

DINÁMICA DE UN REACTOR DE BIOPELÍCULA ANAEROBIA TIPO INTERCAMBIADOR DE CALOR (RBAIC)

Carlos Ramiro Escalera Vásquez

Centro de Investigaciones en Procesos Industrial – CIPI

Universidad Privada Boliviana

rescalera@upb.edu

(Recibido el 30 de septiembre 2004, aceptado para publicación el 7 de noviembre 2004)

RESUMEN

Las características dinámicas de un reactor de biopelícula anaerobio tipo intercambiador de calor (RBAIC), usado para el tratamiento de aguas residuales de melazas, fueron estudiadas experimentalmente. Se realizaron experimentos para estudiar la respuesta del reactor a las sobrecargas orgánicas. También se estudiaron los efectos de los cambios de temperatura de las paredes calientes y las temperaturas ambientales, sobre la eficiencia del reactor, bajo condiciones de estado estacionario. Se demostró que el RBAIC es estable ante la ocurrencia de sobrecarga orgánica. Se concluyó que existe una separación de fases microbianas dentro del reactor, en condiciones normales de operación. Es decir, las bacterias acidogénicas predominan en la masa líquida recirculante y las heteroacetogénicas y metanogénicas lo hacen en la biopelícula adherida a las paredes calientes de transferencia de calor, lo cual implica que los cambios de la temperatura de la pared afectan de mayor manera a la eficiencia de remoción, que los cambios de temperatura del entorno. El RBAIC es una configuración novedosa, con características energéticas favorables para el tratamiento de aguas residuales de la industria alimenticia.

Palabras Clave: Reactor de Biopelícula Anaerobia, Intercambio de Calor, Agua Residual de Melazas, Dinámica de Reactores.

1. INTRODUCCIÓN

Desde hace aproximadamente 30 años, especialmente con la crisis de la producción del petróleo de 1973 y con la preocupación de los pueblos en países desarrollados acerca del control de la contaminación ambiental ocasionada por los residuos industriales, la tecnología para el tratamiento anaerobio de aguas residuales industriales se ha desarrollado de tal manera que, actualmente, se la considera como una alternativa confiable y energéticamente favorable para la mitigación de la contaminación por residuos de alta concentración orgánica biodegradable.

Los tipos de reactores tecnológicamente desarrollados y actualmente en funcionamiento, comprenden configuraciones tales como el reactor anaerobio de mantos de lodos de flujo ascendente (UASBR), los filtros anaerobios o reactores de lecho empacado, tanto de flujo ascendente como de flujo descendente, los reactores de lecho fluidizado y expandido y así como algunas otras configuraciones híbridas (UASBR-lecho fijo). Las características particulares de cada una de ellas, y sus ventajas y desventajas fueron discutidas en una publicación anterior [1].

También, en una anterior publicación [2], el autor propuso un nuevo tipo de reactor de cultivo fijo y estudió teórica y experimentalmente el funcionamiento de un reactor de biopelícula anaerobia tipo intercambiador de calor (RBAIC). En este tipo de reactor, no es necesario calentar toda la masa del líquido dentro del reactor y solo se aprovecha el calor proporcionado por las paredes calientes de intercambio de calor en las que se forma la biopelícula, responsable de la degradación de la materia orgánica, en condiciones óptimas y fácilmente controladas.

En esa ocasión [2], el reactor se operó en condiciones de flujo ascendente de un solo paso y en estado estacionario. La descomposición de azúcares fácilmente biodegradables, como la glucosa, se simplificó a una degradación de dos etapas consecutivas en las cuales los microorganismos acidogénicos y metanogénicos descomponían consecutivamente el sustrato totalmente hacia metano y dióxido de carbono. Se concluyó que la degradación se llevaba a cabo principalmente por las bacterias que estaban suspendidas en la parte baja del reactor y que la contribución de la biopelícula adherida a las paredes calientes se limitaba severamente por la resistencia difusional de la capa laminar, ocasionada por las bajas velocidades de flujo ascendente.

En este artículo se estudia la dinámica no estacionaria de un RBAIC en forma experimental, bajo condiciones de reflujo que causan un régimen de mezcla casi completa, donde las altas velocidades lineales de flujo del líquido no permiten la sedimentación de las partículas microbianas en la parte baja del reactor y permiten el crecimiento de la biopelícula adherida a las paredes calientes. También se estudian los efectos de los cambios de temperatura y tiempos de retención hidráulica sobre la eficiencia de remoción bajo condiciones de estado estacionario y se evalúa la predominancia de las

bacterias acidogénicas en el líquido y la existencia de las bacterias heteroacetogénicas y metanogénicas en la biopelícula.

La operación de reciclaje se usa en reactores de lecho empacado o fijo, porque es conveniente para minimizar los gradientes de pH a lo largo del lecho, para disminuir los efectos tóxicos debidos a altas concentraciones de alimentación y para mantener condiciones hidráulicas que aseguren una buena distribución de flujo y prevención de cortos circuitos.

2. DELINEAMIENTO GENERAL DE LOS PROCESOS DE BIOPELÍCULA

Dos tipos de tratamiento biológico son ampliamente utilizados para el tratamiento de aguas residuales contaminadas orgánicamente:

- (a) Los procesos aerobios, en los cuales los microorganismos usan el oxígeno disuelto en los licores residuales, u otros aceptores de electrones para su metabolismo. Estos procesos incluyen las lagunas aireadas, los estanques de estabilización, el proceso de lodos activados y los filtros percoladores.
- (b) Los procesos anaerobios, en los cuales los microbios utilizan el carbono orgánico como aceptor de electrones en ausencia de oxígeno disuelto. Estos sistemas incluyen los llamados sistemas de cultivo suspendido, tales como la digestión anaerobia, los métodos de contacto anaerobio y los sistemas de cultivo fijo, entre los cuales tenemos los reactores de biopelícula.

Tradicionalmente se han preferido los procesos aerobios a los anaerobios, debido a que eran considerados más confiables, más estables y mejor comprendidos (más de 100 años de conocimientos tecnológicos acumulados). Sin embargo, los procesos anaerobios poseen varias ventajas intrínsecas, cuando se los compara con los sistemas aerobios [3]: Baja producción de lodos (5 a 10 veces menores que en los procesos aerobios), aireación innecesaria, lo que conlleva un menor requerimiento de energía y, finalmente, la producción de gas metano adicional que se puede utilizar como fuente de energía para otros propósitos.

