

112
2ej



Universidad Nacional Autónoma de México

Facultad de Química

*" Producción de lodo de inóculo anaerobio
para reactores UASB, a escala piloto "*

Tesis Profesional

Que para obtener el título de
INGENIERO QUIMICO

P r e s e n t a

MAURICIO GUSTAVO PALACIOS RAZO

México, D.F., a 9 de diciembre del año 1993

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



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 está 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.

CONTENIDO

RESUMEN	I
LISTA DE TABLAS	II
LISTA DE FIGURAS	III
GLOSARIO	IV
INTRODUCCION	1
CAP 1 ANTECEDENTES	4
1.1 LA DIGESTION ANAEROBIA	4
1.1.1 Aspectos generales	4
1.1.2 Bioquímica	9
1.1.3 Factores ambientales y nutrientes	14
1.2 TIPOS DE REACTORES	17
1.2.1 Reactores de primera generación	17
1.2.2 Reactores de segunda generación	18
1.2.3 Reactores de tercera generación	22
1.3 INOCULO	22
1.3.1 Importancia del inóculo	22
1.3.2 Fuentes de obtención de inóculo	23
1.4 ANTECEDENTES EXPERIMENTALES	24

CAP 2		
METODOLOGIA		27
2.1 DIAGRAMA DE FLUJO Y DESCRIPCION DEL PROCESO		27
2.1.1 Reactor		27
2.1.2 Calentamiento		32
2.1.3 Agitación		33
2.1.4 Bombas		33
2.2 DESCRIPCION DE LA FASE EXPERIMENTAL		35
2.2.1 Obtención de parámetros para balances de materia.		35
2.2.2 Efecto de la velocidad ascendente sobre las características fisicoquímicas del lodo obtenido.		36
2.3 PARAMETROS DETERMINADOS Y TÉCNICAS ANALITICAS		38
CAP 3		
RESULTADOS Y DISCUSION		45
3.1 COMPORTAMIENTO DEL REACTOR		45
3.1.1 Sólidos suspendidos		46
3.1.2 Demanda química de oxígeno		49
3.1.3 pH y relación alfa		50
3.1.4 Biogás		50
3.1.5 Balances de DQO		52
3.1.6 Lodo producido		59
3.2 INFLUENCIA DE LA VELOCIDAD ASCENDENTE EN EL LODO OBTENIDO		61
CAP 4		
CONCLUSIONES		67
BIBLIOGRAFIA		68
ANEXO A RESULTADOS EXPERIMENTALES		71
ANEXO B BALANCES DE DQO		94

RESUMEN

La principal limitante que tienen los sistemas de tratamiento anaerobio de aguas residuales, vía el reactor UASB (reactor anaerobio de lecho de lodos y flujo ascendente) es la disponibilidad de lodo de inóculo.

El objetivo de este trabajo fue obtener lodo de inóculo a partir de lodos de purga provenientes de la planta de lodos activados de Ciudad Universitaria. Como objetivos particulares se contempló la obtención de parámetros fisicoquímicos para la realización de balances de materia en el reactor, así como la evaluación del efecto que tiene aplicar una velocidad ascendente de 5 m/h al lodo anaerobio producido.

Para cumplir con los objetivos, se realizaron dos etapas de experimentación, una que duró 127 días de operación y otra de 46 días. El lodo del interior del reactor al final de la primera etapa experimental presentó un IVL de 42 ml/gSST una V_s de 3.7 m/h y granos con diámetro promedio de 2.62 mm. Asimismo se logró disminuir el error de cálculo en los balances de materia (DQO), los cuales fueron hechos con un modelo, derivado del convencional, corregido por temperatura.

En la segunda etapa experimental se demostró que al aplicar una velocidad de 5 m/h al lodo producido por el reactor se lograba mejorar sus características físicas.

Se concluye pues, que es posible obtener un lodo anaerobio floculento granular con las características físicas y microbiológicas que lo hacen adecuado como inóculo, partiendo de lodo de purga de un sistema de lodos activados.

LISTA DE TABLAS

CAP 1

- 1.1 PROCESOS AEROBIOS. VENTAJAS Y DESVENTAJAS.
- 1.2 PROCESOS ANAEROBIOS. VENTAJAS Y DESVENTAJAS.
- 1.3 NUTRIENTES METALICOS REQUERIDOS POR LA BIOMASA ANAEROBIA EN FUNCION DE LA CONCENTRACION EN DQO DEL AGUA.
- 1.4 ACTIVIDAD METANOGENICA ESPECIFICA Y CONCENTRACION DE DIVERSOS TIPOS DE LODOS.
- 1.5 CONDICIONES DE OPERACION DE REACTOR UASB A NIVEL LABORATORIO.

CAP 2

- 2.1 PARAMETROS EXPERIMENTALES DETERMINADOS A INFLUENTE Y EFLUENTE.
- 2.2 PARAMETROS EXPERIMENTALES DETERMINADOS A LOS LODOS. PRIMERA ETAPA.
- 2.3 PARAMETROS EXPERIMENTALES DETERMINADOS A LOS LODOS. SEGUNDA ETAPA.

CAP 3

- 3.1 RESULTADOS DE LOS BALANCES DE DQO EFECTUADOS AL REACTOR.
- 3.2 INDICES DE METANO RESPECTO A LA DQO.
- 3.3 ANALISIS DEL LODO PRODUCIDO.
- 3.4 EFECTO DE LA Vasc. SOBRE EL LODO PRODUCIDO. TEMPERATURA AMBIENTE.
- 3.5 EFECTO DE LA Vasc. SOBRE EL LODO PRODUCIDO. TEMPERATURA 30°C.
- 3.6 COMPARACION DE RESULTADOS DEL EFECTO DE LA TEMPERATURA SOBRE EL LODO PRUEBA.

LISTA DE FIGURAS

CAP 1

- 1.1 ESQUEMA DEL FLUJO DE ENERGIA EN LOS PROCESOS BIOLÓGICOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES. (Noyola, 1990).
- 1.2 PROCESOS DE CONVERSION DE MATERIA ORGANICA A METANO. (Gujer & Zehnder, 1983).
- 1.3 REACTORES ANAEROBIOS DE PRIMERA GENERACION.
- 1.4 REACTORES ANAEROBIOS DE SEGUNDA GENERACION.

CAP 2

- 2.1 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.
- 2.2 DIMENSIONES DEL TANQUE UTILIZADO.
- 2.3 DETALLE DEL CORTE PRACTICADO A LAS "Y's" Y AL REACTOR.
- 2.4 VISTA DEL REACTOR ARMADO Y AISLADO.

CAP 3

- 3.1 COMPORTAMIENTO DE LOS SOLIDOS SUSPENDIDOS.
- 3.2 COMPORTAMIENTO DE LA DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO.
- 3.3 COMPORTAMIENTO DEL pH.
- 3.4 COMPORTAMIENTO DE LA RELACION ALFA.
- 3.5 PRODUCCION ACUMULADA DE BIOGAS.
- 3.6 PORCIENTO DE METANO EN EL BIOGAS.
- 3.7 EFECTO DE LA V_{asc} . SOBRE EL PORCIENTO DE PARTICULAS.
T 30°C.

GLOSARIO

Alc.	Alcalinidad
DQOs	Demanda química de oxígeno soluble
DQOt	Demanda química de oxígeno total
IVL	Índice volumétrico de lodos
NPT	Nivel de piso terminado
pH	Potencial hidrógeno
SST	Sólidos suspendidos totales
SSV	Sólidos suspendidos volátiles
SSF	Sólidos suspendidos fijos
ST	Sólidos totales
SV	Sólidos volátiles totales
SF	Sólidos fijos totales
TPN	Condiciones normales de presión y temperatura (0°C , 1 atmósfera).
TRH	Tiempo de residencia hidráulica
Vasc	Velocidad ascendente de líquido
Vs	Velocidad de sedimentación

INTRODUCCION

El incremento de la población y de las actividades agrícolas e industriales en nuestro país, ha sido proporcional al deterioro y contaminación de los recursos naturales existentes, en particular el agua. A este respecto y de acuerdo a datos de la Comisión Nacional del Agua (CNA, 1992), se estima que el caudal de aguas negras generadas en México suma $160 \text{ m}^3/\text{s}$. De este total tan sólo el 19 % recibe algún tipo de tratamiento, es decir, $30 \text{ m}^3/\text{s}$ están siendo tratados en las 394 plantas de tratamiento que operan a lo largo de todo el país. Sin embargo los resultados no son del todo satisfactorios, ya que adicionalmente a esta escasa infraestructura en plantas de tratamiento, las eficiencias de remoción de contaminantes logradas en la mayoría de éstas, se encuentran alrededor del 50 %, lo que hace cuestionar la selección del proceso de tratamiento. Esto último se hace más evidente si analizamos el tipo de proceso utilizado en estas plantas. Esto es, 49 % son lagunas de estabilización, 29 % corresponde a tratamiento tipo lodos activados, 7 % proveen tratamiento primario, 3 % son filtros biológicos, 3 % aereación extendida y el 9 % restante corresponde a otros procesos.

Si este mismo análisis se hace a las 152 plantas de tratamiento que están construidas pero que no operan tenemos lo siguiente : el 46 % son lagunas de estabilización, 16 % lodos activados, 15 % tratamiento primario, 13 % aereación extendida, 3.5 % filtros biológicos, 1.5 % lagunas aereadas, 2 % zanjas de oxidación y el 3 % restante a otros procesos.

Es pues claro, que en un buen número de casos la tecnología que hasta ahora se ha adoptado, no ha tenido los resultados esperados . Sin embargo, no debemos restar crédito a los tratamientos aerobios ya que estos brindan excelente servicio cuando se han diseñado y seleccionado correctamente. La raíz del problema estriba precisamente en esto último, la selección. La

selección no sólo técnica, en la que se toma en cuenta las características del agua residual y las que se desean en el efluente, sino la que combine lo técnico con lo económico. Es decir que además de ser un proceso técnicamente viable, sea también el de menor costo de construcción, operación y mantenimiento.

En este sentido, se debe ampliar la gama de procesos disponibles para hacer la mejor elección. Dentro de estos procesos se cuenta con los sistemas derivados de la tecnología anaerobia y en especial el reactor anaerobio de lecho de lodos y flujo ascendente, UASB (por sus siglas en inglés). El cual es un sistema de tratamiento de agua residual que esta teniendo buena aceptación en todo el mundo debido a las ventajas técnico-económicas que tiene respecto a los sistemas aerobios. Uno de los inconvenientes que se tiene para que el UASB sea aceptado plenamente, lo constituye la falta de lodo de inóculo el cual esta formado de un consorcio microbiano con características especiales. Cuando se cuenta con lodo en cantidad y calidad suficientes, se logra abatir el tiempo de arranque de un reactor UASB . Este estudio se aboca a la obtención de lodo de inóculo a partir de lodo aerobio de purga provenientes de la planta de tratamiento de lodos activados de Ciudad Universitaria. De esta manera además de contribuir al auge del sistema UASB en nuestro país, también se logra el aprovechamiento de los lodos aerobios de purga, que en la mayoría de las veces no son tratados.

Para este propósito se han planteado los siguientes objetivos que dirigen este trabajo :

Objetivo principal.- Obtención de lodo de inóculo anaerobio a partir de lodo aerobio, proveniente de la purga del sistema de lodos activados de la planta de tratamiento de Ciudad Universitaria.

Objetivos particulares.- Obtención de parámetros fisicoquímicos que sirvan como base para realizar balances de materia en el reactor. Evaluación del efecto que tiene, la aplicación de una velocidad ascendente de 5 m/h sobre el lodo producido.

CAPITULO 1

ANTECEDENTES

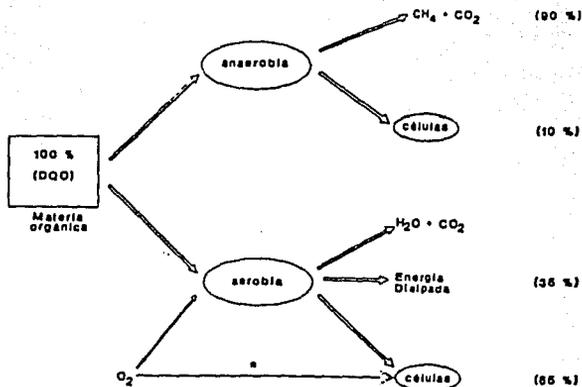
1.1 DIGESTION ANAEROBIA.

1.1.1 ASPECTOS GENERALES.

Hasta los inicios del presente siglo, las prácticas más comunes para la disposición de las aguas que habían sido contaminadas por su uso doméstico, industrial, agropecuario, etc eran dos: descarga directa a cuerpos de agua y la descarga en tierra (campos o barrancos). Con estos acontecimientos, aunados a las crecientes demandas en el abastecimiento de agua, y las necesidades de reuso de las aguas de desecho la ingeniería desarrolló diferentes sistemas de tratamientos según las particularidades del lugar y tipo de aguas residuales.

El tratamiento de aguas de desecho puede realizarse mediante dos procesos : fisicoquímico, aplicado principalmente en aguas que presentan sustancias inorgánicas, generalmente no biodegradables, y procesos biológicos, en aguas cuyos componentes en su mayoría son materia orgánica biodegradable.

Los procesos biológicos, se dividen en dos tipos cuya diferencia estriba en la vía metabólica de los microorganismos y el tipo de aceptor final de electrones, a saber, procesos aerobios, los cuales requieren oxígeno; y procesos anaerobios (ausencia total de oxígeno). Esta división genera sistemas biológicos muy diferentes entre sí tanto en su microbiología, como en aplicaciones, su ingeniería y control. Los microorganismos son los responsables de llevar a cabo un proceso biológico, por lo que sus características metabólicas determinarán el tipo de aplicación, las ventajas y desventajas del proceso en cuestión. Las principales características desde el punto de vista energético, se esquematizan en la figura 1.1.



• En caso de contar con digestión aerobia de lodos de purga

Fig. 1.1 Esquema del flujo de energía en los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales. (Noyola, 1990).

Se observa que la energía contenida en la materia orgánica contaminante medida como demanda química de oxígeno (DQO) o como demanda bioquímica de oxígeno (DBO), es utilizada por los microorganismos y transformada en diversos productos, dependiendo del metabolismo aerobio o anaerobio de la célula. Es así que una bacteria anaerobia utilizará el 10% de la energía contenida en su alimento o sustrato para funciones de reproducción, creando así nuevas células; el 90% restante se utilizará para la obtención del gas metano. En tanto que la bacteria aerobia empleará, en presencia de oxígeno, un 60 a 65% de la energía del sustrato en la síntesis de nuevas células, mientras la fracción restante es utilizada para llevar a cabo esa y otras funciones metabólicas y disipada en forma de calor (Noyola, 1989).

En las tablas 1.1 y 1.2 se han resumido algunas de las ventajas y desventajas de los sistemas de tratamiento aerobio y anaerobio respectivamente.

TABLA 1.1. PROCESOS AEROBIOS. VENTAJAS Y DESVENTAJAS.

VENTAJAS	DESVENTAJAS
<p>Alta eficiencia en la remoción de materia orgánica.</p> <p>Variedad de efluentes que se pueden tratar.</p> <p>Relativamente estables.</p> <p>Remoción más completa de nitrógeno y fósforo.</p> <p>Menor sensibilidad a algunos compuestos tóxicos.</p>	<p>Requerimientos de aeración.</p> <p>Alta producción de lodos de desecho.</p> <p>Inadecuados para tratar residuos líquidos concentrados.</p> <p>Importantes costos de operación.</p>

TABLA 1.2. PROCESOS ANAEROBIOS. VENTAJAS Y DESVENTAJAS.

VENTAJAS	DESVENTAJAS
<p>No requiere aeración</p> <p>Baja producción de lodos de desecho.</p> <p>Producción de metano, el cual es un producto final útil.</p> <p>Altas y bajas cargas orgánicas se pueden aplicar, bajo condiciones favorables.</p> <p>La actividad de los lodos puede preservarse después de varios meses sin alimentación.</p>	<p>Las bacterias son sensibles a cambios bruscos, lo que dificulta su control</p> <p>Arranque lento si no se tiene inóculo.</p> <p>Se requiere a veces de un postratamiento adecuado, antes que el efluente sea descargado a los cuerpos receptores.</p>

La digestión anaerobia es un proceso natural que ocurre cuando compuestos biodegradables son expuestos a la acción de un sistema microbiológico mixto en ausencia de oxígeno molecular, siendo convertidos a metano y dióxido de carbono. En el proceso anaerobio se generan tres productos principales :

- * Gas (CH_4 y CO_2 principalmente).
- * Efluentes líquidos.
- * Lodos residuales.

Las primeras descripciones científicas del proceso de producción de gas biológico combustible data de finales del siglo XVIII e inicio del XIX en trabajos de Volta y Dalton.

Hacia finales del siglo XIX se determinó la asociación de la metanogénesis con un proceso microbiológico el cual se efectúa espontáneamente en la naturaleza cuando una concentración elevada de microorganismos se mantiene en ausencia de oxígeno como en el caso de lagunas, pantanos etc.

El siglo XX vió el desarrollo de la tecnología de utilización del proceso anaerobio. Dos áreas geográficas destacan por su contribución a ese desarrollo inicial : Asia (India y China) y Europa (especialmente Alemania y Francia). Es natural que ambas hayan ejercido una fuerte influencia sobre el rumbo tomado por los países que han utilizado esta tecnología en el presente siglo.

Por otro lado, en América Latina la tecnología de la digestión anaerobia ha pasado por tres etapas principales (Calzada, 1990) :

Etapas iniciales : Los primeros trabajos se realizaron en la década de los años cincuenta, contándose entre los países pioneros Colombia y Guatemala. También se instalaron algunas plantas para la utilización de desechos agrícolas y pecuarios (rastros y estiércol) basadas en las unidades de operación por lotes que se

usaron en Europa después de la Segunda Guerra Mundial. En esta etapa se mantuvo un balance en el interés para la producción del gas combustible y el acondicionador de suelo resultante del proceso.

Etapa energética : La crisis derivada del ajuste de los precios del petróleo en los años setenta, hace cambiar el panorama. La digestión anaerobia parece representar una de las alternativas viables de sustitución de los combustibles fósiles y su aparente sencillez hace atractiva su utilización masiva y descentralizada. En esta etapa juegan un papel importante algunas organizaciones regionales que financian extensos proyectos, como la Organización de Países Exportadores de Petróleo (OPEP) y el Banco Interamericano de Desarrollo (BID).

Por el concepto de descentralización de la producción de la energía se popularizan unidades pequeñas de operación por lotes o semicontinua (sistema hindú, chino, de flujo horizontal, etc.).

Esta etapa pierde poco a poco su ímpetu a partir de mediados de los años ochenta, primordialmente por consideraciones sobre la economía del proceso.

Etapa ambiental : Parcialmente traslapada con la anterior en el tiempo. A principios de los años ochenta, un grupo de instituciones de América Latina previeron que uno de los más serios problemas del continente, la contaminación ambiental, podía ser atacado en uno de sus frentes usando la tecnología de la digestión anaerobia.

El valor del combustible y aún del acondicionador de suelos pasó a un segundo plano y la "producción" de agua limpia o la "degradación de desechos" contaminantes pasaron a ocupar la escena tecnológica. Esta es la etapa en la que nos encontramos actualmente en América Latina. A los desarrollos ha contribuido frecuentemente la escuela europea, pero con esa base, se han hecho

importantes contribuciones de aplicación que han salido de grupos de nuestro continente.

El desarrollo de la legislación ambiental en varios países ha hecho que una renovada atención sea puesta en los aspectos de ingeniería de la metanogénesis. En el caso particular de México, Estados Unidos y Canadá es fácil prever que a raíz del tratado de libre comercio (TLC) entre estos países se tendrá un mayor desarrollo y aplicación de la tecnología anaerobia. Tomando en cuenta que no está lejos la homogenización de una legislación ambiental para los tres países, se obligará a las empresas de ingeniería ambiental a una fuerte competencia por ofrecer los más eficientes y menos costosos sistemas de tratamiento de aguas residuales. Entre estos, sin duda alguna se encontrarán los procesos anaerobios como tales o acoplados a procesos aerobios.

1.1.2 BIOQUIMICA DE LA DIGESTION ANAEROBIA.

La digestión anaerobia se puede ver como una secuencia de procesos metabólicos que originan la degradación de sustancias orgánicas, en ausencia de oxígeno molecular, para dar como productos una serie de compuestos cuyo grado de reducción impide su uso posterior por microorganismos anaerobios.

Hacia 1981, Mc. Inerney y colaboradores propusieron un esquema para la digestión anaerobia. Ellos indican que en ésta se pueden identificar tres etapas, para la degradación de un sustrato complejo en el que se encuentra materia orgánica en suspensión, las cuales son :

- a. Etapa de hidrólisis y acidogénesis.
- b. Etapa de acetogénesis.
- c. Etapa de metanogénesis.

El conocimiento actual de la microbiología de estos ecosistemas, ha mostrado que la degradación anaerobia involucra básicamente los siguientes grupos de bacterias :

- a. Bacterias hidrolíticas y fermentativas.
- b. Bacterias acetogénicas (productoras obligadas de hidrógeno OHPA, por sus siglas en inglés).
- c. Bacterias metanogénicas hidrogenofílicas.
- d. Bacterias metanogénicas acetoclásticas.

En 1983 Gujer y Zehnder propusieron que durante la degradación anaerobia de material orgánico particulado en un digestor anaerobio en estado estable, el flujo de sustratos pasa por seis distintos pasos de conversión (figura 1.2).

- Hidrólisis de biopolímeros. (1)
- Fermentación de aminoácidos y azúcares. (2)
- Oxidación anaerobia de ácidos grasos de cadena larga y alcoholes. (3)
- Oxidación anaerobia de productos intermedios como ácidos volátiles (excepto acetato). (4)
- Conversión de acético a metano. (5)
- Conversión de hidrógeno a metano. (6)

Estas etapas se explican someramente a continuación.

Hidrólisis de biopolímeros.

Las bacterias anaerobias son incapaces de aprovechar el material orgánico particulado mientras éste no haya sido desdoblado a partículas más simples (monómero).

Este proceso de hidrólisis de la materia orgánica se lleva a cabo por la acción de enzimas extracelulares tales como amilasas, celulasas, proteasas, y lipasas, que rompen polisacáridos complejos en azúcares simples, proteínas en péptidos y aminoácidos

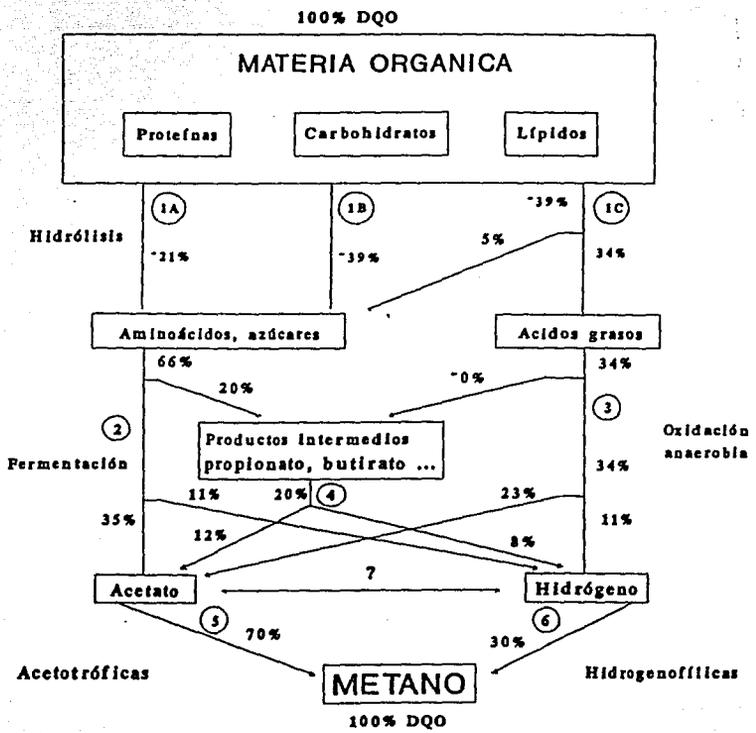


Fig. 1.2 Diagrama del proceso de conversión de la materia particulada a metano. (Gujer & Zehnder, 1993).

y grasas en glicerol y ácidos grasos.

