7) es más favorecida que la metanogénesis del bicarbonato. Se constata que, para presiones parciales de  $H_2$  por encima de  $10^{-4}$  atm, la respiración metanogénica del bicarbonato es más favorecida que la metanogénesis a partir del acetato (línea 9). Desde el punto de vista termodinámico, la reducción a partir del sulfato de acetato (línea 10), favorece la metanogénesis acetoclástica. La reducción del sulfato por  $H_2$  (línea 7), es favorable que la oxidación del acetato por las BRS (línea 10), para presiones por arriba de  $10^{-4}$  atm.

La energía liberada por las reacciones exotérmicas es utilizada para la síntesis, de manera que, la reacción directa entre la capacidad de una determinada especie es obtener energía para la tasa de crecimiento de cada una de las especies. De esta manera, el crecimiento de las colonias mixtas en los reactores anaerobios es influenciado por factores positivos (tales como la relación de simbiosis, presencia de estimulantes, etc.) como también, factores negativos (tales como la inhibición activa por agentes tóxicos).

Un aspecto importante para la mejor comprensión de la digestión es el entendimiento de las implicaciones de los dos fenómenos involucrados, uno es el cambio de energía y el otro es la cinética del proceso.

### A1.2 Aspectos cinéticos

La digestión es un proceso constituido por un conjunto de reacciones consecutivas y paralelas, biocatalizadas por diferentes especies de microorganismos. La concentración de estos biocatalizadores aumenta al consumirse el sustrato y sus actividades varían con las condiciones ambientales, a su vez, los sustratos pueden estar en diferentes fases. Dependiendo del tipo de reactor elegido, del tipo de sustrato, del inóculo utilizado, de las formas de contacto

entre los diferentes elementos de la reacción, serán las vías de degradación, sus velocidades y la distribución de los productos finales del proceso.

En un sistema heterogéneo y complejo, como éste, los criterios de similitud pueden no ser compatibles al cambiar de escala y en consecuencia no pueden ser mantenidos en estabilidad. En este caso, es necesario desarrollar modelos conceptuales, que no solo describan las relaciones observadas, sino que las expliquen a través de un conjunto de relaciones y predicciones, que serán comparadas con los resultados experimentales.

En la construcción de un modelo conceptual, que permita trabajar con un proceso anaerobio específico, utilizamos:

1. El desarrollo de los estudios de la bioquímica y la microbiología anaerobia y su aplicación a la cinética del proceso
2. El desarrollo de las aplicaciones y experiencias con distintos tipos de reactores y de sustratos
3. La integración de estos resultados de acuerdo a los criterios de diseño de reactores catalíticos heterogéneos.

En los procesos catalíticos heterogéneos, por su complejidad, se analizan por separado los aspectos microcinéticos y macrocinéticos. En la microcinética se considera la estequiometría, la termodinámica y la cinética a nivel de los microorganismos. En la macrocinética se incluyen los fenómenos de transferencia de masa entre las fases e intrapartículas y los fenómenos de transferencia de calor en el conjunto del reactor.

#### A1.2.1 Microcinética

La cinética de la digestión de lodos está gobernada por dos grupos de bacterias: las bacterias facultativas, formadoras de ácido, que convierten a los carbohidratos, proteínas y grasas en ácidos orgánicos y alcoholes y las bacterias estrictamente anaerobias, formadoras de metano, que convierten a los ácidos y alcoholes en metano y bióxido de carbono. Porque la rapidez de estas reacciones es baja cuando se compara con microorganismos aerobios, son requeridos largos períodos de tiempo. Debido a la necesidad de conocer la cinética de estos procesos, se han estudiado los modelos para determinar la cinética de crecimiento, con las siguientes consideraciones:

- no influyen los procesos macrocinéticos y otros aspectos vinculados con el tipo de reactor utilizado
- hay contacto estrecho entre el sustrato y los microorganismos
- existe una vinculación estrecha entre los organismos simbióticos
- hay una relación adecuada entre las velocidades de suministro de sustrato y las concentraciones de los microorganismos que deben consumirlos, de forma que no se produzca acumulación en ninguna etapa
- existen condiciones ambientales adecuadas de reacción (pH, temperatura, potencial óxido-reducción, ausencia de inhibidores, presencia de nutrimentos, etc.).

La ecuación más importante es la de Monod, que ha sido comúnmente usada para modelar la cinética de crecimiento microbiano:

$$\mu = \frac{\mu_{\max} \cdot S}{K_s + S} \quad (1)$$

donde:

$\mu$  es la tasa específica de crecimiento (tiempo<sup>-1</sup>); tasa de crecimiento por unidad de concentraciones de biomasa,

$\mu_{\max}$  es la tasa específica máxima de crecimiento (tiempo<sup>-1</sup>),

S es la concentración del sustrato limitante del crecimiento (masa/volumen),

$K_s$  constante de saturación media (masa/ volumen); concentración del sustrato aun medio de  $F_{\max}$ ,

X es la concentración de biomasa (masa/ volumen).

La ecuación 1, puede aproximarse a funciones discontinuas considerando dos casos extremos:

-cuando  $K_s \ll S$ , el modelo se transforma en una expresión de orden cero:

$$\mu = \mu_{\max}$$

-cuando  $K_s \gg S$ , el modelo se reduce a una expresión de primer orden:

$$\mu = \frac{\mu_{\max} \cdot S}{K_s}$$

La relación entre la tasa de crecimiento y la tasa de utilización del sustrato, se puede expresar, por medio del coeficiente de rendimiento Y:

$$\frac{dx}{dt} = -Y \frac{ds}{dt} \quad (2)$$

entonces

$$Y = -\frac{dx}{dS} = \frac{x - x_0}{S - S_0} \quad (3)$$

donde  $x_0$  y  $S_0$  son la biomasa y la concentración del sustrato inicial, respectivamente.

Los parámetros cinéticos en la ecuación de Monod puede variar dependiendo de múltiples circunstancias, como nutrientes, presencia de inhibidores y condiciones fisicoquímicas.

El valor de  $K_s$  está inversamente relacionado con la afinidad de los organismos por el sustrato. En el diseño y operación para el tratamiento de desechos biológicos, Lawrence y McCarty aplicaron la ecuación de Monod, incluyendo la tasa máxima de utilización de sustrato y la tasa de decaimiento;

$$\frac{dS}{dt} = \frac{K \cdot S \cdot Y}{K_s + S} \quad (4)$$

$$\frac{dx}{dt} = -Y \frac{ds}{dt} - bx = \frac{Y K S x}{K_s \cdot S} - bx \quad (5)$$

donde:

K es la tasa, máxima específica de utilización del sustrato (tiempo<sup>-1</sup>)

b es el coeficiente de decaimiento (tiempo<sup>-1</sup>)

Utilizando las ecuaciones anteriores y realizando los balances de masa en un reactor, se pueden obtener las ecuaciones que relaciona el sustrato/efluente y la concentración de biomasa con el tiempo de retención celular.

La tabla A1.2 resume estas relaciones basadas en el modelo de Monod y considerando deficiencias para sustancias completamente mezcladas, sin recirculación de sólidos. El tiempo de retención celular  $\theta_c$  es igual al inverso de la tasa específica de crecimiento  $\mu$  en este tipo de reactores y se define como:

$$\theta_c = \frac{x}{\frac{dx}{dt}} = \frac{1}{\mu} \quad (6)$$

Cuando no hay recirculación de sólidos (SRT)  $\theta_c$  es igual al TRH de sólidos o al inverso de la tasa de dilución, D, que se usa para expresar el tiempo de retención hidráulico en el reactor:

$$\theta_c = \frac{1}{D} = \frac{V}{Q} \quad (7)$$

donde:

V es el volumen del reactor

Q es el gasto (volumen/ tiempo)

El diseño de sistemas anaerobios puede ser ayudado con la predicción del tiempo mínimo de generación,  $\theta_{c \min}$ ,

$$\theta_{c \min} = \frac{1}{YK - b} \quad (8)$$

Las relaciones en el equilibrio utilizando la cinética de Monod para cultivos biológicos continuos son:

Parámetros	Ecuación con decaimiento
Tasa de utilización del sustrato	$-\frac{ds}{dt} = \frac{K x S}{K_s + S}$
Tasa de crecimiento	$\frac{dx}{dt} = \frac{Y (K x S)}{K_s + S} - b$
Concentración de sustrato en el efluente	$S = \frac{K_s(1 + b\theta_c)}{\theta_c / YK - b}$
Concentración de biomasa en el efluente	$x = \frac{Y(S_0 - S)}{1 + b\theta_c}$



Los parámetros  $\mu_{\max}$  y  $K_s$  han sido ampliamente utilizados para explicar el comportamiento cinético de estos sistemas. Cuando el valor  $\mu_{\max}$  es grande, mayor será la tasa de crecimiento, que determinará qué especies crecerán y cuando sea menor el valor de  $K_s$ , mayor será la afinidad de los microorganismos por el sustrato.

Modelos cinéticos usados en el proceso anaerobio

<i>Primer orden</i>	$\mu = \frac{kS}{S_0 - S} - b$	$-\frac{dS}{dt} = kS$	$S = \frac{S_0}{w + k\theta_c}$
<i>Monod</i>	$\mu = \frac{\mu_{\max}}{K_s + S} - b$	$\frac{ds}{dt} = \frac{\mu_{\max} \times S}{Y(K_s + S)}$	$S = \frac{K_s(1 + b\theta_c)}{\theta_c(\mu_{\max} - b) - 1}$
<i>Grau</i>	$\mu = \frac{\mu_{\max} S}{S_0} - b$	$\frac{ds}{dt} = \frac{\mu_{\max} \times S}{YS_0}$	$S = \frac{S_0(1 + b\theta_c)}{\mu_{\max} \theta_c}$
<i>Contols</i>	$\mu = \frac{u_{\max} S}{b x + S} - b$	$-\frac{ds}{dt} = \frac{u_{\max} \times S}{Y(b x + S)}$	$S = \frac{b Y S_0(1 + b\theta_c)}{b Y(1 + b\theta_c) + \theta_c(u_{\max} - b) - 1}$
<i>Chen y Hashimoto</i>	$\mu = \frac{\mu_{\max} S}{K S_0 + (1 - K)S} - b$	$-\frac{ds}{dt} = \frac{\mu_{\max} \times S}{x K_s + YS}$	$S = \frac{K S_0(1 + b\theta_c)}{(K - 1)(1 + b\theta_c) + \theta_c \mu_{\max}}$

A1.2.2 Macrocinética

También a nivel macrocinético se realiza un conjunto de simplificaciones para construir un modelo que integre los fenómenos fundamentales que ocurren en el reactor.

En los aspectos hidráulicos se realizan fuertes simplificaciones dada la complejidad que implica incorporar a la hidrodinámica, los fenómenos de la cinética heterogénea y los procesos de transporte de masa y calor. Generalmente, se usan modelos simplificados, como el reactor continuo agitado ideal (RCAI) o de un reactor en flujo pistón (RFP) o combinaciones de ellos con volúmenes muertos.

El comportamiento hidráulico dependerá del tipo de reactor, de los caudales, las cargas manejadas, como también de la evolución de la producción de gas. El modelo de flujo varía desde la etapa de arranque hasta llegar a la máxima carga, modificándose por el aumento de la producción de gas, cambios de velocidad, de flujo u otras condiciones de operación.

