

COMPARACION EXPERIMENTAL DE DOS TIPOS DE REACTORES ANAEROBIOS
AVANZADOS

A. NOYOLA¹, J.P. GUYOT², y O. MONROY.

Departamento de Biotecnología, Univ. Autónoma Metropolitana.
Apartado Postal 55-535, 09340 Iztapalapa, México D.F.

¹ Adscripción actual: Instituto de Ingeniería - UNAM.

² Investigador visitante, Misión ORSTOM-Francia en México.

Fonds Documentaire IRD



010024921

RESUMEN

Entre los reactores anaerobios "avanzados", los más adaptados a las necesidades del País parecen ser el reactor de lecho de lodos (UASB) y el reactor tubular de película fija, en ese orden. En este trabajo se compararon ambos procesos a escala laboratorio con reactores de 4.5 y 4.75 l de volumen útil. El tipo de sustrato empleado (acetato y propionato) permitió observar que cuando las aguas residuales estén compuestas principalmente por ácidos orgánicos, la inoculación y arranque del reactor UASB puede efectuarse exitosamente con lodos activados previamente adaptados en anaerobiosis, y no con estiércol. El reactor UASB desarrolló unos sólidos suspendidos volátiles (SSV) altamente activos (9.3 kg DQO/g SSV.d para el consumo de sustrato y 3.46 l CH₄/g SSV.d para la producción de metano). Tales tasas específicas indican que operaba cercano a la saturación pero manteniendo altas eficiencias (94 %). La estimación del contenido de SSV realizada para los reactores tubulares permitió calcular tasas sensiblemente menores. En general, ambos reactores pueden tratar eficientemente este tipo de desechos líquidos hasta cargas del orden de 15 kg DQO/m³.d. Para el escalamiento de ambos reactores, se deberá tener cuidado de bien repartir el influente en la base.

INTRODUCCION

Los progresos logrados en el campo de la digestión anaerobia durante la última década, han logrado que esta vía de tratamiento y aprovechamiento de desechos orgánicos sea en la actualidad una opción, muchas veces superior, a los tratamientos aerobios convencionales (Speece, 1983). El avance ha sido posible gracias a las aportaciones de una serie de investigadores, tanto en el campo de la fisiología y bioquímica de las bacterias anaerobias, como en la concepción y el desarrollo de nuevos reactores.

El número de plantas de tratamiento de efluentes industriales por vía anaerobia se incrementa rápidamente en Europa

Fonds Documentaire IRD

Cote: Bx24921 Ex: *unipre*

(Hulshoff Pol et al., 1986, Segura, 1983). En Brasil (Sonia et al., 1986), Colombia y Perú se investiga la aplicación de reactores anaerobios avanzados en el tratamiento de aguas residuales municipales. En México, a pesar de las innegables ventajas que presentan los nuevos digestores anaerobios en el contexto nacional (Noyola y Jiménez, 1987), son muy pocas las investigaciones sobre el tema (Arias y Noyola, 1987; Mejía y Magaña, 1986; Monroy y Noyola, 1986; Noyola, 1986; Poggi y Medina, 1986; Young et al., 1987).

Este trabajo presenta los resultados experimentales obtenidos con reactores anaerobios del tipo lecho de lodos y tubular de película fija. Estos procesos se seleccionaron entre los diversos reactores anaerobios avanzados porque parecen ser los más adaptados a las necesidades y posibilidades del País. La investigación se inscribe dentro de los trabajos tendientes a desarrollar un sistema alternativo para el tratamiento de aguas residuales, el cual combina la digestión anaerobia y el lirio acuático (Monroy y Noyola, 1986).

PROCESOS ANAEROBIOS AVANZADOS

El concepto de biopelícula o biomasa fija es la base de la nueva generación de reactores anaerobios. Esta innovación tecnológica permitió hacer independientes el tiempo de retención hidráulica (TRH) del tiempo de retención celular (TRC), lo cual permite tener altos TRC con TRH cortos. La ventaja es que se pueden diseñar digestores anaerobios de volumen reducido para tratar eficientemente aguas residuales, tanto diluidas como concentradas en materia orgánica. Este hecho marca la diferencia con los digestores convencionales y sitúa los nuevos reactores anaerobios como una opción ventajosa frente a los procesos aerobios, sobre todo con aguas residuales con DBO₅ superiores a 1 g/l. En general, los procesos anaerobios presentan las ventajas de no requerir equipo ni energía para la aeración, tener una limitada producción de lodos de desecho y producir metano (McCarty, 1964). Con la introducción de la biopelícula dentro de los digestores, se logra además una operación estable, resistencia a cambios bruscos en la alimentación y a sustancias tóxicas, posibilidad de parar el reactor por un tiempo prolongado y rearrancarlo prácticamente en forma inmediata (Lettinga et al., 1980; van den Berg et al., 1980; Parkin et al., 1983; Parkin y Speece, 1983; Sánchez et al., 1986; Noyola, 1986). El principal problema es la lentitud de su primera puesta en marcha, lo que en ciertos casos y para ciertos reactores puede ser solucionado. En el caso específico del País, una gran limitante al desarrollo a nivel real de estos procesos es la mala imagen que tiene la digestión anaerobia convencional entre los profesionales especializados, reflejo del relativo atraso tecnológico mexicano en el campo del tratamiento de aguas residuales.

Dentro de los reactores avanzados se pueden distinguir al filtro anaerobio (Young y McCarty, 1969), el reactor tubular de película fija (van den Berg y Lentz, 1979), el reactor de lecho de lodos (Lettinga *et al.*, 1980; Bachmann *et al.*, 1985), los biodiscos anaerobios (Tait y Friedeman, 1980; Noyola *et al.*, 1988), todos agrupados como "segunda generación", y los reactores de lecho expandido (Switzenbaum y Jewell, 1980) y lecho fluidizado (Switzenbaum *et al.*, 1984), conocidos como de "tercera generación".

En este trabajo se estudiaron dos tipos de reactores anaerobios de flujo ascendente, el reactor de lecho de lodos (UASB, por sus siglas en inglés) y el reactor tubular de película fija. Se seleccionaron debido a su grado de aplicación potencial a escala real en México.

El reactor anaerobio de lecho de lodos (UASB) opera con flujo ascendente, el cual ejerce una cierta selectividad sobre los microorganismos presentes, y favorece así la formación de un lodo con buenas propiedades de floculación y sedimentación, dando como resultado una cama o lecho de lodos en la parte inferior del reactor. A este proceso se le conoce como granulación. En el reactor UASB se procura eliminar las necesidades de agitación mecánica y la formación de zonas muertas y cortos circuitos hidráulicos mediante una adecuada repartición de las entradas de agua en la base del reactor. Por otro lado, posee en la parte superior un colector de gas que asegura una buena separación líquido-gas-sólido. El aspecto fundamental del proceso UASB lo constituyen los lodos granulares, indispensables para su correcto funcionamiento. Al arrancar un reactor UASB, lo ideal es inocularlo con un volumen suficiente de este tipo de material. Sin embargo, esto solo es posible cuando existen reactores UASB en operación que ya hayan acumulado suficientes lodos. Si no se cuenta con ello, el arranque deberá efectuarse con algún inóculo disponible (Arias y Noyola, 1987). Al respecto, (Lettinga *et al.*, 1980, 1982) han formulado algunas recomendaciones.

