00521
153

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

Autorizo a la Dirección General de Bibliotecas de la UNAM a difundir en formato electrónico e impreso el contenido de mi trabajo recepcional.
NOMBRE: ARMANDO SAULÉS AGUILAR
FECHA: 23 JULIO 2003
FIRMA:

TRATAMIENTO ANAEROBIO DE VINAZAS, RECIRCULACIÓN DE BIOGÁS Y ADICIÓN DE MICRONUTRIENTES ESENCIALES EN LA METANOGÉNESIS

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE :

INGENIERO QUÍMICO

P R E S E N T A :

ARMANDO SAULÉS AGUILAR

MEXICO, D.F. 2003

EXAMENES PROFESIONALES
FACULTAD DE QUIMICA

Universidad Nacional Autónoma de México
UNAM
Biblioteca Central
Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Jurado asignado:

Presidente	Prof. Enrique Bazúa Rueda
Vocal	Prof. Adalberto Noyola Robles
Secretario	Prof. Rodolfo Torres Barrera
1 er Suplente	Prof. Mariano Pérez Camacho
2 o Suplente	Prof. Víctor Manual Luna Pabello

Sitio donde se desarrollo el tema: INSTITUTO DE INGENIERÍA, UNAM.

Asesor del tema: ADALBERTO NOYOLA ROBLES

Sustentante: ARMANDO SAULÉS AGUILAR

CONTENIDO

RESUMEN
LISTA DE TABLAS
LISTA DE FIGURAS
ABREVIATURAS
INTRODUCCIÓN

CAPÍTULO 1

1 RESIDUOS LÍQUIDOS EN LA INDUSTRIA AZUCARERA 1
1.1 La industria azucarera-alcoholera en México 1
1.2 Proceso de obtención de azúcar de caña 2
1.3 Proceso de obtención de alcohol etílico por vía fermentativa 4
1.4 Aprovechamiento de las vinazas 6

CAPÍTULO 2

2 DIGESTIÓN O BIODEGRADACIÓN ANAEROBIA 10
2.1 Etapas de la digestión o biodegradación anaerobia 10
2.2 Bacterias sulfato reductoras 13
2.3 Factores ambientales que afectan a la digestión o biodegradación anaerobia 14
2.3.1 pH y alcalinidad 15
2.3.2 Temperatura 16
2.3.3 Nutrientes 18
2.3.4 Compuestos tóxicos 19
2.4 Reactores anaerobios 22
2.4.1 Reactores anaerobios de primera generación 23
2.4.2 Reactores anaerobios de segunda generación 37
2.4.3 Reactores anaerobios de tercera generación 31
2.5 Control de reactores anaerobios 32

CAPÍTULO 3

3 TRATAMIENTO ANAEROBIO DE VINAZAS Y LAVADO DE BIOGÁS 36
3.1 Experiencias sobre el tratamiento anaerobio de vinazas 36
3.2 Purificación del biogás 42
3.2.1 Remoción de bióxido de carbono (CO_2) 43
3.2.2 Remoción de ácido sulfhídrico (H_2S) 46

CAPÍTULO 4

4 METODOLOGÍA 49
4.1 Descripción del equipo 49
4.2 Descripción del proceso 51
4.3 Condiciones de alimentación 54
4.4 Análisis fisicoquímicos 59

CAPÍTULO 5

5 RESULTADOS Y DISCUSIÓN 61
5.1 Reactor UASB 1 61
5.2 Reactor UASB 2 68
5.3 Remoción de sólidos 75
5.4 Metales 76
5.5 Balance de DQO 78
5.6 Balance de azufre 80
5.7 Estabilidad de los reactores UASB 83

CONCLUSIONES 86
BIBLIOGRAFÍA 88
APÉNDICE 1 92
APÉNDICE 2 97
APÉNDICE 3 102

RESUMEN

Se utilizaron dos reactores anaerobios de lecho de lodos de flujo ascendente (tipo UASB) a escala laboratorio para tratar vinazas. Cada uno de los reactores contó con un sistema de lavado de biogás diferente. La determinación indirecta de la fracción de ácidos grasos volátiles (AGV) en los efluentes de los reactores mediante una titulación de alcalinidades permitió evaluar el desempeño en ambos reactores anaerobios a lo largo de la experimentación. Una de las estrategias empleadas en la experimentación fue la de adicionar micronutrientes (Fe, Co, Ni y Mo). Otra fue la adición de sulfato de magnesio a la vinaza con el propósito de lograr una reacción de antagonismo entre los iones Mg^{2+} y K^{+}, para lograr una mejor degradación de los AGV y por último, la de utilizar sistemas de lavado de biogás en forma intermitente a base de sosa y Fe/EDTA. Los mejores resultados se obtuvieron a partir del tercer periodo en ambos reactores, alcanzándose remociones de DQO de 54.2% para el UASB 1 y del 57.4 en el UASB 2 con cargas orgánicas por arriba de 20 kg DQO/m^3 d, en los dos sistemas. La producción de biogás sobrepasó los 14 L biogás TPN/L reactor d, con una fracción mínima de metano del 60% en los dos reactores. En la tercera etapa de la investigación se logró una disminución sustancial de los AGV en ambos reactores, alrededor del 85 al 90%. Por otro lado, la construcción de un sistema lavador de biogás en continuo facilitó la operación del UASB 2, además de que permitió la recuperación constante de azufre elemental. La estabilidad proporcionada por las columnas de lavado y de recirculación de biogás fue similar y mantuvieron los niveles de sulfuros inferiores a los tóxicos. Sin embargo, la columna con solución de NaOH mantuvo un nivel menor de éstos y permitió un enriquecimiento de CH_4 en la corriente del biogás. Los resultados obtenidos permiten concluir que la adición de micronutrientes esenciales tales como Fe, Co, Ni y Mo a la vinaza permiten al sistema (UASB) alcanzar eficiencias de remoción de materia orgánica, alrededor del 54.2%. La determinación de la relación de alcalinidades (α) es un método efectivo de control, ya que este parámetro es fácil y rápido de determinar e indica con suficiente antelación si el reactor anaerobio sufre de algún cambio, por acumulación de AGV.

Palabras clave: vinazas, digestión o biodegradación anaerobia, micronutrientes, lavado de gas.

LISTA DE TABLAS

1.1 Producción de caña de azúcar, melazas, alcohol etílico y vinazas en México.

2.1Clasificación de los procesos anaerobios de acuerdo a la temperatura de operación.

2.2 Características de la degradación metanogénica en la zona mesofílica y termofílica.

2.3 Metales nutrientes requeridos por la biomasa anaerobia en función de la concentración en DQO del agua.

2.4 Límites de toxicidad de metales pesados en la digestión o biodegradación anaerobia.

2.5 Concentraciones de metales alcalinos y alcalinoterreos que afectan la digestión o biodegradación anaerobia.

2.6 Ventajas y desventajas de un reactor filtro anaerobio .

2.7 Ventajas y desventajas de un reactor anaerobio tipo UASB.

3.1 Características de las vinazas diluídas empleadas por diferentes autores.

4.1 Caracterización de las vinazas empleadas en la experimentación.

4.2 Condiciones de alimentación del reactor UASB 1.

4.3 Condiciones de alimentación del reactor UASB 2.

4.4 Parámetros fisicoquímicos analizados y frecuencia de los análisis.

5.1 Resultados experimentales del reactor tipo UASB 1.

5.2 Resultados experimentales del reactor tipo UASB 2.

5.3 Análisis de metales en el reactor tipo UASB 1.

5.4 Análisis de metales en el reactor tipo UASB 2.

5.5 Balance de DQOt para el reactor UASB 1.

5.6 Balance de DQOt para el reactor UASB 2.

5.7 Resultados del balance de azufre para el reactor UASB 1.

5.8 Resultados del balance de azufre para el reactor UASB 2.

LISTA DE FIGURAS

1.1 Diagrama de bloques del proceso de fabricación de azúcar crudo de caña.
1.2 Proceso de obtención de alcohol etílico a partir de melazas de caña.
1.3 Diagrama de bloques para la combustión de vinazas.
2.1 Diagrama del proceso de conversión de la materia orgánica a metano.
2.2 Rutas metabólicas para la formación de productos, por las bacterias acidogénicas.
2.3 Fracción de AGV no ionizados en función del pH.
2.4 Fosa séptica.
2.5 Tanque Imhoff.
2.6 Laguna anaerobia convencional.
2.7 Laguna anaerobia cubierta con recirculación de lodos y con agitación intermitente.
2.8 Digestor o bioreactor anaerobio completamente mezclado.
2.9 Reactor de contacto anaerobio.
2.10 Filtro anaerobio de lecho fijo y flujo ascendente.
2.11 Reactor tubular de película fija .
2.12 Reactor tipo UASB (anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente).
2.13 Reactor de lecho fluidificado.
2.14 Diversos parámetros para caracterizar las tres fases de un proceso anaerobio.
4.1 Columna de lavado de biogás en continuo.
4.2 Medidor de biogás.
4.3 Diagrama de proceso del reactor UASB 1.
4.4 Diagrama de proceso del reactor UASB 2.
5.1 Evolución del pH, reactor 1.
5.2 Relación de alcalinidades, reactor 1.
5.3 Ácidos grasos volátiles, reactor 1.
5.4 % Remoción de DQOs, reactor 1.
5.5 Producción de biogás, reactor 1.
5.6 Evolución del pH, reactor 2.

5.7 Relación de alcalinidades, reactor 2.
5.8 Ácidos grasos volátiles, reactor 2.
5.9 % Remoción de DQOs, reactor 2.
5.10 Producción de biogás, reactor 2.
5.11 Gráfica comparativa de alfas para los dos reactores.
5.12 Bicarbonato adicionado en ambos reactores durante la acidificación parcial.

ABREVIATURAS

AGV	Ácidos grasos volátiles
ALC	Alcalinidad
BSR	Bacterias Sulfato Reductoras
Bv	Carga orgánica volumétrica
DQOs	Demanda química de oxígeno soluble
DQOt	Demanda química de oxígeno total
OHPA	Bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno
pH	Potencial hidrógeno
SST	Sólidos suspendidos totales
SSV	Sólidos suspendidos volátiles
SSF	Sólidos suspendidos fijos
STT	Sólidos totales totales
STV	Sólidos totales volátiles
STF	Sólidos totales fijos
TPN	Condiciones normales de presión y temperatura (0°, 1 Atm)
TRC	Tiempo de retención celular
TRH	Tiempo de residencia hidráulico
UASB	Upflow anaerobic sludge blanket (anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente)
α	Relación de alcalinidad α=(Alc.4.3-Alc.5.75)/alc5.75

INTRODUCCIÓN

En México una de las principales vías de obtención de alcohol etílico, es a través de la fermentación de las mieles incristalizables (melazas), que se generan como un subproducto en la producción de azúcar de caña.

Tanto en la fermentación alcohólica como en la obtención de azúcar se desechan grandes cantidades de aguas residuales. Las vinazas, que son los residuos de la producción de alcohol, se generan a razón de 12 a 16 litros por cada litro de alcohol destilado; estas aguas presentan altos índices de contaminantes (Moreno *et al.*, 1990).

Dentro de las principales características que presentan las vinazas se encuentran, su alto contenido de potasio (4 a 6 g/L) y de otros iones, un bajo pH (3.5 a 5), una alta concentración de sulfatos (4 a 5 g/ L), una gran cantidad de materia orgánica (60 a 160 g DQO/ L) y carecen de ciertos nutrientes esenciales (Co, Mo, Ni, Fe) los cuales son necesarios para tener una óptima actividad de las poblaciones microbianas anaerobias. Todas estas características hacen que las vinazas sean un agua residual de difícil depuración (Moreno *et al.*, 1990).

Sin embargo, dentro de los diversos procesos disponibles, el proceso biológico anaerobio es una alternativa adecuada para tratar este tipo de residuos líquidos. Un tratamiento anaerobio de aguas residuales es mucho más económico que un aerobio, ya que no necesita de aeración, la producción de lodos es muy reducida y el biogás generado (CH_4 y CO_2) puede ser utilizado como combustible.

Una de las limitaciones del tratamiento anaerobio de las vinazas, son los sulfatos contenidos en el agua residual que en condiciones anaerobias son transformados hasta ácido sulfhídrico (H_2S), lo que genera un problema de toxicidad para la biomasa anaerobia y corrosión en los equipos.

En este trabajo se propone un tratamiento biológico anaerobio de las vinazas, en reactores anaerobios de lecho de lodos y flujo ascendente (UASB, por sus siglas en inglés: Upflow Anaerobic Sludge Blanket), con adición de micronutrientes que no están presentes en las vinazas y acoplado con la remoción del ácido sulfhídrico de la corriente gaseosa, con el propósito de reducir el efecto inhibitorio del H_2S en la metanogénesis.

Con la finalidad de encontrar Las mejores condiciones de operación que permitan alcanzar altas eficiencias de remoción de materia orgánica, se plantearon los siguientes objetivos:

a) Evaluar el efecto de los micronutrientes en el tratamiento anaerobio de las vinazas .

b) Instalar y evaluar un sistema para el lavado y la recirculación de biogás en reactores tipo UASB.

1. RESIDUOS LÍQUIDOS EN LA INDUSTRIA AZUCARERA

1.1 LA INDUSTRIA AZUCARERA ALCOHOLERA EN MÉXICO

En México la producción promedio anual de caña de azúcar es alrededor de 40 millones de toneladas con 3.5 millones de ton/año de azúcar refinada (james C.P., 1991). Los productos remanentes representan cantidades considerables de materia orgánica y gran parte están presentes en las aguas residuales. En la Tabla 1.1 se muestran los valores de la producción de caña de azúcar y algunos subproductos importantes, durante su procesamiento.

TABLA 1. 1 PRODUCCIÓN DE CAÑA DE AZÚCAR, MELAZAS, ALCOHOL ETÍLICO Y VINAZAS EN MÉXICO (AZÚCAR S.A.,1996).

AÑO	AZÚCAR (TON)	MELAZAS (TON)	ETANOL (M^3)	VINAZAS (M^3)
1988	3,591,652	1,381,411	69,671	836,052
1989	3,486,648	1,319,119	68,271	819,252
1990	3,173,679	1,322,814	62,325	747,900
1991	3,660,650	1,497,668	66,312	795,744
1992	3,290,696	1,273,314	70,967	851,604
1993	4,076,483	1,429,854	68,333	819,996
1994	3,875,267	1,384,023	69,214	830,568
1995	3,914,216	1,424,127	69,189	830,268

Nota: La producción de vinazas fue estimada de la producción de etanol (12 L vinaza/L de alcohol)

La industria azucarera-alcoholera es considerada como una de las más contaminantes debido a la gran cantidad de aguas residuales que genera (Fig 1.1). En la producción de azúcar se utiliza agua en el lavado de caña, en la condensación de vapor y en el lavado del carbón activado. También es usada en el suministro de agua para las calderas, en la preparación de soluciones químicas, en el lavado de filtros y en el enfriamiento de intercambiadores de calor.

En la producción de alcohol también se generan grandes volúmenes de residuos líquidos contaminantes, conocidos como vinazas. A continuación se comenta brevemente tanto el proceso de obtención de azúcar como el de alcohol.

1. 2 PROCESO DE OBTENCIÓN DE AZÚCAR DE CAÑA

El proceso para la obtención de azúcar comienza con el lavado de la caña (fig 1.1). En esta parte del proceso el agua desechada tiene un cierto grado de contaminación, debido a que arrastra materiales sólidos y sacarosa. La caña limpia se desmenuza completamente y es enviada a la sección de molienda. Al bagazo generado se le adiciona agua para remover el azúcar que aún contenga.

El jugo obtenido de la molienda (guarapo) se filtra para eliminar el bagacillo y otras partículas lo que genera una torta o cachaza. Posteriormente este jugo se clarifica es decir, se eliminan impurezas por medio de la sulfitación y alcalización (Campos y Ríos. 1995).

En la sulfitación, el guarapo es tratado con anhídrido sulfuroso (SO_2), con lo que se inactivan enzimas que provocan el encafecimiento enzimático y se transforman las sales de hierro a compuestos ferrosos incoloros. Esta operación se realiza en una torre de sulfitación donde el SO_2 es alimentado a contracorriente.

El jugo sulfitado se envía a un tanque de alcalización donde se le adiciona cal ($Ca(OH_2)$), con el propósito de inhibir la inversión de la sacarosa, aumentando el pH, así como el de purificar el licor mediante la coagulación de partículas suspendidas o coloidales.

La suspensión alcalinizada se decanta y se envía hacia los filtros rotatorios al vacío, para obtener el guarapo clarificado. Este jugo se concentra mediante un proceso de evaporación de múltiples etapas; posteriormente, el líquido concentrado (llamado meladura) se cristaliza y la sacarosa disuelta es transformada en cristales; esta operación es realizada en tachos y en cristalizadores.

El flujo que proviene de los cristalizadores es centrifugado con lo que se logra separar los cristales de azúcar de la miel que lo rodea. Estas mieles que están constituidas por azúcares incristalizables, son llamadas melazas y son la materia prima para la obtención de alcohol etílico mediante una fermentación.

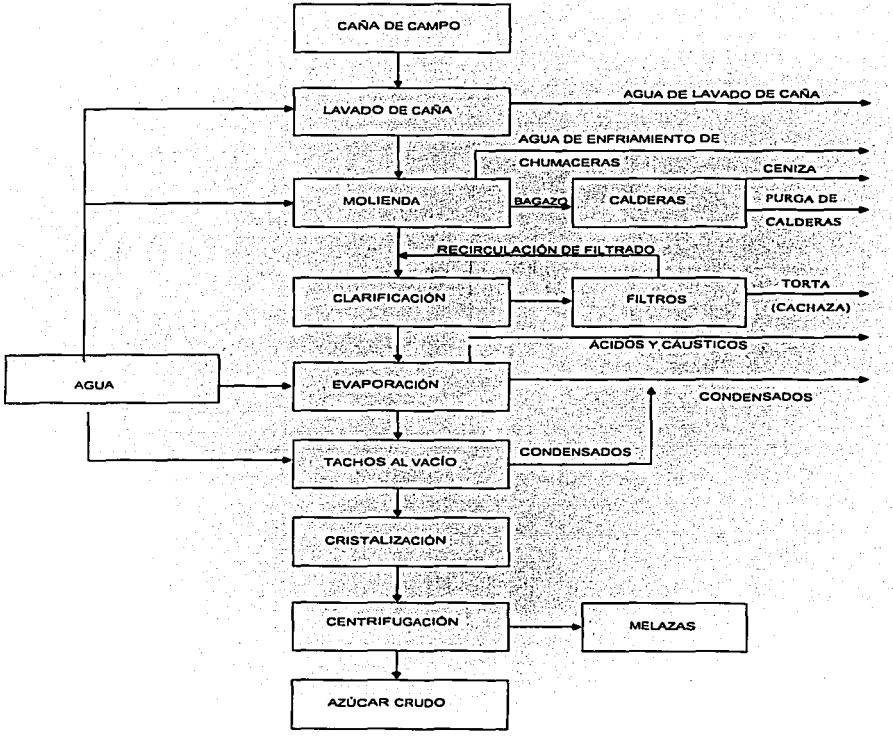


Fig. 1.1 Diagrama de bloques del proceso de fabricación de azúcar crudo de caña.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

1.3 PROCESO DE OBTENCIÓN DE ALCOHOL ETÍLICO POR VÍA FERMENTATIVA

La producción de alcohol por fermentación se basa en la transformación de las hexosas en etanol según la siguiente reacción:

$$\text{Hexosas} + \text{Levaduras} \longrightarrow \text{Etanol} + CO_2 + \text{Levaduras}$$

El proceso de elaboración de alcohol etílico (fig 1.2) a partir de melazas, comienza con la dilución de estas mieles con agua caliente, hasta alcanzar una densidad entre 20 y 22 °Brix. Después se adiciona ácido sulfúrico para ajustar el pH en un intervalo de 4 a 4.5 y obtener así, lo que se llama mosto fresco.

El mosto fresco se distribuye en las tinas de fermentación, de pasteurización y en el tanque mezclador. Al tanque de pasteurización es necesario agregarle sulfato de amonio $(NH_4)_2SO_4$ y fosfato de amonio $(NH_4)_3 PO_4$, los cuales son los nutrientes necesarios para el desarrollo de levadura.

La mezcla del pasteurizador se pasa al tanque de preparación de levadura, con el fin de que la levadura alcance la madurez necesaria, de ahí se envía a un mezclador con mosto fresco, para después enviarlo a los tanques de fermentación.

En los tanques de fermentación se realizan las reacciones bioquímicas para la producción de alcohol etílico, a una temperatura de entre 20 y 30°C. Estas reacciones son exotérmicas, motivo por el cual los tanques de fermentación deben contar con un sistema de enfriamiento.

Para detener la fermentación, se deja incrementar la temperatura hasta 38°C, con lo que se inactiva la levadura y se obtiene el mosto muerto, el cual contiene una mezcla de alcoholes, restos de levadura y materia en suspensión.

El mosto muerto es enviado a las torres de destilación para la recuperación y purificación del alcohol etílico. A la primera torre donde comienza la destilación se le llama columna de agotamiento o destrozadora.

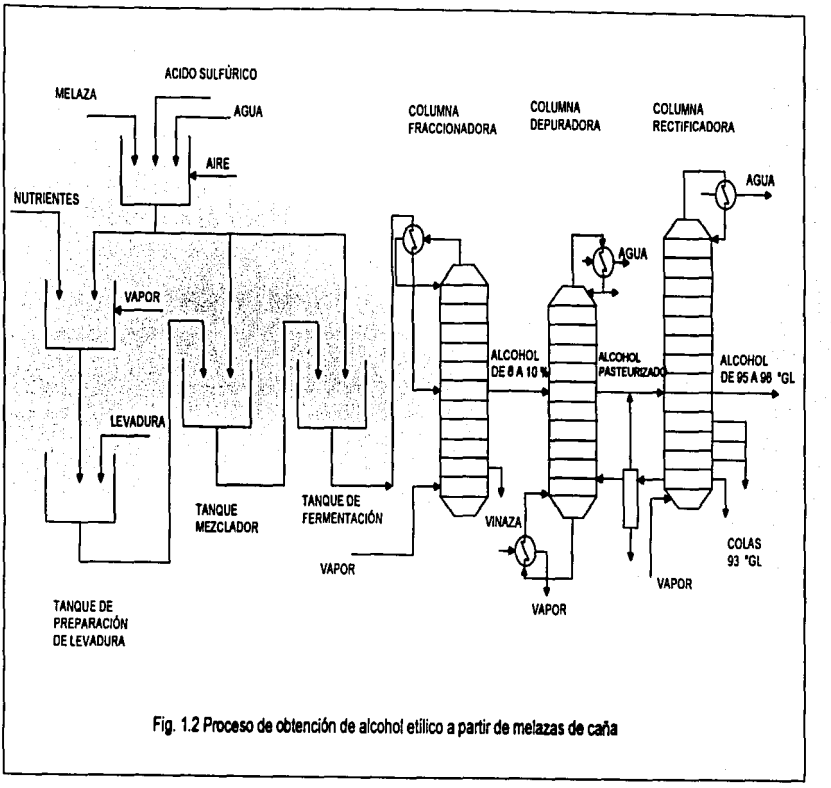


Fig. 1.2 Proceso de obtención de alcohol etílico a partir de melazas de caña

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

La destilación se lleva a cabo por arrastre de vapor, el cual es alimentado por el fondo de la columna. Aquí es donde los componentes de más bajo punto de ebullición salen por el domo de la columna como una mezcla de vapores que contienen agua, alcohol y compuestos volátiles como aldehídos, los cuales son alimentados a la columna depuradora. En el fondo de la columna destrozadora se obtienen los residuos llamados vinazas.

Las vinazas se generan a razón de 12 a 16 litros por litro de alcohol destilado (Moreno *et al.*, 1990) y presentan un alto contenido de materia orgánica, sulfatos, potasio, cloruros y tienen un pH ácido.

En la columna depuradora se purifica el alcohol diluido. Por la parte superior se destila metanol, etanol, aldehídos y otras impurezas. Por el fondo de la columna se obtiene una mezcla de alcohol sin aldehídos, que son separados por diferencia de densidades. En la columna de rectificación se obtiene el etanol de 95-96°GL, mientras que en la parte inferior se obtienen las colas, constituidas por alcoholes amílicos y residuos de aceite "fusel".

1. 4 APROVECHAMIENTO DE LAS VINAZAS

Un posible uso de las vinazas es la obtención de un residuo químico con valor comercial a partir de la vinaza concentrada. La composición del residuo varía considerablemente de acuerdo con el origen de las melazas o de las vinazas (Honig, 1969).

Las vinazas concentradas mediante evaporación de agua, son sometidas a una combustión donde se descomponen las sustancias orgánicas presentes en estos residuos. Las cenizas obtenidas se trituran y después son lavadas con agua, se filtran y por último se concentran en una solución. El contenido de sulfato de potasio en esta solución depende si se usó ácido sulfúrico o clorhídrico en la acidificación de la melaza.

En otro procedimiento, los subproductos se separan por cristalización fraccionada y el carbonato de potasio crudo obtenido se somete a un proceso especial de purificación. Los productos recuperados en este proceso son: carbonato de potasio, sulfato de potasio, cloruro de potasio y carbonato de sodio.