El buen funcionamiento del sistema está estrechamente ligado a la transferencia de masa a los microorganismos. Si el sustrato y las bacterias estuvieran estrechamente en un RCA (perfectamente dispersos), se puede suponer que la velocidad del proceso depende solo de las concentraciones en el reactor. Cuando hay aglomerados de bacterias entre si o sobre superficies, el transporte del sustrato desde el seno del fluido a la película bacteriana, tendrá dos resistencias en serie:

- la resistencia a la transferencia de masa en la película externa del fluido en la superficie del aglomerado y,
- la resistencia interna de las bacterias.

La transferencia de masa es afectada por las características del sustrato (soluble, coloidal, particulado), por la forma en que se encuentra la población microbiana en el reactor (dispersa, aglomerada, fija) y, por la fluidodinámica del reactor.

El transporte de los sustratos solubles ( $<0.45\mu\text{m}$ ), se realiza fundamentalmente por difusión. Depende del gradiente de concentración, del coeficiente de transferencia de masa y del área por unidad de volumen. Dada la dificultad de modelar el flujo alrededor del agregado, éste se determina por correlaciones experimentales que relacionan el número de Sherwood, el de Reynolds y el Schmidt.

En los sustratos particulados y coloidales, se agregan mecanismos de disposición de partículas, entrapamiento y adsorción. En algunos casos pueden llevar a una anulación de la actividad microbiana. No están suficientemente establecidos los mecanismos de remoción de los sustratos adsorbidos y de la hidrólisis enzimática en estos casos.

Mientras tanto, el transporte interno en la matriz de los microorganismos en general se aproxima por un modelo tipo ley de Fick, con un coeficiente de difusión efectivo menor que la del soluto en agua. Estos fenómenos pueden cambiar las constantes cinéticas aparentes o el orden de reacción aún en el modelo cinético.

### A1.3 Inhibición en los procesos anaerobios

La presencia de sustancias tóxicas en los sistemas anaerobios, provocan la inhibición de la actividad de las bacterias metanogénicas y de otros microorganismos involucrados en el proceso de digestión. Sin embargo, los compuestos tóxicos presentes en el agua residual, con frecuencia están en concentraciones bajas, por lo cual el efecto que ejercen sobre los organismos metanogénicos es bacteriostático reversible. Los compuestos tóxicos se pueden agrupar en tres categorías:

1. Aquellos cuya toxicidad está relacionada con el pH, por ejemplo, los ácidos grasos volátiles, el amoníaco y el ácido sulfhídrico
2. Compuestos con una toxicidad inmediata y/o irreversible, como el cloruro de metilo ( $\text{CH}_3\text{Cl}$ ), en cuyo caso se habla de un efecto bactericida
3. Sustancias que, con un pequeño aumento de su concentración se vuelven tóxicos, como los iones metálicos.

#### A1.3.1 Inhibición por ácidos grasos volátiles

En el proceso de digestión, la fase acidogénica involucra la producción de AGV's, sin embargo, un incremento sustancial de los AGV's puede llevar a una reducción de pH, hasta valores en los cuales la actividad metanogénica es seriamente inhibida y la producción de biogás puede cesar por completo. Por lo tanto, el incremento de la concentración de AGV's en un reactor anaerobio, indica un desequilibrio entre las poblaciones microbianas.

Esta falta de equilibrio puede deberse a un incremento súbito de la carga orgánica, que estimula la actividad de las bacterias acidogénicas, las cuales no deben de ser afectadas dada su capacidad para tolerar valores de pH bajos, hasta de 4.5 unidades, lo que no sucede con las bacterias metanogénicas. Otra causa pudo ser la reducción de nutrientes o la infiltración de sustancias tóxicas en el influente que limitan la actividad metanogénica.

La cantidad de AGV's no ionizados en el reactor depende de la concentración total de AGV's en solución, del equilibrio entre las formas ionizadas y no ionizadas y del pH.

Se considera a los ácidos acético y n-butírico como estimulantes de la metanogénesis; sin embargo, el n-butírico a una concentración de 10 g/L inhibe la metanogénesis. El ácido

acético es el menos tóxico de los AGV's, pero se ha observado una inhibición notable del crecimiento microbiano cuando la concentración es de 35 g/L.

El ácido propiónico es un indicador del mal funcionamiento del digestor y ejerce un efecto inhibitorio mayor al del ácido butírico en algunas bacterias metanógenas, ya que éstas pueden ser inhibidas cuando las concentraciones de propiónico exceden los 3 g/L.

El efecto inhibitorio de los ácidos acético, propiónico y butírico puede reducirse mediante la aclimatación de las bacterias a estos ácidos.

### A1.3.2 Inhibición por sulfuros

En los reactores anaerobios los sulfatos y otros compuestos con azufre son reducidos a ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) por las bacterias sulfato-reductoras. Este ácido puede encontrarse dentro del reactor en diferentes formas de acuerdo al pH, la temperatura y la fuerza iónica del medio.

La concentración de ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) en solución acuosa, juega un papel importante; a bajas concentraciones, fomenta la actividad metanógena y a elevadas concentraciones (100-150 mg/L), la inhibe. Por lo anterior se debe tener presente que el azufre solo actúa como nutrimento hasta una determinada concentración, menor de 25 mg/L.

Las bacterias sulfato-reductoras además de consumir sulfatos, también son consumidoras de acetato, por lo que compiten por el ácido acético con las bacterias metanógenas, ambas son inhibidas a valores de pH inferiores de 6.

Los sulfuros se pueden encontrar en forma soluble e insoluble dependiendo de su asociación con cationes. Cuando las sales formadas son insolubles como las de algunos sulfuros metálicos, sus efectos son despreciables en la digestión.

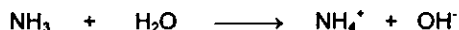
Fynn, (1987), reportan que una concentración de 250 mg  $H_2S$ /L, en un reactor de pH entre 6.4 y 7.2, inhibe en un 50% la actividad metanógena de lodo granular disminuyendo la formación de gas sigue un comportamiento lineal con la concentración de sulfuros. Los mismos autores atribuyen esta resistencia a la formación de gradientes de pH entre el medio y el interior del grano anaerobio.

Se ha observado que a pH 7.0, la fracción ionizada es muy grande, por lo tanto, cuando hay buena producción de biogás, el  $H_2S$  puede escapar de la solución.

### A1.3.2 Inhibición por nitrógeno amoniacal

El amoníaco ( $NH_3$ ) es un compuesto muy común en aguas residuales de origen doméstico, ya que proviene de la degradación de proteínas y aminoácidos y su concentración puede alcanzar hasta 7.0 g/L.

En una disolución acuosa, el amoníaco se disocia para formar el ión amonio y el ión hidróxido de acuerdo a la siguiente reacción:



Aunque el amonio es un amortiguador importante en la digestión, concentraciones elevadas de este pueden inhibir el proceso.

Una de las limitantes para evaluar la concentración del nitrógeno amoniacal es que el ión amonio, generalmente se cuantifica como  $N-NH_3$  (nitrógeno como amonio), por lo que no es posible distinguir entre uno y otro. Además, dado que no se precisan las concentraciones de

amoníaco que provocan la inhibición completa, pueden tenerse problemas en el reactor por esta causa.

Los efectos inhibitorios del amoníaco, hasta ahora conocidos, aparentemente solo influyen en la fase metanógena.

Se sabe que una concentración de nitrógeno amoniacal ( $\text{N-NH}_3$ ) de 1500 a 3000 mg/L, causa la inhibición de las bacterias metanógenas a pH alcalino. Sin embargo, no existen límites que definan el grado de toxicidad causado por el nitrógeno amoniacal.

#### A1.3.4 Inhibición por metales pesados

Los metales pesados se reportan como los causantes más comunes de inhibición en los digestores de lodos provenientes de plantas de tratamiento aerobio de aguas residuales, debido a su carácter tóxico, aún en su forma de sales metálicas en pequeñas concentraciones. Las sales tóxicas más comúnmente encontradas son las de cobre, zinc, plomo, aluminio, cromo hexavalente e hierro.

Los efectos principales que producen los metales pesados sobre la digestión son un incremento en la cantidad de ácidos grasos volátiles y, por consiguiente, la disminución de la producción de gas. Esto se debe a que las bacterias metanógenas sufren alteraciones metabólicas, originadas por la presencia de sustancias tóxicas.

En condiciones anaerobias, los metales se encuentran en diferentes formas:

- Solubles. Son aquellos metales que pueden existir en formas iónicas simples o como compuestos orgánicos e inorgánicos solubles
- Adsorbidos. En forma asociaciones químicas, como uniones covalentes entre iones y partículas
- Precipitados. Como sustancias insolubles formadas en disolución, resultado de una reacción química, como hidróxidos, carbonatos, fosfatos y sulfuros
- Asociados a compuestos orgánicos. Son aquellos metales que están unidos a la materia orgánica insoluble, como componentes de células vivas o formando complejos con productos metabólicos.

Los metales pesados en forma iónica provocan los mayores problemas de inhibición al proceso. Los efectos que se presentan comúnmente a nivel metabólico son:

- Alteración en la funciones de la célula, porque disminuye el potencial energético de la cadena de electrones
- Destrucción del metabolismo enzimático, incluso el de la alcohol deshidrogenasa
- Inactividad de las enzimas, ya que los metales pesados reaccionan con los grupos -SH de los aminoácidos.

Los metales pesados en su forma iónica pueden tolerarse en los digestores, especialmente si existen una concentración suficiente de sulfuros solubles en el sistema, con los cuales formen sustancias insolubles que no sean tóxicas.

#### A1.3.5 Inhibición por compuestos de toxicidad inmediata

Los compuestos clorados son fuertemente tóxicos para las bacterias metanógenas, aún a concentraciones menores o iguales a 1mg/L. Aquellos que contienen una estructura similar a la del metano ( $\text{CH}_4$ ), como el tetracloruro de carbono ( $\text{CCl}_4$ ), el tetracloruro de etileno ( $\text{CH}_2\text{Cl}_2$ ) y el cloruro de metilo ( $\text{CH}_3\text{Cl}$ ), son los más tóxicos. Una buena producción de gas puede eliminarlos del sistema. Sin embargo, concentraciones en exceso de estos compuestos requieren de varios

días para su expulsión del sistema y, consecuentemente, recuperación de la actividad metanógena.

El cianuro (CN<sup>-</sup>), al igual que el cloroformo (CHCl<sub>3</sub>), es muy tóxico para las bacterias metanógenas, pero su toxicidad es menor para los otros organismos anaerobios. Cuando la concentración de este compuesto no es muy alta, puede ocurrir una adaptación de las bacterias, pero está puede perderse si se suspende el contacto del lodo con el cianuro.

El formaldehído es un compuesto orgánico que produce la desnaturalización de las proteínas. Altas concentraciones de este compuesto puede provocar fallas en un reactor anaerobio. En este caso, la única solución es remover el formaldehído del lodo o tratarlo por un sistema aerobio. Algunas veces es posible transformarlo en azúcar o bien a una mezcla de formato y metanol, mediante incrementos de pH y de la temperatura.

Otro compuesto tóxico para los sistemas anaerobios, es el oxígeno. Su acción tóxica, puede llegar a cambiar las condiciones de funcionamiento de un sistema anaerobio y producir graves problemas, como la disminución de la actividad metanógena del lodo y una reducción del crecimiento de la biomasa. Sin embargo, las bacterias facultativas presentes en el reactor ayudan a eliminarlo del medio, lo cual reduce el riesgo de toxicidad.