Las desventajas clásicas de los procesos anaerobios han sido [3]: La menor actividad de los microorganismos anaerobios (lo que conduce a la menor capacidad de las plantas de tratamiento o plantas más grandes), el pequeño espectro de sustratos susceptibles de tratamiento y la inestabilidad del proceso. Por estas razones, los métodos de tratamiento anaerobio no fueron utilizados hasta hace poco.

Durante los últimos veinticinco años, estas desventajas han sido superadas debido a un mayor conocimiento de la microbiología del proceso anaerobio de purificación [4]. Especialmente importante fue el desarrollo de un cierto número de configuraciones de reactores que permiten mayores concentraciones de biomasa dentro del reactor, es decir, el proceso de contacto anaerobio en el cual la biomasa se concentra en un sedimentador y luego se recicla al reactor y los llamados reactores de biopelícula, tales como el filtro anaerobio, los reactores de lechos empacados y fluidizados (los cuales utilizan soportes sólidos para la biopelícula) y el reactor de mantos de lodos de flujo ascendente que no tiene soporte sólido. Estos desarrollos dieron lugar a sistemas de purificación de alta velocidad, que ahora tienen un espectro mucho más amplio de sustratos susceptibles de tratamiento, mejores registros de estabilidad y capacidades de tratamiento que son mayores que los de los sistemas aerobios. La Tabla 1 muestra el intervalo de cargas orgánicas volumétricas bajo las cuales los reactores UASB y filtros anaerobios operan para una variedad de residuos propicios, tal como compilan Harada [5] y van den Berg [6]. En general, los residuos orgánicos que contienen una mayor proporción de carbohidratos son más propicios al tratamiento biológico por medio de estos sistemas, tal como se muestra en la tabla anterior. Las aguas residuales de estas características se producen en la industria de conservas de frutas, azúcar (melazas), destilerías de alcohol y bebidas alcohólicas (ron, singani y otros), cerveceras y otras industrias alimenticias.

▪ Reacciones de Degradación y Tipos de Bacteria

La degradación de los compuestos orgánicos complejos tales como los polisacáridos, grasas y proteínas, hasta metano y dióxido de carbono, se lleva a cabo por medio de una comunidad simbiótica de bacterias, en una reacción de múltiples etapas (Figura 1) [7-9]. Las macromoléculas insolubles son primeramente hidrolizadas por enzimas hidrolíticas extracelulares para dar productos solubles, que luego son metabolizados a moléculas orgánicas de cadena corta, tales como los ácidos grasos volátiles, alcoholes, hidrógeno y dióxido de carbono. Los ácidos orgánicos de cadena corta son seguidamente descompuestos a acetato e hidrógeno por los organismos acetogénicos. Finalmente, el ácido acético es convertido a metano y dióxido de carbono por un grupo de bacterias metanogénicas. Este grupo de bacterias es responsable del 70% de la producción de metano. El 30% restante es producido por otro grupo de metanógenos, que utilizan hidrógeno y dióxido de carbono producidos en el trayecto del proceso. La Tabla 2 compila los géneros y

especies bacterianas junto con los productos de fermentación que corresponden a cada etapa del proceso anaerobio [7], [8], [9].

TABLA 1 - INTERVALO DE TASAS DE CARGA ORGÁNICA VOLUMÉTRICA BAJO LAS CUALES SE OPERAN REACTORES UASB Y FILTROS ANAEROBIOS DE ESCALA INDUSTRIAL, PARA VARIOS TIPOS DE RESIDUOS PROPICIOS [5,6]

TIPO DE RESIDUO	INTERVALO DE TASAS DE CARGA ORGÁNICA VOLUMÉTRICA [kg-DQO/m ³ .d]
Azúcar de remolacha	8-17
Destilería de alcohol	8-16
Varios almidones	6-15
Industrias de patatas	6-11
Cerveza	7-15
Industrias de verduras	8-11
Confituras	8-11
Levaduras de panadería	9-13
Industrias de papel y pulpa de papel	5-14
Mataderos	6-10
Industrias químicas	7
Procesamiento de porotos	9-18
Acidos grasos volátiles	5-18
Licor de lodos de tratamiento termofílico	19
Granja de cerdos	6-40
Procesamiento de peras	6-19
Destilería de ron	9-13
Residuo sintético de alcantarilla	7-14

Existe una relación sintrófica (intercambio de nutrientes entre dos microorganismos) obligada entre los acetógenos y las bacterias metanogénicas que utilizan hidrógeno. La presión parcial de hidrógeno debe mantenerse en un nivel extremadamente bajo para permitir condiciones termodinámicas favorables para la conversión de los ácidos volátiles a acetato. Por consiguiente, es obligatorio que los metanógenos que utilizan hidrógeno mantengan estos bajos niveles de presión, de otro modo, los ácidos volátiles de cadena más larga tales como el ácido propiónico y ácido butírico se acumularán en el sistema. Afortunadamente, los metanógenos que usan hidrógeno efectúan esta labor con facilidad para permitir que la reacción prosiga todo el trayecto hasta metano. Este fenómeno de transferencia de hidrógeno entre las especies es una simbiosis interesante descubierta por Bryant *et al.* [10].

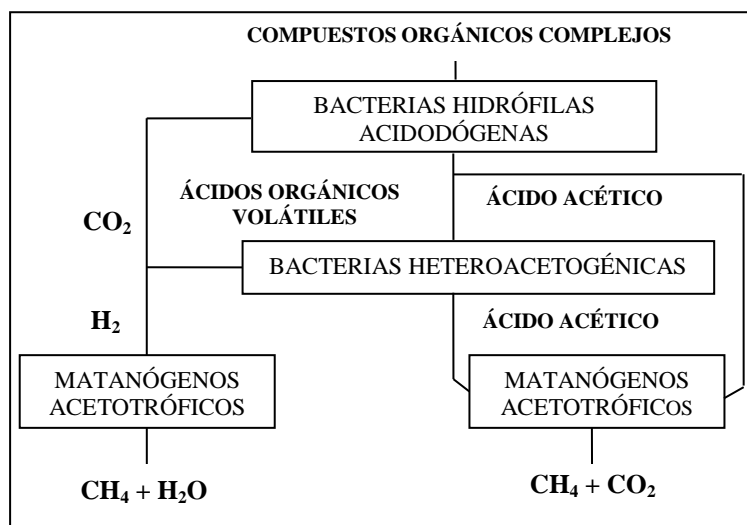


Figura 1 – Diagrama esquemático que muestra las diferentes etapas de degradación y tipos de bacterias que participan en los procesos anaerobios [7], [8], [9].