Producción de levadura. Al principio de la segunda Guerra Mundial, se citó el uso de la vinaza como sustrato para la producción de la levadura Torula y se empleó como material de alimentación.

La levadura Torula es un forraje muy valioso por su alto contenido proteico ya que su relación proteína/carbohidrato es mayor que en otros forrajes vegetales.

La levadura Torula tiene un color amarillo pálido y el contenido de proteína en peso seco es de un 55%. Se ha confirmado que se puede obtener de 10 a 15 kg de levadura seca por cada 1000 L de vinaza no concentrada, lo que corresponde de 5 a 7 kg de proteína cruda.

Vinaza como combustible. Si la vinaza se concentra de un 10% de sólidos a un 60%, ésta se podrá usar directamente como combustible; con esto se ahorra aproximadamente un 50% del consumo del combustible de una destilería (James, 1991). En la Fig. 1.3 se muestra el diagrama de bloques de cómo se puede emplear la vinaza como un combustible.

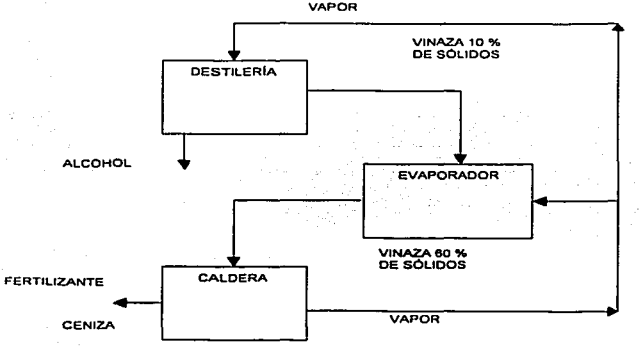


Fig. 1.3 Diagrama de bloques para la combustión de vinazas.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

El interés por mejorar el aprovechamiento del bagazo a dado lugar a una serie de estudios para elevar porcentaje de excedentes orientados a la cogeneración de energía es decir abastecer al ingenio de vapor y electricidad; la cogeneración implica inversiones medias y altas, sin embargo, pueden justificarse con los resultados económico financieros. A modo de ejemplo se puede analizar un caso hipotético: con 261,000 toneladas de bagazo se puede generar 153 millones de kw-hr de electricidad al año, con lo cual podría obtenerse la energía que demanda una planta de papel periódico de 100,000 toneladas una planta de lisina de 5,000 toneladas, una planta de torula de 12,000 toneladas (Campos y Ríos. 1995).

Recirculación de la vinaza. Otro uso que se le puede dar a la vinaza es su recirculación al proceso de obtención de alcohol. La vinaza puede sustituir al agua como diluyente hasta una relación de 25 : 75 (vinaza : agua), ya que más allá de dicha proporción se afecta significativamente la velocidad de la fermentación, debido a que la levadura se ve inhibida por su producto metabólico (Duran y Wilke, 1975; citado por Campos y Ríos, 1995).

Vinaza como fertilizante. La aplicación de estos residuos al terreno estimula el crecimiento de los microorganismos del suelo, lo que puede dar como resultado una disminución en la acidez o un aumento del valor de pH. Sin embargo, la vinaza no debe usarse en exceso, pues grandes cantidades de esta agua residual como fertilizante elevan el contenido de ceniza y potasio en el suelo. La vinaza como abono tiene muchas limitaciones, por ejemplo no es posible usarla en suelos arenosos ya que puede ocasionar acidez del suelo, "envenenamiento" del suelo por exceso de materiales orgánicos, aumento de cationes, atraso en la maduración de la caña, desarrollo de moscas y otros insectos dañinos, aumento en el contenido de almidón en el jugo, etc. (Campos y Ríos. 1995).

Por otro lado la actividad de los microorganismos durante su tratamiento anaerobio y aerobio modifica considerablemente las características de la vinaza cruda, disminuyendo su carga orgánica, el contenido de carbono soluble, y los iones solubles, aumentando el contenido de sustancias húmicas y el valor del pH, dichos cambios podrían favorecer a los suelos en los cuales se apliquen. Así mismo, los contenidos de zinc de la vinaza cruda constituyen un peligro de sodicidad. (Bautista Z.,2000).

Los problemas de contaminación surgen cuando las vinazas son desechadas hacia los cuerpos de agua o simplemente vertidas al suelo como agua de riego en grandes cantidades. Aunque la vinaza no es considerada como una sustancia tóxica, ya que no contiene metales tóxicos u otros químicos peligrosos, su disposición final crea serios problemas, por su bajo pH y alto contenido de sales.

Tratamiento previo a su disposición final. Se han propuesto diferentes procesos para el tratamiento de las vinazas, entre ellos se tienen tratamientos físicos, químicos y biológicos. Una característica común, tanto de los tratamientos físicos como de los químicos, es su elevado costo o, algunas veces, la creación de otros residuos.

Por otro lado, los tratamientos biológicos de las vinazas parecen ser una solución a este problema. Sin embargo, la aplicación directa de un tratamiento aerobio no es económicamente factible debido a las grandes cantidades de oxígeno que se requieren, además de que alrededor de la mitad de la DQO removida sería convertida en biomasa, creando a su vez un problema de disposición de lodos biológicos.

Aquí es donde surge la necesidad de encontrar una alternativa adecuada, para el tratamiento de las vinazas. Un proceso anaerobio ofrece una alta remoción de materia orgánica contaminante, sin consumo de energía para aeración, con una baja producción de biomasa y la generación de biogás (CH_4 y CO_2) como un subproducto.

2. DIGESTIÓN O BIODEGRADACIÓN ANAEROBIA

2.1 ETAPAS DE LA DIGESTIÓN O BIODEGRADACIÓN ANAEROBIA

La digestión o biodegradación anaerobia es la degradación de la materia orgánica presente en las aguas residuales por un sistema microbiológico en ausencia de oxígeno, dando como productos principales los gases metano y dióxido de carbono.

El proceso de la digestión o biodegradación anaerobia se desarrolla en tres etapas generales consecutivas: Hidrólisis-fermentación, acetogénesis y metanogénesis (Mc Inerney y Bryant, 1981; citado por Guyot, 1990).

El flujo de sustratos por degradar pasa por seis distintos procesos de conversión, incluidos en las tres etapas mencionadas Fig. (2.1).

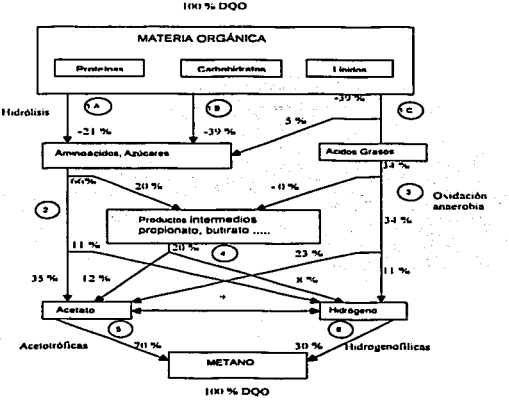


Fig. 2.1 Diagrama del proceso de conversión de la materia orgánica a metano (Gujer & Zehnder, 1983).

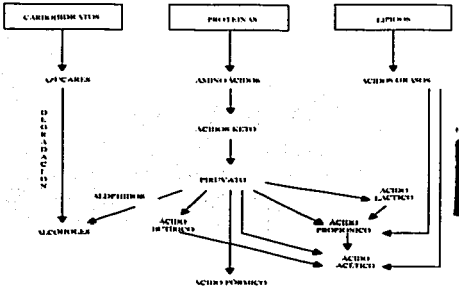
TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

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

Hidrólisis y degradación. Los polímeros naturales como celulosa, los lípidos y las proteínas son transformados en moléculas más sencillas como glucosa, aminoácidos y ácidos grasos de cadena larga, por la acción de bacterias quimioheterótrofas no metanogénicas; al mismo tiempo estos compuestos son transformados por β-oxidación en ácidos carboxílicos, (acético, propiónico, butírico, isobutírico, isovalérico) alcoholes, hidrógeno y dióxido de carbono, como se muestra en la Fig. 2.2.

Un exceso en la alimentación en el reactor, puede provocar una desestabilización del proceso, por una alta producción de ácidos grasos volátiles (AGV's), lo que causaría que el pH en el reactor decreciera hasta niveles inhibitorios.

Las bacterias quimioheterótrofas pueden ser anaerobias facultativas o estrictas.



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Fig. 2.2 Rutas metabólicas para la formación de productos por las bacterias acidogénicas (Stronach et al., 1986).

La velocidad de reacción de la hidrólisis es más lenta que la de degradación y es afectada por diversos factores tales como: el pH y la temperatura en el digestor, el tiempo de retención celular (TRC) y la concentración de materia orgánica dentro del digestor (Stronach et al., 1986).

Acetogénesis. En esta etapa, los productos de la hidrólisis y degradación son convertidos en acetato, hidrógeno y dióxido de carbono, los cuales son los precursores del metano, a través de las bacterias llamadas acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno (OHPA).

La peculiaridad de estas bacterias es que son inhibidas por el hidrógeno que producen, por lo que es necesario que éste no se acumule en el medio. Es por esto que las OHPA mantienen una estrecha relación con las bacterias que remueven el hidrógeno, a las cuales se les llama metanogénicas hidrogenofílicas. Sin embargo si el medio contiene sulfatos las sulfato-reductoras pueden competir ventajosamente con las metanogénicas.

Si el medio no contiene sulfatos, ciertos grupos de sulfato-reductoras son capaces de establecer una relación sintrófica con las metanogénicas hidrogenofílicas, de la misma manera que las OHPA.

A continuación se muestran algunas reacciones que llevan a cabo las OHPA:

$$CH_3{-}CH_2{-}COO^- + 3\,H_2O \longrightarrow CH_3COO^- + HCO^-_3 + H^+ + 3\,H_2 \qquad (2\text{-}1)$$

$$\Delta G = 76.1 \text{ kJ/reacción}$$

$$CH_3\text{-}CH_2OH + H_2O \longrightarrow CH_3COO^- + 2\,H_2 + H^+ \qquad (2\text{-}2)$$

$$\Delta G = 9.6 \text{ kJ/reacción}$$

Metanogénesis. El último paso del proceso de la digestión o biodegradación anaerobia se lleva a cabo por las metanogénicas. Éstas se dividen en acetoclásticas e hidrogenofílicas.

Las metanogénicas acetoclásticas producen metano a partir del ácido acético generado en la etapa de acetogénesis de acuerdo con la siguiente reacción:

$$CH_3COO^- + H_2O \longrightarrow CH_4 + HCO_3^- \qquad (2\text{-}3)$$

Estas bacterias controlan el pH del medio, por la eliminación del ácido acético y la producción de dióxido de carbono, que disuelto en el agua forma una solución amortiguadora de bicarbonatos.

Cabe mencionar que el 73% del metano producido en la degradación anaerobia proviene del acetato (Smith y Mah, 1966; citado por Guyot, 1993).

Las bacterias metanogénicas hidrogenofilicas producen metano a partir de bióxido de carbono e hidrógeno, el cual es liberado por las OHPA en la degradación de AGV (Fig 2.2).

$$CO_2 + 4\ H_2 \longrightarrow CH_4 + 2\ H_2O \qquad (2\text{-}4)$$

Para lograr una alta producción de metano, es necesario reunir las siguientes condiciones:

a) anaerobiosis estrictas
b) condiciones reductoras rigurosas (< -330 mV)
c) ausencia o presencia limitada de aceptores finales de electrones ($SO_4^=$, NO_3^-), que favorezcan otras vías que puedan competir con la metanogénesis.
d) pH neutro y temperaturas cercanas a la óptima (37°C en el intervalo mesofílico, 55°C en el intervalo termofílico).

2.2 BACTERIAS SULFATO-REDUCTORAS (BSR)

En el proceso de la degradación anaerobia existe un grupo de bacterias llamadas sulfato-reductoras (BSR) que, en condiciones anaerobias, reducen los sulfatos presentes en el medio a sulfuro de hidrógeno (H_2S). Los sulfatos son los aceptores finales de electrones en la cadena respiratoria y la materia orgánica es el donador de electrones.

Las BSR pueden competir por el acético, como fuente de carbono, con las metanogénicas acetoclásticas impidiendo así la formación de metano. Las siguientes reacciones ilustran lo anterior:

$$CH_3COO^- + SO_4^{=} + H^+ \longrightarrow H_2S + 2\,HCO^-_3 \qquad (2\text{-}5)$$

$$\Delta G = -113 \text{ kJ/mol}$$

$$CH_3COO^- + H_2O \longrightarrow CH_4 + HCO^-_3 \qquad (2\text{-}6)$$

$$\Delta G = -31 \text{ kJ/mol}$$

La reacción termodinámicamente más favorecida es la sulfato-reducción. Otro grupo de bacterias sulfato-reductoras pueden reducir los sulfatos utilizando al hidrógeno como donador de electrones (Doelle, 1975), por lo que limitan su disponibilidad para la generación de metano.

Esta reacción es también termodinámicamente favorecida, como se muestra a continuación:

$$SO_4^{=} + 4\,H_2 + 2\,H^+ \longrightarrow H_2S + 4\,H_2O \qquad (2\text{-}7)$$

$$\Delta G = -36 \text{ kcal/mol}$$

$$CO_2 + 4\,H_2 \longrightarrow CH_4 + 2\,H_2O \qquad (2\text{-}8)$$

$$\Delta G = -32.3 \text{ kcal/mol}$$

2.3 FACTORES AMBIENTALES QUE AFECTAN LA DIGESTIÓN O BIODEGRADACIÓN ANAEROBIA

La mineralización de la materia orgánica en condiciones anaerobias se lleva a cabo por un complejo sistema bacteriano, el cual se ve afectado por diversos factores ambientales.

Los principales factores que inciden en la degradación anaerobia están relacionados con aquellos parámetros, cuyo control permite una mayor actividad de la biomasa y por lo tanto una alta remoción de materia orgánica. Por lo anterior, es necesario tener buen conocimiento de los factores y parámetros que permitan mantener el proceso bajo condiciones óptimas; estos factores son, entre otros, los siguientes:

- pH y alcalinidad
- Temperatura
- Nutrientes
- Compuestos tóxicos

2.3.1 pH y alcalinidad

La metanogénesis es un proceso que se desarrolla en un intervalo de pH de 6.7 a 7.8 con un óptimo entre 7 y 7.2 (McCarty, 1964). Fuera de este intervalo de pH, la metanogénesis puede continuar, aunque de manera ineficiente.

Las bacterias acidogénicas pueden soportar valores de pH de hasta 4.5; sin embargo, las metanogénicas a ese pH son inhibidas completamente.

Por lo tanto, es conveniente tener una buena capacidad amortiguadora en el reactor para mantener el pH en un intervalo adecuado. El sistema amortiguador proviene de la limitada disociación de ácidos o bases débiles. Para un pH típico de operación de un reactor anaerobio, la solución amortiguadora está compuesta por el ión bicarbonato y el ácido carbónico a un intervalo de pH que va de 5.34 a 7.34.

El efecto del pH sobre la producción de metano está relacionado con la concentración de ácidos grasos volátiles (AGV: acético, propiónico y butírico). Cuando existe una sobreproducción de AGV, la neutralización de éstos provoca un consumo de bicarbonatos con lo que el pH decrece y la fracción de AGV no ionizados se incrementa, como se observa en la Fig. 2.3. La forma no ionizada es la más tóxica para los microorganismos.

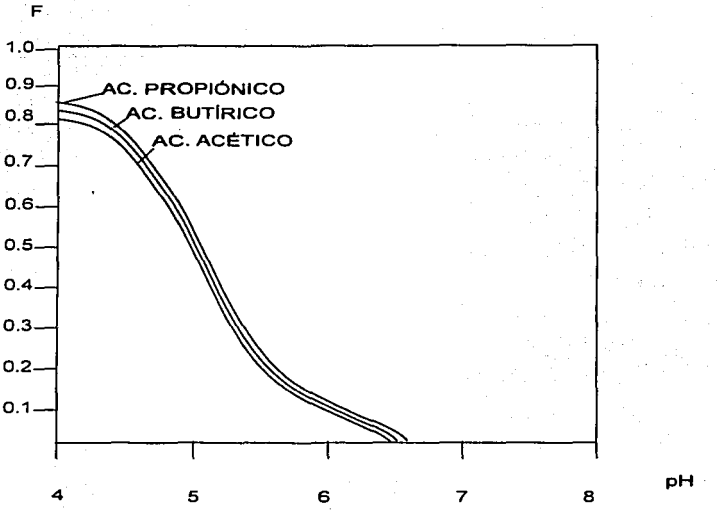


Fig. 2.3 Fracción de AGV no ionizados en función del pH.

La recuperación de un reactor a pH bajos es lenta; sin embargo, a altos valores de pH la situación no es tan crítica y la recuperación del reactor es más rápida (Rojas, 1988 a,b).

2.3.2 Temperatura

La temperatura es uno de los factores que más influye en la velocidad de una reacción. En función de este parámetro los procesos anaerobios se dividen en tres categorías (Tabla 2.1). Es así que se tienen sistemas psicrófilos, mesófilos y termófilos.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

TABLA 2.1 CLASIFICACIÓN DE LOS PROCESOS ANAEROBIOS DE ACUERDO A LA TEMPERATURA DE OPERACIÓN.

CATEGORÍA	INTERVALO °C	TEMPERATURA ÓPTIMA °C
Psicrófilos	4 - 20	
Mesófilos	20 - 40	37
Termófilos	40 - 65	55

Por lo general, los procesos psicrófilos son los menos utilizados, debido a la baja velocidad de reacción que los caracteriza. Por otro lado, los mesófilos son los más aplicados, debido a la facilidad para mantener la temperatura dentro de ese intervalo. El proceso termófilo es menos utilizado que el mesófilo ya que es difícil controlar la temperatura alrededor de los 55°C, además de establecerse un proceso microbiano más frágil. La Tabla 2.2 muestra algunas diferencias importantes entre los procesos mesófilos y termófilos.

TABLA 2.2 CARACTERÍSTICAS DE LA DEGRADACIÓN METANOGÉNICA EN LA ZONA MESOFÍLICA Y TERMOFÍLICA.

MESOFÍLICA (20 - 40°C)	TERMOFÍLICA (45- 65°C)
- Menos vapor de agua en el gas - Menos CO_2 en el gas - Mayor cantidad de especies microbianas metanogénicas - Mejor balance energético - Mayor experiencia en su aplicación	- Mayor actividad - TRH menores - Disminución en los volúmenes de lodo que se forman - Destrucción de microorganismos patógenos - Mejores condiciones anaerobias - Equilibrio microbiano frágil

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

2.3.3 Nutrientes

La degradación anaerobia por ser un proceso biológico, requiere de ciertos nutrientes inorgánicos esenciales para el desarrollo óptimo de las bacterias. La ausencia o la poca disponibilidad de éstos provoca una reducción en la actividad microbiana y por lo tanto una baja considerable en la eficiencia del proceso. Por otro lado, la presencia de nutrientes en concentraciones adecuadas, aumenta la actividad específica de consumo de sustrato.

Los nutrientes más importantes en orden decreciente de importancia son: nitrógeno, fósforo y azufre, los cuales son llamados macronutrientes.

El nitrógeno se obtiene de: amoniaco presente en el agua residual, hidrólisis de proteínas, aminación de aminoácidos o degradación de compuestos nitrogenados.

El fósforo es necesario para la síntesis de ácidos nucleicos; además, es un componente integral de muchos otros constituyentes de la célula. Los requerimentos de fósforo son cubiertos generalmente por sales inorgánicas presentes en el agua residual.

El azufre es un nutriente esencial que está presente, tanto en compuestos orgánicos como inorgánicos, los cuales son empleados por las bacterias para la síntesis celular.

En caso necesario, los nutrientes son adicionados en forma de sales o ácidos fácilmente solubles. Para determinar la concentración de nutrientes requeridos existen diversas relaciones teóricas de DQO : N : P : S. La más recomendada para los microorganismos anaerobios es la relación de 400:5:1:1.

Los requerimientos de nutrientes de la población microbiana no solamente se refiere a las necesidades de nitrógeno, fósforo y azufre, sino también a la presencia de elementos traza (micronutrientes) como hierro, níquel, cobalto y molibdeno, los cuales a ciertas concentraciones aumentan la eficiencia del proceso.

El níquel es un micronutriente muy importante para la actividad metanogénica. Este elemento se encuentra en el cofactor F_{430} el cual forma parte de las bacterias metanogénicas. La adición de níquel al sistema incrementa el consumo de ácido acético.

La presencia de otros elementos traza tales como molibdeno, selenio y wolframio permiten tener una buena actividad de los diferentes sistemas enzimáticos (Switzenbaum, 1991).

El hierro es otro elemento traza importante, ya que en concentraciones de 5-10 mM/L aumenta considerablemente la tasa de conversión de ácido acético a metano (Rojas, 1988 a,b).

Para determinar las necesidades de nutrientes (macro o micro) es necesario realizar una caracterización que permita conocer la cantidad y clase de elementos nutrimentales presentes en el agua residual.

La Tabla 2.3 muestra algunas relaciones de metales traza en función de la concentración en DQO del agua alimentada al reactor.

TABLA 2.3 METALES NUTRIENTES REQUERIDOS POR LA BIOMASA ANAEROBIA, EN FUNCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN EN DQO DEL AGUA (Weiland y Rozzi, 1991).

ELEMENTO	CONCENTRACION DEL METAL mg/L	
	a 10 g DQO/L	a 50 g DQO/L
Fe	0.5 - 20	3 - 1000
Ni	0. 05 - 3	0. 3 - 15
Co	0. 05 - 2	0.3 - 10
Mo	0. 01- 0. 05	0. 05 - 0.2

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

2.3.4 Compuestos tóxicos

La degradación anaerobia puede verse inhibida por la presencia de sustancias tóxicas. La toxicidad de muchos compuestos, por ejemplo amoníaco, ácido sulfhídrico, ácidos grasos volátiles, etc., depende del pH.

Los compuestos mencionados en su forma no ionizada son tóxicos, debido a que las moléculas pueden fácilmente atravesar la pared celular bacteriana y una vez dentro provocar una caída en el pH intracelular.

El ácido sulfhídrico o sulfuro de hidrógeno (H_2S) es un compuesto que se libera, durante la degradación de las proteínas o por la reducción de los sulfatos presentes en el agua residual, mediante la acción de las sulfato-reductoras.

El H_2S en su forma no disociada es un compuesto muy tóxico para los microorganismos metanogénicos. Concentraciones de 100 mg H_2S/L inhiben la producción de metano y por arriba de 200 mg/L se considera altamente inhibitoria. Entre 26 y 32 mg/L de H_2S inhiben a las acetoclásticas, mientras que a concentraciones de 64 - 96 mg/L las hidrogenofílicas son inhibidas (Noyola, 1991).

Sarner (1988) reportó que el efecto tóxico de compuestos de azufre se incrementa de la siguiente manera: sulfato, tiosulfato, sulfuros (HS^- ,$S^=$) y sulfhídrico (H_2S).

Otro compuesto que puede llegar a ser tóxico es el amoníaco, el cual proviene de la degradación de proteínas y aminoácidos. A pH neutro una concentración de 1500 mg/L como ión amonio se considera tóxico (Rojas, 1988 a,b).

El proceso de la digestión o degradación anaerobia en su fase acidogénica involucra la producción de AGV, los cuales al ser degradados por las OHPA generan el sustrato (acético) necesario para la producción de metano, mediante la acción de las bacterias metanógenas acetoclásticas.

Sin embargo, un incremento sustancial de los AGV puede llevar a una reducción del pH hasta valores en los cuales la actividad metanogénica se inhibe. El incremento de la concentración de los AGV en un reactor anaerobio indica un desequilibrio entre las poblaciones microbianas.

Por otra parte, los metales pesados provocan inhibición, debido a su carácter tóxico aún en forma de sales metálicas en pequeñas concentraciones. Estas sales pueden ser de: cobre, zinc, níquel, plomo, aluminio, cromo hexavalente o hierro.

Los efectos principales que producen los metales pesados sobre la digestión anaerobia son: un incremento en la concentración de AGV y, por consiguiente, una disminución en la producción de biogás. Esto se debe a que las bacterias metanogénicas sufren alteraciones metabólicas originadas por la presencia de sustancias tóxicas. Los metales pesados en su forma iónica provocan los mayores

problemas de inhibición al proceso. En la Tabla 2.4 se muestran valores de concentraciones tóxicas de algunos metales pesados en los tratamientos anaerobios.

Adicional a la toxicidad de los metales pesados algunos cationes como sodio, amonio, potasio, calcio y magnesio pueden llegar a ser potencialmente inhibidores de la metanogénesis.

TABLA 2.4 LÍMITES DE TOXICIDAD DE METALES PESADOS EN LA DIGESTIÓN O DEGRADACIÓN ANAEROBIA (Hayes, 1978).

	ALIMENTACIÓN		
	EN CONTINUO	EN CONTINUO	POR CHOQUE
METAL PESADO	CONCENTRACIÓN INHIBITORIA (mg/L)	LÍMITE TÓXICO (mg/L)	LÍMITE TÓXICO (mg/L)
Cr (III)	130	260	< 200
Cr (VI)	110	420	< 180
Cu	40	70	< 50
Ni	10	30	> 30
Cd	—	> 20	> 10
Pb	340	> 340	> 250
Zn	400	600	< 1700

Algunos cationes que afectan a la degradación anaerobia se muestran en la Tabla 2.5.