#### A1.4 Nutrientos (Metcalf y Eddy, 1991)

La digestión, por ser un proceso biológico, requiere además de la fuente de carbono de nutrientes inorgánicos esenciales para el óptimo desarrollo de las bacterias y la síntesis de nueva biomasa, así como para incrementar la actividad específica de utilización del sustrato. Los nutrientes esenciales son el nitrógeno y el fósforo (también conocidos como macronutrientes). El requerimiento del nitrógeno para el proceso anaerobio es solo una pequeña fracción (0.2 a 0.5) de lo requerido en procesos aerobios. Esto se debe a la baja tasa de crecimiento (síntesis celular) de las bacterias anaerobias. Asimismo, el requerimiento de fósforo es aproximadamente 15% con respecto al nitrógeno. Metcalf y Eddy (1991) presentan el contenido de nutrientes en algunos lodos residuales (tabla 2.2). Por su parte, Keimen (1982) reporta el contenido de nitrógeno y fósforo para una digestión adecuada (tabla 2.3 y 2.4).

Además de la adición del nitrógeno y fósforo se han identificado otros elementos necesarios para la actividad de las bacterias metanogénicas, denominados micronutrientes o nutrientes vestigiales, que se requieren en concentraciones de micro o miligramos por litro de lodo tratado.

Tabla A1.1 Contenido de nutrientes en algunos lodos residuales (Metcalf y Eddy, 1991)

Tipo de lodo	* Nitrógeno	* Fósforo	* Potasio
Licor primario	2.1-2.6	0.6-3.0	0.1-0.7
Licor activado	3.8-7.6	1.4-3.2	
Licor primario y secundario	1.0-6.5	0.6-2.5	0.1-0.7
Licor digerido	0.9-6.8	0.5-3.0	0.1-0.5
Lodos digeridos	1.5-2.5	0.5-1.8	0.1-0.3
Lodos digeridos secados al aire	1.5-2.5	0.5-1.8	0.1-0.3

\* los valores son expresados en por ciento en peso de lodo seco

Tabla A1.2 Contenido de nitrógeno y fósforo en diferentes lodos (Keimen, 1982)

<b>Origen del lodo</b>	<b>* Nitrógeno</b>	<b>* Fósforo</b>
Sedimentación primaria	2.1-7.6	0.6-3.0
Sedimentación primaria más digestión	2.0-8.0	0.7-3.6
Sedimentación primaria más lodos biológicos	1.0-6.5	0.6-2.5
Estabilización anaerobia de los lodos mixtos	0.9-5.0	0.6-2.5

\* los valores son expresados en porciento en peso de lodo seco

En muchos estudios de tratamiento anaerobio, la causa de resultados poco alentadores, aparentemente fue la ausencia de nutrimentos vestigiales, entre los cuales el hierro, cobalto, níquel y azufre han sido probados como nutrimentos obligatorios prioritarios, el molibdeno, el tungsteno y el selenio, también son considerados como micronutrimentos.

Tabla A1.3 Contenido de nutrimentos del lodo (Keimen, 1982)

<b>Tipo de lodo</b>	<b>*Nitrógeno</b>	<b>*Fósforo</b>	<b>*Potasio</b>
Licor digerido	5.1	1.6	0.4
Licor sin digerir	3.5	1.6	0.2

\* los valores son expresados en porciento en peso de lodo seco

## Apéndice II

### Determinaciones analíticas

- **Determinación del factor de alcalinidad**

**Equipo, materiales y cristalería de laboratorio**

- > bureta de 25 mL
- > vasos de precipitados de 50 mL
- > pipetas volumétricas de 10 mL
- > propipeta
- > potenciómetro
- > Ác. Sulfúrico al 0.02N

**Análisis de la muestra**

1. Tomar un volumen de muestra ( $V_m$ ) de 10 mL y medir su pH
2. Añadir ácido sulfúrico hasta un pH = 5.7
3. Anotar el volumen de ácido gastado ( $V_1$ )
4. Añadir nuevamente ácido sulfúrico hasta un pH = 4.3
5. Anotar el volumen de ácido gastado ( $V_2$ )

**Cálculos**

$$\alpha = \frac{V_2 - V_1}{V_2}$$

**Donde:**

$\alpha$  = Factor de alcalinidad

$V_1$  = Volumen de ácido sulfúrico gastado para un pH = 5.7

$V_2$  = Volumen de ácido sulfúrico gastado para un pH = 4.3

• **Determinación de sólidos totales**

**Equipo, materiales y cristalería de laboratorio**

- > 10 cápsulas de porcelana con capacidad de 50mL y 90 mm de diámetro
- > mufla para operación a una temperatura de 550°C
- > parrilla
- > desecador
- > estufa para operación entre una temperatura de 103 a 105°C
- > balanza analítica
- > bomba de vacío

**Análisis de la muestra**

1. Seleccionar un volumen de 10 mL de muestra
2. Transferir el volumen de muestra bien mezclado y colocarla en una cápsula de porcelana (previamente puesta a peso constante)
3. Evaporar el líquido de la muestra en una parrilla a temperatura baja para evitar derramamientos.
4. Posteriormente colocar la cápsula de porcelana en una estufa a temperatura de 103 – 105°C durante una hora o hasta sequedad
5. Sacar y colocar la cápsula de porcelana en un desecador
6. Repetir la operación hasta obtener peso constante o hasta que el peso perdido sea menos de 4% del peso previo.

**Cálculos**

$$\text{mg ST/ L} = \frac{(A - B) * 1000}{V_m}$$

**Donde:**

mg ST/ L = miligramos de sólidos totales por litro

A = Peso del crisol + muestra seca (mg)

B = Peso del crisol vacío (mg)

V<sub>m</sub> = Volumen de muestra utilizada (mL)



• **Determinación de sólidos fijos totales (SFT)**

**Equipo, materiales y cristalería de laboratorio**

- > cápsulas de porcelana con capacidad de 50mL y 90 mm de diámetro
- > mufla para operación a una temperatura de 550°C
- > parrilla
- > desecador
- > estufa para operación entre una temperatura de 103 a 105°C
- > balanza analítica
- > bomba de vacío

**Análisis de la muestra**

1. Calcinar los residuos producidos del método anterior (sólidos secos obtenidos en la cápsula de porcelana), hasta peso constante a 550°C en la mufla. Usualmente se requiere de 15 a 30 minutos de calcinación
2. Dejar que el crisol se enfríe parcialmente, hasta que casi todo el calor se haya disipado
3. Transferir a un desecador para el enfriamiento final en una atmósfera seca
4. Pesar hasta obtener peso constante, si no, repetir la operación de calcinación

**Cálculos:**

$$\text{mg STF / L} = \frac{(A - B) * 1000}{V_m}$$

**Donde:**

mg STF/ L = miligramos de sólidos totales fijos por litro

A = Peso del crisol + muestra seca (mg)

B = Peso del crisol vacío (mg)

V<sub>m</sub> = Volumen de muestra utilizada (mL). La misma que para sólidos totales

- **Determinación de sólidos volátiles totales (SVT)**

**Cálculos:**

Determinación de sólidos totales se obtienen por diferencia de los sólidos totales (ST) y fijos totales (STF).

$$\text{Mg SVT/ L} = \text{mg ST/L} - \text{mg STF/ L}$$

**Donde:**

mg STF/ L = miligramos de sólidos totales fijos por litro

mg ST/ L = miligramos de sólidos totales por litro

- **Determinación de sólidos suspendidos totales (SST)**

**Equipo, materiales y cristalería de laboratorio**

- > crisoles con capacidad de 50 mL de porcelana o platino
- > mufla para operación a una temperatura de 550°C
- > desecador
- > estufa para operación entre una temperatura de 103 a 105°C
- > balanza analítica
- > matraz kitasato de 100 mL
- > bomba de vacío
- > manguera de látex
- > filtros de fibra de vidrio de 2 cm de diámetro
- > alargadera

**Análisis de la muestra**

1. Preparación del filtro:

2. Colocar el filtro de fibra de vidrio en el aparato de filtración, lavar 3 veces con un volumen de 10 mL de agua destilada, succionar hasta quitar el agua completamente, colocar el filtro en una plancha de aluminio o acero como soporte. Secar en estufa a 103–105°C hasta obtener peso constante. Si los sólidos volátiles son determinados, entonces calcinar a 550°C por 15 minutos en mufla. Enfriar en desecador para balancear el peso y la temperatura. Repetir el proceso hasta obtener peso constante
3. Medir 2 mL de muestra con pipetas volumétricas y filtrar con aparato de filtración a través del filtro (previamente pesado) lavar con 3 volúmenes de 10 mL de agua destilada, succionar completamente el agua
4. Quitar cuidadosamente el filtro y colocarlo en una plancha de aluminio con soporte
5. Secar a 103 – 105°C durante una hora
6. Enfriar el desecador para balancear el peso y temperatura
7. Pesar
8. Repetir la operación hasta obtener peso constante

Cálculos:

$$\text{mg SST / L} = \frac{(A - B) * 1000}{V_m}$$

Donde:

mg SST/ L = miligramos de sólidos suspendidos totales por litro

A = Peso del filtro + muestra seca (mg)

B = Peso del filtro seco (mg)

V<sub>m</sub> = Volumen de muestra utilizada (mL).

• **Determinación de sólidos suspendidos volátiles (SSV)**

Cálculos:

Determinación de sólidos suspendidos totales se obtienen por diferencia de sólidos suspendidos totales (SST) y suspendidos fijos (SSF).

$$\text{mg SSV/ L} = \text{mg SST/L} - \text{mg SSF/ L}$$

Donde:

mg SSF/ L = miligramos de sólidos suspendidos fijos por litro

mg SST/ L = miligramos de sólidos suspendidos totales por litro

• **Determinación de la demanda química de oxígeno (DQO)**

**Equipo, materiales y cristalería de laboratorio**

- > tubos de cultivo con tapón de rosca de 20 mL
- > gradilla
- > pipetas volumétricas de 2 mL
- > matraces volumétricos de 50 mL
- > propipeta
- > estufa para digestión a 60°C
- > espectrofotómetro (lecturas entre 580 y 600 nm)
- > solución estándar de dicromato de potasio, ácido sulfúrico y sulfato de mercurio a 0.25 N
- > solución de ácido sulfúrico y sulfato de plata

**Análisis de la muestra**

1. Se toman 2 mL de la muestra y se colocan en un tubo de cultivo
2. Agregar 1 mL de dicromato a 0.25 N
3. Adicionar 3 mL de ácido sulfúrico y sulfato de plata
4. Agitar vigorosamente y cerrar el tubo
5. Digerir en la estufa a 165°C durante 30 min
6. Dejar enfriar la muestra a temperatura ambiente
7. Centrifugar las muestras a 5000 rpm durante 30 min (para eliminar el exceso de mercurio)
8. Tomar las lecturas correspondientes a cada muestra en el espectrofotómetro (absorbancia)

Es importante mencionar que antes de hacer cualquier determinación se deberá elaborar la curva de calibración

**Cálculos:**

$$y = ax - b$$

**Donde:**

y = concentración

a = pendiente

b = ordenada al origen

x = absorbancia

- **Determinación de carbono (C), nitrógeno (N), hidrógeno (H) y azufre (S) elemental**

**Equipo, materiales y cristalería de laboratorio**

- > crisoles
- > pinzas para crisol
- > desecador
- > espátula
- > cápsula de estaño

**Análisis de la muestra**

1. En los crisoles, añadir aproximadamente 5 mL de la muestra del lodo
2. Secar la muestra a 105°C, durante 2 horas
3. Dejar enfriar la muestra en el desecador
4. Homogeneizar la muestra, a través de una trituration de los sólidos
5. Pesarse de 1 a 3 mg de la muestra, en la cápsula de estaño
6. Leer los resultados obtenidos en el equipo de análisis elemental