TABLA 2 - GÉNEROS Y ESPECIES BACTERIANAS QUE CORRESPONDEN A CADA ETAPA DE LA DEGRADACIÓN ANAEROBIA [7], [8], [9]

Etapa de la fermentación	Productos de la fermentación	Géneros o especies de bacterias
Hidrólisis y acidogénesis	<p><i>Ácidos orgánicos:</i> ácido acético, propiónico, butírico, fórmico, caproico, láctico, succínico.</p> <p><i>Alcoholes y cetonas:</i> Metanol, etanol, isopropanol, butanol, glicerol, acetona</p> <p><i>Gases:</i> Hidrógeno, metano, dióxido de carbono</p> <p><i>Enzimas:</i> Celulasa, alcohol deshidrogenasa</p>	<p><i>Eubacterium</i> <i>Bacteroides</i> <i>Streptococci</i> <i>Acetobacterium</i> <i>Bifidobacteria</i> <i>Enterobacteriaceae</i> <i>Clostridium</i></p>
Acetogénesis	Ácido acético, hidrógeno, dióxido de carbono	<p>Heteroacetógenos: <i>Syntrobacter wolinii</i> <i>Syntrophomonas wolfii</i></p>
Metanogénesis	Metano, dióxido de carbono	<p><i>Quimiolitotróficos:</i> <i>Metanobacterium</i> <i>Metanobrevibacter</i> <i>Metanococcus</i> <i>Matanomicrobium</i> <i>Metanogenium</i> <i>Metanospirillum</i> <i>Methanosarcina thermophila</i> TM-1T</p> <p><i>Acetotróficos:</i> <i>Metanosarcina</i> <i>Metanothrix</i></p>

Los metanógenos acetotróficos se consideran como el grupo más fastidioso en cuanto a su cultivo dentro de la simbiosis de la digestión anaerobia. Ellos constituyen un grupo único, que tiene morfología, fisiología y ecología diferentes y requieren un amplio espectro de nutrientes para crecer, C, P, N, S, Ca, Mg, K, Na, nutrientes orgánicos como los aminoácidos y vitaminas, y trazas de metales. Investigaciones sobre requerimientos de trazas de metales han conducido a mejores condiciones de crecimiento en cultivos puros y mixtos [11], [12], [13].

3. MÉTODOS Y APARATO EXPERIMENTAL

▪ Aparato Experimental

El aparato experimental se presenta en la Figura 2.

El reactor consiste en cuatro conductos de agua caliente (2,5 cm de ancho, 55 cm de alto y 20 cm de profundidad), que forman cinco canales verticales de 1 cm de ancho y 20 cm de profundidad. Láminas de carbón poroso se adherieron a las paredes de acero inoxidable para obtener una mejor adherencia microbiana inicial y un mejor crecimiento de la biopelícula [14]. El reactor estaba encamisado por un baño de agua fría para regular la temperatura de los alrededores. El líquido fue reciclado mediante una bomba centrífuga y la velocidad de reflujo fue controlada por una válvula y un manómetro de orificio. Las soluciones de sustrato y nutrientes inorgánicos se enfriaron y mezclaron antes de la alimentación usando una bomba peristáltica. El pH se controló mediante la adición de una solución de NaOH 1M hasta llevar la alimentación hasta un pH de 10,0.

▪ Métodos Experimentales

El reactor fue inoculado con lodo digerido en un digestor anaerobio que contenía una concentración de sólidos suspendidos de 7500 mg-SS/l y una concentración de sólidos suspendidos volátiles de 5000 mg-SSV/l, obtenido de la planta municipal de tratamiento de aguas residuales de la ciudad de Hamamatsu. El lodo se recicló durante tres días sin adición de sustrato. Después se empezó a alimentar el reactor con el sustrato y el lodo que no se retuvo en las paredes de carbón fue desechado en otros tres días.

ESCALERA

La composición y concentración de la solución de sustrato y de la solución de nutrientes se muestran en la Tabla 3. La velocidad de carga orgánica se incrementó por etapas, empezando desde 0,25 g-C/l.d (0,69 g-DQO/l.d) hasta 2,3 g-C/l.d (6,2 g-DQO/l.d), ya sea aumentando la concentración del líquido afluente o disminuyendo el tiempo de retención hidráulica. La tasa de reciclaje se mantuvo constante en 1,0 l/min (que representa una velocidad lineal ascendente del líquido en los canales, de 6 m/h). La temperatura de entrada se mantuvo constante a 5°C y la temperatura de las paredes a 37°C. La temperatura ambiente fue la de la sala experimental.