TABLA 2.5 CONCENTRACIONES DE METALES ALCALINOS Y ALCALINOTERREOS QUE AFECTAN LA DIGESTIÓN O BIODEGRADACIÓN ANAEROBIA (Mc Carty, 1964).

	CATIONES EN mg/L			
EFECTO	**Na**	**K**	**Ca**	**Mg**
Estimulación	100-200	200-400	100-200	75-150
Moderadamente inhibitorio	3500 a 5500	2500-4500	2500-4500	1000-1500
Extremadamente inhibitorio	8000	12000	8000	3000

Muchos de estos cationes están presentes en altas concentraciones en las aguas residuales industriales. La inhibición de estos elementos puede ser reducida mediante el proceso llamado antagonismo.

El antagonismo es la habilidad de un catión para limitar la toxicidad producida a una comunidad microbiológica, por otro catión. El antagonismo, generalmente reportado, es aquel que se presenta entre los iones divalentes y los monovalentes. Para provocar una reducción del efecto inhibitorio de un catión monovalente, se requieren bajas concentraciones del ión divalente (Kugelman y Mc Carty, 1965).

2.4 REACTORES ANAEROBIOS

En la evolución de la tecnología anaerobia, se distinguen tres generaciones de reactores. La primera generación comprende a los reactores donde los microorganismos (biomasa) están sedimentados o en suspensión. En los reactores de segunda generación la biomasa permanece dentro de los reactores, ya sea por medio de un soporte donde los microorganismos se adhieren en forma de biopelícula, o por medio de la sedimentabilidad de la propia biomasa. En reactores de tercera generación la biomasa se mantiene en forma de biopelícula, pero el soporte se expande o fluidifica con altas velocidades de flujo.

2.4.1 Reactores anaerobios de primera generación

Estos son los reactores anaerobios más primitivos, su característica principal es que mantienen elevados tiempos de residencia hidráulico y, por lo tanto, el tamaño del reactor se incrementa. Algunos ejemplos de estos reactores son:

Fosa séptica. Este sistema es similar a un digestor convencional a pequeña escala (Fig. 2.4) donde las condiciones anaerobias estrictas no son siempre cumplidas. Su principal función se limita a la hidrólisis de la materia orgánica en suspensión.

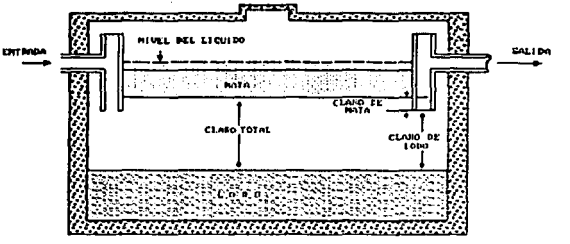


Fig. 2.4 Fosa séptica

La eficiencia de este reactor no es muy buena, ya que la mayor parte de los productos de hidrólisis de los lodos son evacuados sin tratamiento. En el fondo del tanque se producen gases que arrastran a los sólidos y los obligan a subir a la superficie, permaneciendo como una nata o capa hasta que el gas es liberado y vuelven a sedimentarse. Los tiempos de residencia varían de 4 a 10 días.

Tanque Imhoff. En este reactor existen dos compartimientos, el de decantación que se encuentra en la parte superior y el de digestión que se localiza en la zona inferior del tanque (Fig. 2.5). Este diseño no permite, en cierto modo, que los productos de la hidrólisis de los lodos sean evacuados con el efluente, por lo que hay mayor eficiencia en el tratamiento.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

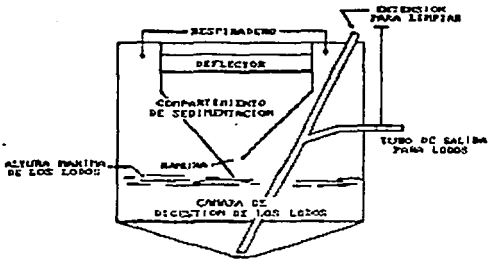


Fig. 2.5 Tanque Imhoff

Laguna anaerobia. Son estanques con profundidad hasta de 10 metros, donde las condiciones anaerobias prevalecen excepto en la superficie.

Las condiciones ambientales tienen gran influencia en la operación de estos sistemas. Por ejemplo, en invierno la eficiencia del reactor es baja. Otra causa de baja eficiencia es la mala distribución tanto del sustrato como de las bacterias anaerobias; por estas razones, los tiempos de residencia hidráulicos y el volumen del reactor deben ser grandes.

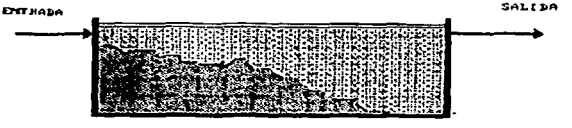


Fig. 2.6 Laguna anaerobia convencional.

En la Fig. 2.7 se muestra el diagrama de una laguna anaerobia mejorada, al introducir una zona de agitación intermitente y una alimentación a nivel de los lodos sedimentados.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

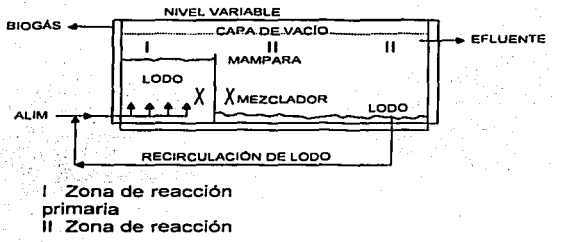


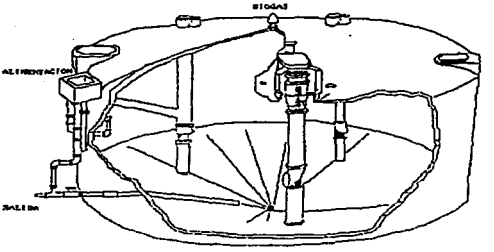
Fig. 2.7 Laguna anaerobia cubierta con recirculación de lodos y con agitación intermitente.

Digestor o reactor anaerobio convencional. Este reactor está formado por un tanque cerrado sin agitación ni calentamiento, donde los desechos a tratar se estratifican en zonas específicas: una capa superficial de natas, seguida de una zona de sobrenadante, una zona de máxima actividad y por último la capa de acumulación de material estabilizado.

En la capa activa es donde se desarrolla la actividad microbiana, que es alrededor del 30% del volumen total del digestor. Los tiempos de RH son mayores de 30 días.

Digestor o reactor anaerobio completamente mezclado. Está formado por un digestor convencional con sistema de agitación y un sistema de calentamiento (Fig. 2.8), con lo cual se incrementa la remoción de material orgánica biodegradable en el digestor.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Fig. 2.8 Digestor o bioreactor anaerobio completamente mezclado.

La agitación se realiza por medios mecánicos o por la inyección de biogás en la parte inferior del reactor, lo que provoca una mezcla homogénea en el interior del digestor. Sin embargo, debido a este mezclado, el efluente contiene gran cantidad de sólidos, razón por la cual, es necesario adicionar un sedimentador que comúnmente es un tanque similar a un digestor convencional. Este sistema se aplica para tratar lodos de desecho de las plantas de tratamiento aerobias.

Reactor de contacto anaerobio. Este reactor está formado por un tanque completamente mezclado y un sedimentador para separar los lodos que son arrastrados por el efluente (Fig. 2.9). La biomasa que sedimenta, es recirculada al reactor o se elimina del sistema. Con la recirculación la cantidad de microorganismos dentro del reactor se incrementa, sin que el TRH global del sistema se afecte.

Uno de los principales problemas en este tipo de reactores es la separación de los lodos contenidos en el efluente, debido a las burbujas de gas atrapadas en los flóculos. Por lo que es necesario eliminar el biogás por medio de un desgaseador. Este reactor se considera como un sistema de transición entre la primera y segunda generación.

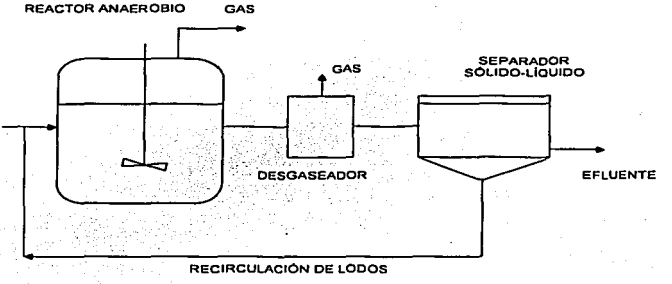


Fig. 2.9 Reactor de contacto anaerobio.

2.4.2 Reactores anaerobios de segunda generación

Una de las principales características de estos reactores es la disminución sustancial del tiempo de residencia hidráulico (TRH; 0.5 - 3 días) manteniendo alto el tiempo de retención celular (TRC) debido a que la biomasa es retenida dentro del reactor, ya sea adherida a soportes o por la sedimentabilidad de los flóculos microbianos.

Filtro anaerobio. El filtro anaerobio fue introducido por Young y Mc Carty (1969). En un principio fue utilizado para tratar aguas residuales con sustratos solubles y medianamente concentrados en materia orgánica. En la Figura 2.10 se muestra un diagrama del filtro anaerobio.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

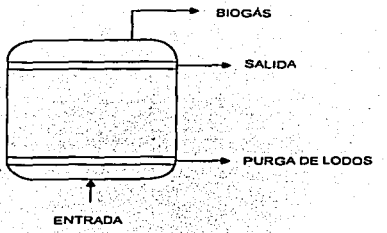


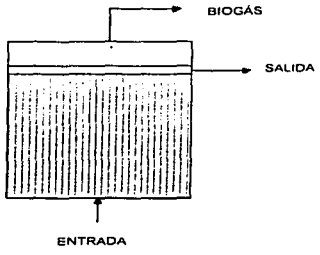
Fig. 2.10 Filtro anaerobio de lecho fijo y flujo ascendente.

Es un reactor que puede ser alimentado con flujo ascendente o descendente y empacado con soporte plástico o con piedras de 3 a 5 cm., de diámetro. En la Tabla 2.6 se muestran algunas ventajas y desventajas de los filtros anaerobios.

TABLA 2.6 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE UN REACTOR FILTRO ANAEROBIO (Noyola, 1991).

FILTRO ANAEROBIO	
VENTAJAS	**DESVENTAJAS**
- Soportar altas cargas orgánicas (15 kg/m d) - Con recrculación es resistente a choques orgánicos y a tóxicos - Construción simple - Aplicable a pequeña y mediana escala - Rearranques rápidos sin problemas - Operación simple - Versatilidad ya que puede operarse con flujo descendente o ascendente	- Arranque lento, aún contando con inóculo adecuado - Riesgo de taponamiento sobre el soporte de piedra - Sensible a sólidos suspendidos (SS) en el influente - Sensible a aguas que forman precipitados - Alto costo del material de soporte plástico -Costos mayores de obra civil en tanque cuando se usa piedra -Presencia de sólidos suspendidos en el efluente

Reactor tubular de película fija. Una variante al reactor anterior es un sistema qu utiliza como soportes tubos o placas acomodadas de manera que se crea canales verticales, lo que facilita las purgas del reactor y, a su vez, evit taponamientos por la biomasa (Fig. 2.11). Las cargas orgánicas volumétricas (B aplicadas a este reactor pueden llegar hasta 20 kg DQO/m^3 d.



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Fig. 2.11 Reactor tubular de película fija.

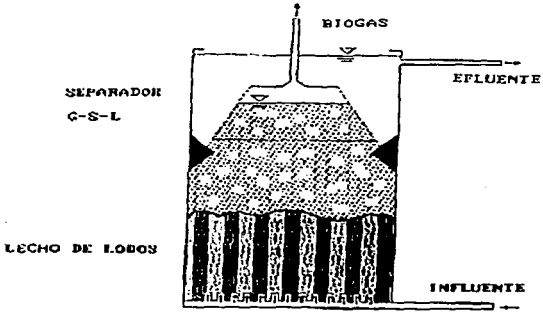
Reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (UASB o RALLFA).

El reactor UASB por sus siglas en inglés (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) s basa principalmente en la capacidad de sedimentación de la biomasa, la cual s aglomera en forma de granos o "pellets" de 1 a 5 mm de diámetro.

Los granos cuentan con una elevada actividad metanogénica, lo que explica la alt eficiencia del proceso. Una gran ventaja de este reactor es que no necesita ningú tipo de soporte para retener la biomasa.

El reactor es alimentado por el fondo del tanque (flujo ascendente), donde s encuentra el lecho de lodos y ocurre la degradación de la materia orgánica. El biogá generado crea una agitación, con lo que se logra mejorar contacto entre el agu residual y la biomasa.

En la parte superior del reactor se tiene un sistema que permite separar las fases sólido-líquido-gas, con lo que se evita la salida de sólidos suspendidos con el efluente, y se favorece la sedimentación de la biomasa que es arrastrada por el biogás. En la figura 2.12 se muestra un diagrama de un reactor tipo UASB.



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Fig. 2.12 Reactor tipo UASB

Una gran desventaja del proceso es la lentitud con la que se forman los granos dentro del reactor. Las cargas orgánicas aplicadas al reactor UASB pueden llegar hasta 20 kg DQO/m^3 d. En la tabla 2.4 se muestran algunas ventajas y desventajas del reactor UASB.

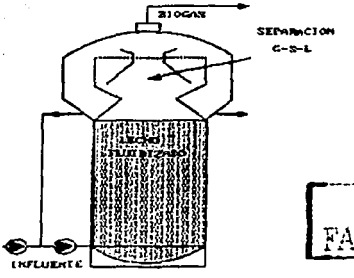
TABLA 2.7 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE UN REACTOR ANAEROBIO TIPO UASB (Noyola, 1991).

REACTOR UASB	
VENTAJAS	**DESVENTAJAS**
- Soporta cargas orgánicas altas (20 kg DQO/m^3d) - Bajo requerimiento de energía - No requiere medio de soporte - Construcción relativamente simple - Con inóculo apropiado puede arrancar inmediatamente - Aplicable a pequeña y gran escala - Operación comparativamente simple - Proceso ampliamente probado	- La granulación es lenta y no necesariamente controlable - No todas las aguas residuales favorecen la granulación - Requiere de inóculo con determinadas características - Sensible a aguas que forman precipitados - Riesgos de flotación de los lodos durante arranques y rearranques

2.4.3 Reactores anaerobios de tercera generación

Estos reactores se encuentran aún a nivel planta piloto o semi-industrial. Son también de película fija pero el soporte utilizado es lo suficientemente pequeño y ligero para que pueda ser fluidificado con la recirculación del efluente.

Los dos tipos de reactores, lecho expandido y lecho fluidificado, son semejantes entre sí y se diferencian por el grado de fluidificación del soporte (20% para el lecho expandido y superior al 50 % para lecho fluidificado). Su avance consiste en tiempos de residencia inferiores a 12 horas. Sin embargo, estos sistemas requieren energía para la recirculación y fluidificación del lecho; además, su operación y arranques son extremadamente delicados. Las cargas orgánicas volumétricas aplicadas pueden sobrepasar los 40 kg DQO/m^3d. La figura 2.13 muestra un esquema de un reactor de lecho fluidificado.



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Fig. 2.13 Reactor de lecho fluidificado

2.5 CONTROL DE REACTORES ANAEROBIOS

Para el control de un reactor anaerobio es necesario tomar en cuenta diversos factores, tales como el diseño del digestor, las caracteristicas del agua a tratar, su temperatura, la naturaleza de los contaminantes (complejidad, composición y fracción disuelta), las variaciones diarias de la DQO y el pH.

Las estrategias de control están basadas en el seguimiento monitorio y la recolección de información, con el fin de detectar rápidamente alguna falla en el reactor y así poder tomar las acciones necesarias para corregir problemas.

El proceso de digestión o biodegradación anaerobia puede ser representado como un sistema de tres fases (sólido-líquido-gas) como se muestra en la figura 2.14, donde cada fase está estrechamente relacionada con las otras dos y algunas veces la información de cada fase está directamente relacionada con la condición de las otras (Switzenbaum et al., 1990).

La fase sólida es la combinación de material no soluble (lodos) inmerso en la fase líquida. La mezcla está compuesta de material orgánico e inorgánico ; la primera puede ser dividida en sólidos orgánicos y en biomasa activa. La actividad de la biomasa y

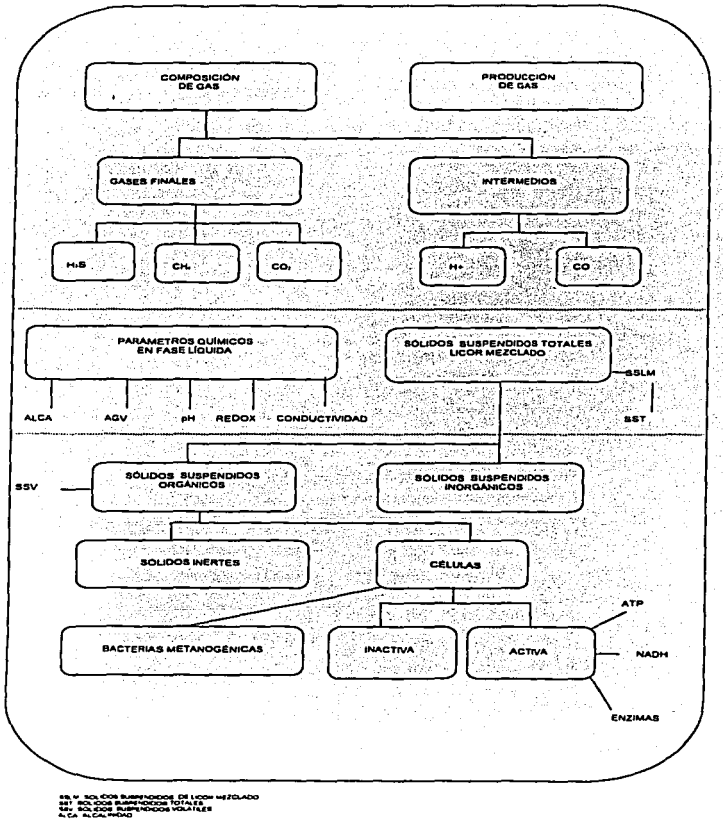
su nivel metabólico son parámetros importantes que pueden usarse dentro de las estrategias de control.

Algunos de los parámetros para caracterizar la actividad de la biomasa son: actividad metanogénica, DNA, proteínas, ATP y la enumeración de cada grupo microbiano involucrado en la digestión o biodegradación anaerobia. Sin embargo, su seguimiento monitorio en continuo no se puede realizar.

En la fase líquida, los parámetros más usados en las estrategias de control son: pH, concentración de los AGV, la alcalinidad y el potencial redox.

En la fase gaseosa se mide principalmente la producción de biogás y su composición. Los principales componentes de la mezcla gaseosa son CH_4 y CO_2, una variación en la composición de estos gases, es señal del mal funcionamiento del reactor anaerobio. Por otro lado, el seguimiento monitorio de la presión parcial del hidrógeno gas permite evaluar el "estatus" de un sistema anaerobio, ya que el hidrógeno es un elemento intermedio en la metanogénesis.

Según diversas investigaciones sobre el tema, un parámetro que puede servir para el control de los digestores o bioreactores anaerobios, es la determinación de la cantidad de AGV presentes en el reactor, ya que estos productos son los intermediarios más importantes en la degradación de la materia orgánica en condiciones anaerobias.



SSLM: SÓLIDOS SUSPENDIDOS DE LICOR MEZCLADO
SST: SÓLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES
SSV: SÓLIDOS SUSPENDIDOS VOLÁTILES
ALCA: ALCALINIDAD

Fig. 2.14 Diversos parámetros para caracterizar las tres fases de un proceso anaerobio (Switzenbaum *et al.*, 1990).

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

La medición de los AGV puede realizarse por diversos métodos, destilación, cromatografía de gases etc., pero a nivel de operación, se necesita una respuesta rápida a los cambios que sucedan en el digestor. En este caso, el análisis de AGV y de la alcalinidad por medio de una titulación, permite obtener una respuesta rápida para evaluar el estado del reactor.

La capacidad amortiguadora (medida como alcalinidad) de un sistema acuoso, incluidas las aguas residuales, está dada por la existencia de compuestos carbonatados, que impiden las fluctuaciones bruscas del pH. Un reactor anaerobio puede presentar una alta alcalinidad total, pero una baja alcalinidad debida a los bicarbonatos.

Para determinar la capacidad amortiguadora, se debe realizar una titulación de alcalinidad con un pH intermedio de 5.75 y un pH final de 4.3 (Jenkins *et al.*, 1991), ya que en el pH intermedio se mide la capacidad útil del sistema debida a los bicarbonatos, sin considerar la alcalinidad de los AGV determinada entre pH 5.75 y 4.3.

Por otro lado, Rojas (1988 a,b) propone una relación (α), entre ambas alcalinidades como parámetro de control.

$$\alpha = (Alc.4.3 - Alc.5.75)/(Alc.4.3) \qquad (2\text{-}9)$$

Un sistema tendrá una excelente capacidad amortiguadora cuando el valor de alfa está cercano a 0.20. Teóricamente para digestores anaerobios el mínimo valor que puede tomar este parámetro es 0.0, que representa un 100% de la capacidad amortiguadora del sistema, un pH inferior a 5.75, situación "per se" inhibidora para la digestión o reacción anaerobia.

3. TRATAMIENTO ANAEROBIO DE VINAZAS Y LAVADO DE BIOGÁS

3.1 EXPERIENCIAS SOBRE EL TRATAMIENTO ANAEROBIO DE VINAZAS

En este capítulo se hace una breve revisión sobre el tema central y a continuación se presenta un resumen de algunos de los reportes revisados. En la Tabla 3.1 se muestran las características de las vinazas de algunos de estos informes.

Porres y Calzada (1990) reportaron el arranque de un filtro anaerobio alimentado con vinazas de melazas de caña. Su objetivo fue obtener las condiciones óptimas de operación.

La planta fue dividida en varias secciones: almacenamiento de vinaza, sección de bombeo, sección de tratamiento anaerobio y tratamiento fotosintético.

El reactor fue un tanque rectangular de base cuadrada de 1.05 m de lado y una altura de 2.8 m empacado con esponjas de poliuretano. El volumen total del reactor fue de 2811 L el empaque ocupó el 21.1% del volumen total, el flujo de vinaza fue de 78 L/h y un TRH de 1.4 días.

El reactor se inoculó con estiércol de ganado vacuno, se adicionó fosfato dibásico de amonio para promover el crecimiento de la biomasa. La alimentación del reactor se hizo con vinaza diluida del 5 al 50% (v/v). La DQO de la vinaza varió de 66 a 93 kg DQO/m^3 , presentando un valor promedio de 82.6 kg DQO/m^3

Para la primera etapa se trabajó con cargas orgánicas muy altas (54 kg DQO/m^3d y un TRH de 1.4 días), lo que provocó una caída en el pH del reactor, bajas remociones de DQO, SSV y de producción de metano. Debido a las pobres eficiencias del reactor los autores decidieron modificar las condiciones de operación.

El flujo se redujo de 78 L/h a 29 L/h, y el tiempo de residencia (TRH) llegó a 3 días, lo que equivale a una carga orgánica promedio de 21 kg DQO/m^3 d (63% menos que la inicial), con estas modificaciones el reactor tuvo un mejor desempeño, reflejándose en el alto porcentaje de metano (76%) y el pH del efluente se incrementó a 7.2, la eficiencia de remoción de DQO fue del 38%, con una DQO de entrada de 84.8 kg DQO/m^3.

Noyola y Briones (1988) reportaron la inoculación de dos tipos de reactores con diferentes inóculos. Los reactores utilizados fueron un UASB de 120 L y tres filtros anaerobios de 294 L cada uno, los cuales fueron alimentados con vinazas de melazas de caña. El inóculo empleado fueron lodos activados de purga adaptados en anaerobiosis y lodo que provenía de una fosa séptica. Las características de la vinaza empleada se muestran en la Tabla 3.1.

Los filtros anaerobios fueron empacados con anillos de plástico tipo pall, los cuales reposaban en una rejilla tipo Irving colocada a 20 cm del fondo del reactor.

Los reactores se operaron a temperatura ambiente (28 °C) a un TRH de 2.5 días y con una carga orgánica (Bv) de 36 kg DQO/m^3 d. Al principio de la experimentación se trabajó con vinaza diluida al 50 % y en una etapa posterior se alimentó vinaza cruda (100%). Por otro lado, se requirió adicionar cal para neutralizar la vinaza, y fosfato de amonio para compensar la ausencia de nitrógeno.

En una primera etapa el reactor UASB alcanzó remociones de DQO del 58%, mientras que en los filtros anaerobios la remoción fue menor al 50%. En una etapa posterior cuando se alimentó con vinaza cruda, se obtuvo una baja remoción de DQO (38%) y una baja producción de biogás (40% de CH_4).

Los autores concluyeron que la calidad y la cantidad del inóculo es fundamental para acortar la etapa de arranque y el éxito o fracaso de un arranque a nivel industrial puede depender de ello.

Iza y Lettinga (1989) alimentaron reactores UASB tanto en condiciones mesofílicas como en termofílicas. El sustrato alimentado fue vinaza de caña de azúcar. El objetivo principal de sus experimentos fue lograr un arranque rápido utilizando pequeñas cantidades de inóculo y cubos pequeños de poliuretano para retener la biomasa.