- **3.2.8 Determinación de ácidos grasos (AGV's)**

**Equipo, materiales y cristalería de laboratorio**

- > buretas
- > vasos de precipitado de 250 mL
- > pipeta volumétrica de 10 mL
- > bomba de aire
- > agitador magnético
- > potenciómetro
- > parrilla magnética

**Análisis de la muestra**

1. Tomar un volumen de muestra ( $V_m$ ) de 10 mL y medir su  $pH_1$ .
2. Añadir NaOH hasta que  $pH_2 = 11.8$
3. Titular con HCL hasta  $pH_3 = 9.4$

$$(\text{CO}_3^{2-})_{\text{tot}} = \frac{1}{V_m} * \frac{T_{2,3} * (\text{ácido})}{f(\text{pH}_2, \text{pK}_{\text{carb}}) - f(\text{pH}_3, \text{pK}_{\text{carb}})} = \text{carbonato total}$$

4. Continuar la titulación ácida y para pasar de un valor de  $\text{pH}_4$  a  $\text{pH}_5$  ( $6.9$  a  $4.8$   $\text{pK}_{\text{carb}} = 10.33$ )
5. Continuar la titulación ácida hasta  $\text{pH}_6 = 2.2$  que es cuando todo el  $\text{CO}_3^{2-}$  y  $\text{HCO}_3^-$  se han convertido a  $\text{CO}_2$ .
6. Detener la titulación en  $\text{pH} = 2.2$ . Burbujear el matraz con aire para eliminar el  $\text{CO}_2$  de la solución (quedará aproximadamente  $0.015\text{mM}$   $\text{CO}_2$  pero esta contaminación no afectará el experimento).
7. Retrotitular con  $\text{NaOH}$  de  $T_{7,8}$  volumen necesario para pasar de  $\text{pH}_7 = 4.8$  a  $\text{pH}_8 = 6.9$  en donde todo el AGV esta efectivamente actuando como amortiguador.

$$(\text{AGV})_{\text{total}} = \frac{1}{V_m} * \frac{T_{7,8} * (\text{alcali})}{f(\text{pH}_8, \text{pK}_{\text{AGV}}) - f(\text{pH}_7, \text{pK}_{\text{AGV}})} = \text{carbonato total}$$

$$(\text{HCO}_3^-)_{\text{tot}} = \frac{T_{5,4} * (\text{ácido}) - V_m * (\text{AGV}) * \{f(\text{pH}_4, \text{pK}_{\text{AGV}}) - f(\text{pH}_5, \text{pK}_{\text{AGV}})\}}{V_m * \{f(\text{pH}_4, \text{pK}_{\text{BIC}}) - f(\text{pH}_5, \text{pK}_{\text{BIC}})\}}$$

$$\text{pK}_{\text{BIC}} = 6.35$$

En general el (carbono inorgánico total) =  $(\text{HCO}_3^-) + (\text{CO}_3^{2-}) + (\text{CO}_2)$ .

En un principio por este método como ya se eliminó el  $\text{CO}_2$ ; (bicarbonato total) = (carbonato total), pero como siempre puede haber errores en titulación, entonces se emplea:

$$(\text{carbono inorgánico total}) = (\text{Cinorg tot}) = \frac{1}{2} \{(\text{HCO}_3^-) + (\text{CO}_3^{2-})\}$$

La cantidad total carbonato y bicarbonato presente en la muestra original puede ser determinada conociendo el  $\text{pH}_m$  de la muestra.

$$(\text{CO}_3^{2-} (\text{pH}_m)) = f(\text{pH}_m, \text{pK}_{\text{BIC}}) * (\text{C}_{\text{inorg tot}})$$

$$(\text{HCO}_3^- (\text{pH}_m)) = (1 - f(\text{pH}_m, \text{pK}_{\text{BIC}})) * (\text{C}_{\text{inorg tot}})$$

La capacidad amortiguadora total a un cierto  $\text{pH}$  final es directamente determinada a partir del volumen de ácido titulado entre  $\text{pH}_m$  y el  $\text{pH}_i$ .

$$\text{Capacidad amortiguadora} = \frac{T_{m,t} \cdot (\text{ácido})}{V_m}$$

$$\text{Alcalinidad (meq/L)} = 103 \cdot (C_{\text{inorg tot}}) \cdot \{f(\text{pH}_m, \text{pK}_{\text{BIC}}) - f(\text{pH}_i, \text{pK}_{\text{BIC}})\}$$

$$\text{Alcalinidad (mg CaCO}_3\text{/L)} = 5 \cdot 10^4 \cdot (C_{\text{inorg tot}}) \cdot \{f(\text{pH}_m, \text{pK}_{\text{BIC}}) - f(\text{pH}_i, \text{pK}_{\text{BIC}})\}$$

$$f(\text{pH}_i, \text{pK}_{\text{aj}}) = \frac{[\text{A}^-]}{[\text{A}^-] + [\text{HA}]} = \frac{1}{1 + 10^{(\text{pK}_a - \text{pH})}}$$

y la concentraciones indicadas en [eq/L] están expresadas en normalidad = no. de equivalentes/litro.

Para convertirlos a mg/L habrá que multiplicar por su peso equivalente.

En estas reacciones de neutralización, el peso equivalente de las sustancias reaccionantes es el peso que reacciona (o proporciona) 1 mol de H<sup>+</sup> = PM/no. valencias.

- **Método cromatográfico de gases**

**Equipo, materiales y cristalería de laboratorio**

- > Cromatógrafo de gases
- > Registro
- > Aparato de introducción de muestras

**Análisis de la muestra**

1. Preparación del cromatógrafo de gases

Ajústese la tasa de flujo de gas portador a 60-80 mL/min. El gel de sílice y las columnas del tamiz molecular pierden actividad de forma gradual por la humedad o los materiales permanentemente absorbidos a temperatura ambiente. Si se producen separaciones insuficientes, reactivase por calentamiento o reempaquetado

2. Calibración

Para resultados confiables, prepárese una curva de calibración para cada gas a medir, pues los distintos componentes del gas no dan respuestas equivalentes del detector ni en función del peso ni de la concentración molar. Calibrese con mezclas sintéticas o con gases puros

- Mezclas sintéticas. Cómprese mezclas de gases de composición conocida o prepárese en el laboratorio. Inyéctese un volumen estándar de cada mezcla en el cromatógrafo de gas y anótese la respuesta para cada uno. Calcúlese por ordenador (computadora) la respuesta del detector, como el área bajo la curva o como altura del pico, después de corregir para atenuación. Léanse cuidadosamente las alturas de los picos y relaciones con las concentraciones de los componentes de la muestra. Reproduzca exactamente los parámetros operativos de análisis en el siguiente
- Gases puros. Introduzca en el cromatógrafo gases puros aislados mediante jeringas. Inyéctense volúmenes de muestra de 0.25, 0.5, 1 mL etc, y realícese el trazado de respuestas del detector, corregido para atenuación, frente a los volúmenes del gas

Quando el sistema de análisis proporcione una respuesta lineal con una concentración creciente del gas desde cero hasta el margen de interés, háganse pasar estándar con las muestras. Si éstas tienen el mismo tamaño, calcúlese la concentración del gas en proporción directa.

### 3. Análisis de la muestra

Si las muestras van a inyectarse con jeringa, equipar el recipiente de recolección con un respiradero cerrado por un tabique de goma o silicona. Recójase la muestra para el análisis, vacíese de aire la jeringa presionado el émbolo e introdúzcase la aguja a través del tabique. Retírese el émbolo hasta tomar el volumen de gas deseado, extráigase la aguja del colector e inyéctese rápidamente la muestra en el cromatógrafo. Si las muestras han de inyectarse a través de una válvula de toma de gases, conéctese el recipiente de la muestra al tubo de entrada. Déjese fluir el gas desde el tubo de recolección a través de la válvula para purgar el espacio muerto de aire y llenar el tubo con la muestra. Normalmente son suficientes unos 15 mL para limpiar las líneas y proporcionar de 1 a 2 mL de muestra. Transvásese ésta desde el asa a la corriente de gas portador siguiendo las instrucciones del fabricante. Antes de la inyección, llévense las muestras a la presión atmosférica. Cuando las curvas de calibración se han preparado con mezclas sintéticas, utilícese el mismo volumen de muestra que el empleado durante la calibración. Cuando se preparan por el método que emplea volúmenes diversos de gases puros, inyéctase un volumen convencional de muestra de gas de aproximadamente 2 mL.

### Cálculos

Quando las curvas de calibración se han preparado con mezclas sintéticas y el volumen de muestra analizada es igual al utilizado en la calibración léase directamente el porcentaje de volumen de cada componente en la curva de calibración.



Tabla 3.1 Especificaciones del reactor anaerobio en cascada

<b>Reactor</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Material Acrílico de 4 mm de espesor</li> <li>• Dimensiones Altura= 20.0 cm Ancho= 15.5 cm Profundidad=59.0 cm Volumen= 18.29 cm</li> <li>• Cámaras 5 cámaras Alturas= 20 cm Ancho= 5.5 cm Profundidad= 8.5 cm Volumen por cámara=2.635 L</li> <li>• Sedimentador 1 sedimentador Alturas= 20 cm Ancho= 15.5 cm Profundidad= 8.5 cm Volumen por cámara=2.294 L</li> <li>• Puntos de muestreo 5 para el biogás 5 para los lodos 5 purgas</li> </ul>
<b>Tanque de alimentación del lodo</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Material Plástico</li> <li>• Dimensiones Volumen= 9 L</li> </ul>
<b>Tanque de alimentación del efluente recirculado</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Material Plástico</li> <li>• Dimensiones Volumen= 8 L</li> </ul>
<b>Tanque del efluente</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Material Plástico</li> <li>• Dimensiones Volumen= 9 L</li> </ul>
<b>Bombas</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Tipo Perestática de 1-100 RPM</li> <li>• Cabezal</li> <li>• Control de flujo Masterflex</li> </ul>
<b>Medidor del biogás</b>	<p>Modelo Welt Test Meter, Precision Scientific Intervalo de medición de 0-3000 L Precisión 0.01 L</p>
<b>Regulador de la corriente eléctrica</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Tipo Staco Energy 3PN 1010</li> </ul>