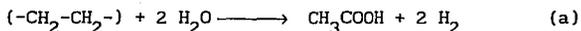
Fermentación de aminoácidos y azúcares.

Los sustratos para la fermentación son aminoácidos y azúcares y los productos de la misma son : acetato, hidrógeno y productos de degradación intermedia (propionato, butirato, etc.).

Estman y Ferguson, (en Gujer y Zehnder, 1983), han demostrado que es en la etapa de fermentación donde puede esperarse la mayor tasa de crecimiento de la biomasa de todo el proceso de digestión anaerobia. Cabe mencionar que de acuerdo a la cinética de las reacciones involucradas en el proceso de fermentación, esta etapa no es limitante del desarrollo de la digestión y no depende mucho del pH.

Oxidación anaerobia de ácidos grasos de cadena larga.

Jeris y McCarty , (en Gujer y Zehnder, 1983), demuestran que la degradación de ácidos grasos de cadena larga en un reactor anaerobio se realiza por β -oxidación, según la siguiente reacción



El hidrógeno en esta etapa proviene de la oxidación de piridin dinucleótidos reducidos (NAD(P)H). Esta reacción tiene un potencial redox de -0.32 volts a pH = 7 (Wolin 1976, citado por Gujer y Zehnder, 1983) que con base en las condiciones termodinámicas se verá inhibida por presiones parciales elevadas de hidrógeno.

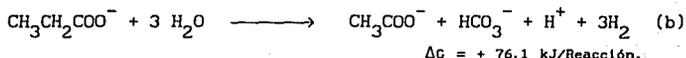
Oxidación anaerobia de productos intermedios.

En esta etapa de la digestión, el propionato y butirato son degradados a acetato e hidrógeno por bacterias OHPA (obligate hydrogen producing acetogens), las cuales deben mantener una

relación muy estrecha con las metanogénicas hidrogenofílicas.

El butirato es degradado de la misma forma que los ácidos grasos de cadena larga, de acuerdo a la ecuación (a).

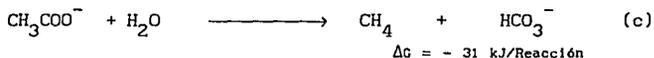
Para la degradación del propionato Kaspar y Wuhrmann (en Gujer y Zehnder 1983) proponen la siguiente reacción:



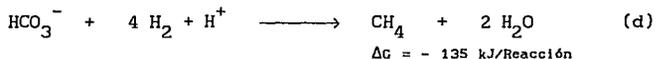
Metanogénesis.

Las bacterias metanogénicas que participan en esta etapa se clasifican en dos grupos tróficos :

Bacterias metanogénicas acetoclásticas, que transforman el acetato a metano. Es importante resaltar que el 70 % del metano producido en un reactor, proviene de este proceso y se genera por la descarboxilación de acetato, de acuerdo a la siguiente reacción



Bacterias metanogénicas hidrogenofílicas, que utilizan el hidrógeno producido en la oxidación anaerobia para reducir el CO_2 a CH_4 según la siguiente reacción :



Es importante resaltar algunas consideraciones acerca del proceso de digestión anaerobia, de acuerdo a este esquema dado por Gujer y Zehnder. Una es la estrecha dependencia de las bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno (OHPA, por sus siglas en inglés) responsables del proceso de oxidación anaerobia

y las bacterias metanogénicas hidrogenofílicas. Estas últimas se encargan de consumir el hidrógeno producido por las OHPA manteniendo así las condiciones termodinámicas requeridas para la conversión de los ácidos superiores en acetato e hidrógeno, de tal forma que se tiene una relación sintrófica entre estos grupos bacterianos.

Por otro lado, el equilibrio entre la oxidación del propionato, descarboxilación del acetato y oxidación del hidrógeno es de vital importancia para un proceso de digestión anaerobia estable. Las condiciones óptimas para estas reacciones son muy estrictas y son controladas por la concentración de propionato, acetato e hidrógeno libres.

En un digestor estabilizado, las concentraciones típicas de acetato y propionato oscilan entre 10^{-4} y 10^{-5} molar con presiones parciales de hidrógeno inferiores a 10^{-4} bar. Sólo entonces las condiciones termodinámicas para la degradación del propionato son satisfactorias.

1.1.3 FACTORES AMBIENTALES Y NUTRIENTES.

La digestión anaerobia, como todo proceso microbiológico, se ve influenciada por las condiciones del medio en que se desarrolla: Temperatura, pH, presencia de nutrientes y sustancias tóxicas, concentración, etc.

Estos factores ambientales que inciden en el proceso anaerobio de tratamiento de aguas residuales, están relacionados con aquellos parámetros cuyo control permite una mayor actividad de la biomasa, puesto que lleva a un alto porcentaje de remoción de la materia orgánica y a una mayor producción de biogás.

Potencial hidrógeno (pH).

La presencia de ácidos grasos volátiles (AGV) en la forma no ionizada provoca, a un pH inferior de 6, una severa inhibición de

las bacterias metanogénicas. Las bacterias fermentativas son aún activas hasta un pH de 4.5.

El descenso en el pH no es la causa, sino el síntoma de problemas en el consorcio microbiano del digestor. La acumulación de ácido propiónico debido a la falla de la relación sintrófica ya explicada, aunado al asociado incremento en la concentración de H_2 o a la acumulación de acetato son las causas más comunes de la baja en el pH.

Se recomienda, pues, mantener el pH del reactor en un intervalo de 7 y 7.5., ya que la actividad de las bacterias metanogénicas también disminuye si el pH aumenta por encima de 7.5.

Temperatura.

Los ambientes anaerobios, de acuerdo a su temperatura de operación, pueden dividirse en tres categorías:

Psicrofílicos	4 a 20°C
Mesofílicos	20 a 40°C
Termofílicos	40 a 65°C

En el intervalo mesofílico, la actividad y el crecimiento de las bacterias disminuye en un 50 % por cada 10°C de descenso por debajo de 35°C.

Los cambios de temperatura en el rango mesofílico pueden ser tolerados, siempre y cuando la carga se disminuya de acuerdo con el descenso de la actividad esperada. No es aconsejable incrementar la temperatura de reactores mesofílicos por encima de 42°C, ya que a temperaturas más altas ocurre un rápido deterioro o descontrol de las bacterias.

Alcalinidad.

La alcalinidad propiamente no es un factor ambiental, sino un parámetro de control y se define como la capacidad de neutralización de un sistema. En las aguas residuales existen compuestos carbonatados que impiden fluctuaciones bruscas de pH. En los reactores anaerobios la capacidad "buffer" de estos puede ser sobrepasada cuando ocurre una alta producción de AGVs. Es pues, un parámetro de control para el buen funcionamiento de un reactor anaerobio.

Nutrientes.

La digestión anaerobia por ser un proceso biológico requiere ciertos nutrientes inorgánicos esenciales para la actividad microbiana. El arranque de un reactor anaerobio será más rápido si se cuida que los nutrientes se encuentren en las proporciones adecuadas, por lo que la relación DQO : N : P es de 400 : 5 : 1. En la tabla 1.3 se muestran los nutrientes metálicos requeridos por la biomasa anaerobia en función de la concentración de DQO del agua, tales como Fe, Ni, Co y Mo.

TABLA 1.3 NUTRIENTES METALICOS REQUERIDOS POR LA BIOMASA ANAEROBIA EN FUNCION DE LA CONCENTRACION EN DQO DEL AGUA.

ELEMENTO	Concentración del metal mg/l	
	a 10 g DQO/l	a 50 g DQO/l
Fe	0.5 - 20	3 - 100
Ni	0.05 - 3	0.3 - 15
Co	0.05 - 2	0.3 - 10
Mo	0.01 - 0.05	0.05 - 0.2

1.2 TIPOS DE REACTORES.

La evolución de la tecnología anaerobia ha dado lugar a tres generaciones de reactores, Esta división esta dada con base en la forma en que se encuentra la biomasa dentro del reactor, esto es en suspensión, adherida a un soporte o bien expandida o fluidizada (Noyola, 1989).

1.2.1 Reactores anaerobios de primera generación.

En este tipo de reactores la biomasa se encuentra sedimentada o en suspensión. Presentan periodos de retención largos, desde 4 hasta más de treinta días, lo que repercute directamente en el tamaño de estos.

Fosa séptica : Puede considerarse como un digestor convencional a escala muy reducida, en donde las condiciones anaerobias estrictas no son siempre cumplidas ya que existen zonas anóxicas. Su función principal es la hidrólisis de la materia orgánica en suspensión, para lograr una buena eficiencia es necesario que la fosa descargue en un sistema de zanjas de absorción colocadas en el suelo, el cual se encargará de realizar la estabilización de la materia orgánica.

Tanque Imhoff : Este proceso fue diseñado para evitar los problemas que se tienen en la fosa séptica. En el tanque imhoff se tienen dos compartimientos distintos, el de decantación y el de digestión. Lo cual impide, en cierta medida, que los productos de la hidrólisis de los lodos sean evacuados por el efluente, con lo que se logran mejores eficiencias de tratamiento.

Lagunas anaerobias : Básicamente son estanques profundos, de hasta 10 metros. En donde las condiciones anaerobias prevalecen, a excepción de una pequeña zona en la superficie. Los tiempos de retención hidráulica son muy variables, mayores a 30 días.

Digestor anaerobio convencional : Este sistema se ha aplicado principalmente para la estabilización de lodos de purga provenientes del proceso de lodos activados. Consiste de un tanque cerrado, sin agitación ni calentamiento, en donde el desecho por tratar se estratifica en zonas definidas. La parte en donde se lleva a cabo prácticamente la totalidad de la actividad microbiana representa alrededor del 30 % del volúmen total del digestor, lo que resulta en volúmenes de reactor considerables y tiempos de retención mayores de 30 días.

Digestor anaerobio completamente mezclado : Es un tanque cerrado dentro del cual se tiene una agitación vigorosa del medio de reacción, aunada a un calentamiento del mismo, lo que se traduce en mayores eficiencias en la remoción de materia orgánica. Debido a las condiciones de mezcla completa, el tiempo de retención hidráulica es igual al tiempo de retención celular.

Reactor de contacto anaerobio : Se trata de un reactor completamente agitado acoplado a un sedimentador que separa la biomasa para que sea recirculada hacia el reactor. De esta manera la cantidad de microorganismos en el reactor aumenta al igual que el tiempo de residencia celular, sin que el tiempo de retención hidráulica se incremente, resultando así, volúmenes de reactor más pequeños y una estabilidad mayor del proceso. Los tiempos de retención hidráulica son del orden de 0.5 a 5 días y el de residencia celular varía entre 15 y 30 días.

La figura 1.3 muestra los reactores anaerobios de primera generación.

1.2.2 Reactores anaerobios de segunda generación.

En esta generación de reactores se logra abatir el tiempo de retención hidráulica en un intervalo de 0.5 a 3 días, lo que implica una reducción importante en el volúmen de los tanques de

reacción, así como una mayor estabilidad y facilidad en su operación. Para este propósito se llevó a cabo la retención de la biomasa dentro del reactor mediante la fijación de una película de microorganismos sobre medios de soporte, o bien, por medio de la sedimentación de agregados microbianos con buenas características de sedimentación.

Filtro anaerobio: Este tipo de reactor fue desarrollado por Young y McCarty (1969), el cual puede operarse como flujo ascendente y descendente. En este tipo de reactor se emplea como medio soporte para la adhesión de la biopelícula microbiana, plástico, piedras de 3 a 5 cm de diámetro, arena, etc. Este sistema puede admitir cargas hasta de 15 kg DQO/m³día.

Reactor tubular de película fija : Van den Berg y Lentz en 1979, desarrollaron el reactor tubular de flujo ascendente o descendente. La variación con el filtro anaerobio estriba en que el soporte utilizado consiste de tubos o placas (mamparas) dispuestas de tal forma que se formen canales verticales. El material puede ser cerámica, PVC, poliéster etc. Las cargas aplicadas pueden llegar hasta 20 kg DQO/m³día.

Reactor anaerobio de lecho de lodos con flujo ascendente : El reactor UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) fue propuesto por Lettinga y colaboradores en 1980. La gran ventaja de este tipo de reactores consiste en que no requiere ningún tipo de soporte para retener la biomasa, lo que implica un ahorro importante. Otras ventajas, no menos atractivas que la anterior, es que estos reactores soportan alimentaciones de agua residual con altas cargas de materia orgánica hasta (20 kgDQO/m³día); y su operación y mantenimiento son de relativa facilidad y de reducidos costos. Los reactores UASB son aplicables tanto a pequeña como a gran escala y cuando se cuenta con el inóculo adecuado pueden arrancar en forma inmediata. El reactor UASB es hoy por hoy un proceso ampliamente probado con buen éxito en un gran número de tipos de agua residual. Su principio de funcionamiento se basa en la buena

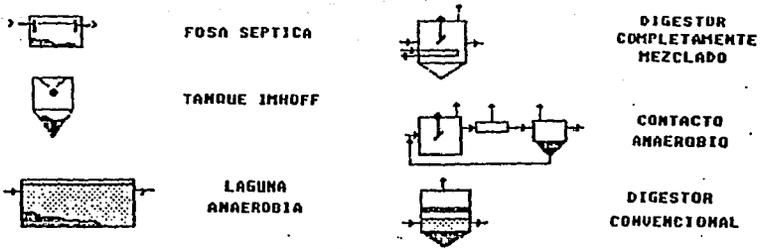


Fig. 1.3 Reactores anaerobios de primera generaci3n.

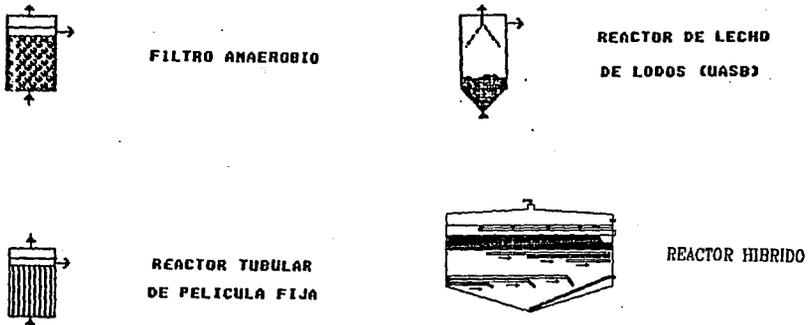


Fig. 1.4 Reactores anaerobios de segunda generacion.

sedimentabilidad de la biomasa producida dentro del reactor, la cual se aglomera en forma de granos o "pellets" hasta de 5 mm de diámetro.

Estos granos cuentan además con una actividad metanogénica muy elevada, lo que explica los buenos resultados del proceso en lo que respecta a la remoción de materia orgánica.

La alimentación al reactor es de tipo ascendente y en su parte superior cuenta con un sistema de separación sólido-líquido-gas, el cual evita la salida de sólidos suspendidos en el efluente, favorece la evacuación del gas generado y la sedimentación de los flóculos que eventualmente llegan a la parte superior del reactor.

Un punto importante en su diseño es la distribución de la entrada del agua residual, ya que una mala repartición puede provocar que ciertas zonas de la cama de lodos no se encuentren en contacto con el sustrato, desperdiciando así su actividad. Por lo que se recomienda tener como mínimo una boquilla por cada 4 m^2 .

El punto débil del proceso consiste en la lentitud a la que se forman los granos o floculos de buena sedimentabilidad, elemento indispensable del sistema. Esto puede ser solucionado mediante una inoculación importante con lodos adecuados. Las cargas orgánicas alimentadas pueden llegar hasta $20 \text{ kg DQO/m}^3 \text{ día}$.

Actualmente una combinación en un mismo tanque del reactor UASB y del filtro anaerobio, conocido como reactor híbrido, esta generando aceptación. La principal ventaja de este arreglo es que se optimiza el volumen del reactor y se puede reducir la pérdida masiva de lodos. También disminuye sustancialmente el taponamiento del medio así como los problemas hidráulicos y de transferencia de masa que se presentan en un reactor de lecho fijo. En el proceso híbrido, los sólidos biológicos no adheridos se acumulan en la

zona sin empaque por abajo del medio soporte, además, las características de mezclado en la parte inferior del reactor puede mantenerse más fácilmente sin interferir con el empaque. La fig. 1.4 muestra los reactores de segunda generación.

1.2.3 Reactores anaerobios de tercera generación.

Estos reactores se encuentran aún a nivel piloto o semi-industrial, aunque ya existen algunas plantas a escala real basadas en esta modalidad. Son también reactores de película fija, pero el soporte utilizado es lo suficientemente pequeño y ligero para que pueda ser fluidificado con una recirculación del efluente.

Los dos tipos de reactores, el reactor de lecho expandido y el reactor de lecho fluidificado, son semejantes entre sí, pero su diferencia estriba en el grado de fluidificación del volumen de lecho, 20% a 50%, para el lecho expandido y de 50 a 300 % para el lecho fluidificado.

1.3 INOCULO.

1.3.1 Importancia del inóculo.

El tratamiento de aguas residuales, industriales o domésticas puede llevarse a cabo satisfactoriamente con reactores anaerobios de segunda y tercera generación, o bien con reactores anaerobios acoplados a reactores aerobios.

Hemos visto, en el apartado anterior, que el reactor UASB es una de las alternativas más atractivas para tratamiento de aguas residuales, dadas sus ventajas en lo que se refiere a costos de inversión, operación y mantenimiento en comparación a otros sistemas de tratamiento.

Actualmente uno de los inconvenientes que se presentan para

la aceptación de la tecnología anaerobia en México, es la falta de lodo de inóculo. En efecto, la tecnología no tendrá suficiente credibilidad si el período de arranque se prolonga demasiado (6 meses), lo que sucede cuando no se dispone de un inóculo adecuado en calidad como en cantidad.

Para el proceso UASB, los requerimientos son aún más estrictos, ya que el inóculo debe tener forma granular, o en su defecto, tener una alta capacidad de sedimentación, esto en cuanto a calidad. En lo que a cantidad se refiere, el inóculo debe llenar entre un 10 a 30% del volúmen del reactor que se va a poner en operación.

Para evitar el tener que importar el lodo de inóculo, aumentando así los costos de inversión del reactor, es importante contar con una o varias fuentes de suministro de lodo granular en México.

1.3.2 Fuentes de inóculo.

Diversos estudios se han realizado en la búsqueda de fuentes alternativas de inóculo (Wu *et al.*, 1986; Noyola y Briones, 1988; García *et al.*, 1988). Una relación de estas fuentes se presenta a continuación :

- a. Lodo granular
- b. Lodo de reactor anaerobio
- c. Estiercol digerido
- d. Lodos domésticos digeridos
- e. Lodos de fosa séptica
- f. Laguna anaerobia

La tabla 1.4 presenta las diferentes fuentes de inóculo que existen, así como la actividad metanógena que estos presentan bajo diferentes concentraciones de SSV. Cuando se alcanzan cargas de 8

a 15 kg DQO/m³.d a 35°C o de 3.5 kg DQO/m³.d entre 15 y 25°C se considera un arranque y adaptación exitosa.

TABLA 1.4 ACTIVIDAD METANOGENA ESPECIFICA Y CONCENTRACION DE DIVERSOS TIPOS DE LODOS. (JIM FIELD).

FUENTE (TIPO)	ACTIVIDAD METANOGENA ESPECIFICA gCH ₄ DQO/gSSVd	SSV EN EL LODO g/l
LODO GRANULAR	0.5 a 1.5	70 a 120
LODO EN REACTOR *	0.4 a 1.2	ND
LODOS DOMESTICOS		
DIGERIDOS	0.02 a 0.2	15 a 40
ESTIERCOL DIGERIDO	0.02 a 0.08	20 a 80
LODO FOSA SÉPTICA	0.01 a 0.07	10 a 50
LAGUNA ANAEROBIA **	0.03	30
ESTIERCOL FRESCO DE PUERCO	0.001 a 0.02	30 a 140
SEDIMENTOS DE LAGUNAS ***	0.002 a 0.02	20 a 50

* Biopelícula en filtros anaerobios

** Laguna que recibe aguas de beneficio de café

*** Eliminar las arenas

1.4 ANTECEDENTES EXPERIMENTALES.

En un estudio anterior enfocado al tratamiento de lodos activados de purga y su transformación en inóculo anaerobio para reactores UASB (Sánchez, 1988) se establecieron las condiciones de operación preliminares bajo las cuales es posible generar un lodo granular anaerobio que reúna las características propias de éste : una buena sedimentabilidad, actividad metanogénica y buen contenido de biomasa activa.

El reactor utilizado a escala laboratorio fue de tipo UASB, con un volumen de 4.5 l, operando a 35°C ± 2°C. Se experimentó con 3 corridas, alimentando el reactor con lodos activados de purga en

diferentes diluciones; las condiciones de operación se muestran en la tabla 1.5. En ésta se observa que las variables experimentales fueron la velocidad ascendente y la carga orgánica.

TABLA 1.5 CONDICIONES DE OPERACION DE REACTOR UASB A NIVEL LABORATORIO (Sánchez, 1988).

CORRIDA	DILUCION DEL LODO	TIEMPO DIAS	TEMP. °C	FLUJO ml/min	TRH DIAS	Vasc m/h	C.O. gSST/l.d
1	--	15	35 ± 2	2.68	1.16	0.023	1.72
2	1 : 1	29	35 ± 2	2.68	1.15	0.023	1.43
3	1 : 10	27	35 ± 2	5.70	0.54	0.077	0.99

Bajo las condiciones de operación experimentadas, el mejor valor de sedimentabilidad se obtuvo en la segunda corrida con un IVL de 40 ml/g y velocidad de sedimentación de 1.2 m/h.

La mayor producción de lodos y gas fue también en la segunda corrida donde el contenido de biomasa fue de 22.67 g/l medida indirectamente através de los SSV y 5.035 l de biogás total producido.

La conclusión a la que se llega en este estudio fue que bajo las condiciones de operación de la segunda corrida, se obtuvo un lodo anaerobio de mediana calidad en lo referente a sedimentabilidad, actividad metanogénica y conformación granular.

Con el fin de confirmar estos resultados y obtener otros que permitieran establecer claramente las variables de operación idóneas para la generación de lodo granular anaerobio con las características descritas anteriormente, el Instituto de Ingeniería de la UNAM ha seguido con investigaciones de este

tipo, originando así varios trabajos referidas a este tema (Noyola *et al.*, 1990; Torres, 1993; Rústrian, 1992; Hernández, 1990) las cuales confirman que una opción de sustituto al inóculo granular lo constituyen los lodos activados de purga adaptados en anaerobiosis.

De entre estos trabajos y para fines de esta tesis, se destaca el de Noyola *et al.* (1990), ya que este reporta resultados a nivel piloto utilizando para ello el reactor UASB que se usó en el desarrollo experimental de esta tesis.

El reactor, como ya se describirá ampliamente en el cap 2, es un tanque cilíndrico de 600 litros, aislado y provisto de sistemas de calentamiento, agitación y evacuación de gas. Este reactor se operó en forma continua a 30°C.

En aquel estudio el lodo final presentó un IVL de 320 ml/g y velocidades de sedimentación de 0.61 m/h. Su calidad mejoró considerablemente al permanecer almacenado aproximadamente 15 días, abatiendo el IVL a 35 ml/g con velocidad de sedimentación de 2.2 m/h.

Estos resultados llevaron a los autores a concluir que la producción de inóculo anaerobio para reactores del tipo lecho de lodos a partir de lodos activados de purga bajo condiciones reales es factible. Para mejorar las características del lodo obtenido bajo condiciones experimentales aplicadas, se recomienda un periodo de almacenamiento (maduración) que puede llevarse a cabo en el propio reactor inoculado.