El reactor mesofílico operó a 38°C y el termofílico a 50, las características de la vinaza alimentada se muestran en la Tabla 3.1.

Los reactores tenían un volumen de 5.75 L con un diámetro interno de 90 mm y fueron recubiertos con una placa de calentamiento. El biogás generado se hizo

pasar por una columna que contenía solución de NaOH 5M, para después ser cuantificado con un medidor de gas.

El procedimiento de arranque fue incrementar en un 30% de carga orgánica, cuando la concentración de ácido acético fuera menor a 200 mg/L (Wiegant, 1988; citado por Iza y Lettinga, 1989).

En el periodo de arranque se presentó un problema causado por la falta de alcalinidad en el influente, por lo que los autores adicionaron $NaHCO_3$. El reactor mesofílico se trabajó con una carga orgánica de 20 g DQO/Ld y una remoción de DQO de 70%.

El reactor termofílico trabajó a una carga orgánica de 35 g DQO/Ld, lo que provocó la evacuación de lodo y la desestabilización del proceso.

Los autores concluyen que el arranque de un reactor anaerobio UASB puede ser mejorado cuando se utilizan pequeños cubos como soporte inicial para la biomasa.

Balaguer *et al.* (1991) reportaron el tratamiento anaerobio de las vinazas de vino en un reactor de lecho fluidificado, con soporte de piedra pómez. Esta piedra es un material poroso, que permite la adición de microorganismos en su superficie. Este soporte es más barato comparado con los soportes convencionales.

Para reducir el periodo de arranque y para un rápido desarrollo de la biopelícula usaron metanol. Los autores lograron disminuir el periodo de arranque de 50 días y una carga de 2.6 kg DQO/m^3 d (Stephenson y Lester, 1986) a 40 días y una carga de 4.8 kg DQO/m^3 d.

El control del reactor se llevó a cabo por alcalimetría con dos puntos finales en la titulación (5.75 y 4.3).

El inóculo utilizado fue una mezcla de lodos anaerobios de un reactor UASB que trata agua con almidón de papa y de un digestor de estiércol de cerdos. El TRH manejado fue de 2.48 días.

Los autores lograron con cargas orgánicas por abajo de 5 kg DQO/m^3 d, remociones en DQO del 90% y no tuvieron grandes problemas de acumulación de

AGV, mientras tanto, la remoción de sólidos volátiles fue alrededor del 80% La baja carga orgánica permitió alcanzar estos altos niveles de eficiencia en remoción de DQO.

Ellos concluyen que el tratamiento anaerobio de vinaza en un reactor de lecho fluidificado es factible ya que se logra una operación estable, con altas remociones de DQO y una producción simultánea de biogás. Además que el tratamiento de vinaza puede efectuarse sin la adición de nutrientes y sin la neutralización del pH.

Tielbaard (1992) hizo una recopilación de las experiencias sobre el tratamiento anaerobio de vinazas en la India con reactores UASB.

Las características de la vinaza proveniente de la India se muestran en la tabla 3.1.

Esta referencia indica que en 1987 se empezó un estudio a nivel planta piloto, para determinar la factibilidad del tratamiento de vinaza de la India con reactores UASB. Se empleó una relación de DQO:N:P de 350:5:1, para un óptimo crecimiento de la biomasa. La planta consistió de un reactor UASB de 3.75 m^3 , el cual se inoculó con 1 m^3 de lodo granular holandés.

Los mejores resultados fueron obtenidos después de 1.5 años y solo por un periodo de 2 meses, luego el reactor tuvo un mal desempeño.

Los resultados del estudio fueron una eficiencia de remoción de DQO alrededor del 70% a una carga volumétrica de 10 kg DQO/m^3 d. Se concluye que aún con una dilución de la vinaza 1:1, ésta parece ser tóxica debido a la combinación de un alto contenido de sales, especialmente de potasio, concentraciones altas de AGV, H_2S presente y muy posiblemente a los componentes caramelizados.

En el arranque a nivel industrial, se usaron dos reactores con un volumen de 1875 m^3 cada uno y fueron inoculados con 400 m^3 de lodo, la temperatura en los reactores fue de 20 °C, y la carga inicial de 0.5 kg DQO/m^3 d, la vinaza se diluyó al 10% y se neutralizó con cal, además se adicionaron urea y ácido fosfórico como fuentes de nitrógeno y fósforo.

El incremento de AGV fue notable (de 15 a 40 meq/L), lo cual provocó una operación inestable. En laboratorio, la actividad metanogénica del lodo fue mala con ácido acético como sustrato, debido a la falta de nutrientes.

En una etapa posterior el reactor se rearrancó con diferentes condiciones de operación. La carga orgánica se aumentó cuando los AGV fueron < 20 meq/L. Se disminuyó el flujo de la recirculación y se adicionaron pequeñas cantidades de Ni y Mo, la DQO osciló de 25 a 30 g/L.

Con todos los cambios realizados se obtuvieron mejores resultados; por ejemplo, la producción de biogás fue de 35 a 40 m^3/m^3 de vinaza, con un contenido de metano de 60 a 65%, con una actividad metanogénica al ácido acético de 0.46 La cantidad de lodo evacuado fue poca en comparación con la primera etapa.

El autor (Tielbaard,1992) concluyó que la vinaza puede ser tratada por un proceso UASB; sin embargo, se debe diluir la vinaza a menos de 50 g/L de DQO para obtener mejores resultados. El agua de dilución puede ser el agua de enfriamiento de los fermentadores o de los condensadores.

Vlissidis y Zouboulis (1993) trabajaron con un reactor de contacto anaerobio termofílico para el tratamiento de las vinazas. Los mejores resultados que obtuvieron fueron a una carga orgánica volumétrica arriba de 6 kg DQO/m^3d con una producción diaria de biogás de 2.5 m^3/m^3 reactor (76% de CH_4).

El proceso fue dividido en dos etapas. La capacidad del primer reactor fue de 2000 m^3, y la del segundo reactor 40 m^3 . El primer reactor (contacto anaerobio) operó bajo las siguientes condiciones: pH, 7; temperatura, 51°C; carga orgánica 7 kg DQO/m^3 d y TRH, 11 días.

El segundo reactor, que es un floculador precipitador, fue operado como un proceso semicontinuo. Con el uso de este proceso se observaron algunas ventajas, tales como: la precipitación del lodo por la adición de cal, la adsorción de ciertas cantidades de CO_2 del biogás beneficiando el contenido de metano.

Los autores reportan remociones de DQO del 80%, un pH de 7 a 8 en el efluente, una composición en el biogás de 76% metano, 22% dióxido de carbono, 1% hidrógeno y 0.08% ácido sulfhídrico.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

TABLA 3.1 CARACTERÍSTICAS DE LAS VINAZAS EMPLEADAS POR DIFERENTES AUTORES.

PARÁMETROS		NOYOLA Y BRIONES (1988)	IZA Y LETTINGA (1989)	BALAGUER *et al* (1991)	TIELBAARD (1992)
pH		4.8	4.0	4.0	3.4 - 4.5
DQOt	g/L	93.8	65- 108	27. 5	60 - 160
DQOs	g/L	90.1	—	14. 5	—
DBO5	g/L	—	—	—	.27 - 52
STT	g/L	98.1	62. 91	22. 05	50 - 140
STV	g/L	70.7	35. 96	14. 9	—
STF	g/L	27.4	—	—	—
SST	g/L	18.8	—	10. 0	2 - 14
SSV	g/L	9.3	—	1. 10	—
SSF	g/L	9.5	—	—	—
AGV	meq/L	—	258.1	—	170 - 400
NTK	mg/L	—	374.5	—	330 - 1730
$N\text{-}NH_4^+$	mg/L	100	—	50	55 - 900
N org.	g/L	1.7	—	—	—
$P\text{-}PO_4^{3-}$	mg/L	—	23. 9	—	19 - 184
$SO_4^=$	g/L	—	2. 65	—	3 - 16
Cl^-	g/L	—	2. 73	—	—
K^+	g/L	—	—	—	4 - 10

3.1.1 Comparación

En la mayoría de las referencias revisadas se reportan altas remociones de DQO (70 a 90%) con bajas cargas orgánicas, como en el caso de Balanguer *et al.* (1991), quien trabajó con una carga orgánica de 4.8 kg. DQO/m^3d y logró una remoción de DQO del 90%.

Por otro lado, a altas cargas orgánicas, la mayoría de los procesos sufren complicaciones en su desempeño, tal es el caso de Porres y Calzada (1990) quienes

trabajaron con una carga orgánica de 57 kg DQO/m^3 d y un TRH de 1.4 días, por lo que su reactor se acidificó. Noyola y Briones (1988) tuvieron problemas con su reactor al alimentar vinaza al 100% y trabajar un TRH de 2.5 días. Las remociones de DQO que ellos lograron fueron de 38%. Finalmente, Tielbaard (1992), sólo logró operar bajo una estabilidad aparente durante dos meses.

En este contexto, el presente trabajo es importante ya que en México hay muy pocas investigaciones sobre el tratamiento biológico de las vinazas Campos *et al.*, (1995). Esta investigación espera complementar una serie de trabajos realizados en el Instituto de Ingeniería, con el fin de encontrar las condiciones de operación más adecuadas que permitan el buen funcionamiento de un reactor UASB con altas eficiencias de remoción de DQO, respetando aspectos técnicos y económicos.

3.2 PURIFICACIÓN DE BIOGÁS

Los constituyentes del biogás, tales como el ácido sulfhídrico y el bióxido de carbono, pueden tener efectos corrosivos sobre el recipiente que los contiene y dado que el biogás está saturado con vapor de agua, la velocidad de corrosión es muy rápida (Constant.,1989).

Por otro lado, el H_2S es inhibidor del proceso de digestión o reacción anaerobia, como se mencionó en el capítulo 2. Su control por abajo de niveles inhibitorios es una opción para mejorar el tratamiento anaerobio de las vinazas.

El H_2S es altamente corrosivo para los metales, particularmente cobre, hierro y acero suave. Este ácido se origina por la reducción de los sulfatos presentes en el agua residual, mediante la acción de las bacterias sulfato-reductoras como se explicó en el subcapítulo 2.2.

A continuación se muestran los equilibrios de la disociación del ácido sulfhídrico en agua.

$$H_2S(g) \rightleftharpoons H_2S(l) \underset{pK1=7}{\rightleftharpoons} H^+ + HS^- \underset{pK2=12.92}{\rightleftharpoons} H^+ + S^= \qquad (3\text{-}1)$$

Durante su combustión, el ácido sulfhídrico es oxidado hasta bióxido (SO_2) y trióxido de azufre (SO_3). Estos compuestos reaccionan con el vapor de agua, lo que provoca la formación de ácido sulfuroso (H_2SO_3) y ácido sulfúrico (H_2SO_4). Los ácidos formados corroen rápidamente a los metales, especialmente después de la condensación, cuando se acumulan localmente. Por lo tanto, la remoción del ácido sulfhídrico de la corriente gaseosa es necesaria.

El bióxido de carbono puede ser un agente corrosivo cuando es sometido a altas presiones en presencia de agua, debido que el CO_2 en solución lleva a la formación de ácido carbónico (H_2CO_3).

3.2.1 REMOCIÓN DE BIÓXIDO DE CARBONO (CO_2)

Se pueden usar diferentes procesos para remover el bióxido de carbono de una corriente de gas. A continuación se describen brevemente algunos procesos para separar el CO_2 del biogás. Castro y Rivas, (2001), mencionan diversos procesos para la purificación de biogás.

a) Absorción física con agua

La purificación con agua puede realizarse aprovechando las diferentes solubilidades de los componentes del biogás (metano, bióxido de carbono y ácido sulfhídrico) en este disolvente.

El volumen de agua al ser usado varía en forma inversamente proporcional con la presión de trabajo; a bajas presiones el volumen requerido es extremadamente grande. Por esta razón, es más apropiado operar el lavador después de haber comprimido el biogás.

Se ha reportado que el lavado de gas a una presión entre 13.6 a 20.4 atm reduce el contenido de CO_2 a cerca del 4 y 5% (Coombs y Meynell, 1983; citado por Constant *et al.*,1989).

Por otro lado, la unidad para comprimir el biogás incrementa el costo del proceso y habrá que tomar en cuenta las pérdidas de metano por la solubilización del mismo en el agua.

b) Remoción con óxido de calcio

El bióxido de carbono puede reaccionar con cal viva y ser removido del sistema de acuerdo a la siguiente reacción.

$$CaO + CO_2 \longrightarrow CaCO_3 \qquad (3\text{-}2)$$

Sin embargo, se requieren grandes cantidades de reactivo, al menos 56 g de CaO para reaccionar con 44 g de CO_2 . Esto significa que para tratar 1 m^3 de biogás que contiene el 30% de CO_2 se requiere un mínimo de 750 g de CaO.

c) Lavado de biogás con soluciones alcalinas no regenerables

Los hidróxidos alcalinos y carbonatos en solución reaccionan con CO_2 generando precipitados que pueden ser eliminados del sistema.

$$2\,KOH + CO_2 \rightleftharpoons K_2CO_3 + H_2O \qquad (3\text{-}3)$$

$$K_2CO_3 + CO_2 + H_2O \rightleftharpoons 2\,KHCO_3 \qquad (3\text{-}4)$$

$$2\,NaOH + CO_2 \rightleftharpoons Na_2CO_3 + H_2O \qquad (3\text{-}5)$$

$$Ca(OH)_2 + CO_2 \rightleftharpoons CaCO_3 + H_2O \qquad (3\text{-}6)$$

De los reactivos mencionados, la cal apagada ($Ca(OH_2)$) parece ser el reactivo más apropiado por su disponibilidad y su bajo precio. Con hidróxido de potasio y de sodio, el H_2S también es removido.

d) Remoción de bióxido de carbono con soluciones regenerables de carbonato de potasio

La reversibilidad de los enlaces químicos formados entre carbonato de potasio y bióxido de carbono es explotada en algunos procesos industriales, la regeneración se lleva a cabo por la reducción de presión con adición de calor.

e) Lavado con etanolaminas

Las soluciones acuosas de varias etanolaminas son usadas para el lavado selectivo tanto de CO_2 como de H_2S.

$$2\ OH\text{-}R\text{-}NH_2\ (aminas) + H_2O + CO_2 \rightleftharpoons (HO\text{-}R\text{-}NH_3)_2\ CO_3 \qquad (3\text{-}7)$$

Las aminas empleadas son: metanolaminas (MEA), dietanolamina (DEA), trietanolamina (TEA), metildietanolamina (MDEA), di-isopropanol-amina(DIPA), diglicolamina (DGA).

La absorción se realiza a altas presiones, y en muchos casos la regeneración se lleva a cabo por la reducción de presión y el suministro de calor, dependiendo del proceso.

f) Absorción física con carbonato de propileno

En un nuevo proceso, el carbonato de propileno anhídro se usa para la absorción física de CO_2, H_2S y H_2O. Se trabaja a presiones por arriba de 20 bar y temperaturas por abajo de 0°C. El solvente es regenerado por un efecto flash. Este proceso parece ser interesante desde un punto de vista económico para plantas industriales, pero no para plantas pequeñas.

g) Purificación por membranas

La separación de gases por membranas se basa en las diferentes velocidades de permeación del gas en algunos materiales poliméricos. La permeabilidad de una molécula de gas (Pg) en un polímero dado se describe como el producto de su coeficiente de solubilidad (Sg) y su coeficiente de difusión (Dg) en el polímero de interés.

$$Pg = Sg * Dg \qquad (3\text{-}8)$$

El transporte de moléculas a través de una membrana polimérica ocurre en solución y del lado de alta presión o alta concentración la molécula atraviesa a la membrana por difusión, la desorción se lleva a cabo en el lado de baja concentración.

Bajo ciertas condiciones, el CO_2 y H_2S cruzan la membrana de 10 a 20 veces más rápido que CH_4 , mientras que el agua lo hace 200 veces más rápido que el metano. Algunas ventajas de las membranas sobre métodos convencionales de separación son:

su bajo peso, la simplicidad y flexibilidad de operación, la ausencia de corrosión y además que no es necesaria la regeneración.

h) Mallas moleculares

Las mallas moleculares son capaces de separar materiales de acuerdo al tamaño molecular de la malla, así como de su configuración. Las mallas pueden ser construidas de carbón o cristales sintéticos de aluminosilicatos o de zeolitas.

Una malla molecular del tipo 4 A° significa que la malla molecular tiene el tamaño del poro de 4 Angström y teóricamente es capaz de remover H_2S, CO_2 y O_2 del biogás. Sin embargo, si existe alguna entrada de aire que se mezcle con el biogás, la concentración de metano que se obtiene es limitada ya que el nitrógeno no es retenido, al menos con la malla de carbón.

Para la regeneración de esta malla se aplica calor y presión. Las eficiencias de purificación de metano en la corriente del biogás ausente de agua pueden llegar a ser mayores del 99%.

3.2.2 REMOCIÓN DE ÁCIDO SULFHÍDRICO (H_2S)

Existen diferentes procesos para la remoción del ácido sulfhídrico de una corriente gaseosa. Algunos de ellos pueden eliminar simultáneamente tanto H_2S como CO_2 y algunos sólo eliminan H_2S. A continuación se describen brevemente.

a) Absorción física con carbón activado

El ácido sulfhídrico se absorbe pobremente en el carbón activado, sin embargo en presencia de oxígeno se puede llevar a cabo una reacción catalítica, la que da como producto azufre elemental y vapor de agua.

$$2\ H_2S + O_2 \longrightarrow 1/4\ S_8 + 2\ H_2O \qquad (3\text{-}9)$$

El azufre elemental es absorbido en la superficie externa del carbón activado, lo que provoca una reducción en su capacidad de absorción. La actividad del carbón activado se recupera al aplicar vapor a 350°C.

b) Reacción química con óxidos de hierro

Las reacciones químicas involucradas en los procesos de remoción de ácido sulfhídrico con óxidos de hierro son las siguientes:

Remoción	$FeO + H_2S \rightleftharpoons FeS + H_2O$	(3-10)
	$Fe_2O_3 + 3\,H_2S \rightleftharpoons Fe_2S_3 + 3\,H_2O$	(3-11)
Regeneración	$FeS + 1/2\,O_2 \rightleftharpoons FeO + S$	(3-12)
	$Fe_2S_3 + 3/2\,O_2 \rightleftharpoons Fe_2O_3 + 3\,S$	(3-13)
Reacción global	$H_2S + 1/2\,O_2 \rightleftharpoons H_2O + S$	(3-14)

Este proceso es simple sin embargo, tiene algunas desventajas por ejemplo, mantener la regeneración contínua de los compuestos de hierro y/o remoción de la fase sólida formada. Otro inconveniente es la oxidación del Fe_2S_3 , ya que esta reacción es fuertemente exotérmica.

c) Reacción con compuestos no regenerables

Algunos hidróxidos alcalinos pueden reaccionar con ácido sulfhídrico de acuerdo a las siguientes reacciones:

$$NaOH + H_2S \rightleftharpoons NaHS + H_2O \qquad (3\text{-}15)$$

$$KOH + H_2S \rightleftharpoons KHS + H_2O \qquad (3\text{-}16)$$

$$Ca(OH)_2 + H_2S \rightleftharpoons CaS + 2\,H_2O \qquad (3\text{-}17)$$

La última reacción parece ser la mejor opción ya que la insolubilidad del sulfuro de calcio permite la evacuación de este compuesto del sistema. Como ya se mencionó, con estos sistemas también se remueve CO_2.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

d) Proceso regenerativo con sales de hierro

La oxidación del H_2S hasta azufre elemental se puede realizar por la reducción de quelato férrico a quelato ferroso y éste a su vez, es regenerado por oxidación con aire hasta quelato férrico. Mayor información se presenta en el inciso 4.2

e) Proceso regenerativo con carbonatos

El carbonato de sodio Na_2CO_3 y el carbonato de potasio K_2CO_3 reaccionan con ácido sulfhídrico de acuerdo a las siguientes reacciones:

$$Na_2CO_3 + H_2S \rightleftharpoons Na_2S + H_2CO_3 \qquad (3\text{-}18)$$

$$K_2CO_3 + H_2S \rightleftharpoons K_2S + H_2CO_3 \qquad (3\text{-}19)$$

La regeneración de estos compuestos se realiza con vapor de agua.

f) Oxidación microbiana

Este proceso consiste en el burbujeo del gas que contiene H_2S en una solución acuosa de sulfato de cobre, en esta solución el ácido sulfhídrico es precipitado como sulfuro de cobre CuS. Subsecuentemente la sal original de cobre es regenerada a través de la oxidación del sulfuro de cobre precipitado por las bacterias del género *Thiobacillus ferroxidans*.

4 METODOLOGÍA

4.1 DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO

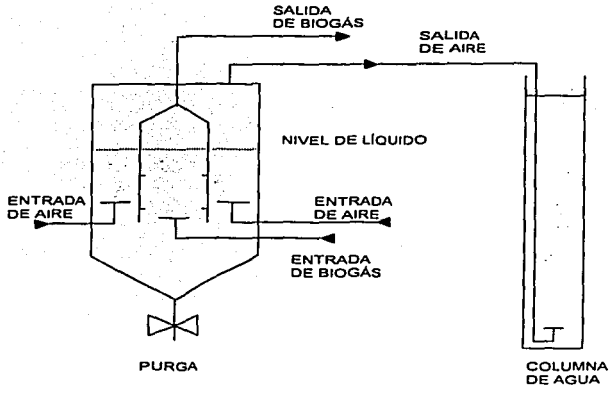
Se trabajó con dos reactores tipo UASB (1 y 2) construidos cada uno con una columna de vidrio de un diámetro interno de 8 cm, una altura de 45 cm y un volumen útil de 2300 mL.

La parte superior de cada reactor se selló con un tapón de hule, el cual contenía un embudo recolector de efluente y un sistema deflector, que tuvo la función de separar las fases sólido-líquido-gas. El biogás fue evacuado por un tubo de 1 cm. de diámetro colocado en el tapón de hule.

A cada reactor se le adaptó un sistema de lavado de biogás. Las soluciones lavadoras empleadas se detallan en el inciso 4.2. El sistema lavador del reactor UASB 1 consistió de una columna de vidrio con un diámetro de 6 cm y un volumen de 1000 mL. El biogás fue alimentado por la parte inferior de la columna mediante una bomba peristáltica. Una vez llevada a cabo la reacción, el biogás "lavado" fue recirculado hacia el reactor.

Para el reactor UASB 2 se emplearon 2 columnas de lavado (A y B). La primera columna empleada (A) fue semejante a la utilizada en el UASB 1 de lavado en lote. La columna B (lavado en continuo) fue instalada en sustitución a la anterior, construida con un tubo de vidrio de diámetro de 10 cm, altura de 27 cm y un volumen de 2120 mL. Dentro de este tubo se introdujo otro de menor diámetro (5.7 cm.), con la finalidad de separar la columna en dos zonas, una de lavado de biogás la cual contenía empaque de anillo tipo raschig y la otra de oxidación de la solución. La parte inferior de la columna contó con 3 orificios que correspondían a las entradas de aire, biogás y una de purga, mientras que en la zona superior sólo tenía 2 orificios uno para la salida de aire y otro para evacuar el biogás "lavado" (fig. 4.1).

En este último arreglo para lograr recircular el biogás hacia el reactor se tuvo que vencer la presión hidrostática del UASB 2, para lo cual fue necesario aumentar la presión del sistema de lavado. Esto se logró colocando una columna de agua (altura = 76 cm. y diámetro = 4 cm) a la salida de aire del lavador de biogás, lo que permitió mantener la presión interna del sistema, semejante o mayor a la presión hidrostática del reactor UASB 2.



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

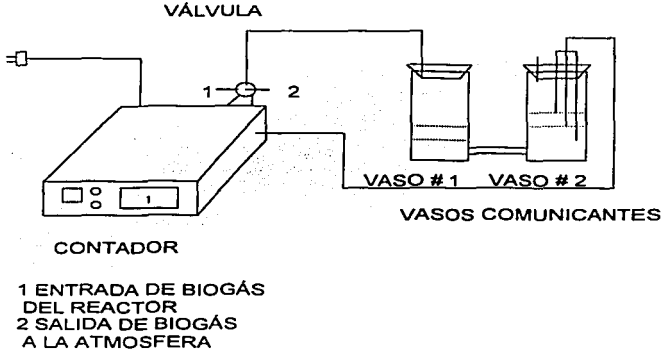
Fig. 4.1 Columna de lavado de biogás en continuo.

Los medidores de biogás (Fig. 4.2) son similares a los que propusieron Molleta y Albagnac (1982). La construcción de los medidores estuvo a cargo del Instituto de Ingeniería. Estos están formados por dos vasos comunicantes de (5.5 cm de diámetro y 12 cm de altura), una válvula solenoide, tres electrodos, un par de tapones de hule y un contador de ciclos. Los vasos contienen 50 mL de agua cada uno.

El biogás a cuantificar pasa a través de la válvula solenoide, para ser enviado a uno de los vasos comunicantes (vaso # 1), el cual está cerrado a la atmósfera con un tapón de hule, el biogás desplaza el líquido hacia el vaso # 2; éste, a diferencia del otro vaso, contiene tres electrodos a diferentes alturas (indicadores de nivel) y además permanece abierto a la atmósfera.

