

67



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

FACULTAD DE QUIMICA

**PRODUCCION DE INOCULO ANAEROBIO GRANULAR
A PARTIR DE LODOS ACTIVADOS DE PURGA**

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
MARTIN GONZALO MARQUEZ CODINA



MEXICO, D. F.

1994

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis 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.

"PRODUCCION DE INOCULO

ANAEROBIO

GRANULAR A PARTIR DE LODOS

ACTIVADOS DE PURGA"



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

Presidente Prof: EMIKO E. MIYASAKO KOBASHI
Vocal " : ADALBERTO NOYOLA ROBLES
Secretario " : JESUS GONZALEZ PEREZ
1er. Suplente " : JOSE AGUSTIN TEXTA MENA
2do. Suplente " : RODOLFO TORRES BARRERA

Sitio donde se desarrolló el tema: Instituto de Ingeniería,
Coordinación de Ingeniería Ambiental de C.U.

Asesor: Dr. Adalberto Noyola Robles

Sustentante: Martín Gonzalo Márquez Codina

Contenido:

- 1.0.- Resumen.
- 2.0.- Objetivos.
- 3.0.- Introducción.
- 4.0.- Antecedentes.
- 5.0.- Metodología Experimental.
- 6.0.- Resultados.
- 7.0.- Discusión.
- 8.0.- Conclusiones.
- 9.0.- Bibliografía.

AGRADECIMIENTO.

Con inmenso respeto y admiración agradezco al Dr. Adalberto Noyola Robles investigador del Instituto de la Ingeniería de la U.N.A.M., por las horas que invirtió en la revisión de éste trabajo y por el apoyo brindado durante su realización, así como su gran contribución a la Biotecnología en México para el mejoramiento del medio ambiente, del que todos formamos parte.

De esta forma inicia una etapa determinante en mi formación profesional y deseo contribuir y participar en el mejoramiento continuo de materia ecológica que me corresponda; sin pasar desapercibido el profundo agradecimiento a mis padres Sr. Martín Márquez y Sra. Guadalupe Codina, por todo su apoyo, amor y grandes momentos, en fin a todas las personas que contribuyeron de alguna forma a la culminación de éste trabajo, gracias.

Martín

Resumen.

El presente trabajo tuvo como finalidad evaluar una forma de tratamiento de los sólidos suspendidos de los lodos de purga de la Planta de Tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria (PTCU), y de satisfacer la demanda de inóculo granular anaeróbico, por lo que se arrancó a nivel piloto un reactor UASB modificado que desempeñara dichas funciones.

El reactor está constituido por un tanque cilíndrico de polietileno de alta densidad con capacidad de 600 l. cuya profundidad es de 1.22 m. medidos desde la parte superior que es una tapa cerrada herméticamente, hasta el fondo, cuya forma es un cono invertido, por donde se alimentó lodo de purga de la caja partidora de PTCU.

Las condiciones de operación de los 152 días de la corrida fueron con una alimentación de 197.8 l/d de lodos de purga a 32 °C en el interior del reactor y un TRH de 3 días. Casi al finalizar la corrida, se instaló una línea de recirculación al reactor para aumentar su velocidad ascendente a 0.2 m/h para favorecer la granulación de lodos; sin embargo, no se dan conclusiones definitivas sobre esta modificación debido al corto plazo de experimentación.

Los resultados obtenidos en el UASB son los siguientes:

Una eficiencia global de remoción de DQOT del 91%. La producción de gas fue de 0.5 m³/KgSSV alimentado con una composición del 54% de metano y la carga de sólidos volátiles fue de 0.852 KgSSV/m³.día. En cuanto la calidad de los lodos producidos estos tienen buena velocidad de sedimentación, 2.51 m/h, y un IVL de 118 ml/g, que aún no es el IVL recomendado en la literatura para inocular reactores UASB. Se comprobó que dejando madurar los lodos producidos a temperatura de 30 °C en 8 días habrán alcanzado los lodos el IVL deseado para un lodo con buena sedimentación (IVL de 20 a 40 ml/g), favoreciendo además la formación del grano.

Finalmente se presentan elementos necesarios para una preselección del proceso de tratamiento de lodos adecuado para la Planta de Tratamiento de aguas residuales de C.U. Partiendo de que a las mismas condiciones de operación del USAB piloto se escalaría un reactor del mismo tipo, para tratar en continuo todos los lodos de purga de PTCU y basándonos en la relación de cargas orgánicas, se obtuvo un volumen del reactor UASB de 62 m³ mientras que un digestor de alta tasa de lodos activados requeriría un volumen de 19 m³. Sin embargo, la ventaja

de aplicar el UASB radica en que se eliminaría el proceso de espesamiento de lodos de purga requerido por el digestor, y se omitiría el tanque de sedimentación del lodo digerido, que generalmente es del mismo tamaño que el digestor.

Es necesario señalar que no hay espacio disponible en la planta para instalar el digestor de alta tasa, mientras que el USAB ocuparía 3 m. de diámetro por 9 m. de altura, considerándolo en acero al carbón. También, y como elemento fundamental, el lodo digerido por el sistema propuesto puede ser comercializado para inocular reactores anaerobios tipo UASB.

2.0.- OBJETIVOS:

- Arrancar y experimentar a escala piloto un reactor de tipo UASB, para tratar lodos de purga de la Planta de Tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria. (PTCU).
- Producir inóculo anaerobio granular a partir de lodos activados de purga de la misma planta.
- Confirmar los factores físicos y químicos que favorezcan la transformación de flóculos bacterianos aerobios en flóculos granulares anaerobios.
- Analizar el inóculo anaerobio producido con respecto a sedimentabilidad y actividad metanogénica.
- Aportar elementos que permitan una preselección del proceso de tratamiento de lodos más adecuado para la PTCU.

3.0.- INTRODUCCION.

Actualmente en México la contaminación del agua es un problema que requiere urgentemente de una solución, por lo que se hacen necesarios los sistemas de tratamiento de agua residual. En 1985 fueron tratadas el 17% de las aguas residuales producidas en México y sólo el 9.35% con las eficiencias esperadas (SEDUE, 1985). Exceptuando las lagunas de estabilización, el sistema más utilizado es el aerobio conocido de lodos activados. Dicho proceso genera grandes cantidades de biomasa por lo que parte tiene que ser desechado del sistema como lodo de purga, constituyendo uno de sus principales inconvenientes. Este material de desecho está constituido principalmente por floculos microbianos (lodos secundarios) y por materia orgánica diversa sedimentada al inicio de los procesos (lodos primarios). El material tiene un carácter altamente putrescible, requiriéndose un tratamiento previo a su evacuación final.

Hoy día en el país los lodos de purga prácticamente no tienen tratamiento, por lo que son evacuados al drenaje, (D.F., Monterrey) a algún cuerpo de agua (mar, río) o sobre el suelo, constituyendo de esta forma una fuente de contaminación. Esto significa que la planta de tratamiento se convierte en una concentradora de contaminación y su eficiencia global decrece a valores del orden del 40 al 50% respecto a la remoción de DQO.

Como proceso biológico alternativo de tratamiento de aguas residuales la vía anaerobia, que tiene entre varias ventajas, una limitada producción de lodos desecho, entre un 20 y 30% de los producidos por vía aerobia y mucho menor consumo de energía. En este sentido, se cuenta con los progresos alcanzados en el campo de los procesos anaerobios, que durante la última década han logrado que esta vía de tratamiento y aprovechamiento de desechos orgánicos sea en la actualidad una opción, muchas veces superior a los tratamientos anaerobios convencionales (Speece, 1983).

Uno de los sistemas de digestión anaerobia, como alternativa al sistema aerobio, lo constituye el reactor UASB: (Up Flow Anaerobic Sludge Blanket), el cual presenta las características de ser relativamente sencillo en su construcción y operación así como el de presentar bajos costos de operación y mantenimiento.

Una comparación de los costos de operación considerando la energía requerida del sistema, la disposición de la biomasa generada en lechos de secado y la obtención de subproducto (CH_4), arroja en general una diferencia de \$160 dólares menos por tonelada de DQO tratada para los sistemas anaerobios que para los aerobios (Speece, 1983).

Para arrancar un reactor UASB, se hace necesario inocularlo con un volumen suficiente de lodo granular, proveniente de otros reactores UASB en operación que hayan acumulado suficientes lodos. De lo contrario, el arranque deberá efectuarse con algún otro inóculo disponible, tomando en cuenta una serie de características deseables en dicho inóculo. En México no se cuenta con material de inóculo adecuado para arrancar reactores UASB, lo que constituye el cuello de botella para la difusión de este proceso (Arias y Noyola, 1988).

Por lo anterior, se hace necesario un sistema anaerobio de tipo de lecho de lodos que además de tratar los lodos de purga de la planta de Ciudad Universitaria, también los transforme en forma continua en inóculo granular.

En el presente trabajo se escalan las condiciones experimentales, obtenidas a nivel laboratorio, y se opera un sistema anaerobio (UASB) en continuo, con el fin de producir un tipo de inóculo que permita disminuir el tiempo de arranque de sistemas anaerobios, al mismo tiempo evaluar una opción para el tratamiento de lodos de purga de la PTCU.

4.0.- ANTECEDENTES.

En este capítulo se hace hincapié en los conceptos fundamentales involucrados en el proceso anaerobio como alternativa de tratamiento de aguas, además de presentar otros conceptos que se relacionan con el tema de tesis.

Las ventajas de la vía anaerobia han motivado la investigación y el desarrollo de nuevos reactores de tipo avanzado. Entre estos se encuentran los digestores de lecho de lodo y de película fija, que ofrecen una buena opción para el tratamiento de desechos líquidos, particularmente los concentrados en materia orgánica.

Los digestores anaerobios ofrecen mayores ventajas que los procesos aerobios, ya que no requieren equipo ni energía para la aeración, tienen una limitada producción de lodos de desecho y producen metano (Mc Carty, 1964). Todo esto se refleja en un ahorro económico muy significativo para el sistema de digestores anaerobios.

La tabla 4.1.1 ilustra los ahorros que se pueden obtener empleando un tratamiento anaerobio en vez de un tratamiento convencional aerobio de lodos activados. Este es un factor de mucha importancia, particularmente para países con escasos recursos económicos.

TABLA 4.1.1 AHORRO OBTENIDO AL EMPLEAR UN TRATAMIENTO ANAEROBIO
(LETTINGA *et al.*; 1982).

SISTEMA AEROBIO	SISTEMA ANAEROBIO
Oxígeno Requerido:	
0.8 a 1.0 Kg O ₂ /Kg <i>B₂₀</i>	--
Consumo de Energía:	
0.5 a 1.0 KWh/KgO ₂ 400 a 1000 KWh/1000 Kg <i>B₂₀</i> 1440 a 3600 MJ elect/1000 Kg DQO	-- 7 a 15 KWh/1000 Kg <i>B₂₀</i> 25 a 54 MJ elect/1000 Kg <i>B₂₀</i>
Producción de Energía:	
-- --	185 a 305 m ³ CH ₄ (TPN)/1000 Kg <i>B₂₀</i> 6720 a 11130 MJ CH ₄ /1000 Kg <i>B₂₀</i>

NOTA: Se consideró una biodegradabilidad de 70 a 100% de *B₂₀*, CH₄ producido 0.55 - 0.9 Kg CH₄
- DQO/Kg *B₂₀* removida y una reducción de *B₂₀* del 95%.

4.1.- PROCESO DE CONVERSION.

La bioconversión de la materia orgánica a metano es llevada a cabo por un consorcio microbiano formado por bacterias fermentativas, acetogénicas y metanogénicas. Los compuestos orgánicos complejos (biopolímeros) son primero hidrolizados por las bacterias fermentativas alcohólicas, ácidos volátiles, hidrógeno y dióxido de carbono. Subsecuentemente, los alcohólicas y los ácidos volátiles son oxidados hasta ácido acético e hidrógeno por las bacterias acetogénicas. En último paso, el ácido acético y el hidrógeno son convertidos a metano por las bacterias metanogénicas. Dentro del proceso de conversión son identificables 6 etapas (Fig. 4.1 Gujer & Zehnder, 1983).

- 1.- Hidrólisis de biopolímeros.
 - a.- Proteínas.
 - b.- Carbohidratos.
 - c.- Lípidos.
- 2.- Fermentación de aminoácidos y azúcares a acetato y productos intermedios.
- 3.- Oxidación beta anaerobia de ácidos grasos y alcohólicas de cadenas largas.
- 4.- Oxidación anaerobia de productos intermedios como ácidos volátiles (excepto acetato).
- 5.- Conversión de acetato a metano.
- 6.- Conversión de hidrógeno a metano.

La figura 4.1 muestra el diagrama de proceso de conversión de la materia orgánica transformada a metano. (Gujer & Zehnder, 1983).

Hay algunos detalles del proceso de conversión que merecen especial atención. Uno es la dependencia de los oxidantes anaerobios y oxidantes β anaerobios sobre las bacterias hidrogenofílicas. La obtención del hidrógeno en esta etapa proviene de la oxidación de Piridin dinucleótidos reducidos (NAD(P)H); esta reacción tiene un potencial redox de -0.43v a $\text{pH} = 7$ (Wolin, 1976 citado por Gujer & Zehnder, 1983), que con base en consideraciones termodinámicas se verá inhibida por presiones parciales elevadas de hidrógeno. Tales condiciones son las que

definen la interrelación entre los oxidantes anaerobios y oxidantes β , también conocidos como bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno (OHPA por sus siglas en inglés) con las bacterias metanogénicas hidrogenofílicas. Estas últimas se encargan de consumir el hidrógeno producido por las OHPA, manteniendo la presión parcial de dicho gas a niveles adecuados y así propician las condiciones termodinámicas necesarias para que la conversión de los ácidos superiores en acetato e hidrógeno pueda ser consumida. Este tipo de relación entre dos especies se le conoce como sintrofia.

La degradación de los ácidos superiores se lleva a cabo de acuerdo a la siguiente reacción (oxidación B). (Jeris & McCarty, 1965, citados por Gujer & Zehnder, 1983).



Existe otro grupo de oxidantes anaerobios que se encargan de consumir los productos intermedios, ácidos grasos volátiles, provenientes de la fermentación (butirato y propionato), para producir acetato e hidrógeno. El butirato se cree que es degradado de la misma forma que los ácidos de cadenas más largas de acuerdo a la reacción anterior (a).

Sin embargo, el propionato no parece ser degradado de la misma manera. Kaspar & Wuhrman propusieron la siguiente reacción para la degradación del propionato /Gujer & Zehnder, 1983).



El equilibrio entre oxidación del propionato, descarboxilación del acetato y oxidación del hidrógeno es crucial para un proceso de digestión anaerobia estable. Las condiciones óptimas para las tres reacciones son muy limitadas y principalmente controladas por la concentración de propionato, acetato e hidrógeno libres. En un digestor estabilizado las concentraciones típicas de acetato y propionato oscilan entre $10\text{E}-4$ y $10\text{E}-5$ mol con presiones parciales de hidrógeno inferiores de $10\text{E}-4$ bar. Sólo entonces las condiciones termodinámicas para la degradación del propionato son satisfechas.

Los sistemas biológicos son susceptibles de fallar por una mala nutrición de los microorganismos. Cuando un sistema anaerobio no funciona adecuadamente y se incrementan los niveles de ácidos de cadena larga incluyendo al propiónico, se puede deber a dos causas:

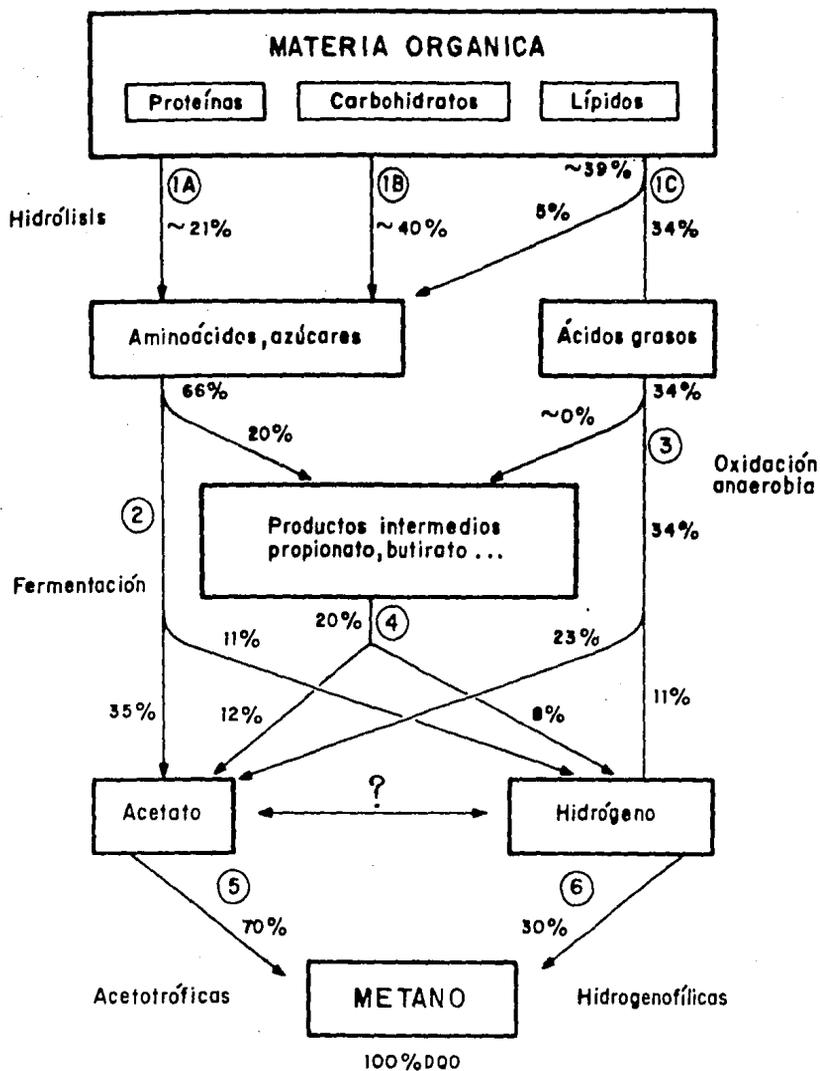


Figura 4.1. Diagrama del proceso de conversión de la materia orgánica particulada a metano. (Gujer & Zehnder; 1983).