Por su parte, el reactor tubular de película fija es un filtro anaerobio empacado en forma ordenada, lo cual crea canales bien definidos, mejora la relación área/volumen del reactor y reduce los problemas de taponamiento. Puede operar con flujo ascendente o descendente, lo que implica ventajas e inconvenientes propios para cada configuración. Como en todo reactor de biomasa fija sobre soporte, los tiempos de arranque son importantes debido a que la adhesión y el posterior crecimiento de los microorganismos para llegar a formar la biopelícula son procesos lentos, sobre todo en anaerobiosis.

ARREGLO EXPERIMENTAL

Descripción. - La experimentación se llevó a cabo con cuatro reactores, dos de cada tipo, en un cuarto de temperatura controlada (33 ± 1 °C). Se construyeron con columna de acrílico de 9.6 cm de diámetro interior y 1 m de altura total. Los reactores UASB (Fig. 1a) cuentan en la parte superior con una campana que tiene la doble función de captar el gas producido e impedir la salida de materia en suspensión por el efluente; el volumen útil es de 4.5 l. Por otra parte, los reactores tubulares (Fig. 1b) están empacados con tubo de PVC del tipo "conduit" eléctrico de 1/2 pulgada de diámetro nominal. El reactor tubular 1 tiene "conduit" acanalado y el tubular 2 "conduit" liso. Cada columna está empacada con 21 tramos de 67 cm de longitud, lo que da por resultado una relación área/volumen de $221 \text{ m}^2/\text{m}^3$ y un volumen útil de 4.75 l. Los cuatro reactores se alimentaron por medio de bombas peristálticas con un agua residual sintética, cuya composición aparece en la Tabla 1. Las concentraciones de acetato y propionato se seleccionaron en función de resultados anteriores obtenidos por la hidrólisis bacteriana del lirio acuático (Ramírez y Monroy, comunicación personal). El gas producido era evacuado de la parte alta de los reactores hacia su respectiva columna de medición, la cual contenía agua saturada con NaCl y pH inferior a 4, con el objeto de reducir la solubilidad del CO_2 .

Arranque. - Se emplearon dos fuentes de inóculo para arrancar los reactores, estiércol de vaca y lodos de purga de una planta de tratamiento de lodos activados. El primer material se utilizó en el UASB 1 y en el tubular 1, mientras que el segundo en los otros reactores. Ambos inóculos fueron previamente adaptados bajo condiciones anaerobias: El estiércol mediante su almacenamiento durante un mes en una dilución 1:1 con el medio mineral propuesto por Khan *et al.*, (1979), y los lodos activados según el procedimiento descrito por Arias y Noyola (1987). En cada caso, la mezcla de dos litros de inóculo tamizado con una malla de 0.96 mm y dos litros de medio sintético (Tabla 1) fue introducida en los reactores y puesta a recircular durante 10 días. Al término de este periodo, los reactores tubulares fueron purgados con el fin de retirar el inóculo sedimentado en su parte baja. Los reactores UASB no fueron purgados pues el sedimento constituye precisamente la cama de lodos. Una vez realizado lo anterior, se inició la alimentación en continuo.

Operación. - Se aplicaron varios tiempos de retención hidráulica, de 72 a 2 horas, caracterizándose el estado estacionario para cada uno. Los parámetros medidos fueron pH, alcalinidad, DQO, producción y composición de gas. Esporádicamente se determinaron sólidos suspendidos y ácidos grasos volátiles en los efluentes. Los tres primeros parámetros, al igual que los sólidos suspendidos, fueron determinados de acuerdo con los *Standard Methods* (APHA, 1980). La composición del gas y los ácidos grasos volátiles

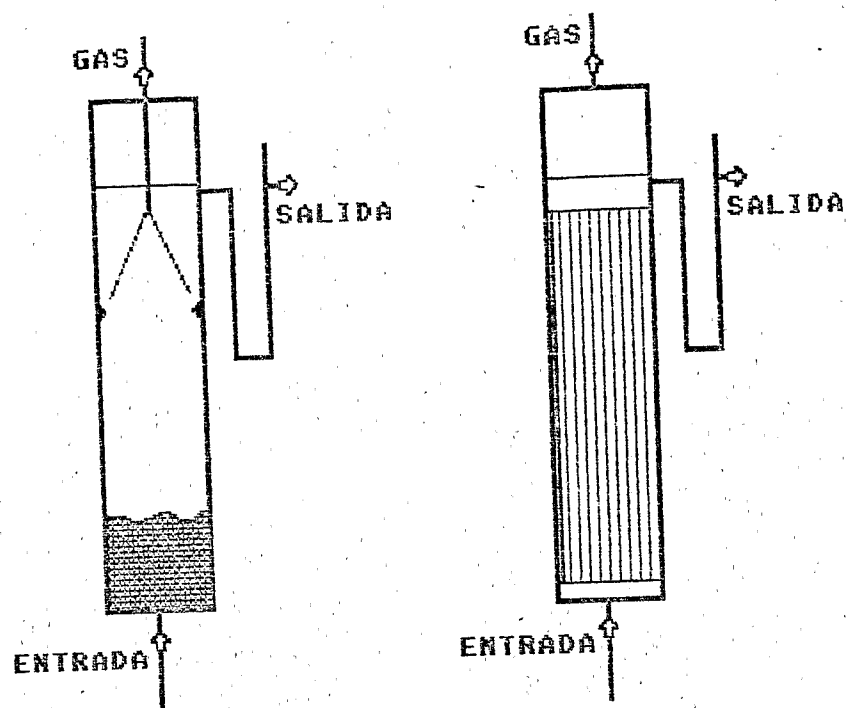


Fig. 1a REACTOR UASB Fig. 1b REACTOR TUBULAR

TABLA 1

Composición del agua residual sintética

Compuesto	Concentración
CH_3COONa	5 g/l
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COOH}$	1 ml/l
NH_4Cl	650 mg/l
NaHCO_3	600 mg/l
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	250 mg/l
K_2HPO_4	130 mg/l
KH_2PO_4	100 mg/l
$\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	200 mg/l
$\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	100 mg/l
$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	14 mg/l

Mo, Mn, Cu, Zn, Al, Ni, Co

diluido en agua de la lluvia

DQO: 5 a 5.2 g/l

fueron medidos por cromatografía de gases. La producción diaria de gas se determinó por desplazamiento de líquido en columna de vidrio. La determinación del índice volumétrico de lodos (SVI) del lecho del UASB 2 se efectuó siguiendo los Standard Methods (APHA, 1980). La determinación del TRH real de los reactores tubulares se realizó empleando la técnica de trazadores (Levenspiel, 1972), con verde de bromocresol como trazador y espectrofotometría (617 nm) como método analítico (Jiménez et al., 1988).