Uno de los electrodos está siempre sumergido en el agua, los restantes entran en contacto con el líquido a medida que éste sube o baja de nivel. Cuando el agua alcanza el electrodo más alto, la válvula solenoide se cierra impidiendo la entrada de biogás hacia el vaso # 1, el contador marca un ciclo y permite la evacuación del

biogás acumulado en el vaso # 1 a través del puerto 2 de la válvula solenoide, lo que provoca que el nivel del agua regrese a su estado original y deje de estar en contacto con los dos electrodos, momento en el cual la válvula solenoide se abre para iniciar otro ciclo.



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Fig. 4.2 Medidor de biogás

Las bombas utilizadas para la alimentación de la vinaza fueron de tipo peristáltico, (masterflex con cabezal No 14). Cada bomba tiene un controlador de velocidad y dirección, el cual permitió manejar un flujo adecuado.

4.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El proceso comenzó con la alimentación de vinaza diluída hacia el reactor UASB 1, mediante una bomba peristáltica. La degradación de materia orgánica se llevó a cabo en la parte baja del reactor donde se encontraba el manto de lodos, con lo cual se obtuvieron 2 corrientes, una líquida (agua con bajo contenido de materia orgánica) y otra gaseosa (metano, dióxido de carbono y ácido sulfhídrico).

El efluente líquido fue colectado en un recipiente de vidrio a la salida del reactor, mientras que el biogás generado se pasó a través de dos trampas de condensados, colocadas por encima del reactor con lo que se separó el líquido eventualmente arrastrado por el biogás.

El biogás pasó a través de un divisor de corriente, donde una parte se envió al medidor de gases para su cuantificación, mientras que la parte restante fue alimentada a la columna de lavado por medio de una bomba peristáltica . El arreglo se muestra en forma esquemática en la Fig. 4.3.

La columna de lavado del reactor UASB 1 contenía una solución de NaOH 6 N y fenolftaleína como indicador. En esta columna se eliminó CO_2 y H_2S de acuerdo a las siguientes reacciones:

$$CO_2 + 2\ NaOH \longrightarrow Na_2CO_3 + H_2O \qquad (4\text{-}1)$$

$$H_2S + 2\ NaOH \longrightarrow Na_2S + 2\ H_2O \qquad (4\text{-}2)$$

El biogás "lavado" con una alta fracción de metano fue recirculado por la parte inferior del reactor, para desorber el H_2S de la fase líquida y además crear una agitación en la cama de lodos con lo que se logró una buena distribución del influente.

Cabe mencionar que la solución de NaOH empleada para el lavado de biogás no es regenerable, por lo que fue necesario renovarla cada vez que ésta se agotaba, es decir cuando la solución incolora viraba a rosa (cambio de color de la fenolftaleína), lo que indica que reaccionó aproximadamente el 99.9 % de la concentración inicial de NaOH (Rodríguez, 1993).

En el reactor 2 se realizó prácticamente el mismo proceso, excepto que la columna de lavado de biogás solamente removió H_2S. En esta columna se utilizó una solución regenerable de EDTA/Fe (10/1). En las primeras tres etapas del experimento se empleó la columna A (lavado en lote). La regeneración de la solución se realizó burbujeando aire en una probeta completamente separada del sistema de lavado, el cambio de la solución agotada por la regenerada se realizaba diariamente. En la última etapa de experimentación se utilizó la columna B (lavado en continuo), con el propósito de mantener la solución de lavado en regeneración en todo momento,

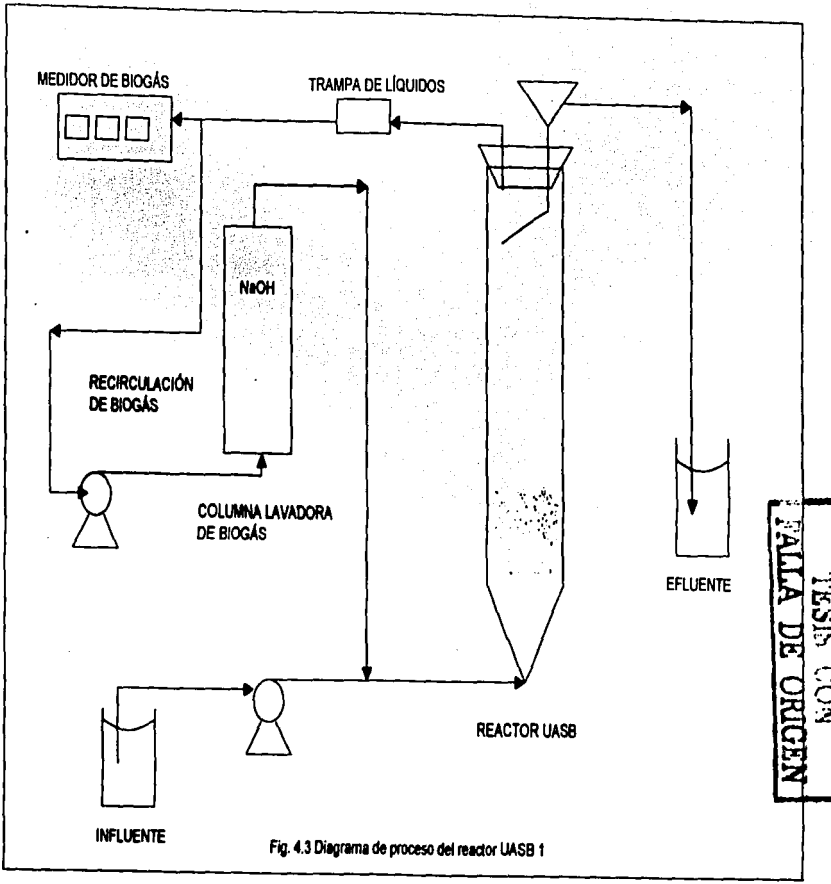


Fig. 4.3 Diagrama de proceso del reactor UASB 1

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

además de facilitar la operación del reactor. En la Fig. 4.4 se puede observar el diagrama de proceso del reactor UASB 2 con la columna B.

Las reacciones involucradas en la oxidación del azufre del ácido sulfhídrico a azufre elemental, mediante el quelato de Fe^{3+} son las siguientes (Thomson, 1980):

$$H_2S_{(g)} + H_2O_{(l)} \rightleftharpoons H_2S_{(aq)} + H_2O_{(l)} \qquad (4\text{-}3)$$

$$H_2S_{(aq)} \rightleftharpoons H^+ + HS^- \qquad (4\text{-}4)$$

$$HS^- \rightleftharpoons H^+ + S^= \qquad (4\text{-}5)$$

$$S^= + 2(\text{quelato Fe})^{3+} \rightleftharpoons S^0\downarrow + 2(\text{quelato Fe})^{2+} \qquad (4\text{-}6)$$

Como se puede observar, la ionización del H_2S se lleva a cabo a valores de pH altos por lo que la solución de lavado fue alcalinizada a pH de 10.

Para que el proceso sea eficiente, cuando el quelato de Fe^{3+} es usado para efectuar la oxidación del H_2S, es esencial que el quelato de Fe^{2+} formado sea rápidamente regenerado con el oxígeno del aire, en el mismo lugar o en una zona separada de reacción. Las reacciones de regeneración son las siguientes:

$$O_{2\,(g)} + 2\,H_2O_{(l)} \rightleftharpoons O_{2\,(aq)} + 2\,H_2O_{(l)} \qquad (4\text{-}7)$$

$$O_{2\,(aq)} + 2H_2O_{(l)} + 4\,(\text{quelato Fe})^{2+} \rightleftharpoons 4(OH)^- + 4(\text{quelato Fe})^{3+} \qquad (4\text{-}8)$$

Una vez que el hierro fue oxidado, es nuevamente capaz de oxidar al azufre del ácido sulfhídrico.

4.3 CONDICIONES DE ALIMENTACIÓN

Los dos reactores fueron utilizados en estudios previos (Espinosa y Noyola, 1992; Ilangovan y Noyola, 1993), sin embargo las condiciones de alimentación y los objetivos de los trabajos anteriores, fueron distintos a los ahora planteados.

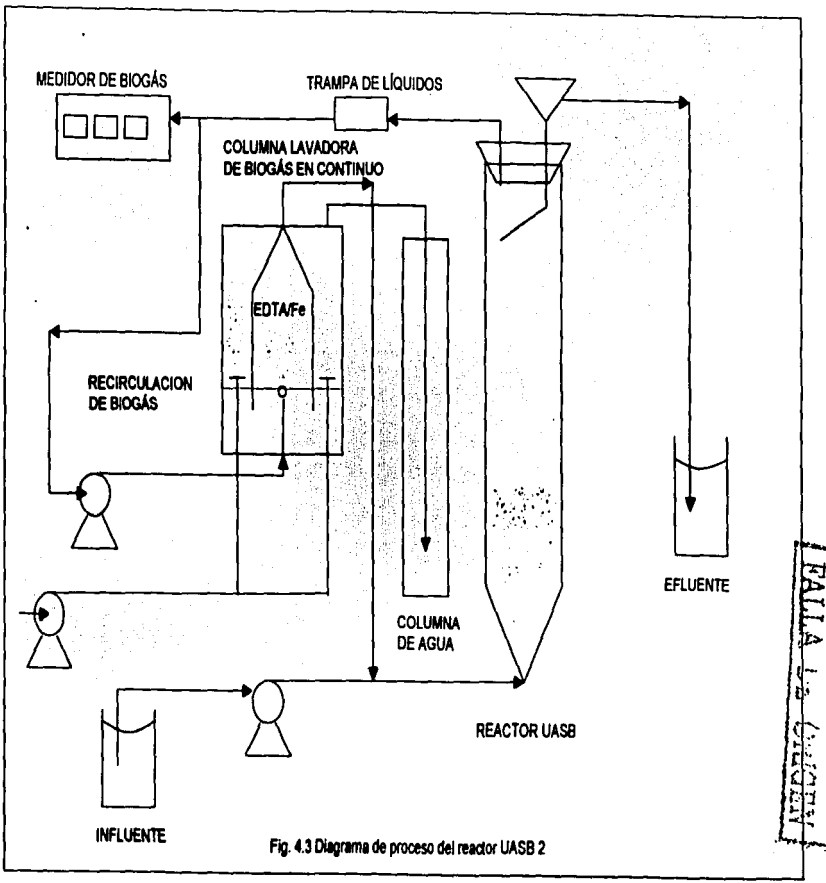


Fig. 4.3 Diagrama de proceso del reactor UASB 2

FALLA DE ORIGEN

Los reactores se inocularon con lodos de purga adaptados a anaerobiosis, del sistema de lodos activados de la planta de tratamiento de aguas residuales de la UNAM. La inoculación y arranque fueron descritos por Moreno *et al.*, (1990.)

Durante la experimentación se emplearon dos tipos de vinazas, una proveniente del ingenio Alianza Popular, ubicado en Tambaca en el estado de San Luis Potosí, y la otra del ingenio El Potrero, situado en Córdoba, Veracruz. En la tabla 4.1 se muestran las principales características de las vinazas utilizadas a lo largo de la investigación.

La vinaza proveniente de Tambaca se utilizó en el primer periodo de experimentación, mientras que la otra vinaza se empleó para las etapas restantes.

Como se puede observar, la primera vinaza contenía una mayor concentración de potasio, sulfatos y menor cantidad de DQO. De cualquier forma, estos parámetros comparados con otras aguas residuales son muy altos.

Por otro lado, ambas vinazas no contienen o están limitadas en micronutrientes esenciales (Co, Ni, Mo, Fe) para las bacterias metanogénicas. Por lo anterior, se plantearon las siguientes estrategias para incrementar la eficiencia del proceso de metanogénesis:

a) La adición de 2.6 y 6.0 g/L de magnesio ($MgSO_4 .6 H_2O$) a la alimentación del UASB 1, con el propósito de antagonizar el efecto inhibidor del potasio presente en la vinaza.

b) La adición de 18.5 mg/L de cobalto ($CoCl_2 .6H_2O$), 28 mg/L de níquel ($NiCl_2 .6H_2O$) y 0.2 mg/L de molibdeno ($(NH_4)_6Mo_7O_{24}.4H_2O$) en el UASB 1 mientras que en el UASB 2 se adicionaron 10 mg/L de cobalto, 15 mg/L de níquel, 0.2 mg/L de molibdeno y 100 mg/L de hierro. La concentración de estos metales se calculó de acuerdo a lo descrito en el Apéndice 1.

TABLA 4.1 CARACTERIZACIÓN DE LAS VINAZAS DILUIDAS EMPLEADAS EN LA EXPERIMENTACIÓN.

PARÁMETRO	VINAZA DEL INGENIO ALIANZA POPULAR	VINAZA DEL INGENIO EL POTRERO
Dilución (% v/v)	70	60
pH	4.38	4.7
DQO_t (g/L)	59.99	63.55
DQO_s (g/L)	51.71	57.74
$SO_4^=$ (g/L)	2.57	1.77
STT (g/L)	65.85	68.89
STV (g/L)	44.48	52.64
STF (g/L)	21.37	16.25
SST (g/L)	10	9.05
SSV (g/L)	7.86	6.98
SSF (g/L)	2.14	2.07
K (g)	7.86	4.68
Ni (g)	ND	0.468
Co (g)	0.06	ND
Mo (g)	ND	ND
Fe (g)	3.6	34.4

ND: NO DETECTADO

En ambos reactores el desarrollo experimental se dividió en cuatro etapas. Las condiciones de operación para cada reactor se muestran en las tablas 4.2 y 4.3.

TABLA 4.2 CONDICIONES DE ALIMENTACIÓN DEL REACTOR UASB 1.

PARÁMETROS	ETAPA 1	ETAPA 2	ETAPA 3	ETAPA 4
Vinaza (% v/v)	70.0	60.0	60.0	60.0
DQOt (g/L)	61.40	63.37	66.30	69.89
Carga orgánica (kg DQO/m^3d)	15.8	18.1	18.6	21.1
TRH (días)	3.9	3.5	3.5	3.3
Co (mg/L)	18.5	18.5	18.5	--
Ni (mg/L)	28.0	28.0	28.0	--
Mo (mg/L)	0.2	0.2	0.2	--
$MgSO_4.6H_2O$ (g/L)	2.6	2.6	6.0	--
Duración (días)	24	67	49	97

TABLA 4.3 CONDICIONES DE ALIMENTACIÓN DEL REACTOR UASB 2.

PARÁMETROS	ETAPA 1	ETAPA 2	ETAPA 3	ETAPA 4
Vinaza (% v/v)	70.0	60.0	60.0	60.0
DQOt (g/Ll)	59.84	63.56	68.59	68.80
Carga orgánica (kg DQO/m^3d)	14.9	18.5	21.2	21.8
TRH (días)	4.0	3.4	3.2	3.2
Co (mg/L)	--	--	10.0	10.0
Ni (mg/L)	--	--	15.0	15.0
Mo (mg/L)	--	--	0.2	0.2
Fe (mg/L)	--	--	100.0	100.0
Duración (días)	24	79	71	63

El criterio empleado para cambiar las condiciones de alimentación se basó en la estabilidad que presentara el proceso dentro de cada etapa. El parámetro seleccionado para poder medir la estabilidad del reactor fue la relación de alcalinidades (α).

4.4 ANÁLISIS FISICOQUÍMICOS

Los análisis fisicoquímicos que se realizaron a lo largo de la investigación con el propósito de mantener un seguimiento continuo de los reactores, se llevaron a cabo en el laboratorio de Ambiental del Instituto de Ingeniería de la UNAM. La tabla 4.4 muestra los parámetros analizados y su frecuencia.

TABLA 4.4 PARÁMETROS FISICOQUÍMICOS ANALIZADOS Y FRECUENCIA DE LOS ANÁLISIS.

PARÁMETROS ANALIZADOS	FRECUENCIA (Veces por semana)
PH	7
Alcalinidad	7
Demanda química de oxígeno (DQO)	6
Sólidos totales (ST)	6
Sólidos totales volátiles (STV)	6
Sólidos totales fijos (STF)	6
Sólidos suspendidos totales (SST)	6
Sólidos suspendidos volátiles (SSV)	6
Sólidos suspendidos fijos (SSF)	6
Ácidos grasos volátiles (AGV)	3
Sulfatos ($SO_4^=$)	3
Sulfuros ($S^=$)	3
Producción de biogás	7
Composición de biogás	7
Potencial REDOX	1
Conductividad	6
Análisis de metales (K,Ni,Co,Mo,Fe)	2

Dichos análisis se realizaron de acuerdo al *"Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater"* (APHA, AWWA, WPCF, 1990). A continuación se describen brevemente.

Demanda química de oxígeno DQO. La demanda química de oxígeno es una medición del oxígeno equivalente a la materia orgánica contenida en una muestra que es

susceptible a ser oxidada por un oxidante químico fuerte ($K_2Cr_2O_7$); es decir la DQO comprende el contenido orgánico total de un residuo, sea o no biodegradable.

Sólidos. Este análisis permite identificar las concentraciones del material suspendido y disuelto presente en un agua residual. Los materiales contaminantes ya sean suspendidos o disueltos se reportan como sólidos y éstos se dividen en: totales, volátiles y fijos.

Sulfatos. Los sulfatos se determinaron por método gravimétrico.

Sulfuros. Este análisis representa la cantidad de sulfuros totales contenidos en el agua. El método utilizado fue la precipitación de los sulfuros con acetato de zinc, para su posterior cuantificación por el método iodométrico.

Alcalinidad. Para determinar la capacidad amortiguadora del sistema se realizó una titilación a dos puntos finales de pH, 5.75 y 4.3, con ácido sulfúrico valorado a 0.1 N como titulador.

Producción de biogás. La producción de biogás se cuantificó por medio de un medidor de gas descrito en el apartado 3.1.

Análisis de biogás. La composición del biogás se determinó en un cromatógrafo de gases marca Fisher. El cromatógrafo estuvo equipado con un detector de conductividad térmica con una columna de tipo poropak Q y de acero inoxidable de 1/8 pulgada de diámetro exterior y 3 pies de longitud. El gas acarreador usado fue helio y las condiciones de operación son las siguientes:

Temperatura del detector:	150 °C
Temperatura de la columna:	50 °C
Corriente del puente:	150 mA
Atenuador:	4
Flujo de gas acarreador:	25 mL/min
Volumen de muestra:	0.5 mL

Metales. Para el análisis de metales se utilizó un espectrofotómetro de absorción atómica marca Perkin-Elmer. Los metales analizados fueron: Fe, Co, Ni, Mo, K y Mg.

5. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En este capítulo se muestran y discuten los resultados obtenidos durante los 7 meses de experimentación con los dos reactores UASB.

5.1 REACTOR UASB 1

La Tabla 5.1 muestra los promedios de diversos parámetros determinados en el reactor UASB 1. El análisis de resultados se lleva a cabo por etapas para cada reactor.

TABLA 5.1 RESULTADOS EXPERIMENTALES DEL REACTOR TIPO UASB 1.

PARÁMETROS	ETAPA 1	ETAPA 2	ETAPA 3	ETAPA 4
ALFA	0.36	0. 44	0. 32	0. 32
REM DQOt %	49	44	49	57
REM DQOs%	49	43	48	54
BIOGÁS L/d	12	15	17	21
BIOGÁS L/d (TPN)	8. 4	10. 5	12	14
*CH_4 %	71	76	75	73
*CO_2 %	27	20	22	24
$\frac{m^3 \text{ biogás}}{m^3 \text{ reactor.d}}$	5. 3	6. 7	7. 4	9. 1
$\frac{m^3 \ CH_4 \text{ (TPN)}}{kg \text{ DQO rem.}}$	0. 25	0. 34	0. 33	0. 34
ÁCIDOS:				
ACÉTICO mg/L	747	612	396	302
PROPIÓNICO mg/L	3803	5028	3669	1227
BUTÍRICO mg/L	101	128	17. 5	16. 5

*Nota: datos de metano y bióxido de carbono sin pasar por lavado de biogás

Como se mencionó en el capítulo anterior, este reactor contó con un sistema lavador de biogás, con una solución de NaOH donde se removió CO_2 y H_2S. Por otro lado, a la vinaza de alimentación se le adicionaron los micronutrientes (Co, Mo, Ni) esenciales para la metanogénesis y magnesio (Mg) para antagonizar el efecto

inhibitorio del potasio; este último se adicionó al sistema disolviéndolo en la vinaza de alimentación.

ETAPA 1

En la primera etapa, que comprende los primeros 24 días de la experimentación, se trabajó a una carga orgánica de 15.8 kg DQO/m^3d y un TRH de 3.9 días. En esta primera etapa, el pH promedio de la vinaza de alimentación fue de 4.12 y a la salida del reactor el valor de pH alcanzó un valor promedio de 7.76 (Fig. 5.1).

La relación de alcalinadades (α) varió de 0.41 a 0.31 (Fig. 5.2) con un promedio de 0.36, lo que indicó que el reactor se encontraba con una buena capacidad amortiguadora (Rojas, 1988 a,b).

En cuanto a los ácidos grasos volátiles (Fig. 5.3) es evidente que existe una acumulación, tanto de ácido propiónico (3.9 g/L) como de acético (0.75 g/L). Es importante destacar que algunos autores como Stronach *et al.*, (1986) reportaron que una concentración de ácido propiónico de 3 g/L, es inhibitoria para las bacterias metanogénicas.

La eficiencia en la remoción de DQO soluble fue del 49% (Fig 5.4 y tabla 5.1), lo que demuestra que hubo poca degradación de la materia orgánica. Lo anterior pudo ser debido a la combinación de varios factores como: una alta concentración de materia orgánica no biodegradable, de potasio, de cloruros, y sulfatos, así como un pH muy ácido en la vinaza de alimentación, conjunto que pudo haber provocado una acumulación de AGV (principalmente ácido propiónico) aunque esto no afectó la estabilidad del reactor.

La producción de biogás (Fig. 5.5) en promedio fue de 12 L/día con una composición de 71% CH_4 y 27% CO_2 .

ETAPA 2

Para la etapa 2 (día 25 al 92) se empleó un nuevo lote de vinaza (del ingenio El Potrero), el cual presentó mayor concentración de DQO (tabla 4.1), por lo que hubo que diluirla al 60%, a fin de mantener la misma concentración de la etapa anterior. La carga orgánica se incrementó a 18.1 kg DQO/m^3 d, básicamente por una disminución involuntaria del TRH de 3.87 a 3.5 días (tabla 4.2) y se mantuvieron las concentraciones de micronutrientes y del magnesio adicionados a la alimentación del reactor durante la etapa anterior.

En la Fig. 5.1 se observa un ligero incremento en el valor del pH del influente respecto a la etapa anterior (de 4.12 a 4.93), debido a la adición de alcalinidad en la vinaza de alimentación. El pH del efluente (7.70) prácticamente se mantuvo sin cambio respecto a la primera etapa.

En la Fig 5.2 se puede observar un incremento de alfa hasta un valor de 0.52, debido a una acidificación parcial del reactor. Por lo anterior, se hizo necesario la adición de $NaHCO_3$ (incremento de alcalinidad) con el propósito de lograr condiciones de pH favorables para el proceso. El bicarbonato de sodio se introdujo al sistema disolviéndolo en la vinaza de alimentación. La dosis de bicarbonato (alcalinidad) comenzó con 3 g diarios, para luego disminuir gradualmente hasta llegar a no adicionar el bicarbonato de sodio en el día 90. Veinte días después comenzar con la adición, el valor de alfa se estabilizó en un promedio de 0.47 y alrededor del día 90 la relación de alcalinidades descendió por abajo de 0.4. El promedio fue de 0.44 (tabla 5.2). Se requirió en total de 109 g $NaHCO_3$ durante este periodo.

Por otro lado, en la gráfica de AGV (Fig. 5.3) se observa un incremento considerable de ácido propiónico (de 3.9 a 5 g/L), mientras que el ácido acético (0.661 g/L) no mostró variación alguna y el butírico solo un ligero incremento de concentración a 0.117 g/l. El importante aumento en la concentración del ácido propiónico explica, por lo tanto, los altos valores de alfa en este periodo. Este aumento del ácido propiónico se debió probablemente al cambio de vinaza y al incremento involuntario de carga orgánica de 15.8 a 18.1 kg DQO/m^3d.

La remoción de DQO decreció hasta un 43% como consecuencia del incremento de las concentraciones de AGV y por lo tanto, de la acidificación del reactor, sin embargo

la producción de biogás alcanzó un valor promedio de 15 L/día con una composición del 76% CH_4 y 20% CO_2 (tabla 5.1).

Hasta este momento no se apreció ningún efecto favorable del ión magnesio como antagonizante del efecto inhibitorio del potasio, por lo que se decidió incrementar la concentración a 6 g/L de sulfato de magnesio, dando paso a la etapa 3.

ETAPA 3

En la etapa 3, que abarca del día 93 al 142 se alimentó el sistema a una carga orgánica de 18.6 kg DQO/m^3d y un TRH de 3.5 días. El pH promedio de la alimentación fue de 4.65 en tanto que a la salida del reactor fue de 7.7 (Fig. 5.1).

La relación de alcalinidades en este periodo presentó grandes fluctuaciones (Fig. 5.2), debidas probablemente a la adaptación del sistema a las altas concentraciones de magnesio. Sin embargo, se logró estabilizar el reactor con una α de 0.32 (tabla 5.1).

A pesar de las variaciones de α, la concentración del ácido propiónico se redujo a 3.6 g/L, en comparación con la etapa anterior (5 g/L). Sin embargo, el ácido acético sólo decreció a 0.393 g/L y el butírico fue casi nulo (Fig. 5.3 y tabla 5.1).