1.- Mala nutrición de los organismos acetogénicos encargados en convertir ácidos superiores y productos intermedios de degradación en acetato.

2.- Mala nutrición de los metanogénicos hidrogenofílicos, encargados de mantener un nivel de hidrógeno suficientemente bajo para que sea termodinámicamente posible la reacción de conversión de ácidos superiores a acetato.

Por otra parte altos niveles de acetato indican una mala nutrición de las bacterias acetoclásticas.

Las necesidades de la comunidad anaerobia para su desarrollo han sido tipificadas y presentan las siguientes características.

El requerimiento de nitrógeno para el proceso anaerobio es una pequeña fracción, entre 20 y 50% del requerido para el proceso aerobio. A su vez el requerimiento de fósforo es aproximadamente el 15% del requerimiento de nitrógeno. El contenido de azufre en las células anaerobias es de aproximadamente el 2.6% -Materia orgánica seca-. (Speece, 1983).

La relación DQO:N:P:S, está definida por la síntesis celular, dicha relación para el caso de la anaerobiosis es de 350:5:1:1 (Rojas, 1988), mientras que para las bacterias aerobias es 100:5:1:1. Esto se debe a que los organismos anaerobios presentan una menor síntesis celular.

En muchos estudios de tratamiento anaerobio, la causa de malos resultados - aparentemente- fue la ausencia de nutrientes traza, entre los cuales el hierro, cobalto, níquel y azufre han sido probados como nutrientes obligatorios prioritarios; como materiales traza requeridos. El extracto de levadura es frecuentemente usado como proveedor de nutrientes traza. (Speece, 1983).

Además de los nutrientes, existen otros factores ambientales que influyen en la digestión como: pH, alcalinidad, temperatura y compuestos tóxicos.

pH: El tratamiento anaerobio puede desarrollarse correctamente dentro de un pequeño intervalo de variación en el pH, 6.2 a 7.8, con el óptimo entre 7.0 y 7.2 (McCarty, 1964). Fuera de este rango la digestión puede continuar aunque en forma ineficiente hasta un pH de 6.2 en donde las bacterias metanogénicas son afectadas severamente.

La influencia del pH sobre el proceso está relacionada con la concentración de ácidos grasos volátiles, ya que estos son tóxicos en su forma no ionizada y a medida que baja el pH la fracción de ácidos no disociados aumenta.

Las bacterias acidogénicas poseen una mayor actividad que las metanogénicas, lo que puede provocar bajas en el pH por acumulación de ácidos. El sistema reacciona ante estas situaciones mediante la alcalinidad que es su medio amortiguador. Una alcalinidad relativamente grande (superior a 1000 mg/l) es indispensable para evitar cambios repentinos en el pH (Rojas, 1988; Jonguitud *et al.*, 1982) y permite que el sistema pueda seguir operando adecuadamente.

Temperatura: La temperatura óptima para el crecimiento de bacterias metanogénicas es de 37 °C para el intervalo mesofilico, con sus límites entre 30 y 40°C (McMarty, 1964). En este rango es donde se presenta el mayor desarrollo de biomasa (Rojas, 1982). Por otra parte, la temperatura tiene efectos sobre el tiempo que requiera el tratamiento, es decir, la tasa de reacción. El intervalo termofilico (50 - 60 °C) es en donde se encuentra la mayor tasa, pero las dificultades en la práctica hacen que el operar un sistema en este intervalo sea problemático.

Compuestos tóxicos: Los organismos anaerobios encargados de la degradación de la materia orgánica pueden ser inhibidos por la presencia de sustancias tóxicas.

Generalmente los tóxicos presentes en las aguas residuales tienen bajas concentraciones, razón por la cual ejercen sobre la biota metanogénica un efecto bacteriostático reversible. Tales compuestos se pueden agrupar en 3 categorías: (Rojas, 1988).

Compuestos cuya toxicidad está relacionada con el pH, como ácidos grasos volátiles, amoníaco y H₂S.

Compuestos con una inmediata e irreversible toxicidad, como solventes orgánicos y algunos venenos fuertes.

Compuestos cuya concentración los convierte en tóxicos o no tóxicos, como los iones metálicos.

4.2.- EL REACTOR DE LECHOS DE LODOS UASB.

La tabla 4.2.1 presenta una clasificación de los tipos de reactores anaerobios; dicha clasificación se basa en la forma en que se encuentra la biomasa dentro del reactor y por la evolución tecnológica que represente, de allí que se haga referencia a generaciones de reactores.

A continuación se presenta una descripción de los aspectos fundamentales del UASB, ya que es el tipo de reactor empleado en este trabajo.

El reactor anaerobio de lecho de lodos (UASB por sus siglas en inglés) es un nuevo proceso de tratamiento de aguas residuales, el cual por sus atractivas características, comienza a ser aplicado en varios países. El concepto UASB fue desarrollado por (Lettinga *et al*, 1980) y se basa en un reactor de flujo ascendente, el cual ejerce una cierta selectividad sobre los microorganismos, favoreciendo así la formación de una cama o lecho de lodos en la base del reactor. Los flocos microbianos que la forma, tienen buena capacidad de sedimentación y alta actividad metanogénica. Su forma característica es un grano o "pellet" de 1 a 5 mm de diámetro.

En el reactor UASB se procura eliminar las necesidades de agitación mecánica y la formación de zonas muertas y cortos circuitos hidráulicos mediante una adecuada repartición de las entradas de agua en la base del reactor. Por otro lado, posee en la parte superior un colector de gas que asegura una buena separación líquido-gas-sólido.

El reactor UASB se ha aplicado con éxito en el tratamiento de aguas residuales de la industria alimentaria a nivel laboratorio, piloto e industrial. Efluentes de cervecías, destilerías, fábricas de almidón de maíz y papa, papelera, azucareras a partir de remolacha, son algunos ejemplos a escala industrial (Hulshoff y Lettinga, 1986).

Respecto a las aguas residuales domésticas, estas contienen cantidades considerables menores de materia orgánica, si se comparan con los desechos arriba mencionados y *a priori* no son adecuadas para tratarse por vía anaerobia. Sin embargo, el reactor UASB se ha aplicado con buenos resultados en el tratamiento de aguas residuales domésticas (Lettinga *et al*, 1983; Vieira y Souza, 1986; Arias y Noyola, 1988)

TABLA 4.2.1. CLASIFICACION DE LOS TIPOS DE REACTORES ANAEROBIOS.

TIPO	DEFINICION	EJEMPLOS	TRH
- REACTORES ANAEROBIOS 1A. GENERACION (TRH = TRC)	Salvo los tres primeros, que son procesos rústicos y poco tecnificados, son reactores con crecimiento celular en suspensión, su tamaño está en función del TRC. La excepción es el proceso de contacto anaerobio que puede considerarse, como de transición entre la 1a. y 2a. generación.	- Fosa séptica - Tanque Imhoff - Lagunas anaerobias - Digestores convencionales - Digestores anaerobios completamente mezclados - Reactores de contacto anaerobio.	2-30 días 5-160 días 20-30 días 8-15 días 3-5 días
- REACTORES ANAEROBIOS 2A. GENERACION (TRH { TRC)	Son reactores con TRH sustancialmente menores, lo que implica una reducción en los volúmenes del reactor y una mayor estabilidad y facilidad en su operación. Esto se logra al retener la biomasa dentro del reactor mediante fijación de una película de microorganismos sobre medio de soporte o bien por medio de la sedimentación de flóculos microbianos con muy buenas características de decantación. Soportan cargas hasta 20-30 Kg DQO/m ³ d	- Filtro anaerobio - Reactor tubular de película fija - Reactores anaerobios de lecho de lodos con flujo ascendente (UASB)	0.5 a 3 días
- REACTORES ANAEROBIOS 3A. GENERACION (TRH {{ TRC)	Estos reactores se encuentran aún a nivel piloto o semi-industrial. Son reactores de biomasa fija, pero el soporte utilizado es lo suficientemente pequeño y ligero para que pueda ser fluidizado con altas velocidades de flujo. Pueden soportar cargas mayores a 30 Kg. DQO/m ³ d	- Lecho fluidizado - Lecho expandido	Menores de 12.00 hrs.

TRH= Tiempo de Retención Hidráulico, TRC= Tiempo de Retención Celular.

4.3.- INOCULO.

Como se menciona anteriormente, el aspecto fundamental del proceso UASB lo constituyen los lodos granulares, indispensables para un buen funcionamiento. Al arrancar un reactor UASB lo ideal es inocularlo con un volumen suficiente de este tipo de material, de lo contrario, el tiempo que tarda la biomasa en alcanzar la cantidad necesaria de microorganismos anaerobios, provocará que el correcto funcionamiento del digestor anaerobio pueda tomar hasta 6 meses. Por esta razón, es indispensable contar con la suficiente cantidad de inóculo con alta actividad metanogénica, buena sedimentabilidad y forma granular. En este contexto se sitúa la experimentación objeto de este trabajo.

4.3.1.- FUENTES ALTERNATIVAS DE INOCULO.

Una de las formas de obtener este inóculo es a partir de otros reactores UASB en operación que traten aguas de desecho similares, que hayan acumulado suficientes lodos en su interior. La segunda opción son los lodos de digestores anaerobios para lodos de purga. Sin embargo, México no cuenta con estos tipos de reactores, por lo que una opción es el recurrir a fuentes alternativas de inóculo, tales como los lodos de tanques de vinazas, los lodos de separadores de grasas, lodos de fermentación de la pulpa de café, sedimentos de ríos, lodos de fosa séptica (García, *et al.*, 1988), lodos activados de purga adaptados, (Noyola *et al.*, 1988) y estiercol de vaca (Wiegant y de Man A.W.A 1985).

Con base en experimentaciones se ha encontrado que los inóculos no convencionales que presentan las mejores propiedades son los lodos de fosa séptica y el lodo activado adaptado (Noyola y Briones, 1988); además se ha experimentado a nivel laboratorio la factibilidad de transformar lodos aerobios en inóculo anaerobio para reactores UASB. (Wu *et al.*, 1986; Arias y Noyola, 1988; Sánchez, 1988; González U., 1988).

5.0.- METODOLOGIA EXPERIMENTAL.

5.1.- DESCRIPCION DEL REACTOR Y ARREGLO EXPERIMENTAL.

Para lograr una mayor comprensión de como está constituido el reactor en el que se realizaron las experimentaciones, se necesita de figuras que ilustren por partes la totalidad del reactor y una breve descripción del equipo que lo constituye, que es lo que a continuación se presenta.

El reactor está constituido por un tanque cilíndrico de polietileno de alta densidad con su parte inferior en forma de tolva, con un volumen nominal de 600 l; sus dimensiones se presentan en la figura 5.1.1. El tanque está soportado por una estructura de cuatro patas metálicas, que lo mantienen unos 60 cm por arriba del nivel del suelo.

La alimentación al reactor se efectúa por la parte inferior a fin de permitir el flujo ascendente del UASB, mientras que la salida del agua tratada se lleva a cabo por cuatro puntos perimetrales situados a una distancia de $\pi/4$ entre sí y a 16 cm por abajo de la arista superior del reactor (Fig. 5.1.2). En cada uno de estos puntos se encuentran unidos a través de una "Y" (DN 6") un tubo de PVC también de DN 6" y de longitud total de 2m. Por este medio se efectúa la descarga del efluente en su parte superior, además de que estos tubos funcionan como clarificadores ya que acumulan en su parte inferior el lodo producido. La evacuación de dicho lodo se realiza por el fondo de los tubos a través de una válvula de esfera (DN 1"). Los tubos están soportados por unos ángulos metálicos atornillados a las patas de la estructura de soporte.

Parte de los tubos exteriores y el tanque del reactor están aislados, minimizando de esta manera pérdidas de calor por conducción. La figura 5.1.3 muestra el esquema del reactor ya terminado.

Para asegurar la adecuada medición de la producción de gas, el reactor cuenta con una tapa hermética y flejada, adaptada en la parte superior del reactor. En dicha tapa hay dos perforaciones: una en el centro, donde está sellado un tramo de tubo de PVC hidráulico (DN 1") de 30 cm de largo que sirve como guía a la flecha del sistema de agitación. Esta guía penetra por abajo del nivel del líquido, teniendo así un sello hidráulico, lo que evita el escape de gas.

La otra perforación cuenta con adaptador tipo espiga por donde se conecta la manguera de

1/2" de diámetro que conduce el gas al dispositivo de medición.

Con base en experimentaciones realizadas en el instituto de Ingeniería UNAM, (González Ugalde, 1988) se establece que una ligera agitación de la cama de lodos favorece las características de sedimentabilidad y compactación del lodo, por dicha razón se adaptó al reactor un motor eléctrico con motorreductor ajustable a 3 rpm, con un sistema para romper las natas. Ver figura 5.1.4.

La temperatura requerida en el interior del reactor cae en el intervalo mesofílico entre 30 y 40 °C; mientras que la temperatura promedio del influente es de 19 °C. Por esta razón se hace necesario un calentamiento, que es proporcionado por una resistencia de 1000 W de potencia adaptada a un tubo galvanizado de 0.5 m de longitud y 0.5" de diámetro y conectada a un reóstato tipo doméstico de corriente (1200 W), regulando así la cantidad de energía calorífica suministrada al influente. EL sistema de calentamiento está aislado e impermeabilizado para evitar pérdidas de calor y para proteger la vida útil de la resistencia. La potencia requerida para las condiciones de este sistema fue calculada por Calderón (1988).

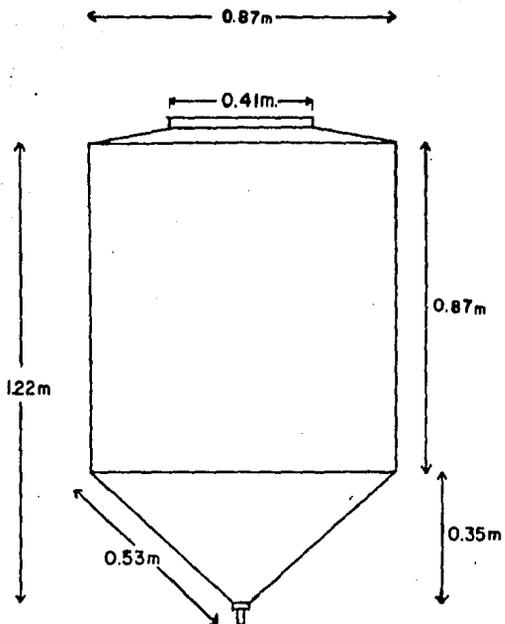


Figura 5.1.1. Dimensiones del cuerpo del Reactor UASB.

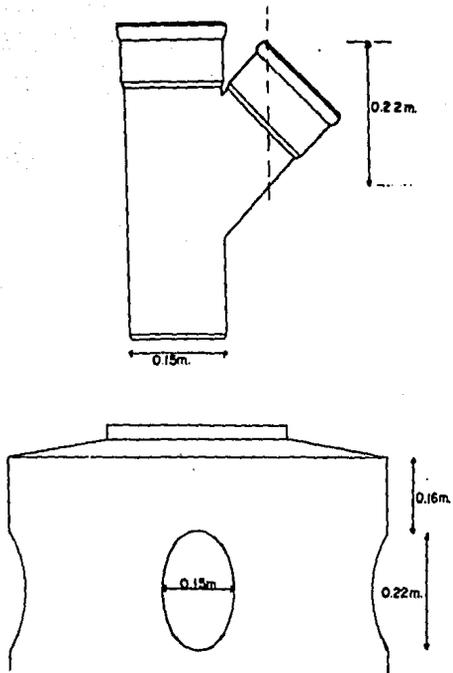


Figura 5.1.2. Esquema de los cortes practicados a las Y's y al Reactor.

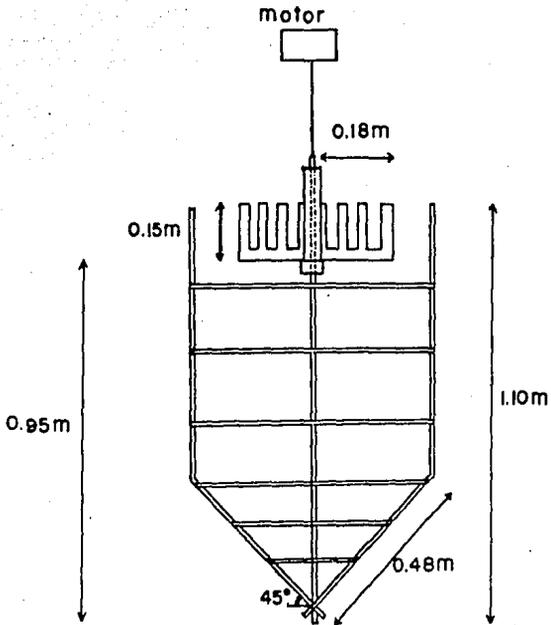


Figura 5.1.3. El rompedor de natas del Reactor UASB.