CAPITULO 2

METODOLOGIA

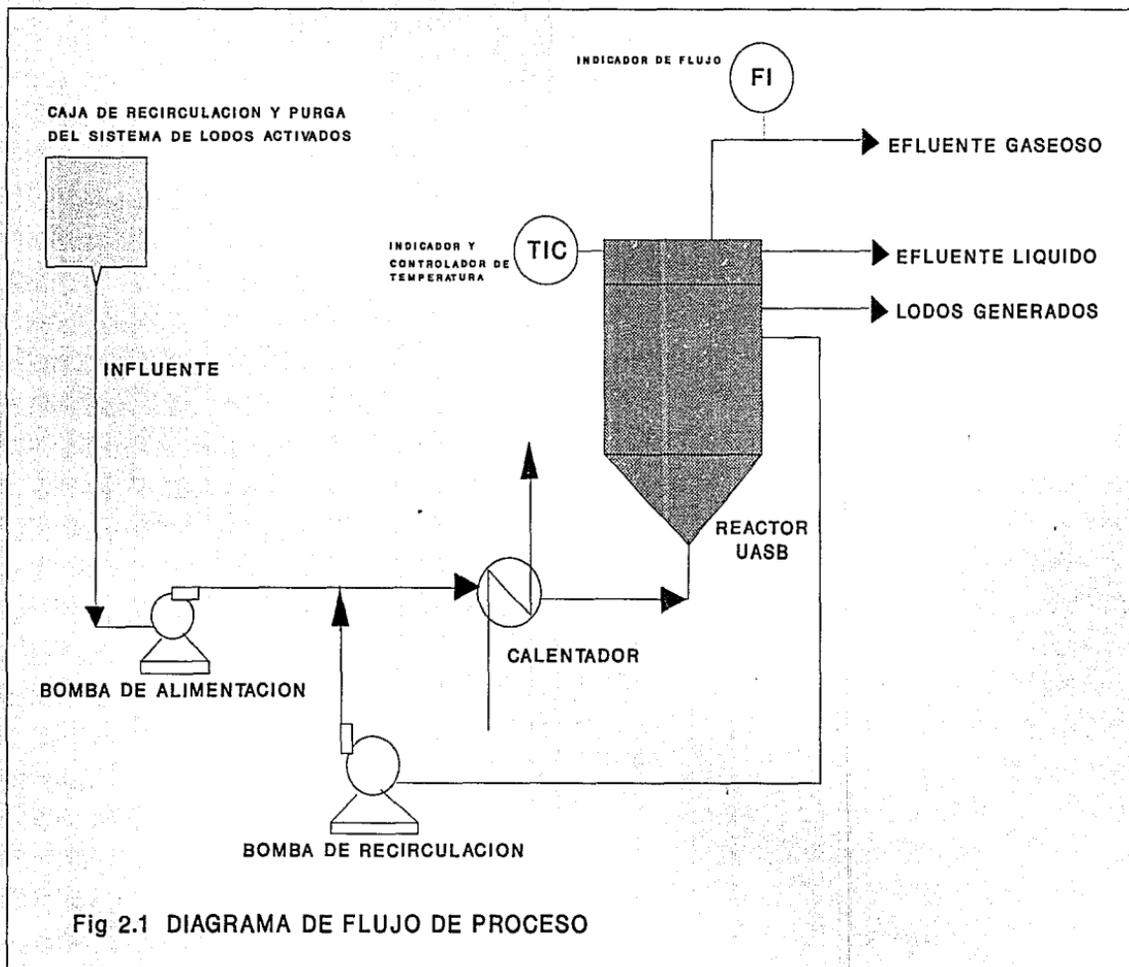
2.1 DIAGRAMA DE FLUJO Y DESCRIPCION DEL PROCESO.

El proceso para obtener lodo de inóculo a partir de lodos aerobios de purga del sistema de lodos activados, se encuentra instalado en la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria, y se describe a continuación (Ver figura 2.1).

El agua residual es alimentada mediante una bomba cuya succión está colocada dentro de la caja partidora del sistema de lodos activados, sitio al que llegan los lodos para su recirculación o purga. La descarga se une a la descarga de la bomba de recirculación y pasan a través del calentador, para elevar la temperatura del influente hasta valores en el intervalo de 30°C a 35°C. A continuación, el influente ingresa al reactor por la parte inferior, donde se llevará a cabo el proceso de digestión anaerobia, generándose así tres tipos de productos: líquido (denominado efluente), biogás y lodo anaerobio. Del efluente generado una parte se dirige a la bomba de recirculación para su retorno al reactor y el resto se descarga al drenaje. El gas se hace pasar a través de un medidor volumétrico, para su cuantificación, descargándose después a la atmósfera. Los lodos anaerobios generados se colectan en tanques de almacenamiento atmosféricos, para su posterior uso.

2.1.1 REACTOR.

El cuerpo del reactor esta formado por un tanque cilíndrico con una tolva inferior de polietileno de alta densidad con un volumen nominal de 600 l. El tanque se encuentra soportado en una estructura metálica que lo sitúa aproximadamente a 60 cm. del NPT (nivel de piso terminado). Las dimensiones del tanque se muestran en la figura 2.2. Debido a que se trata de un reactor tipo UASB,



la alimentación se efectúa por la parte inferior a fin de obtener el flujo ascendente, que es una de las características básicas de este tipo de reactores.

La salida del efluente líquido se lleva a cabo por cuatro puntos perimetrales, los cuales se sitúan a una distancia de $\pi/4$ entre sí y a 16 cm, por abajo de la arista superior del reactor. En cada uno de estos puntos se conectó un tubo de PVC, de diámetro nominal de 152 mm, el cual, permite la salida del efluente por la parte superior y a la vez funciona como clarificador, donde además se acumula el lodo producido. La evacuación del lodo acumulado en los tubos clarificadores se efectúa por el fondo, donde se colocaron unas válvulas de esfera con diámetro nominal de 25 mm.

Para unir los tubos al reactor se utilizaron coples tipo "Y", de tal forma que la rama angulada o secundaria de la pieza (la cual fue cortada transversalmente y en forma paralela a la línea principal) se insertó en los orificios del reactor, (vease figura 2.3) permitiendo a la línea principal de la "Y" permanecer en posición vertical. Para evitar el desprendimiento de los tubos del cuerpo del reactor por efecto del peso que almacenan (aproximadamente 40 kg más el peso del material), éstos fueron soportados en la base con unos perfiles metálicos unidos a la estructura de metal. En cada uno de los tubos se tiene una oradación de 19 mm donde se colocó un tramo de tubería de PVC conectado a un distribuidor.

Este distribuidor es un recipiente cilíndrico de 100 mm de diámetro nominal y 400 mm de altura, el cual forma parte del sistema de recirculación, y tiene como función asegurar una alimentación constante a la bomba. Esta alimentación está integrada por efluente y lodos flotados con burbujas de biogás, por lo que otra función del recipiente es la separación de las burbujas. Para lograr este fin, el recipiente cuenta con una purga en su tapa superior, de tal forma que el biogás separado del efluente pueda ser extraído a diferentes tiempos, evitando así que

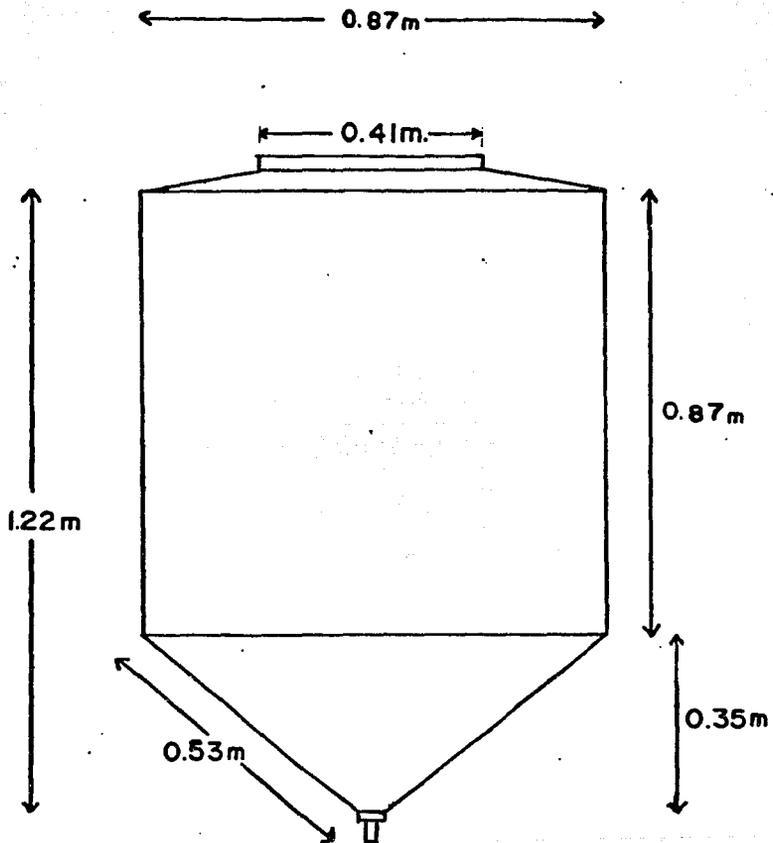


Fig. 2.2 Dimensiones del tanque utilizado.

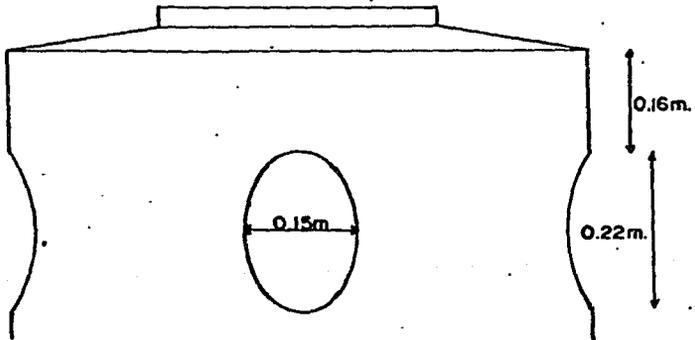
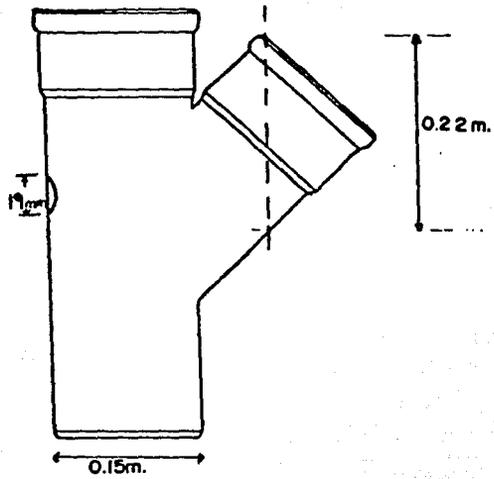


Fig 2.3 Detalle del corte practicado a las "Y" s" y al reactor.

se presente cavitación en la bomba, por el flujo a 2 fases.

Debido a la necesidad de cuantificar el gas producido, es indispensable que el reactor se encuentre perfectamente sellado y libre de fugas. Para obtener un sello hermético en la boca del reactor, se soldó al tanque de éste, la parte superior de un recipiente de plástico de polietileno de alta densidad, de tapa hermética y flejada.

La tapa hermética fue oradada en dos puntos; el primer orificio se hizo en el centro de la tapa donde se adaptó, pegó y selló una guía hecha con tubo de PVC (diámetro nominal de 25 mm) de 300 mm de longitud para permitir a través de ella el paso de la flecha del sistema de agitación mecánico para el rompimiento de las natas formadas en la parte superior del reactor, que será descrito posteriormente. Para evitar que el gas escape por este punto, la guía penetra por abajo del nivel del líquido, creando un sello hidráulico. El segundo orificio se ubica en la periferia de la tapa y su función es conducir al biogás generado hacia el dispositivo de medición donde se llevará un registro de éste. La comunicación entre la perforación y el medidor de gas, se realizó con manguera plástica de 12 mm de diámetro.

Finalmente, ya armado el cuerpo del reactor junto con la sección de los tubos exteriores se procedió a su aislamiento para minimizar las pérdidas de calor, el aislante utilizado fué unicel, al que se le recubrió con impermeabilizante para evitar su exposición al medio ambiente. Un esquema del reactor ya terminado se muestra en la figura 2.4.

2.1.2 CALENTAMIENTO.

Para que el reactor opere en el rango mesofílico, es necesario mantener la temperatura interior entre 30 y 40°C. Como la temperatura promedio de los lodos aerobios de purga está en 16°C se requiere de un sistema de calefacción. Este sistema consta

de un calentador compuesto por un niple de fierro galvanizado de 500 mm de longitud y 127 mm de diámetro nominal. La fuente de calor es una resistencia tipo banda de acometida 120 Volts y 1000 watts de potencia máxima.

Esta banda se enrolla en el niple, y está conectada a un controlador de temperatura tipo ON/OFF. El conjunto resistencia-niple se encuentra cubierto de lana mineral con el fin de minimizar las pérdidas de calor.

2.1.3 AGITACION.

De acuerdo con trabajos anteriores (González Ugalde 1988), las burbujas arrastran sólidos y pueden provocar la formación de natas o hacen flotar parte del lecho de lodos, por lo que una ligera agitación de la cama de lodos favorece la formación de un lodo con buenas características de sedimentabilidad y compactación. Por estas razones, el reactor cuenta con un elemento que permite romper las natas y a su vez agita levemente el manto de lodos. Este sistema de agitación esta compuesto por un agitador tipo paleta el cual es accionado, a 3 RPM, por un motor eléctrico con motorreductor ajustable.

2.1.4 BOMBAS.

El transporte de los lodos de alimentación se realiza con una bomba peristáltica masterflex marca Cole-Parmer, de especificaciones: 6 a 600 RPM y cabezal No.24.

Con el objetivo de aumentar la velocidad ascendente dentro del reactor y para favorecer la formación de un lodo con buenas características, se cuenta con un sistema de recirculación. En este sistema se tiene una bomba centrífuga (March MFG, INC.) con las siguientes especificaciones : flujo volumétrico 1703 l/h, cabeza 21 m y 1/25 hp. Con lo que se logra una velocidad ascensional en el interior del reactor de aproximadamente 2.9 m/h.



Aislante

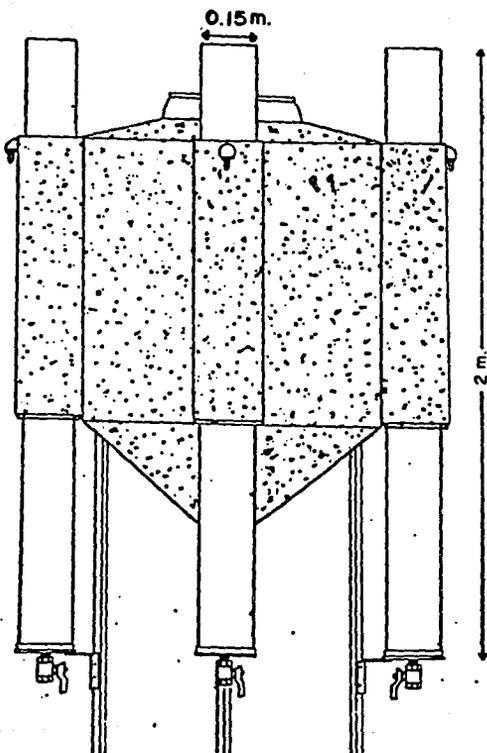


Fig. 2.4 Vista del reactor armado y aislado.

En la segunda etapa de experimentación, con el fin de lograr una velocidad ascendente de líquido de 5 m/h dentro del clarificador, se utilizaron dos bombas tipo peristálticas master-flex marca Cole-Parmer, de especificaciones : 6 a 600 RPM, cabezal No.18 y flujo máximo de 138 l/h, cada una.

2.2 DESCRIPCION DE LA FASE EXPERIMENTAL.

Para cumplir con los objetivos que se plantearon en este trabajo de tesis, se planeó una fase experimental dividida en dos etapas. En la primera se conseguiría obtener el mayor número de datos para cumplir con el objetivo general , a saber, obtención de lodo anaerobio para su uso como inóculo de otros reactores UASB y cubrir uno de los objetivos particulares, el realizar un adecuado balance de materia en el reactor. En la segunda etapa se obtendrían los resultados para dar respuesta al segundo objetivo particular que consiste en evaluar el efecto de la velocidad ascendente sobre las características fisicoquímicas del lodo obtenido.

A continuación se describen las etapas arriba mencionadas.

2.2.1 Obtención de parámetros para balances de materia.

En esta etapa se llevó a cabo la determinación de los parámetros mencionados en las tablas 2.1 y 2.2, de tal forma que se pudieran evaluar las características fisicoquímicas del inóculo generado y los parámetros necesarios para realizar un balance de materia en el reactor .

La alimentación del reactor fue en continuo, a partir de la caja partidora, como ya se mencionó. La concentración de lodos en este contenedor, varía diariamente, por lo que no fue posible mantener una carga orgánica constante.

Esta primera etapa de experimentación se divide en dos partes, dado que la planta de tratamiento paró sus actividades, como cada año, con el fin de proporcionarle mantenimiento general a los equipos que la componen. La primera parte de esta etapa tuvo una duración de 42 días, y la segunda, la cual inicio 15 días después de que la planta comenzó a funcionar, tuvo una duración de 86 días, con lo que se tienen en total 128 días de operación para esta primera etapa .

Las condiciones de operación fueron las siguientes:

Temperatura	30°C - 35°C
Flujo de alimentación	140 ml / min
Tiempo de retención hidráulica	3 días
Velocidad ascendente	2.9 m / h

2.2.2 Efecto de la velocidad ascendente sobre las características fisicoquímicas del lodo obtenido.

El objetivo de esta etapa, como su nombre lo indica y tal como se planteó en los objetivos particulares, fue el de evaluar el efecto de aplicar una cierta velocidad ascendente al lodo que se obtenía en forma continua. Para esto se planeó lo siguiente.

De los cuatro clarificadores-contenedores de lodo con que cuenta el reactor, a uno de ellos se le aplicó una velocidad ascendente de aproximadamente 5 m/h. Para lograr esta velocidad se utilizaron dos bombas peristálticas masterflex, con dos cabezales No.18 cada una, conectados en paralelo.

La alimentación de estas bombas consistía de efluente del mismo reactor y la descarga estaba colocada justo en la parte más baja del clarificador.

Por problemas técnicos en el calentador, la etapa se divide en dos partes. La primera, con una duración de 27 días y llevada a cabo a temperatura ambiente (aproximadamente 20°C), y la segunda, que duró 19 días operando a una temperatura promedio de 30°C. Las actividades que se programaron para el seguimiento de esta etapa experimental fueron las siguientes:

a. Muestreo del lodo del contenedor al cual se le aplicó la velocidad ascendente.

b. Con fines comparativos, muestreo del lodo de los tres contenedores restantes. El lodo de cada uno se recoge en un mismo recipiente y luego se homogeniza, para tener una muestra representativa de los tres contenedores.

c. Hacer anotaciones acerca del color y textura de los lodos dentro del muestreador¹.

d. Realizar las técnicas analíticas descritas en la tabla 2.3 a las dos muestras de lodo.

e. Realizar los cálculos correspondientes.

La técnica tamiz, descrita en el apartado 2.3 de este capítulo, sólo se llevó a cabo en la segunda etapa experimental, es decir, sólo a la temperatura de operación de 30°C. La razón de lo anterior es que al mismo tiempo de realizar la fase experimental, también se estaba trabajando en el diseño y estandarización de esta técnica.

¹ El muestreador nucleador consiste de un tubo de acrílico de 180 m de longitud, graduado en centímetros y con un sello mecánico en su parte inferior. (Diseñado en el Instituto de Ingeniería, UNAH).

2.3 PARAMETROS EXPERIMENTALES DETERMINADOS.

Los análisis que se realizaron durante la primera etapa de la fase experimental fueron aplicados tanto al influente como a los efluentes, y se presentan en la tabla 2.1 indicando la frecuencia con la que se llevaron a cabo.

La tabla 2.2 muestra los parámetros que se le determinaron a los lodos obtenidos de la purga de los clarificadores.

TABLA 2.1 PARAMETROS EXPERIMENTALES DETERMINADOS A INFLUENTE Y EFLUENTE.

PARAMETRO	FRECUENCIA (VECES/SEMANA)
SOLIDOS TOTALES TOTALES (STT)	5
SOLIDOS TOTALES VOLATILES (STV)	5
SOLIDOS TOTALES FIJOS (STF)	5
SOLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES (SST)	5
SOLIDOS SUSPENDIDOS VOLATILES (SSV)	5
SOLIDOS SUSPENDIDOS FIJOS (SSF)	5
DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO TOTAL (DQOt)	5
DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO SOLUBLE (DQOs)	5
ALCALINIDAD ALC.	6
POTENCIAL HIDROGENO pH	6
PRODUCCION DE GAS P. GAS	6
PORCIENTO DE METANO % CH ₄	6

Para la segunda etapa del trabajo experimental se evaluaron los parámetros que se enlistan en la tabla 2.3.

TABLA 2.2 PARAMETROS EXPERIMENTALES DETERMINADOS A LOS LODOS.
PRIMERA ETAPA.

PARAMETRO	FRECUENCIA
SOLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES (SST)	•
SOLIDOS SUSPENDIDOS VOLATILES (SSV)	•
SOLIDOS SUSPENDIDOS FIJOS (SSF)	•
INDICE VOLUMETRICO DE LODOS (IVL)	•
VELOCIDAD DE SEDIMENTACION (Vsed)	•

- Días de purga de los clarificadores

(Antes del paro de planta) : 6,8,12,15,42

(Despues del paro de planta) : 49,57,74,81,103,110,127

TABLA 2.3 PARAMETROS EXPERIMENTALES DETERMINADOS A LOS LODOS.
SEGUNDA ETAPA.

PARAMETROS	FRECUENCIA
SOLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES (SST)	•
SOLIDOS SUSPENDIDOS VOLATILES (SSV)	•
SOLIDOS SUSPENDIDOS FIJOS (SSF)	•
INDICE VOLUMETRICO DE LODOS (IVL)	•
VELOCIDAD DE SEDIMENTACION (Vsed)	•
GRANULOMETRIA (GRAN)	•
PORCIENTO DE GRANOS (%GRAN)	•

- Días de muestreo de clarificadores

A temperatura ambiente : 1,2,7,17,19,21,27

A temperatura 30°C : 1,3,15,19

Las técnicas analíticas empleadas durante la fase experimental se basaron en los "Standar Methods for the examination of water an wastewater" (APHA,1990). A continuación se describen brevemente.

DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO (DQO). La demanda química de oxígeno se usa como una medición del oxígeno equivalente a la materia orgánica contenida en una muestra que es susceptible de oxidación por un oxidante químico fuerte. En otras palabras, la DQO mide la cantidad de materia orgánica, sea o no biodegradable, susceptible a ser oxidada.

SOLIDOS. El término sólidos se refiere a la materia suspendida o disuelta en el agua residual. Esta técnica se realizó en sus tres formas: totales, fijos y volátiles, tanto para los llamados sólidos totales como para los sólidos suspendidos.

Los sólidos totales representan la totalidad del material suspendido y disuelto que contiene el agua. Su determinación se realizó por evaporación y subsecuente secado de 25 ml de muestra a un rango de temperatura de 103°- 105°C. Con la misma muestra, ya seca, al someterla a ignición a una temperatura aproximada de 550°C, se evalúan los sólidos fijos (materia inorgánica). La cantidad que se pierde durante la ignición es llamada sólidos volátiles, los cuales representan en su mayoría materia orgánica y una pequeña fracción que incluye sales minerales que se volatilizaron durante la ignición.

Los sólidos suspendidos totales (SST) se determinaron por filtración, utilizando filtros de fibra de vidrio Whatman GF/A y sometiendo a secado el residuo contenido en el papel filtro, a una temperatura de 103± 2°C.

Los sólidos suspendidos volátiles cuantifican la materia orgánica contenida en los SST. Se determinan mediante la ignición del residuo seco contenido en el papel filtro. Lo que se quema corresponde a los sólidos suspendidos volátiles y el resto representa los sólidos suspendidos fijos.

ALCALINIDAD. La alcalinidad es un método rápido, seguro y eficaz para el control de la acumulación de ácidos grasos volátiles (AGV) en digestores anaerobios. Determina la capacidad buffer del sistema.