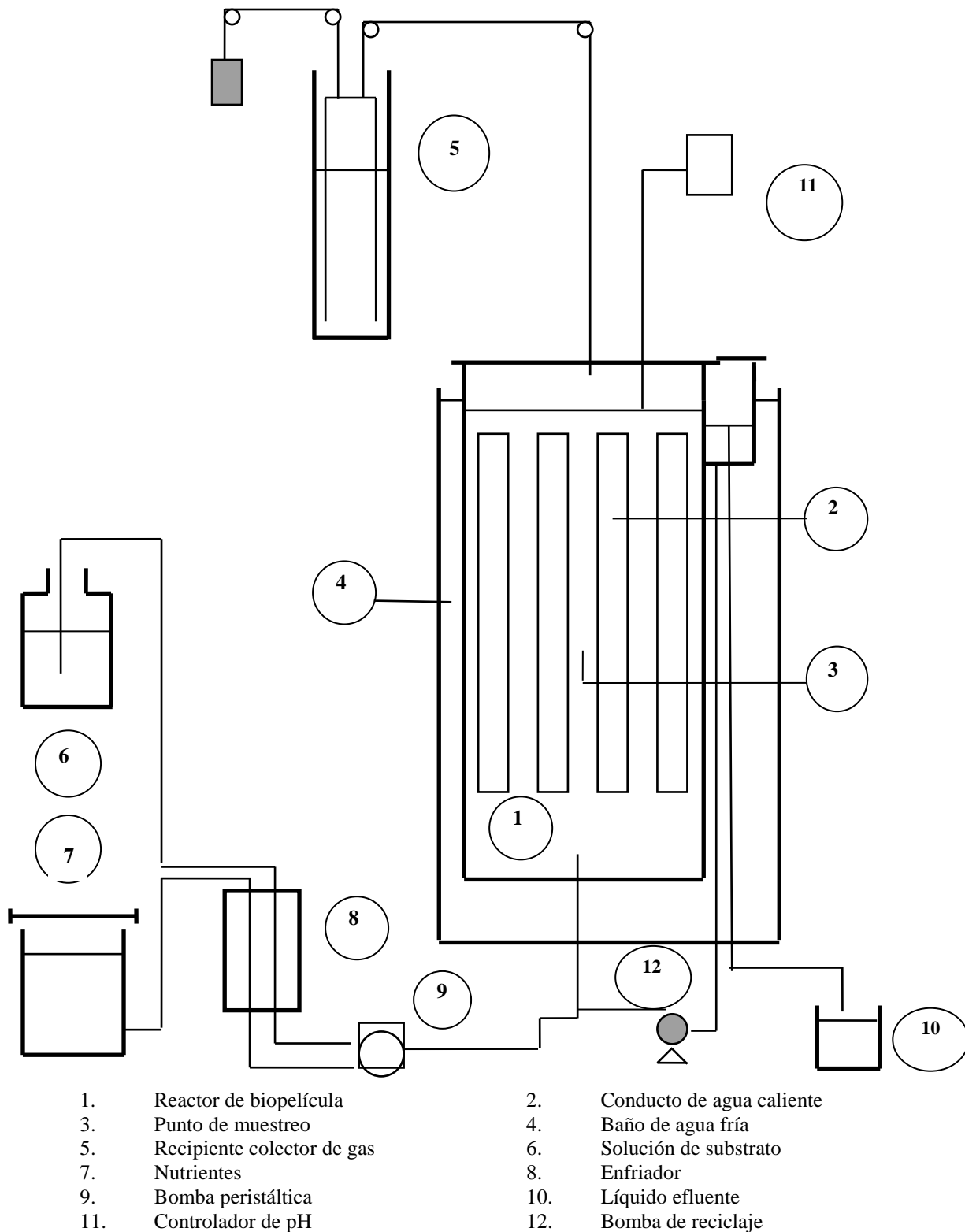


Figura 2 - Esquema del reactor anaerobio de biopelícula tipo intercambiador de calor (RBAIC).

Se extrajeron muestras de la salida del reactor todos los días y se efectuaron mediciones diarias de carbono orgánico total (COT) del efluente como una medida de la concentración de materia orgánica, ácidos grasos volátiles (AGV), pH, velocidad de producción de gas, velocidad de flujo y la concentración de biomasa como COT en el efluente. Las concentraciones de COT y la composición del gas se analizaron usando cromatografía de gases con detector de termoconductividad, la concentración de los AGV usando un cromatógrafo de gases con generación de vapor y FID y el contenido de azúcar (en las pruebas por lotes) con el método espectrofotométrico de fenol-H₂SO₄. Las muestras para determinación de la biomasa como COT en el efluente se dividieron en dos. Una muestra se analizó directamente sin ningún tratamiento y la otra fue centrifugada para quitar los sólidos suspendidos antes de analizar el COT. La diferencia en la concentración de COT se consideró como la concentración de biomasa.

TABLA 3 - CONCENTRACIÓN DE LOS NUTRIENTES INORGÁNICOS Y TRAZAS DE METALES

Nutriente	Concentración [mg/l]
(NH ₄) ₂ CO ₃	350
KH ₂ PO ₄	90
CaCl ₂	135
MgSO ₄ .7H ₂ O	370
FeCl ₃ .6H ₂ O	11
MnCl ₂ .4H ₂ O	0,5
ZnSO ₄ .4H ₂ O	0,1
HBO ₃	0,1
CuSO ₄ .5H ₂ O	0,05
Na ₂ MoO ₄ .2H ₂ O	0,012
NiSO ₄ .6H ₂ O	0,026

Muestras de platos de carbón (adheridos a placas de plástico) se colocaron en la parte superior de los canales para observar la adherencia y crecimiento de la biopelícula. Las muestras se sacaron periódicamente a partir del comienzo de la operación continua. La muestra se dejó secar a temperatura ambiente para quitar los ácidos grasos volátiles y luego se sumergió en agua destilada para hacer la remoción de la biopelícula más fácil. La biopelícula se exfolió desde la placa a otro vaso mientras se humedecía. La suspensión se dividió de la forma anterior para determinar la concentración de biomasa como COT.

Las eficiencias de remoción de DQO o COT se calcularon mediante la diferencia entre la concentración de COT del afluente y el efluente medido en la muestra de salida centrifugada. Es decir, no se consideró la concentración de biomasa en el efluente.

La puesta en marcha se llevó a cabo por 160 días, en los cuales el reactor llegó a una condición estacionaria. Luego se realizaron experimentos dinámicos para observar la respuesta del reactor a las sobrecargas orgánicas. También se efectuaron experimentos por lotes en el reactor y en un frasco de un litro en el cual se alimentó líquido extraído del reactor. Esto fue para observar la actividad bacteriana en el líquido aparte de la biopelícula. A continuación se ejecutaron experimentos para determinar el efecto de los cambios en la temperatura del líquido y las temperaturas de pared sobre las eficiencias de remoción.

4. RESULTADOS EXPERIMENTALES Y DISCUSIÓN

▪ Puesta en Marcha

La Figura 3A y la Figura 3B muestran el funcionamiento del reactor durante la puesta en marcha. Las velocidades de carga orgánica se muestran en la Tabla 4. Como se observa, las eficiencias de remoción fluctuaron entre el 80 y 96% hasta el día 23. A partir del día 24 hasta el día 29 (cuando la concentración de alimentación se incremento hasta 2,6 g-C/l desde 1,69 g-C/l) la concentración de AGV aumento hasta casi 500 mg-C/l y las eficiencias disminuyeron a 75-80%. A partir del día 30 hasta el 62 la carga se disminuyó hasta 0,86 g-C/l.d y las eficiencias recuperaron paulatinamente hasta el 95%. Desde el día 63 hasta el 130 el tiempo de retención fue acortado en etapas desde 2 a 0,7 d (tasas de carga orgánica de 2,3 g-DQO/l.d hasta 6,2 g-DQO/l.d). A partir del día 160 se observa que se alcanzó la condición de estado estacionario, con eficiencias de remoción del 92% y concentraciones de AGV entre 60 y 140 mg-C/l.