 Aislante.

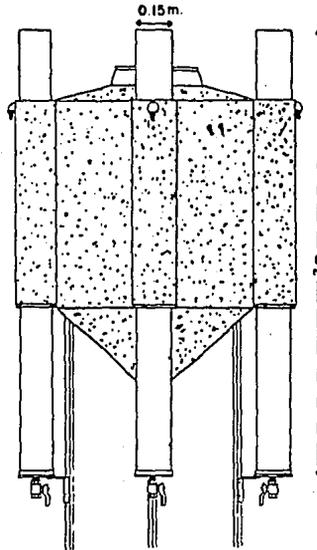


Figura. 5.1.4. Esquema del Reactor UASB ya terminado.

5.2.- LAS CONDICIONES DE OPERACION.

La operación del reactor se llevó a cabo dentro de las instalaciones de la planta de tratamiento de agua residuales de Ciudad Universitaria, (ver diagrama de flujo de la PTCU, figura 5.2.1). Dicho reactor se alimentó del lodo de purga de la caja partidora por medio de una manguera tramada de 1/2" de diámetro, provista en su inicio de una rejilla metálica que impide el paso de materia de gran tamaño al reactor, evitando así problemas de obstrucción. Esta corriente se alimentó al reactor con una bomba peristáltica masterflex (cole-parmer) de 6 a 600 rpm y cabezal No. 24 a un flujo promedio de 140 ml/min. La carga orgánica establecida fue de 1.5 KgST/m³.d, pero en realidad no se mantuvo constante. El diagrama de flujo se muestra en la figura 5.2.2.

Antes de llegar al influente al anterior del reactor, éste pasaba por el calentador obteniéndose así el incremento en la temperatura hasta de 40 °C en el interior del reactor.

El tiempo de retención hidráulica varió de 2.45 a 3.78 días durante la experimentación.

Por otra parte, la medición del gas producido se realizó con un medidor doméstico con capacidad de 5 m³/h, marca Kromschroder. Para poder tomar muestra de este gas producido (CH₄) fue necesario introducir la manguera de descarga en un recipiente con agua, y con ayuda de una jeringa se tomaba la muestra que posteriormente sería analizada en el cromatógrafo con detector de conductividad térmica.

La corrida experimental duró 153 días en total, que se divide en dos parte, la primera operó a las condiciones antes mencionadas, y la segunda sólo con una modificación en el aumento de la velocidad ascendente a 0.2 m/h, pero que se logró con una bomba centrífuga de 1/12 hp y 3000 rpm (Cole-Parmer) a un gasto establecido de 2.6 l/min. Debido a esto, se tuvieron que hacer algunas modificaciones al reactor, con el propósito de favorecer la formación del grano y efectuar un lavado de las bacterias filamentosas. Esta modificación se llevó a cabo a partir del día 123 de operación. El diagrama de flujo con aumento de la velocidad ascendente se muestra en la figura 5.2.3.

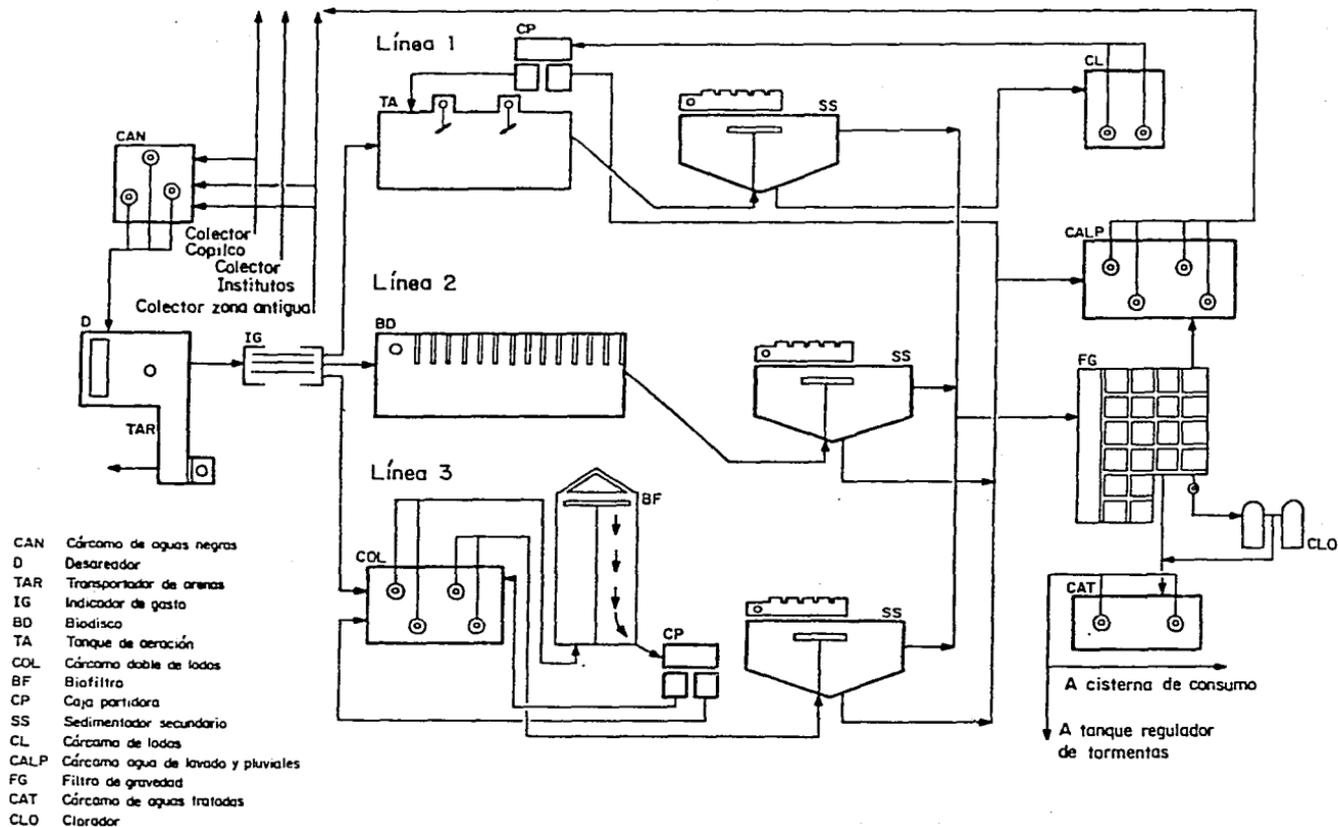


Fig 5.2.1 Diagrama de flujo de la PTCU

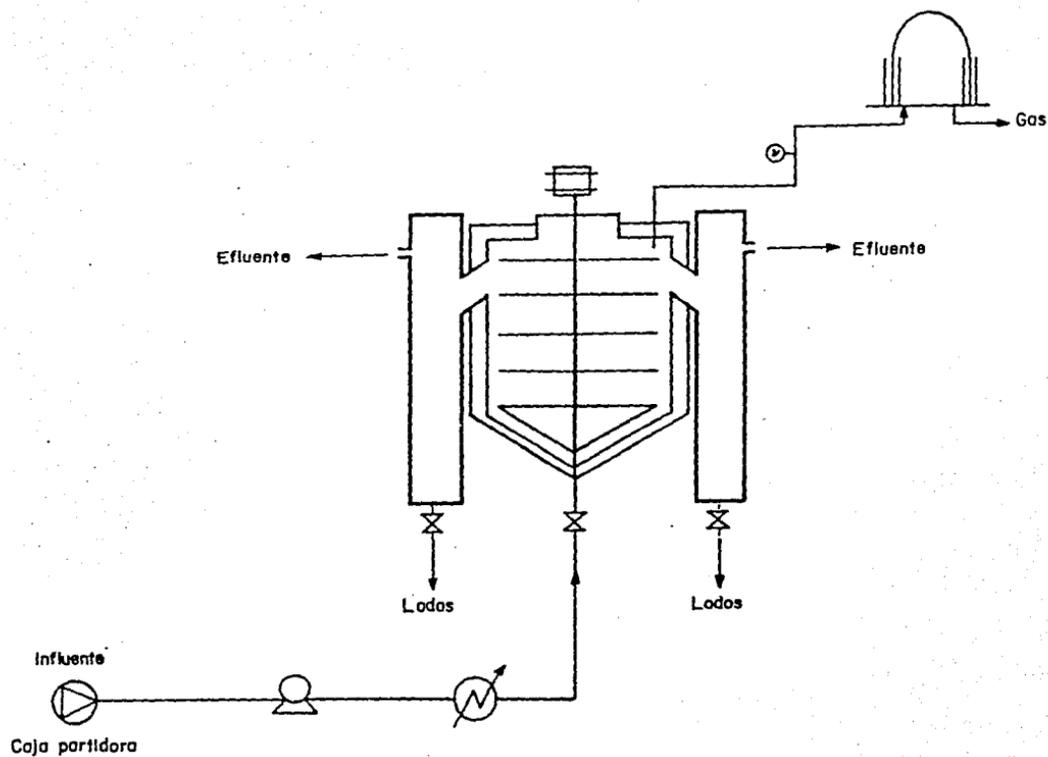


Fig 5.2.2 Diagrama de flujo

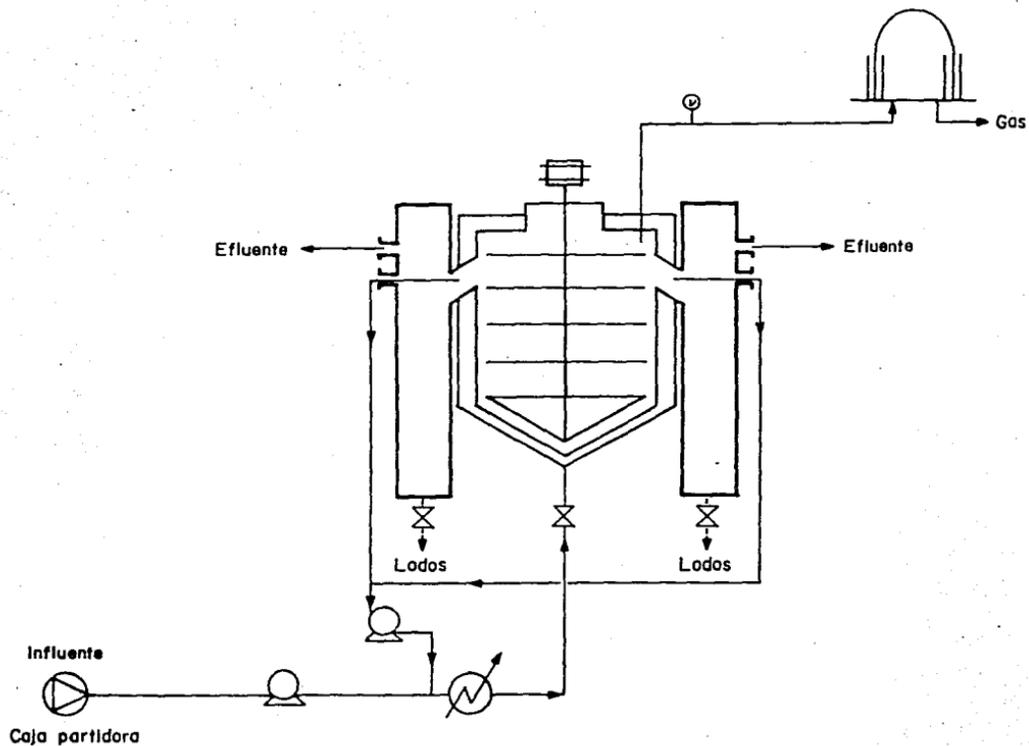


Fig 5.2.3 Diagrama de flujo con aumento en la velocidad ascend.

5.3.- TECNICAS ANALITICAS Y PARAMETROS DETERMIANDOS.

La siguiente tabla presenta las pruebas analíticas realizadas durante la experimentación, la frecuencia y el tipo de cada prueba; posteriormente se menciona en forma breve las técnicas empleadas, basadas en el "Standard Methods" (APHA, 1980).

Tabla 5.3.1.- Parámetros y frecuencia de determinación.

PARAMETRO	ABREVIATURA	UNIDADES	FRECUENCIA (por semana)
Sólidos Totales	ST	g/l	5
Sólidos Totales Fijos	STF	g/l	5
Sólidos Totales Volátiles	STV	g/l	5
Sólidos Suspendidos Totales	SST	g/l	5
Sólidos Suspendidos Fijos	SSF	g/l	5
Sólidos Suspendidos Volátiles	SSV	g/l	5
Demanda Química de Oxígeno Total	DQOT	mg/l	5
Demanda Química de Oxígeno Soluble	DQOS	mg/l	5
Potencial de Hidrógeno	pH	--	5
Alcalinidad	ALC	mgCaCO ₃ /l	5
Producción de Gas	P	l/día	5
Composición de Gas	CH ₄	%	5
Carbono Orgánico Total	COT	mg/l	5
Carbono Orgánico Soluble	COS	mg/l	5

PARA LOS LODOS ANAEROBIOS PRODUCIDOS.

PARAMETRO	ABREVIATURA	UNIDADES	FRECUENCIA
			(Por semana)
Sólidos Totales	ST	g/l	1
Sólidos Totales Fijos	STF	g/l	1
Sólidos Totales Volátiles	STV	g/l	1
Sólidos Suspendidos Totales	SST	g/l	1
Sólidos Suspendidos Fijos	SSF	g/l	1
Sólidos Suspendidos Volátiles	SSV	g/l	1
Índice Volumétrico de Lodos	IVL	ml/g	1
Velocidad de Sedimentación	Vsed	m/h	1
Producción de lodo	PL	g/semana	1

SOLIDOS.- Se utilizó un método gravimétrico; para el influente y el efluente se determinaron ST y SS en todas sus formas utilizando crisoles de porcelana a peso constante; estufa (103 °C), mufla (550 °C). En el caso de los SS del efluente se usó papel filtro de fibra de vidrio Whatman GF/A. Los SS del influente se determinaron después de centrifugarlos. La procedencia y volúmenes empleados se presentan en la tabla siguiente.

TIPOS DE SOLIDOS	PROCEDENCIA	VOLUMEN
Totales	Influente	10 ml
Suspendidos	Influente	10 ml
Totales	Efluente	20 ml
Suspendidos	Efluente	50 ml

DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO.- Se utilizó el método volumétrico de reflujo con dicromato de potasio que consiste de los siguientes pasos:

- 1.- Colocar muestra diluida con pipeta volumétrica (20 ml).
- 2.- Añadir 5 ml de dicromato de potasio 0.25 N.
- 3.- Añadir pizca de sulfato de mercurio como precipitador de cloruros.
- 4.- Agregar 15 ml de solución de ácido sulfúrico con sulfato de plata.
- 5.- Reflujar por espacio de 2 horas.
- 6.- Una vez fría se titula con FAS (Sulfato ferroso Amoniacal) 0.1 N, usando ferroina como indicador.
- 7.- Además de las muestras se titula un testigo con agua destilada. Para valorar el FAS, debido a que cambia con el tiempo.
- 8.- Se obtiene la demanda química de oxígeno por medio de la fórmula:

$$DQO \text{ mg/l} = \frac{(\text{ml FAS testigo} - \text{ml FAS muestra}) * N * 8000}{\text{ml de muestra.}}$$

Donde: N = Normalidad del sulfato ferroso amoniacal.

FAS = Sulfato ferroso amoniacal gastado en la titulación.

Diluciones empleadas:

DQO	PROCEDENCIA	DILUCION
Soluble	Influente	sin diluir
Total	Influente	1 : 25
Soluble	Efluente	1 : 5
Totales	Efluente	1 : 5

ALCALINIDAD TOTAL.- La alcalinidad se define como la capacidad que tiene una agua de neutralizar ácidos orgánicos o débiles y es producida principalmente por los carbonatos y bicarbonatos de metales alcalinotérreos; fue determinada utilizando 50 ml de muestra, tanto del influente como del efluente, titulados con ácido inflección de la curva (pH = 4.3).

$$\text{Alc mgCaCO}_3/\text{l} = \frac{A * B * 50000}{C}$$

C

Donde:

A = ml de ácido gastado.

B = Normalidad del ácido.

C = ml de muestra.

PRODUCCION DE GAS.- El gas producido se cuantificó con medidor de gasdo méstico de capacidad hasta 5 m³/h. Se realizaron lecturas directamente a intervalos de 24 h aproximadamente.