El sistema tampón o buffer de aguas y aguas residuales, generalmente es el sistema carbónico, en el cual el ión bicarbonato, principalmente, reacciona con los protones H^+ de los AGV, produciendo la respectiva sal e impidiendo así un descenso en el valor de pH, por aumento de la concentración de estos.

La coexistencia en el medio de otros compuestos orgánicos e inorgánicos, con capacidad buffer en el mismo rango de pH del bicarbonato pero sin su misma efectividad en el control de la acidificación, nos llevó a evaluar la alcalinidad de acuerdo al método de titulación de relación de alcalinidades a diferentes pH (5.75 y 4.3).

Esta relación que se obtiene al dividir la alcalinidad obtenida a un pH de 5.75 y la que se obtiene a un pH de 4.3, se le ha llamado en este trabajo relación alfa (α).

PRODUCCION DE BIOGAS. La producción de biogás se cuantificó utilizando un medidor de gas húmedo tipo rotatorio con sello líquido marca Precision Scientific. Su funcionamiento es sencillo y se describe brevemente a continuación.

El flujo de gas entra en una sección del tambor rotatorio, el cual está confinado de las otras secciones, y desplaza el líquido contenido en esta sección (aceite) causando que el rotor gire. Esto provoca el movimiento de una flecha la cual maneja un juego de engranes que están pegados al elemento final, que es una placa circular graduada en litros provista de manecillas las cuales dan la lectura del flujo de gas que entró.

Las especificaciones técnicas del medidor son las siguientes:

Capacidad/hora	680 litros
Volumen/revolución	3 litros
Subdivisiones de la placa circular graduada	0.01 litros
Rango de presión de operación	0.3 a 6 inH ₂ O
Precisión	± 1/2 %

ANALISIS DE GAS. La composición del gas obtenido se determinó utilizando un cromatógrafo con detector de conductividad térmica (Fisher gas Partitioner mod. 1200) de doble columna.

Las columnas están acopladas en serie: la primera es de tipo poropak Q y la segunda de malla molecular 5Å que separa el nitrógeno del oxígeno. El gas acarreador es helio y las condiciones de operación fueron:

Temperatura del inyector = 120-130°C

Temperatura de la columna = 50°

Corriente del puente = 150 mA

Atenuador = 4

Flujo de gas acarreador = 25 ml/min

Vol. muestra = 0.5 ml

INDICE VOLUMETRICO DE LODOS. El índice volumétrico de lodos (IVL) se determinó empleando una muestra de lodos de 50 ml diluída hasta 250 ml con efluente del reactor utilizando como contenedor una probeta de 250 ml.

Una vez realizado lo anterior la probeta se sella con papel parafilm y se voltea dos o tres veces muy suavemente , con el fin

de homogenizar la mezcla lodo-efluente. A continuación se deja sedimentar por 30 min y el cálculo se hace empleando la siguiente relación:

$$IVL = \frac{\text{Volúmen ocupado por lodos después de 30 min}}{\text{sólidos suspendidos en la probeta.}}$$

La velocidad de sedimentación se determina con base en los datos de lectura del volúmen que ocupan los lodos en la probeta, leyendo cada minuto, los primeros 15, y después cada 5 hasta completar los treinta minutos que dura la prueba. Los datos se grafican considerando mililitros de lodo sedimentado vs. tiempo y se traza una recta tangente en el punto en que la curva descienda más rápidamente. La pendiente de esta recta, ajustada con la sección transversal de la probeta, corresponde a la velocidad de sedimentación para la dilución utilizada.

TECNICA TAMIZ. Esta técnica (desarrollada en este trabajo) se utiliza para estimar el porcentaje de partículas, de cierto tamaño, en una muestra de lodo. En nuestro caso determinamos el porciento de partículas mayores de 0.6 mm y menores de este valor ya que las primeras se consideraron granos dadas sus características físicas. Para realizar esta técnica se debe iniciar con un volúmen conocido de lodo de concentración en sólidos suspendidos volátiles también conocida.

Esta muestra de lodo se hace pasar a través de un tamiz (de aquí el nombre de la técnica) el cual se encuentra parcialmente sumergido en efluente anaerobio con objeto de ejercer los mínimos esfuerzos cortantes sobre el lodo. De esta forma se tienen dos muestras, a saber, el lodo tamizado (contenido en el tamiz) y el lodo floculento (aquel que no fue retenido).

Estas dos muestras se aforan a cierto volúmen cada una y se le determina su concentración de sólidos suspendidos. Una vez conocidas estas concentraciones se utilizan las siguientes

relaciones para determinar el porcentaje en peso de partículas mayores a 0.6 mm contenidas en el lodo muestreado.

$$M_t = SSV_t \cdot V_t$$

$$M_f = SSV_f \cdot V_f$$

$$M_{TOT} = M_t + M_f \quad \text{o} \quad M_{TOT} = SSV_{TOT} \cdot V_{TOT}$$

$$\% \text{ PESO DE PARTICULAS } > 0.6 \text{ mm} = M_t \cdot 100 / M_{TOT}$$

Donde ; M_t , es la masa de lodo retenida en el tamiz

V_t , es el volumen al cual se aforó esta masa

SSV_t , es la concentración de SSV en el matraz de aforo correspondiente a la masa tamizada.

M_f , V_f y SSV_f , tienen el mismo significado que lo anterior, sólo que referido al lodo que no se retuvo en el tamiz (filtrado).

M_{TOT} , es la masa total contenida en la muestra

V_{TOT} , es el volumen de la muestra de lodo con que se inició la prueba.

SSV_{TOT} , es la concentración de sólidos suspendidos volátiles de la muestra de lodo inicial.

GRANULOMETRIA. La granulometría de las partículas (granos) tamizadas se midió con un microscopio American Optical mod.1138 y un ocular de Whipple calibrado con reglilla micrométrica, de acuerdo a la metodología descrita por Mahoney et al.(1987). Esta es básicamente una determinación estadística del tamaño de grano, utilizando una muestra en la que por lo menos puedan medirse 100 granulos.

CAPITULO 3

RESULTADOS Y DISCUSION

En este capítulo se presentan los resultados obtenidos para las dos etapas en las que se dividió la fase experimental. En el apartado 3.1, se discutirá el comportamiento del reactor bajo las condiciones de operación y se presentarán los resultados de los balances de DQO realizados a lo largo de esta etapa. En el apartado 3.2, nos enfocaremos a la presentación y discusión de los resultados obtenidos de la aplicación de una velocidad ascendente al lodo generado.

3.1 COMPORTAMIENTO DEL REACTOR.

La operación del reactor se realizó mediante la aplicación de ciertas condiciones, las cuales se fijaron tomando como base un estudio anterior a nivel laboratorio que habia obtenido buenos resultados (Sánchez, 1988), por lo que se pretendió extrapolarlos a nivel piloto. Estas son :

1. Flujo de alimentación	(Q)	0.2 m ³ /d
2. Tiempo de residencia hidráulica	(TRH)	3 días
3. Velocidad ascendente	(Vs)	2.9 m/h
4. Flujo de recirculación	(Qr)	1.7 m ³ /h
5. Temperatura	(T)	30° a 35°C

Esta etapa tuvo una duración de 127 días, en los cuales no se operó continuamente debido a ciertos problemas tanto técnicos como operacionales del sistema de tratamiento de donde se obtenía la materia prima (lodo aerobio de purga), problemas que se remarcarán durante la discusión de los resultados. En las figuras que se presentan se marca con una línea el día en que se interrumpió la operación, por problemas de paro total de la planta de tratamiento de aguas residuales. En el anexo A se encuentran las tablas con los datos obtenidos para cada parámetro estudiado.

Durante el periodo de operación se procuró mantener el tiempo de retención hidráulico dentro de un valor aproximado de 3 días, dado que su control era necesario para obtener mayor precisión al realizar el balance de materia. Para lograr esto se debía controlar el flujo de alimentación en un valor de 140 ml/min. Pero por razones tales como el tipo de equipo utilizado, esto es el uso de una bomba peristáltica la cual tenía que recibir cambio de manguera cada determinado tiempo razón por la cual debían realizarse paros totales interrumpiendo así la continuidad del sistema, el flujo de alimentación no pudo mantenerse exactamente pero sí en un rango aceptable de 140 ± 10 ml/min lo cual no era de consecuencias negativas para el funcionamiento deseado del reactor.

Quizá el parámetro que más variación tuvo a lo largo de toda la fase experimental, fue la temperatura. A sabiendas de que ésta es un factor muy importante para que se lleve a cabo la digestión anaerobia, y por ende una buena operación del reactor, se realizaron grandes esfuerzos para mantenerla dentro del rango mesofílico, sin embargo se registraron amplias variaciones, ya que se presentaron algunos problemas en la resistencia eléctrica que suministraba calor a la alimentación. A continuación se discuten los resultados obtenidos de la experimentación de esta primera etapa.

3.1.1 SÓLIDOS SUSPENDIDOS.

En la figura 3.1 se observa la variación de los sólidos suspendidos totales a la entrada en un intervalo de 1000 a 3000 mg/l con un promedio, a lo largo de la experimentación, de 2133 mg/l. De esta cantidad promedio de sólidos suspendidos totales el 77.8% representaba a la fracción volátil y el 22.2% restante a la porción fija. En el efluente, con un promedio de 385 mg/l, las fracciones fueron 80.9% y 19.4% respectivamente. Estas variaciones implicaron cargas orgánicas diferentes a lo largo del periodo de experimentación y en promedio se tiene un valor de 0.72 gSST/l d.

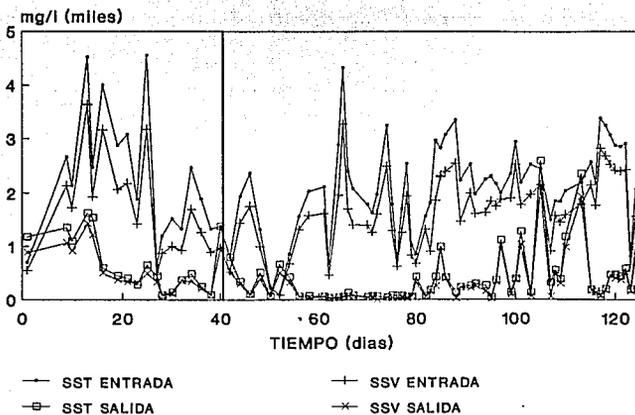


Fig. 3.1 COMPORTAMIENTO DE LOS SOLIDOS SUSPENDIDOS

NOTA : La línea divisoria indica el día en que se interrumpió la operación por el paro de la planta de tratamiento de aguas residuales de C.U.

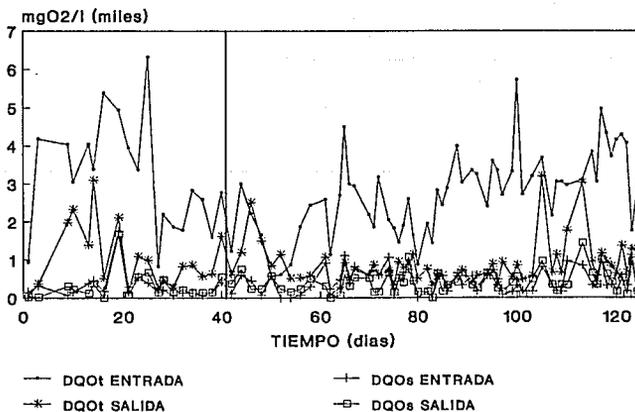


Fig. 3.2 COMPORTAMIENTO DE LA DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO

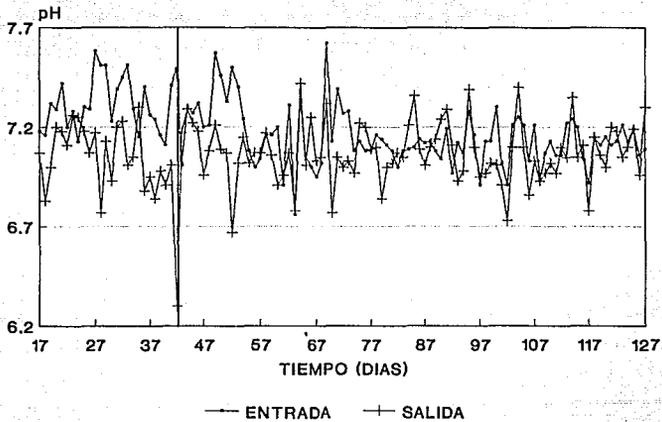


Fig. 3.3 COMPORTAMIENTO DEL pH

NOTA : La línea divisoria indica el día en que se interrumpió la operación por el paro de la planta de tratamiento de aguas residuales de C.U.

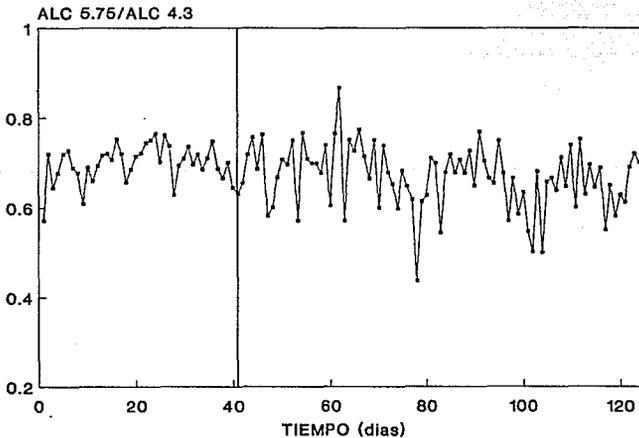


Fig. 3.4 COMPORTAMIENTO DE LA RELACION ALFA EN EL EFLUENTE

La eficiencia presentada por el reactor en la remoción de sólidos suspendidos fué del 84.4 % en promedio, a lo largo de la fase experimental, por lo que se puede decir que la retención de sólidos suspendidos fué buena favoreciendo el tiempo de retención celular.

3.1.2 DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO (DQO)

En la figura 3.2 se muestra una gráfica de la DQO total del influente y efluente contra el tiempo de operación. Se observan variaciones en las concentraciones de materia orgánica expresada como DQOt de un día a otro en el influente teniendo valores en un intervalo de 1000 a 4000 mgO_2/l , con un promedio de 2778 mgO_2/l , del cual el 83.9 % corresponde a la fracción suspendida y el 16.1 % restante a la porción soluble, las cargas orgánicas variaron en el orden de 0.33 a 1.33 $\text{kgDQO}/\text{m}^3\text{d}$. En el efluente la mayoría de los valores se mantuvieron por debajo de 1000 mgO_2/l con un promedio de 870 mgO_2/l del cual, el 53.8 % corresponde a la fracción suspendida y el 46.2 % a la fracción soluble. El aumento de porcentaje en DQO soluble, en el efluente, con respecto al del influente es una consecuencia de la hidrólisis de los sólidos suspendidos para su posterior transformación a metano. Esto es, no todos los productos de hidrólisis y particularmente, en este caso, de la lisis celular son biodegradables. Aunado a esto, la constante de saturación o de afinidad (K_s) es mayor para los microorganismos anaerobios que para los aerobios, lo que implica que los primeros producirán un efluente con mayor contenido de materia orgánica, al tener menor afinidad por el sustrato que los aerobios, la eficiencia de remoción de DQOt que se obtuvo fue de 65 % en promedio. Sin embargo, no hay que olvidar que el proceso de digestión de lodos, no pretende la estabilización de la materia orgánica o remoción de DQO, sino convertir los lodos aerobios de purga en una biomasa anaerobia activa con propiedades necesarias para inocular reactores UASB.

3.1.3 pH Y RELACION ALFA

A lo largo de toda la corrida el pH del efluente mostró un ligero descenso (1 % en promedio) con respecto al del influente. Como se observa en figura 3.3, este parámetro se mantuvo en el intervalo señalado como favorable para la actividad bacteriana al presentar fluctuaciones en un intervalo de 6.3 y 7.35 dando un promedio de 7.07 en el efluente. Por otro lado, en el influente se obtuvieron valores desde 6.76 hasta 7.62 con un promedio de 7.15, el cual era favorable para que se realizara el proceso de digestión anaerobia.

La relación de alcalinidades del efluente se mantuvo constante en un intervalo de 0.6 a 0.8. Sin embargo, se obtuvo un valor de 0.44 el día 78 como se puede observar en la figura 3.4, pero este no fué de consecuencias y quizá este valor pudo deberse a errores en el tratamiento de la muestra. El promedio de estos valores fue de 0.68, el cual es un valor muy cercano al óptimo, que es de 0.7. Por tanto se puede decir que el reactor tiene una aceptable capacidad buffer para soportar las cargas de alimentación que se aplicaron y que los ácidos grasos volátiles producidos eran degradados sin problemas aparentes.

3.1.4 PRODUCCION DE BIOGAS.

La producción acumulada de biogás se cuantificó a partir del día 15 de operación, utilizando un medidor de flujo volumétrico marca Precisión Scientific, (descrito en la metodología). Hasta el día 42, cuando se efectuó el paro de la planta, la producción acumulada de biogás fue de 1970 litros. La cuantificación del biogás se reinició hacia el día 72 de operación alcanzado un volumen al final de la experimentación de 5115 litros (ver figura 3.5). La producción de biogás promedio fue de 85.65 l/d, lo que da una tasa de producción de biogás de $0.143 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ r.d.}$ El porcentaje de metano contenido en el biogás a lo largo de la corrida, se observa en la fig. 3.6. El valor máximo fue de 69.55 %, el mínimo de 36.7 % con un promedio de 56.35 % de metano en el biogás.

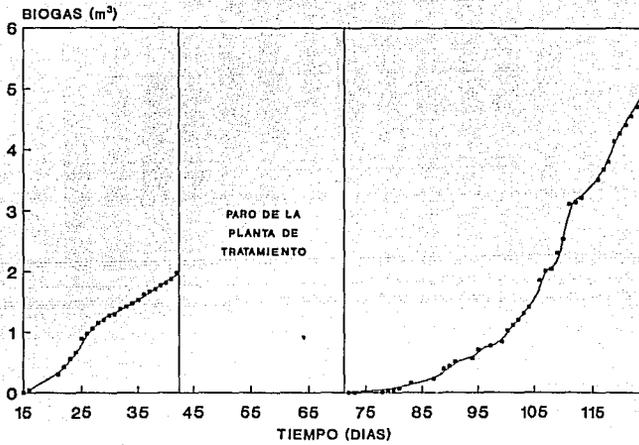


Fig. 3.5 PRODUCCION ACUMULADA DE BIOGAS

NOTA : La línea divisoria indica el día en que se interrumpió la operación por el paro de la planta de tratamiento de aguas residuales de C.U.

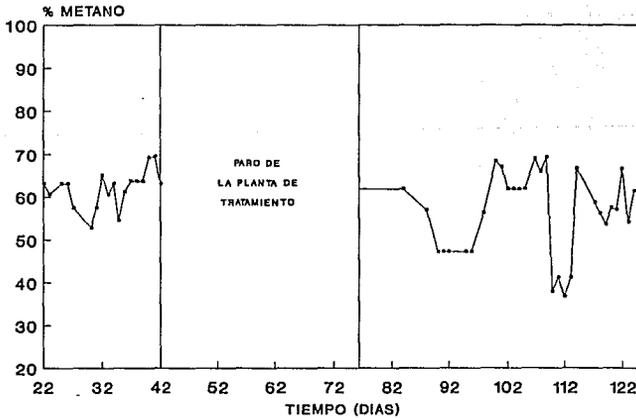


Fig. 3.6 PORCIENTO DE METANO EN EL BIOGAS

La producción de biogás y el contenido de metano se mostraron muy sensibles a cambios en la temperatura. Estos cambios se hacen más evidentes en los porcentajes de metano (ver fig. 3.6). Los cuales se abatían apreciablemente con un descenso en la temperatura.

La caída del porcentaje de metano que se observa del día 85 al 95 aproximadamente; esto se debió al cambio de bomba de recirculación, ya que durante la instalación de ésta entró aire al reactor. Asimismo problemas con la recirculación de efluente provocaron un efecto similar y por tanto una caída en los porcentajes de metano en los días 108 al 112. Salvo estos datos los demás valores se mantienen en un intervalo de 55 % a 68 %.

3.1.5 BALANCES DE DQOt.

EL desarrollo del modelo utilizado para efectuar los balances de DQOt, así como las modificaciones que se le han hecho en este trabajo, se exponen en el anexo B, incluyendo un programa de cálculo en código basic.

Estas modificaciones, aunque sencillas, dan lugar a un procedimiento un poco menos restringido, al que le llamaremos modelo 2. Al modelo simplificado lo llamaremos modelo 1. En la tabla 3.1 se presentan los resultados de los balances efectuados a lo largo de esta primera etapa experimental. Se tienen seis intervalos de datos que se escogieron para aplicarles el balance de DQOt; esta elección se realizó considerando los periodos en los que el reactor operó sin que se presentaran problemas, y teniendo en cuenta también los días en que se purgaron los clarificadores. A manera de comparar la eficiencia de los modelos, se incluye en la tabla una columna donde aparece el error porcentual, el que se calculó de la siguiente manera : La DQOt que entra menos la que sale en sus diferentes formas multiplicado por cien y dividido entre lo que entra.

En el balance número uno que corresponde a los días 21 al 42 de operación, se observa que de 6.318 kg que ingresan como DQOt al reactor, el balance con el modelo 2 nos da como resultado 6.450 kg de DQOt a la salida (este valor incluye DQOt de salida, DQOt degradada y DQOt acumulada), teniendo un sobrante de 132.4 gramos de DQOt a la salida, lo que representa un 2 % con respecto a la DQOt de entrada.

El porcentaje de error se debe a lo aproximado de los modelos ya que con el modelo 1 se obtienen resultados en los que en lugar de sobrar un 2 %, falta un 0.81 % de DQOt. Aunado a esto se pudiera pensar que la desigualdad en el balance se debe a errores cometidos durante la ejecución de las técnicas analíticas a las muestras, o bien, errores en la recolección de estas. Los términos que aportan un mayor porcentaje de error son los de DQOt acumulada y DQOt degradada ya que el cálculo de éstos se realiza con varias simplificaciones (ver anexo B), bajo estas premisas y considerando que durante este periodo las condiciones de operación se lograron mantener casi constantes; la temperatura se mantuvo entre 30 y 32°C y los parámetros medidos no presentaron variaciones apreciables, el error recae más en el término de DQOt acumulada, ya que para el cálculo de ésta es necesario saber el volumen de lodo que se acumuló durante el periodo lo cual en la práctica es muy difícil determinarlo exactamente y mas cuando el lodo esta muy disuelto y no hay una marcada diferencia entre lo que es lodo y lo que pudiera ser efluente, influyendo esto en el cierre de válvulas al momento de purgar los clarificadores.

En el balance No.2, días 75 al 81, es donde se puede comparar mejor la eficiencia de los dos modelos, ya que durante este periodo se tuvieron problemas con el calentador y la temperatura bajó hasta 20-23°C afectando así la producción y cuantificación de biogás entre otros. El modelo 1 falla cuando la temperatura se encuentra por debajo de 35°C, y cuando alcanza valores superiores, debido a que en el procedimiento de cálculo se utiliza un sólo

TABLA 3.1 RESULTADOS DE LOS BALANCES DE DQT tot EFECTUADOS AL REACTOR

BALANCE No.	ENTRADAS DQot (g)	SALIDAS (g)			MODELO	% ERROR (E-S/E)·100
		DQOts	DQOt acum.	DQOt deg.		
1	6317.6	1678.7	2162.3	2609.0	2	-2
	6317.6	1678.7	2162.3	2425.3	1	0.8
2	2490.6	1108.8	1035.3	328.2	2	0.7
	2490.6	1108.8	1035.3	97.6	1	10
3	9494.6	1764.6	4830.0	1683.6	2	12.8
	9494.6	1764.6	4830.0	1403.9	1	15.8
4	3054.0	1253.8	416.0	1027.4	2	11.7
	3054.0	1253.8	416.0	1027.4	1	11.7
5	8874.8	2687.3	2686.2	2536.9	2	10.9
	8874.8	2687.3	2686.2	2242.6	1	14.2
6	25919	7613.4	12581.3	6781.6	2	-4
	25919	7613.4	12581.3	5911.1	1	-0.7

Donde :

DQOts, es la DQO total en el efluente

DQOt acum., corresponde a la DQO total acumulada

DQOt deg., se refiere a la DQO total degradada

valor de constante de Henry evaluada a 35°C y para todos los datos. Por su parte el modelo 2 toma en cuenta la baja de temperatura ya que en éste se utilizan 4 valores de constante de Henry evaluadas a 20, 25, 30 y 35°C respectivamente, con lo cual el error disminuye notablemente (del 10 % al 0.73 %).