La reducción de las concentraciones de AGV repercutió indudablemente en la remoción de DQO, la cual alcanzó un valor del 51% (día 129) con un promedio del 48% (Tabla 5.1), muy similar al de la etapa uno. Por otro lado, la producción de biogás se estabilizó en 17 L/día (75% de CH_4 y 22% de CO_2).

ETAPA 4

En este último periodo (día 143 al 240), se suspende la adición tanto de sulfato de magnesio como de micronutrientes (Mo, Co, Ni). El reactor trabajó con una carga orgánica de 21.1 kg DQO/m^3 d, la más alta carga comparada con las etapas anteriores y un TRH de 3.3 días.

Para esta etapa el pH en la vinaza de alimentación fue de 4.73 y 7.75 para el efluente (fig. 5.1). Al principio de esta etapa el valor de alfa (día 145) fue de 0.3; sin embargo, 17 días después este valor se incrementó a 0.4, debido a falla en el

voltaje de la bomba de alimentación, incrementando la carga orgánica por un día, posteriormente decreció a un valor de 0.3 (día 180). El día 222 el valor de alfa decreció hasta 0.22 (Fig. 5.2). El promedio de la relación de alcalinidades fue 0.32.

En ausencia de adición de nutrientes, los AGV sufrieron un cambio no esperado, ya que las concentraciones de ácido propiónico y acético se abatieron por abajo de 1 g/L y 0.2 g/L respectivamente (día 185). Este comportamiento pudo deberse a que el cambio de la vinaza en la etapa 2 favoreció la degradación de ácido propiónico, ya que al aumentar el agua de dilución para mantener la vinaza al 60% se diluyó también la concentración de potasio y otros contaminantes con lo que los microorganismos lograron degradar al ácido propiónico después de un periodo de adaptación (etapas 2 y 3) .

Otra explicación posible de este comportamiento es que la adición de sulfato de magnesio para antagonizar al ion K, requirió un periodo de adaptación, como lo permite suponer el descenso en la concentración de propiónico en la etapa 3 y, al suspender la adición de esta sal, su acumulación así como la de los micronutrientes continuó activando dicho proceso. Kugelman y McCarty (1965) reportaron que la inhibición causada por una excesiva concentración de K o Na, puede ser antagonizada o minimizada por la adición de cantidades óptimas de los cationes Ca, Mg, NH_4 .

Por otra parte, en esta etapa se logran alcanzar las mejores remociones de DQO y de producción de biogás, como consecuencia del abatimiento del ácido propiónico. El promedio en remoción de DQO fue de 54% y la producción de biogás fue de 21 L/día con 73% CH_4 y 24% CO_2 (Tabla 5.1).

En este reactor, la remoción de DQO (54%) es mayor a la reportada por Porres y Calzada (1990) que fue del 49% a una carga orgánica de 22.7 kg DQO/m^3d. Sin embargo, Vlissidis and Zouboulis (1993) reportaron 88% de remoción de DQO pero a una carga orgánica baja de 6.57 kg DQO/m^3d. Estos mismos autores necesitaron adicionar alcalinidad externa como $Ca(OH)_2$ para neutralizar la vinaza de alimentación.

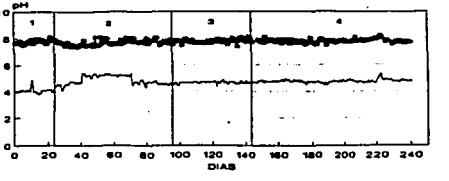


Fig. 5.1 Evolución del pH reactor 1

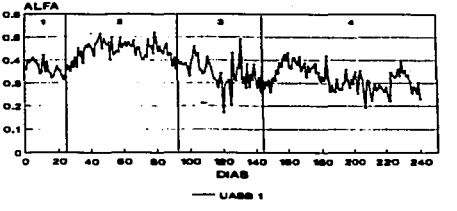


Fig. 5.2 Relacion de alcalinidades reactor 1

TESIS CON ORIGEN

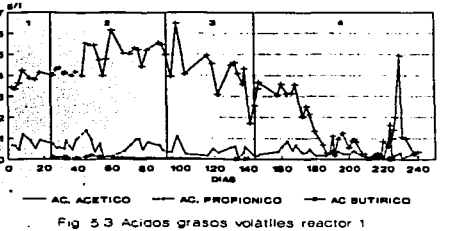


Fig 5.3 Acidos grasos volátiles reactor 1

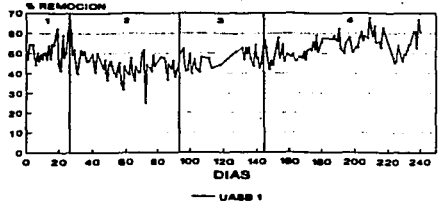


Fig. 5.4 % Remoción de DQOs reactor 1

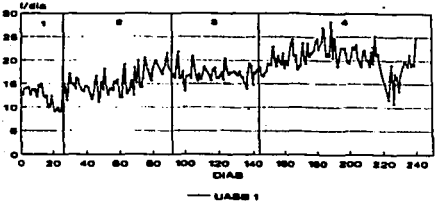


Fig. 5.5 Producción de biogás reactor 1

1 VINAZA DE TAMBORA AL 70 % (v/v)
5.0 g/l DE SULFATO DE MAGNESIO
Ni 25 mg/L Co 10.0 mg/l Y Mo 0.2 mg/l
2 VINAZA DE POTRERO AL 60 % (v/v)
MICRONUTRIENTES (Ni, Co Y Mo)
Y SULFATO DE MAGNESIO
3 INCREMENTO DEL SULFATO DE MAGNESIO
DE 5.0 A 8 g/l
VINAZA DE POTRERO AL 60 % (v/v)
Y MICRONUTRIENTES (Ni, Co Y Mo)
4 SIN ADICION DE MICRONUTRIENTES NI DE
SULFATO DE MAGNESIO
VINAZA DE POTRERO AL 60 % (v/v)

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Por otra parte Porres y Calzada (1990) reportaron una producción de biogás de 2.92 m^3 biogás/m^3 reactor, mucho menor a la alcanzada en este reactor; 9.1 m^3 biogás/m^3 reactor (tabla 5.1), lo cual se explica por la menor carga orgánica utilizada por esos autores.

Cheng *et al.*, (1985; citado por Sánchez *et al.*, 1993) desarrollaron una tecnología basada en el empleo de un sistema en dos etapas, la primera acidogénica y la segunda metanogénica. El sistema instalado a gran escala, opera a una carga orgánica de 13.6 kg. DQO/m^3 d con una eficiencia del 81% y una producción de biogás de 4.2 m^3 /m^3 d.

En cuanto a la relación de alcalinidades, Espinosa y Noyola (1992), reportaron que no lograron valores por abajo de 0.4 para cargas orgánicas de 18 kg DQO/m^3, mientras que en este trabajo, ya que se logró una α de 0.32 con una carga orgánica de 21.1 kg DQO/m^3d (Tabla 4.3 y 5.1). La diferencia entre ambos resultados parece ser la presencia de los micronutrientes y el magnesio adicionado en este estudio.

5.2 REACTOR UASB 2

Este reactor contó con un sistema de lavado de biogás que removió H_2S de la corriente de gas y recuperó azufre elemental. La solución lavadora (EDTA/Fe) se regeneró por aeración. Para las primeras tres etapas se empleó una columna de lavado en lote (batch) y, en la última etapa, se utilizó el sistema lavador en continuo. En el tercer periodo, se adicionaron 10 mg/L de cobalto, 15 mg/L de níquel, 100 mg/lL de hierro y 0.2 mg/L de molibdeno.

En la tabla 5.2 se muestran algunos de los resultados obtenidos para el reactor UASB 2.

TABLA 5.2 RESULTADOS EXPERIMENTALES DEL REACTOR TIPO UASB 2.

PARÁMETROS	ETAPA 1	ETAPA 2	ETAPA 3	ETAPA 4
ALFA	0. 36	0. 48	0. 31	0. 26
REM DQOt %	41. 4	43. 8	57. 1	59. 6
REM DQOs%	39	42. 0	55	57
BIOGÁS L/d	11	15	21	21. 3
BIOGÁS L/d (TPN)	7. 6	10. 2	14 3	14. 5
*CH_4 %	53	52	52	60
*CO_2 %	46	44	46	39
m^3 biogás / m^3 reactor d	4. 8	6. 5	9. 1	9. 2
m^3 CH4 (TPN) / kg DQO rem.	0. 17	0. 25	0. 26	0. 28
ÁCIDOS:				
ACÉTICO mg/L	835	1070	167	141
PROPIÓNICO mg/L	4206	5328	303	285
BUTÍRICO mg/L	68	202. 4	N.D.	N.D.

*Nota: Datos de metano y bióxido de carbono sin pasar por lavado de biogás

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

ETAPA 1

En esta primera etapa (día 1 al 24) se alimentó a un TRH de 4.0 días y una carga orgánica de 14.9 kg DQO/m^3 d. En la Fig. 5.6 se observa un pH promedio de alimentación de 4.5 y de efluente de 7.66.

En la gráfica de relación de alcalinidades (Fig. 5.7), se puede observar un descenso del valor de alfa de 0.49 (día 4) hasta muy cerca de 0.3 (día 18). En este periodo, el reactor tiene un comportamiento semejante al UASB 1 (etapa 1). El promedio de alfa también fue de 0.36 (tabla 5.2).

En la Fig. 5.8 se observa una acumulación de AGV; la concentración más alta correspondió al ácido propiónico, con un valor promedio de 4.2 g/L seguido del

acético con 0.84 g/L (tabla 5.2), muy similares a las concentraciones del UASB 1 (tabla 5.1).

La remoción de DQO (Fig. 5.9) mostró un valor bastante bajo, de 39%. Sin embargo, es conveniente recordar que se manejaron cargas orgánicas altas, además de que la vinaza contiene una gran cantidad de sales inorgánicas, así como la ausencia de nutrientes esenciales para la biodegradación anaerobia. La producción de biogás fue de 11 L/día con 53% de CH_4 y 46% de CO_2 (tabla 5.2).

ETAPA 2

En esta etapa (día 25 al 104), se cambió la procedencia de la vinaza y la carga orgánica se incrementó a 18.5 kg DQO/m^3 d, con un TRH de 3.44 días. Debido a lo anterior el reactor tendió a acidificarse y el valor de alfa llegó a 0.5 (el día 40), por lo que fue necesario agregar $NaHCO_3$ en la alimentación, de igual forma que en el reactor UASB 1. En este caso, el pH del influente fue de 5.19 y en el efluente se mantuvo en 7.6. Se requirió un total de 231 g $NaHCO_3$, 122 g más que en UASB 1.

La adición del bicarbonato de sodio ayudó a mantener la relación de alcalinidades alrededor de 0.45. Sin embargo, el día 72, el alfa se incrementa nuevamente a 0.51, por la disminución gradual de la alcalinidad externa (Fig. 5.7). El reactor permaneció estable al finalizar el periodo con un valor promedio de 0.48 (Tabla 5.2).

Por otra parte, la presencia de AGV's se incrementó al cambiar la vinaza (Fig 5.8). El ácido propiónico alcanzó un valor de 5.3 g/L mientras que para el acético fue de 1.06 g/L, y el ácido butírico se presentó en 0.202 g/L, lo cual fue un comportamiento semejante al del UASB 1 para esta etapa, con excepción del acético que se incrementó mayormente en el UASB2.

Con respecto a la remoción de DQO soluble se tiene una pequeña diferencia ya que sólo se aumentó en un 3.5 % respecto al periodo anterior (de 38.5 a 42%). Sin embargo, la producción de biogás aumentó gradualmente hasta alcanzar 15 L/día con 52% de CH_4 y 44% de CO_2 .

ETAPA 3

Para el periodo 3 (día 105 al día 176), se manejó una mayor carga orgánica de 21.2 kg DQO/m^3d a un TRH de 3.23 días y se añadieron 15 mg/L de Ni, 10 mg/L de Co, 0.2 mg/L de Mo y 100 mg/L de Fe, según lo recomendado por Weiland y Rozzi (1991).

El pH inicial de la vinaza fue de 4.74 y el final fue de 7.79. Bajo estas condiciones se logró una disminución en el valor de alfa a un valor promedio de 0.31 (Fig. 5.7). El decremento en la relación de alcalinidades tiene su explicación en el comportamiento de los AGV.

En la gráfica de AGV (Fig. 5.8) se puede observar un descenso, tanto en la concentración de ácido propiónico como la de acético, después de veinte días de haber iniciado la adición de los micronutrientes (Fe, Co, Mo, Ni).

Esto sugiere una estimulación de los micronutrientes hacia la biomasa, lo que se vió reflejado en una remoción de los AGV y como consecuencia de esto, el valor de alfa se reduce hasta lo recomendado para un reactor anaerobio. La concentración promedio de ácido propiónico fue de 3030 mg/L y la de acético 167 mg/L. Tielbaard (1992) reportó que la actividad metanogénica de un lodo anaerobio se elevó, después de la adición de micronutrientes. Sin embargo, Balaguer *et al.* (1991), reportaron que la vinaza de vino puede ser tratada sin la adición de micronutrientes y sin ninguna neutralización en el pH del influente.

La remoción de DQO aumentó casi inmediatamente en un 13% (de 42 a 55%) debido al abatimiento de AGV. La remoción promedio fue de 54.8% y la producción de biogás aumentó a 21 L/día (52% en CH_4 y 46% CO_2).

ETAPA 4

Esta última etapa abarca del día 177 al dia 240, periodo en que se utilizó el lavador de H_2S en continuo. La carga orgánica fue de 21.8 kg DQO/m^3 d muy semejante a la de la etapa anterior (21.2 kg DQO/m^3 d), el pH en la vinaza fue de 4.73 y para el efluente fue de 7.80. El TRH fue de 3.16 días, el más bajo empleado en la experimentación. La relación de alcalinidades permaneció por abajo de 0.3, lo que demuestra una excelente estabilidad del reactor. Los AGV no causan problemas debido a sus bajas concentraciones.

El promedio de remoción de DQO soluble se incrementó a 57%, y la producción de biogás se mantuvo en 21.3 L/día (60% CH_4 y 39% CO_2). Iza y Lettinga (1989) reportaron 70% de eficiencia al trabajar con altas cargas orgánicas (20 kg DQO/m^3 d), con vinaza de jugo de caña.

Por otra parte, es importante mencionar que no se aprecia ningún cambio significativo en la estabilidad y resultados del reactor, cuando se incorpora el sistema lavador de gas en continuo.

En este reactor la remoción promedio de DQO fue del 57% sólo un 3% arriba del UASB 1. La carga orgánica fue también muy similar a la del reactor 1 (21 kg DQO/m^3 d).

Iza y Lettinga (1989), operaron un reactor UASB alimentado con vinazas de jugo de caña de azúcar con adición de nutrientes básicos, DQO's del 65 a 108 g/l y lograndó una remoción de DQO del 70% a una carga orgánica por arriba de 20 kg. DQO/m^3 d. Esta carga es muy parecida a las que se manejaron en la parte final de esta investigación. Sin embargo, las remociones de DQO no llegan a ser tan altas. Una explicación de lo anterior es que la vinaza procedía de la destilación de la fermentación alcohólica del jugo de caña concentrado, es más biodegradable que la procedente de melaza de caña, como fue el caso de este estudio.

Sanchez *et al.* (1985) trabajaron con un reactor UASB alimentado con vinaza diluida al 50 %, logrando una eficiencia de remoción de DQO del 71% con una carga orgánica de 23.3 kg. DQO/m^3 d y un TRH de 2 días.

Balaguer *et al.* (1992) trabajaron con una carga orgánica de 24.3 kg DQO/m^3 d y lograron una remoción de DQO del 89.2% y una producción de biogás de 9.98 m^3 /m^3 reactor, con vinaza de vino.

Por otra parte, la producción de biogás promedio alcanzada para el UASB 2 (9.2 m^3 /m^3 reactor) fue muy similar a la del UASB 1 (9.1 m^3 biogás /m^3 reactor). Espinosa y Noyola (1992) reportaron una producción de biogás de 10 m^3 /m^3 reactor a una carga orgánica de 23.8 kg DQO/m^3 d.

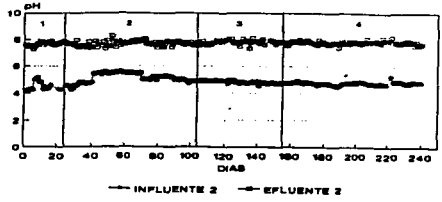


Fig. 5.6 evolución del pH reactor 2

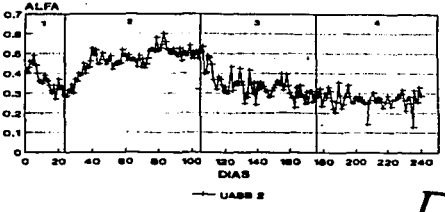


Fig. 5.7 Relación de alcalinidades reactor 2

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

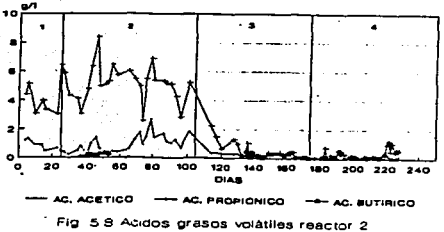


Fig 5.8 Acidos grasos volátiles reactor 2

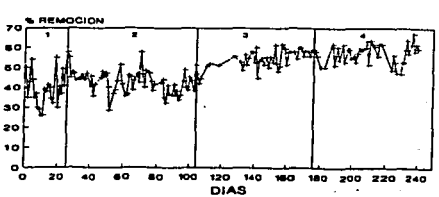


Fig. 5.9 % Remoción de DQOs reactor 2

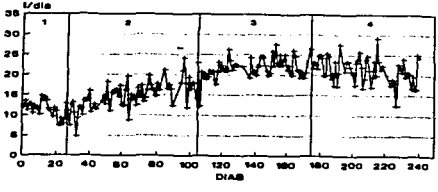


Fig. 5.10 Producción de biogás reactor 2

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

1 VINAZA DE TAMBACA AL 70 % (v/v)

2 VINAZA DE POTRERO AL 90 % (v/v)

3 ADICION DE MICRONUTRIENTES:
Fe 100 mg/l, Ni 50 mg/L Co 100g/L Mo 0.5 mg/l
Y VINAZA DE POTRERO AL 90 % (v/v)

4 CONTINUA ADICION DE MICRONUTRIENTES
CON VINAZA DE POTRERO AL 90 % (v/v) Y SE
IMPLEMENTA LAVADO DE BIOGAS EN CONTINUO

Las composiciones de CH_4 y CO_2 en el biogás fueron muy diferentes para cada UASB (tablas 5.1 y 5.2), debido al tipo de solución que se utilizó para el lavado de biogás en cada reactor.

Comparando a los dos sistemas en la etapa 4, se observa marcada remoción de los AGV con valores de α cercanos al 0.3 y altas producciones de biogás en ambos sistemas (20 L). Las eficiencias de remoción en DQO sobrepasan el 50%.

5.3 REMOCIÓN DE SÓLIDOS

La concentración de los sólidos suspendidos totales en la alimentación fue en promedio de 10 g/L, de los cuales una tercera parte se alimentó al reactor y el resto sedimentaba en el matraz de alimentación.

Es importante mencionar que los reactores UASB no fueron purgados durante toda la investigación, por lo que la biomasa anaerobia en exceso fue desalojada con el efluente (auto-purga), lo que dio como consecuencia una concentración promedio de sólidos suspendidos, en la vinaza tratada de 6 g/L.

En general, los sólidos totales de la vinaza presentaron alta fracción volátil con un promedio de 75%. La concentración de los sólidos totales fijos (16 g/L) se mantuvo sin cambio en el influente y el efluente (apéndice 3).

Un cambio importante en cuanto a las concentraciones de sólidos en general, se presentó cuando se utilizó un nuevo lote de vinaza (lote del ingenio El Potrero), es decir al iniciar el periodo 2. Esta vinaza contenía más sólidos volátiles y menos sólidos fijos en comparación con el lote proveniente de Tambaca, SLP (tabla 4.2).

La remoción de sólidos totales en el reactor UASB 1 alcanzó un valor promedio del 41%, mientras que para los sólidos totales volátiles llegó a ser del 58% durante los 4 periodos (Apéndice 3).

El reactor UASB 2 removió en promedio 43% de sólidos totales y de sólidos totales volátiles fue de 59%. Ambos reactores removieron prácticamente las mismas cantidades de sólidos. En los dos sistemas se alcanzaron remociones más altas que las reportadas por Porres y Calzada (1988), donde, para sólidos totales, la

remoción fue de 31.4% y para sólidos volátiles fue de 35%, a una carga orgánica de 23.2 kg DQO/m^3 d.

Vlissidis y Zouboulis (1993) reportaron altas remociones, tanto de sólidos totales como volátiles, (86 y 88% respectivamente). Sin embargo, ellos trabajaron con una carga orgánica de 6.57 kg. DQO/m^3 d, mucho más baja a las manejadas en este trabajo experimental. Sin embargo, Balaguer *et al.* (1991) reportaron una remoción de sólidos volátiles del 82% a una carga orgánica de 24.3 kg DQO/m^3 d, con vinaza de vino.

Por otra parte, para estimar la conversión de sustrato (Y) (kgSSV/kgDQO$_{removida}$) para cada reactor UASB, es necesario suponer que la biomasa del reactor se mantiene constante, es decir la biomasa generada es la biomasa que escapa con el efluente de cada reactor y que los sólidos a la entrada del reactor son retenidos y digeridos. Con ello para el reactor UASB 1 se tiene una Y= 0.05 kgSSV/kgDQO$_{removida}$ y para el reactor UASB 2 de Y=0.034 kgSSV/kgDQO$_{removida}$.

5.4 METALES

En las tablas 5.3 y 5.4 se muestran los resultados del análisis de los metales, tanto en el influente como en el efluente, para ambos reactores. En la tabla 4.1 se puede observar la alta concentración de potasio que contenía el primer lote de vinaza (7865 mg/L). Sin embargo, para el segundo lote el contenido de potasio fue menor (4684 mg/L), en parte por la mayor dilución de la vinaza.

Ilangovan y Noyola (1993) reportaron que la presencia de potasio en altas concentraciones en la vinaza limita la disponibilidad de los micronutrientes para las bacterias anaerobias, afectando su crecimiento y actividad.

Para el UASB,1 en la primera etapa, con adición de Ni, Co, Mo y Mg se encontró que el níquel se retuvo en un 64%, el cobalto en un 66% y el molibdeno no se detectó, ya que fue adicionado en cantidades muy pequeñas (0.2 mg/L). Por otra parte el magnesio no fue retenido en el reactor (Tabla 5.3), y el hierro fue retenido en un 74.2%.

Para la etapa 2, el níquel se retuvo en un 47.8%, el cobalto en 66.6% y el hierro en 62.5%.

En la siguiente etapa, cuando se incrementó la adición de sulfato de magnesio a 6 g/L, el magnesio tampoco fue retenido. Sin embargo, el níquel ahora fue removido del influente en un 57.4% y el cobalto en un 44%. Esto sugiere que aunque son retenidos en el reactor, no necesariamente son utilizados en forma inmediata por la biomasa, ya que hasta esta parte fue cuando se inició la mejoría en el sistema.

En la etapa 4 se suspende la adición de micronutrientes (Ni, Co, Mo), así como la adición del sulfato de magnesio al sistema, notándose inmediatamente la falta de Ni y Co en el influente, y manteniéndose la concentración original de Mg y hierro en la vinaza alrededor de 520 y 51 mg/L., respectivamente.

TABLA 5.3 ANÁLISIS DE METALES EN ELREACTOR TIPO UASB 1.

	ETAPA 1		ETAPA 2		ETAPA 3		ETAPA 4	
METAL	I	E	I	E	I	E	I	E
K mg/L	7354	7868	4582	6171	5054	6062	4445	5602
Mg mg/L	768	1072	912	715	1170	1018	520	645
Ni mg/L	20	10	28	14. 6	27	11. 5	0. 68	ND
Co mg/L	18	6	15	5	18	10	ND	ND
Fe mg/L	66	17	40	15	45	9	51	10

I: influente, E: efluente, ND: no detectado

El límite de detección para el molibdeno en el equipo de absorción atómica considerando la dilución empleada fue de 0.03 mg/L, para Ni fue 0.009 mg/L y para Co 0.01 mg/L.

Los valores de Mo no se reportan debido a que se adicionarron 0.2 mg/L, pero al preparar las muestras para el espectrofotómetro se realizó una dilución de 20, lo que llevó la concentración fuera del límite de detección

Por su parte, para el reactor UASB 2, sólo las dos últimas etapas (3 y 4) contaron con la adición de micronutrientes (Ni, Co, Mo y Fe). De cualquier manera, en la Tabla 5.4 se presentan también los promedios de los análisis determinados en las 2 primeras etapas.

Los resultados obtenidos para la tercera etapa indica que el níquel se retuvo en un 73%, el cobalto en un 82%, el hierro en 84%, y el molibdeno no pudo ser detectado. En la etapa 4 el hierro fue retenido en un 82%, en tanto que el 83% de níquel se retuvo en el UASB y el cobalto en un 97%.

Como se hizo evidente en el inciso 5.2, la adición de nutrientes (etapa 3; UASB 2) provocó un mejor desempeño de la biomasa, reflejándose en la remoción de DQO, entre otros parámetros.