COMPOSICION DEL GAS.- El contenido de metano se determinó diariamente con un cromatógrafo con detector de conductividad térmica (Fisher gas partitioner model 1200) de doble columna acopladas en serie; la primera es del tipo porapak Q, y la segunda malla molecular 5A. Esta última separa el nitrógeno del oxígeno. Se utilizó helio como gas de acarreo, con las siguientes condiciones de operación:

Temperatura del inyector	120 - 130 °C
Temperatura de la columna	50 °C
Corriente del puente	150 mA
Atenuador	4
Flujo de gas acarreador	25 ml/min.
Volumen de muestra inyectada	0.5 ml

INDICE VOLUMETRICO DE LODOS ((IVL).- Se determinó utilizando muestras diluidas de 50 ml y 25 ml de lodos llevados hasta 250 ml con agua del efluente del reactor, se agitó y se dejó sedimentar durante 30 min. Para esta prueba se empleó una probeta de 250 ml. El IVL se determinó por la fórmula siguiente:

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

VELOCIDAD DE SEDIMENTACION.- Para su determinación se tomó lectura del volumen que ocupan los lodos cada minuto durante 30 min. En los primeros 15 min. la lectura se realizó cada minuto, a partir de ahí se leyó cada 5 min. hasta los 30 min.; se graficaron los mililitros sedimentados contra el tiempo para obtener la curva de sedimentación. En los puntos correspondientes a los primeros minutos de la prueba es donde se tiene la mayor velocidad de sedimentación. En el lugar donde la curva desciende más pronunciadamente se traza una recta tangente a la curva; la pendiente de esta recta corresponde a la velocidad máxima de sedimentación para las condiciones de la prueba dada en $\text{cm}^3/\text{min.}$, que dividida por el área transversal de la probeta queda en $\text{cm}/\text{min.}$

CARBONO ORGANICO.- Para su determinación se empleó un analizador de carbono orgánico total, Beckman Industrial Modelo 915B, que está integrado por:

- a) Canal para carbono total, con los siguientes componentes:
 - Medidor de flujo.
 - Válvula para ajustar el flujo del gas acarreador.
 - Horno de alta temperatura ($950\text{ }^\circ\text{C}$).
 - Tubo de combustión con puerto de inyección.
 - Condensador de aire enfriado.
 - Trampa para condensador.
 - Condensador de aire enfriado.
 - Trampa para condensador.

- b) - Canal para carbono inorgánico. Esencialmente tiene los mismos componentes que el canal para carbono total excepto que el horno opera a baja temperatura ($150\text{ }^\circ\text{C}$).

- c) - Válvula de solenoide. Permite cambiar el flujo del gas portador de un canal a otro.

- d) - Analizador de CO_2 por luz infrarroja.

El material orgánico carbonado, junto con el carbón inorgánico, son completamente convertidos en CO_2 a $950\text{ }^\circ\text{C}$ con un catalizador de óxido de cobalto (CoO) cubierto con pomez inerte. Este gas forma una nube con un gas acarreador y pasa a través del analizador infrarrojo que provee la lectura en el panel de medición o en una impresora. La altura de los picos obtenidos puede correlacionarse directamente con la concentración de carbono total de la muestra analizada.

Para determinar el carbono orgánico total, debe sustraerse el valor del carbono inorgánico. Este carbono inorgánico se determina inyectando por segunda vez la muestra en el canal de carbono inorgánico. La temperatura de reacción es de 150 °C. Lentejas de cuarzo cubiertas con ácido fosfórico, están contenidas en una cámara de reacción de cuarzo.

Los compuestos inorgánicos, tales como bicarbonatos y/o carbonatos, reaccionan con el ácido para liberar CO₂.

Para elaborar las curvas de calibración del aparato es necesario preparar las siguientes soluciones:

- Solución stock de carbono orgánico.

Se prepara disolviendo 0.425 g de biftalato de potasio previamente secados en un litro de agua destilada. Esta solución contiene 200 ppm de carbono orgánico.

- Solución stock de carbono orgánico.

Disolver 0.8802 g de Na₂CO₃ en 500 ml de agua destilada, añadir 0.7000 g de NaHCO₃ y aforar a un litro con agua destilada. Esta solución contiene 200 ppm de carbono inorgánico.

6.- RESULTADOS.

La tabla 6.1 contiene cada uno de los parámetros determinados para el influente y el efluente del reactor UASB durante la experimentación, de igual forma se proporciona la producción de gas (l/día) y su % de metano; al final de cada columna se incluye el promedio, la desviación estándar (s) y el número de determinaciones (n) de dichos parámetros.

A continuación se presentan comentarios sobre algunos parámetros que determinaron el comportamiento del reactor UASB, así como las figuras correspondientes para cada parámetro.

6.1. pH.

El comportamiento del pH, para el caso del influente, muestra una gran variación, sobre todo al inicio de la corrida durante los primeros 30 días, presentándose los valores más altos de 9.4 y 10.26 los días 17 y 18 respectivamente (Fig. 6.1). El pH del influente no estuvo controlado; sin embargo, el pH se estabilizó y se mantuvo en promedio dentro de los límites generales de operación de 6.7 a 7.4. Respecto al pH del efluente, éste se comportó dentro del intervalo requerido, aunque presentó valores iniciales inferiores en comparación a toda la corrida siendo su valor más bajo de 6.53 para el día 22; posteriormente presenta un aumento considerable alcanzando su valor máximo de pH 8.23 del día 44 y finalmente su comportamiento se mantuvo estable alrededor de 7.

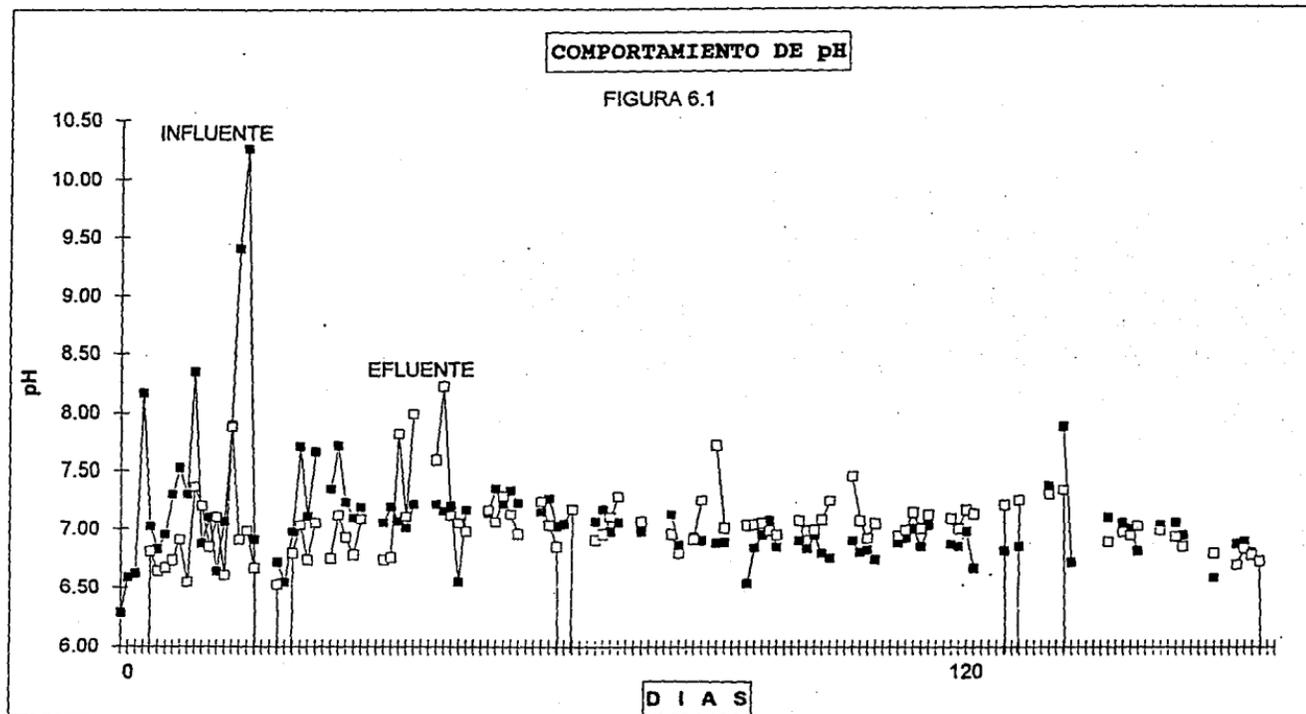
Tabla 6.1 " Resultados de los Parámetros Analizados Durante la Experimentación"

DA	E N T R A D A										S A L I D O										PROGAS								
	ST	STT	STV	SST	SSF	SSV	gr	T	ALCALI	DOOT	DOOS	COIT	COIS	Q	ST	STT	STV	SST	SSF	SSV	gr	T	ALCALI	DOOT	DOOS	COIT	COIS	PROGAS	PROGAS
	gl	gl	gl	gl	gl	gl	gr	°C	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mmHg	gl	gl	gl	gl	gl	gl	gr	°C	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	ppm	mmHg
43	2.11	1.25	1.68	2.42	0.78	1.88	7.21	18.8	178	4581.82	75.52	88.45	15.71	138.80	0.049	0.310	0.130	0.028	0.208	0.078	1.32	27.18	517	380.81	278.98	21.88	15.80	128.87	81.00
44	2.87	0.88	1.88	2.36	0.78	1.87	7.15	19.0	178	2114.42	44.71	119.14	17.11	138.20	0.048	0.260	0.072	0.014	0.026	0.026	1.02	27.50	488	148.25	11.82	18.24	12.28	14.00	38.00
45	2.40	0.87	1.73	2.08	0.38	1.87	7.20	19.3	188	2943.14	47.88	38.42	17.41	122.50	0.059	0.220	0.200	0.130	0.022	0.028	1.11	25.50	478	280.41	104.18	21.28	13.80	48.00	54.00
46	1.10	0.48	0.64	0.88	0.28	0.45	0.56	18.0	88	1172.75	47.20	35.22	11.51	124.25	0.265	0.245	0.200	0.088	0.022	0.044	1.24	28.00	458	308.98	74.88	-	8.45	113.00	54.00
47	2.50	1.00	1.50	2.48	0.80	1.83	7.18	19.5	188	2588.44	38.08	42.78	18.42	127.80	0.010	0.440	0.070	0.002	0.022	0.020	0.37	26.80	428	182.88	102.88	17.28	12.57	178.78	58.00
48																													
49																													
50	1.24	0.47	0.77	1.08	0.81	0.44	7.13	18.8	174	1023.38	38.01	18.84	8.27	120.75	0.445	0.220	0.156	0.082	0.028	0.044	1.16	28.20	404	118.85	58.47	14.02	12.88	125.88	58.00
51	1.80	0.47	1.23	1.23	0.22	1.10	7.28	18.4	202	1225.53	26.47	45.77	8.28	128.20	0.415	0.240	0.178	0.028	0.028	0.042	1.28	27.10	402	142.08	84.78	11.87	8.80	72.88	81.00
52	3.84	0.12	3.52	3.72	0.80	2.28	7.21	20.3	202	2228.18	26.08	48.40	11.45	142.50	0.288	0.045	0.260	0.028	0.022	0.024	1.28	27.00	418	58.47	102.20	14.28	12.50	87.28	82.00
53	1.80	0.22	1.20	1.45	0.25	1.10	7.20	18.5	208	1880.78	22.82	41.01	18.84	142.22	0.425	0.288	0.180	0.054	0.040	0.044	1.12	28.80	448	288.80	72.82	18.72	14.11	82.88	88.88
54	2.88	1.17	0.88	2.21	1.88	0.82	7.22	20.1	220	2482.08	82.58	53.81	11.18	158.20	0.280	0.525	0.220	0.084	0.028	0.028	0.88	27.10	488	172.41	12.88	12.88	8.88	74.88	88.88
55																													
56																													
57	4.43	2.48	1.88	2.40	1.45	1.88	7.14	19.5	254	2178.72	82.82	58.41	14.28	128.40	1.220	1.100	0.120	0.128	0.084	0.082	1.22	28.80	482	242.80	24.28	14.84	8.82	28.88	87.80
58	4.87	0.20	4.57	4.24	0.28	3.88	7.28	20.1	244	4208.72	240.28	71.18	18.11	142.00	0.845	0.228	0.180	0.018	0.184	0.022	1.82	27.80	828	284.42	188.27	17.47	8.48	102.88	88.88
59	4.81	1.45	4.34	4.24	0.84	3.20	7.01	18.7	200	4204.20	27.82	82.28	7.24	142.00	0.280	0.275	0.125	0.078	0.022	0.088	0.88	28.20	828	181.28	88.84	12.70	18.24	102.88	88.88
60	4.81	1.26	2.42	4.88	1.21	3.28	7.02	20.8	848	8424.78	88.21	92.84	7.28	120.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	844.00	87.80
61	4.82	1.28	2.54	4.84	1.14	2.80	7.17	18.2	722	8218.14	27.22	81.84	11.12	125.80	0.815	0.310	0.208	0.088	0.024	0.024	1.10	28.80	882	188.57	22.12	11.88	-	-	-
62																													
63																													
64	4.80	1.28	2.54	4.54	0.21	3.82	7.08	19.1	212	5452.12	47.87	88.02	12.25	127.00	0.478	0.288	0.115	0.084	0.218	0.028	0.80	27.00	818	212.78	188.17	18.48	18.88	74.00	88.00
65	5.13	1.28	2.57	4.57	1.24	3.20	7.18	20.0	274	8117.02	127.85	88.84	22.20	118.00	0.850	0.688	0.080	0.118	0.228	0.082	0.88	27.80	888	272.54	282.54	17.18	18.88	78.00	87.80
66	3.70	1.28	2.22	2.43	1.14	2.28	8.87	18.2	204	2688.50	80.82	58.53	8.24	124.20	0.285	0.420	0.245	0.114	0.078	0.082	1.28	24.00	884	222.08	188.87	18.41	11.24	122.00	82.88
67	2.71	1.02	1.88	2.43	1.08	1.28	7.04	21.8	184	2221.00	21.01	47.22	2.85	188.80	0.540	0.450	0.080	0.088	0.220	0.048	1.22	29.70	824	284.11	188.87	8.88	7.41	78.22	-
68																													
69	4.27	1.26	2.72	3.22	1.28	2.28	8.87	20.0	248	1048.00	80.20	81.28	12.22	125.00	0.640	0.540	0.020	0.088	0.084	0.028	1.28	28.20	488	882.24	182.28	14.28	8.80	27.20	28.80
70																													
71																													
72																													
73																													
74	4.58	1.22	2.24	2.42	0.87	2.55	7.11	21.0	254	4725.80	40.27	88.25	9.42	142.00	0.880	0.820	0.220	0.088	0.214	0.078	0.88	24.20	824	81.48	20.48	28.81	18.88	54.00	52.00
75	2.84	0.88	2.88	2.84	0.80	2.14	8.88	20.0	204	4188.88	22.88	87.84	11.58	125.20	0.288	0.475	0.220	0.148	0.828	0.118	0.78	28.00	542	218.80	28.22	22.77	12.21	82.00	16.00
76	4.87	1.02	2.84	2.88	0.87	2.01	8.80	20.8	210	4088.84	2.84	78.07	8.27	142.80	0.480	0.220	0.220	0.108	0.224	0.082	1.21	28.20	648	58.48	28.24	27.18	12.21	88.00	51.80
77	4.18	1.21	2.85	4.02	1.14	2.85	8.80	18.5	212	4104.42	24.87	72.22	12.22	142.00	1.020	0.288	0.218	0.540	0.288	0.044	1.24	28.00	628	88.25	24.87	27.18	14.88	20.20	88.88
78																													
79	4.28	0.87	2.21	2.87	0.87	2.10	8.88	18.8	210	4781.80	28.88	88.22	11.22	142.50	0.275	0.415	0.280	0.180	0.240	0.142	1.22	28.80	888	178.17	28.28	18.02	17.18	21.00	57.80
80	2.15	0.72	2.43	3.02	0.85	2.17	8.88	20.5	184	4028.48	72.88	87.08	11.88	2.78	0.820	0.480	0.220	0.188	0.828	0.142	1.20	28.50	880	28.48	-	18.88	14.12	122.20	81.00
81																													
82																													
83																													
84	4.01	1.22	2.88	2.54	1.08	2.48	8.24	19.5	184	1848.25	88.22	88.28	5.88	142.20	0.880	0.400	0.180	0.124	0.222	0.082	1.22	27.88	888	-	-	15.58	8.42	27.00	52.50

35

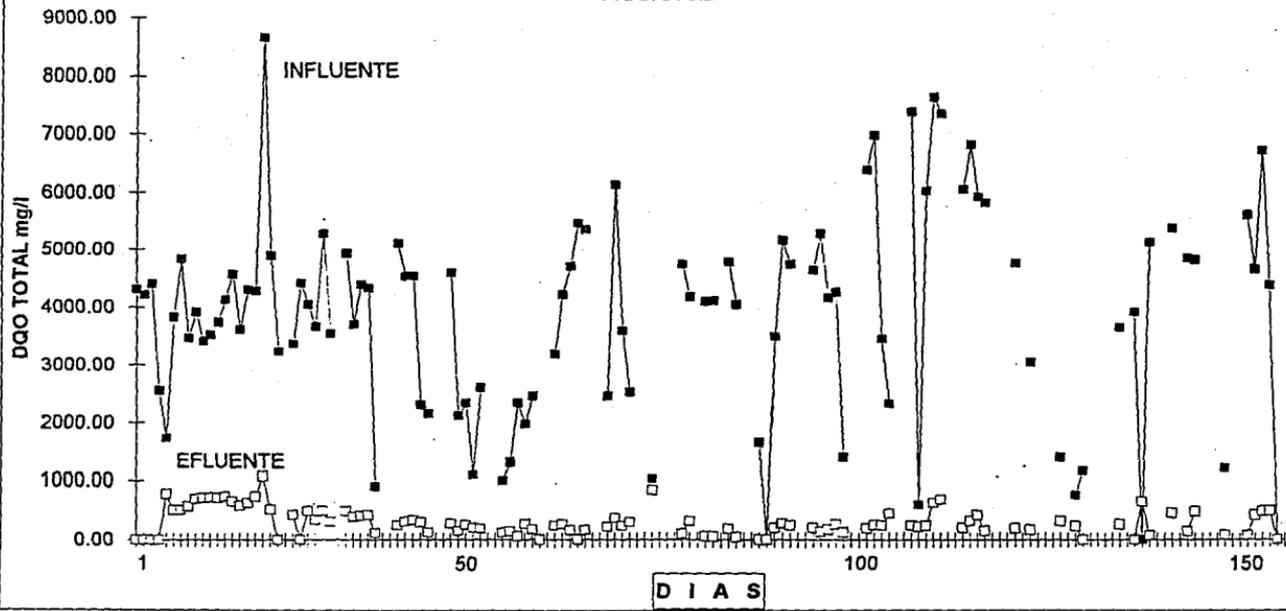
Tabla 6.1 " Resultados de los Parámetros Analizados Durante la Experimentación"