En el balance número tres también se hace evidente el buen funcionamiento del modelo 2, puesto que, trabajando a temperaturas de 30 y 31°C, valores que se encuentran dentro del intervalo donde el modelo 1 es bueno, el modelo 2 disminuye el error de 15.8 % a 12.8 %.

En el siguiente balance, el No.4, el error para los dos modelos es exactamente el mismo y esto se debe a que la temperatura se mantuvo en un valor de 31°C, por tanto el modelo 2, el cual corrige por temperatura, reporta los mismos resultados que el modelo 1.

El balance No. 5 se llevó a cabo durante los días del 114 al 126, durante los cuales la temperatura del reactor varió de 25 a 35°C. Con lo que tenemos un error menor reportado por el modelo 2 respecto al modelo 1.

El último balance que se presenta, No. 6, corresponde al intervalo de días del 72 al 127, es decir, tomando en cuenta todos los días de operación a partir de que la planta de tratamiento de C.U. inició nuevamente sus actividades. Utilizando el modelo 1, el balance no cierra por un sobrante de 0.7 de DQOT a la salida. Y el balance utilizando el modelo 2 reporta un error de -4 %, esto es, un sobrante del 4 % en DQOT a la salida respecto a la DQOT de entrada. Estos resultados pudieran considerarse ilógicos e incongruentes, pero si analizamos cómo se obtuvieron entonces se concluye que tienen razón de ser. Como ya se mencionó los términos que aportan un mayor porcentaje de error son los que se refieren al cálculo de la DQOT degradada a metano y la DQO

acumulada durante cierto intervalo de días. Es claro que la corrección por temperatura logra disminuir el error en el cálculo de la DQOt degradada y por tanto el error global de todo el balance de DQOt (ver tabla 3.1, balance 6). Si observamos únicamente los resultados que arroja el modelo 1 para el balance 6, es decir, sin la corrección por temperatura; podemos ver que el error reportado es negativo lo cual implica un sobrante de DQOt a la salida respecto a la DQOt de entrada. Esta cantidad de materia que aparentemente sobra, viene del cálculo aproximado de la DQOt acumulada ya que para ésto se requiere tener un volúmen de lodo acumulado así como su concentración de SSV. El valor de volúmen que se utilizó fue producto de la suma del lodo obtenido en cada purga durante este intervalo de días, así mismo, el dato de concentración de SSV se obtuvo haciendo un promedio de la concentración calculada en cada lodo purgado. Si pensamos que en la cuantificación del lodo purgado siempre hay un indeseable sobrante debido al cierre tardío de las válvulas cuando se ha decidido que lo que esta siendo purgado ya no es lodo sino agua anaerobia, y aunado a esto la enorme simplificación de considerar un promedio en SSV de 14110 mg/l cuando se tienen valores que van desde 6640 mg/l hasta 19800 mg/l. Entonces es lógico pensar que estamos considerando más materia de la que en realidad hay, lo cual se verá reflejado en un mayor valor de DQOt acumulada del que en realidad sería, por lo tanto el valor de -0.7 % de error para el balance 6 se dá debido a que lo que sobró en DQOt acumulada compensa lo que faltó contabilizar en el término de DQOt degradada. Es por eso que al corregir por temperatura los mismos datos del balance 6, ya no hay tal compensación y el error reporta un mayor sobrante (-4 %).

Con los resultados de los balances se evaluó un parámetro que nos indica los kilogramos de DQOt degradados a metano por cada kg de DQOt que entra al reactor. En la tabla 3.2 se muestran estos índices calculados para cada balance y mostrando también el intervalo de temperatura al cual se realizaron. Dentro de el índice definido como $\text{kg CH}_4\text{-DQO} / \text{kg DQO}$ de entrada se ha

TABLA 3.2 INDICES DE METANO RESPECTO A LA DQO

BALANCE	MODELO	$\frac{\text{Kg CH}_4\text{-DQO}}{\text{Kg DQO entrada}}$	INTERVALO DE TEMPERATURA °C	$\frac{\text{CH}_4 \text{ m}^3 \text{ (TPN)}}{\text{Kg DQO removida}}$
1	2	0.413	29 a 32	0.176
	1	0.384		
2	2	0.132	20 a 23	0.014
	1	0.039		
3	2	0.177	30 a 31	0.059
	1	0.148		
4	2	0.336	31	0.195
	1	0.366		
6	2	0.286	25 a 35	0.122
	1	0.263		
6	2	0.263	20 a 35	0.108
	1	0.228		

TABLA 3.3 ANALISIS DEL LODO PRODUCIDO

DIA	MUESTREO	SST mg/l	SSV mg/l	SSF mg/l	IVL ml/gSST	V ₀ m/h
6	1	35020	20000 (59%)	14420 (41%)	30.8	3.6
8	2	68960	45360 (66%)	23600 (34%)	31.6	1.8
12	3	6920	5280 (76%)	1660 (24%)	630	0.1
15	4	4560	3440 (75%)	1120 (25%)	276	2.4
42	5	26140	17140 (66%)	9000 (34%)	130	0.1
49	6	19000	11500 (60%)	7700 (40%)	53.7	4.1
57	7	12500	8000 (64%)	4600 (36%)	118.4	2.6
74	8	26140	17140 (66%)	9040 (34%)	130.1	0.1
81	9	12500	8000 (64%)	4600 (36%)	272	0.1
103	10	31000	22000 (71%)	9000 (29%)	47.7	2.8
110	11	7600	5640 (74%)	980 (13%)	574	0.1
127	12	24000	19800 (83%)	4200 (17%)	88.3	1.3
17	I	6920	5280 (76%)	1660 (24%)	182.1	2.4
—	II	35160	19400 (56%)	16760 (48%)	42	3.7

considerado también el metano que se disuelve en el efluente, con el fin de considerar toda la DQOt que fue transformada a metano.

En la tabla 3.2 se puede ver que un descenso en la temperatura implica una menor actividad de las bacterias metanogénicas y por tanto una menor producción de metano. Esto se hace más evidente en el balance numero 2 donde los resultados se obtuvieron a una temperatura promedio de 21°C. De los dos valores que se observan, 0.132 y 0.039 kg CH₄DQOt / kg DQOt, se puede tomar como más cercano a la realidad de actividad el índice que se evalúa con el modelo 2, 0.132.

Los valores fluctúan en general entre 0.1 y 0.4 y se pudiera tener un valor promedio de aproximadamente 0.2 kg DQOt-CH₄ / kg DQOt entrada, esto es , que si tuvieramos un sistema anaerobio semejante al descrito en esta tesis, que tratara los lodos de purga de alguna planta de tratamiento de aguas que utilice el sistema de lodos activados, por cada kg de DQOt que entrara al reactor se obtendrían 200 gramos de metano.

En la misma tabla se han incluido el cálculo de la tasa de rendimiento para cada balance. Este parámetro nos indica el volumen de metano en metros cúbicos, incluyendo sólo el metano en fase gas, a temperatura y presión normal (TPN), que se obtiene por cada Kg de DQOt que se remueve. Los valores fluctúan alrededor de 0.1 a excepción del 0.014, obtenido para el balance dos, lo cual se explica por la baja en la temperatura.

Estos valores de tasa de rendimiento concuerdan con la obtenida por Noyola *et al.* (1990), que es de 0.091 m³CH₄(TPN) / Kg DQO rem. Y se acercan al intervalo reportado en la literatura para digestores de lodos que es de 0.185 a 0.305 m³CH₄(TPN) / Kg DQO rem. (Eckenfelder, 1976 en Noyola *et al.*, 1990).

3.1.6 LODO PRODUCIDO

Los resultados de los análisis practicados a los lodos recolectados en los clarificadores, se muestran en la tabla 3.3. En el muestreo uno se observa que los lodos presentan una fracción mineral del 41 %, valor que esta dentro del intervalo de porcentajes de los lodos digeridos (40 al 50 % fracción mineral) (Noyola *et al.*, 1990). El IVL que se reporta para el lodo de este primer muestreo es de 30.84 ml/gSST con una velocidad de sedimentación de 3.63 m/h. Estos datos, aunque no son característicos de un lodo granular, el cual debe tener un IVL entre 10 y 20 ml/gSST, sí caen dentro del intervalo para lodos con buena floculación, 20 a 40 ml/gSST (Lettinga *et al.*, 1980).

La razón de estos buenos resultados en IVL y Vs para el primer muestreo es que los lodos habían estado cerca de dos meses almacenados en los clarificadores antes que el reactor se pusiera en operación en continuo. Se ha reportado (Noyola *et al.*, 1990) que los lodos obtenidos mediante este proceso pueden abatir su IVL y aumentar su Vs con un tiempo de almacenamiento sin alimentación alguna. Dos días después, en el muestreo 2, la fracción volátil aumenta un 7 % con respecto al muestreo uno. Asimismo el IVL tiene un ligero incremento y la velocidad de sedimentación disminuye a 1.8 m/h .

Para los siguientes muestreos, el tres y cuatro, los cambios son muy evidentes : la fracción volátil esta por encima del 75 % y la fracción mineral se encuentra en 24 %, se tienen valores de IVL muy altos con velocidades de sedimentación por debajo de 0.09 m/h la textura de lodo era muy floculenta (pastosa) y tenía un color más gris que negro. Trabajos anteriores (Bustamante , 1993) concuerdan en que el aumento de IVL, y por lo tanto su aparente deterioro con respecto al inicial, puede deberse al claro incremento de la fracción volátil de los SST, la cual es menos densa que la fracción mineral y por tanto un volumen específico (ml/g) mayor.

El muestreo 5 se realizó un mes después del cuarto con lo que se tiene un tiempo de residencia mayor para el lodo en los clarificadores. Así, el IVL se abatió a 130 ml/gSST sin un cambio significativo en la Vs, que tuvo un valor de 0.095 m/h.

El sexto muestreo se realizó mes y medio después del quinto. Durante este tiempo el reactor no se operó por falta de lodos activados de purga, debido al paro de la planta de tratamiento de aguas residuales de C.U. Las consecuencias de este almacenamiento (obligado) se ven en la mayoría de los valores reportados, una fracción mineral alta, 40.5 % y una fracción volátil de 59.5 %, un IVL de 43.7 con una velocidad de sedimentación de 4.13 %.

Una prueba más de que el almacenar los lodos implica un mejoramiento en las características fisicoquímicas de los mismos, se haya en el muestreo denominado I. Los lodos utilizados fueron lodos del muestreo 3, los cuales presentaban un IVL de 630 y una Vs de 0.073 m/h. Estos lodos se almacenaron durante una semana a temperatura ambiente, así se logró abatir el IVL hasta 182 ml/gSST y la Vs aumentó notablemente hasta 2.4 m/h.

Los muestreos posteriores al sexto, siguen el mismo perfil de comportamiento que se ha discutido en los muestreos 1 a 6. Esto es, van aumentando su fracción volátil y disminuyendo la mineral, con lo que se tiene un aumento en IVL con ligeros cambios en Vs. El muestreo II corresponde a los lodos contenidos dentro del reactor al final de esta primera etapa de experimentación; su color era negro con una textura floculenta granular. La fracción volátil de SST en ellos era de 55.2 % y su fracción mineral era de 44.8 %, con lo que se tiene un lodo estabilizado el cual aparte de poder usarse como inóculo puede ser usado como fertilizante o en un relleno sanitario sin que sea un foco de contaminación. El IVL de este lodo fue de 42 ml/gSST con una velocidad de sedimentación de 3.7 m/h, valores que lo hacen adecuado como inóculo para otros reactores UASB.

3.2 INFLUENCIA DE LA VELOCIDAD ASCENDENTE EN EL LODO OBTENIDO.

Para esta última etapa de la fase experimental, las condiciones de operación fueron las mismas que se describen en el apartado 3.1 de este capítulo. Por problemas técnicos en el sistema de calefacción, la etapa se divide en dos partes. La primera tuvo una duración de 27 días y a temperatura ambiente (aproximadamente 20°C) y la segunda permaneció durante 19 días operando a 30°C.

En la primera parte, a temperatura ambiente, el reactor se mantuvo operando en continuo durante 27 días. El día 7 de operación, los clarificadores tuvieron que ser purgados dado que se encontraban llenos. Ese mismo día se detuvo la recirculación de efluente (con la cual se lograba la velocidad ascendente de 5 m/h dentro de uno de los clarificadores) con objeto de que se acumulara lodo. Durante los días siguientes y hasta el 17 se tuvo tiempo suficiente para que de nuevo se tuviera algo de lodo almacenado en los clarificadores y entonces se efectuó nuevamente la recirculación.

Los resultados obtenidos de esta primera etapa se describen a continuación. La tabla 3.4 presenta el efecto que tuvo la aplicación de la velocidad ascendente de 5 m/h sobre la velocidad de sedimentación del lodo que se iba acumulando en el clarificador prueba. A manera de comparación se incluyen los resultados de las mismas pruebas practicadas a una mezcla homogénea del lodo proveniente de los tres clarificadores restantes. A este lodo se le llamó lodo testigo.

Una muestra del lodo prueba se tamizó con una malla de 0.6 mm de claro, con el fin de eliminar material floculento. A las partículas retenidas en el tamiz (presumiblemente granosado su aspecto) se le practicaron las pruebas fisicoquímicas de Vs, IVL y granulometría. Así pues, la tabla 3.4 muestra la evolución del

tamaño de grano respecto al tiempo de operación, y se refiere sólo al lodo prueba retenido en el tamiz. También allí se incluyen los resultados de IVL practicado sobre los tres lodos manejados. En esta tabla se observa como, al aplicar 5 m/h de velocidad ascendente al lodo generado por el reactor, el IVL se abate a valores menores de 150 ml/gSST en comparación con el lodo testigo. Este último, sigue el mismo patrón de comportamiento que se describió en el apartado 3.1 de este capítulo, es decir, el IVL va en aumento hasta que pasado un tiempo de almacenamiento desciende a un valor aún muy alto en comparación con el valor del lodo prueba.

Cuando a este lodo prueba se le sometió a un tamizado, eliminando así el material floculento, se obtienen mejores resultados. Esto es, una velocidad de sedimentación alta (con un máximo de 28.25 m/h), un IVL con valores por debajo de 64 ml/gSST y tamaño de grano por encima de 1.7 mm.

En la tabla 3.4 también se hace evidente el efecto de la velocidad ascendente sobre el lodo generado por el reactor. Se observa como partiendo de valores muy semejantes de velocidad de sedimentación para los dos lodos (lodo prueba y testigo) los resultados de V_s del lodo prueba se incrementan a valores por encima de 2 m/h mientras que el lodo testigo mantiene velocidades de sedimentación bajas, de 1 m/h aproximadamente. Estos resultados concuerdan con la hipótesis de Hulshoff *et al.*, (1988), el cual dice que el aplicar una velocidad ascendente implica generar una presión de selección, debida a la carga hidráulica y la tasa de producción de gas, dando como resultado el lavado de bacterias filamentosas y también del material de pobre sedimentación, reteniendo la fracción de mayor densidad, lo cual repercute en una mayor sedimentabilidad de los lodos.

Un seguimiento más detallado del efecto de la velocidad ascendente sobre las características fisicoquímicas del lodo producido por el reactor, se tiene cuando se trabajó a una

temperatura promedio de 30°C en el interior de éste. En la tabla 3.5 se observa la evolución del IVL y la Vs tanto para el lodo prueba y prueba tamizado como para el lodo testigo. De inmediato se observa, la diferencia de trabajar a una temperatura de 30°C en comparación con la de 20°C, ya que los IVL para ésta última temperatura son muy grandes respecto a los reportados a 30°C, los cuales en su mayoría se encuentran por debajo de 150 ml/gSST. El IVL del lodo prueba tiene valores dentro de un intervalo de 80 a 105 ml/gSST. Considerando que los lodos provienen del mismo reactor y por tanto deberían tener las mismas características, se tiene un abatimiento del 25 % en IVL al aplicar una velocidad ascendente al lodo generado. En la técnica tamiz practicada al lodo prueba, esquematizada en la figura 3.7, se observa como el porcentaje de partículas mayores a 0.6 mm va en aumento a medida que transcurre el tiempo de operación, hasta los días 10 al 15, intervalo en el que se tiene un marcado aumento en el material floculento. Durante los siguientes días y hasta el día 19 (último de operación) se tuvo, presumiblemente, un lavado de material filamentosos, lo que se refleja en el último dato de la técnica tamiz donde disminuye la cantidad de partículas mayores a 0.585 mm, manteniéndose el tamaño de gránulo en el intervalo de 1.52 a 1.5 mm.

Nuevamente, estos resultados se apegan a la hipótesis de Hulshoff mencionada en párrafos anteriores. Asimismo, los valores de granulometría que se obtuvieron en esta etapa experimental, y en especial los correspondientes al último intervalo de datos (1.5 mm) son semejantes a los que reportan Arcand et al. 1989 (en Guilot et al., 1992). Estos investigadores observaron que variando la velocidad ascendente en los reactores UASB, el diámetro de los gránulos contenidos en estos se incrementaba. Trabajando a velocidades ascendentes de 0.9 a 6.6 m/h lograron que el tamaño de gránulo se incrementara de 0.9 a 1.5 mm. En particular, cuando utilizaron una velocidad ascendente de 5 m/h, misma con la que se trabajó en esta fase experimental, lograron un tamaño de gránulo de aproximadamente 1.47 mm, valor muy semejante al que se obtuvo

TABLA 3.4 EFECTO DE LA Vasc SOBRE EL LODO PRODUCIDO. TEMPERATURA AMBIENTE

MUESTRA	LODO PRUEBA						LODO TESTIGO						LODO PRUEBA/TAM					
	1	2	7	17	31	37	1	2	7	17	31	37	1	2	7	17	31	37
V. sód (m/z)	1.3	0.8	1.1	2.2	1.8	2.6	ND	ND	1.1	1.1	0.7	1.1	28	28	8.4	18	28	20
IVL (ml/g)	140	168	141	97	88	114	ND	ND	276	488	438	277	28	70	2.4	8.4	30	34
Tamaño de grano promedio (mm)													2.0	1.9	1.6	2.1	2.8	2.7

TABLA 3.5 EFECTO DE LA Vasc SOBRE EL LODO PRODUCIDO. TEMPERATURA 30°C

MUESTRA	LODO PRUEBA						LODO TESTIGO						LODO PRUEBA/TAM					
	1	2	8	10	16	18	1	2	8	10	16	18	1	2	8	10	16	18
V. sód (m/z)	1.0	1.7	2.2	1.4	2.8	2.8	0.8	1.2	1.3	1.4	1.8	1.8	8.8	ND	9.7	10	11	13
IVL (ml/g)	104	212	77	82	82	104	122	264	212	126	122	126	60	ND	26	36	32	36
Tamaño de grano promedio (mm)													1.8	ND	1.8	1.7	1.8	1.8

ND : No determinado

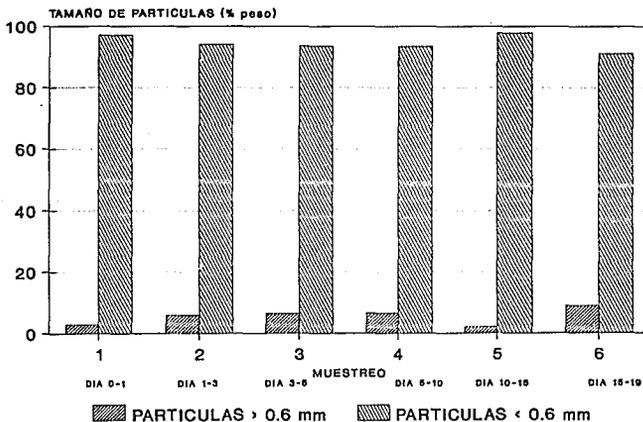


Fig. 3.7 Efecto de la Vasc. sobre el porcentaje de partículas. Temp. 30 °C.

en esta fase experimental.

La tabla 3.6 muestra los resultados más relevantes del efecto que tuvo la Vasc. sobre las características físicas del lodo prueba, para las dos temperaturas a las cuales operó el reactor durante esta etapa experimental. Se puede observar que los mejores

TABLA B.1 COMPARACION DE RESULTADOS DEL EFECTO DE LA TEMPERATURA SOBRE EL LODO PRUEBA.

Diámetro máx. de grano (mm)	TEMPERATURA AMBIENTE	TEMPERATURA = 30 ⁰
		2.9
IVL (ml/gSST)	97.8	76.5
Vs (m/h)	1.84	2.17

resultados se obtienen cuando se operó el reactor a una temperatura promedio de 30°C, esto es, se tiene un IVL de 76.5 ml/gSST el cual es un buen valor si se toma en cuenta que el lodo testigo para este mismo día de operación presentaba un IVL de 213 ml/gSST. La velocidad de sedimentación de 2.17 m/h es mayor que la obtenida a temperatura ambiente, 1.84 m/h, lo que habla de una mejor sedimentación para el lodo obtenido a 30°C. En cuanto al diámetro de grano puede considerarse que el valor de 1.8 mm es mejor que el logrado a temperatura ambiente, 2.9 mm, dado que en el primero la transferencia de masa es más eficiente porque la distancia que tiene que recorrer el sustrato para ser transformado a metano por los diversos grupos bacterianos, es menor. Además el grano de 1.8 mm se notaba más consistente que el de 2.9, el cual tenía una apariencia esponjosa. Esto es importante si se toma en cuenta que un grano consistente libera más fácilmente el gas producido y es más resistente a esfuerzos cortantes provocados por el flujo ascendente del líquido en el interior del reactor,

evitando así la flotación y el lavado del lodo, problema frecuente en el arranque de un reactor UASB.

De los resultados que se han presentado en este apartado se puede afirmar que al aplicar una velocidad ascendente de 5 m/h al lodo anaerobio producido por el reactor, se logra mejorar las características fisicoquímicas de éste, lo que se refleja en los valores de IVL, V_s , tamaño de grano y porcentaje de partículas mayores a 0.6 mm. Si bien los resultados obtenidos para estos parámetros, no corresponden a los de un lodo granular, sí pueden ser considerados como los de un buen lodo de inóculo.

CAPITULO 4

CONCLUSIONES

Del analisis y discusión de los resultados que se obtuvieron en toda la fase experimental se puede concluir lo siguiente:

1. Bajo las condiciones de operación establecidas para la prueba experimental, es factible obtener en un reactor tipo UASB operando en continuo, lodo anaerobio a partir de lodo fresco proveniente de la purga del sistema de tratamiento de lodos activados. Las características físicas que reúne el lodo obtenido, lo hacen adecuado para utilizarlo como inóculo en otros reactores UASB.
2. Para mejorar las características físicas del lodo obtenido mediante el proceso descrito en esta tesis, se recomienda un periodo de almacenamiento mayor de 15 días y a temperatura ambiente.
3. Las consideraciones de temperatura hechas al modelo convencional para balance de DQO, nos provee de un modelo, aún simplificado, pero con un menor porcentaje de error, y por tanto más confiable en su aplicación.
4. Al aplicar una velocidad ascendente de 5 m/h sobre el lodo que se produce, se consigue mejorar considerablemente las características físicas de éste, lo que se refleja en los valores de IVL, velocidad de sedimentación, tamaño de gránulos y porcentaje de partículas mayores a 0.6 mm.
5. La técnica tamiz resulta ser una herramienta bastante confiable y sencilla para estimar el porcentaje de los diferentes tamaños de grano presentes en el lodo.