RESULTADOS

La operación de los cuatro reactores se inició con TRH altos, los cuales se reducían conforme se alcanzaban los estados estacionarios. Debido a la rápida adaptación de los reactores a los cambios en TRH, se desarrolló un criterio para estimar el fin del estado transitorio: Se consideró alcanzado el estado estacionario después de un periodo de operación igual a 10 veces el TRH pero nunca menos de dos semanas. La rapidez del arranque de los reactores fue marcadamente dependiente del tipo de inóculo utilizado. Los digestores UASB 1 y Tubular 1, inoculados con estiércol, no presentaron actividad metanogénica durante los primeros tres meses de alimentación en continuo. Por este motivo se le agregó al medio de alimentación 500 mg/l de sacarosa (azúcar estándar), con objeto de que su oxidación redujera el potencial redox del medio y se favoreciera así el crecimiento de las bacterias metanogénicas, evidentemente inhibidas. Esta medida fue efectiva y la producción de metano se inició prácticamente en forma inmediata, alcanzando un valor estable al cabo de 1 mes para el UASB 1 y de dos meses para el Tubular 1, como se muestra en la Fig. 2. Por otra parte, el UASB 2 y el Tubular 2 se sembraron con el inóculo adaptado a partir de lodos activados y se alimentaron con el medio anterior, ya adicionado de sacarosa, resultando en una producción de gas inmediata. La sacarosa se eliminó del medio de alimentación al cabo de aproximadamente dos meses, sin problema alguno.

La Fig. 3 presenta la relación entre el TRH y la eficiencia en la remoción de la DQO para los cuatro reactores. Es necesario señalar que debido al vaciado accidental de los dos reactores UASB no fue posible operarlos en los TRH más cortos. En general, la curva tiene la forma característica obtenida en este tipo de trabajos, pudiéndose apreciar además una buena agrupación de los puntos experimentales. Se observa que existe un intervalo de TRH dentro del cual la eficiencia permanece prácticamente constante, alrededor de 94 %, sin que la variación del TRH la afecte. Sin embargo, a TRH inferiores a 12 horas la eficiencia decrece rápidamente, llegando al 52 % con 2 horas de TRH.

Las observaciones anteriores se complementan con la Fig. 4.

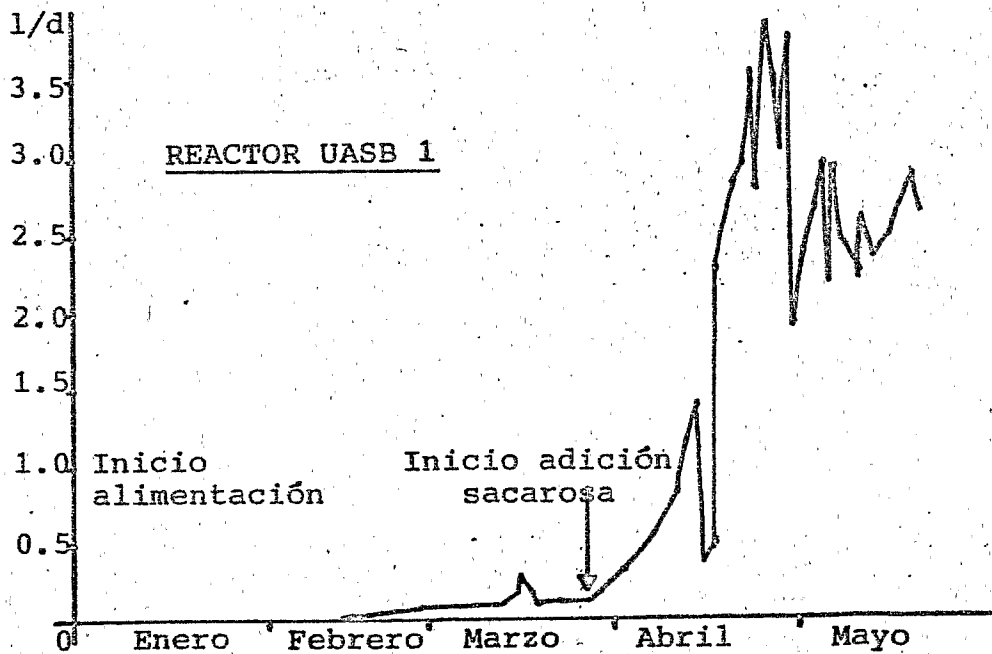
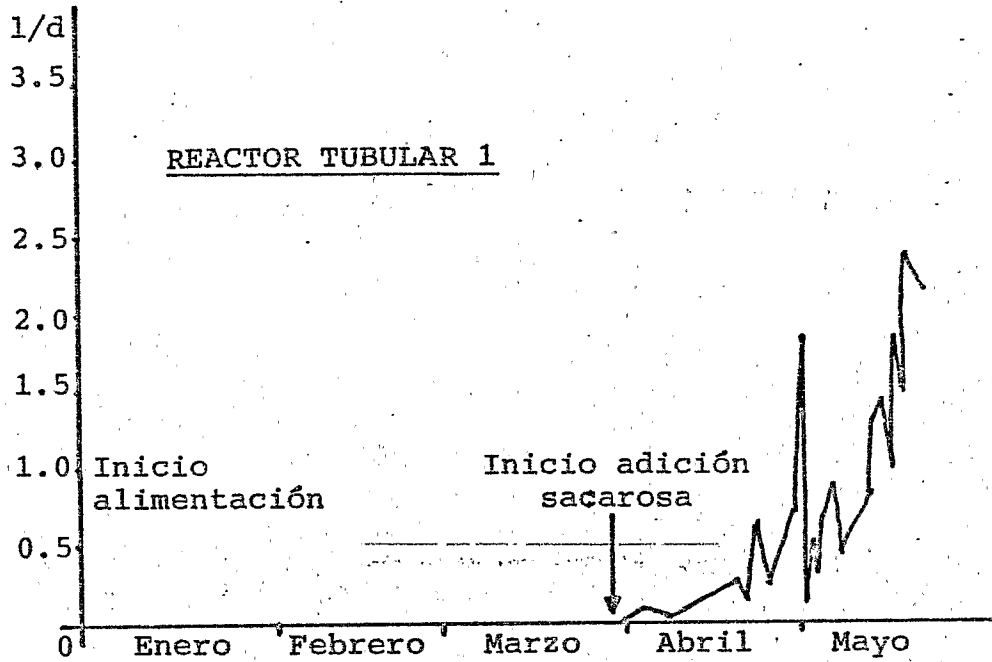


Fig. 2 Producción diaria de gas durante los cinco primeros meses del estudio. Efecto de la adición de sacarosa al medio de alimentación.