DA	E N T R A D A											S A L I D A											PONDOS						
	ST	STP	STV	SST	SFP	SVV	T	ALUMEN	DOOT	DOOS	COTT	COTS	Q	ST	STP	STV	SST	SFP	SVV	T	ALUMEN	DOOT			DOOS	COTT	COTS	PRG	WETWAG
	g/l	g/l	g/l	g/l	g/l	g/l	°C	mg/L/CM	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	litros	g/l	g/l	g/l	g/l	g/l	g/l	°C	mg/L/CM	mg/l			mg/l	mg/l	mg/l	litros	litros
86	3.71	8.80	7.81	3.38	8.88	7.50	8.84	18.5	188	-	-	88.34	8.11	140.02	8.750	8.285	8.180	8.088	8.028	8.028	7.023	24.50	574	-	-	8.20	14.02	82.50	
87	3.76	1.04	2.75	2.40	8.85	2.80	6.88	18.8	182	3483.20	102.80	58.48	2.15	138.50	2.885	8.405	8.480	8.084	8.122	8.287	7.04	28.50	568	184.80	21.84	18.78	4.88	84.02	82.50
88	5.48	1.85	3.84	4.73	1.47	2.78	7.08	21.5	208	5121.04	88.88	85.37	8.56	132.50	3.485	8.280	8.255	8.104	8.023	8.084	8.88	38.10	568	281.00	108.17	23.38	8.07	11.00	85.00
89	5.24	1.31	3.82	4.38	1.45	2.84	8.88	21.7	208	4721.02	58.78	74.28	12.02	122.50	2.860	8.445	8.105	8.024	8.120	8.022	8.88	38.80	680	238.04	182.13	23.78	22.28	25.88	83.50
90																													
91	4.81	1.14	2.87	3.88	1.20	2.86	8.80	28.4	228	4812.73	47.21	72.52	8.57	126.00	8.488	8.285	8.188	8.088	8.022	8.084	7.08	27.00	488	183.13	171.87	12.07	11.82	22.04	81.50
92	5.16	1.42	2.87	4.58	1.17	2.47	8.82	18.8	204	5226.04	28.81	77.07	7.81	182.50	8.518	8.300	8.218	8.078	8.018	8.080	8.88	38.50	488	138.20	21.28	18.13	18.27	87.00	83.50
93	4.08	1.27	2.82	3.88	1.07	2.82	8.85	21.0	188	4148.82	38.28	72.87	10.84	134.80	8.480	8.240	8.148	8.088	8.014	8.084	8.88	38.00	508	170.21	88.18	18.82	11.28	40.00	81.00
94	4.20	1.58	2.74	2.27	8.88	2.27	8.78	31.1	188	4228.52	28.82	82.23	22.40	130.00	8.518	8.285	8.156	8.080	8.018	8.078	7.07	27.00	518	247.82	122.88	-	21.00	58.00	
95	1.28	8.52	8.72	8.82	8.88	8.15	8.78	28.8	242	1422.78	8.12	28.21	8.82	120.00	8.540	8.456	8.085	8.088	8.020	8.028	8.28	23.00	508	121.86	87.20	14.28	11.21	31.00	80.00
96																													
97	8.84	2.28	4.20	5.80	1.87	3.72	8.80	28.8	210	8282.45	22.78	80.83	8.88	148.00	1.240	1.140	8.280	8.082	8.024	8.028	7.48	28.00	500	184.42	182.48	-	20.20	87.00	
98	8.25	1.87	4.58	5.87	1.72	4.24	8.80	28.2	208	8828.77	57.14	118.75	10.24	140.00	8.488	8.215	8.280	8.114	8.084	8.120	7.08	28.00	528	244.88	182.04	18.51	18.88	87.00	80.00
100	4.88	1.47	2.82	4.88	1.27	3.42	8.82	31.1	208	3418.80	51.28	88.81	8.88	148.00	8.680	8.425	8.288	8.226	8.028	8.218	8.82	27.18	542	226.04	182.20	20.24	12.86	51.00	82.00
101	8.18	1.28	3.78	4.82	1.27	3.28	8.74	28.8	228	2284.14	88.77	102.00	12.78	128.00	8.428	8.225	8.118	8.024	8.028	8.048	7.04	27.00	514	427.78	414.74	14.72	12.87	88.08	84.00
102																													
103																													
104	5.81	1.88	3.22	4.52	1.45	3.08	8.88	28.8	258	2281.87	42.88	128.56	18.72	137.00	1.128	8.456	8.280	8.424	8.224	8.218	8.84	27.20	522	228.88	71.08	17.28	11.88	-	88.00
106	4.88	1.48	3.81	4.82	1.22	3.28	8.82	28.5	192	5841.12	21.28	181.80	8.82	140.00	8.220	8.070	8.220	8.148	8.088	8.080	8.88	28.20	608	218.28	182.56	18.58	18.04	83.00	20.80
108	5.28	1.48	3.88	4.88	1.22	3.85	7.00	31.0	218	5888.81	58.22	182.82	18.28	142.00	8.248	8.182	8.154	8.088	8.028	8.045	7.12	28.00	580	228.74	187.77	20.42	18.21	24.00	80.00
107	5.27	1.84	3.72	4.81	1.42	3.48	8.88	28.6	218	2884.27	124.82	104.12	10.24	120.00	8.248	8.110	8.126	8.182	8.112	8.020	7.02	28.00	878	817.87	881.87	24.61	18.86	40.00	88.50
108	5.15	1.24	3.81	4.26	1.15	3.20	7.02	28.1	278	2822.27	148.28	88.54	4.21	128.00	8.680	8.420	8.180	8.078	8.042	8.028	7.11	28.00	878	814.15	112.28	18.00	14.52	88.20	81.50
109																													
110																													
111	5.28	1.44	2.84	5.28	1.28	4.02	8.87	28.8	270	8812.86	58.82	108.08	11.27	128.00	8.528	8.480	8.028	8.128	8.028	8.082	7.08	28.20	588	188.87	82.20	22.88	17.88	-	58.50
112	5.85	1.70	4.25	5.86	1.47	4.18	8.88	22.5	202	8781.27	72.87	122.06	8.82	118.00	3.888	8.880	8.215	8.184	8.028	8.128	7.02	27.20	878	228.84	242.81	21.28	8.82	28.14	88.50
113	4.78	1.25	3.84	4.81	1.08	3.58	8.88	21.5	258	5878.40	88.08	88.78	8.48	118.20	8.482	8.280	8.080	8.218	8.022	8.188	7.18	28.20	842	484.87	222.87	18.24	12.78	18.08	88.88
114	4.88	1.80	3.28	4.82	1.28	3.48	8.87	21.5	258	6781.21	74.87	-	-	112.20	1.280	8.220	8.528	8.182	8.088	8.044	7.12	28.80	588	144.02	222.02	-	-	19.00	88.50
115																													
116																													
117																													
118																													
119	4.52	1.41	3.11	4.11	1.18	2.82	8.81	18.8	220	4712.11	28.88	-	-	122.30	8.878	8.428	8.200	8.120	8.022	8.028	7.18	27.80	620	184.42	122.86	-	-	27.00	83.50
120																													
121	3.75	1.21	2.44	3.04	1.02	2.01	8.85	28.5	228	2824.18	28.28	82.70	14.88	148.00	8.280	8.120	8.215	8.080	8.088	8.024	7.22	28.80	848	181.20	128.88	14.48	18.88	21.00	84.00
122																													
123																													
124	1.21	8.88	8.58	8.27	8.11	8.28	7.28	18.8	208	5411.28	22.28	10.24	8.88	148.00	8.488	8.228	8.278	8.072	8.020	8.882	7.28	22.88	728	282.41	181.48	28.87	28.28	-	28.08
125																													
126	1.12	8.72	8.48	1.02	8.15	8.88	7.28	204	2472.21	28.88	-	-	-	148.50	8.288	8.820	8.128	8.184	8.028	8.018	7.22	22.88	728	228.40	142.40	-	-	-	88.00



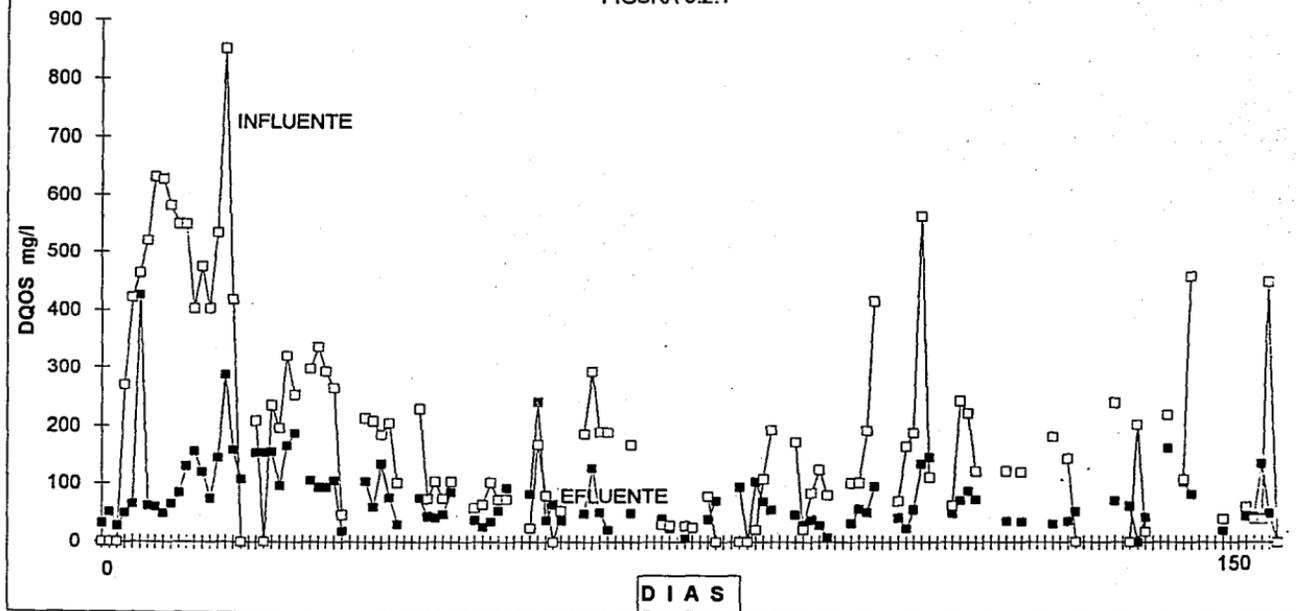
COMPORTAMIENTO DE DQO TOTAL

FIGURA 6.2



COMPORTAMIENTO DE DQOS

FIGURA 6.2.1



6.2.- DQO.

Como se observa en la figura 6.2, la variación en el comportamiento del DQOT del influente era de esperarse debido a las diferentes concentraciones de los sólidos suspendidos mientras que la DQOT del efluente permaneció más estable en promedio. Esto refleja la gran estabilidad que alcanzó el reactor UASB, siendo la remoción de materia orgánica del 91% en promedio.

Respecto a DQO soluble, ésta es mayor para el efluente, con un promedio de 215 mg/l, ver figura 6.2.1, debido a que parte de los sólidos hidrolizados salían disueltos en el mismo, contribuyendo de esta forma al incremento de la DQO soluble. El valor promedio para la DQO solubles del influente fue de 81 mg/l. lo que implica un aumento a nivel salida, explicado por la razón anterior.

6.3.- Producción de gas y su composición.

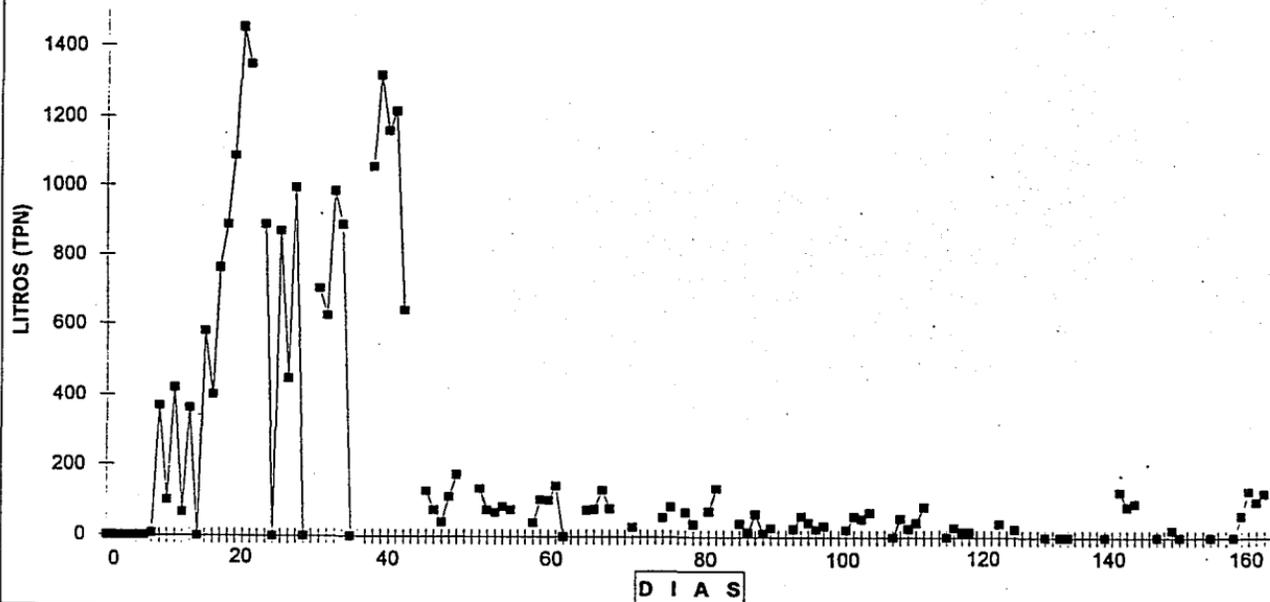
Como puede observarse en la figura 6.3 la producción de gas se registró al octavo día de haberse iniciado la alimentación al reactor UASB (se partió de tanque vacío); con una composición de metano del 29.5%, lo que implica que el UASB solo necesitó prácticamente tres tiempos de digestión iguales a su TRH (Tiempo de Retención Hidráulica), para producir biogás y permitir que las bacterias metanogénicas se activarán.

La variación de producción de gas es muy marcada sobre todo al inicio de la corrida donde se obtienen valores hasta de 1452 l/d en el día 17 de operación, que también corresponde al valor mayor de la DQOT del influente. Sin embargo, la producción decrece un 80% a partir del día 40 de experimentación, para mantenerse en un rango más estable de producción diaria. Cabe mencionar que durante los días 90 al 120 de experimentación, el medidor de gas presentó problemas de registro, ya que accidentalmente se llenó de agua la trampa ocasionando una lectura errónea. A pesar de este problema se puede estimar una producción más estable durante los días 40 al 80 y del 120 al 153, obteniéndose en promedio una producción de 72.4 l/d y 56.5 l/d (TPN) respectivamente. El promedio calculado durante todo el estudio es de 174 l/d (TPN).

El análisis cromatográfico se realizó a cada muestra tomada desde el primer día hasta el final de la corrida, obteniéndose un 54% de metano en promedio, aunque este valor está un 16% por debajo del reportado comúnmente de 65% (Benefield y Randall, 1979), se observa que el

PRODUCCION DIARIA DE GAS

FIGURA 6.3



comportamiento es estable, siendo el 66% de metano el valor máximo reportado y el 29.5% el mínimo correspondiente al primer día registrado de producción de gas. La composición del gas está en función de el sustrato del influente, por lo que se podrían explicar estas variaciones en la composición del gas.

6.4.- Temperatura.

La temperatura es otro de los parámetros importantes para la correcta operación del reactor UASB, por lo que se siguió muy de cerca su comportamiento. Se obtuvo que en promedio la temperatura del influente fue incrementada 8 °C; en relación al efluente, sin embargo la temperatura del efluente 27 °C no cae dentro del rango recomendado de operación (30 a 37 °C), debido a que la lectura de la temperatura del efluente se realizaba después de que ésta pasaba a través de una manguera de 1/2 plg. de diámetro y 2 m. de longitud, lo que implica una pérdida de calor significativa. La temperatura en el interior del reactor estuvo dentro del rango mesofílico, a 32 °C que se logró medir con un potenciómetro portátil con termómetro integrado, cuyo sensor metálico pudo ser introducido al centro del reactor por uno de los cuatro tubos clarificadores que comunican con el interior del reactor.

6.5.- Sólidos Totales Suspendedos.

Los cambios en la concentración de los sólidos alimentados fueron muy marcados, debido a que la toma de lodos de purga se hizo directamente de la caja partidora de lodos sin poder mantener una concentración constante de alimentación, provocando así que las tasas de carga variaran cada día.