BIBLIOGRAFIA

- APHA - AWWA - WPCF. (1990). *Standard Methods for the examination of water and wastewater*. 16th Edition. Washington, D.C.
- Arias Osorio A. y Noyola Robles A. (1988). Tratamiento de un agua residual urbana mediante el reactor anaerobio de lecho de lodos (UASB). *En avances de Ingeniería Química*, Leyva R., Medellín F. y Navarro J. Editores, UASLP, p. 477-483.
- Bustamante, B. N.A. (1993). Evolución del inóculo en un reactor anaerobio de lecho de lodos a escala industrial. *Tesis de licenciatura de la facultad de biología*, Universidad Veracruzana.
- Calzada, J.F. (1990). Digestión anaeróbica en América Latina. Aspectos generales. *Memorias de conferencias sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina*. Ciudad Universitaria, D.F. p. 67-72.
- Constant, Naveau, Ferrero, Nyns. (1989). Biogas end use in the european community. *Elsevier Applied Sciences England*.
- García, M.S., Silva G. y Guyot J.P. (1988). Selección de fuentes potenciales de inóculos naturales para digestores anaerobios. *En XIX Congreso Nacional de Biotecnología*. Monterrey, N.L., México. p. 26-29.
- González Ugalde L. (1988). Efecto de la agitación en la transformación de lodos activados de purga en inóculo anaerobio para reactores de lecho de lodos. *Proyecto terminal en ingeniería ambiental, División de Ciencias Básicas e Ingeniería*. UAM-A, pp. 79.
- Guiot, S.R., A. Pauss y J.M. Costerton. (1992). A structured model of the anaerobic granule consortium. *Wat. Sci. Tech.*, 25 (7). pp. 1-10.
- Guiot, S.R., A. Pauss, D. Bourque, M. Elhousseini, L. Lavoie, C. Beaulieu y R. Samson. (1988). Effect of upflow liquid velocity on granule size distribution in an upflow anaerobic bed-filter (UBF) reactor. *En Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion*. Bologno, Italy. pp. 121-124.

- Gujer W. y Zehnder, J.B. (1993). Conversion processes in anaerobic digestion. *Wat. Sci. Tech.* 15 (8-9), pp. 127-167.
- Hernández, J.J.L. (1990). Transformación de lodos activados de purga en inóculo anaerobio granular : Efecto de la velocidad ascensional y del sustrato. *Tesis de licenciatura de la Facultad de Química, UNAM.*
- Lettinga G., Velsen Van A. F.M., Hobma S.W., Zeeuw de W. y Klapwijk K.A. (1980). Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnology and Bioengineering. Vol XXII*, pp. 699-734.
- Mahoney E.M., L.K. Varangu, W.L. Cairns, N. Kozaric y W.L. Murray (1987). The effect of calcium on microbial aggregation during UASB reactor start-up. *Wat. Sci. Tech.* 19. pp. 249-260.
- Mc Inerney, M.J., P. Bryant y D.A. Stafford (1980). Anaerobic Digestion. Appl. Science Publisher Ltd. London Chapter 5 pp. 91-98.
- Mejía , M.E. (1993). Infraestructura. Estado actual, requerimientos y políticas. *Mesa Redonda sobre plantas de tratamiento de aguas residuales. Mercado, concesiones y tratado de libre comercio. UNAM., México* Junio 30.
- Moreno, R.G. (1991). Microbiología y bioquímica de la digestión anaerobia. *Primer Diplomado Internacional de Química Ambiental del Agua. Módulo : Tratamiento Anaerobio de aguas residuales. UNAM, México.*
- Noyola, R.A. (1990). Tratamiento anaerobio de aguas residuales : Una experiencia de adaptación de tecnología en México. *En Memorias de Conferencias sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina. UNAM, México* pp. 337-358.
- Noyola, R.A. (1991). Modulo : Tratamiento anaerobio de aguas residuales . *En Primer Diplomado Internacional de Química Ambiental del Agua. UNAM., México.*
- Noyola R.A., Moreno G., Calderón C., González L. (1990). Digestión de lodos de purga para su tratamiento y transformación en inóculo anaerobio granular. *Informe I.I. UNAM.* 112 p.

- Noyola R.A. y Briones S.R. (1988). Tratamiento anaerobio de vinazas a escala piloto. Inoculación y arranque de reactores tipo lecho de lodos y filtro anaerobio. *VI Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. Querétaro, Qro.*
- Rojas, C.O. (1988). La alcalinidad como parámetro de control de los ácidos grasos volátiles en digestores anaeróbicos. *Manual del curso Tratamiento Anaeróbico de aguas residuales. Microbiología y Bioquímica. Medellín, Colombia.*
- Rojas, C.O. (1988). Factores ambientales que inciden en la aplicación de los procesos anaerobios. *Manual del curso Tratamiento Anaeróbico de aguas residuales. Microbiología y Bioquímica. Medellín, Colombia.*
- Rústrian, P.E. (1992). Obtención de lodo granular anaerobio a partir de lodos de purga de un sistema de lodos activados. *Tesis de maestría del Instituto Tecnológico de Veracruz. Centro de graduados. Veracruz, México.*
- Sanchez, S.P. (1988) Tratamiento de lodos activados de purga y su transformación en inóculo de reactores anaerobios del tipo lecho de lodos. *Reporte de servicio social. Depto. de Biotecnología UAM-I.*
- Torres, L.D. (1993) Obtención de lodo de inóculo anaerobio para reactores UASB a partir de lodos activados de purga. *Tesis de licenciatura del Instituto tecnológico de Orizaba. Veracruz, México.*
- Torres, S.P. (1993). La concesión de plantas de tratamiento. Visión de la iniciativa privada. *Mesa redonda sobre Plantas de tratamiento de aguas residuales. Mercado, concesiones y Tratado de Libre Comercio. UNAM., México, Junio 30.*
- Wu. W., Hu J., Gu X., Zhao Y., Zhang H. y Gu G. (1987). Cultivation of anaerobic granular sludge in UASB reactors with aerobic activated sludge as seed. *Water Research, vol 21, pp. 789-799.*

ANEXO A. RESULTADOS EXPERIMENTALES
PRIMERA Y SEGUNDA ETAPA.

RESULTADOS EXPERIMENTALES. PRIMERA ETAPA

A	mgCaCO3/l		mgCaCO3/l		RELACION ALFA	pH	DO0t	DO0s	DO0t	DO0s	EFICIENCIA
	pH=5.75	pH=4.3	pH=5.75	pH=4.3							
	ENTRADA		SALIDA		SALIDA						
1	106	164.3	148.4	259.7	0.571428		929	154.8	54.2	15.5	94.17
2	148	222.6	190.8	265	0.72						
3	153.7	360.4	212	328.6	0.645161		4180.6	309.7	371.6	23.2	91.11
4	148.4	227.9	233.2	344.5	0.676923						
5	212	243.8	190.8	265	0.72						
6	233.2	275.6	254.4	349.8	0.727272						
7	137.8	233.2	212	307.4	0.689655						
8	148.4	286.2	201.4	296.8	0.678571						
9	95.4	169.6	148.4	243.8	0.608675		4038.09	76.2	1980.9	304.8	50.94
10	137.8	212	307.4	445.2	0.690476		3054.5	145.4	2327.3	218.2	23.81
11	106	159	349.8	530	0.66						
12	116.6	169.6	312.7	450.5	0.694117						
13	159	275.6	349.8	497.6	0.717391		4050	375	1387.5	112.5	65.74
14	127.2	169.6	328.6	455.8	0.720930		3397	443.1	3101.5	369.2	8.70
15	137.8	222.6	307.4	434.6	0.707317						
16	127.2	243.8	355.1	471.7	0.752808	ENTRADA	5389.5	168.4	505.3	0	90.62
17	127.2	222.6	328.6	455.8	0.720930	7.18					
18	116.6	201.4	243.8	371	0.657142	7.16					
19	116.6	190.8	254.4	371	0.685714	7.32	4945.5	1745.5	2109.1	1672.7	57.35
20	148.4	222.6	424	593.6	0.714285	7.29					
21	127.2	201.4	413.4	572.4	0.722222	7.42	3953	282.4	141.2	70.6	96.43
22	106	169.6	371	498.2	0.744680	7.2					
23	137.8	212	413.4	551.2	0.75	7.28	3380	540.8	1081.7	540.8	68.00
24	95.4	180.2	466.4	609.5	0.765217	7.13					
25	137.8	249.1	312.7	445.2	0.702380	7.3	6312.3	394.5	986.3	657.5	84.37
26	116.6	185.5	355.1	466.4	0.761363	7.29					
27	108.7	147.3	336.7	456.5	0.737568	7.58	822.9	137.1	274.3	137.1	66.67
28	116.6	159	180.2	286.2	0.629629	7.51	2200	200	466.7	466.7	78.79
29	95.4	137.8	265	381.6	0.694444	7.51					
30	106	169.6	233.2	328.6	0.709677	7.23	1866.7	66.7	266.7	133.3	85.71
31	106	159	265	360.4	0.735294	7.39					
32	106	159	243.8	349.8	0.696969	7.45	1782.9	137.1	822.8	205.7	53.85
33	106	148.4	243.8	339.2	0.71875	7.51					
34	106	169.6	254.4	371	0.685714	7.29	2827.4	131.5	854.8	131.5	69.77
35	106	180.2	286.2	402.8	0.710526	7.15					
36	122.4	173.4	244.4	326.4	0.748774	7.4	2589.5	63.2	568.4	126.3	78.05
37	122.4	183.6	224.4	326.4	0.6875	7.26					
38	106	148.4	212	318	0.666666	7.24	1600	139	626.1	139	60.87
39	106	169.6	222.6	318	0.7	7.16					
40	106	159	212	328.6	0.645161	7.11	2772	406	1622.5	541	41.47
41	106	170	201	318	0.632075	7.41					
42	95.4	148.4	201.4	307.4	0.655172	7.49	1230.8	123	615.4	369.2	50.00
43	95	148	461	641	0.719108	7.01					

RESULTADOS EXPERIMENTALES. PRIMERA ETAPA (CONTINUACION)

IA	mgCaCO ₃ /l		mgCaCO ₃ /l		RELACION ALFA	pH		DQOt mg/l ENTRADA	DQOs mg/l	DQOt mg/l SALIDA	DQOs mg/l	EFICIENCIA DQOt
	pH=5.75 ENTRADA	pH=4.3	pH=5.75 SALIDA	pH=4.3								
44	122	207	365	482	0.757261	7.3	7.29	3000	600	1200	750	60.00
45	117	186	302	440	0.686363	7.27	7.22					
46	136	209	203	266	0.763157	7.32	7.18	2215	443	2511	222	
47	125	177	188	323	0.582043	7.2	6.96					
48	106	170	191	318	0.600628	7.21	7.08	1650	75	1500	225	9.09
49	115	167	209	313	0.667731	7.57	7.21					
50	106	148	233	329	0.708206	7.46	7.09	565	565	847	565	
51	117	170	207	297	0.698969	7.33	7.07					
52	106	170	159	212	0.75	7.5	6.67	610	0	1143	229	
53	94	115	250	438	0.570776	7.4	7.02					
54	115	156	240	313	0.766773	7.24	7.15	873	0	509	145	41.70
55	120	188	229	323	0.708978	7.08	7.02					
56	125	188	219	313	0.699680	7	7.07	1875	75	525	225	72.00
57	223	314	347	496	0.699596	7.04	7.07					
58	190	297	314	463	0.678185	7.16	7.17	2436	287	573	502	76.48
59	182	264	281	380	0.739473	7.16	7.06					
60	198	281	215	355	0.605633	7.2	6.91					
61	182	281	264	345	0.765217	6.91	6.96	2591	914	1067	305	58.82
62	198	231	430	496	0.866935	7.31	7.07	1125	225	75	0	93.33
63	132	281	198	347	0.570605	6.76	6.78					
64	165	281	248	330	0.751515	7.34	7.42	2704	473	270	68	90.01
65	264	397	264	363	0.727272	7.06	7.01	4492	1108	923	615	79.45
66	165	264	281	363	0.774104	7	7.25	3000	375	525	300	82.50
67	149	231	248	347	0.714697	6.95	7.03	2954	812	738	517	75.02
68	165	264	231	347	0.665706	7.02	7.05					
69	182	215	248	330	0.751515	7.62	7.32					
70	174	273	198	330	0.6	7.13	6.77	2182	582	582	509	73.33
71	255	319	271	367	0.738419	7.39	7.05	1863	716	860	143	53.84
72	191	303	271	399	0.679197	7.27	7	3175	590	591	148	81.39
73	239	399	271	415	0.653012	7.28	7.03					
74	223	351	239	399	0.598997	7.08	6.97	2047	1059	706	635	65.51
75	175	287	207	303	0.683168	7.13	7.22	1825	68	338	135	81.48
76	175	303	207	319	0.648902	7.08	7.2	1454	509	945	509	35.01
77	175	271	207	335	0.617910	7.08	7.09	1907	657	789	395	58.63
78	191	319	223	510	0.437254	7.16	7.1	2600	733	867	1067	66.65
79	175	239	255	415	0.614457	7.14	6.84	1648	430	1146	430	30.46
80	160	255	271	431	0.628770	7.11	7	873	0	509	145	41.70
81	183	287	351	494	0.710526	7.08	7.02					
82	191	287	335	479	0.699373	7	7.07	1950	150	750	150	61.54
83	175	239	191	351	0.544159	7.08	7.05	1440	0	320	0	71.47
84	160	271	271	399	0.679197	7.09	7.21	2833	472	630	630	77.76
85	160	239	287	399	0.719298	7.1	7.36	2441	570	570	163	76.65
86	175	303	303	447	0.677852	7.14	7.09	2880	160	320	320	88.89

RESULTADOS EXPERIMENTALES. PRIMERA ETAPA (CONTINUACION)

DIA	mgCaCO3/l		mgCaCO3/l		RELACION ALFA	pH	D00t	D00s	D00t	D00s	ZEFICIENCIA	
	pH=5.75	pH=4.3	pH=5.75	pH=4.3								mg/l
	ENTRADA		SALIDA				ENTRADA		SALIDA			
87	160	223	383	542	0.706642	7.12	7.01					
88	134	220	256	378	0.677248	7.13	7.1	4000	640	560	400	86.00
89	122	195	293	403	0.727047	7.08	7.14	3040	320	720	640	76.32
90	122	195	293	451	0.649667	7.04	7.24					
91	146	220	244	317	0.769716	7.19	7.29	3360	560	400	320	88.10
92	122	201	232	329	0.705167	6.97	7.11	3254	163	570	244	82.48
93	122	183	244	366	0.666666	7.12	6.93					
94	134	195	232	354	0.655367	7.07	6.98	2400	560	640	640	73.33
95	134	195	329	439	0.749430	7.28	7.39	3600	720	880	560	75.56
96	134	220	256	378	0.677248	7.16	7.1	3360	480	320	240	90.48
97	122	183	195	342	0.570175	6.91	6.95	2710	77	929	155	65.72
98	122	195	244	366	0.666666	7.13	6.97					
99	134	207	207	354	0.584745	7.13	7.02	3329	155	542	387	83.72
100	133	205	215	339	0.634218	7.3	7.01	5729	310	852	542	85.13
101	103	185	185	339	0.545722	7.02	6.91	2720	160	480	80	82.35
102	103	195	175	349	0.501432	6.91	6.73					
103	134	185	329	483	0.681159	7.21	7.1	3200	160	560	480	82.50
104	144	205	144	493	0.292089	7.25	7.4					
105	144	205	318	483	0.658385	7.21	7.1	3680	800	3200	960	13.04
106	113	175	226	339	0.666666	7.03	6.86					
107	123	195	164	257	0.638132	7.21	7.03	2152	331	662	331	69.24
108	103	154	205	288	0.711805	6.94	6.93	3055	175	1135	175	62.85
109	103	164	226	349	0.647564	7.07	6.97	3062	166	662	331	78.38
110	122	200	311	421	0.738717	7.13	7.02	2960	960	1760	320	40.54
111	133	233	233	388	0.600515	7.06	6.97					
112	133	189	200	266	0.751879	7.06	7.1					
113	133	189	244	388	0.628865	7.22	7.05	3116	842	3032	1432	2.70
114	132	188	353	507	0.696252	7.24	7.35					
115	132	199	320	496	0.645161	7.2	7.05	3840	320	960	640	75.00
116	132	188	243	353	0.688385	7.04	7.11	3062	579	331	331	89.19
117	132	221	188	342	0.549707	6.92	6.78	4966	993	1159	993	76.66
118	132	221	165	254	0.649606	7.15	7.15	4336	310	929	619	78.57
119	132	210	243	419	0.579952	7.11	7.06	3724	331	827	414	77.79
120	209	287	298	474	0.628691	7.15	7	4160	640	640	160	84.62
121	154	221	331	541	0.611829	7.11	7.2	4286	514	1371	514	68.01
122	132	199	419	607	0.690280	7.13	7.18	4068	325	651	81	84.00
123	121	143	540	750	0.72	7.21	7.05	1760	1120	1280	960	27.27
124	132	175	620	463	1.339092	7.13	7.1	2814	165	1159	166	58.81
125	66	138	298	408	0.730392	7.19	7.19	3890	166	993	83	74.47
126	132	165	320	430	0.744186	7.06	6.96					
127	136	199	471	607	0.775947	7.09	7.3	3040	640	800	480	73.68

PRONEDIO	137.1098	218.5057	250.2747	361.4408	0.645743	7.146352 6.911034		2521.246	431.6393	827.9516	388.9344	64.56276
No. DATOS	91	87	91	93	89	85		65	61	62	61	59
S	51.03897	64.90556	103.3657	141.1165	0.175795	0.145147 1.070028		1288.731	306.5776	590.3325	288.5188	25.20764

RESULTADOS EXPERIMENTALES, PRIMERA ETAPA (CONTINUACION)

DIA	ST	SV (mg/l) ENTRADA	SF	ST	SV (mg/l) SALIDA	SF	SST	SSV (mg/l) ENTRADA	SSF	SGT	SSV (mg/l) SALIDA	SSF
1	1260	820	440	2572	1684	888	700	550	150	1184	884	300
2												
3												
4												
5												
6												
7												
8												
9	3192	2424	768	2080	1340	740	2660	2140	520	1355	1065	290
10	2536	1836	700	1688	1092	596	2140	1725	415	1105	920	185
11												
12												
13	3120	2276	844	1320	784	536	4515	3640	875	1625	1420	205
14	2908	2144	764	1928	1336	592	2465	1930	535	1535	1215	320
15												
16	4532	3348	1184	700	300	400	3995	3165	830	600	500	100
17												
18												
19	3444	2292	1152	888	448	440	2880	2065	815	450	370	80
20												
21	3292	2220	1072	904	500	404	3070	2180	890	400	335	65
22												
23	2904	2056	848	712	516	196	1880	1425	455	275	305	0
24												
25	4832	3124	1708	1004	500	504	4550	3170	1380	650	490	160
26												
27	980	546	416	1044	560	484	635	475	160	445	335	110
28	1652	1044	608	604	224	380	1195	875	320	85	85	0
29												
30	1836	1068	768	592	244	348	1515	1000	515	135	105	30
31												
32	1796	1048	748	972	468	504	1325	930	395	375	355	40
33												
34	2456	1536	920	892	416	476	2455	1695	760	485	350	135
35												
36	2264	1440	824	652	336	316	1890	1265	625	245	205	40
37												
38	1852	1108	744	856	436	420	1325	890	435	95	85	10
39												
40	2332	1400	932	612	260	352	1375	975	400	1375	975	400
41												
42	1196	636	560	576	160	416	796	528	268	796	528	268
43												

RESULTADOS EXPERIMENTALES, PRIMERA ETAPA (CONTINUACION)

DIA	SV			SF			SST			SSV		
	ST	(mg/l) ENTRADA		ST	(mg/l) SALIDA		ST	(mg/l) ENTRADA		ST	(mg/l) SALIDA	
44	2400	1588	812	944	512	432	1925	1435	490	340	295	45
45												
46	2672	1756	916	524	188	336	2355	1745	610	105	90	15
47												
48	1712	1192	520	908	544	364	1320	1000	320	510	385	125
49												
50	612	276	336	532	196	336	250	215	35	65	60	5
51												
52	444	112	332	1240	628	612	90	90	0	665	500	165
53												
54	1228	736	492	832	400	432	860	685	175	425	325	100
55												
56	1712	1260	452	476	300	176	1560	1320	240	65	50	15
57												
58	2260	1532	728	464	156	308	2025	1580	445	75	45	30
59												
60												
61	2468	1708	760	468	192	276	2115	1620	495	60	50	10
62	1064	632	432	380	128	252	690	465	225	40	30	10
63												
64	3116	1928	1188	384	60	324	2885	1960	925	45	30	15
65	4800	3400	1400	432	120	312	4320	3270	1050	60	55	5
66	2804	1808	996	460	164	296	2395	1705	690	130	70	60
67	2732	1712	1020	456	180	276	2085	1405	680	85	80	5
68												
69												
70	2008	1432	576	432	180	252	1785	1395	390	55	35	20
71	1992	1372	620	460	160	300	1630	1270	360	65	35	30
72	3480	2348	1132	448	148	300	1970	1610	360	60	0	60
73												
74	3752	2640	1112	496	108	388	3245	2465	760	45	35	10
75	2184	1400	784	444	84	360	1790	1295	495	85	30	55
76	1340	832	508	340	0	340	765	630	135	75	30	45
77	2092	1340	752	412	128	284	1695	1265	430	75	40	35
78	2940	2000	940	368	48	320	2530	1945	585	50	25	25
79	1584	984	600	712	264	448	1035	835	200	55	50	5
80	1228	736	492	832	400	432	860	685	175	425	325	100
81												
82	1712	1260	452	476	300	176	1560	1320	240	65	50	15
83	1948	1180	768	224	32	192	1810	905	905	175	155	20
84	3240	1840	1400	1184	184	1000	2960	1855	1105	425	250	175
85	2280	1492	788	356	144	212	2825	2300	525	995	970	25
86	3272	2344	928	1384	444	940	3060	2385	675	420	405	15

RESULTADOS EXPERIMENTALES, PRIMERA ETAPA (CONTINUACION)

DIA	ST	SV	SF	ST	SV	SF	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF
		(mg/l) ENTRADA			(mg/l) SALIDA			(mg/l) ENTRADA			(mg/l) SALIDA	
87												
88	3352	2480	872	516	84	432	3345	2535	810	140	25	115
89	2560	1848	712	1016	692	324	2235	1470	765	235	225	10
90												
91	2920	2108	812	652	356	296	2520	1990	530	255	210	45
92	2232	1884	348	740	412	328	1965	1610	355	295	255	40
93												
94	2724	1876	848	460	168	292	2245	1630	615	265	150	115
95	2580	1900	680	448	144	304	2300	1845	455	45	15	30
96	3232	2356	876	880	468	412	2165	1745	420	365	330	35
97	2220	1664	556	1392	1088	304	2000	1875	125	1120	1020	100
98												
99	2552	1864	688	676	324	352	2350	1905	445	135	95	40
100	3346	2488	860	1144	828	316	2940	2520	420	390	370	20
101	2316	1964	352	1168	1020	148	2190	1780	410	1285	1035	250
102												
103	2892	1996	896	708	280	428	2520	1970	550	130	60	70
104												
105	2528	1816	712	4168	2852	1316	2445	2155	290	2590	2095	495
106												
107	2616	2284	332	1588	1276	312	1500	915	585	315	50	265
108	1424	1204	220	156	140	16	1850	1580	270	560	495	65
109	2152	1556	596	620	320	300	1845	1460	385	385	305	80
110	2228	1644	584	1668	1028	640	2045	1595	450	1185	985	200
111												
112												
113	2676	1988	688	2840	2124	724	2200	1795	405	2355	1930	425
114												
115	2876	2144	732	628	284	344	2565	2150	415	185	170	15
116	2728	1804	924	640	268	372	2190	1775	415	145	130	15
117	3924	3008	916	604	224	380	3380	2820	560	100	70	30
118	3308	2464	844	476	168	308	3250	2685	565	200	180	20
119	3336	2556	780	996	504	492	3070	2530	540	475	460	15
120	3304	2568	736	948	508	440	2875	2415	460	475	405	70
121	3248	2656	592	1124	828	296	2855	2395	460	445	370	75
122	3012	2300	712	1068	576	492	2905	2425	480	590	515	75
123	1144	736	408	856	428	408	825	665	160	190	165	25
124	2540	1744	796	1632	1124	508	2070	1570	500	995	825	170
125	3132	2052	1080	1152	756	396	2705	1890	815	725	605	120
126												
127												
PROMEDIO	2403	1668.721	718.4406	800.3333	413.9354	378.9152	2097.372	1579.836	463.9830	378.2203	295.8196	72.37268
No. DATOS	60	61	59	60	62	59	59	61	59	59	61	59
S	923.8316	732.9722	269.1133	640.5086	489.7624	206.8361	848.6137	732.5365	237.1597	497.7404	415.0846	94.38182