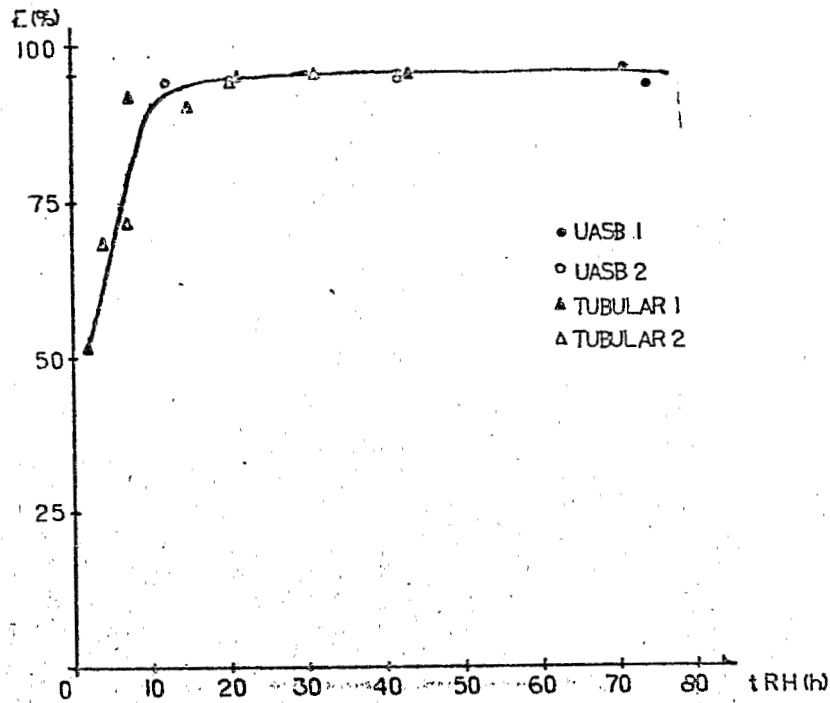


Fig. 3 Efecto de la variación del tiempo de retención hidráulica (TRH) en la eficiencia de remoción de la DQO para los cuatro reactores estudiados.

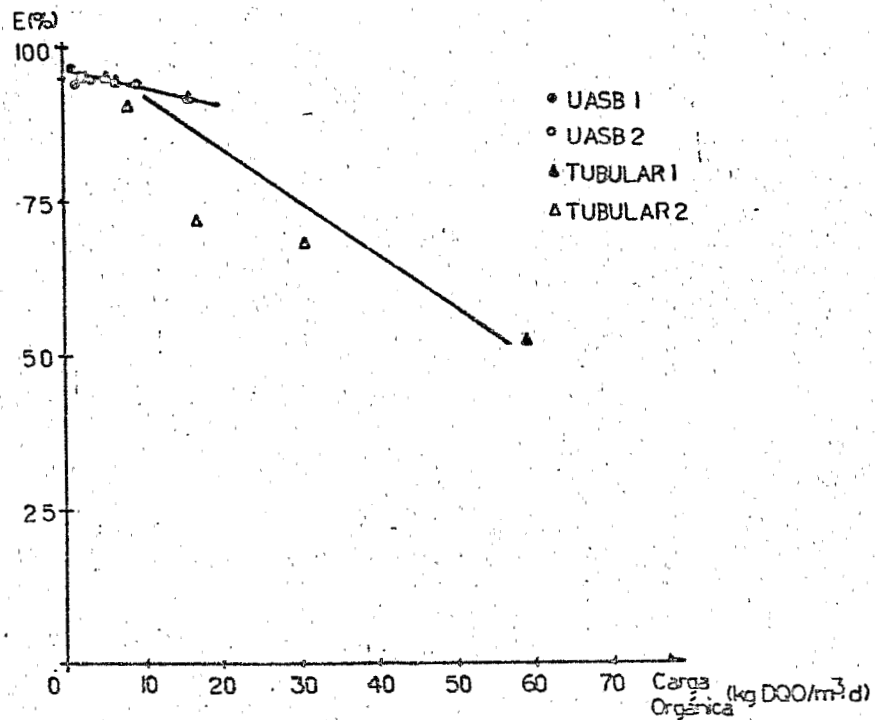


Fig. 4 Efecto de la variación de la carga orgánica en la eficiencia de remoción de la DQO para los cuatro reactores estudiados

en donde se muestra la variación de la eficiencia en la remoción de la DQO en función de la carga volumétrica aplicada. A partir de 15 kg DQO/m³.día, la eficiencia se reduce marcadamente con un incremento en la carga aplicada, alcanzando valores de 52 % para 60 kg DQO/m³.día.

El pH a la entrada de los reactores era de 6.5 y a la salida alcanzó valores del orden de 8.2 cuando se operaba a altos TRH, y de 7.8 para TRH inferiores a 12 horas. En ningún momento se notaron problemas de inhibición por estos valores de pH relativamente elevados. La producción máxima de biogás por volumen de reactor fue de 18.3 l/l.día (a 0°C y 1 atm: TPN), alcanzada con el Tubular 1 a una carga de 60 kg DQO/m³.día. El contenido de metano fue relativamente estable, en promedio 52 %.

Se realizó la determinación de la cantidad de lodos y el índice volumétrico del lecho del reactor UASB 2, antes de que éste se vaciara accidentalmente. El reactor contenía 9.73 g SST de los cuales el 45 % era volátil (4.48 g SSV) con un índice volumétrico de lodos de 37 ml/g. Con 360 ml, el lecho ocupaba tan sólo el 8 % del volumen del reactor.

Al término del estudio se empleó la técnica de trazadores para la determinación experimental de TRH reales de los dos reactores tubulares. Los reactores se operaron a TRH teóricos (V/Q) de 8.7 h. Los resultados se ajustaron a un modelo de comportamiento hidráulico (J reactores agitados en serie con zona muerta y J reactores agitados en serie con zona muerta y corto circuito hidráulico). De las curvas experimentales y ajustadas (Fig. 5) se puede observar que los TRH reales son sensiblemente menores a los teóricos, evidenciándose un porcentaje importante de zonas muertas para ambos reactores. En el modelo que mejor representó los datos experimentales del Tubular 2, una fracción grande del gasto de alimentación sufre un corto circuito; probablemente esta fracción está sobrestimada, y en realidad la zona muerta es más importante. Finalmente, se procedió a drenar los reactores Tubulares con el objeto de conocer el volumen desplazado por la biopelícula acumulada. El reactor Tubular 1 drenó 3.35 l y el reactor Tubular 2, 2.5 l. Ambos reactores tenían, al inicio, un volumen útil de 4.75 l. De hecho, la biopelícula desarrollada representa, desde el punto de vista hidráulico, una zona muerta, la cual es tomada en cuenta en el porcentaje encontrado experimentalmente con el trazador. Para el Tubular 2, la reducción de volumen útil se reflejó en un corto circuito hidráulico importante.