Con base en las concentraciones promedio de los sólidos suspendidos se obtuvo para el reactor una eficiencia de remoción de sólidos del 97%, por lo que el espesamiento de lodos activados digeridos por este método es viable y eficiente.

6.6.- Balance de DQO Total.

El planteamiento de la ecuación del balance de DQOT es el siguiente:

$$DQOT(\text{inf}) = DQOT(\text{efl}) + DQOT(\text{acum}) + DQO(\text{CH}_4)$$

Donde:

DQOT(inf) = DQO Total del influente.

DQOT(efl) = DQO Total del efluente.

DQOT(acum) = DQO Total acumulada.

DQO (CH₄) = DQO del metano.

La producción acumulada de metano en fase gas durante la corrida a condiciones normales es la siguiente:

VOLUMEN DE GAS l (TPN)	FRACCION DE CH ₄	VOLUMEN DE CH ₄ l (TPN)	MASA DE CH ₄ G.
20433.66	0.54	7602.06	5430.0

Con las siguientes bases de cálculo:

P₁ = 585 mmHg, P₂ = 760 mmHg, T₁ = 300 k, T₂ = 273 k.

P_v = 26.2 mmHg (calculada con base en la temperatura ambiente promedio 26.8 °C) y PM del CH₄ 16 g/mol.

El valor de α fue interpolado a la temperatura de 26.8 C de la Tabla 7.4 "Constantes de la Ley de Henry para gases" (Metcalf & Eddy p.275).

El procedimiento de cálculo de la masa de CH₄ disuelto según la Ley de Henry:

$$PCH_4 = XCH_4 H$$

Donde:

PCH₄ = Presión parcial del metano (atm)

XCH₄ = Fracción mol del metano (mol CH₄/mol sol).

H = Constante de Henry atm / (mol gas/mol. sol.)

Modificando las unidades de la constante de Henry se obtiene directamente la

concentración (mg/l) del metano en el agua (c).

$$c = PCH_4$$

$$\alpha = (1/H) f.$$

Donde:

f = es un factor de conversión de $\text{molCH}_4/\text{molH}_2\text{O}$ a mgCH_4/l

$$f = 55.5 \text{ molH}_2\text{O}/\text{l} * 16000 \text{ mgCH}_4/\text{molCH}_4$$

$$f = 8.88 \text{ E } 5 \text{ molH}_2\text{O} \text{ mgCH}_4/\text{molCH}_4$$

Para el metano H = $4.49 \text{ E } 4 \text{ atm}/(\text{mol gas}/\text{mol sol})$ a 30 C

Por lo tanto $\alpha = 8.88 \text{ E } 5 \text{ molH}_2\text{O} \text{ mg}/\text{molCH}_4 \text{ l} /$
 $4.49 \text{ E } 4 \text{ atm}/\text{mol gas}/\text{mol sol}.$

$$\alpha = 19.78 \text{ mg}/\text{l atm} \text{ a } 30 \text{ C}.$$

Con el valor de α , que está en función de la temperatura del efluente, y la presión parcial del metano se puede calcular la cantidad de metano disuelto:

TEMP: α	FRACCION	PCH ₄	CH ₄ DIS	Q	MASA CH ₄
EFL C (mgCH ₄ /atm.l)	DE CH ₄	(atm)	(mg/l)	(l/d)	(g/d)
26.8	20.89	0.54	0.98	8.314	197.8 1.64

TOTAL 167.68g

Se obtuvieron 167.68 g de metano perdido en el efluente, más los 5430 g de metano producidos dá un total de 5597.98 g. Esto implica que, considerando condiciones de equilibrio gas-líquido, solo el 3% de la masa del metano producido se perdió disuelta en el efluente.

Para realizar el balance se tomaron las siguientes consideraciones:

Para poder expresar la DQOT de los lodos acumulados en KgDQO, el factor de 1.53 KgDQO/KgSSV se calculó con los valores promedios experimentales, de la siguiente forma:

$$(DQOT \text{ inf} - DQOS \text{ inf}) / SSV \text{ inf}.$$

Por otra parte, se consideró que la concentración de SSV de los lodos purgados la última vez, corresponde a la concentración de los SSV del interior del reactor. Ya que se drenaron 100 l de lodos y el volumen nominal es de 600 l; quedaron 500 l dentro del reactor, lo que arroja dada la concentración de los lodos purgados un total de 21.68 KgSSV.

Para calcular la DQOT equivalente al metano, se toma en consideración la relación estequiométrica de la reacción:



Por lo tanto, si 16 g. de metano necesitan 64 g. de oxígeno para su transformación en CO₂, entonces 5597.98 g. de metano requerirán 22391.92 45 g. de oxígeno.

Una vez realizados los calculos anteriores se procede a efectuar el balance de la DQOT de la siguiente manera:

$$\begin{aligned} \text{DQOT}(\text{inf}) \text{ in} &= 1 \text{ Vi DQOTi} (\text{influyente}) &= 64.12 \text{ Kg.} \\ \text{DQOT}(\text{efl}) \text{ in} &= 1 \text{ Vi DQOTi} (\text{efluente}) &= 6.92 \text{ Kg.} \\ \text{DQOT}(\text{prod}) &= 21.68 \text{ KgSSV} * 1.53 \text{ KgDQO//KgSSV} &= 33.17 \text{ Kg.} \\ \text{DQOT}(\text{CH}_4) &= 5.597 \text{ KgCH}_4 * 4. \text{ KgO}_2/\text{KgCH}_4 &= 22.39 \text{ Kg.} \end{aligned}$$

Donde:

- n = números de días de la corrida.
- Vi = volumen alimentado en el día i.
- DQOTi = concentración en DQO total del día i.

Finalmente el balance de la DQOT queda:

$$\text{DQOT} (\text{inf}) = \text{DQOT} (\text{efl}) + \text{DQOT} (\text{acum}) + \text{DQOT} (\text{CH}_4)$$

$$64.12 \text{ Kg.} = 6.92 \text{ Kg.} + 33.17 \text{ Kg.} + 22.39 \text{ Kg.}$$

$$64.12 \text{ Kg.} \# 62.48 \text{ Kg.}$$

$$\% \text{ de recuperación} = 97\%$$

Como puede observarse, el balance no cierra aunque el error es pequeño (3%). Esto se debe muy probablemente a que en el momento de tomar las muestras de los lodos purgados estos no fueron lo suficientemente homogenizados, reportando así un valor erróneo en sus concentraciones. además la concentración de SSV de lodos que quedaron dentro del reactor no fue cuantificada directamente, ya que fue considerada igual a la de los lodos de la última purga, lo que pudo afectar el balance general. Finalmente, el metano disuelto en el efluente es altamente probable de que se encuentre sobresaturado y no en el equilibrio establecido por la Ley de Henry (Lemus, 1990). Esto incrementaría la masa de DQO eliminada como metano.

6.7.- CARACTERISTICAS DE LOS LODOS PRODUCIDOS.

Las purgas de los lodos producidos se realizaron en intervalos de 8 días en promedio, ver figura 6.7 "Producción de Lodos" procediendo de la forma siguiente: se tomaron los volúmenes iguales de cada tubo (clarificador del UASB), y se depositaban en un tanque donde se agitaban para tomar la muestra que sería analizada.

La primera purga se tomó 22 días después del arranque, dando tiempo así a la transformación de la materia prima (lodos activados) en lodos anaerobios y a la estabilización del reactor UASB. Los valores de los parámetros determinados a estos lodos se presentan en la Tabla 6.7.

6.7.1 Cálculo del Índice Volumétrico de Lodos (IVL) y Velocidad de Sedimentación (V sed).

Se determinaron IVL y V sed., para lo cual se empleó una probeta de 250 ml con un área transversal de 9.8 cm².

A continuación se presenta un ejemplo de cálculo de IVL y V sed, para el lodo del día 31.

Se tomó una muestra de lodos bien agitados de 50 ml y otra de 25 ml, los cuales se llevaron a 250 ml con efluente del reactor, se agitaron se dejaron sedimentar por 30 min, tomando lecturas de la interface líquido sólido cada minuto durante los primeros 15 min. y los últimos 15 min. en intervalos de 5 min.; después de obtener el volumen ocupado por los lodos asentados a los 30 min.: (194 ml. y 80 ml.), se divide por el contenido de SST en la probeta, para dar el IVL en ml/g. El contenido de SST será: SST(g/l) multiplicado por 0.05 l ó 0.025 l, según el caso (50 ó 25

ml. de lodos original).

Para la muestra de 50 ml. de lodos se obtuvo:

$$17.58 \text{ g/l.} \cdot 0.05 \text{ l.} = 0.879 \text{ g.}$$

$$\text{IVL} = 194 \text{ ml.} / 0.879 \text{ g.} \approx 220.7 \text{ ml/g.}$$

Para la muestra de 25 ml. de lodos se obtuvo:

$$17.58 \text{ g/l.} \cdot 0.025 \text{ l.} = 0.439 \text{ g.}$$

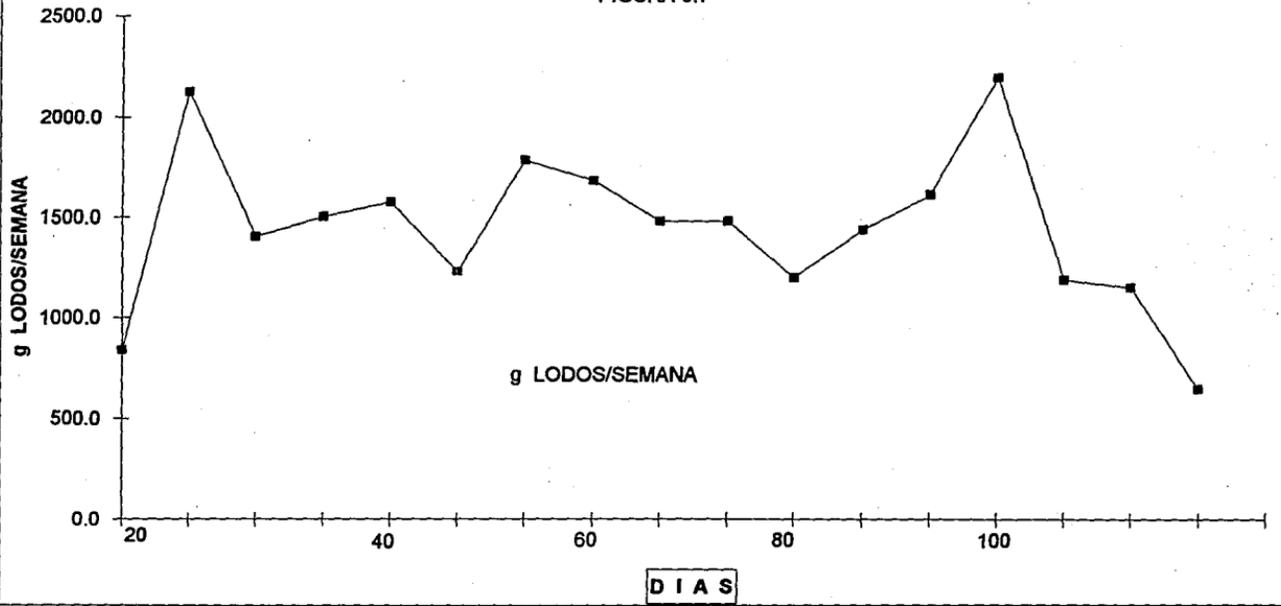
$$\text{IVL} = 80 \text{ ml.} / 0.439 \text{ g.} = 182.0 \text{ ml/g.}$$

Tabla 6.7 "Parámetros Determinados a los Lodos Producidos"

DIA	ST g/l	STF g/l	STV g/l	SST g/l	SSF g/l	SSV g/l	% VOLATIL	IVL 50 mg/l	IVL 25 ml/g	Vsed 50 ml/g	Vsed 25 m/h	gLODO/ SEMANA
21	13.77	5.17	8.59	13.55	4.63	8.92	66	276.3	200.0	-	-	837.0
25	15.80	5.32	10.48	15.23	5.435	9.79	64	257.2	197.6	-	-	2131.5
31	17.74	5.96	11.78	17.58	6.25	11.33	64	220.7	182.1	0.245	1.84	1406.4
36	21.66	7.22	14.44	18.82	6.47	12.35	65	251.9	238.1	0.122	1.35	1505.6
41	20.69	7.37	13.32	19.68	7.08	12.60	64	239.5	193.1	0.122	1.22	1574.4
50	20.54	7.34	13.20	18.95	6.90	12.05	63	148.0	179.2	0.612	1.35	1232.4
55	22.31	9.05	13.26	19.75	7.655	12.09	61	209.8	132.7	0.122	1.84	1784.4
57	20.97	7.71	13.27	19.96	7.33	13.13	65	185.9	124.0	0.122	2.38	1678.0
62	19.14	6.62	12.53	18.52	6.73	11.78	63	205.2	116.6	0.184	2.39	1481.6
67	19.41	6.70	12.72	18.51	6.612	11.86	64	220.5	172.9	0.245	3.43	1480.6
72	15.21	5.47	9.74	14.94	5.657	9.28	62	124.5	117.8	1.102	4.90	1195.0
76	17.98	6.54	11.44	17.44	6.34	11.10	63	115.7	151.3	2.450	2.45	1438.4
81	20.10	7.20	12.88	19.75	6.993	12.75	64	107.5	95.5	1.102	3.38	1608.0
86	21.27	7.27	14.01	20.32	6.99	13.33	65	124.1	105.3	0.612	3.06	2188.1
91	19.02	5.97	13.05	18.83	6.402	12.43	66	125.1	126.5	1.286	2.94	1183.5
95	19.57	5.72	13.85	18.37	5.52	12.85	62	126.3	128.8	1.347	3.18	1143.1
102	17.37	4.93	12.43	16.87	4.78	12.09	71	118.6	133.6	1.530	4.90	640.0
PROMEDIO	18.87	6.56	12.40	18.06	6.33	11.74	64	179.7	152.6	0.750	2.70	1141.6

PRODUCCION DE LODOS

FIGURA 6.7



El cálculo de la velocidad de sedimentación se realizó de la siguiente manera:

Considerando la variación mayor (pendiente) en las lecturas del volumen ocupado por los lodos (cm³/min) que se lee de la gráfica de Tiempo vs ml. sedimentados (generalmente en los primeros minutos de la prueba), y conociendo el área transversal de la probeta (9.8 cm²) se puede conocer la velocidad de sedimentación.

Para la muestra de 50 ml. de lodos se obtuvo una pendiente de 4 cm³/min, por lo tanto:

$$V_{\text{sed}} = (4 \text{ cm}^3/\text{min} / 9.8 \text{ cm}^2) * 60 \text{ min/h} * 1 \text{ m}/100 \text{ cm.}$$

$$V_{\text{sed}} = 0.224 \text{ m/h}$$

Para la muestra de 25 ml de lodos se obtuvo la pendiente de 30 cm³ por lo tanto:

$$V_{\text{sed}} = 30 \text{ cm}^3/\text{min} / 9.8 \text{ cm}^2 * 60 \text{ min/h} * 1 \text{ m}/100 \text{ cm.}$$

$$V_{\text{sed}} = 1.83 \text{ m/h}$$

Las lecturas del volumen en función del tiempo correspondiente al IVL y V sed para cada muestra de los lodos purgados cada 8 días, se reportaban en la Tabla 6.7.1 indicando el volumen utilizado de lodo para cada prueba (25 ó 50 ml.).

De igual forma la Tabla 6.7.2 reporta los resultados promedio de IVL y V sed de los lodos madurados, el volumen utilizado de muestra para esta prueba fue de 50 ml.

Finalmente se presenta la Tabla 6.7.3 reportando el promedio de IVL y V sed de los lodos empleados para su prueba.