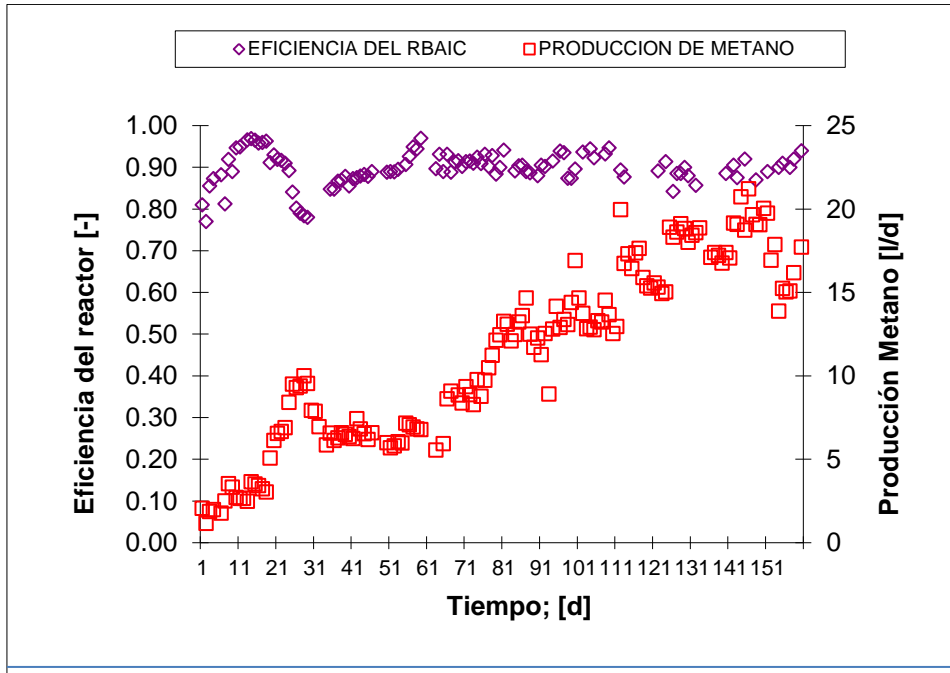


Figura 3A - Puesta en marcha del reactor RBAIC.

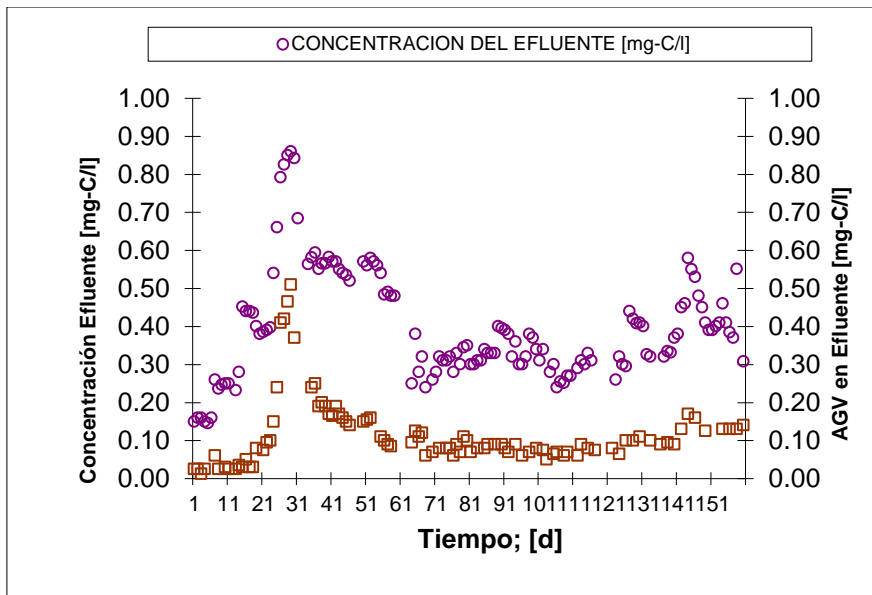


Figura 3B - Puesta en marcha del reactor RBAIC.

TABLA 4 - TASAS DE CARGA ORGÁNICA UTILIZADAS EN LA PUESTA EN MARCHA

N° de corrida	Tasa de carga orgánica	N° de corrida	Tasa de carga orgánica
1	0,69 g-DQO/(l.d)	8	4,00 g-DQO/(l.d)
2	0,98 g-DQO/(l.d)	9	5,39 g-DQO/(l.d)
3	1,42 g-DQO/(l.d)	10	6,20 g-DQO/(l.d)
4	2,21 g-DQO/(l.d)	11	5,40 g-DQO/(l.d)
5	3,34 g-DQO/(l.d)	12	6,20 g-DQO/(l.d)
6	2,21 g-DQO/(l.d)	13	5,35 g-DQO/(l.d)
7	2,60 g-DQO/(l.d)		

▪ Experimentos Batch

Para observar la actividad de las bacterias existentes en el líquido de reciclo, se llevaron a efecto experimentos por lotes en forma periódica en el reactor y en el líquido extraído de él, bajo condiciones anaerobias. Las Figuras 4A y 4B se muestran como un ejemplo.

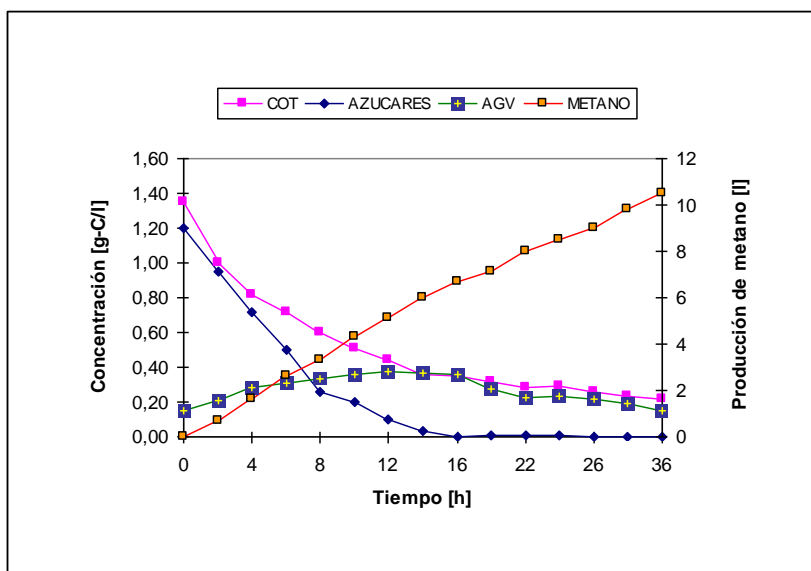


Figura 4A – Experimento batch en el RBAIC.