DISCUSION

Arranque. - Para el tipo de sustrato utilizado, acetato y propionato, el estiércol de vaca no resultó ser un inóculo

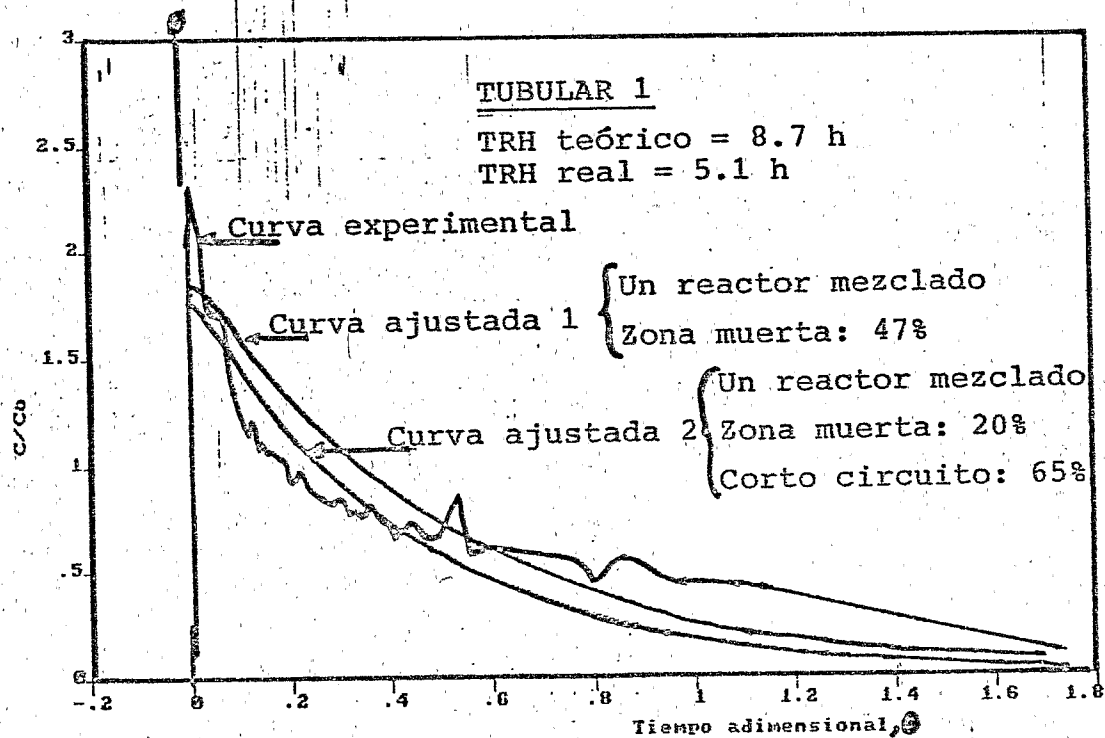
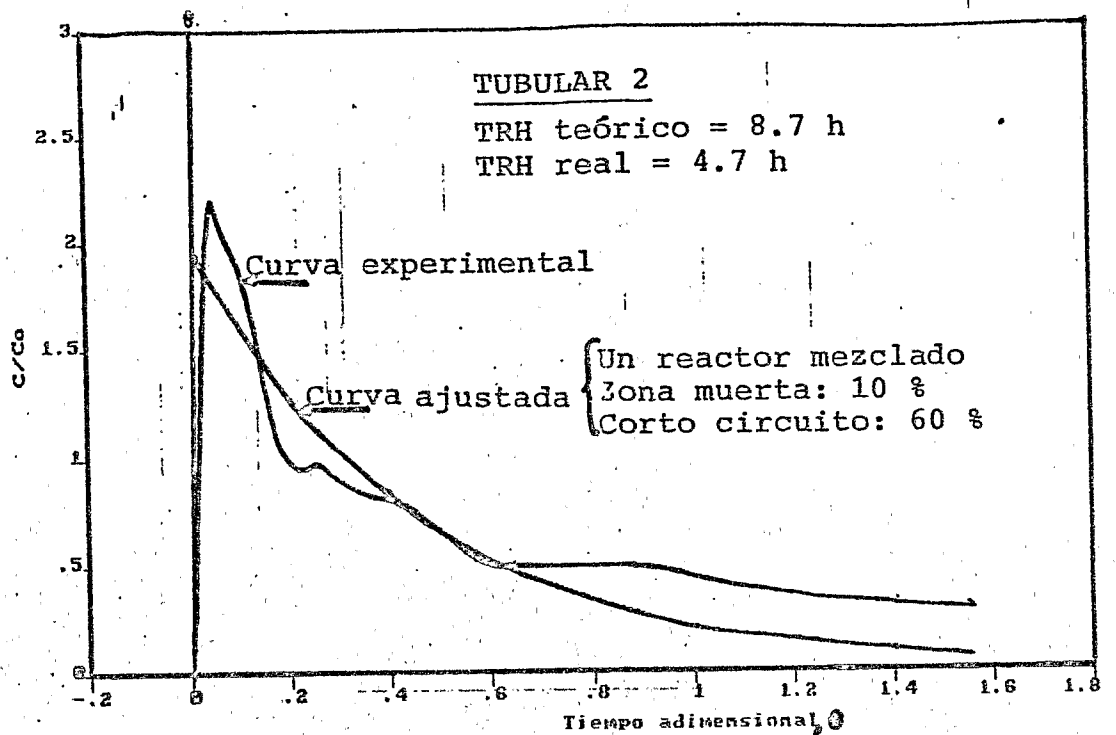


Fig. 5 Resultados experimentales y simulados del estudio de trazadores efectuado para los dos reactores tubulares. TRH teórico = V/Q

adecuado. Este punto, si bien predecible, debía ser comprobado en laboratorio. En efecto, las bacterias metanogénicas acetoclásticas se encuentran en número muy limitado en el rumen, y por lo tanto en el estiércol de la vaca (Hobson, 1982). Las condiciones de funcionamiento de este órgano no favorecen su desarrollo, ya que de no ser así, parte de la energía contenida en los productos de la digestión (fermentación) no sería aprovechada por el animal y se perdería en forma de metano. Además, la población limitada de acetoclásticas no se incrementó al cabo de tres meses seguramente por que el potencial de oxidoreducción del medio de alimentación no era el adecuado ($Eh < -300$ mv para que la metanogénesis se lleve a cabo), puesto que no se agregaba al medio ningún compuesto reductor y se preparaba además con agua de la llave. La adición de sacarosa proporcionó a las bacterias facultativas presentes una fuente de energía más apropiada que el acetato o el propionato, favoreciendo así su actividad metabólica. El resultado fue el consumo del oxígeno disuelto, la reducción de los sulfatos presentes y el abatimiento del potencial redox a niveles convenientes para el crecimiento de la microflora metanogénica. La Fig. 2 apoya esta hipótesis.

El hecho de haber, desde un inicio, alimentado con sacarosa los reactores inoculados con lodos activados adaptados (UASB y Tubular 2), impide determinar la superioridad de una fuente de inóculo sobre otra. Sin embargo, en el caso de los lodos activados, se observaron burbujas desde el momento en que se acondicionaban sólo con acetato. Lo anterior permite pensar en una presencia más importante de bacterias acetoclásticas en este material de inóculo que en el estiércol. Wu *et al.* (1987) encontraron que, en efecto, los lodos activados aerobios contienen cantidades importantes de bacterias metanogénicas (10^8 /g SS) en estado latente. Por otra parte, la textura de ambos inóculos era muy diferente: El proveniente del estiércol, color ocre, contenía gran cantidad de pequeñas fibras que no fueron retenidas por la malla de 0.96 mm, mientras que el obtenido de los lodos activados, color negro, presentaba ya evidencia de granulación, con algunos granos de 0.5 mm de diámetro aproximadamente. La sedimentabilidad era adecuada en los dos tipos de inóculos.