Tabla 6.7.1 "IVL y Vsed de Lodos Producidos"

TIEMPO	9 VI	9 VI	16 VI	16 VI	23 VI	23 VI	6 VII	6 VII	14 VII	14 VII	21 VII	21 VII	28 VII	28 VII	4 VIII	4 VIII	11 VIII	11 VIII	18 VIII	18 VIII	25 VIII	25 VIII	4 IX	4 IX	18 IX	18 IX	25 IX	25 IX	12 X	12 X
MIN	25	50	25	50	25	50	25	50	25	50	25	50	25	50	25	50	25	50	25	50	25	50	25	50	25	50	25	50	25	50
0	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250
1	244	248	247	250	247	247	248	248	248	248	238	248	238	247	248	248	210	242	228	242	224	244	232	247	224	244	248	244	240	245
2	235	242	245	248	243	247	244	248	238	247	208	248	202	248	238	248	130	238	118	228	182	238	184	245	178	227	230	224	230	225
3	212	239	243	248	238	247	238	248	210	247	189	245	158	244	180	248	98	228	154	212	109	229	134	242	138	208	178	208	210	200
4	182	238	240	248	223	248	224	245	180	247	143	243	133	242	158	248	88	218	134	200	94	218	112	242	118	193	135	192	130	180
5	158	232	237	248	200	248	202	245	153	247	128	242	118	241	142	244	78	200	122	188	88	200	98	234	102	182	108	180	110	184
6	140	228	234	248	182	248	184	245	138	248	115	240	108	240	138	244	74	182	114	180	80	188	92	230	98	178	92	173	100	154
7	128	228	228	247	165	248	188	245	128	248	108	238	102	237	130	242	70	188	108	172	78	180	87	222	94	172	85	168	94	148
8	120	224	210	248	154	248	152	244	118	248	102	237	97	238	128	242	67	188	102	187	73	172	83	212	90	167	80	162	90	142
9	115	221	188	248	148	248	142	240	113	244	97	238	93	234	120	240	64	180	98	182	70	187	80	208	88	162	78	158	88	138
10	110	218	173	248	138	245	134	230	108	244	94	234	90	232	118	238	62	144	94	158	88	182	77	200	83	159	73	154	84	134
11	97	218	182	248	134	244	130	222	104	244	90	232	87	230	114	238	60	138	92	151	88	157	75	193	80	158	72	150	80	130
12	94	214	154	245	128	244	125	218	102	244	88	238	84	228	110	238	58	133	89	148	84	152	72	187	78	153	70	148	78	127
13	82	213	148	245	125	243	120	210	98	243	85	228	82	225	108	234	58	128	87	141	83	148	70	183	78	150	67	144	78	124
14	90	212	145	244	122	243	118	198	98	242	82	228	80	222	108	232	54	124	85	137	82	144	69	177	75	148	68	141	74	122
15	88	210	141	244	119	242	114	198	94	242	80	224	78	220	102	230	50	122	83	134	80	140	68	174	74	145	64	138	73	120
20	85	204	127	242	105	240	104	180	88	240	83	215	72	210	92	222	48	110	78	120	58	128	63	152	68	138	58	125	85	112
25	84	198	119	240	101	238	98	182	80	237	68	208	67	198	88	212	48	100	72	110	52	118	58	142	64	128	54	115	62	108
30	80	194	112	237	95	238	92	152	74	234	65	195	54	185	80	204	44	93	68	104	48	108	58	132	60	118	50	108	50	102
IVL mg	182.02	220.70	228.04	251.88	193.09	239.83	179.16	148.00	132.70	209.81	123.98	185.23	116.30	199.78	172.90	220.45	117.82	124.52	151.28	115.88	95.52	107.48	105.31	124.11	128.18	125.13	108.87	115.40	135.94	117.51
Vsed m	1.838	0.244	1.348	0.122	1.408	0.183	1.387	0.812	1.838	0.122	2.387	0.122	2.893	0.122	3.428	0.122	4.897	1.102	3.918	0.979	3.795	1.103	3.081	0.812	2.938	1.285	3.183	1.224	4.887	1.530

52

TABLA 6.7.3 "Valores promedio de IVL y V sed para los lodos obtenidos"

PARAMETRO	LODOS PRODUCIDOS		LODOS MADURADOS.	
	(25 ml)	(50 ml)	T amb	T 30 C
IVL (ml/g)	145.3	167.07	118.8	73.68
Vused (m/h)	2.86	0.632	1.56	2.51

Los valores promedios de IVL de los lodos producidos están muy lejos de los reportados para un lodo granular anaerobio, IVL entre 10 a 20 ml/g y de 20 a 40 ml/g; (Lettinga *et al.*, 1982) para lodos granulares y lodos con buena fluculación respectivamente, por lo que se decidió dejar madurar los lodos durante 8 días, bajo dos diferentes condiciones.

La primera consistió en dejar la muestra de lodos (300 ml aproximadamente) en un matraz Erlen Meyer a temperatura ambiente. Después de los 8 días se les determinaba el IVL a una muestra de 50 ml.

La segunda condición de maduración de lodos se realizó de igual manera que la primera, sólo que a una temperatura controlada de 30 °C.

Lo anterior se hizo con base en obaservaciones previas (Calderón, 1989) y con el objeto de que los lodos presentaran mejores características en la formación del grano repercutiendo así en la buena sedimentación.

La figura 6.7.1 ilustra la evolución que tuvieron los lodos producidos en cuanto su IVL, demostrando una tendencia de abatimiento del IVL conforme transcurría el tiempo. Sin embargo, los últimos valores aún no son suficientemente buenos como los reportados en la literatura (20 a 40 ml/g. para lodos de buena sedimentabilidad).

Con el objeto de favorecer la granulación del lodo producido por el UASB, se le aplicó una recirculación del efluente, aumentando así su velocidad ascensional a 0.26 m/h a partir del día 123 de operación, por lo que se presentó un aumento en el IVL debido a que los floculos fueron lavados y gran parte de las bacterias filamentosas se eliminaron contribuyendo al aumento en el IVL durante los últimos 30 días de operación, Ver figura 6.7.1.

Se ha visto que los lodos granulares requieren de un tiempo de maduración, para que cumplan con una buena calidad de sedimentabilidad, alta actividad metanogénica y buena conforación granular (lettinga *et al.*; 1980). Con base en esto, los lodos producidos por el UASB se dejaron madurar a las condiciones ya mencionadas y se obtuvo una mejoría considerable en cuanto al IVL, pues éste disminuyó un 44% en 8 días de maduración a temperatura de 30 °C (Fig. 6.7.2). Esta gráfica también presenta una cierta tendencia de disminución del IVL conforme transcurría el tiempo. Se puede estimar que unos pocos días más de maduración, a las condiciones de 30 °C, serían suficientes para que el lodo alcanzara las condiciones requeridas para un buen lodo granular. En efecto, además de mejorar su IVL, también mejoraron su consistencia, pues pasaron de lodos floculentos a lodos floculento-granulares; después de la maduración.

La producción de lodos en cuanto a cantidad fue muy variable y esto se debe a la variación de la concentración del sustrato y del gasto (Fig. 6.7). La producción promedio fue de 1141.6 g. lodos/semana. Respecto a la calidad del lodo estabilizado, considerando ésta como el contenido de biomasa que puede medirse aproximadamente con los Sólidos Suspendidos Volátiles, se obtuvo un promedio de 11.72 g/l, que representa el 65% de los Sólidos Suspendidos Totales.

EVOLUCION DEL IVL DE LOS LODOS PRODUCIDOS

FIGURA 6.7.1

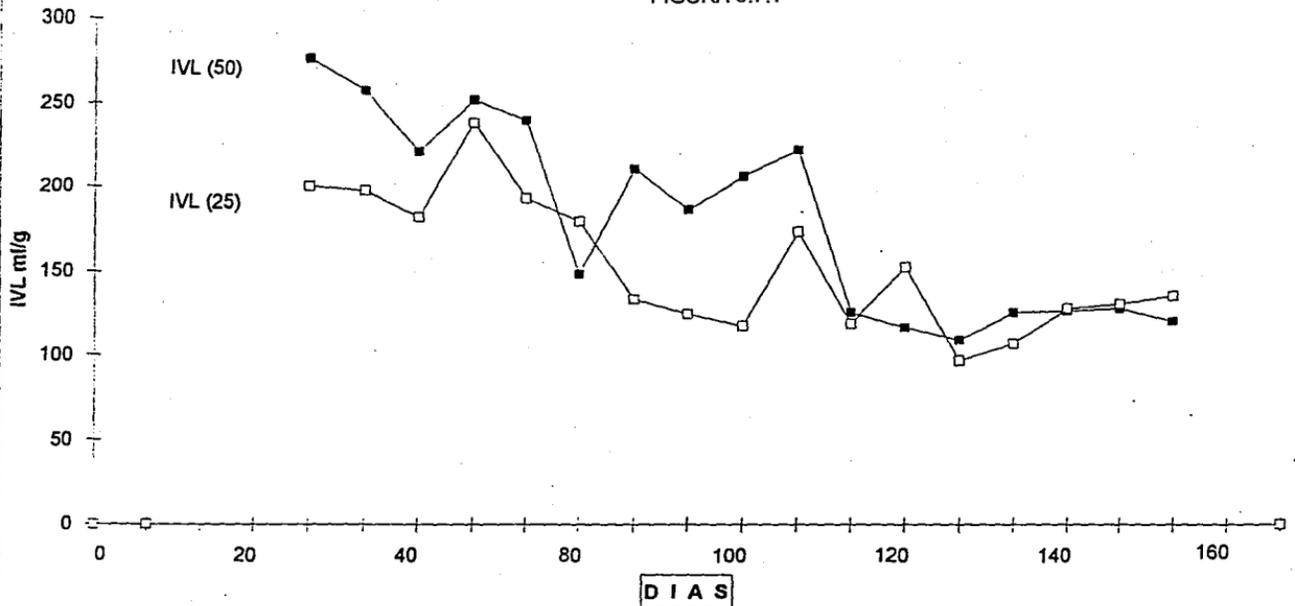
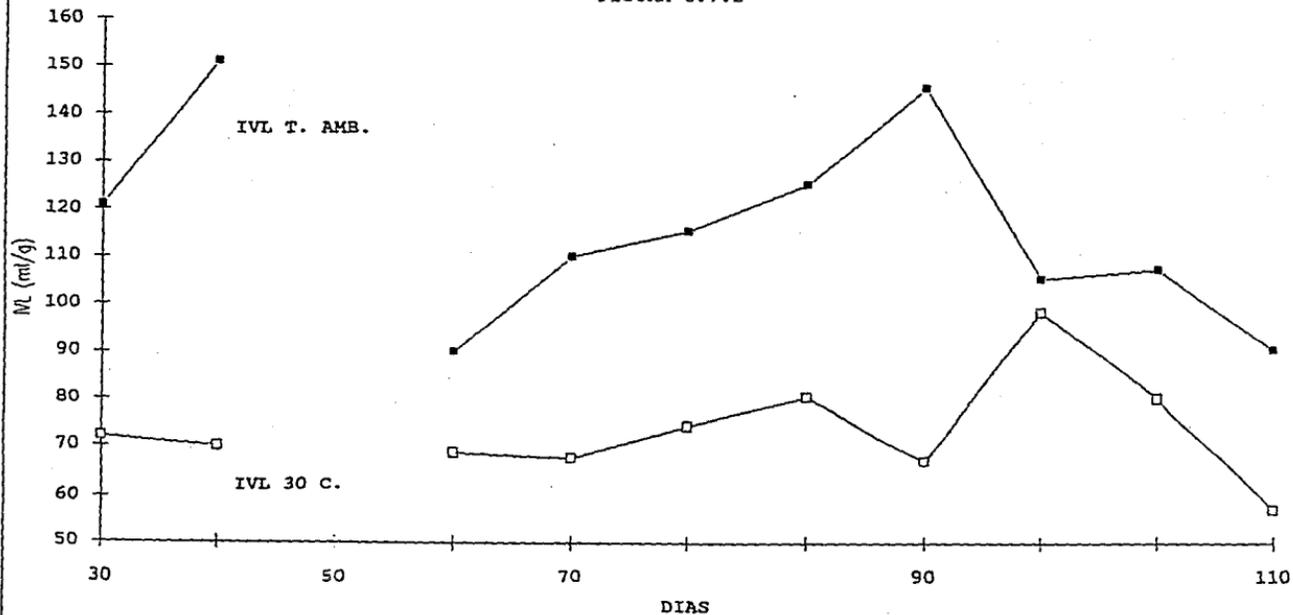


Tabla 6.7.2 "IVL y Vsed de Lodos Madurados"

TIEMPO MIN	9 VI T AMB	16 VI T AMB	6 VII T AMB	14 VII T AMB	21 VII T AMB	28 VII T AMB	4 VIII T AMB	18 VIII T AMB	16 VI T 30°	21 VII T 30°	28 VII T 30°	4 VIII T 30°	11 VIII T 30°	18 VIII T 30°	4 IX T 30°
0	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250	250
1	248	248	234	247	247	246	226	226	244	224	246	224	234	220	214
2	246	246	204	245	243	222	200	188	236	182	243	174	196	170	164
3	244	245	174	236	226	200	192	156	224	138	234	134	165	138	130
4	241	245	156	206	206	186	187	136	192	119	218	112	142	124	113
5	234	244	142	196	192	174	182	123	162	108	194	102	130	114	102
6	212	226	132	180	180	168	178	115	134	102	174	95	121	106	96
7	193	225	125	168	170	162	176	109	116	97	162	90	112	102	93
8	174	218	120	158	164	158	174	104	106	93	154	86	108	98	89
9	160	208	116	152	158	154	170	100	100	90	148	83	104	94	85
10	152	198	112	147	155	152	169	97	96	87	136	80	100	92	83
11	146	192	109	143	150	148	166	95	93	85	128	78	97	89	81
12	140	186	106	138	147	144	164	93	90	83	124	76	94	87	79
13	137	180	104	135	144	142	162	90	87	82	122	74	92	86	77
14	134	176	102	132	140	140	160	88	85	80	118	72	90	84	76
15	130	170	100	130	138	138	158	86	84	78	114	70	88	82	75
20	120	158	94	119	127	128	150	82	78	74	96	66	80	76	71
25	112	148	88	113	120	120	140	77	72	70	87	62	75	72	68
20	108	142	84	107	114	144	130	74	69	67	72	60	72	70	57
IVL ml/g	122.8	150.9	88.6	108.3	114.2	123.1	140.4	102.5	73.3	67.1	77.7	64.8	96.4	80.2	56.1
Vsed m/h	1.3	1.1	1.8	2.0	1.2	1.4	1.2	2.3	1.9	2.6	1.4	3.0	2.3	3.0	3.0
OIA	31	36	50	55	57	62	67	76	36	57	62	67	72	76	87

EVOLUCION DEL IVL DE LOS LODOS MADURADOS

FIGURA 6.7.2



7.0.- DISCUSION.

Los resultados promedio obtenidos en la operación del reactor UASB, son similares a los reportados en la literatura para un digestor anaerobio de lodos tipo convencional completamente mezclado (ver tabla 7.1)

A continuación se presenta una discusión por etapas de la evolución experimental del UASB.

7.1.- ARRANQUE.

El arranque del reactor prescindió de inóculo, ya que su finalidad era precisamente la de producirlo. El UASB se alimentó con lodo de purga con una carga orgánica de $1.33 \text{ KgDQO/m}^3\text{d}$, y un tiempo de retención hidráulica (TRH) de 3 días promedio. El UASB solo requirió de 4 días, una vez lleno el reactor, para comenzar con su actividad microbiana, reflejada en la producción de biogás, con un buen porcentaje de metano (30%) para el primer día registrado, lo que implica que los lodos activados contienen cantidades importantes de bacterias metanogénicas (10^8/gSS) en estado latente. (Noyola *et al.*, 1988; Wu *et al.*, 1987).

7.2.- OPERACION Y EFICIENCIAS:

Con base en los promedios estimados de los parámetros experimentales, se tiene que el reactor UASB alcanzó una eficiencia global para la remoción de DQOT del 92% bajo una carga de $1.33 \text{ KgDQO/m}^3\text{d}$.

Cabe hacer hincapié que en este caso, la verdadera remoción de la DQOT expresada como la conversión microbiológica a productos estables, no es realmente la calculada. Esto se debe a que la mayor parte de los sólidos suspendidos volátiles, que representaron una fracción importante de la DQOT (88%), son retenidos en el lecho de lodos, incrementando la eficiencia aparente del reactor respecto a la eficiencia para la remoción de sólidos, ésta fue de 96%, eficiencia que se justifica, por la razón anterior y evidencia la capacidad filtrante de la cama de lodos. La razón por la que la DQOS promedio a la salida (215.3 mg/l) es mayor que la DQOS promedio a la entrada (91.2 mg/l) se debe a que parte de los sólidos suspendidos salen hidrolizados en el efluente del reactor, además del metano disuelto que representó al menos un 3% de la masa total producida del metano.

La producción promedio de metano para el UASB fue de 0.186 m³ (TPN)/KgDQO_{um} y corresponde a la reportada para un digestor de lodos anaerobios (0.185 a 0.35 m³CH₄(TPN)/KgDQO_{um}), (Eckenfelder, 1976). El biogás presentó un promedio de 54% de metano.

7.3.- LODOS PRODUCIDOS:

Con el purgado semanal de lodos se determinó la calidad y cantidad del lodo producido. Se obtuvo en promedio una concentración de 11.74 g/l de SSV en 84 l semanales, lo que lleva a 0.986 Kg/semanales.

En cuanto a la sedimentabilidad de los lodos, se obtuvo un IVL promedio de 118 ml/g. que mejoró considerablemente a 73 ml/g al dejar de madurar el lodo durante 8 días a 30 °C. La velocidad de sedimentación fue de 2.51 m/h, que está relacionada con la conformación del floculo de lodos. Este caso fueron de aspecto floculento granular, debido probablemente a la carga hidráulica tan baja (0.014 m³/m²h). La recomendada para arrancar un reactor UASB alimentado con agua residual e inoculado con un material semejante al de este estudio es de 0.3 m³/m²h o mayores (Wu *et al.*, 1987). Para este caso, la carga hidráulica puede obtenerse por recirculación.

Durante la experimentación continua del UASB (152 días), se predice una tendencia a mejorar la calidad del lodo producido, de acuerdo con la figura 6.7.1 en donde se presenta la evolución del IVL obtenida a temperatura ambiente. El aumento en el IVL a partir del día 120 se explica por el aumento en la velocidad ascendente (recirculación), que ocasionó un lavado del lecho; a pesar de ésta modificación, el reactor continuó con la tendencia de disminución de IVL.

7.4.- COMPARACION CON EL PROCESO DE ALTA TASA.

Con el propósito de comparar y presentar las posibles ventajas de un reactor productor de lodos anaerobios granulares, sobre el digestor anaerobio de alta tasa, se procedió a determinar el volumen que requeriría éste para tratar el lodo de purga de la PTCU a las mismas condiciones a las que operó el UASB (nivel piloto); y además calcular el volumen requerido de un digestor anaerobio de alta tasa para que trate todo el lodo purgado por el PTCU.