### Apéndice III

Tabla AIII.1 Resultado de DQO total, mg/L

FECHA	DÍA	INFLUENTE	CELDA 1	CELDA 2	CELDA 3	CELDA 4	CELDA 5	EFLUENTE	Lodo digerido
13/05/97	1	5550							
14/05/97	2		4549	706,5	826	931,5	850		
16/05/97	4	5536	6788	1110,5	1155	1121,5	1145	1134	
19/05/97	7	5750	6970	1097	1093,5	1108	1153,5	1117	
23/05/97	11	5805	8537,5	9402	625,95	2038	2089	2096	
26/05/97	13	5750	7029	7063,5	6609,5	254,6	323,7	620,1	
28/05/97	16	5846	6494,5	6710	6385	352,5	372,5	613,2	
30/05/97	18	5960	8496,5	6653,5	6711,5	1011,8	256	237	
2/06/97	21	7063,5	7801,5	7903,5	7245,5	201,7	225,5	211	
4/06/97	23	7500	7097,5	7052	7245,5	1075	1106,4	998,5	
6/06/97	25	7250	6085	7052	5732	223,75	933,55	920,8	
9/06/97	28	5618,5	4128,5	4685,5	7291	589	199,85	322	
11/06/97	30	7017,75	6653,5	6927	3354,5	1046	214,6	207,3	
13/06/97	32	7120	7417	7563,5	7484	1194	274,67	280,13	
20/06/97	39	7916	7177	8416,5	7291	1637	201,85	192,8	
23/06/97	42	6016,5	4629	2365,5	4151	5709,5	176,4	332,9	
25/06/97	44	6507	2479	5470	1443,3	6323,5	261,75	78,1	
27/06/97	46	5117,5	5402,5	2535,5	6164,5	13853	160	118,15	
30/06/97	49	5231,5	4957,5	1796	4889,5	6926,5	78,1	92,65	
2/07/97	51	7711,25	7323,8	3184	2752	14286	150,9	138,2	
5/07/97	54	3241	13467	6941,5	2421,5	6903,5	741	795,25	
7/07/97	56	7233	10554	2456	4002	7678	105,4	116,3	
9/07/97	58	7598	15241	7006	9826	14516	204	196	
12/07/97	61	6733	14604	6324	3070	3753	167	149	
15/07/97	64	5346	13648	11100	3935	7143	124	105	
19/07/97	68	5709	15014	7712	1194	7325	175	153	
2/08/97	72	3755	6005,2	7233,8	5777,7	1041	302	167	
4/08/97	74	5525	6822	12006	15327	11597	1073	225,5	
8/08/97	78	5253	13462	14508	14326	12370	578	135	
9/08/97	79	3389	6984	2966	2438	2453	142	185	
11/08/97	81	7250	11960	2728	9050	5457	156	73	
13/08/97	83	5500	12097	11597	13598	6957	175	149	
16/08/97	86	2729	7142	5696	12101	3183	327	102	
18/08/97	88	5057	7072	6754	13462	5526	189	116	
20/08/97	90	7118	7322	14053	9823	4570	167	91	
23/08/97	93	7824	7233	11646	9235	815,2	364	167	
25/08/97	95	4798	14599	13462	7868	2842	229	193	
30/08/97	100	7911	7453	10783	7786	993	123	97	
1/09/97	102	5228	8361	12339	12672	11882	6812	209	

Continuación de la tabla AIII.1

FECHA	DÍA	INFLUENTE	CELDA 1	CELDA 2	CELDA 3	CELDA 4	CELDA 5	EFLUENTE	Lodo digerido
3/09/97	104	7336	6972	10926	11009	10760	11466	53	
6/09/97	107	6745	4205	9659	8493	8244	8827	123	
8/09/97	109	5233	15204	21118	16534	16202	14207	216	22767
10/09/97	111	5532	14895	19110	18113	20855	19609	316	11049
12/09/97	113	5092	11239	10384	14539	12545	15073	123	6644
15/09/97	116	8140	4538	17614	19110	19193	18861	302,3	3320
17/09/97	118	9885	14230	6977	10301	12129	11880	199	
20/09/97	121	9655	10659	8868	7380	9766	8435	157	
22/09/97	123	5095	16289	16284	18695	16123	15569	602	
24/09/97	125	8529	11909	14624	18279	22351	21603	266	16700
27/09/97	128	15821	5746	9409	13489	13739	7244	473	
1/10/97	132	10137	14181	25510	12962	26009	12962	282	
4/10/97	135	9326	8285	5954	7536	9409	5871	282	
6/10/97	137	9905	16730	16065	16065	16120	16065	126,2	14070
8/10/97	139	16287	16564	17395	19111	16397	16675	256	14846
11/10/97	142	12990	10950	4913	7536	13781	5621	276,5	12990
13/10/97	144	10470	11548	13709	14041		13127	282,4	16368
18/10/97	149	10425	11405	13573	13906	18319	12490	276,4	
20/10/97	151	11466	16453	18004	17838	16730	17783	448,6	16619
22/10/97	153	9054,5	23931	18778	13960	16231	21687	485,2	11215
25/10/97	156	3997	16404	12324	16238	10575	11491	323	
29/10/97	160	14207	12461	11548	16368	15204	7891	325,6	18362
1/11/97	162	6911	5829	5204	7203	6828	7078	293,11	
3/11/97	164	14623	22435	23515	26590	24346	23515	235	26009
8/11/97	169	3372	5850	5225	6786	6162	7161	256	
10/11/97	171	4430	12131	5205,4	4234	12242	12131	179,3	20523
12/11/97	173	1438	9387	11356	13044	14041	16451	199,3	18456

Tabla AIII.2 Resultado de DQO soluble, mg/L

FECHA	DÍA	INFLUENTE	CELDA 1	CELDA 2	CELDA 3	CELDA 4	CELDA 5	EFLUENTE	Lodo digerido
13/05/97	1	405,5							
14/05/97	2	400	710	593	486	550	528		
16/05/97	4	235	508	1105	1098	1187	1209	1118	
19/05/97	7	560,5	1181	1078,5	982	1073	1088	1084	
23/05/97	11	500	130	283		273	226	2081	
26/05/97	13	560	829,5	971,5	989,5		266	563,5	
28/05/97	16	418	782	1020	939	214,25	142	110	
30/05/97	18	430	346	382	276,5		213	167,5	
2/06/97	21	526	358	247	204	182	220	183	
4/06/97	23	530	469	365,5	356	1100,5	1067	882,5	
6/06/97	25	540	205,5	320	673	167	873	864	
9/06/97	28	181,5	207	139,5	260	180	181	223,5	
11/06/97	30	278	238,5	383,5	192,5	491	123,5	144	
13/06/97	32	285	324	380	440	389	171	211	
20/06/97	39	145	73	214,5	247,5	223,5	109,05	204	
23/06/97	42	314,5	303,5	255,5	305,5	373	156,5	194,5	
25/06/97	44	295	175,5	127,5	105,5	154,5	76,5	38	
27/06/97	46	212,5	422	161,5	183,5	369,5	80	80	
30/06/97	49	284	138	58	105,5	249	63	45,5	
2/07/97	51	483,5	156	233	179,5	546	96,5	143,5	
5/07/97	54	107	629,5	88,5	81,5	187,5	50,5	58	
7/07/97	56	150	542	138	145		113	87	
9/07/97	58	411,7	1157	229			116	113	
12/07/97	61	72,6	713,3	265,6	141,8	352,9	141,8	120	
15/07/97	64	171	586	255	222	320	73	120	
19/07/97	68	200	156,4	218,2	141,8	178,2	109,4	90,8	
2/08/97	72	262	196,4	280,1	54,4	101,8	94,5	69	
4/08/97	74	167	112,7	175	455	229	120	153	
8/08/97	78	102	211	211	429	466	72	58	
9/08/97	79	79,9	185,5	280,1	65,4	54,4	50,8	72,6	
11/07/97	81	210	178		102	95	105		
13/07/97	83	200	167	225	466		127	98	
16/08/97	86	309,3	211	192,7	356,6	145,4	47,2	76,3	
18/08/97	88	135	273	156	302	135	95	69	
20/08/97	90	280	251	207	349	258	113	87	
23/08/97	93	545,9	447,6	167,3	367,5	127,2	50,8	69	
25/08/97	95	178	524	349	262	211	135	156	
30/08/97	100	806,1	413	219,8	269,8	93,3	100	69,9	
1/09/97	102	319	701	256	239	209	153	93	
3/07/97	104	302	206	153	286	192	209	13	
6/09/97	107	106,6	273,1	153,2	139,9	186,5	159,9	63,3	
8/09/97	109	203	236	282	219	226	209	86	113

continuación de la tabla AIII.2

FECHA	DÍA	INFLUENTE	CELDA 1	CELDA 2	CELDA 3	CELDA 4	CELDA 5	EFLUENTE	Lodo digerido
10/09/97	111	40	272	289	296	286	226		89,6
12/09/97	113	40	289	242	183	156	173	23	26,4
15/09/97	116	106	189	292	226	226	249	76,3	199
17/09/97	118	146	332	206	206	246	209	109,5	
20/09/97	121	173,2	239,8	173,2	139,9	166,5	199,9	86,6	
22/09/97	123	189	349	392	356	299	216	86	
24/09/97	125	362	259	275	329	272,4	249	103	196
27/09/97	128	163,2	176,5	273,1	253,1	239,8	173,2	86,6	
1/10/97	132	96,2	219,2	392,1	229,2	305,7	172,7	96,2	
4/10/97	135	749,4	469,6	379,7	353,1	406,4	226,5	159,9	
6/10/97	137	970,5	558,3	372,2	382,1	259,1	295,7	122,8	129,5
8/10/97	139	146,1	910,7	874,1	495,2	348,9	362,2	146,1	225,9
11/10/97	142	969,3	479,6	273,1	239,8	429,7	209,8	123,2	
13/10/97	144	960,6	584,9	508,4	432	432	289	199,3	960,6
18/10/97	149	955,9	579,6	502,9	426,3	426,3	283,1	193,2	
20/10/97	151	963,9	634,8	538,4	432	468,6	422	225,9	205,9
22/10/97	153	212,6	541,7	465,2	315,6		289	82,9	179,3
25/10/97	156	326,4	349,7	366,4	399,7	363,1	186,5	166,5	
29/10/97	160	448,6	458,6	488,5	697,9	521,7	362,2	222,6	-
1/11/97	162	522,9	413	363,1	439,7	406,4	213,2	279,8	
3/11/97	164	638,1	385,5	-	282,4	252,5	285,7	89,6	122,8
8/11/97	169	596,2	389,7	329,8	303,1	319,8	259,8	106,6	
10/11/97	171	106,2	69,6	269,1	295,7	162,7	139,5	73	196
12/11/97	173	96,2	36,4	475,2	63	73	259,1	86,3	16,5

Tabla AIII.3 Resultado de alcalinidad y ácidos grasos, mg/L

Día	Celda	[CO <sub>3</sub> <sup>2-</sup> ]	[AGV]	[HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> ]	[C inorg total]	Alcalinidad mg CaCO <sub>3</sub> /L
83	1	0.083154	0.027344	0.03068	0.05692	259.03
	2	0.10967	0.051122	0.03533	0.07250	329.94
	3	0.09762	0.011664	0.03864	0.06810	309.92
	4	0.10847	0.021399	0.01850	0.06348	288.89
	5	0.12650	0.011889	0.04776	0.08713	396.52
	6	0.1181	0.021399	0.01851	0.06831	310.87
130	1	0.0928	0.02568	0.01759	0.0551	250.75
	3	0.1100	0.03389	0.01910	0.0645	293.76
	6	0.1222	0.01369	0.00678	0.0642	292.17
	7	0.1459	0.01888	0.02121	0.0836	380.46
	8	0.14092	0.02567	0.02580	0.0834	379.36

continuación de la tabla AII.3

Día	Celda	[CO <sub>3</sub> <sup>2-</sup> ]	[AGV]	[HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> ]	[C inorg total]	Alcalinidad mg CaCO <sub>3</sub> /L
183	1	0.08291	0.02310	0.022750	0.05282	240.41
	2	0.10532	0.02859	0.022369	0.06384	290.53
	3	0.11575	0.03047	0.024309	0.07003	318.703
	4	0.10678	0.02139	0.017600	0.06219	283.04
	5	0.11260	0.01986	0.020939	0.06677	303.86
	6	0.1334	0.01917	0.030901	0.08215	373.86
	7	0.09906	0.00993	0.028956	0.06410	305.37

Tabla AIII.4 Volumen del biogás y eficiencia del sistema

d	Flujo del biogás	%CH <sub>4</sub>	Eficiencia de conversión (m <sup>3</sup> /kg DQO rem)			
			YB	YB balance	YM	YM balance
0	0,00	0,00	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
10	0,74	0,00	0,6723	0,0795	0,0000	0,0000
20	1,99	0,80	0,6368	0,1840	0,5069	0,1464
30	2,24	0,86	0,5922	0,2282	0,5071	0,1954
40	3,27	0,86	0,5929	0,2251	0,5072	0,1926
50	3,36	0,83	0,6137	0,3131	0,5072	0,2587
60	2,73	0,86	0,5867	0,1802	0,5070	0,1558
80	1,25	0,85	0,5833	0,1826	0,4983	0,1560
90	0,90	0,88	0,5780	0,0869	0,5068	0,0762
100	1,82	0,88	0,6093	0,1165	0,5386	0,1030
110	3,08	0,89	0,5689	0,2740	0,5070	0,2442
120	2,78	0,85	0,5874	0,2001	0,4991	0,1700
130	1,95	0,92	0,5516	0,1328	0,5074	0,1221
160	2,74	0,92	0,5319	0,2121	0,4899	0,1953
170	3,01	0,93	0,5370	0,1733	0,5005	0,1615
180	2,82	0,95	0,5399	0,3087	0,5116	0,2926
190	2,45	0,90	0,5451	0,2490	0,4911	0,2244

La secuencia de cálculo para obtener la eficiencia de conversión de lodo a biogás teórica y real se presenta al final de este apéndice (XLIV y XLV).