Operación y eficiencias. - De manera general, se puede desprender de este trabajo que los dos tipos de reactores anaerobios alcanzan eficiencias similares, al menos bajo cargas orgánicas inferiores a los 15 kg DQO/m³.día, ya que la falta de puntos experimentales para el proceso UASB impide extender la observación a cargas superiores. Esto significa que para el tratamiento de desechos líquidos concentrados, la selección del tipo de proceso anaerobio de "segunda generación" deberá basarse en criterios de costos, ya que las eficiencias son similares entre ellos. Lo anterior no sería aplicable cuando se trate de aguas residuales diluidas y a

temperaturas inferiores a 20° C, como las aguas de desecho municipales, ya que en este caso si puede haber diferencias en cuanto a sus eficiencias (Noyola *et al.*, 1988). Desde este punto de vista, el reactor UASB parece ser el más adecuado ya que no requiere de ningún material de soporte, lo cual reduce sus costos considerablemente. Lo anterior, sin embargo, no debe ser el único criterio de selección, puesto que ciertas características del desecho líquido podrán adaptarse mejor a algún tipo de reactor. En particular, se puede señalar que el reactor Tubular tiene la biomasa fija sobre soportes, lo que lo hace más resistente a choques hidráulicos o tóxicos, a diferencia del reactor UASB que depende solamente de la capacidad de sedimentación de sus lodos y por lo tanto, es posiblemente más vulnerable. A este respecto, Parkin y Speece (1983) observaron una mayor resistencia a compuestos tóxicos por parte de filtros anaerobios (biomasa fija) que por reactores anaerobios agitados (biomasa en suspensión). Si bien el reactor UASB no tiene propiamente sus lodos en suspensión, los resultados de Parkin y Speece permiten prever comportamientos diferentes entre este reactor y el Tubular, cuando algún tóxico esté presente. Por otro lado, en caso de envenenamiento total del reactor, el UASB podrá estar de nuevo en operación más rápidamente, si se cuenta con la cantidad suficiente de inóculo granular, hecho que no puede lograr el Tubular pues el tiempo necesario para el crecimiento de la biopelícula no se puede evitar.

Contenido de biomasa. - La determinación de la cantidad de lodos dentro del reactor UASB 2 se realizó cuando operaba con una carga orgánica de 9.9 kg DQO/m³.d y una eficiencia del 94 %. Con estas cifras se puede calcular la tasa de consumo de la DQO por kilogramo de SSV, $r_x = 9.3$ kg DQO/kg SSV.d, valor que se acerca a la tasa máxima ($r_{x,max}$) comunicada en la literatura (Henze y Harremoës, 1983), de 13 kg DQO/kg SSV.d. Esta tasa se aplica sólo si la totalidad de los SSV son bacterias metanogénicas 100 % activas. En caso de estar presentes otro tipo de bacterias, como sucede cuando el sustrato es más complejo, la determinación de los SSV incluirá toda la población bacteriana, lo cual reduce la $r_{x,max}$ a valores alrededor de 1 kg DQO/kg SSV.d, cifra comunmente encontrada en la literatura (Lettinga *et al.*, 1980; Henze y Harremoës, 1983; Kennedy y Droste, 1986; Wu *et al.*, 1987).

En este trabajo, la naturaleza del sustrato permitió el desarrollo de las microfloras acetogénica (propionato) y metanogénica (acetato e hidrógeno). La estrecha relación simbiótica entre estas bacterias, hace que las primeras no puedan crecer sin las metanogénicas hidrogenofílicas, las cuales utilizan el H₂ producido en la descarboxilación del propionato haciendo termodinámicamente posible esta reacción biológica (McInerney y Bryant, 1981). Por lo anterior, y para fines prácticos, se pueden considerar ambas poblaciones como

metanogénicas. La tasa de consumo de sustrato encontrada permite suponer que los SSV tenían una alta actividad metabólica y que estaban globalmente cerca de la tasa máxima (saturación). Sin embargo, a este respecto, Lin *et al.*, (1986) encontraron una r_{max} de 17.6 kg DQO/kg SSV.d con un reactor anaerobio agitado y alimentado con una mezcla de ácidos acético, propiónico y butírico (2:1:1). En ese estudio, concluyeron que el consorcio bacteriano metanogénico tiene r_{max} más elevadas cuando es alimentado con una mezcla de ácidos grasos volátiles que cuando lo es con los componentes individuales de la mezcla. El hecho que el reactor UASB 2 operara a 94 % de eficiencia en la remoción de la DQO viene en apoyo de esta hipótesis. La producción de metano para esas condiciones era de 3.46 l CH₄/g SSV.d (a TPN). Si se calcula la relación metano producido/DQO removido (0.37 l CH₄/g DQO removido) se puede observar que está ligeramente por encima del valor estequiométrico (0.35 l/g DQO; McCarty, 1964), por lo que es posible la presencia de un error analítico en alguna de las mediciones experimentales realizadas para llegar a ese dato.

Independientemente de la observación anterior, la tasa específica de producción de metano encontrada en este trabajo es sensiblemente superior a las encontradas en la literatura e inclusive a la tasa máxima promedio propuesta por Valcke y Verstraete (1983) para bacterias metanogénicas acetoclásticas (1 l CH₄/g SSV.d). Sin embargo, Lawrence y McCarty (1969) calcularon una tasa máxima de 3.02 l CH₄/g SSV.d para el mismo tipo de bacterias. En el presente estudio, el metano no solo provenía del acetato, sino también del propionato (a través del acetato y del hidrógeno formado). Un cálculo estequiométrico para las condiciones de alimentación del reactor UASB 2 permite estimar la contribución de los diferentes sustratos en la producción del metano: 71 % del acetato original, 17 % del acetato proveniente del propionato y 12 % del hidrógeno (29 % del propionato como tal). De aquí se desprende que las bacterias metanogénicas hidrogenofílicas contribuían con 0.42 l CH₄ a la tasa específica de producción de metano y las acetoclásticas con 3.04. Este último valor es prácticamente igual al encontrado por Lawrence y McCarty (1969).

De todo lo anterior se desprende, a reserva de un posible error analítico, que la biomasa presente en el reactor UASB 2 tenía una muy alta actividad, cercana a la saturación, y que prácticamente el 100 % de los SSV era biomasa metanogénica. Este resultado ilustra una de las características del reactor UASB que es la de seleccionar una biomasa del tipo granular altamente activa (Lettinga *et al.*, 1980). En un estudio paralelo con el mismo tipo de reactor y de sustratos, pero a cargas orgánicas relativamente bajas (inferiores a 2 kg DQO/m³.d), Guyot *et al.*, (1988) encontraron, aplicando técnicas de cultivo de bacterias anaerobias, una tasa

(actividad) específica de producción de metano a partir de acetato de 1.4 mmol/g SSV.h (0.75 l CH₄/g SSV.d). Este valor es cuatro veces menor a la tasa del presente estudio (3.04). Aparentemente, altas cargas orgánicas favorecen el desarrollo de biomasa (medida como SSV) con alta actividad metabólica.