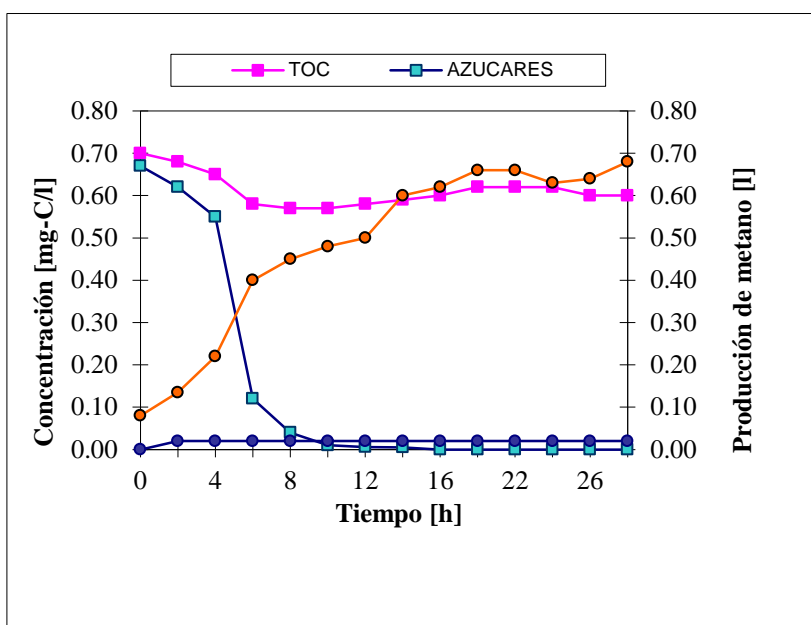


Figura 4B - Experimento batch en el líquido extraído del RBAIC.

Se alimentó agua residual de melazas simultáneamente al reactor y a un recipiente que contenía el líquido y el muestreo se efectuó por el mismo periodo de tiempo. Está claro que en el reactor, el agua de melaza fue descompuesta totalmente hasta metano. Sin embargo, se observó una descomposición rápida del azúcar (rápida producción de ácidos grasos volátiles) y no hubo la formación de metano en el recipiente. Esto significa que los microorganismos existentes en el líquido son predominantemente acidogénicos y que las bacterias metanogénicas y heteroacetogénicas se adhieren a la biopelícula. Es decir, existe una separación de fases microbianas en el reactor: La fase acidogénica (en este caso, principalmente acetogénica, debido a que el producto principal es el acetato) sucede en el líquido exterior de la biopelícula y las fases heteroacetogénica (menos significante), metanogénica acetotrófica juntamente con la fase de producción metanogénica, proveniente de la utilización de hidrógeno, tienen lugar en la biopelícula. Esta separación de fases puede explicarse de la siguiente manera: Cuando el reactor se opera bajo tiempos de retención más largos que los tiempos de lavado de los microorganismos (tal como sucede en este caso, donde el tiempo de lavado de las bacterias

acidogénicas es de 0,56 h, mucho más corto que el tiempo de retención hidráulica de 17-18 h), éstas crecerán en el líquido recirculante. Aún más, la concentración de su sustrato será consumida a un mínimo y el flujo másico hacia la biopelícula no será suficiente para mantener una biomasa significativa en ella. Por otro lado, cuando el tiempo de lavado de los microorganismos es mucho más grande que el tiempo de retención hidráulico, en este caso, para las bacterias metanogénicas y acetogénicas (2-3 d > 17-18 h), los microorganismos serán lavados fuera del reactor y su crecimiento será limitado a la biopelícula hacia la cual los sustratos producidos en el líquido se difundirán en concentraciones suficientes para mantener un crecimiento sostenido.

▪ Experimentos Dinámicos

La respuesta del reactor a la sobrecarga orgánica se presenta en la Figura 5. Se mantuvo un incremento de cinco veces en la carga volumétrica por un período de 6 h (5,8 mg-DQO/l.d a 29 mg-DQO/l.d). Después de este período, la operación retornó a sus condiciones iniciales. Esto se llevó a cabo, incrementando la concentración de alimentación desde 1,7g-C/l a 8,5 g-C/l y manteniendo el tiempo de retención hidráulica en 17 h. Como se muestra, existe un incremento en la concentración de AGV desde 150 mg-C/l hasta 1000 mg-C/l y la producción de metano desde 18 l/d hasta 50 l/d. Sin embargo, la proporción de propionato/acetato permaneció constante y el porcentaje de metano en la fase gaseosa mostró una pequeña disminución. Se sabe que, cuando los reactores anaeróbicos se someten a tasas de sobrecarga alta, puede suceder una acumulación de ácido propiónico debido a los incrementos de la presión parcial de hidrógeno hasta niveles que pueden inhibir termodinámicamente la descomposición de este ácido [10]. Además, se ha reportado que altas concentraciones de ácido acético no disociado, inhiben la degradación del ácido propiónico [15]. Mosey [7] explica teóricamente que la acumulación del ácido propiónico en digestores anaerobios sobrecargados, se debe a la tendencia hacia la producción de ácidos propiónico y butírico, en lugar de ácido acético, en la etapa acidogénica, cuando la presión parcial de hidrógeno en la fase gaseosa se incrementa. Por consiguiente, la existencia de cantidades de metanógenos que utilizan hidrógeno viene a tener una importancia extrema para asegurar la estabilidad de los reactores anaerobios. En este caso, como la proporción de ácido propiónico a ácido acético fue casi constante, es probable que los metanógenos que usan hidrógeno existan en el líquido reciclado y en la biopelícula en concentraciones suficientes. Por otra parte, como se controló el pH a valores cercanos a 7,0, la concentración de ácido acético no disociado fue reducida a cantidades mínimas y no se observó inhibición a la descomposición del propionato.