Tabla AIII.5 Resultados del análisis elemental CHNS

Fecha	Cámara	C%	N%	S%	H%	
5 de Agosto	1	29	4.84	1.02	4.22	
	2	30.5	5.19	1.14	4.36	
	3	30.14	4.87	1.10	4.24	
	4	36.32	6.82	1.33	5.25	
14 de Agosto	1	23.42	4.42	0.22	3.42	
	2	31.05	6.13	0.60	4.57	
	3	35.97	6.69	0.83	5.37	
	4	36.03	6.45	0.95	5.43	
	P1	20.94	3.94	0.30	3.04	
	P2	69.41	12.92	1.16	9.75	
	P3	27.09	4.71	0.45	3.98	
	P4	50.61	8.82	0.81	7.42	
10 de Septiembre	1	24.10	4.89	0.04	3.15	
	2	27.90	5.05	0.19	3.95	
	3	34.79	5.75	0.33	4.96	
	4	30.00	5.02	0.55	4.27	
	Salida	11.39	0.62	1.95	3.09	
	Entrada	32.83	4.421	0.81	6.27	
	Lodos	36.41	4.04	0.43	6.15	
	P1	26.53	3.82	1.35	5.05	
	P2	32.17	3.48	0.16	0.02	
	P3	43.75	6.64	0.15	6.77	
	P4	38.78	4.18	0.20	5.81	
	P5	44.63	4.36	0.02	10.25	
	22 de Septiembre	1	31.20	5.95	0.48	3.10
		2	26.96	4.96	0.22	3.17
3		23.54	4.10	0.36	2.80	
4		22.52	3.96	0.31	2.63	
5		23.72	3.84	0.66	2.44	
Salida		10.31	0.60	0.58	2.00	
Entrada		16.74	5.37	0.59	3.89	
28 de Septiembre	Lodos	18.26	4.14	0.34	2.49	
	Entrada	42.82	6.20	0.19	3.12	
	Salida	11.15	1.06	0.58	2.11	
30 de Septiembre	Lodos	25.46	4.05	0.44	2.19	
	1	28.08	4.93	0.77	3.41	
	2	27.94	4.48	0.19	2.63	
	3	28.53	4.18	0.51	3.01	

Continuación de la tabla AIII.5

	4	25.47	3.71	0.024	2.75
	5	25.48	3.64	0.22	2.22
30 de Septiembre	Salida	9.05	0.61	0.74	2.08
	Entrada	19.28	3.49	0.66	1.97
	Lodos	23.55	3.45	0.21	2.35
7 de Octubre	1	32.99	6.66	0.71	4.99
	2	27.28	5.37	0.56	4.33
	3	25.58	4.87	0.55	4.10
	4	25.10	4.64	0.63	3.95
	5	22.27	3.99	0.46	3.41
	Salida	7.95	0.847	0.251	1.14
	Entrada	34.32	6.51	0.27	5.02
	Lodos	23.48	4.021	0.40	3.69
14 de Octubre	1	33.76	6.13	0.44	4.88
	2	28.59	5.15	0.52	4.12
	3	27.70	4.99	0.46	4.16
	4	27.74	4.95	0.59	4.13
	5	24.00	4.26	0.54	3.57
	Salida	9.52	1.11	0.45	1.37
	Entrada	33.12	5.79	0.21	4.82
21 de Octubre	1	32.27	5.21	0.29	4.46
	2	32.55	5.23	0.56	5.42
	3	30.73	4.82	0.49	4.33
	4	31.66	4.78	0.70	4.43
	5	29.77	4.39	0.62	4.22
	Salida	14.71	1.26	0.19	1.86
	Entrada	33.08	5.04	0.34	4.60
	Lodos	28.78	4.32	0.61	4.09
4 de Noviembre	1	28.69	6.02	0.75	3.77
	2	29.15	5.89	0.77	3.73
	3	29.99	5.77	0.80	3.85
	4	28.66	5.70	0.78	3.66
	5	26.56	4.90	0.83	3.38
	Salida	9.80	4.42	0.40	0.93
	Entrada	30.98	8.5	0.85	3.83
12 de Noviembre	1	26.62	0.69	0.20	4.07
	2	29.65	1.44	0.31	4.57



Continuación de la tabla AIII.5

	3	25.97	2.01	0.25	3.91
	4	26.49	1.06	0.20	3.99
	5	22.97	0.84	0.22	2.83
	Salida	9.14	3.4	0.12	0.95
	Entrada	26.83	2.77	0.29	3.69
	Lodos	22.99	1.06	0.16	2.79
18 de Noviembre	1	23.18	3.60	0.77	3.63
	2	15.56	2.41	0.52	2.43
	3	24.27	3.77	0.81	3.80
	4	17.18	2.67	0.57	2.69
	5	15.23	2.36	0.51	2.39
	Salida	11.91	1.69	0.47	1.74
	Entrada	15.58	2.51	0.45	2.38
	Lodos	12.76	1.94	0.42	1.99

Tabla AIII.6 Resultados de los sólidos totales y totales volátiles en mg/L

FECHA	DÍA	CELDA 1		CELDA 2		CELDA 3		CELDA 4		CELDA 5		INFLUENTE		EFLUENTE	
		ST	STV	ST	STV	ST	STV	ST	STV	ST	STV	ST	STV	ST	STV
15/05/97	3	13250	8950	950	50	1150	300	2500	300	1850	700	8750	5500	800	200
17/05/97	5	15880	11200	1040	160	1280	340	1080	160	1300	340	5080	2840	1220	300
20/05/97	8	48750	44085	56430	51110	320	160	430	100	400	40	7860	6310	700	340
22/05/97	10	27120	20800	25000	18140	980	20	860	120	960	140	9620	6820	760	60
24/05/97	12	21750	16200	25100	18900			6150	6000	1050	950	9500	6650	750	550
27/05/97	15	12650	8450	16250	11600	5400	2700	2350	450			8200	5900	2700	800
29/05/97	17	13900	9200	21340	14880	34800	25500	1640	280	1320	400	5280	3460	1340	
30/05/97	18														
5/06/97	24	12100	8000	19640	13140	19160	12880	940	300	940	140	8940	6060	800	180
10/06/97	29	9620	6460	11560	7960	7580	5000	12780	9300	1060	400	8920	5980	980	320
12/06/97	31	13320	9460	14920	10160	14080	9440	16120	10880	1140	300	7900	5420	1240	360
17/06/97	36	5100	3660	11820	8360	20300	13960	10520	7440	1220	660	8340	6380	1220	640
19/06/97	38	2080	580	10820	6500	17840	11360	11420	7520	1340	480	8680	5900	1200	260
21/06/97	40	5480	2860	3560	1660	9000	5440	11480	7700	2400	1280	5920	3600	1340	300
24/06/97	43	7700	4000	2780	1180	8780	4500	11580	7740	860	40	3540	2060	1000	40
26/06/97	45	7640	3980	2740	1200	8800	4800	11600	7680	960	80	3520	2100	1000	60
28/06/97	47	6380	1060	6940	4320	3180	1840	14380	9650	920	160	4660	2220	820	100
1/07/97	50	7260	3120			5290	1290	14490	1010	1060	920	2340		1060	1000
3/07/97	52	27160		2120		11130		10098		970		10270		990	
5/07/97	54	22000	12380	8500	5100	1300	460	13480	9520	940	240	7180	4160	1040	180
8/07/97	57	22580	12400	5930	3300	4020	1990	12360	8580	680	110	11220	9990	650	30
10/07/97	59	26690	15040	19700	11790	4220	2200	16980	11560	1020	140	11950	6980	1000	50
13/07/97	62	10230	6710	6140	3940	1460	800	8380	5650	350	230	3700	2310	390	190
15/07/97	64	17520	9390	12270	6790	6030	3220	10000	6250	1130	860	6220	3830	980	30
19/07/97	68	30780	17240	10720	5740	4130	3860	5140	3640	1000	80	5460	3240	440	40
22/07/97	71	14410	8260	13080	8000	7100	2380	11970	8130	920	130	5320	3470	970	370
2/08/97	82	9647	4406	8862	5404	3086	1404	2034	614	415	182	7796	4738	224	84
5/08/97	85	14010	7890	12600	7300	9470	5440	13460	6030	1440	440	4130	1980	730	80
8/08/97	88	23540	13190	16170	10090	8480	4590	19980	12580	334	228	5220	2100	870	60
9/08/97	89	11218	1768	3632	2606	1302	464	4798	1158	194	98	7036	2768	250	50
12/08/97	92	13020	7120	13340	7620	9030	5360	8830	5510	850	240			760	180
14/08/97	94	17867	9233	9733	5300	6300	3400	2400	1033	1050	200			1040	110
16/08/97	96	11742	2512	6978	2098	6468	2836	6226	1786	452	216	5668	2648	136	42