A continuación se presentan los datos iniciales del problema:

REACTOR	VOLUMEN (V_r)	TRH	SSTi	SSVi	Q
UASB (piloto)	600 l	3 días	3.6g/l	2.6g/l	0.198m ³ /d

Los lodos contenían un 72% de Sólidos Volátiles.

El cálculo de los valores promedio de Sólidos Suspendidos Totales, Sólidos Suspendidos Volátiles y el gasto de los lodos de purga de la planta de tratamiento de Ciudad Universitaria, se efectuaron a partir de la bitácora de la planta del mes de enero a agosto de 1989 y son los siguientes:

$$SST_p = 4.19 \text{ g/l}, \quad SSV_p = 3.33 \text{ g/l}, \quad Q_p = 17.5 \text{ m}^3/\text{d}.$$

La Tabla 7.1 Comparación de las condiciones de cargas y operación para un digestor de lodos anaerobios tipo convencional completamente mezclado y las condiciones obtenidas en este trabajo con un UASB. (Benefield & Randall, 1979).

PARAMETRO	REPORTADO	OBTENIDO
TEMPERATURA		
Optima	35 °C	
Rango general de operación.	30 - 37 °C	19 °C Inf. 27 °C Efl. 32 °C Interior.
pH		
Optimo	7.0	7.08 Inf.
Límites generales	6.7 - 7.4	7.03 Efl.
PRODUCCION DE GAS		
Por kg. de SSV inf.	0.37 - 0.5 m ³ (TPN)	0.5 m ³ (TPN)
COMPOSICION DE GAS		
Metano	65 - 69%	54%
CONCENTRACION ALCALINIDAD		
Operación	2000 - 3500 mg/l	373 mg/l
CARGA DE SOLIDOS VOLATILES		
Tipo convencional	0.32-0.8 KgSSV/m ³ /d	0.85 KgSSV/m ³ /d
Tipo alta tasa	0.8-2.4 KgSSV/m ³ /d	
REDUCCION DE SOLIDOS VOLATILES		
Tipo convencional	50 - 70%	72%
Tipo alta tasa	50%	

Una vez obtenidos los datos anteriores se procedió a efectuar los siguientes cálculos por el método factor de carga (Metcalf & Eddy, 1979):

Para digestor anaerobio alta tasa de lodos (nivel planta).

1.- Cálculo del volumen requerido:

$$fc = SSVp * Qp * i/Vr$$

Considerando un factor de carga de 3.06 Kg/m³d, un TRH de 10 días, y una concentración de lodos del 4% (Tabla 11.14 efectos de la concentración de lodo y TRH con un factor de carga) para lo que se requerirá un espesor de lodos de purga.

Donde:

fc = Factor de carga estimado 3.06 Kg/m³día.

SSVp = Concentración de Sólidos Suspendidos Volátiles de lodos de purga de la PTCU, Kg/m³

Qp = Gasto promedio de lodos purgados de la PTCU m³/día

VR = Volumen del digestor de lodos a nivel planta.

Por lo tanto:

$$VR = (SSVp * Qp) / fc$$

$$VR = (3.33 \text{ Kg/m}^3 * 17.51 \text{ m}^3/\text{día}) / 3.06 \text{ Kg/m}^3 \text{ día.}$$

$$VR = 18.97 \text{ m}^3 = 19 \text{ m}^3.$$

Para cumplir con la condición de concentración de lodo al 4% se requerirá de un espesador de lodos y a continuación se presentan los elementos involucrados para su dimensionamiento. El espesamiento de los lodos está generalmente acompañados de procesos físicos influyendo la sedimentación por gravedad, flotación y centrifugación. Para este caso en particular se ha seleccionado el método de flotación por aire disuelto aplicado a los lodos activados, debido a que este ha presentado buenos resultados. (tabla 11-10 Metcalf y Eddy, 1979. Casos de métodos de experimento en proceso de lodos).

En el método de flotación por aire disuelto, el aire es introducido en el lodo activado a condiciones de presión elevada. Cuando el lodo activado es despresurizado, el aire disuelto, como burbujas finamente divididas, acarrear el lodo a la parte superior donde este es removido.

El diseño de un sistema de flotación por disolución de aire depende principalmente en el valor de los kgs. fuerza de aire por los kgs. de sólidos requeridos para alcanzar un grado de clarificación.

Este valor variará con cada tipo de suspensión-lodo y debe ser determinado experimentalmente en una celda para flotación en laboratorio.

En el caso particular del lodo de la PTCU; tendríamos la siguiente área de espesador por flotación asumiendo que las siguientes condiciones son aplicables.

- 1.- Se requiere espesar el lodo purgado de PTCU de 0.0419 a 4%
- 2.- Relación óptima A/S = 0.008 ml/mg.
- 3.- Temperatura = 20 °C, 68 °F
- 4.- Solubilidad de aire = 18.7 ml/L
- 5.- Fracción de saturación = 0.5
- 6.- Carga hidráulica superficial = 8 L/m² min (0.2 gal/min ft²)
- 7.- Caudal de lodos = 17.5 m³/d

I. Cálculo de la presión requerida usando ecuación 6.32 (Metcalf y Eddy, 1979).

$$\frac{A}{S} = \frac{1.3 s_a (f_p - 1)}{S_a}$$

$$0.008 \frac{\text{ml}}{\text{mg}} = \frac{1.3 (18.7 \text{ ml/l}) (0.5 p - 1)}{4190 \text{ mg/l}}$$

$$0.5 P = 1.378 * 1$$

$$P = 4.75 \text{ atm.}$$

II. Cálculo de área de superficie requerida:

$$A = \frac{\text{sludge flowrate}}{\text{surface-loading rate}}$$

$$A = \frac{15.5 \text{ m}^3/\text{d} (1000 \text{ l/m}^3)}{8 \text{ l/m}^2 \text{ min} (60 \text{ min/h}) (24 \text{ h/d})}$$

$$A = 1.52 \text{ m}^2$$

El caudal del lodo espesado al 4% sería de

$$(4.19 \text{ Kg/m}^3) (17.5 \text{ m}^3/\text{d}) \left(\frac{1}{0.04} \right) = 1.83 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

El lodo digerido que sale del digestor de alta tasa debe pasar a un tanque en donde se espesa por sedimentación y se libera el biogás remamente. Generalmente es un tanque idéntico en volumen al digestor agitado.

Para el cálculo del volumen del UASB para tratar los lodos de purga de la PTCU, usando la carga orgánica se obtiene:

$$\text{Carga Orgánica} = \frac{\text{Kg SST}}{\text{m}^3 \text{ d}}$$

$$\frac{\text{SST}_i}{V_r} Q_i = \text{SST}_p \frac{Q_p}{V_R}$$

Donde: SST_i = Sólidos Suspendidos Totales alimentados al UASB g/l

Q_i = Flujo de alimentación de lodos al UASB l/min.

V_r = volumen del reactor UASB piloto Lts.

SST_p = Sólidos Suspendidos Totales en PTCU g/l

Q_p = Flujo de alimentación de lodos al UASB para PTCU l/min.

V_r = Volumen del reactor UASB para PTCU Lts.

Sustituyendo valores se obtiene:

$$\frac{3.59 \text{ g/l}}{6001} \times 0.137 \text{ l/min} = 4.19 \text{ g/l} \times \frac{17500 \text{ l/d}}{V_R} \frac{\text{d}}{24 \text{ h}} \frac{\text{h}}{60 \text{ min}}$$

Despejando V_R: V_R = 62 m³

Cabe hacer mencionar que el reactor UASB actualmente se está corriendo con una carga orgánica de $1.5 \text{ Kg/m}^3\text{d}$ lo que reduce el volumen del reactor a 48 m^3 ; sin embargo, no se ha llegado a determinar la carga óptima.

CONCLUSIONES

Con base en los resultados obtenidos experimentalmente en el presente trabajo, se comprueba la factibilidad de tratar los lodos activados de la Planta de Ciudad Universitaria (PTCU) a lodos floculentos-granulares anaerobios a través de la aplicación del reactor anaerobio de lecho de lodos con flujo ascendente (UASB).

Los lodos generados en el UASB presentaron una producción promedio de 1.141 Kg/semana, un índice volumétrico de lodos promedio de 118 ml/g de donde ver tabla 6.7 y 6.7.3 que mejoró a 73 ml/g al dejar madurar el lodo durante 8 días a 30 °C, una velocidad de sedimentación fue de 2.50 m/h; el aspecto de los lodos fue floculento-granular debido probablemente a la carga hidráulica tan baja 0.014 m³/m²h, contra 0.3 m³/m²h recomendada para arrancar un UASB (Wu *et al.*, 1986).

Finalmente se presentan elementos necesarios para una preselección del proceso de tratamiento de lodos adecuado para la planta C.U. (PTCU).

Partiendo de las mismas condiciones de operación del UASB piloto, que aún no son las óptimas, se llega a un reactor del mismo tipo para tratar en continuo todos los lodos de la PTCU de 63 m³. Por su parte un digestor de alta tasa (completamente mezclado) requerirá un volumen de 19 m³. Sin embargo, la ventaja de aplicar el UASB radica en que se elimina el proceso de espesamiento de lodos de purga requeridos para alimentar el digestor, así como el tanque secundario que generalmente es del mismo tamaño del digestor.

Un punto a favor del UASB es el área que ocuparía, tomando en cuenta que hay muy poco espacio disponible en la planta para instalar un digestor. El UASB ocuparía 3m de diámetro por 9 m de altura, considerandolo en acero al carbón con placas de 1/4" tipo 285-C. El aspecto que puede definitivamente favorecer la selección del UASB es el hecho de que el lodo producido sería comercializado como inóculo para reactores anaerobios, lo que implicaría entradas económicas a la PTCU.

9.- BIBLIOGRAFÍA.

- APHA, 1980.
Standard Methods.
- Arias A. y Noyola A. (1988)
"Tratamiento de una agua residual urbana mediante el reactor anaerobio de lecho de lodos (UASB)" en Avances en Ingeniería Química, Leyva R; Medellín F; y Navarro J. Editores, UASB, pp. 477-483.
- Benefield Larry D. y Randall Clifford W. (1980).
"Biological Process Design for Wastewater Treatments"
Prentice - Hill, Inc; Englewood Cliffs. pp 460-478
- Briones R., Rodríguez D. y Noyola A. (1988)
"Tratamiento de una agua residual de tipo doméstico con reactores anaerobios avanzados y lirio acuático".
Memorias I Simposio Nacional sobre Ingeniería Ambiental.
Instituto de Ingeniería UNAM. pp. 215-223
- Calderón, 1989.
"Instalación y arranque de un digestor tipo lecho de lodos a nivel piloto para tratamiento de lodos de purga" (1989).
- Eckenfelder W. W. (1976)
Gestion des euax usées urbaines et industrielles, Frances, Technique & documentation (Lavoisier), Traduit de l'américain par L. Vandevenne. pp. 316-320.
- Farcía S., Silva G. y Guyot J. P. (1988)
"Selección de fuentes potenciales de inóculos naturales para digestores anaerobios". XIX Congreso Nacional de Microbiología. Monterrey N. L.

- González Ugalde L. (1988).
"Efectos de la agitación en la transformación de lodos activados de purga en inóculo anaerobio para reactores de tipo lecho de lodos". Proyecto terminal, División de Ciencias Básicas e Ingeniería UAM-A. pp. 79.

- Gujer W. & Zehnder A.J.B. (1983)
"Conversion Processes in anaerobic digestion" Water Science & Technology Vol. 15 pp. 127-167.

- Handdenberg W. A. & Rodie Edward B. (1979)
"Ingeniería Sanitaria" Compañía Editorial Continental, S. a. México. pp. 457- ss.

- Hulshoff Pol L.W., Velzeboer C.T.M. and Lettinga G. (1983)
"Granulación in UASB-reactors" Water Science & Technology. Vol. 15 pp. 291-304.

- Jeris J.S. (1983)
"Industrial wastewater treatment using anaerobic fluidized bed reactors" Water Science & Technology. Vol 15 pp. 169-179.

- Jiménez B. Mancilla G. (1987)
Planta de tratamiento de C.U. Alternativas de operación.
Evaluación de la PTCU. Instituto de Ingeniería, UNAM. pp. 24-ss.

- Jonguitud V.F., Noyola A., Guadarrama M:A., Alonso D:C: (1982) "Digestión anaerobio de desechos agrícolas y domésticos en zonas rurales primera etapa" Proyecto 1323Elaborado para el Instituto de Ingeniería UNAM.

- Lettinga G., Velsen van A.F.M., Hobma S.W., Zeeuw de W. and Klapwijk A. (1980) "Use of the upflow sludge blanquet (UASB) Reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment". Biotechnology and Bioengineering. Vol XXII pp. 699-734

- Lettinga G., Zeeuw de W.J., Hulshoff Pol L.H., Hobma S.W. Grin P.C., Wiegant W.M., Velsen van A.F.M. (1982)
"Anaerobic wastewater treatment using the UASB treatment process" en Avances en digestión anaerobia II curso regional de la OEA "Combustibles por fermentación" UAM - ICAITI.
- Lettinga G., Hobma S.W., Hulshoff Pol L.W., Zeeuw de W.J., Jong de P., Grin P. and Roersma R. (1983)
"Design operation and economy of anaerobic treatment" Water Science & Technology Vol. 15 pp. 177-195.
- Maskewfair Gordon, Geyer J. Charles (1979)
"Purificación de aguas y tratamiento y remoción de aguas residuales". Editorial Limusa México. pp. 639-ss.
- McCarty P.L.. (1964)
"Anaerobic wastewater treatment fundamentals". Pub. Works 95: No. 9. 107-112; No. 10 123-126; No. 11, 91-94; No. 12, 95-99
- Metcalf & Eddy. (1979)
"Wastwater Engineering: Treatment", disposal, reuse Second Edition, Boston, McGraw Hill, pp. 275.
- Noyola A., Guyot J.P. Monroy O. (1988)
"Comparación experimental de dos tipos de reactores anaerobios avanzados". Memorias I Simposio Nacional sobre Ingeniería Ambiental, Instituto de Ingeniería UNAM, pp. 179-197
- Noyola Robles A. (1989)
"Los procesos anaerobios en el tratamiento de aguas residuales". Memorias I Seminario Internacional sobre Biotecnología en la agroindustria cafetalera. INMECAFE. ORSTOM, UAM-I, Jalapa Ver.
- Rojas Chacón O. (1988)
"factores ambientales que inciden en la aplicación de los procesos anaerobios". Manual del curso tratamiento anaerobio de aguas residuales. Medellín Colombia.

- Sánchez S. (1988)
"Tratamiento de lodos activados de purga y su transformación en inóculo de reactores anaerobios del tipo lecho de lodos". Reporte de servicio Social, Departamento de Biotecnología UAM-I. pp. 70.
- Speece Richard E. (1983)
"Anaerobic Biotechnoly for industrial wastewater treatment", Enviromental Science & Technology. Vol 17 pp. 416a-427a.
- Viitasalo I. & Riiheläinen T. (1988)
"When is municipal sludge well stabilized?", Poster Papers: Fift International Sympsium on Anaerobic Digestion., Edited by A. Tilche & A. Rozzi, Monduzzi Editore, pp. 713-715.
- Winkler Michael A. (1986)
"Tratamiento Biológico de aguas de Desecho" Editorial Limusa México; pp. 120-ss.
- Wu W., Hu J., Gu X., Zhao Y, Zhang H., y Gu G. (1987)
"Cultivation of anaerobic granular sludge in UASB reactor with aerobic activated sludge as seed". Water research, Vol. 21, No. 21, No. % pp. 789-799.

Lista de Figuras.

- Figura 4.1 Diagrama del proceso de conversión de materia orgánica particulada a metano.
- Figura 5.1.1 Dimensiones del cuerpo del reactor UASB.
- Figura 5.1.2 Esquema de los cortes particulados a ls Y's y al reactor.
- Figura 5.1.3 Removedor de natas del reactor UASB.
- Figura 5.1.4 Esquema del reactor UASB ya terminado.
- Figura 5.2.1 Diagrama de flujo de la PTCU.
- Figura 5.2.2 Diagrama de flujo del UASB.
- Figura 5.2.3 Diagrama de flujo con aumento de la velocidad ascensional del UASB.
- Figura 6.1 Comportamiento del pH.
- Figura 6.2 Comportamiento de la DQOT.
- Figura 6.2.1 Comportamiento de la DQOS.
- Figura 6.3 Producción diaria del gas.
- Figura 6.7 Producción de lodos.
- Figura 6.7.1 Evolución del IVL de lodo producido T. amb.
- Figura 6.7.2 Evolución de IVL de lodo madurado durante 8 días.

Lista de Tablas.

- Tabla 4.1.1** Las ganancias obtenidas empleando un tratamiento anaerobio.
- Tabla 4.2.1** Clasificación de los tipo de Reactores Anaerobios.
- Tabla 5.3.1** Parámetros y frecuencias de determinaciones analíticas.
- Tabla 6.1** Resultados de los parámetros analizados durante la experimentación.
- Tabla 6.7** Parámetros determinados a los lodos producidos.
- Tabla 6.7.1** IVL y V sed de lodos producidos.
- Tabla 6.7.2** IVL y V sed lodos madurados.
- Tabla 6.7.3** Promedios de IVL y V sed de los lodos producidos y lodos madurados.
- Tabla 7.1** Comparación de las condiciones de carga y operación para un digester de lodos anaerobios tipo convencional completamente mezclado y las condiciones obtenidas en este trabajo con un VASB. (Benefield & Randall, 1979).