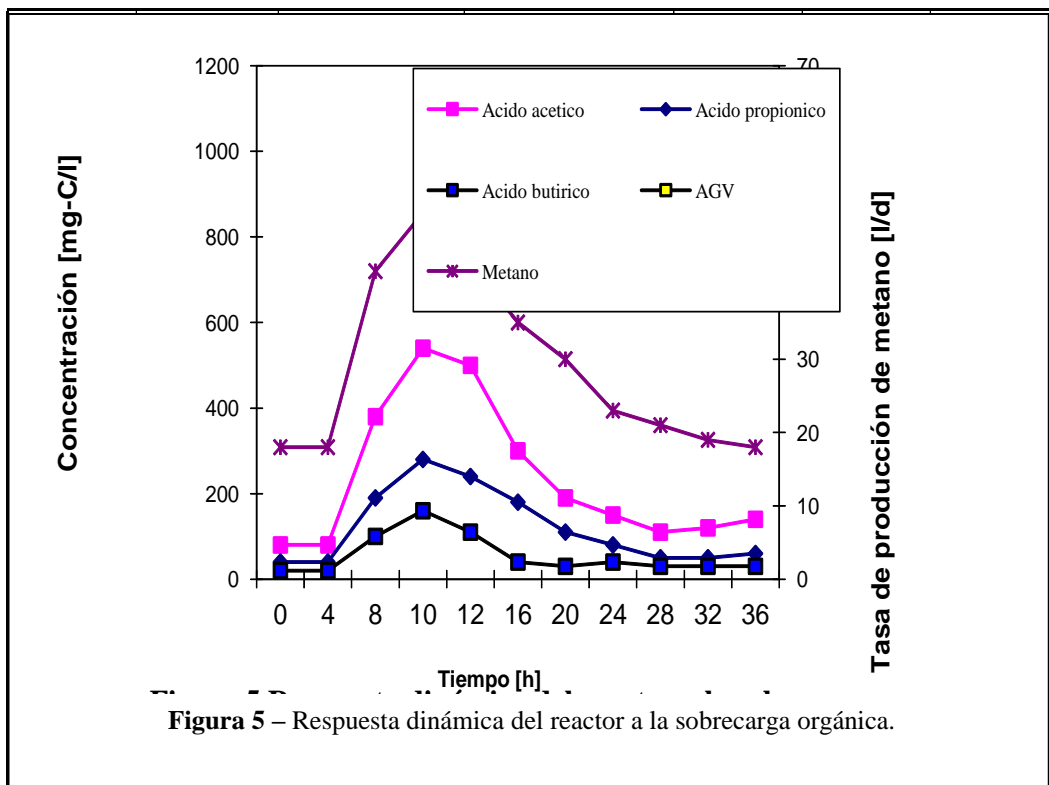


Figura 5 – Respuesta dinámica del reactor a la sobrecarga orgánica.

Después del retorno a las condiciones iniciales de operación, el reactor recuperó el rendimiento inicial en pocas horas (cerca de 16 h), mostrando una buena estabilidad. Se observó que no hubo desprendimiento significativo de la biopelícula durante la sobrecarga, a pesar de que la velocidad de producción de gas se incrementó casi tres veces.

▪ Efectos de la Temperatura

Después del día 210 la temperatura del entorno fue disminuida desde el ambiente, hasta 10 °C en el día 223. Como efecto, la temperatura del líquido de reciclo bajó de 34,5 a 27 °C. Como se muestra en la Figura 6, la eficiencia de remoción no fue afectada por la disminución de la temperatura del líquido. Este hecho muestra que la actividad de los microorganismos adheridos a las paredes calientes, fue mantenida en los niveles previos. La concentración de biomasa en el líquido recirculante aumentó de un promedio de 145 mg-C/l hasta 190 mg-C/l y estos microorganismos acidogénicos fueron suficientemente capaces para descomponer los azúcares, que se mantuvieron en el orden de 5-10 mg/l en el efluente.

El efecto de cambios en la temperatura de las paredes se muestra en la Figura 7. Como se esperaba, cuando la temperatura de la pared bajo de 37 a 30°C en el día 297, las eficiencias de remoción disminuyeron del 90 al 83% con un incremento en la concentración de AGV de 130 mg-C/l a 250 mg-C/l. Se pudo observar sólo un pequeño incremento de la concentración de los azúcares (de 5 a 15 mg-C/l), aún cuando la temperatura del líquido disminuyó hasta 22°C.

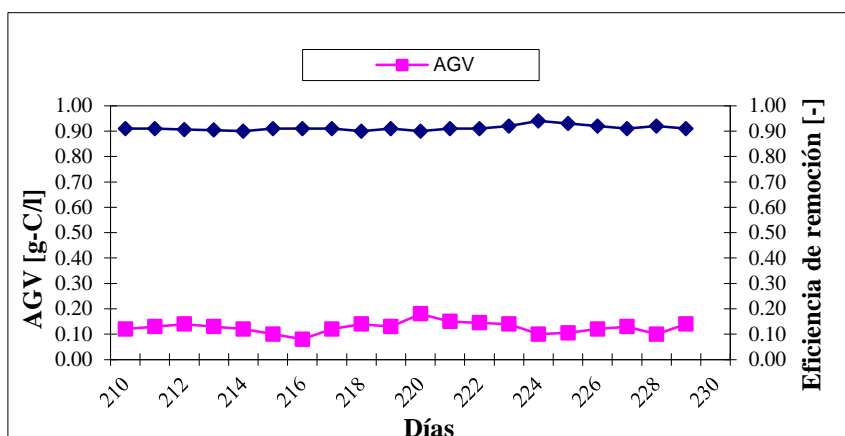


Figura 6 - Efecto de los cambios de la temperatura de la masa líquida sobre la eficiencia del RBAIC.

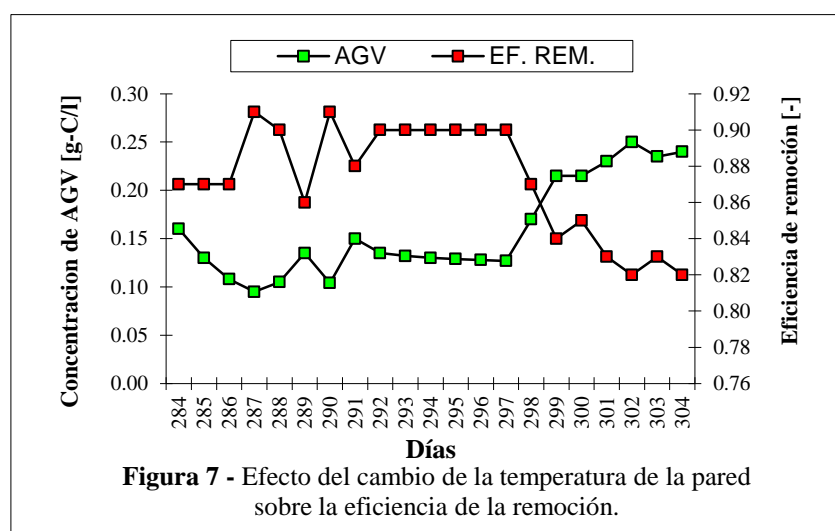


Figura 7 - Efecto del cambio de la temperatura de la pared sobre la eficiencia de la remoción.