41

Continuación de la tabla A.II.6

FECHA	CELDA 1		CELDA 2		CELDA 3		CELDA 4		CELDA 5		INFLUENTE		EFLUENTE		PURGA		
	DÍA	ST	STV	ST	STV	ST	STV	ST	STV	ST	STV	ST	STV	ST	STV	ST	STV
18/08/97	98	23440	13870	13700	7680	17280	10560	5280	3160	1010	250	6370	3740	850	160		
23/08/97	103	3000	660	2520	420	4880	4820	2240	2140	15680	2580	6238	1676	1560	280		
26/08/97	106	9230	5050	6480	3570	13340	8070	2150	1180	8400	3001			910	370		
27/08/97	107	27690	13130	22130	11380	21440	12090	19820	12250	9010	2500	15260	6910	1040	290		
30/08/97	110	5500	440	3920	1200	5400	3450	9600	1890	10440	2250	4540	1740	820	160		
2/09/97	113	23670	11630	20110	10180	10320	6220	22290	12210	10660	5510	7640	3830	1000	240		
6/09/97	117	8000	220	5320	1980	5920	2080	6960	1640	5200	1920	2880	1060	800	350		
9/09/97	120	10100	5420	25480	12910	16990	8570	23290	12450	17570	9610	16480	8650	1220	540		12880
11/09/97	122	20300	10850	19170	9380	23590	11510	22370	10830	23770	12280	8390	5060	1010	270		10140
14/09/97	125	15133	8567	14167	7167	14800	7333	19167	9500	17000	8667	9100	6267	1900	633		13650
16/09/97	127	17620	9540	21850	10070	17000	7790	27090	12900	22180	10870	9500	5520	1230	310		
20/09/97	131	5700	3040	19200	10160	26620	12000	23760	10040	25180	10940	11810	5590	1380	240		11280
27/09/97	138	9960	240	7680	160	16160	560	19860		24780	4200	8740	4890	1020	80		14090
30/09/97	141	12730	7900	15960	9090	23630	12070	23070		24620	12000	10410	6940	1330	640		
7/10/97	148	8970	5680	10870	6040	15540	7880	19360	9630	9410	4300	13370	9390	950	1000		8140
11/10/97	152	21440	20820	32280	16300	38180	18060	32320	17660	36840	17420	9720	4560	2640	720		
14/10/97	155	14270	4520	10300	8890	14260	7840	1280	7050	15220	8000	12060	8220	1280	140		8600
16/10/97	157	16470	10730	17020	11150	18110	10170	17620	10560	22940	12610	9800	5710	1380	430		10180
18/10/97	159	19600	11420	32940	21460	34040	22300	36220	21420	35240		15880	5220	2760	860		
25/10/97	166	10800	4480	16400	6500	17580	6500	12740	4820	15520	6140	6740	2580	2360	760		9584
30/10/97	171	10580		11920		15040		12420		14350		8270		1330			
4/11/97	176	8030	4680	9700	5620	14640	8630	12830	7400	8190	4310	6800	4320	1170	320		11047
11/11/97	183	9140	5530	16240	10180	15680	10270	16330	11630	11630	11630	5850	4410	1090	700		5530
13/11/97	185	10430	7120	12810	8270	20300	13040	23760	14430	21950	12800	5430	3830	730	300		9900
18/11/97	190	7950	5130	7260	4240	8990	5310	11360	6670	9670	5250	7940	5070	1220	360		9950
20/11/97	192	14370	9460	17660	11440	20700	12380	17740	10240	19630	10580	8340	5130	1450	290		10530

Tabla AII.7 Resultados de los sólidos suspendidos totales y suspendidos volátiles en mg/L.

FECHA	DÍA	CELDA 1		CELDA 2		CELDA 3		CELDA 4		CELDA 5		INFLUENTE		EFLUENTE	
		SST	SSV	SST	SSV	SST	SSV	SST	SSV	SST	SSV	SST	SSV	SST	SSV
15/05/97	3	2100	16650	19520	14600	220	180	100	80			7960	6180	80	50
20/05/97	8	21200	15700	22300	16250	1820	100					8150	580	100	100
24/05/97	12	23000	11700	18550	17700	2250	2150	1300	200					50	50
27/05/97	15	13550	9850	17000	12700	1550	450	100	100	150	50			450	350
29/05/97	17	13600	9050	20230	14600	28050	19700	750	300	1050	350	4550	3200	200	100
10/06/97	29	1000	750	27400	19550	6350	4900	11800	9450	100	50	2400	1850	15300	650
12/06/97	31	26100	8100	27050	8900	28050	9450	22550	5700	4500	150	28050	9400	100	40
17/06/97	36	4450	3500	10750	7700	19147	13550	12750	9650	50	35	7750	5750	500	500
19/06/97	38	1750	750	11000	7150	17000	11500	9050	6400	350	150	6900	4950	600	500
21/06/97	40	4450	3350	2750	2000	8150	5200	9950	7150	500	450	5000	3750	100	50
24/06/97	43	9450	6500	1200	700	7600	3700	13150	5650	100	50	2450	1350	100	50
26/06/97	45	9350	6850	1100	600	7500	3550	13140	6890	100	50	2250	750	100	100
28/06/97	47	12600	8150	6050	4450	1150	700	13110	81150	150	100	5650	3100	300	150
5/07/97	54	20650	12050	3850	2500	250	50	3650	2700	200	150	5950	3650	170	20
10/07/97	59	1500	650	4700	3200	3650	2550	5100	3700	250	50	14100	8750	60	10
13/07/97	62	25450	15040	9100	5500	3500	2050	15200	10350	350	250	12650	7550	30	20
15/07/97	64	15950	9400	12300	8250	11350	5900	16650	12350	200	150	6500	4200	70	50
19/07/97	68	37850	29550	11700	7000	5400	3200	13150	8350	20	20	6750	2450	85	20
20/08/97	82	12700	7800	12850	8250	2850	2150	7100	4650	1290	670	4340	2860	20	20
8/08/97	88	13400	7650	11100	7100	9000	5300	9600	5600	28650	20100			10	10
9/08/97	89	21700	11700	15500	8350	20950	13500	8400	5100	400	200			170	70
14/08/97	94	12500	6900	12300	7250	8550	5450	8150	5350	130	40				
16/08/97	96	16067	8733	8867	5067	5867	3500	1733	866						



Tabla AIII.10 Correlación DQO-Carbono total

DQOt	Ct exp	Ct teo	%Error
140	120,627	79,4076603	51,908518
150	56,1527	80,4095542	30,1666319
179	114,25	93,9022163	21,6691197
190	108,381	98,8006808	9,69661249
235	97,37295	118,831291	18,0578202
237	95,4	119,481468	20,1549818
277	231,28	137,238265	68,5244274
278	108,528	137,672545	21,1694679
375	121,27	178,143079	31,9255058
419	288,316	196,380897	46,8146871
4819	1176,9604	1641,82343	28,3138263
5868	2021,6405	1948,60264	3,74821707
6182	1359,48667	2038,8058	33,3194624
6400	878,712	2101,31172	58,1826917
6495	1799,3826	2128,28906	15,4540315
6580	1976,0377	2152,59875	8,2022278
7162	2146,70791	2317,27267	7,36058222
8173	3602,412	2598,95001	38,6102842
9775	2095,26364	3036,70979	31,0021773
9778	2088,052	3037,58755	31,2595287
10575	3550,72	3251,65747	9,19723345
10950	3574,584	3351,67512	6,65067078
11295	3937,968	3443,29664	14,3662139
11405	2959,203	3472,43199	14,780102
11414	3526,38	3474,748	1,48592085
11491	3652,8	3495,18497	4,50949043
12324	2944,77	3714,44803	20,7211953
12490	2095,607	3757,90756	44,2347379
12962	3972,696	3881,07111	2,36081459
12962	3266,348	3881,07111	15,8390066
13573	3019,686	4039,64063	25,2486476
13781	5875,929	4093,40722	43,5461631
13906	3975,132	4125,66782	3,6487624
13917	4825,395	4128,50493	16,8799621
14458	4318,49	4267,68307	1,19050371
14679	4511,512	4324,34086	4,32831607
16238	3950,02	4720,96257	16,3301987
16404	4817,552	4762,89324	1,14759569
16700	5513,85953	4837,52417	13,9810229
18319	4859,36	5242,75832	7,31291235
20143	3017,4375	5693,74708	47,0043636
20523	5309,91	5787,0168	8,24443433
22186	5532,728	6192,4826	10,6541211
25510	6176,32	6991,74661	11,6627025

Tabla AIII.11 Correlación DQO-ST

DQOt	STT	STT cor	%Error
139,6	517	777,493753	33,50428891
150	493	815,755265	39,5652077
179,3	1250	919,106742	36,00161369
190,1	910	955,759442	4,787757284
235,07	873,3	1101,5391	20,72001816
236,55	1200	1106,17093	8,482329828
277,42	2360	1230,54216	91,78538292
278,43	1140	1233,53552	7,58271819
374,5	1340	1503,90105	10,89839338
418,93	1960	1620,95593	20,91630363
4818,55144	9400	8297,8001	13,2830375
4913	9960	8406,18814	18,48414326
5829	10800	9424,05636	14,60033328
5868	10900	9466,16473	15,14695029
6181,51772	13066,66	9801,37184	33,31460341
6400	15640	10031,6413	55,90669029
6494,6	10749	10130,5343	6,104966269
6580	9019	10219,4004	11,7462902
6828	12740	10475,3269	21,61911648
7078	15620	10730,2173	45,57021166
7162,25	17000	10815,44	57,18269488
7203	17580	10856,5411	61,93002724
7536	23630	11189,5759	111,1786918
8172,5	10890	11812,8945	7,812602447
9775	13867	13315,1106	4,14483523
9778,25	12640	13318,0702	5,091354534
10575	12800	14034,1205	8,793714634
10950	12730	14364,9136	11,38129753
11295	12890	14665,941	12,109288
11405	12940	14761,2773	12,33820963
11413,75	10275	14768,8478	30,42788346
11491	15220	14835,6009	2,591058788
11851,048	13900	15144,7856	8,219235798
12230,0631	16066,6667	15466,913	3,877655628
12324	15300	15546,2362	1,583896147
12490	9410	15685,9237	40,00990822
12962	16620	16079,7879	3,35957204
12962	25180	16079,7879	56,59410493
13573	16870	16582,6555	1,732801385
13781	23070	16752,1225	37,71389275
13906	15540	16853,5577	7,793949169
13917	20490	16862,4695	21,51245089
14458	23650	17297,9352	36,72152063

Continuación de la tabla AIII.11

14679	17720	17474,2645	1,40627083
16238	18260	18694,1596	2,322434454
16404	14270	18821,7121	24,18330514
16700	23383,3	19048,0989	22,75923246
18319	19360	20263,6612	4,459515943
20143	23125	21591,2386	7,103628587
20272,6283	23033,3333	21684,0351	6,222542371
20523	18450	21862,7129	15,60974137
22185,5	21860	23031,4007	5,086102807
25510	19200	25284,9825	24,06559902
26009	23760	25614,5885	7,240360416

Tabla AIII.12 Correlación SSV-ST

ST	SSV	SSV corr	% Error
7260	3400	4337,348605	21,61109678
7950	4400	4681,331767	6,009652403
8970	5650	5181,289791	9,046207184
8990	5000	5190,999029	3,679427181
9140	5600	5263,709195	6,388856085
9410	4233	5394,111149	21,5255325
9670	6200	5519,120672	12,33673566
10100	5400	5724,701545	5,671938398
10300	6500	5819,84251	11,68687106
10430	7600	5881,526042	29,21816457
10870	5550	6089,402784	8,858057238
11530	6500	6398,72929	1,582669073
12730	7450	6954,062133	7,131628362
12810	8850	6990,779366	26,59532703
14167	6400	7608,232585	15,88059475
14260	7500	7650,193889	1,963269048
14270	8400	7654,703255	9,736455095
14370	9350	7699,769281	21,43220997
14800	6800	7892,988824	13,84759118
15133	7400	8042,006588	7,983164165
15220	14400	8080,852641	78,19901736
15540	8000	8223,432062	2,717017186
15680	8600	8285,662967	3,793746311
15960	10000	8409,860156	18,90804144
16240	10300	8533,710485	20,69779046
16330	7833	8573,447001	8,636514585
16470	11550	8635,190081	33,75501745
16890	7050	8819,920941	20,06731072
17000	6800	8868,181201	23,32136831