RESULTADOS EXPERIMENTALES. PRIMERA ETAPA

DIA	METANO %	GAS ACUMULADO	DIA	METANO	GAS ACUMULADO
15		0	89		390
16		43	90	47.2	434
17			91	47.2	509
18			92	47.2	
19			93		
20			94		561
21		307	95	47.2	705.4
22	63.12	429	96	47.2	
23	60.62	556	97		769.5
24		669	98	56.2	
25	63.12	884	99		839
26	63.12	972	100	68.3	1019
27	57.56	1059	101	67	1111
28		1155	102	61.9	1199
29		1201	103	61.9	1309
30	52.81	1274	104	61.9	1409
31	57.56	1297	105	61.9	
32	65.02	1377	106		1852
33	60.62	1417	107	68.9	2009
34	63.12	1470	108	65.9	2039
35	54.57	1526	109	69.2	2309
36	61.24	1623	110	37.8	2539
37	63.75	1671	111	41.1	3109
38	63.75	1711	112	36.7	3137
39	63.75	1767	113	41.1	3209
40	69.23	1810	114	66.6	
41	69.55	1870	115		
42	63.12	1970	116		3509
PARO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO			117	58.7	3680
72		3.5	118	56.1	3802
73		4	119	53.5	4139
74			120	57.4	4266
75			121	56.9	4409
76			122	66.5	4552
			123	54	4709
77			124	61.3	5009
78		8.53	125	61.3	
79		26.95	126		
80		45	127		5115
81		62			
82					
83		160			
84	61.9				
85					
86					
87		230			
88	56.9				

METANO PROM 54.59062
 BIOGAS TOTAL ACUM 7085

RESULTADOS EXPERIMENTALES. PRIMERA ETAPA

FECHA : 23 JUNIO DIA OPERACION :

6

tiempo (min)	Vol. (ml)
0	250
1	190
2	120
3	86
4	78
5	72
6	70
7	66
8	65
9	64
10	62
15	58
20	56
25	55
30	54

Regression Output: 23 JUNIO		SST (mg/l)	35020
Constant	251.6666		
Std Err of Y Est	4.082482	gSST	1.75
R Squared	0.998031		
No. of Observations	3	IVL (ml/gSST)	30.84
Degrees of Freedom	1		
		V sed (m/h)	3.63
X Coefficient(s)	-65		
Std Err of Coef.	2.886751		

FECHA : 25 JUNIO DIA OPERACION :

8

tiempo (min)	Vol. (ml)
0	250
1	240
2	197
3	176
4	164
5	156
6	152
7	148
8	144
9	142
10	139
15	128
20	121
25	114
30	109

Regression Output: 25 JUNIO		SST (mg/l)	68960
Constant	268.3333		
Std Err of Y Est	8.981462	gSST	3.45
R Squared	0.962104		
No. of Observations	3	IVL (ml/gSST)	31.61
Degrees of Freedom	1		
		V sed (m/h)	1.79
X Coefficient(s)	-32		
Std Err of Coef.	6.350652		

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

RESULTADOS EXPERIMENTALES. PRIMERA ETAPA

(CONTINUACION)

FECHA : 2 JULIO DIA OPERACION : 12

tiempo Vol. ALMACENADOS
(min) (ml) (9JULIO)

0	250	250
1	249	220
2	248	170
3	246	134
4	246	114
5	246	104
6	245	98
7	245	93
8	244	89
9	244	87
10	243	83
15	238	75
20	230	70
25	224	66
30	218	63

Regression Output: 2 JULIO		Regression Output: 9JULIO		ALMACENADOS
Constant	256.5	Constant	260.6666	
Std Err of Y Est	1.224744	Std Err of Y Est	5.715476	
R Squared	0.982558	R Squared	0.991243	
No. of Observations	3	No. of Observations	3	
Degrees of Freedom	1	Degrees of Freedom	1	
X Coefficient(s)	-1.3	X Coefficient(s)	-43	
Std Err of Coef.	0.173205	Std Err of Coef.	4.041451	
SST (mg/l)	6920	SST (mg/l)	6920	
gSST	0.35	gSST	0.34	
IVL (ml/gSST)	630	IVL (ml/gSST)	182.1	
V sed (m/h)	0.07	V sed (m/h)	2.4	

FECHA : 7 JULIO DIA OPERACION : 15

tiempo Vol. ALMACENADOS
(min) (ml)

0	250	
1	246	
2	244	
3	244	
4	243	
5	242	
6	242	
7	241	
8	240	
9	238	
10	237	
15	230	
20	222	
25	213	
30	208	

Regression Output: 7 JULIO		SST (mg/l)	4560
Constant	255.6666		
Std Err of Y Est	0.408248	gSST	0.23
R Squared	0.998847	IVL (ml/gSST)	276
No. of Observations	3	V sed (m/h)	2.4
Degrees of Freedom	1		
X Coefficient(s)	-1.7		
Std Err of Coef.	0.057735		

RESULTADOS EXPERIMENTALES. PRIMERA ETAPA

(CONTINUACION)

FECHA : 10 AGOSTO

tiempo Vol.

(min)	(ml)	DIA OPERACION :
0	250	42
1	246	
2	246	
3	242	
4	235	
5	229	
6	224	
7	221	
8	217	
9	214	
10	210	
15	197	
20	187	
25	178	
30	170	

Regression Output: 10 AGOSTO
 Constant 220.8333
 Std Err of Y Est 0.408248
 R Squared 0.998847
 No. of Observations 3
 Degrees of Freedom 1
 X Coefficient(s) -1.7
 Std Err of Coef. 0.057735

SST (mg/l) 26140
 gSST 1.31
 IVL (ml/gSST) 130
 V sed (m/h) 0.09

FECHA : 29 SEP

tiempo Vol.

(min)	(ml)	DIA OPERACION :
0	250	49
1	240	
2	230	
3	108	
4	82	
5	76	
6	73	
7	71	
8	69	
9	67	
10	65	
15	60	
20	56	
25	54	
30	51	

Regression Output: 29 SEPTIEMBRE
 Constant 362
 Std Err of Y Est 39.19183
 R Squared 0.877001
 No. of Observations 3
 Degrees of Freedom 1
 X Coefficient(s) -74
 Std Err of Coef. 27.71281

SST (mg/l) 19000
 gSST 0.95
 IVL (ml/gSST) 53.7
 V sed (m/h) 4.13

RESULTADOS EXPERIMENTALES. PRIMERA ETAPA

(CONTINUACION)

FECHA : 8 OCT

tiempo Vol.

(min)	(ml)	DIA OPERACION :	57
0	250		
1	246		
2	234		
3	182		
4	140		
5	124		
6	116		
7	109		
8	104		
9	100		
10	98		
15	87		
20	81		
25	76		
30	74		

Regression Output: 8 OCTUBRE			
Constant	326.3333	SST (mg/l)	12500
Std Err of Y Est	4.082482		
R Squared	0.996241	gsST	0.63
No. of Observations	3		
Degrees of Freedom	1	IVL (ml/gSST)	118.4
X Coefficient(s)	-47	V sed (m/h)	2.62
Std Err of Coef.	2.886751		

FECHA : 29 OCT

tiempo Vol.

(min)	(ml)	DIA OPERACION :	74
0	250		
1	246		
2	244		
3	242		
4	235		
5	229		
6	224		
7	221		
8	217		
9	214		
10	210		
15	197		
20	187		
25	178		
30	170		

Regression Output: 29 OCTUBRE			
Constant	232.5	SST (mg/l)	26220
Std Err of Y Est	1.224744		
R Squared	0.994360	gsST	1.31
No. of Observations	3		
Degrees of Freedom	1	IVL (ml/gSST)	129.7
X Coefficient(s)	-2.3	V sed (m/h)	0.13
Std Err of Coef.	0.173205		

RESULTADOS EXPERIMENTALES. PRIMERA ETAPA

(CONTINUACION)

FECHA : 7 NOV

tiempo Vol.

(min) (ml) DIA OPERACION :

81

0	250	Regression Output: 7 NOVIEMBRE		
1	246	Constant	225.3333	SST (mg/l) 12500
2	244	Std Err of Y Est	0.408248	
3	242	R Squared	0.999077	gSST 0.62
4	235	No. of Observations	3	
5	229	Degrees of Freedom	1	IVL (ml/gSST) 272
6	224			
7	221	X Coefficient(s)	-1.9	V sed (m/h) 0.11
8	217	Std Err of Coef.	0.057735	
9	214			
10	210			
15	197			
20	187			
25	178			
30	170			

FECHA : 10 DIC

tiempo Vol.

(min) (ml) DIA OPERACION :

103

0	250	Regression Output: 10 DICIEMBRE		
1	246	Constant	326.3333	SST (mg/l) 31000
2	234	Std Err of Y Est	4.082482	
3	182	R Squared	0.996241	gSST 1.55
4	140	No. of Observations	3	
5	124	Degrees of Freedom	1	IVL (ml/gSST) 47.77
6	116			
7	109	X Coefficient(s)	-47	V sed (m/h) 2.62
8	104	Std Err of Coef.	2.886751	
9	100			
10	98			
15	87			
20	81			
25	76			
30	74			

RESULTADOS EXPERIMENTALES, PRIMERA ETAPA (CONTINUACION)

FECHA : 23 DIC

tiempo Vol.

(min)	(ml)	DIA OPERACION :	110
0	250		
1	249		
2	248		
3	246		
4	246		
5	246		
6	245		
7	245		
8	244		
9	244		
10	243		
15	238		
20	230		
25	224		
30	218		

Regression Output: 23 DICIEMBRE			
Constant	256.5	SST (mg/l)	7600
Std Err of Y Est	1.224744	gSST	0.38
R Squared	0.982558	IVL (ml/gSST)	573.7
No. of Observations	3		
Degrees of Freedom	1		
X Coefficient(s)	-1.3	V sed (m/h)	0.07
Std Err of Coef.	0.173205		

FECHA : 28 ENE

tiempo Vol.

(min)	(ml)	DIA OPERACION :	127
0	250		
1	246		
2	244		
3	234		
4	210		
5	186		
6	170		
7	158		
8	150		
9	144		
10	140		
15	126		
20	116		
25	110		
30	106		

Regression Output: 28 ENERO			
Constant	306	SST (mg/l)	24000
Std Err of Y Est	0	gSST	1.2
R Squared	1	IVL (ml/gSST)	88.3
No. of Observations	3		
Degrees of Freedom	1		
X Coefficient(s)	-24	V sed (m/h)	1.34
Std Err of Coef.	0		

RESULTADOS EXPERIMENTALES. PRIMERA ETAPA (CONTINUACION)

FECHA : 9 MARZO LODG DEL INTERIOR DEL REACTOR

tiempo (min)	Vol. (ml)	Regression Output: 9 MARZO LODG INTERIOR			
0	250	Constant	308.3333	SST (mg/l)	35160
1	240	Std Err of Y Est	4.082482		
2	170	R Squared	0.993243	gSST	1.76
3	136	No. of Observations	3		
4	120	Degrees of Freedom	1	IVL (ml/gSST)	42.1
5	110				
6	106	X Coefficient(s)	-70	V sed (m/h)	3.7
7	100	Std Err of Coef.	5.773502		
8	98				
9	94				
10	92				
15	84				
20	78				
25	74				
30	74				

RESULTADOS EXPERIMENTALES. SEGUNDA ETAPA
 TEMPERATURA DE OPERACION : 30°C

MAYO 3

TIEMPO min	LODO P ml	LODO T ml	TIEMPO min	LODO P/T ml
0	250	250	0	100
1	230	230	0.25	80
2	214	220	0.5	70
3	196	204	0.75	60
4	178	190	1	48
5	160	180	1.25	35
6	152	174	1.5	30
7	144	166	1.75	29
8	140	160	2	28
9	136	156	2.25	28
10	130	150	2.5	28
11	128	146	2.75	27
12	126	142	3	27
13	122	140	4	27
14	120	136	5	26
15	118	132	10	25
20	110	124	15	25
25	105	116	20	25
30	100	110	25	25
			30	25

MAYO 5

TIEMPO min	LODO P ml	LODO T ml	TIEMPO min	LODO P/T ml
0	250	250		
1	250	250		
2	236	240		
3	190	200		
4	188	190		
5	170	180		
6	164	170		
7	160	168		
8	156	160		
9	150	158		
10	150	154		
15	140	146		
20	136	140		
25	130	135		
30	129	130		

NO HAY MUESTRA

Regression Output: MAY03LP	SST (mg/l)	19200	
Constant	249.2		
Std Err of Y Est	0.966091	gSST	0.96
R Squared	0.999117		
No. of Observation	5	IVL (ml/gSST)	104.17
Degrees of Freedom	3		
X Coefficient(s)	-17.8	V sed. (m/h)	0.99
Regression Output: MAY03LI	SST (mg/l)	16520	
Constant	248.3333		
Std Err of Y Est	4.082482	gSST	0.826
R Squared	0.964285		
No. of Observation	3	IVL (ml/gSST)	133.17
Degrees of Freedom	1		
X Coefficient(s)	-15	V sed. (m/h)	0.79
Regression Output: MAY03LPT	SST (mg/l)	18820	
Constant	98.33333		
Std Err of Y Est	4.082482	gSST	0.3764
R Squared	0.964285		
No. of Observation	3	IVL (ml/gSST)	66.42
Degrees of Freedom	1		
X Coefficient(s)	-60	V sed. (m/h)	6.78
Regression Output: MAY05LP	SST (mg/l)	12180	
Constant	285.3333		
Std Err of Y Est	13.06394	gSST	0.609
R Squared	0.913396		
No. of Observation	3	IVL (ml/gSST)	211.8
Degrees of Freedom	1		
X Coefficient(s)	-30	V sed. (m/h)	1.67
Regression Output: MAY05LI	SST (mg/l)	10240	
Constant	280		
Std Err of Y Est	12.24744	gSST	0.512
R Squared	0.892857		
No. of Observation	3	IVL (ml/gSST)	253.9
Degrees of Freedom	1		
X Coefficient(s)	-25	V sed. (m/h)	1.32
Regression Output: MAY07LP	SST (mg/l)	19860	
Constant	278.6666		
Std Err of Y Est	0.816496	gSST	0.993
R Squared	0.999780		
No. of Observation	3	IVL (ml/gSST)	76.5
Degrees of Freedom	1		
X Coefficient(s)	-39	V sed. (m/h)	2.17
Regression Output: MAY07LI	SST (mg/l)	9760	
Constant	288		
Std Err of Y Est	0	gSST	0.488
R Squared	1		
No. of Observation	3	IVL (ml/gSST)	213.11
Degrees of Freedom	1		
X Coefficient(s)	-24	V sed. (m/h)	1.27

RESULTADOS EXPERIMENTALES. SEGUNDA ETAPA (CONTINUACION)
 TEMPERATURA DE OPERACION : 30gC

MAYO 7

TIEMPO	LODO P	LODO T	TIEMPO	LODO P/T
min	ml	ml	min	ml
0	250	250	0	100
1	240	244	0.25	75
2	200	220	0.5	55
3	162	196	0.75	35
4	140	178	1	25
5	124	164	1.25	22
6	114	152	1.5	22
7	108	144	1.75	22
8	102	139	2	22
9	98	134	2.25	22
10	96	130	2.5	22
15	94	128	2.75	22
20	92	124	3	22
25	82	112	4	22
30	76	104	5	22
			10	22
			15	22
			20	22
			25	22
			30	22

MAYO 12

TIEMPO	LODO P	LODO T	TIEMPO	LODO P/T
min	ml	ml	min	ml
0	250	250	0	100
1	244	240	0.25	70
2	224	220	0.5	55
3	204	180	0.75	35
4	170	166	1	25
5	154	142	1.25	24
6	146	140	1.5	24
7	142	136	1.75	24
8	130	130	2	23
9	128	126	2.25	23
10	124	122	2.5	23
11	122	120	2.75	23
12	120	118	3	23
13	118	114	4	23
14	114	112	5	23
15	112	110	10	22
20	106	100	15	22
25	100	96	20	22

Regression Output: MAY07LPT	SST (mg/l)	31400	
Constant	98.5		
Std Err of Y Est	1.936491	gSST	0.628
R Squared	0.996765		
No. of Observation	4	IVL (ml/gSST)	35.03
Degrees of Freedom	2		
X Coefficient(s)	-86	V sed. (m/h)	9.72
Regression Output: MAY012LP	SST (mg/l)	18740	
Constant	276		
Std Err of Y Est	7.348469	gSST	0.937
R Squared	0.958588		
No. of Observation	3	IVL (ml/gSST)	91.78
Degrees of Freedom	1		
X Coefficient(s)	-25	V sed. (m/h)	1.39
Regression Output: MAY012LT	SST (mg/l)	14700	
Constant	269.6666		
Std Err of Y Est	10.61445	gSST	0.735
R Squared	0.928268		
No. of Observation	3	IVL (ml/gSST)	125.17
Degrees of Freedom	1		
X Coefficient(s)	-27	V sed. (m/h)	1.42
Regression Output: MAY012LPT	SST (mg/l)	12320	
Constant	97.5		
Std Err of Y Est	6.123724	gSST	0.2464
R Squared	0.964285		
No. of Observation	3	IVL (ml/gSST)	89.28
Degrees of Freedom	1		
X Coefficient(s)	-90	V sed. (m/h)	10.17
Regression Output: MAY017LP	SST (mg/l)	15440	
Constant	289.3333		
Std Err of Y Est	8.164965	gSST	0.772
R Squared	0.986842		
No. of Observation	3	IVL (ml/gSST)	82.9
Degrees of Freedom	1		
X Coefficient(s)	-50	V sed. (m/h)	2.788
Regression Output: MAY017LT	SST (mg/l)	14580	
Constant	267.3333		
Std Err of Y Est	1.632993	gSST	0.725
R Squared	0.998302		
No. of Observation	3	IVL (ml/gSST)	131.67
Degrees of Freedom	1		
X Coefficient(s)	-28	V sed. (m/h)	1.48
Regression Output: MAY017LPT	SST (mg/l)	17340	
Constant	98.33333		
Std Err of Y Est	4.082482	gSST	0.347
R Squared	0.986842		
No. of Observation	3	IVL (ml/gSST)	63.44
Degrees of Freedom	1		
X Coefficient(s)	-100	V sed. (m/h)	11.3
Regression Output: MAY021LP	SST (mg/l)	12760	
Constant	295.3333		
Std Err of Y Est	8.164965	gSST	0.638

RESULTADOS EXPERIMENTALES, SEGUNDA ETAPA (CONTINUACION)
 TEMPERATURA DE OPERACION : 30gC

MAYO 17

TIEMPO min	LODO P ml	LODO T ml	TIEMPO min	LODO P/T ml
0	250	250	0	100
1	236	240	0.25	70
2	196	210	0.5	50
3	136	184	0.75	35
4	122	166	1	24
5	112	154	1.25	23
6	106	142	1.5	22
7	98	138	1.75	22
8	96	134	2	22
9	92	130	2.25	22
10	90	124	2.5	22
11	86	122	2.75	22
12	84	120	3	22
13	82	118	4	22
14	80	116	5	22
15	78	114	10	22
20	74	104	15	22
25	68	100	20	22
30	64	96	25	22
			30	22

Regression Output: MAYO21LT		SST (mg/l)	13680
Constant	276.6666		
Std Err of Y Est	6.531972	gSST	0.684
R Squared	0.976845		
No. of Observation	3	IVL (ml/gSST)	125.73
Degrees of Freedom	1		
X Coefficient(s)	-30	V sed. (m/h)	1.59
Regression Output: MAYO21LPT		SST (mg/l)	19760
Constant	98.33333		
Std Err of Y Est	4.082482	gSST	0.395
R Squared	0.990825		
No. of Observation	3	IVL (ml/gSST)	55.67
Degrees of Freedom	1		
X Coefficient(s)	-120	V sed. (m/h)	12.83

MAYO 21

TIEMPO min	LODO P ml	LODO T ml	TIEMPO min	LODO P/T ml
0	250	250	0	100
1	242	244	0.25	65
2	202	222	0.5	40
3	142	184	0.75	23
4	122	168	1	22
5	112	154	1.25	22
6	108	144	1.5	22
7	102	136	1.75	22
8	96	122	2	22
9	92	120	2.25	22
10	90	118	2.5	22
11	88	114	2.75	22
12	86	112	3	22
13	84	108	4	22
14	82	106	5	22
15	80	92	10	22
20	74	88	15	22

RESULTADOS EXPERIMENTALES. SEGUNDA ETAPA
TEMPERATURA AMBIENTE

FEBRERO 11

TIEMPO	LODO P	TIEMPO	LODO P/T
min	al	min	al
0	250	0	250
1	246	0.25	150
2	246	0.5	90
3	234	0.75	70
4	210	1	56
5	186	1.25	56
6	170	1.5	56
7	158	1.75	56
8	150	2	56
9	144	3	56
10	140	4	56
11	136	5	56
12	132	6	56
13	130	7	56
14	128	8	56
15	126	9	56
16	124	10	56
17	122	11	56
18	120	12	56
19	118	13	56
20	116	14	56
21	116	15	56
22	114	16	56
23	112	17	56
24	112	18	56
25	110	19	56
26	108	20	56
27	108	21	56
28	108	22	56
29	106	23	56
30	106	24	56
		25	56
		26	56
		27	56
		28	56
		29	56
		30	56

Regression FEBIILPT
Constant 243.33333
Std Err of 16.329931
R Squared 0.9795918
No. of Obs 3
Degrees of 1

X Coeffici -533.33333
Std Err of 76.980035

FECHA : FEBIILPT
SST (mg/l) 29020

gSST 1.451

IVL (ml/gSST) 38.6

V sed (m/h) 28.2

Regression FEBIILP
Constant 306
Std Err of 0
R Squared 1
No. of Obs 3
Degrees of 1

X Coeffici -24
Std Err of 0

FECHA : FEBIILP
SST (mg/l) 15200

gSST 0.76

IVL (ml/gSST) 139.5

V sed (m/h) 1.27

RESULTADOS EXPERIMENTALES. SEGUNDA ETAPA
TEMPERATURA AMBIENTE

(CONTINUACION)

FEBRERO 12

TIEMPO	LODO P	TIEMPO	LODO P/T
min	ml	min	ml
0	250	0	100
1	248	0.25	40
2	248	0.5	25
3	244	0.75	22
4	232	1	22
5	214	1.25	21.5
6	200	1.5	21.5
7	186	1.75	21.5
8	176	2	21.5
9	168	3	21.5
10	162	4	21.5
11	156	5	21.5
12	152	6	21.5
13	150	7	21.5
14	148	8	21.5
15	144	9	21.5
16	142	10	21.5
17	140	11	21.5
18	138	12	21.5
19	136	13	21.5
20	134	14	21.5
21	134	15	21.5
22	132	16	21.5
23	130	17	21.5
24	130	18	21.5
25	128	19	21.5
26	126	20	21.5
27	126	21	21.5
28	124	22	21.5
29	124	23	21.5
30	124	24	21.5
		25	21.5
		26	21.5
		27	21.5
		28	21.5
		29	21.5
		30	21.5

Regression FEB12LP
Constant 295.33333
Std Err of 1.6329931
R Squared 0.9948186
No. of Obs 3
Degrees of 1

FECHA : FEB12LP
SST (mg/l) 16960
gSST 0.848
IVL (ml/gSST) 146.23

X Coeffici -16
Std Err of 1.1547005

V sed (m/h) 0.89

Regression FEB12LP/T
Constant 92.5
Std Err of 18.371173
R Squared 0.8928571
No. of Obs 3
Degrees of 1