Hoban y van den Berg (1979) reportan que el hierro favorece la remoción de AGV; Patel *et al.*, (1978), citado por Rosas *et al.* (1993), reportan que el hierro es esencial para el crecimiento de las bacterias metanogénicas hidrogenofílicas.

TABLA 5.4 ANÁLISIS DE METALES EN EL REACTOR TIPO UASB 2.

	ETAPA 1		ETAPA 2		ETAPA 3		ETAPA 4	
METAL	I	E	I	E	I	E	I	E
K mg/L	7844	9257	4593	6425	4566	5680	4394	5724
Mg mg/L	440	380	632	559	552	455	512	460
Ni mg/L	ND	ND	ND	ND	15	4	13	2
Co mg/L	ND	ND	ND	ND	9. 3	1. 7	10	2
Fe mg/L	50	15	41	14	150	24	147	26. 3

I: influente E: efluente ND: no detectado

El límite de detección para el molibdeno en el equipo de absorción atómica considerando la dilución empleada fue de 0.03 mg/L, para Ni fue 0.009 mg/L y para Co 0.01 mg/L.

Los valores de Mo no se reportan debido a que se adicionó 0.2 mg/L, pero al preparar las muestras para el espectrofotómetro se realizó una dilución de 20, lo que llevó la concentración fuera del límite de detección.

5.5 BALANCE DE DQO TOTAL

Las ecuaciones empleadas para obtener el balance de DQOt aparecen en el Apéndice 2.

REACTOR UASB 1

Los resultados obtenidos del balance de DQO para el reactor UASB 1, durante los cuatro periodos de experimentación, se muestran en la Tabla 5.5

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

TABLA 5. 5 BALANCE DE DQOt PARA EL REACTOR UASB 1.

PARÁMETROS	ETAPA 1	ETAPA 2	ETAPA 3	ETAPA 4
*DQO entrada	439	2045	696	3166
*DQO salida	237	1145	351	1366
*DQO a metano	141	872	323	1723
% faltante en balance	13.8	1.36	3.1	2.4
L metano (TPN) / g DQO removido	0. 245	0. 339	0. 326	0. 335

* En gramos

Para la primera etapa que comprende del día 1 al 25 se alimentaron 439 g de DQOt, de los cuales el 32% (141 g) se considera que se transformaron a metano.

En el segundo periodo se alimentaron 2045 g, casi 5 veces más DQO que en la primera etapa, debido a la duración del periodo (67 días). En esta ocasión se transformó a metano un 42% (872 g).

En el tercer periodo, que comprendió 49 días de operación, la DQO suministrada al reactor fue de 696 g, de los cuales 322 g (46%) se convirtieron en metano. En la última etapa, que fue la más larga de todas (97 días) se alimentaron 3166 g de DQO y el 54% (1723 g) se transformó a metano.

En un balance global, se alimentaron 6346 g de DQO durante toda la experimentación, de los cuales 3059 g (48%) se transformaron en metano.

Junto con el balance de DQO se calculó el rendimiento de metano (L CH_4 TPN/g DQO removido) y los resultados se muestran en la tabla 5.5. Con excepción de la etapa 1, estos valores se acercan mucho al rendimiento teórico (0.35) reportado por Eckenfelder *et-al;* (1976).

REACTOR UASB 2

En la Tabla 5.6 se muestran los resultados del balance de DQOt para el reactor UASB 2. En la primera etapa la DQO suministrada fue de 437 g, de los cuales 92 g (21%) fueron degradados hasta metano.

ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA

Para los periodos 2, 3 y 4 los valores de DQO alimentados fueron 2472, 2262, y 2116 g respectivamente. En la etapa 2 se transformaron 767 g hasta metano, que corresponde al 31 % de la DQO alimentada, mientras que para el tercer periodo 984 g (43%) se convirtieron a metano y en el último balance 1022 g (48%) se transformaron a metano.

En el reactor 2 el rendimiento de metano (L CH_4 TPN/g DQO removido) más bajo fue el correspondiente al primer periodo (0.17) y en la última etapa se alcanzó un valor de 0.28. Es importante destacar que a medida que transcurría cada etapa, el rendimiento de metano se fue mejorando en los dos sistemas, aunque los valores que se reportan para el UASB2 son más bajos, esto quizás debido a una mala calibración del medidor de biogás.

TABLA 5.6 BALANCE DE DQOt PARA EL REACTOR UASB 2.

PARÁMETROS	ETAPA 1	ETAPA 2	ETAPA 3	ETAPA 4
* DQO entrada	437	2472	2262	2116
* DQO salida	251	1386	963	852
*DQO a metano	92	767	984	1022
% faltante en balance	21.5	12.9	13.9	11.4
L metano TPN / g DQO removido	0. 174	0. 247	0. 265	0. 283

*En gramos

5.6 BALANCE DE AZUFRE

En la Tabla 5.7 se muestran los resultados del balance de azufre para el reactor UASB 1.

TABLA 5.7 RESULTADOS DEL BALANCE DE AZUFRE PARA EL REACTOR UASB 1.

PARÁMETROS (g)	ETAPA 1	ETAPA 2	ETAPA 3	ETAPA 4
S- $SO_4^{=}$ Entrada	7. 40	26. 1	15. 40	36. 04
S- $SO_4^{=}$ Salida	0. 16	1. 11	3. 32	2. 08
$S^{=}$ (liq)	2. 18	4. 96	3. 05	4. 63
H_2S (gas)	0. 0068	0. 0106	0. 0068	0. 013
*S-atrapado por la sosa	5.05	20.02	9.02	29.32
% Remoción $SO_4^{=}$	97. 8	95. 7	78. 4	94. 2

*Nota: S- atrapado por la sosa, es calculado por diferencia, para cerrar el balance

El balance en el reactor UASB 1 arroja los siguientes resultados: En la primera etapa se alimentó 7.4 g de azufre como sulfatos (S- $SO_4^{=}$) y se obtuvieron en el efluente 0.16 g de S- $SO_4^{=}$. La remoción de sulfatos fue del 97.8%. El azufre de los sulfuros totales ($S^{=}$) se calculó en 2.18 g.

Para la segunda etapa se alimentaron 26.1 g de S- $SO_4^{=}$, de los cuales se removieron el 95.7%. La cantidad de azufre como sulfuros totales en el liquido, fue de 4.96 g.

Durante la tercera etapa se alimentó al reactor 15.4 g S- $SO_4^{=}$ y en el efluente se determinaron 3.32 g S- $SO_4^{=}$. Los sulfuros totales determinados en el líquido fueron 3 g. La remoción de sulfatos (78.4 %) no fue tan alta como en el periodo anterior (96 %), probablemente debido a que se adicionaron 1.11 g de $SO_4^{=}$ como sulfato de magnesio hexahidratado y las BSR resintieron el cambio de concentración en los sulfatos.

Cuando se eliminó la adición de sulfato de magnesio (último periodo), la remoción de sulfatos se elevó hasta un 94.2 % y 4.63 g de sulfuros totales fueron cuantificados.

En ninguna de las etapas se logró cerrar el balance de azufre debido a que no se cuantificó la cantidad de ácido sulfhídrico (H_2S) retenido en la columna con sosa (NaOH). En dicha columna también se removió CO_2 del biogás, generado en el reactor (ver apartado 3.2). Otra fuente de error es que no se cuantificó el azufre incorporado a la síntesis de nuevas células ni el precipitado como sulfuros en el reactor.

En el sistema lavador del reactor UASB 2, donde si era posible recuperar azufre (S^o), se obtuvieron en la primera etapa los siguientes resultados (tabla 5.8) aplicando las ecuaciones del Apéndice 1. Se alimentaron al reactor 6.02 g de S- $SO_4^=$, y la remoción fue del 84%. La cantidad de azufre recuperado fue de 4 g. En esta ocasión el balance presentó un exceso de 1.25 g de S (20%). Es muy probable que esto se deba a que el número de análisis realizados para este periodo fueron muy pocos (solo 3).

En el segundo periodo (67 días de duración) se determinaron 26.4 g S- $SO_4^=$ en el influente, y en el efluente 0.94 g S- $SO_4^=$. La remoción de sulfatos se incrementó hasta un 96%. Por otro lado se recuperaron 10.05 g de S^o, por lo que en el balance total hay un déficit de azufre de 38.2% (10.1 g de azufre).

En la tercera etapa además de los 1.7 g de sulfatos en la vinaza se adicionan 1.75 g de $SO_4^=$ como sulfato de hierro heptahidratado y la remoción de sulfatos bajó del 96 % (etapa 2) al 90 % (etapa 3). En esta ocasión se acumularon 9.45 g de azufre elemental. Sin embargo, al balance aún le falta un 53 % de azufre.

Cuando se instaló el lavador de gas en continuo (etapa 4) se removió un 94 % de los sulfatos y se recuperaron 10.6 g de azufre. Aún así, en el balance existe un faltante del 24.1% (4.77 g).

Cabe mencionar que en ambos sistemas se lograron remociones altas de sulfatos, como las que reportaron Espinosa y Noyola (1991) del 96%, cuando trabajaron con un sistema similar alimentado con vinazas a una carga de 23 kg DQO/m^3 d.

La cantidad de azufre faltante en cada etapa puede ser consecuencia de varios factores: la técnica empleada para la determinación de sulfatos (gravimétrica) no es muy confiable, ya que se podrían determinar cloruros junto con los sulfatos.

Por otro lado, el azufre elemental atrapado en la columna se depositó en partes (boquillas de inyección de biogás, uniones de la columna) donde no se pudo recuperar para ser cuantificado; además habría que considerar el azufre requerido por el consorcio bacteriano para su síntesis celular y el eventualmente precipitado como sulfuros metálicos en el reactor.

TABLA 5.8 RESULTADOS DEL BALANCE DE AZUFRE PARA EL REACTOR UASB 2.

PARÁMETROS (g)	ETAPA 1	ETAPA 2	ETAPA 3	ETAPA 4
S- $SO_4^=$ Entrada	6. 02	26. 40	38. 61	19. 89
S- $SO_4^=$ Salida	0. 95	0. 94	4. 10	1. 27
$S^=$ (liq)	2. 25	5. 33	4. 47	3. 17
H_2S (gas)	0. 0092	0. 0112	0. 0129	0. 0094
S Elemental	4. 05	10. 05	9. 45	10. 6
% Remoción $SO_4^=$	84. 0	96. 0	90. 0	94. 0
% ERROR BALANCE	- 20. 5	40. 0	53. 3	24. 3

5.7 ESTABILIDAD DE LOS REACTORES UASB

La figura 5.11 muestra la evolución de la relación de alcalinidades (α) de ambos reactores. Como se puede observar existe un comportamiento muy semejante entre los dos reactores. Sin embargo, el UASB 1 al final del periodo 2 y los primeros días del periodo 3 (día 75 al 110), muestra una mejor estabilidad indicada por un menor valor de alfa que el UASB 2. Cabe recordar que en la segunda etapa, ambos reactores sufrieron una acidificación parcial por el cambio de vinaza de alimentación (día 25) y hubo la necesidad de adicionar bicarbonato de sodio al influente como alcalinizante.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

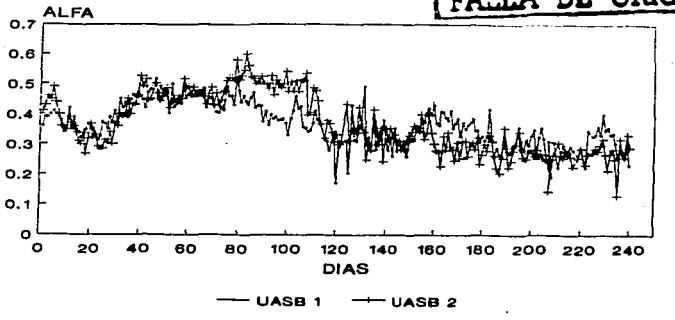


Fig. 5.11 Gráfica comparativa de valores de alfa, para ambos reactores.

En la Fig. 5.12 se puede observar la cantidad de alcalinidad ($NaHCO_3$) adicionada a cada reactor. El reactor UASB 1 necesitó menos bicarbonato de sodio (109 g) y menos tiempo para recuperarse (45 días) en comparación con el UASB 2, que necesitó 231 g de $NaHCO_3$ y la adición de alcalinidad se prolongó 61 días más.

Por otra parte, de acuerdo a la cantidad de bicarbonato adicionado a cada reactor y el contenido en la descarga, es posible recircular el 25 % del efluente, para satisfacer los requerimientos de alcalinidad del reactor UASB 1, al igual que para el UASB 2 (28 %). Ver Apéndice 2.

La rápida recuperación del reactor UASB 1 puede atribuirse a la recirculación del biogás "lavado", ya que la solución de NaOH empleada en el sistema lavador además de remover H_2S remueve CO_2 de la corriente de biogás. Esta remoción de CO_2 del sistema implica un consumo de H^+. (de acuerdo al equilibrio del ácido

carbónico),lo que provocó un aumento de pH en el sistema. Por lo tanto, esta mayor estabilidad del pH es una consecuencia natural del lavado de bióxido de carbono y la recirculación del biogás libre de CO_2 hacia el reactor. Graef (1987) menciona que el lavado de CO_2 del biogás y la recirculación del mismo es un método para controlar el pH.

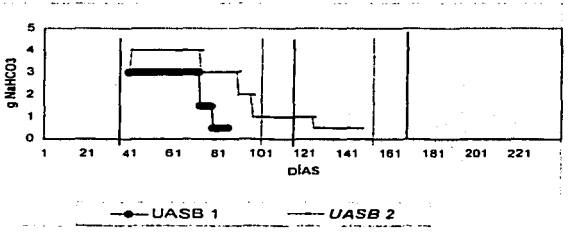


Fig. 5.12 Bicarbonato adicionado en ambos reactores durante la acidificación parcial.

Espinosa y Noyola (1992) reportaron que una columna con una solución de NaOH le confirió, a un reactor UASB, una buena estabilidad, cuando fue alimentado a altas cargas orgánicas y con pH de 4.3 en el influente.

Por otro lado, aunque el sistema de lavado del reactor UASB 2 removió ácido sulfhídrico de la corriente de biogás, esto no fue suficiente para darle al reactor una buena estabilidad, ya que la recuperación de la acidificación parcial fue más lenta que en el UASB 1.

En el resto de la experimentación ambos reactores lograron desarrollar una buena capacidad amortiguadora, ya que no presentaron ningún problema de acidificación a pesar del bajo pH de alimentación.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

CONCLUSIONES

Las conclusiones a las que se llegó al final de la investigación, con base en los resultados obtenidos son las siguientes:

1.- La adición de los micronutrientes hierro, cobalto, molibdeno y níquel favorecen la degradación de los AGV presentes en el sistema, permitiendo en consecuencia incrementar tanto la remoción de DQO como la producción de biogás de 41 a 59.6% y de 11 a 21.3 L/d, respectivamente.

2.- La determinación de la relación de alcalinidades en el sistema es una manera adecuada de llevar un control del reactor, debido a que dicho parámetro es de respuesta rápida a los cambios sucedidos en el sistema, además que su determinación es fácil y económica de realizar.

3.- El sistema de lavado de biogás con hidróxido de sodio (NaOH), permite mantener un pH adecuado en el reactor, debido a que se elimina el bióxido de carbono, además de que remueve ácido sulfhídrico de la corriente de biogás. Sin embargo, la solución de lavado debe renovarse periódicamente, lo cual incrementa los costos de operación del sistema, por lo que hace poco atractivo su uso.

4.- El sistema de lavado con solución regenerable parece ser la opción más adecuada para este tipo de aplicación, ya que además de eliminar ácido sulfhídrico del biogás, recuperar azufre elemental. En este caso, debe añadirse un control de pH, adecuado, ya que el reactor muestra cierta inestabilidad a cargas orgánicas altas. Deberán hacerse estudios de prefactabilidad para corroborar esto.

5.- La adición de magnesio al sistema no mostró un beneficio. La remoción de DQO y la producción de biogás permanecieron muy semejantes durante los periodos de adición de magnesio. Deberán hacerse estudios específicos para esto.

6.- Para un sistema a nivel piloto se recomienda manejar cargas orgánicas de 20 kg DQO/m^3d y un tiempo de residencia hidráulico de 3 días, un sistema de lavado de biogás (remoción de H_2S), además de la adición de nutrientes en forma intermitente o continua, tales como: Ni, Co, Mo, Fe, los cuales se pueden calcular de acuerdo a como se establece en el Apéndice 1.

7.- En particular, el uso de Fe en el sistema UASB 2 favoreció notablemente el buen desempeño del sistema debido al abatimiento de los ácidos grasos volátiles, de 4.2 a 0.285 g/L.

BIBLIOGRAFIA

APHA, AWWA, WPCF. (1990). "Standard methods for the examination of water and wastewater". 16a ed Washington, D.C.

Azúcar, S.A. (1996) Desarrollo operativo. Comité de la agroindustria azucarera. Resultados Zafra 1993-94. Informe preliminar.

Balaguer, M. D., Vicent, M. T., Paris, J. M. (1991). "Utilisation pumice stone as support for the anaerobic tratment of vinasse with a fluidized bed reactor" .Environ. Tech., 12: 1167-1173.

Bautista Z. (2000). "Efecto de la aplicación de vinazas crudas y modificadas por microorganismos anaerobios y aerobios sobre las propiedades químicas de dos suelos del Municipio Miguel Alemán del Estado del Veracruz, México". Tésis Doctoral Facultad de Ciencias de la UNAM, México D.F.

Campos G. y Ríos E. (1995). "Tratamiento aerobio de vinazas pretratadas anaerobicamente en un reactor de biodiscos de 3000 L". Tesis de licenciatura Facultad de Química UNAM. México D.F.

Castro G. y Rivas P. (2001). "Eliminación de óxidos de azufre de corrientes gaseosas, estado del arte". Tesis de licenciatura. Facultad de Química UNAM, México D.F.

Constant, Naveau, Ferrero, Nyns., (1989). "Biogas end use in the European Community". Elselvier Applied Siences, England.

Doelle, H. W.(1975). "Bacterial metabolism" 2a. Academic Press. New York.

Duran de Bazúa y Wilkie, C.R. (1975) "Fermentación alcohólica continua de residuos celulósicos sacarificados para establecer el punto cinético de la cepa sacharomyces cerevisiae" ATCC 4126 en primer Congreso Nacional de Ingeniería Bioquímica. México D.F. Noviembre de 1975.

Eckenfelder, W.,Patoczka, J. B. Dulliam, G. W. (1976) "Anaerobic versus aerobic treatment in the USA" In Anaerobic Digestion. Hall E. R. y Hobson, P. N. (eds.) Pergamon Press p. 105- 114.

Espinosa, F.A., Noyola, R. A. (1992). "Tratamiento anaerobio de vinazas: recuperación de un reactor UASB acidificado". En Memorias del VIII Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. Cocoyoc, Mor. México.

Graef, (1987). "Anaerobic sludge digestion". Manual of Practice No. 16, 2a ed. WPCF. P.100.

Gujer, W. y Zehnder, A. J. B. (1983). "Conversion process in anaerobic digestion". Wat. Sci. Tech. 15, (8-9): 127-163.

Guyot, J. P. (1990). "Introducción a la microbiología de los digestores anaerobios". En Memorias de Conferencias sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales en America Latina. UNAM. México, D. F. P. 83-95.

Hayes, D. T. (1978). "The distribution of heavy metals in anaerobic digestion". WPCF. 61-72.

Honig, P. (1969). "Principios de tecnología azucarera". CECSA, México.

Hoban, D.J., van den Berg, (1979) "effect of iron on conversion acetic acid to methane during methanogenic fermentations. J. Appl. Bacteriol. 47: 117-132.

Ilangovan, K. y Noyola A. (1993). "Availability of micronutrients during anaerobic digestion of molasses stillage using an upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor. Environ. Technolo. 14:1-5.

Iza, M., Lettinga, G. (1989). "Study about fast start-up of granular UASB reactors treating sugar cane vinasse". IAWPRC: Istanbul Workshop, p. 327-331.

James, C.P. (1991). "Manual del azúcar de caña." Ed Limusa Noriega, México.

Jenkins, R. S., Morgan, J. M., Zhang, X. (1991). "Measuring the usable carbonate alkalinity of operating anaerobic digesters". Res. J. WPCF. 63 : 28-34.

Kugelman, J. I., McCarty, L. P. (1965). "Cation toxicity and stimulation in anaerobic waste treatment." JWPCF. Jan: 97-116.

Lester, N.J., (1987). "Heavy metals in wastewaters and sludge treatment processes" Edit. CRC Press, Vol II.

Martin, A. M. (1991). "Biological degradation of wastes" Edit. Elsevier Applied Science. Cap. 17.

McCarty, P. L. (1964). "Anaerobic waste treatment fundamentals". Pub. Works, (95) 9: 107-112, 10: 123-26, 11: 91-94, 12: 95-99.

McInerney, M.J., Bryant, M.P. (1981) Basic principles of bioconversion in anaerobic digestion and methanogenesis." In S.S. Sofer and O.R. Zabrosky (ed) Biomass conversion process for energy and fuels Plenum Publishing Corporation, pp 277-296.

Moletta, R., Albanac, G. (1982). "A gas meter for low rates of gas flow: aplication to the metane fermentation". Biotechnol. Lett. 4 (5) : 319-322.

Moreno, R. G., Rodríguez, R. F. de J., Jiménez, T. C., Noyola, A. (1990). "Tratamiento anaerobio de vinazas de alcohol de caña con reactores UASB: Arranque del proceso y reducción de su inhibición". En Memorias del VII Congreso Nacional de Ingenieria Sanitaria y Ambiental. Oaxaca, Oax., México. c172-c178.

Noyola, R. A., Briones, M. R. (1988). "Tratamiento anaerobio de vinazas a escala piloto: inoculación y arranque de reactores tipo lecho de lodos y filtro anaerobio". Memorias del VI Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. Queretaro, Qro.

Noyola, R. A., Briones, M. R., Jiménez F. (1989). "Tratamiento anaerobio de vinazas a nivel planta piloto con dos tipos de reactores avanzados 1a y 2a parte". Informe Instituto de Ingeniería, UNAM.

Noyola, R. A. (1990). "Tratamiento de aguas residuales: una experiencia de adaptación tecnológica en México". Memorias de conferencias de tratamiento de aguas residuales en América Latina. UNAM, México, D. F. P. 337-358.

Noyola, R. A. (1991). "Tratamiento anaerobio de aguas residuales" Primer Diplomado Internacional de Química Ambiental del Agua. UNAM.

Patel, G. B., Khan, A. W., Royh, L.A. (1978). "Optimun levels of sulphate and iron for the cultivation of pure cultures of methanogens in syntetic media." J. Appl. Bacteriol. 45. p. 347-356.

Porres, C. y Calzada, J. F. (1990). "Planta piloto para el tratamiento de vinazas de destilería". Memorias de conferencias de tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina. UNAM, México, D.F. p. 247-256.

Rodríguez, R. F. de J. (1993). "Tratamiento de vinaza empleando reactores anaerobios avanzados (UASB y FA) con eliminación de H_2S". Tesis de licenciatura de la Facultad de Química, UNAM. México D.F.

Rojas, Ch. O. (1988a). "Factores ambientales que inciden en la aplicación de procesos anaerobios". Manual del curso tratamiento anaerobio de aguas residuales. Microbiología y Bioquímica. Universidad de Antioquia, Medellín Colombia.

Rojas, Ch. O. (1988b). "La alcalinidad como parámetro de control de los ácidos grasos volátiles en digestores anaeróbicos". Manual del curso Tratamiento de aguas residuales Microbiología y Bioquímica. Universidad Antioquia, Medellín Colombia. d1-d31.

Rosas, L., Saulés, A., Espinosa, A., Ilangovan, K., Noyola, A. (1993). "Efecto de los micronutrientes en la degradación anaerobia de ácidos grasos volátiles en un reactor UASB alimentado con vinazas". En memorias del V Congreso Nacional de Biotecnología, Puerto Vallarta Jal. México., Vol 3, Num. 1-2: AM 59-66

Sánchez, S. E., Montalvo, S., Travieso, L. (1993) "Caracterización y tratamiento de residuales de destilería de alcohol." En Memorias del IX Congreso de la Sociedad Mexicana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, México D.F., III-142 a III-151.

Sarner, E., Hultman, B. G., Berglond, A. E. (1988). "Anaerobic treatment using new technology for controlling H_2S toxicity". Tappi Journal vol. 71, No 2.

Stephenson, T. Lester, J. N., (1986). "Evaluation of start-up and operation of four anaerobic processes trating a synthetic meat waste." Biotechnol. bioeng., 28. p. 372-380.

Stronach, M. S., Rudd, T., Lester, N. J. (1986). "Anaerobic digestion process in industrial wastewater treatment. Ed. Springer Verlag. Alemania (5):72.

Switzenbaum, M. S., Giraldo, G. E., Hickey, R. F. (1991). "Control of anaerobic digesters". Memorias de Conferencias de tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina. P. 29-46.

Tielbaard, M. H. (1992). "Experience with treatment of cane vinasse by UASB reactors". Int. Sugar J 94 (1127) : 277-280.

Thompson. (1980). "Catalytic removal of hidrogen sulfide from gases." United States Patent, 4,189,462. Washington, D.C.