En relación con los reactores tubulares, la determinación directa de la biomasa presente no se llevó a cabo debido a que los reactores continuaron su operación. Sin embargo, la masa de la biopelícula adherida puede ser estimada en forma indirecta, utilizando los volúmenes drenados de cada reactor. Este cálculo es impreciso, ya que puede acumular varios errores (en el volumen drenado, en la relación área/volumen del reactor, en el valor escogido de densidad superficial de la biopelícula). Con estas reservas, se calcularon los espesores de biopelícula para el Tubular 1 (1.33 mm) y el Tubular 2 (2.14 mm). Si se aplica la densidad superficial encontrada por Kennedy y Droste (1986) para una biopelícula de 2.6 mm de espesor (0.116 kg SSV/m²), con un factor de corrección que considere directamente proporcional el espesor a la densidad, se llega a un contenido total de SSV de 62.3 g para el Tubular 1 y de 100.3 g para el Tubular 2.

El carácter estimativo de los valores anteriores impide cualquier conclusión definitiva, pero puede servir como una base de comparación con el reactor UASB. Para el último punto de operación de cada reactor se obtienen los valores siguientes (Tubular 1 con 60 kg DQO/m³.d, TRH de 2 h y eficiencia de 52.5 %; Tubular 2 con 31.52 kg DQO/m³.d, TRH 4 h y eficiencia de 68.5 %): r_x (kg DQO/g SSV.d) 2.37 (Tubular 1) y 1.02 (Tubular 2); tasa de producción de metano (l CH₄/g SSV.d) 0.73 (Tubular 1) y 0.27 (Tubular 2). Aparentemente el reactor Tubular acumula biomasa de actividad media. Aquí hay que hacer notar que los estudios de trazadores sobre los reactores Tubulares indicaron la presencia de importantes zonas muertas y cortos circuitos hidráulicos. Esto se traduce en TRH reales y en cantidad de biopelícula irrigada sensiblemente menores a los valores supuestos en los cálculos anteriores. En la realidad, las tasas específicas de consumo de DQO y de producción de metano eran seguramente mayores, tomando en cuenta sólo los SSV de las zonas activas de los reactores Tubulares. Los reactores tubulares operaron 5 meses más que los UASB y a más altas cargas orgánicas, lo cual puede ser una de las causas de la diferencia de SSV entre los dos tipos de reactores. De cualquier manera, la diferencia entre los dos Tubulares es considerable y, con los datos disponibles, aparentemente inexplicable. El comportamiento hidráulico propio de cada reactor pudo ser uno de los factores causantes de tal diferencia.

Finalmente, no solamente se debe asegurar la repartición conveniente del efluente en la base del reactor UASB (Lettinga et al., 1980, 1982) sino, y tal vez de manera aún

más cuidadosa, también en el reactor Tubular de flujo ascendente. Los canales que se forman con el material de soporte favorecen la creación de zonas muertas y de cortos circuitos hidráulicos. A su vez, las burbujas de gas crean un efecto de bombeo ascendente que incrementa los riesgos del corto circuito. En este sentido, el reactor Tubular de flujo descendente requeriría menos cuidados, ya que las burbujas crean una zona completamente mezclada en la parte superior (entrada en este caso) del reactor.

CONCLUSIONES

El inóculo obtenido a partir de lodos activados de purga presentó una adaptación más rápida al acetato y una mejor aptitud a la granulación que el obtenido del estiércol de vaca.

Los dos tipos de reactores estudiados presentaron eficiencias en remoción de la DQO similares y satisfactorias cuando se operaron a cargas orgánicas hasta de 15 kg DQO/m³.d. Aparentemente, los reactores anaerobios avanzados no se diferencian sensiblemente entre sí, al menos en cuanto a su capacidad depuradora de aguas residuales concentradas.

El reactor UASB logró desarrollar una biomasa altamente activa, en donde prácticamente la totalidad de los SSV del lecho eran bacterias metanogénicas. A pesar de operar a niveles cercanos a la tasa máxima de degradación del sustrato, es decir casi a la saturación, el reactor UASB mantuvo altas eficiencias de remoción de la DQO (94 %).

Con cierta reserva, debido a la imprecisión de los resultados utilizados y a su comportamiento hidráulico, los reactores Tubulares desarrollaron una biopelícula moderadamente activa, en comparación con la biomasa del reactor UASB 2.

El escalamiento del reactor Tubular de flujo ascendente deberá contemplar una eficiente repartición del efluente en su base. La geometría del reactor favorece la formación de zonas muertas y de cortos circuitos hidráulicos.

RECONOCIMIENTOS: Este trabajo fue financiado con fondos de CONACyT, PRONAES-SEP y OEA. El primer autor recibió apoyo financiero en el marco del Programa de Fortalecimiento al Posgrado Nacional del CONACyT. Se agradece el apoyo en laboratorio de la Ing. Juana Hernandez H.

REFERENCIAS

APHA (1980) *Standard methods for the examination of water and wastewater*, 15th edition.

Arias Osorio A. y Noyola Robles A. (1987) "Tratamiento de un agua residual urbana mediante el reactor anaerobio de lecho de lodos (UASB)" en *Avances de Investigación en Ingeniería Química 1987*, en prensa.

Bachmann A., Beard V.L. y McCarty P.L. (1985) "Performance characteristics of the anaerobic baffled reactor" *Water Res.*, Vol. 19, 99-106.

Guyot J.P., Noyola A., Ramírez F. y Monroy O, (1988) "Actividades metanogénicas de lodos granulares de un digestor de lecho de lodos" en *Memorias del Primer Simposio Nacional sobre Ingeniería Ambiental*, Instituto de Ingeniería UNAM.

Henze M. y Harremoës P. (1983) "Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors - A literature review" *Water Sci. Technol.*, Vol. 15, 1-101.

Hobson P.N. (1982) "The microbiology of the rumen and anaerobic digesters: A comparison" *Memorias del Simposio Avances en Digestión Anaerobia: Combustibles por Fermentación.*, UAM-I/ICAITIC, México.

Hulshoff Pol L. y Lettinga G. (1986) "New technologies for anaerobic waste water treatment" en *Anaerobic treatment in tropical countries*, post-conference international seminar, IAWPRC Sao Paulo, 30-46.

Jiménez B., Noyola A, y Capdeville B, (1988) "Selected dye tracers for residence time distribution evaluation in bioreactors" enviado para su publicación en *Biotechnological Techniques*.

Khan A.W., Trottier T.M., Patel G.B. y Martin S.M. (1979) "Nutrient requirement for the degradation of cellulose to methane by a mixed population of anaerobes" *J. Gen. Microbiol.*, 112, 365-372.

Kennedy K.J. y Droste R.L. (1986) "Anaerobic fixed-film reactors treating carbohydrate wastewater" *Water Res.*, Vol. 20, 6, 685-695.

Lettinga G., Van Velsen A.F.M., Hobman S.W., de Zeeuw W. y Klapwijk A. (1980) "Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment" *Biotechnol. Bioeng.*, Vol. 22, 699-734.