Continuación de la tabla AIII.12

17000	9000	8868,181201	1,48642429
17020	7500	8876,950437	15,51152557
17570	7780	9117,468416	14,66929585
17620	14050	9139,27366	53,73212929
17620	9950	9139,27366	8,870796188
17660	11200	9156,710754	22,31466408
17740	10650	9191,566075	15,86708852
18110	6150	9352,448163	34,24181676
19167	6533	9809,208193	33,39931346
19170	10267	9810,498765	4,653190889
19360	9850	9892,1697	0,426293743
19630	10200	10008,00913	1,918372281
19680	9950	10029,43291	0,791998021
20300	10600	10294,37506	2,968853776
20300	12250	10294,37506	18,99702441
20700	9250	10464,61966	11,60691644
21180	9800	10668,22301	8,138403254
21850	9100	10951,19576	16,90405142
21950	11600	10993,31096	5,51871085
22180	10100	11090,06013	8,927455056
22370	10150	11169,86276	9,13048603
22940	8550	11408,62699	25,05671357
23070	10350	11462,94882	9,709096973
23290	11850	11554,76713	2,555074206
23590	11300	11679,75156	3,251366752
23630	11750	11696,39694	0,458286907
23760	12450	11750,46348	5,953267503
23770	12150	11754,62048	3,363609367
24270	13250	11962,11825	10,76633519
24620	11333	12106,96092	6,392693633
25480	11900	12461,47841	4,505712654
26200	13650	12756,81743	7,001609755
27090	12500	13120,1093	4,72640347

Tabla AIII.13 Balances de materia en función de DQO<sub>T</sub>

Días	Volumen Alimentado (L)	Biogás (L)	Salida (L)	Recirculación (L)	Purga (L)	DQO <sub>T</sub> (mg/L)			% de remoción
						Entrada	Salida	Purga	
10	19,40	7,40	13,22			5554,64	1109,00		86,39
20	18,90	19,85	16,79			6456,81	842,84		88,40
30	15,90	22,35	10,56			6566,41	613,55		93,79
40	18,70	32,70	12,59			7916,32	221,84		98,11
50	19,50	33,60	11,55			5595,72	155,45		98,35
60	22,17	27,28	12,04			6995,81	311,38		97,58
70	24,77	24,97	11,02			5929,33	135,67		98,98
80	15,70	12,51	10,25	15,40	2,10	4480,50	178,13	12456,00	60,22
90	20,65	9,04	18,15	33,80	3,95	5134,00	110,00	11005,00	57,11
100	24,20	18,16	22,79	50,30	3,39	6580,00	150,00	18256,00	58,99
110	17,64	30,80	15,45	48,15	2,40	6494,60	139,60	22767,00	50,42
120	20,16	27,80	23,10	52,79	4,20	7162,25	235,07	13671,00	56,47
130	15,57	19,46	15,00	61,34	3,50	9775,00	374,50	16700,00	57,90
140	14,60	18,51	14,37	51,60	4,00	11413,75	236,55	14458,00	63,26
150	14,45	24,50	14,21	54,63	3,90	11295,00	278,43	14679,00	62,50
160	16,60	27,40	15,40	49,75	3,59	8172,50	418,93	13917,00	58,42
170	18,25	30,10	17,21	57,50	3,45	9778,25	277,42	22185,50	54,43
180	16,05	28,20	15,81	50,81	2,15	5868,00	179,30	20523,00	50,14
190	15,80	24,45	15,41	52,04	2,30	6400,00	190,10	20143,00	51,29

Tabla AIII.14 Secuencia de cálculo de la acumulación

Moles de gas	%CH <sub>4</sub>	%CO <sub>2</sub>	moles de CH <sub>4</sub>	DQO <sub>removido</sub> (mg DQO/d)	Acumulación	% de Acumulación
0,228090612	0,754	0,246	0,17198	93099,036	82092,30	0,762
0,611837655	0,796	0,204	0,48702	107882,43	76712,97	0,629
0,688895294	0,856	0,144	0,58969	97926,831	60186,39	0,576
1,00791392	0,855	0,145	0,86176	145242,12	90089,08	0,609
1,03565467	0,826	0,174	0,85545	107321,09	52572,24	0,482
0,840852958	0,864	0,136	0,72649	151348,09	104852,29	0,676
0,769651699	0,873	0,127	0,67190	145374,83	102372,85	0,697
0,385596426	0,869	0,131	0,33508	68518,018	20915,09	0,297
0,278640423	0,877	0,123	0,24436	104020,6	44911,32	0,424
0,559746691	0,832	0,168	0,46570	155817,5	64124,27	0,403
0,949350114	0,891	0,109	0,84587	112407,92	3631,38	0,032
0,856880947	0,863	0,137	0,73948	138939,36	34193,91	0,237
0,599724194	0,919	0,081	0,55114	146559,7	52836,32	0,347

Continuación de la tabla AIII.14

0,570442291	0,92	0,08	0,524807	163252,94	71833,30	0,431
0,755164863	0,914	0,086	0,690221	159256,26	57834,04	0,354
0,844551725	0,953	0,047	0,804858	129211,98	27739,05	0,204
0,927773975	0,944	0,056	0,875819	173678,66	41086,30	0,230
0,869210169	0,939	0,061	0,816188	91346,667	7094,73	0,075
0,753623711	0,93	0,07	0,70087	98190,559	7005,98	0,069

La secuencia de cálculo para obtener la acumulación del sistema se presenta al final de este apéndice (XLIV y XLV).

Tabla AIII.15 Cálculos de los flujos en la recirculación

Días	CARGA kg DQO <sub>r</sub> /m <sup>3</sup> d	Q <sub>6</sub> L/d	DQO <sub>6</sub> mg/L	ST <sub>6</sub> mg/L
10	9,62	19,40	5554,64	7230
20	10,90	18,90	6456,81	8150
30	9,32	15,90	6566,41	8940
40	13,22	18,70	7916,32	8306,66
50	9,74	19,50	5595,72	4410
60	13,85	22,17	6995,81	8592
70	13,11	24,77	5929,33	5126,67
80	6,28	31,10	2350,07	3165,980707
90	9,47	54,45	2015,34	2614,598255
100	14,22	74,50	2238,67	2288,022819
110	10,23	65,79	1843,54	3738,377565
120	12,89	72,95	2149,22	2017,289262
130	13,59	76,91	2277,38	3268,601685
140	14,88	66,20	2701,74	3201,541895
150	14,57	69,08	2582,85	3388,660973
160	12,11	66,35	2358,78	4194,182366
170	15,93	75,75	2566,40	3415,247525
180	8,41	66,86	1544,89	2758,738409
190	9,03	67,84	1636,39	2011,621462

Tabla AIII.16 Balance de carbono total

Días	Sólidos totales (mg/L)			% C ELEMENTAL			F2 (kg)	(kg)					
	Entrada	Salida	Purga	Entrada	Salida	Purga		PMMEZCL A	CARBONO TOTAL EN EL BIOGAS	CARBONO TOTAL EN LA ALIMENTACIÓN	CARBONO TOTAL EN LA SALIDA	BALANCE GLOBAL DE CARBONO	% de Acumulación
10	7230.00	906.67					22.888	3.936	2.490				
20	8150.00	1387.50					21.712	10.374	6.901				
30	8940.00	890.00					20.032	11.813	8.048				
40	8306.66	1220.00					20.660	17.287	11.769				
50	4410.00	1040.00					20.872	17.855	11.908				
60	8592.00	948.00					19.808	14.390	9.859				
70	5126.67	606.66		33.89	10.26		19.566	13.140	9.058	4303610.303	66482.520	4235027.763	0.984
80	5320.00	970.00					19.668	6.990	4.631				
90	6045.50	518.50					19.444	4.751	3.285				
100	6019.00	493.00		32.83	11.39	36.41	20.704	9.642	6.458	4782011.234	127978.462	4654032.772	0.973
110	10749.00	1170.00		16.74	10.31	18.28	19.052	16.116	11.248	3174110.906	186379.963	2987730.943	0.941
120	5013.33	873.30		42.82	11.15	25.46	19.836	14.668	10.042	4327119.126	224941.557	4102177.569	0.948
130	10967.55	1340.00	23383.30	19.28	9.05	23.55	18.288	10.068	7.162	3281906.435	2108280.665	1152625.770	0.353
140	10275.00	1200.00	23650.00	34.32	7.95	23.48	18.240	9.572	6.814	5148687.438	2358304.614	2790562.824	0.542
150	11890.00	1140.00	17720.00	33.12	9.52	28.78	18.408	12.706	9.008	5890363.760	2143155.536	3547208.224	0.623
160	10890.00	1960.00	20490.00	33.08	14.71	22.99	17.316	13.937	10.140	5980003.920	2135140.489	3844863.431	0.643
170	6740.00	2360.00	21860.00	30.96	9.80	12.76	17.568	15.386	11.129	3810894.900	1360364.929	2450329.971	0.643
180	7535.00	1250.00	19450.00	26.83	9.14		17.708	14.453	10.419	3244733.003			
190	5640.00	910.00	13125.00	15.58	11.91		17.960	12.588	9.020	1388384.960			

### Secuencia de cálculo

1. Balance global de materia

$$F_1 = F_2 + F_3 + F_4$$

donde las  $F_i$  son los flujos másicos (mg/L)

2. Balance de DQO total

$$Q_1 DQO_1 = Q_3 DQO_3 + Q_4 DQO_4 + DQOr$$

por lo que la DQOr es

$$DQOr = Q_1 DQO_1 - (Q_3 DQO_3 + Q_4 DQO_4)$$

3. Eficiencia

$$E = (Q_1 DQO_1 - (Q_3 DQO_3 + Q_4 DQO_4)) / Q_1 DQO_1$$

donde  $Q_i$  son flujo volumétrico (L/d) y  $DQO_i$  es la demanda química de oxígeno (mg/L)

4. Cálculo de la  $Y_B$  (productividad del biogás)

$$Y_B = Q_{\text{biogás}} / DQOr$$

donde  $Y_B$  es la productividad del biogás ( $m^3$  de biogás/kg DQOr), la  $Q_{\text{biogás}}$  es el flujo volumétrico del biogás (L/d) y la DQOr es la demanda química de oxígeno removida (kg DQO/d)

5. Cálculo de la  $Y_M$

$$Y_M = Q_{\text{metano}} / DQOr$$

donde  $Y_M$  es la productividad del metano ( $m^3$  de biogás/kg DQOr), la  $Q_{\text{metano}}$  es el flujo volumétrico del metano (L/d) y la DQOr es la demanda química de oxígeno removida (kg DQO/d)

6. Balance de carbono total

$$Q_1 STT_1 x_1 = Q_3 STT_3 x_3 + Q_4 STT_4 x_4 + F_2 x_2$$

donde  $STT_i$  son las concentraciones de sólidos totales (mg/L),  $Q_i$  flujos volumétricos (L/d),  $F_2$  flujo másico del biogás (mg/d) y  $x_i$  son las fracciones en peso de carbono

El cálculo del flujo másico del biogás ( $F_2$ ) se obtiene a partir de la ecuación de los gases ideales:

$$F_2 = P Q_2 P M_{\text{mezcla}} / (RT)$$

donde P es la presión del sistema (atm), T es la temperatura del sistema (K), R constante de los gases (atm L/(gmol K)),  $PM_{mezcla}$  es el peso molecular de la mezcla gaseosa (g/gmol) y  $Q_2$  es el flujo volumétrico del biogás

El peso molecular se obtiene a través de las siguientes ecuaciones

$$PM_{mezcla} = 16x_{CH_4} + 44x_{CO_2}$$

donde  $x_i$  son las fracciones en peso de  $CH_4$  ó  $CO_2$

Para calcular la fracción de carbono que tiene el biogás,  $x_2$ , se sigue el siguiente procedimiento:

Fracción en peso de carbono en el  $CH_4$  es de 0.75

Fracción en peso de carbono en el  $CO_2$  es de 0.273

$$x_2 = 0.75x_{CH_4} + 0.273x_{CO_2}$$

#### 7. Acumulación de carbono total

$$\text{Acumulación} = Q_1STT_1x_1 - (Q_3STT_3x_3 + Q_4STT_4x_4 + F_2x_2)$$