En general, se puede concluir que el desempeño del reactor es afectado por cambios en las temperaturas de pared y tiempos de retención hidráulica (tasas de carga orgánica), tal como se espera. Los cambios en la temperatura del líquido no afectan significativamente el rendimiento del reactor, debido a que los microorganismos están adheridos a las paredes calientes, manteniendo su actividad. Además, los microorganismos acidogénicos existentes en el líquido reciclado, compensan la pérdida de actividad debida a la disminución de la temperatura por medio del incremento de su concentración. En otras palabras, es posible lograr altas tasas de remoción, sin necesidad de calentar el reactor entero (biopelícula + líquido) hasta las temperaturas óptimas. Es decir, es posible ahorrar cantidades significativas de energía.

5. CONCLUSIONES

Las características dinámicas de un reactor de biopelícula anaerobio tipo intercambiador de calor (RBAIC), usado para el tratamiento de aguas residuales de melazas, fueron estudiadas experimentalmente. Se realizaron experimentos para estudiar la respuesta del reactor a las sobrecargas orgánicas. También se estudiaron los efectos de los cambios de tiempos de retención hidráulica y los cambios de temperaturas de las paredes calientes y las temperaturas ambientales, sobre la eficiencia del reactor, bajo condiciones de estado estacionario. Se llegó a las siguientes conclusiones:

- Cuando los reactores de lecho fijo con una alta razón de espacio vacío, tal como ocurre en el RBAIC, se operan a tiempos de retención hidráulica que son más largos que los tiempos de lavado de los microorganismos, éstos crecerán en la masa líquida dentro del reactor. Por el contrario, si el tiempo de lavado de los microorganismos es mayor que el tiempo de retención hidráulica, los mismos tenderán a crecer adheridos a los soportes sólidos.
- En el caso del tratamiento de aguas residuales fácilmente biodegradables, como residuos de melazas, esta condición operacional causará una separación de fases microbianas en el reactor, en el cual existirá una fase acidogénica en la masa líquida y una fase metanogénica en la biopelícula.
- El RBAIC presenta buena estabilidad cuando soporta sobrecargas orgánicas.
- El cambio de las temperaturas de la masa líquida no afecta significativamente la eficiencia del reactor, debido a que la adherencia de los microorganismos metanogénicos sobre las paredes calientes del intercambiador de calor permite mantener su actividad en óptimas condiciones. Entonces no es necesario calentar la masa líquida a las temperaturas óptimas, ahorrando cantidades apreciables de energía.
- Los cambios de temperatura en las paredes afectan las eficiencias de remoción, debido a que la actividad de los microorganismos metanogénicos depende directamente de la temperatura de la pared.

6. RECONOCIMIENTO

El trabajo de laboratorio se realizó en las instalaciones del Departamento de Ingeniería Química de la Universidad de Shizuoka, en Hamamatsu, Japón. El autor desea agradecer la colaboración recibida del Prof. Shigeo Uchida por sus valiosos comentarios.

7. REFERENCIAS

- [1] C. R. Escalera and S. Uchida. *Biofilm Processes in Anaerobic Wastewater Treatment*, Annual Reports of the Graduate School of Electronic Science and Technology, Shizuoka University, vol. 11, 1990, pp. 89
- [2] C.R. Escalera et al. *The Performance of a Heat Exchanger-type Anaerobic Biofilm Reactor*, Water Science and Technology, vol. 24, no. 5, 1991, pp. 149-161.
- [3] W. Forday and P. Greenfield. *Anaerobic Digestion*, Effl. Water Tr. J., vol. 23, 1983, pp. 405-413.
- [4] J. J. Heijnen et al. "Review on the Application of Anaerobic Fluidized Bed Reactors in Wastewater Treatment", *The Chemical Engineering Journal*, vol. 41, 1989, B37-B50.
- [5] H. J. Harada. "Review on the Application of Up-flow Anaerobic Sludge Blanket Reactors in Biological Wastewater Treatment", *Water & Waste*, vol. 31, no. 1, 1989, pp. 5. (En japonés).
- [6] L. van den Berg. "Developments in Methanogenesis from Industrial Wastewater," *Canadian Journal of Microbiology*, vol. 30, 1984, pp. 975-990.
- [7] F. E. Mosey. "Mathematical Modelling of the Anaerobic Digestion Process. Regulatory Mechanisms for the Formation of Volatile Fatty Acids from Glucose", *Water Sci. Technol.*, vol. 15, 1983, pp. 209.
- [8] J. G. Zeikus. "Microbial Populations in Digestors," in *Anaerobic Digestion*, Applied Science Publishers, London, 1980, pp. 61-90.
- [9] J. G. Zeikus. "Chemical and Fuel Production by Anaerobic Bacteria", *Ann. Rev. Microbiol.*, vol. 34, 1980, pp. 423-464.
- [10] M. Bryant et al. "Methanobacterium omelianskii, a Symbiotic Association of Two Species of Bacteria", *Arch. Microbiol.*, vol. 59, 1967, pp. 20-31.
- [11] R.A. Mah. "The Methanogenic Bacteria" in *The Prokaryotes*, Ed. Springer-Verlag, New York, 1981, pp. 948-977.
- [12] P. Schonheit et al. "Nickel Cobalt and Molybdenum Requirement for Growth of Methanobacterium thermoautotrophicum," *Arch. Microbiol.*, vol. 123, 1979, pp. 105-107.
- [13] R.E. Speece y P. L. McCarty. "Nutrient Requirement and Biological Solids Accumulation in Anaerobic Digestion", *Adv. Water Pollut. Res.*, vol. 2, 1964, pp. 305-322.
- [14] M. Kuroda et al. "Mechanisms in Anaerobic Biofilm Formation", *Water Research*, vol. 22, 1988, pp. 653.
- [15] A. F. Attal et al. *pH Inhibition Mechanisms of Acetogenic Acetolastic and Hydrogenophilic Populations*, 5th International Symposium on Anaerobic Digestion, IAWPRC, 1988, pp. 71.