Lettinga G., de Zeeuw W.J., Hulshoff Pol L.A., Hobma S.W., Grin P.C. Wiegant W.N., van Velsen A.F.M. y Koster I.W. (1982) "Anaerobic wastewater treatment using the UASB treatment process" *Memorias del Simposio Avances en Digestión Anaerobia: Combustibles por Fermentación.*, UAM-I/ICAITIC,

México.

Levenspiel O. (1972) *Chemical reaction engineering*, 2ª edición, John Wiley & Sons, New York, 578 pp.

Lawrence A.L. y McCarty P.L. (1969) "Kinetics of methane fermentation in anaerobic treatment" *J. Water Poll. Control Fed.*, Vol. 41, R1-R7.

Lin C.Y., Sato K., Noike T. y Matsumoto J. (1986) "Methanogenic digestion using mixed substrate of acetic, propionic and butyric acids" *Water Res.*, Vol. 20, 3, 385-394.

Mejía G.M. y Magaña A.H. (1986) "Digestión anaeróbica de aguas residuales de granjas porcícolas" en *Los límites del deterioro ambiental. Memorias del V Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental*, SMISAAC, 8-12.

Monroy O. y Noyola A. (1986) "Digestión anaerobia y lirio acuático en el tratamiento de aguas residuales" en *Los límites del deterioro ambiental. Memorias del V Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental*, SMISAAC, 136-140.

McCarty P.L. (1964) "Anaerobic waste treatment fundamentals" *Pub. Works*, Vol. 95, 9, 107-112; 10, 123-126; 11, 91-94; 12, 95-99.

McInerney, M.J. y Bryant M.P. (1981) "Basic principles of bioconversions in anaerobic digestion and methanogenesis" in *Biomass Conversion Processes for Energy and Fuels*, Sofer S.S. y Zaborsky O.R. (Ed.), Plenum Publishing Corp., 277-296.

Noyola A. (1986) "La digestión anaerobia aplicada al tratamiento de aguas residuales a nivel individual y semicolectivo" en *Los límites del deterioro ambiental. Memorias del V Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental*, SMISAAC, 131-135.

Noyola A., Capdeville B. y Roques H. (1988) "Anaerobic treatment of domestic sewage with a rotating stationary fixed film reactor" *Water Res.*, en prensa.

Noyola A. y Jiménez B. (1987) "Desarrollo de tecnología adaptada para el tratamiento de aguas residuales en México" en *Memorias Congreso Mundial Universitario: Ecología, Realidad y Futuro*, 141-153.

Parkin G.F. y Specce R.E. (1983) "Attached versus suspended growth anaerobic reactors: Response to toxic substances" *Water Sci. Technol.*, Vol. 15, 261-289.

Parkin G.F., Speece R.E., Yang C.H.J. y Kocher W.M. (1983) "Response of methane fermentation systems to industrial toxicants" *J. Water Poll. Control Fed.*, Vol. 55, 44-55.

Poggi H. y Medina G. (1986) "Estabilización de lodos en un proceso de alta tasa" en *Los límites del deterioro ambiental. Memorias del V Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental*, SMISAAC, 71-74.

Sánchez Riera F., Córdoba P. y Siñeriz F. (1985) "Use of the UASB reactor for the anaerobic treatment of stillage from sugar cane molasses" *Biotechnol. Bioeng.*, Vol. 27, 1710-1716.

Segura J. (1983) "La fermentation methanique et l'épuration" *Biofutur*, febrero, 47-52.

Sonia M., Vieira M. y Souza M.E. (1986) "Development of technology for the use of the UASB reactor in domestic sewage treatment" en *Anaerobic treatment in tropical countries*, post-conference international seminar, IAWPRC Sao Paulo, 106-119.

Speece R.E. (1983) "Biotechnology for anaerobic waste treatment" *Env. Sci. & Technol.*, Vol. 17, 416A-427A.

Switzenbaum M.S. y Jewell W.J. (1980) "Anaerobic attached-film expanded bed-bed reactor treatment" *J. Water Poll. Control Fed.*, Vol. 52, 1953-1965.

Switzenbaum M.S., Sheehan K.S. y Hickey R.F. (1984) "Anerobic treatment of primary effluent" *Env. Technol. Lett.*, Vol. 5, 189-200.

Tait S.J. y Friedman A.A. (1980) "Anaerobic rotating biological contactor for carbonaceous wastewaters" *J. Water Poll. Control Fed.*, Vol. 52, 2257-2269.

Valcke D. y Verstraete W. (1983) "A practical method to estimate the acetoclastic methanogenic biomass in anaerobic sludges" *J. Water Poll. Control Fed.*, Vol. 55, 9, 1191-1195.

van den Berg L. y Lentz C.P. (1979) "Comparision between up- and down-flow anaerobic fixed film reactors of varying surface to volume ratio for the treatment of bean blanching waste" en *Proc. 34th Purdue Ind. Waste Conf.*, 319-325.

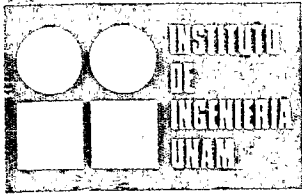
van den Berg L., Lentz C.P. y Armstrong D.W. (1980) "Anaerobic waste treatment efficiency comparisions between fixed film reactors, contact digesters and fully mixed, continuously fed digesters" en *Proc. 35th Purdue Ind. Waste Conf.*, 788-793.

Wu W., Hu J., Gu X., Zhao Y., Zhang H. y Gu G. (1987) "Cultivation of anaerobic granular sludge in UASB reactors with aerobic activated sludge as seed" *Water Res.*, Vol. 21, 7, 789-799.

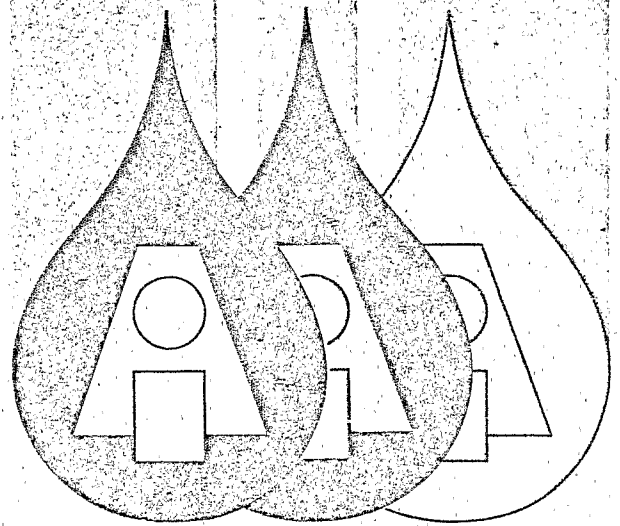
Young M., Betancourt N., Diego M.E. y Mercado G. (1987) "Evaluación de un filtro anaerobio para el tratamiento de las aguas residuales de los beneficios de café" en *Memorias del Congreso Nacional*, AMCCAA, B.2.6.

Young J.C. y McCarty P.L. (1969) "The anaerobic filter for waste treatment" *J. Water Poll. Control Fed.*, Vol. 41, 160-173.

Article 2



**MEMORIAS
I SIMPOSIO NACIONAL
SOBRE
INGENIERIA AMBIENTAL**



MEXICO, DF

Febrero 1988