FECHA : FEB12LP/T
SST (mg/l) 14680
gSST 0.31
IVL (ml/gSST) 69.7

X Coeffici -250
Std Err of 86.602540

V sed (m/h) 28.25

RESULTADOS EXPERIMENTALES. SEGUNDA ETAPA (CONTINUACION)
TEMPERATURA AMBIENTE

FEB 19

TIEMPO min	LODO P ml	LODO T ml	NO SE REALIZO EL TANIZADO
0	250	250	
1	242	246	
2	240	246	
3	226	236	
4	204	216	
5	186	196	
6	170	181	
7	164	176	
8	156	168	
9	150	162	
10	146	156	
11	142	152	
12	138	146	
13	134	144	
14	132	142	
15	130	138	
20	122	126	
25	114	118	
30	110	110	

RegressionFEB19LP

Constant	285.33333	FECHA : FEB19LP	
Std Err of	1.6329931	SST (mg/l)	15620
R Squared	0.9966777	gSST	0.781
No. of Obs	3	IVL (ml/gSST)	140.8
Degrees of	1	IV sed (m/h)	1.12
X Coeffici	-20		
Std Err of	1.1547005		

RegressionFEB19LT

Constant	296	FECHA : FEB19LT	
Std Err of	0	SST (mg/l)	7980
R Squared	1	gSST	0.399
No. of Obs	3	IVL (ml/gSST)	275.7
Degrees of	1	IV sed (m/h)	1.06
X Coeffici	-20		
Std Err of	0		

RegressionMAR1LP

Constant	290	FECHA : MAR1LP	
Std Err of	0	SST (mg/l)	14220
R Squared	1	gSST	0.711
No. of Obs	3	IVL (ml/gSST)	87.2
Degrees of	1	IV sed (m/h)	2.23
X Coeffici	-40		
Std Err of	0		

MARZO 1

TIEMPO min	LODO P ml	LODO T ml	TIEMPO min	LODO P/T ml
0	250	250	0	250
1	250	250	0.25	210
2	210	230	0.5	170
3	170	230	0.75	130
4	160	220	1	90
5	150	220	1.25	60
6	148	218	1.5	58
7	140	210	1.75	57
8	136	206	2	56
9	130	202	3	56
10	128	200	4	56
15	120	188	5	56
20	114	180	10	56
25	110	170	15	56
30	102	150	20	56
			25	56
			30	56

RegressionMAR1LT

Constant	270	FECHA : MAR1LT	
Std Err of	0	SST (mg/l)	6580
R Squared	1	gSST	0.329
No. of Obs	3	IVL (ml/gSST)	455.9
Degrees of	1	IV sed (m/h)	1.06
X Coeffici	-20		
Std Err of	0		

RegressionMAR1LPT

Constant	250	FECHA : MAR1LPT	
Std Err of	0	SST (mg/l)	49500
R Squared	1	gSST	2.376
No. of Obs	3	IVL (ml/gSST)	23.6
Degrees of	1	IV sed (m/h)	8.92
X Coeffici	-160		
Std Err of	0		

RESULTADOS EXPERIMENTALES, SEGUNDA ETAPA (CONTINUACION)
 TEMPERATURA AMBIENTE

MARZO 3

TIEMPO min	LODO P/T ml
0	170
0.25	140
0.5	80
0.75	38
1	37
1.25	36
1.5	36
1.75	36
2	36
3	36
4	36
5	36
10	36
15	36
20	36
25	36
30	36

LODO MUY DILUIDO
 SOLO SE TOMO LA
 MUESTRA

RegressionMAR3LPT
 Constant 188
 Std Err of7.3484692
 R Squared 0.9897260
 No. of Obs 3
 Degrees of 1

FECHA : MAR3LPT
 SST (mg/l) 16600
 gSST 0.564
 IVL (ml/gSST) 63.8

X Coeffici -204
 Std Err of20.784609
 RegressionMAR5LPT
 Constant 281.33333
 Std Err of5.7154760
 R Squared 0.9852231
 No. of Obs 3
 Degrees of 1

V sed (m/h) 11.38
 FECHA : MAR5LPT
 SST (mg/l) 18820
 gSST 0.941
 IVL (ml/gSST) 97.77

X Coeffici -33
 Std Err of4.0414518

V sed (m/h) 1.84

MAR 5

TIEMPO min	LODO P ml	LODO T ml	TIEMPO min	LODO P/T ml
0	250	250	0	250
1	246	246	0.25	110
2	220	244	0.5	64
3	180	243	0.75	64
4	156	242	1	64
5	142	241	1.25	64
6	134	238	1.5	64
7	128	236	1.75	64
8	123	234	2	64
9	118	230	3	64
10	116	226	4	64
11	114	220	5	64
12	112	202	10	64
13	110	192	15	64
14	108	186	20	64
15	106	180	25	64
20	98	170	30	64
25	96	150		
30	92	140		

RegressionMAR5LPT
 Constant 372.66666
 Std Err of3.2659863
 R Squared 0.9735099
 No. of Obs 3
 Degrees of 1

FECHA : MAR5LPT
 SST (mg/l) 6440
 gSST 0.322
 IVL (ml/gSST) 434.8

X Coeffici -14
 Std Err of2.3094010

V sed (m/h) 0.74

RegressionMAR5LPT
 Constant 234.33333
 Std Err of38.375339
 R Squared 0.9215442
 No. of Obs 3
 Degrees of 1

FECHA : MAR5LPT
 SST (mg/l) 16080
 gSST 0.804
 IVL (ml/gSST) 79.6

X Coeffici -372
 Std Err of108.54185

V sed (m/h) 20.74

RESULTADOS EXPERIMENTALES. SEGUNDA ETAPA
TEMPERATURA AMBIENTE

(CONTINUACION)

MARZO 9

PRUEBA PARA LODO DEL INTERIOR DEL REACTOR

TIEMPO L. INTERIOR	TIEMPO L. INTERIOR/T	TIEMPO L. INTERIOR	TIEMPO L. INTERIOR/T
min	al	min	al
0	250	0	250
1	240	0.25	190
2	170	0.5	150
3	136	0.75	90
4	120	1	70
5	110	1.25	60
6	106	1.5	60
7	100	1.75	60
8	98	2	60
9	94	3	60
10	92	4	60
15	84	5	60
20	78	10	60
25	74	15	60
30	74	20	60
		25	60
		30	60

MARZO 12

TIEMPO LODO P	LODO T	TIEMPO LODO P/T	LODO P/T
min	al	min	al
0	250	0	250
1	240	250	170
2	180	230	140
3	150	210	100
4	138	180	80
5	120	160	62
6	118	158	62
7	110	150	62
8	108	148	62
9	104	144	62
10	100	142	62
11	99	142	62
12	98	140	62
13	96	140	62
14	94	140	62
15	92	140	62
20	88	120	62
25	82	118	62
30	82	116	62

RegressionMAR9LINT	FECHA : MAR9LINT	
Constant 286	SST (mg/l)	35160
Std Err of14.696938		
R Squared 0.9615931	gSST	1.758
No. of Obs 3		
Degrees of 1	IVL (ml/gSST)	42.09
X Coeffici -52	V sed (m/h)	2.75
Std Err of10.392304		
RegressionMAR9LINTTAMIZADO	FECHA : MAR9LINTTAMIZADO	
Constant 243.333333	SST (mg/l)	26380
Std Err of8.1649658		
R Squared 0.9868421	gSST	1.319
No. of Obs 3		
Degrees of 1	IVL (ml/gSST)	45.49
X Coeffici -200	V sed (m/h)	10.58
Std Err of23.094010		
RegressionMAR12LP	FECHA : MAR12LP	
Constant 280	SST (mg/l)	14420
Std Err of12.247448		
R Squared 0.9642857	gSST	0.721
No. of Obs 3		
Degrees of 1	IVL (ml/gSST)	113.73
X Coeffici -45	V sed (m/h)	2.51
Std Err of8.6602540		
RegressionMAR12LT	FECHA : MAR12LT	
Constant 270	SST (mg/l)	8380
Std Err of 0		
R Squared 1	gSST	0.419
No. of Obs 3		
Degrees of 1	IVL (ml/gSST)	276.85
X Coeffici -20	V sed (m/h)	1.058
Std Err of 0		
RegressionMAR12LPT	FECHA : MAR12LPT	
Constant 241.666666	SST (mg/l)	19400
Std Err of20.412414		
R Squared 0.9355670	gSST	0.97
No. of Obs 3		
Degrees of 1	IVL (ml/gSST)	63.92
X Coeffici -220	V sed (m/h)	12.27
Std Err of57.735026		

**ANEXO B. BALANCE DE DQO
ALGORITMO Y
PROGRAMA DE CALCULO**

BALANCE DE MATERIA VIA DQO TOTAL

El balance de materia por componente, en este caso DQO, se realizó en base a la siguiente ecuación :

$$\text{DQO ENTRADA} = \text{DQO SALIDA} + \text{DQO ACUMULADA} + \text{DQO DEGRADADA} \quad (I)$$

A continuación se desarrollará cada término involucrado en la ecuación I.

DQO ENTRADA

$$\text{DQO ENTRADA } i = \sum_{i=1, n} V_i * (\text{DQO ENTRADA})_i \quad (a)$$

Donde : n es el número de días.

V_i es el volúmen alimentado al día.

DQO ENTRADA es la DQO total de entrada del día.

DQO SALIDA

$$\text{DQO SALIDA} = \sum_{i=1, n} V_i * (\text{DQO SALIDA})_i \quad (b)$$

Donde : n es el número de días.

V_i es el volúmen alimentado al día.

DQO SALIDA es la DQO total de salida del día.

DQO ACUMULADA

$$\text{DQO ACUMULADA} = V_l * \text{SSV}_l * F \quad (c)$$

Donde : V_l es el volúmen del lodo purgado de los clarificadores.

SSV_l es la concentración de SSV en el lodo purgado

$$F = \sum_{i=1, n} ((\text{DQO SALIDA} - \text{DQO soluble SALIDA}) / \text{SSV SALIDA})_i$$

F es un factor que expresa la cantidad de DQO contenida por unidad de masa de sólidos suspendidos volátiles (SSV SALIDA).

DQO DEGRADADA

$$\text{DQO DEGRADADA} = \left(\sum_{i=1, n} \text{CH}_4 \text{R}_i + \sum_{i=1, n} \text{CH}_4 \text{D}_i \right) * (64/16) \quad (\text{d})$$

Donde: DQO DEGRADADA es la DQO transformada a metano.

$\text{CH}_4 \text{R}_i$ es el metano contenido en el biogás producido al día.

$\text{CH}_4 \text{D}_i$ es el metano disuelto en el efluente del día.

(64/16) es un término debido a la estequiometría de la reacción: $\text{CH}_4 + 2\text{O}_2 \longrightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$, considerando que toda mol de metano es oxidada.

Evaluación del término: $\text{CH}_4 \text{R}$.

1. Medición del volúmen de biogás a la presión y temperatura de operación.
2. Obtención del volúmen de gas a condiciones normales de presión y temperatura (V_{TPN}). Utilizando la siguiente relación:

$$V_{\text{TPN}} = (P_1 * V_1 * T_2) / (T_1 * P_2); \quad (\text{d1})$$

Donde, V_1 es el volúmen de biogás a presión y temperatura de operación. P_1 y T_1 respectivamente.

$$P_2 = 760 \text{ mmHg} \text{ y } T_2 = 0^\circ\text{C} = 273^\circ\text{K}.$$

3. Obtención del volúmen de metano a TPN (V_m).

$$V_m = V_{\text{TPN}} * Y_m \quad (\text{d2})$$

Y_m es la fracción de metano en el biogás.

4. Obtención de gramos de metano recuperado al día (M_m).

$$M_m = (V_m * P_m / G) \quad (\text{d3})$$

G es el volúmen ocupado por una mol de gas a TPN

$$(G = 22.4 \text{ l/mol}).$$

Combinando las ecuaciones d1, d2 y d3 se tiene la siguiente expresión:

$$\text{CH}_4 \text{R} = (P_1 * V_1 * 273 * Y_m * 16) / (T_1 * 22.4) \quad (\text{d4})$$

, la cual evalúa el metano contenido en el biogás.

Evaluación del término : CH_4D .

1. Evaluar la concentración de CH_4 disuelto utilizando para ello la siguiente expresión derivada de la ley de Henry :

$$\{CH_4\} = (Y_m * P_1/H) * (\delta a/PMa) * (PMm) \quad (d5)$$

Donde : $\{CH_4\}$ es la concentración de metano en el efluente
H es la constante de Henry a T1 y P1.
 $(\delta a/PMa)$ es la densidad del agua entre el peso molecular de ésta evaluados ambos a T1.

2. Obtención de la masa de metano disuelta en el efluente.

$$CH_4Di = \sum_{i=1,n} Vei * \{CH_4\}i \quad (d6)$$

Donde : Vei es el volúmen del efluente al día
 $\{CH_4\}i$ es la concentración de metano disuelto en el efluente.

Sustituyendo las ecuaciones d4 y d6 en la ecuación d, se obtiene la siguiente expresión :

$$DQO \text{ DEG} = \sum_{i=1,n} ((P_1 * V_1 * 273 * Y_m * 16) / (T_1 * 22.4) + Vei * \{CH_4\}i * (64/16))$$

la cual evalúa la cantidad de materia que ha sido transformada a metano. Y es en esta ecuación donde se han aplicado las modificaciones que se mencionaron en el capítulo de resultados y discusión. Hasta antes de este trabajo el modelo usado para evaluar balances de materia vía DQO era básicamente el mismo que se ha desarrollado aquí sólo que a manera de simplificación los trabajos anteriores utilizaban un sólo valor de constante de Henry evaluada a la temperatura de 35°C y a la presión de la ciudad de México. La aportación que se hace en este trabajo es ampliar el rango de aplicación del modelo utilizando para ello cuatro valores

de constante de Henry evaluadas a temperaturas que van desde 20 hasta 35°C. Esta modificación , aunque sencilla, logra disminuir el error de cálculo cuando se tiene un reactor que ha trabajado a temperaturas contenidas en el intervalo de aplicación mencionado en líneas anteriores. También se diseñó , en base al algoritmo de cálculo explicado aquí, un programa de aplicación escrito en código basic que elimina el engorroso trabajo de calcular cada término de la ecuación (I) para cada día de operación. De tal forma que sólo es necesario teclear los datos experimentales que el programa pide y esperar los resultados del balance de materia. En las páginas siguientes se muestra el programa de cálculo así como los resultados de su aplicación para los datos de la primera parte de la fase experimental.

```

3 CLS
4 PRINT "          PROGRAMA PARA BALANCE DE DQO total  "
5 CLEAR
6 INPUT " N#mero de datos = "; N
10 DIM DQOIN(N),DQOUT(N),DQOS(N),SSVO(N)
20 DIM Y(N),VG(N),T(N),A(N),F(N),A1(N)
30 FOR I=1 TO N
31 PRINT "DQot in (mg/l) (";I;")";          : INPUT DQOIN(I):NEXT I
32 INPUT " / Los datos son correctos: S/N "; A$
33 IF A$="N" THEN 30
35 CLS
50 FOR I=1 TO N
55 PRINT "DQot out (mg/l) (";I;")";          : INPUT DQOUT(I):NEXT I
56 INPUT "Los datos son correctos: S/N ";B$
57 IF B$="N" THEN 35
60 CLS
61 FOR I=1 TO N
65 PRINT "DQosol out (mg/l) (";I;")";          : INPUT DQOS(I):NEXT I
66 INPUT "Los datos son correctos: S/N ";C$
67 IF C$="N" THEN 60
70 CLS
71 FOR I=1 TO N
75 PRINT "SSV out (mg/l) (";I;")";          : INPUT SSVO(I):NEXT I
76 INPUT "Los datos son correctos: S/N ";D$
77 IF D$="N" THEN 70
78 CLS
79 FOR I=1 TO N
80 PRINT "Vol de biogas(l/dia) (";I;")";          : INPUT VG(I):NEXT I
81 INPUT "Los datos son correctos: S/N ";E$
82 IF E$="N" THEN 78
84 CLS
85 FOR I=1 TO N
90 PRINT "Y CH4 (";I;")";          : INPUT Y(I):NEXT I
91 INPUT "Los datos son correctos: S/N ";F$
92 IF F$="N" THEN 84
94 CLS
95 FOR I=1 TO N
100 PRINT "Temp de op.(°C) (";I;")";          : INPUT T(I):NEXT I
101 INPUT "Los datos son correctos: S/N ";G$
102 IF G$="N" THEN 94
120 FOR I=1 TO N
130 SU=SU+(.2016*DQOIN(I)): NEXT I
140 FOR I=1 TO N
150 SU2=SU2+(.2016*DQOUT(I)): NEXT I
151 FOR I=1 TO N
152 A(I)=( (.7697*273*VG(I)*Y(I))/(T(I)+273))/22.4)*16: NEXT I
153 FOR I=1 TO N
154 M=M+A(I): NEXT I
155 FOR I=1 TO N
156 IF T(I) <= 20 THEN 160
157 IF T(I) <= 25 THEN 170
158 IF T(I) <= 30 THEN 180
159 IF T(I) <= 35 THEN 185
160 MG=.0985 : GOTO 190
170 MG=.0829 : GOTO 190

```

```

180 MG=.0683 : GOTO 190
185 MG=.0142 : GOTO 190
190 M1=M1+(Y(I)*201.6*MG): NEXT I
210 SU3=(M+M1)*64/16
211 CLS
212 PRINT "      RESULTADOS      "
213 PRINT
220 PRINT "DQOt in (g)          =" ; SU
230 PRINT "DQOt out (g)         =" ; SU2
240 PRINT "DQOt degradada (g) =" ; SU3
241 PRINT:PRINT
250 INPUT "Vol lodo (l) =" ; VL:INPUT "SSV lodo =" ; SSVL
251 INPUT "Los datos son correctos: S/N " ; H$
252 IF H$="N" THEN 250
260 FOR I=1 TO N
270 F(I)=(DQOUT(I)-DQOS(I))/SSVO(I)
280 FAC=FAC+F(I):NEXT I
285 FA=FAC/N
290 SU4=VL*SSVL*FA/1000
291 PRINT:PRINT
300 PRINT "DQOt acumulada (g) =" ; SU4
305 PRINT "Factor          =" ; FA
310 SAL=SU2+SU3+SU4
320 RE=SU-SAL : POR=RE*100/SU
330 PRINT "DQOt faltante (g) =" ; RE
340 PRINT "% de DQO faltante (q) =" ; POR
341 PRINT:PRINT
350 INPUT "Desea ver los datos: S/N " ; X$
360 IF X$="S" THEN 400
370 END
400 CLS
410 PRINT " SELECCIONA UNA OPCION "
420 PRINT:PRINT
430 PRINT " 1.- Datos de DQOt in          (mg/l)  "
440 PRINT " 2.- Datos de DQOt out         (mg/l)  "
450 PRINT " 3.- Datos de DQOs out         (mg/l)  "
460 PRINT " 4.- Datos de SSV out          (mg/l)  "
470 PRINT " 5.- Datos de bioqas           (l/d)   "
480 PRINT " 6.- Datos de Y metano         "
490 PRINT " 7.- Datos de temperatura      (°C)   "
491 PRINT " 8.- Datos de vol CH4 (TPN) (litros) "
492 PRINT:PRINT
495 INPUT " SELECCION " ; S$
500 ON S$ GOTO 505,580,750,830,910,990,1070,1142
505 CLS
510 INPUT " A partir del dato =" ; Y
520 INPUT " Hasta el dato    =" ; Z
530 FOR I=Y TO Z
540 PRINT " DQOt in (mg/l) (" ; I ; ") =" ; DQOIN(I):NEXT I
550 INPUT " Desea ver m s datos de DQOt in : S/N " ; P$
560 IF P$="S" THEN 505
570 GOTO 341
580 CLS
590 INPUT " A partir del dato =" ; Y1
600 INPUT " Hasta el dato    =" ; Z1

```

```

700 FOR I=Y1 TO Z1
710 PRINT " DQOt out (mg/l) (";I;")=";DQOUT(I):NEXT I
720 INPUT " Desea ver m s datos de DQOt out : S/N ";Q$
730 IF Q$="S" THEN 580
740 GOTO 341
750 CLS
760 INPUT " A partir del dato =" ;Y2
770 INPUT " Hasta el dato      =" ;Z2
780 FOR I=Y2 TO Z2
790 PRINT " DQOs out (mg/l) (";I;")=";DQOS(I):NEXT I
800 INPUT " Desea ver m s datos de DQOs out : S/N "; R$
810 IF R$="S" THEN 750
820 GOTO 341
830 CLS
840 INPUT " A partir del dato =" ;Y3
850 INPUT " Hasta el dato      =" ;Z3
860 FOR I=Y3 TO Z3
870 PRINT " SSV out (mg/l) (";I;")="; SSVO(I):NEXT I
880 INPUT " Desea ver m s datos de SSV out : S/N ";PP$
890 IF PP$="S" THEN 830
900 GOTO 341
910 CLS
920 INPUT " A partir del dato =" ;Y4
930 INPUT " Hasta el dato      =" ;Z4
940 FOR I=Y4 TO Z4
950 PRINT " Bioqas al d/a (litros) (";I;")=";V6(I):NEXT I
960 INPUT " Desea ver m s datos de bioqas: S/N ";FQ$
970 IF FQ$="S" THEN 910
980 GOTO 341
990 CLS
1000 INPUT " A partir del dato =" ;Y5
1010 INPUT " Hasta el dato      =" ;Z5
1020 FOR I=Y5 TO Z5
1030 PRINT " Fraccion de metano (";I;")="; Y(I):NEXT I
1040 INPUT " Desea ver m s datos de fracci"n de metano : S/N ";PR$
1050 IF PR$="S" THEN 990
1060 GOTO 341
1070 CLS
1080 INPUT " A partir del dato =" ;Y6
1090 INPUT " Hasta el dato      =" ;Z6
1100 FOR I=Y6 TO Z6
1110 PRINT " Temperatura (°C) (";I;")="; T(I):NEXT I
1120 INPUT " Desea ver m s datos de temperatura : S/N ";QP$
1130 IF QP$="S" THEN 1070
1140 GOTO 341
1142 FOR I=1 TO N
1143 A1(I)=A(I)*22.4/16 :NEXT I
1144 CLS
1150 INPUT "A partir del dato =" ;Y7
1160 INPUT "Hasta el dato =" ;Z7
1170 FOR I=Y7 TO Z7
1180 PRINT "CH4 (TFN), (litros) (";I;") =" ;A1(I): NEXT I
1190 INPUT "Desea ver m s datos de CH4 : S/N "; RT$
1200 IF RT$="S" THEN 1144
1240 GOTO 341

```

CALCULO DE TRC (Θ)

$$Q_e = 0.2 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$V = 0.6 \text{ m}^3$$

$$X_r = 19.4 \text{ kg SSV}/\text{m}^3$$

$$X_e = 0.296 \text{ kg SSV}/\text{m}^3$$

$$M = (X_p * Q_p) = 0.1028 \text{ kg SSV}/\text{d}$$

$$\text{TRC} = (X_r * V) / ((X_p * Q_p) + (X_e * Q_e))$$

$$\text{TRC} = (19.4 * 0.6) / (0.1028 + (0.2 * 0.296))$$

$$\text{TRC} = \underline{71.85 \text{ d}}$$

M se obtuvo de:

concentración de sólidos (kg SSV/m ³)	volumen de lodo purgado (m ³)	masa de sólidos (kg SSV)		
20.6	*	0.078	=	1.6068
45.36	*	0.073	=	3.31128
5.26	*	0.035	=	0.1841
17.14	*	0.086	=	1.47044
11.3	*	0.075	=	0.8475
8.0	*	0.054	=	0.432
17.14	*	0.062	=	1.06268
8.0	*	0.016	=	0.128
22	*	0.088	=	1.936
6.64	*	0.026	=	0.17264
19.8	*	0.096	=	1.9008
Total de Sólidos =				13.05584

Tiempo total de operación = 127 días

Por lo tanto

$$M = 13.05584 \text{ kg SSV}/127 \text{ d}$$

$$M = \underline{0.1028 \text{ kg SSV}/\text{d}}$$