Vlissidis, A., Zouboulis, I. A. (1993). "Thermofilic anaerobic digestion of alcohol distillery wastewaters". Bioresource Tech., 43: 131-140.

Weiland, P., Rozzi, A. (1991). "Start-up, operation and monitoring of high-rate anaerobic treat ment systems". Discusser's report. Wat. Sci. Tech., 24 (8): 257-277.

Young, J. C. McCarty, P.L. (1969). "The anaerobic filter for waste treatment." JWPCF, 41:160-173.

APÉNDICE 1

CÁLCULO DE MICRONUTRIENTES

CÁLCULO DE ADICIÓN DE MICRONUTRIENTES

En el reactor tipo UASB 1 se calculó la cantidad de nutrientes necesarios de acuerdo al contenido de sólidos suspendidos volátiles en la biomasa, mientras que en el UASB 2 se adicionaron con base en DQO del agua a tratar.

1 Cálculo de nutrientes de acuerdo a los SSV de la biomasa inicial.

Volumen inicial de lodos en UASB 1 fue de 1.96 L

LODOS: SST 111,200 mg/L
SSV 78,550 mg/L
SSF 32,650 mg/L

Masa = (78550 mg/L)*(1.96 l)= 153958 mg SSV

De acuerdo con Lester (1987) se requieren 120 mg de Co/kg SSV por lo que:

120 mg Co ------- 1 kg SSV
X ------- 0.15396 kg SSV

X = 18.48 mg Co

El cobalto se adicionó como $CoCl_2.6H_2O$ (PM = 144.95 g/gmol) por lo que:

58.9 g/gmol Co ------ 144.95 g/gmol $CoCl_2.6H_2O$
0.01848 g Co -------- X

X = 45.4 mg $CoCl_2.6H_2O$

De níquel se requieren 180 mg por 1 kg SSV (Lester, 1987)

180 mg Ni ------ 1 kg SSV
X ------ 0.15396 kg SSV

X = 27.7 mg Ni

El níquel se adicionó como $NiCl_2.6H_2O$ (PM = 237.7 g/gmol) por lo que:

237.7 g/gmol $NiCl_2.6H_2O$ ------- 58.69 g/gmol Ni
X --------- 0.027 g Ni

X = 112.1 mg $NiCl_2.6H_2O$

Se requiere de molibdeno 70 mg por kg SSV, de acuerdo con Lester 1987.

70 mg Mo ------ 1 kg SSV
X ------ 0.15396 kg SSV

X = 10.78 mg Mo

El molibdeno se adicionó como $(NH_4)_6Mo_7O_{24}.4H_2O$ (PM = 1235.9 g/gmol), por lo que:

1235.9 g/gmol $(NH_4)_6Mo_7O_{24}.4H_2O$ ------ 7*(95.94 g/gmol Mo)
X -------- 0.01078 g Mo

X = 198 mg $(NH_4)_6Mo_7O_{24}.4H_2O$

Adición de micronutrientes con base en la DQO

METALES NUTRIENTES REQUERIDOS POR LA BIOMASA ANAEROBIA, EN FUNCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN EN DQO DEL AGUA (Weiland y Rozzi, 1991).

ELEMENTO	CONCENTRACIÓN DEL METAL mg/L	
	a 10 g DQO/L	a 50 g DQO/L
Fe	0. 5 - 20	3 - 100
Ni	0. 05 - 3	0. 3 - 15
Co	0. 05 - 2	0. 3 - 10
Mo	0. 01 - 0. 05	0. 05 - 0.2

La concentración seleccionada de cada nutriente para el sistema UASB 2 fue la siguiente:

Fe 100 mg/L
Ni 15 mg/L
Co 10 mg/L
Mo 0.2 mg/L

CÁLCULO DE LA RECIRCULACIÓN DE EFLUENTE PARA COMPENSAR ALCALINIDAD

El cálculo de la recirculación de efluente se realizó con base en la siguiente reacción:

$$Ca^{2+} + 2\,HCO_3^- \longrightarrow CaCO_3 + CO_2 + H_2O$$

También se tomó en cuenta la cantidad de bicarbonato adicionado en periodo de acidificación, por lo que:

$$104\ g\ NaHCO_3\ /\ 45\ d \doteq 2.31\ g\ NaHCO_3\ /d$$

PM $NaHCO_3$ 84 g/gmol

84 g $NaHCO_3$ ------ 61 g HCO_3^-
2.31 g $NaHCO_3$ /d ----- X

X = 1.67 g HCO_3^- /d

Del promedio de alcalinidad determinada a 5.75 tenemos 8000 mg CaCO /l (PM $CaCO_3$ 100 g/gmol) y de acuerdo a la estequiometría de la reacción se tiene:

1 $CaCO_3$ ⟶ 2 HCO_3^-

100 g/gmol $CaCO_3$ ------ 122 g/gmol HCO_3^-
8 g/l $CaCO_3$ ------ X

X = 9.76 g/l HCO_3^-

9.76 g/L HCO_3^- * 2.3 l / 3.4 d = 6.6 g HCO_3^- /d

por lo que:

6.6 g HCO_3^- /d ------ 100 %
1.67 g HCO_3^- /d ------ X

X = 25 %

Lo que nos indica que se tiene que recircular el 25% del efluente diariamente.

APÉNDICE 2

BALANCE DE DQOt

BALANCE DE AZUFRE

BALANCE DE DQO TOTAL

El balance de DQO, se realizó con base a la siguiente ecuación:

DQO ENTRADA = DQO SALIDA + DQO ACUMULADA + DQO DEGRADADA (I)

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

DQO ENTRADA

$$DQO\ ENTRADA = \Sigma_{1=1,n}\ Vi^{*}(DQO\ ENTRADAi) \qquad (a)$$

Donde : n es el número de días.
Vi es el volumen alimentado al día.
DQO ENTRADAi es la DQO total de entrada del día i.

DQO SALIDA

$$DQO\ SALIDA = \Sigma_{1=1,n} Vi^{*}(DQO\ SALIDAi) \qquad (b)$$

Donde : n es el número de días.
Vi es el volumen alimentado al día.
DQO SALIDAi es la DQO total de salida del día i.

DQO ACUMULADA

$$DQO\ ACUMULADA = 0 \qquad (c)$$

Se considera un estado pseudo permanente, por lo que la DQO acumulada = 0

DQO DEGRADADA

$$DQO\ DEGRADADA = (\Sigma_{1=1,n}\ CH_4\ Ri + (\Sigma_{1=1,n}\ CH_4\ Di)^{*}(64/16) \qquad (d)$$

Donde: DQO DEGRADADA es la DQO transformada a metano.
CH_4Ri es la masa de metano contenido en el biogás producido en el día i.
CH_4Di es la masa de metano disuelto en el efluente del dia i.
(64/16) es un término debido a la estequiometría de la reacción :
$CH_4 + 2O_2 \longrightarrow CO_2 + 2H_2O$, considerando que toda molécula de metano es oxidada.

Evaluación del término : CH_4R.

1. Medición del volumen de biogás a la presión y temperatura de operación.

2. Obtención del volumen de gas a condiciones normales de presión y temperatura (V_{TPN}). Utilizando la siguiente relación :

$$V_{TPN} = (P1*V1*T2)/(T1*P2) ; \qquad (d1)$$

Donde, V1 es el volumen de biogás a presión y temperatura de operación, P1 y T1 respectivamente. Las condiciones normales son: P2 = 760 mmHg y T2 = 0°C = 273K.

3. Obtención del volumen de metano a TPN (Vm).

$$Vm = V_{TPN} * pm \qquad (d2)$$

pm es la fracción de metano en el biogás.

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

$$Mm = (Vm * PMm / G) \qquad (d3)$$

G es el volumen ocupado por una molécula de gas a TPN (G = 22.4 L/mol).

PMm es el peso molecular del metano (16).

Combinando las ecuaciones d1, d2 y d3 se tiene la siguiente expresión : $CH_4R = (P1*V1*273*Ym*16)/(T1*22.4)$ (d4)
la cual calcula la masa de metano contenido en el biogás.

Evaluación del término : CH_4D.

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

$\{CH_4\} = (Ym * P1/H)*(\delta a/PMa)*(PMm)$ (d5)
Donde : $\{CH_4\}$ es la concentración de metano en el efluente
H es la constante de Henry a T1 y P1.
$(\delta a/PMa)$ es la densidad del agua entre el peso molecular de ésta evaluados ambos a T1.

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

$CH_4\ Di = \Sigma_{1=1,n}\ Vei * \{CH_4\}i$ (d6)

Donde : Vei es el volumen del efluente al día.

$\{CH_4\}i$ es la concentración de metano disuelto en el efluente en el día i.

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

$DQO\ DEG = \Sigma_{1=1,n}((P1*V1*273*Ym*16)/(T1*22.4) + Vei * \{CH_4\})i*(64/16)$

la cual evalúa la cantidad de materia que ha sido transformada a metano.

BALANCE DE AZUFRE

El balance de azufre se realizó con base en la siguiente ecuación:

$$S\text{-}SO_4^{=}\ (ent.) = S\text{-}SO_4^{=}\ (sal.) + S\text{-}S^{=}\ (efluente) + S\text{-}H_2S\ (gas) + S^{\circ}$$

Donde: $S\text{-}SO_4^{=}$ (ent.) = El azufre alimentado al reactor como sulfato.

$S\text{-}SO_4^{=}$ (sal.) = El azufre en el efluente como sulfato.

$S\text{-}S^{=}$ (efluente) = El azufre contenido en el efluente como sulfuro.

S-H S(gas) = El azufre contenido en el gas como ácido sulfhídrico.

$S\text{-}H_2S$ (gas) = El azufre recuperado como azufre elemental. En este balance no se considera el azufre incorporado en la síntesis de nuevas células, ni el precipitado como sulfuros metálicos en el reactor.

Cada término se evalúa de la siguiente manera:

$S\text{-}SO_4^{=}$ ENTRADA

$S\text{-}SO_4^{=}\ (ent.) = Q * (sulfatos) * N * 32/96$

Donde : Q es el flujo de alimentación.

(sulfatos) es el promedio de la concentración de sulfatos alimentados.

N es el número de días.
32 es el peso molecular del azufre (S).
96 es el peso molecular del sulfato ($SO_4^=$).

S-$SO_4^=$ SALIDA

S-$SO_4^=$ (salida) = Q * (sulfatose) * N * 32/96
Donde : Q es el flujo del efluente.
(sulfatose) es el promedio de la concentración de sulfatos en el efluente.
N es el número de días.
32 es el peso molecular del azufre (S).
96 es el peso molecular del sulfato ($SO_4^=$).

S-$S^=$ SALIDA

S-$S^=$ (efluente) = Q* (sulfuros) * N
Donde : (sulfuros) es el promedio de la concentración de sulfuros en el efluente.
Q es el flujo del efluente.
N es el número de días.

S-H_2S(gas) SALIDA

S-H_2S(gas) = Qg * (sulfurog) * N
Donde : (sulfurog) es el promedio de la concentración de sulfuros en el gas.
Qg es el promedio de la producción diaria de biogás.
N es el número de días.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

APÉNDICE 3

TABLAS DE RESULTADOS EXPERIMENTALES (PROMEDIOS PARA CADA ETAPA)

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

PROMEDIOS DE PARÁMETROS ANALIZADOS
UASB 1 ETAPA 1

PARÁMETRO	INFLUENTE			EFLUENTE		
	X	N	σ	X	N	σ
T °C				34. 8	16,00	0. 63
pH	4. 12	18,00	0. 38	7. 76	24,00	0. 13
ALC. 5. 75 mg $CaCO^3$ /L				7185	24,00	606,0
ALC. 4.30 mg $CaCO^3$ /L				11283	24,00	568,0
ALFA		24,00	0. 03	0. 36	24,00	0. 03
DQO t g/L	61. 4	19,00	4. 24	30. 2	20,00	4. 99
DQOs g/L	52. 9	20,00	2. 20	26. 3	20,00	2. 61
REMt %				49,00	21,00	7. 55
REMs %				49,00	22,00	6. 28
SUFUROS mg/L				130,00	3,00	25. 2
SULFATOS mg/L	1. 38			0. 03		
ST g/L	68. 5	18,00	3. 55	39. 8	18,00	3. 93
STV g/L	46. 9	18,00	3. 27	18. 7	18,00	2. 35
STF g/L	21. 6	18,00	0. 50	21. 1	18,00	2. 09
SST g/L	10. 7	18,00	3. 44	60. 0	18,00	3. 95
SSV g/L	8. 9	18,00	2. 43	41. 8	18,00	2. 72
SSF g/L	1. 8	18,00	0. 81	18. 2	18,00	1. 30
BIOGÁS L/d				12,00	23,00	1. 8
BIOGÁS TPN L/d				8. 4		
CH_4 %				71,00		
CO_2 %				27,00		
TRH días				3. 89	24,00	0. 81
C. O. kg DQO/ m^3 d				15. 8		
L CH_4 TPN/g DQOrem				0. 25		

X: promedio, N: Número de datos, σ: Desviación estándar

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

PROMEDIOS DE PARÁMETROS ANALIZADOS
UASB 1 ETAPA 2

PARÁMETRO	INFLUENTE			EFLUENTE		
	X	N	σ	X	N	σ
T °C				35. 3	53,00	0. 70
pH	4. 93	52,00	0. 31	7. 70	54,00	0. 19
ALC. 5. 75 mg $CaCO^3$ /L				8830	54,00	1337
ALC. 4.30 mg $CaCO^3$ /L				15990	54,00	1955
ALFA				0. 44	54,00	0. 03
DQO t g/L	63. 3	42,00	4. 75	35. 5	42,00	2. 76
DQOs g/L	57. 6	42,00	4. 48	32. 9	42,00	3. 06
REMt %				44,00	42,00	5. 04
REMs %				43,00	42,00	5. 1
SUFUROS mg/L				137,00	10,00	28. 9
SULFATOS mg/L	2. 17			0. 09		
ST g/L	69. 5	41,00	4. 27	41. 5	41,00	3. 66
STV g/L	53. 2	41,00	3. 97	24. 8	41,00	2. 23
STF g/L	16. 3	41,00	1. 03	16. 7	41,00	2. 04
SST g/L	9. 31	41,00	2.13	2. 65	41,00	1. 22
SSV g/L	7. 22	41,00	1. 57	2. 29	41,00	1. 05
SSF g/L	2. 09	41,00	0. 85	0. 36	41,00	0. 40
BIOGÁS L/d				15,00	51,00	2. 7
BIOGÁS TPN L/d				10. 5		
CH_4 %				76,00		
CO_2 %				20,00		
TRH días				3. 5	53,00	0. 52
C. O. kg DQO/ m^3 d				18. 1		
L CH_4 TPN/g DQOrem				0. 34		

X: promedio, N: Número de datos, σ: Desviación estándar

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

PROMEDIOS DE PARÁMETROS ANALIZADOS
UASB 1 ETAPA 3

PARÁMETRO	INFLUENTE			EFLUENTE		
	X	N	σ	X	N	σ
T °C				35. 6	23,00	0. 58
pH	4. 65	25,00	0. 08	7. 79	26,00	0. 15
ALC. 5. 75 mg $CaCO^3$ /L				11576	25,00	2046
ALC. 4.30 mg $CaCO^3$ /L				16974	25,00	2275
ALFA				0. 32	13,00	0. 06
DQO t g/L	66. 3	13,00	2. 73	33. 4	13,00	3. 47
DQOs g/L	61. 0	13,00	2. 95	31. 7	13,00	2. 73
REMt %				49,00	13,00	3. 85
REMs %				48,00	13,00	3. 65
SUFUROS mg/L				182,00	3,00	32. 8
SULFATOS mg/L	2. 74			0. 59		
ST g/L	75. 1	13,00	2. 30	40. 7	13,00	1. 03
STV g/L	57. 9	13,00	2. 33	24. 4	13,00	0. 83
STF g/L	17. 2	13,00	0. 94	16. 3	13,00	0. 49
SST g/L	8. 66	13,00	2. 80	2. 34	13,00	0. 62
SSV g/L	6. 61	13,00	1. 91	1. 98	13,00	0. 46
SSF g/L	2. 05	13,00	0. 85	0. 36	13,00	0. 19
BIOGÁS L/d				17,00	26,00	1. 81
BIOGÁS TPN L/d				12,00		
CH_4 %				75,00		
CO_2 %				22,00		
TRH días				3. 5	26,00	0. 30
C. O. kg DQO/ m^3 d				18. 6		
L CH_4 TPN/g DQOrem				0. 33		

X: promedio, N: Número de datos, σ: Desviación estándar

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

PROMEDIOS DE PARÁMETROS ANALIZADOS
UASB 1 ETAPA 4

PARÁMETRO	INFLUENTE			EFLUENTE		
	X	N	σ	X	N	σ
T °C				35. 2	77,00	0. 62
pH	4. 73	78,00	0. 10	7. 75	77,00	0. 12
ALC. 5. 75 mg $CaCO^3$ /L				8153	77,00	7635
ALC. 4.30 mg $CaCO^3$ /L				10756	77,00	1242
ALFA				0. 32	77,00	0. 05
DQO t g/L	69. 8	60,00	3. 44	29. 7	60,00	3. 42
DQOs g/L	62. 6	60,00	3. 54	28. 6	60,00	2. 64
REMt %				57,00	60,00	4. 19
REMs %				54,00	60,00	5. 32
SUFUROS mg/L				81,00	23,00	30. 16
SULFATOS mg/L	1. 89			0. 11		
ST g/L	72. 6	59,00	4. 21	35. 7	59,00	3. 80
STV g/L	56. 8	59,00	3. 46	20. 6	59,00	2. 31
STF g/L	15. 8	59,00	0. 88	15. 3	59,00	1. 25
SST g/L	10. 5	59,00	2. 82	2. 62	59,00	1. 02
SSV g/L	8. 09	59,00	2. 08	2. 10	59,00	0. 70
SSF g/L	2. 41	59,00	0. 80	0. 51	59,00	0. 37
BIOGÁS L/d				21,00	74,00	3. 22
BIOGÁS TPN L/d				14,00		
CH_4 %				73,00		
CO_2 %				24,00		
TRH días				3. 3	78,00	0. 39
C. O. kg DQO/ m^3 d				21. 1		
L CH_4 TPN/g DQOrem				0. 34		

X: promedio, N: Número de datos, σ: Desviación estándar

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

PROMEDIOS DE PARÁMETROS ANALIZADOS
UASB 2 ETAPA 1

PARÁMETRO	INFLUENTE			EFLUENTE		
	X	N	σ	X	N	σ
T °C				34. 2	16,00	0. 97
pH	4. 5	18,00	0. 30	7. 66	24,00	0. 14
ALC. 5. 75 mg $CaCO^3$ /L				7872	24,00	1116
ALC. 4.30 mg $CaCO^3$ /L				12293	24,00	848,00
ALFA				0. 36	24,00	0. 05
DQO t g/L	59. 8	22,00	3. 27	35. 4	22,00	4. 95
DQOs g/L	51. 8	22,00	2. 301	31. 7	22,00	3. 93
REMt %				41,00	22,00	8. 83
REMs %				39,00	22,00	7. 98
SUFUROS mg/L				158,00		
SULFATOS mg/L	1. 17			0. 18		
ST g/L	67. 3	21,00	4. 11	47. 2	21,00	5. 66
STV g/L	45. 7	21,00	3. 66	21. 6	21,00	2. 28
STF g/L	21. 6	21,00	0. 81	25. 6	21,00	4. 49
SST g/L	10. 7	21,00	3. 47	5. 40	21,00	1. 85
SSV g/L	8. 47	21,00	2. 73	3. 72	21,00	1. 25
SSF g/L	2. 27	21,00	0. 77	1. 67	21,00	0. 66
BIOGÁS L/d				11,00	24,00	2. 03
BIOGÁS TPN L/d				7. 6		
CH_4 %				53,00		
CO_2 %				46,00		
TRH días				4. 0	24,00	0. 875
C. O. kg DQO/ m^3 d				14. 9		
L CH_4 TPN/g DQOrem				0. 17		

X: promedio, N: Número de datos, σ: Desviación estándar

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

PROMEDIOS DE PARÁMETROS ANALIZADOS
UASB 2 ETAPA 2

PARÁMETRO	INFLUENTE			EFLUENTE		
	X	N	σ	X	N	σ
T °C				35. 5	66,00	0. 58
pH	5. 19	63,00	0. 27	7. 69	60,00	0. 18
ALC. 5. 75 mg $CaCO^3$ /L				7266	66,00	1377
ALC. 4.30 mg $CaCO^3$ /L				13987	66,00	2497
ALFA				0. 48	66,00	0. 03
DQO t g/L	63. 5	52,00	4. 18	35. 6	52,00	3. 50
DQOs g/L	57. 7	52,00	3. 81	33. 5	52,00	3. 76
REMt %				44,00	51,00	4. 35
REMs %				42,00	51,00	5. 38
SUFUROS mg/L				119,00	13,00	26. 3
SULFATOS mg/L	1. 77					
ST g/L	68. 8	51,00	3. 69	40. 9	51,00	2. 80
STV g/L	52. 6	51,00	3. 31	23. 7	51,00	1. 89
STF g/L	16. 2	51,00	0. 97	17. 2	51,00	1. 52
SST g/L	9. 05	51,00	2. 86	2. 44	51,00	1. 05
SSV g/L	6. 98	51,00	1. 89	2. 05	51,00	0. 75
SSF g/L	2. 07	51,00	0. 71	0. 38	51,00	0. 35
BIOGÁS L/d				15,00	60,00	4. 07
BIOGÁS TPN L/d				10. 2		
CH_4 %				52,00		
CO_2 %				44,00		
TRH días				3. 4	65,00	0. 72
C. O. kg DQO/ m^3 d				18. 5		
L CH_4 TPN/g DQOrem				0. 25		

X: promedio, N: Número de datos, σ: Desviación estándar

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

PROMEDIOS DE PARÁMETROS ANALIZADOS
UASB 2 ETAPA 3

PARÁMETRO	INFLUENTE			EFLUENTE		
	X	N	σ	X	N	σ
T °C				35. 1	110,00	0. 58
pH	4. 74	113,00	0. 08	7. 79	108,00	0. 14
ALC. 5. 75 mg $CaCO^3$ /L				8627	112,00	1196
ALC. 4.30 mg $CaCO^3$ /L				12577	112,00	1428
ALFA				0. 31	112,00	0. 04
DQO t g/L	68. 6	84,00	3. 59	29. 1	84,00	2. 74
DQOs g/L		84,00	2. 56	27. 6	84,00	2. 27
REMt %				57,00	84,00	4. 62
REMs %				55,00	84,00	3. 90
SUFUROS mg/L				99. 5	30,00	45. 14
SULFATOS mg/L	2. 58			0. 27		
ST g/L	72. 7	82,00	2. 71	34. 8	82,00	1. 69
STV g/L	57. 0	82,00	2. 51	20. 1	82,00	0. 97
STF g/L	15. 7	82,00	1. 06	14. 7	82,00	0. 92
SST g/L	10. 1	82,00	3. 83	1. 93	82,00	1. 07
SSV g/L	7. 75	82,00	2. 72	1. 63	82,00	0. 77
SSF g/L	2. 34	82,00	1. 12	0. 30	82,00	0. 35
BIOGÁS L/d				21,00	110,00	5. 14
BIOGÁS TPN L/d				14. 3		
CH_4 %				52,00		
CO_2 %				46,00		
TRH días				3. 3	113,00	0. 36
C. O. kg DQO/ m^3 d				21. 2		
L CH_4 TPN/g DQOrem				0. 26		

X: promedio, N: Número de datos, σ: Desviación estándar

FALLA DE ORIGEN

PROMEDIOS DE PARÁMETROS ANALIZADOS
UASB 2 ETAPA 4

PARÁMETRO	INFLUENTE			EFLUENTE		
	X	N	σ	X	N	σ
T °C				34. 8	50,00	0. 58
pH	4. 73	49,00	0. 11	7. 80	48,00	0. 12
ALC. 5. 75 mg $CaCO^3$ /L				9188	49,00	1799
ALC. 4.30 mg $CaCO^3$ /L				12519	49,00	2415
ALFA				0. 26	49,00	0. 03
DQO t g/L	68. 8	40,00	3. 51	27. 6	40,00	2. 85
DQOs g/L	62, 2	40,00	3. 26	26. 4	40,00	3. 00
REMt %				60,00	40,00	4. 26
REMs %				57,00	40,00	4. 60
SUFUROS mg/L				79. 8	14,00	27. 4
SULFATOS mg/L	1. 54					
ST g/L	73. 0	38,00	3. 94	35. 3	38,00	4. 15
STV g/L	57. 0	38,00	3. 27	20. 1	38,00	1. 34
STF g/L	16. 0	38,00	2. 18	15. 2	38,00	1. 35
SST g/L	9. 96	38,00	3. 12	3. 04	38,00	1. 04
SSV g/L	7. 80	38,00	2. 26	2. 49	38,00	1. 12
SSF g/L	2. 28	38,00	0. 98	0. 53	38,00	0. 39
BIOGÁS L/d				21. 3	47,00	3. 74
BIOGÁS TPN L/d				14. 5		
CH_4 %				60,00		
CO_2 %				39,00		
TRH días				3. 2	49,00	0. 40
C. O. kg DQO/ m^3 d				21. 8		
L CH_4 TPN/g DQOrem				0. 28		

X: promedio, N: Número de datos, σ: Desviación estándar

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN