



**UNIVERSIDAD DE ORIENTE**  
**FACULTAD DE CIENCIAS NATURALES**  
**CENTRO DE ESTUDIOS DE BIOTECNOLOGÍA INDUSTRIAL**



Tesis Presentada en Opción al Título Académico de Máster en Biotecnología  
Mención Ambiental

**Digestión anaerobia en dos fases para el tratamiento de las aguas  
residuales de despulpe del beneficiado húmedo de café**

*Autor:* Ing. Yans Guardia Puebla

*Tutora:* Dra. C. Suyén Rodríguez Pérez

*Consultante:* Dr. Adalberto Noyola Robles

Santiago de Cuba, 2012

---

---

---

---

*Dedicado a: mi hijo, mi esposa y mi familia.*

---

---

---

---

## **Agradecimientos.**

- En primer lugar quisiera agradecer a mi tutora Dra. C. Suyén Rodríguez Pérez, por su constante aporte a mi formación profesional, pero sobre todo, por su amistad.
  - A la Dra. C. Rosa Catalina Bermúdez Savón por sus grandes consejos, sus recomendaciones en esta temática y por esta oportunidad.
  - A todas las personas que han contribuido a la obtención de estos resultados.
  - Al claustro de profesores de la Maestría en Biotecnología, especialmente los profesores pertenecientes al CEBI.
  - Al grupo de estudiantes de la maestría, por los momentos dentro y fuera del laboratorio.
  - A todos los trabajadores del CEBI, por su disposición a ayudar y el interés por este trabajo.
  - A todos aquellos que intervinieron de alguna manera en la realización de esta tesis.
- 
-

---

---

## ÍNDICE

I. INTRODUCCIÓN.....	1
II. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA.....	5
II.1. Generalidades sobre el café.....	5
II.2. El beneficiado húmedo de café: Tendencias actuales.....	5
II.3. El proceso de digestión anaerobia.....	8
II.3.1 Digestión anaerobia en dos fases.....	9
II.3.2. Valoraciones sobre la optimización del proceso, control y operación.....	11
II.4. Aplicación del proceso de digestión anaerobia en dos fases para el tratamiento de residuos agroindustriales.....	13
II.5 Reactores anaerobios avanzados: UASB.....	14
III. MATERIALES Y MÉTODOS.....	17
III.1 Sistemas anaerobios en una etapa y dos fases a escala de laboratorio.....	17
III.2 Inóculo del reactor y alimentación del agua residual utilizada.....	18
III.3 Procedimiento experimental.....	18
III.4 Métodos analíticos.....	19
III.4.1 Sólidos.....	19
III.4.2 Alcalinidad y relación de alcalinidad ( $\alpha$ ).....	19
III.4.3 Demanda química de oxígeno (DQO).....	20
III.4.4 Ácidos grasos volátiles (AGV).....	22
III.4.5 Producción de biogás y concentración de metano.....	23
III.5 Análisis estadístico.....	23
IV. RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	24
IV.1 Caracterización del residual de despulpe del beneficio del café.....	24
IV.2 Funcionamiento del sistema UASB en una etapa para el tratamiento del agua residual de despulpe.....	24
IV.3 Funcionamiento del sistema con separación de fases (2PUASB).....	29
IV.3.1 Reactor anaerobio UASB para la fase de hidrólisis-acidogénesis.....	30
IV.3.2 Reactor anaerobio híbrido para la fase de acetogénesis-metanogénesis.....	33
IV.4 Funcionamiento comparativo de ambos arreglos (una etapa y dos fases) en el tratamiento del agua de despulpe del café.....	36
V. CONCLUSIONES.....	42
VI. RECOMENDACIONES.....	43

---

---

## **NOMENCLATURA**

*AFBR*: reactor de lecho fluidizado anaeróbico.

*AGV*: ácidos grasos volátiles.

*CSTR*: reactor anaerobio completamente mezclado.

*DQO*: demanda química de oxígeno.

*FA*: filtro anaerobio de flujo ascendente.

*SBR*: reactor secuencial en lotes.

*TRH*: tiempo de retención hidráulico

*UASB*: reactores de lecho de lodos y flujo ascendente.

---

## **RESUMEN.**

Debido al aumento de los estándares de calidad exigidos internacionalmente así como por una mayor presión sobre la industria mediante legislaciones ambientales más rigurosas, el sector cafetalero está obligado a buscar, a través de la investigación, un sistema adecuado de tratamiento para las aguas residuales generadas en el beneficiado húmedo del café. En este trabajo se evaluó el funcionamiento de la digestión anaerobia para el tratamiento de aguas residuales de despulpe. Fueron manejados dos sistemas anaerobios en una etapa (UASB) y con separación de fases (2PUASB). Se investigó el efecto en la digestión anaerobia de tres cargas orgánicas volumétricas (COV) y de las configuraciones de reactor usadas. Los valores de COV de operación en el reactor UASB variaron en un intervalo de  $3.6 - 4.1 \text{ kg COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ , con una tasa de recirculación del efluente de 1.0. El sistema 2PUASB fue alimentado a COV globales similares a su correspondiente en una etapa. El reactor de acidificación fue cargado a  $11 \text{ kg COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  mientras que en el reactor metanogénico varió en el rango de  $2.6 - 4.67 \text{ kg COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ . El uso de reactores UASB en una etapa y en dos fases, bajo las mismas condiciones de operación descritas, propició el logro de una eficiencia de degradación de DQO total superiores a 75 % y mayores al 85 % para la DQO soluble. Sin embargo, el sistema en dos fases mostró mejores resultados en el tratamiento de este tipo de agua residual en cuanto a eficiencia de eliminación de la carga orgánica contaminante y menor concentración de ácidos grasos volátiles en el efluente. El uso de la digestión anaerobia en dos fases demostró una mejora en la estabilidad del proceso y un incremento de la eficiencia de operación y metanogénesis, respectivamente.

---

**ABSTRACT.**

Due to the increase of quality standards internationally demanded as well as by a greater pressure on the industry by means of more rigorous environmental legislations, the coffee sector is forced to search, through the investigation, an treatment suitable system for wastewaters generated in coffee wet processing. In this investigation the performance of anaerobic digestion for the pulp wastewater treatment was evaluated. Two systems in one-stage (UASB) and two-phase (2PUASB) anaerobic digestion were operated. The effect on the anaerobic digestion of Organic Loading Rate (OLR) and reactor configurations used was investigated. The operated OLR values of UASB reactor varied in a rank of 3.6 – 4.1 kg COD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>, with a effluent recirculation rate of 1.0. The 2PUASB system was fed to global OLR similar to their corresponding one-stage system. The reactor acidification was operated to 11 kg COD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup> whereas in the methanogenic reactor varied in rank of 2.6 – 4.67 kg COD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>. The use of UASB reactors in one- stage and two-phases, under the same described operation conditions; it propitiated the achievement of total COD degradation efficiency superiors to 75% and upper to 85% for soluble COD. However, the two-phase system showed better results for treatment of this wastewater type with regard to removal organic pollution and smaller volatile fatty acid concentration in the effluent. The use of two-phase anaerobic digestion demonstrated an improvement in the stability of the process and operation efficiency and methanogenesis increase, respectively.

---

## I. INTRODUCCIÓN.

Pocos cultivos reciben tanta atención respecto a su relación con el medio ambiente como el café. El hecho de ser producido en zonas tropicales y subtropicales, de ser un producto Norte - Sur desde el punto de vista de su consumo y producción, de ser asociado con ocasiones de consumo frecuentes y de ser además, una bebida asociada con la interacción social, hace del café un producto que genera interés y motivo de atención en muchos ámbitos. Debido a que continuamente se están exigiendo altos estándares de sostenibilidad ambiental en el ámbito de la producción, el procesamiento del café es una de las actividades en donde se necesita adaptar sus tecnologías de producción para reducir el impacto ambiental.

El café maduro presenta una composición en la cual el grano, que es la parte aprovechable para consumo, representa aproximadamente el 20% del volumen total de la fruta. El proceso de extracción del fruto (beneficiado) genera aproximadamente el restante 80 % del volumen procesado en calidad de desecho (Orozco *et al.*, 2005)

Existen dos tipos de procesos de beneficiado: seco y húmedo. El beneficiado húmedo es el método de procesamiento de café más utilizado en Centroamérica, donde se utiliza agua como medio facilitador o como medio de transporte. El método surgió como una alternativa para solucionar el problema de la fermentación inmediata y excesiva del café en las zonas tropicales (Bello *et al.*, 1993; Cervantes, 1998).

Los estudios y diagnósticos realizados han revelado la presencia de altas concentraciones de contaminantes en muchas de las cuencas hidrológicas en donde se realiza este tipo de actividad agroindustrial, reduciendo su potencial para el consumo humano y en algunas otras actividades productivas. La industria cafetalera está considerada como una de las más contaminantes con serias alteraciones ambientales negativas. En Cuba, la cual cuenta con cerca de 350 despulpadoras, se presenta una problemática muy similar a muchos otros países productores de café; en donde se utiliza como proceso de beneficio la vía húmeda y generalmente, no se cuenta con un sistema de tratamiento eficiente en todos los casos pues tradicionalmente las aguas residuales generadas ha sido depositadas directamente a las corrientes de agua superficial. Además esta situación se agrava si se tiene en cuenta que los centros de procesamiento se encuentran ubicados en zonas de montañas, donde están los

ecosistemas más frágiles y que el proceso de beneficio se realiza en los meses de sequía, durante los cuales los ríos disminuyen el caudal, aumentando la concentración de las sustancias contaminantes (Sotolongo *et al.*, 2000).

Esta práctica genera un aumento considerable de la contaminación orgánica (expresada como DQO), un aumento de la concentración de materia suspendida, generación de olores desagradables, coloración y pérdida de la calidad visual (Bello-Mendoza y Castillo-Rivera, 1998; GTZ-PPP, 2003; Houbron *et al.*, 2003; Narasimba *et al.*, 2004; Devi *et al.*, 2008). Por otro lado, las aguas residuales del procesamiento húmedo del café presentan valores de pH bajos (inferiores a 4), por lo que se trata de una forma de contaminación severa del agua que se da en las épocas de cosecha y que imposibilita su aprovechamiento para consumo humano o alguna otra actividad industrial, afectando también la fauna acuática y limitando los usos recreativos (Fernández, 2005).

La digestión anaerobia es un proceso biológico en el cual la degradación de la materia orgánica es realizada por un grupo de microorganismos en ausencia de oxígeno molecular produciendo un gas, compuesto principalmente de metano (CH<sub>4</sub>) y dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), y un lodo estabilizado (Noykova *et al.*, 2002). Este ofrece muchas ventajas en comparación con los sistemas de tratamiento aerobio convencionales, pero algunas de sus características, como por ejemplo largos tiempos de arrancada, han tenido un impacto negativo en la aplicación del proceso (Dupla *et al.*, 2004; Ward *et al.*, 2008). Pero recientes adelantos en el conocimiento de los procesos microbiológicos y bioquímicos, junto con el avance de nuevas configuraciones de reactores, han fomentado el interés en usar esta tecnología para el tratamiento de aguas residuales industriales y municipales (Switzenbaum, 1983; Parawira *et al.*, 2006; Singh y Prerna, 2009).

Reactores conocidos como reactores anaerobios de alta tasa pueden manejar residuos a COV, altas velocidades de flujo y bajos TRH. Por esta razón, menor volumen de reactor y espacio son necesarios; y al mismo tiempo, se producen grandes volúmenes de biogás. Un ejemplo de sistemas con estas características son los reactores de lecho de lodos y flujo ascendente (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB)) y el filtro anaerobio de flujo ascendente (*Upflow Anaerobic Filter* (FA)), los cuáles han sido ampliamente utilizados en

el tratamiento de varios tipos de aguas residuales. Muchos de los reactores anaerobios híbridos son una combinación del UASB y el FA (Selvamurugan *et al.*, 2010).

En las insuficientes experiencias obtenidas y documentadas del tratamiento anaerobio con diversos tipos de aguas residuales de café se han presentado algunas dificultades en obtener un desempeño estable del proceso, con diversos grados de éxito (Selvamurugan *et al.*, 2010); dado por las características del mismo, que presenta algunos compuestos tóxicos que pueden inhibir el proceso anaerobio (taninos, fenoles y ácido clorogénico) (Dinsdale *et al.*, 1997b), acidez y baja alcalinidad (Neves *et al.*, 2006).

Un posible método para incrementar la eficiencia del proceso anaerobio es el uso de la separación de fases con un primer reactor para la etapa de hidrólisis-acidificación y un segundo reactor para la fase de acetogénesis-metanogénesis (Ghosh *et al.*, 1985). Este esquema de tratamiento, utilizado en tratamientos de varios tipos de residuales, puede proveer las siguientes ventajas en comparación con el realizado en un mismo reactor: aumento en la eficiencia de eliminación de la contaminación orgánica, mayor estabilidad del proceso, mayor resistencia a los compuestos inhibitorios y el tamponamiento de la acidificación (Bouallagui *et al.*, 2004; Rubia *et al.*, 2009). Debido a estas razones, la digestión anaerobia en dos fases puede ofrecer significativas ventajas en el tratamiento de las aguas residuales generadas por el beneficiado húmedo de café.

Analizando los aspectos abordados anteriormente, la **problemática** a resolver con la realización de este trabajo es el siguiente: *Las aguas residuales generadas del beneficiado húmedo del café pueden ser degradadas mediante digestión anaerobia, pero existen problemas en mantener el proceso estable con el uso de reactores anaerobios avanzados.*

De la misma manera, se selecciona como **objeto de investigación**: *La contaminación orgánica generada por las aguas residuales del beneficio húmedo del café.*

Para dar solución a la problemática antes planteada, se propone la siguiente **hipótesis de investigación**: *¿Es posible la degradación eficiente de la materia orgánica de las aguas residuales del beneficiado húmedo del café mediante un proceso estable de digestión anaerobia, empleando reactores anaerobios avanzados, si el mismo se desarrolla en dos etapas separando la fase acidogénica de la metanogénica?*

A partir de la definición preliminar de la concepción metodológica de la investigación, y para dar respuesta a la hipótesis de investigación, se plantea el siguiente **objetivo general de investigación**:

Estudiar la digestión anaerobia en dos fases de las aguas residuales de despulpe del beneficio húmedo del café, empleando reactores anaerobios UASB.

Para dar cumplimiento al objetivo general propuesto se proponen los siguientes **objetivos específicos**:

1. Caracterizar el agua residual de despulpe del beneficio húmedo de café.
2. Evaluar la biodegradabilidad anaerobia de las aguas residuales de despulpe del beneficio húmedo del café en un reactor UASB.
3. Evaluar la influencia de diferentes parámetros operacionales (pH, tiempo de retención hidráulico y carga orgánica volumétrica) en el funcionamiento del reactor UASB acidogénico.
4. Estudiar la influencia de la separación de fases (hidrólisis-acidogénesis y acetogénesis-metanogénesis) en el proceso de digestión anaerobia de las aguas de despulpe del beneficio húmedo del café.

## **II. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA.**

### **II.1. Generalidades sobre el café.**

Para lograr una taza “deliciosa y humeante” de café se requiere de la transformación de los frutos de cafeto. En la Figura 1 se muestra la estructura de un grano de café.

Para obtener granos secos a la humedad de equilibrio, que a su vez constituye la materia prima para preparar la estimulante bebida, el fruto debe de pasar de una serie de procesos para que sea apto para el consumo. Todos los procesos de transformación que ocurren desde los frutos hasta los granos secos y clasificados se denominan “Beneficiado”. Existen una serie de pasos o transformaciones conocidos como “Beneficiado” que van desde la obtención de los granos secos a partir de los frutos y la transformación de estos en polvo, mediante el tostado, para preparar la bebida. Existen dos métodos para procesar el fruto del cafeto: el procesamiento en seco y el procesamiento en húmedo (USAID, EP3). En el caso de Centroamérica, el café se procesa generalmente por el método húmedo.

### **II.2. El beneficiado húmedo de café (USAID-EP3, 2002): Tendencias actuales.**

Como se había comentado, el beneficio húmedo es el proceso más utilizado en el área de Centroamérica (Anexo 1). A continuación se resumen las diferentes etapas en que consiste este proceso.

#### *Recepción del fruto del cafeto*

El fruto del cafeto recién cortado se recibe en el centro de procesamiento en tanques. En este tanque de recepción, los granos de café son recibidos en seco y se agrega agua únicamente para facilitar su movimiento hacia la descarga del tanque. El área de recepción puede constar de varios tanques para separar los diferentes tipos de café, los cuáles se pueden clasificar de acuerdo a la altura de plantación de donde provienen (baja, media y alta) o de la forma de cómo se realizó el cultivo (normal u orgánico).

Cuando los granos de café son descargados del tanque de recepción son posteriormente conducidos hacia el sifón de clasificación. La masa de café de buena calidad y el agua es descargada por la parte inferior del sifón, la cual pasa por un canal hacia una serie de

trampas en donde se retienen los materiales indeseables y peligrosos hacia el equipo de despulpado.

#### *Despulpado de los granos de café.*

Los granos de café procedentes del sifón de clasificación son posteriormente conducidos hacia las máquinas llamadas “despulpadoras”. Estas máquinas tienen por objeto separar la pulpa del grano del cafeto. La pulpa, que consiste en el *epicarpio* y una parte de *mesocarpio* del fruto, es separada de los granos aprovechando la cualidad lubricante del mucílago. Ésta operación se realiza de forma que se minimice el daño al pergamino del grano de café.

El café despulpado abandona la máquina despulpadora por una ranura continua o por varias ventanillas localizadas en la parte frontal del equipo. Posteriormente los granos de café despulpados son conducidos hacia una criba para su clasificación. Por otro lado, la pulpa liberada del grano es arrastrada y descargada por una corriente de agua hacia los canales de aguas residuales.

#### *Limpieza de los granos de café despulpado*

La limpieza del café despulpado se realiza principalmente utilizando cribas rotatorias, lo que permite separar tres calidades de café:

- El grano de café que pasa a través de los agujeros (café de primera).
- El grano de café que sale por el extremo de la criba (café de segunda).
- El grano de café que flota en la caja de la criba (flotes).

Los granos de café que pasan a través de los agujeros de la criba son evacuados con agua por un sifón localizado en el fondo de la caja. Luego, los granos que pasan por un cilindro perforado con el objetivo de eliminar el exceso de agua.

#### *Fermentación del café recién despulpado*

Como último paso del proceso de beneficiado se realiza la eliminación del *endocarpio* a los granos secos de café. El grano de café recién despulpado está cubierto de una capa mucilaginosa que representa alrededor del 20 % en peso de fruto maduro. Este mucílago está formado principalmente por pectina y azúcares que se degradan en un estado de

fermentación. Cuando se recicla el agua de despulpado, el líquido se enriquece de microorganismos e inocula los granos recién despulados dando como resultado una notable aceleración al proceso de fermentación. El tiempo de fermentación varía dependiendo de muchos factores, pero en general puede durar de 12 a 15 horas.

Cuando la capa mucilaginosa se ha degradado lo suficiente para que sus restos se desprendan fácilmente se procede a un lavado con agua a los granos.

#### *Lavado del café fermentado*

El café fermentado a punto de lavado debe someterse a una operación que elimine los residuos de mucílago, así como las sustancias formadas durante la fermentación con el objeto de obtener un pergamino áspero y sin restos de mucílago en la hendidura. El café lavado de primera tiene un peso específico mayor por lo que es retenido en los primeros tabiques; en cambio, el café de segunda con un peso específico menor es contenido en los tabiques subsiguientes y los flotes pasan sobre los tabiques. Este sistema se caracteriza por un elevado consumo de agua.

#### *Secado del café*

El café lavado y recién escurrido tiene una humedad de alrededor de 55 % (base húmeda) y en la etapa de secado reduce su humedad hasta valores de 9 – 12 %. La práctica de secado más común es el secado al sol en patios de concreto o de ladrillos de barro cocido. De acuerdo con el lugar y el régimen de lluvias imperante, la operación de secado al sol puede tardar de 5 a 15 días.

### **Tendencias actuales en el beneficiado húmedo del café**

En el procesamiento de café por vía húmeda, los principales problemas lo constituyen el excesivo uso de agua y la generación de residuales con altos niveles de contaminación orgánica (USAID-EP3, 2002), los cuáles se encuentra en un rango entre 2400 – 21900 mg L<sup>-1</sup> (Bello-Mendoza y Castillo-Rivera, 1998; USAID-EP3, 2002; GTZ-PPP, 2003; Houbron *et al.*, 2003; Orozco *et al.*, 2005; Selvamurugan *et al.*, 2010)

Dentro de los principales esfuerzos encaminados a revertir este panorama, se encuentra el mejoramiento del proceso para asegurar la calidad del procesamiento, reducir el consumo

de agua y aumentar el aprovechamiento de los subproductos. Estas tendencias actuales están basadas en los siguientes cuatro aspectos:

- *Inversiones en los sistemas de ahorro de agua.* Se realiza mediante la adopción de módulos de beneficiado “ecológico” o por sistemas de recirculación de agua, e incluso la sustitución de las funciones de transporte del agua por el transporte mecanizado en bandas, elevadores neumáticos y tornillos helicoidales.
- *Ampliación de la capacidad de despulpe y secado.* El secado representa el principal “cuello de botella” de esta agroindustria donde la presencia de nublados y la alta humedad relativa en los meses de cosecha, no permite un adecuado secado de los granos al sol, lo cual provoca un aumento en los costos, mayor gasto energético y el uso de combustibles no renovables. Éste aspecto ha sido uno en los cuáles más se ha invertido.
- *Mecanización de las operaciones.* Es una tendencia casi generalizada es lo beneficios de mediana y alta escala, tanto para hacer el proceso más eficiente, así como un menor consumo de agua.
- *Inversiones para el ahorro de energía.* Este aspecto está determinado por el uso de combustible diesel en sustitución del gas; además de las inversiones en hornos versátiles que permiten emplear tanto diesel como gas, leña, etcétera o inclusive mezclas de combustibles.

Algunas de estas opciones se promocionan como módulos “ecológicos” ya que permite un menor consumo de agua, por lo tanto permite concentrar los contaminantes producidos. Sin embargo, si estas alternativas no van acompañadas de un sistema de tratamiento que sea capaz de tratar adecuadamente estos residuales, el problema de contaminación sigue presente, pues el efluente al descargarse a un cuerpo de agua superficial (ríos, embalses y lagos) se vuelve a diluir y el impacto ambiental es el mismo que el generado por un beneficio cuya línea de proceso no ha sido modificada.

### **II.3. El proceso de digestión anaerobia.**

La digestión anaerobia es un proceso fundamental de una tecnología para tratar residuos, y combinado con otros métodos apropiados, puede ser un sistema adecuado y sostenible para

los países desarrollados y en vías de desarrollo. El tratamiento anaerobio de las aguas residuales ha tenido un reciente auge, y ha sido exitosamente aplicado en algunos países tropicales, aunque se ha aplicado con distintos grados de éxito en regiones subtropicales y clima templado (Seghezzo *et al.*, 1998).

La microbiología de la digestión anaerobia es un complejo ecosistema que involucra varios grupos de microorganismos. Una descripción simple del proceso incluye cuatro fases principales (Figura 2).

En la primera fase (*hidrólisis*), los polímeros orgánicos complejos (polisacáridos, proteínas y lípidos), son hidrolizados por enzimas a compuestos orgánicos más simples y solubles (azúcares, aminoácidos y ácidos grasos). La acidogénesis y acetogénesis son la segunda y tercera fase, respectivamente, en donde los grupos intermedios son degradados por los microorganismos acidogénicos, formando AGV, los cuáles son posteriormente convertidos por las bacterias acetogénicas, formando acetato, dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) e hidrógeno (H<sub>2</sub>). Finalmente, en la cuarta fase, el metano es producido por la población metanogénica (bacterias acetoclásticas e hidrogenotróficas) producto de la conversión del acetato y H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>, respectivamente (Harper y Pohland, 1986; Pavlostathis y Giraldo-Gómez, 1991).

En el proceso convencional, los microorganismos formadores de ácido y los microorganismos formadores de metano son mantenidos juntos dentro de un mismo reactor, en donde debe existir un delicado balance entre esos grupos de bacterias; porque ambos grupos difieren ampliamente en términos fisiológicos, necesidades nutricionales, cinética de crecimiento y sensibilidad a la condiciones medio ambientales (Pohland y Ghosh, 1971; Yang *et al.*, 2003; Wang y Shen, 2004; Dareioti *et al.*, 2009). Por eso, es difícil mantener un adecuado balance entre las poblaciones hidrolíticas-acidogénicas y las acetogénicas-metanogénicas a altas cargas orgánicas volumétricas (COV) en un reactor anaerobio (Harper y Pohland, 1986; Wang y Shen, 2004).

### **II.3.1 Digestión anaerobia en dos fases.**

Ghosh y Pohland fueron los primeros en proponer la separación física de las poblaciones microbianas formadoras de ácido y las formadoras de metano en dos reactores separados, donde las condiciones óptimas de cada grupo de microorganismos son creadas, mejorando

la estabilidad del proceso y el control (Pohland y Ghosh, 1981; Talabardon *et al.*, 2000; Ghosh y Klass, 2001).

El primer reactor se usaría para la producción de AGV y el segundo reactor para la producción de metano (Ghosh, 1991). Esta configuración vence las limitaciones del método convencional de la digestión anaerobia, aumentando la robustez del sistema, facilitando una mejor aplicación, control y optimización del proceso (Held *et al.*, 2002; Dareioti *et al.*, 2009). Además, permite la selección y enriquecimiento de los diferentes grupos de microorganismos en cada reactor separado, aumentando la estabilidad del proceso por un mejor control de la fase acidogénica previniendo la sobrecarga y la inhibición por compuestos tóxicos. Por otro lado, el primer reactor actúa como un amortiguador de pH a las poblaciones metanogénicas del segundo reactor (Solera *et al.*, 2002).

### **Fase hidrólisis-acidogénesis.**

El mecanismo de fermentación anaerobia acidogénica de la materia orgánica describe la hidrólisis de los compuestos orgánicos solubles complejos, tales como azúcares, aminoácidos y ácidos grasos de cadena larga, en la formación final de AGV simples, entre los que se encuentran los ácidos acético, propiónico, butírico, valérico, etc. (Borja *et al.*, 2005; Bengtsson *et al.*, 2008); los cuáles son posteriormente son degradados en la fase metanogénica.

Estos ácidos orgánicos volátiles, conocidos como AGV, son importantes compuestos intermediarios en el proceso de digestión anaerobia, cuya acumulación hasta alcanzar altas concentraciones ( $> 3000 \text{ mg L}^{-1}$ ) resulta en una disminución del pH, provocando un estrés a las bacterias metanogénicas, lo que afecta la eficiencia y estabilidad de la fase metanogénica (Buyukkamaci y Filibeli, 2004; Wang *et al.*, 2009).

Ha sido muy polémico si una parcial o una completa acidificación mejoraría la eficiencia de tratamiento en un reactor anaerobio; pero algunos informes sobre los procesos anaerobios en dos fases, con un alto grado de acidificación en el reactor acidogénico, han afirmado tener la ventaja de soportar mayores COV y una mayor producción de gas que los procesos en una etapa (Kunst, 1994; Dalis *et al.*, 1996; Sarada y Joseph, 1996; Houbron *et al.*, 2003). Lettinga *et al.* (1984) y Lettinga y Hulshoff (1991), en investigaciones realizadas en reactores anaerobios UASB, recomendaron que para un adecuado desempeño de la fase

acidogénica la acidificación parcial debe de estar entre 20 – 40 %. Por otro lado, Alexiou *et al.* (1994) y Alexiou y Anderson (1997) plantearon que el rango apropiado para un eficiente grado de acidificación se encuentra entre 40 – 50 % del potencial de la materia acidificada.

### **Fase acetogénesis-metanogénesis.**

Los productos resultantes de la fase acidogénica son muy importantes para el adecuado funcionamiento de la digestión anaerobia, ya que afectan la fase metanogénica, a través de parámetros de funcionamiento del reactor diseñado para esta etapa, como: la carga orgánica, la estabilidad y la eficiencia de (Ren y Wang, 1994). Antes de ser degradados, todos los AGV son primeramente convertidos a ácido acético (*acetogénesis*), y posteriormente la conversión de éstos a metano (*metanogénesis*); la que varía en el orden de: acético > etanol > ácido butírico > ácido propiónico > valérico > isovalérico (Ren *et al.*, 2003).

Varias condiciones físico-químicas afectan la producción de metano y la inhibición de las bacterias metanogénicas; además, pueden ser afectadas por el tipo de sustrato a tratar y si las concentraciones de algunos productos tóxicos llegan a altos niveles. Un sistema anaerobio que experimenta condiciones de sobrecarga orgánica y/o la presencia de compuestos inhibitorios, la actividad metanogénica no puede eliminar el hidrógeno y los AGV producidos; resultando en una acumulación de éstos últimos, el agotamiento de la capacidad amortiguadora del sistema y la disminución del pH provocando una inhibición a los microorganismos metanogénicos (Fukuzaki *et al.*, 1990).

### **II.3.2. Valoraciones sobre la optimización del proceso, control y operación.**

La eficiencia de degradación de los AGV ha sido objeto de investigación en diferentes configuraciones de reactores metanogénicos. Algunos estudios han demostrado que los AGV producidos son influenciados por algunos parámetros de diseño y operación, tales como: el TRH, el TRS, el potencial del proceso de oxidación-reducción, la configuración de reactor empleada, la recirculación del efluente y de algunos factores medioambientales como la temperatura y el pH (Demirel y Yenigün, 2002).

Dogan *et al.*, (2005) investigó el efecto de la variedad y concentración de los AGV, una cada vez, en la actividad de las bacterias metanogénicas de un reactor UASB. Aunque solo

se evaluó la inhibición provocada por los ácidos orgánicos simples, se concluyó que varios AGV tienen un efecto significativo en la actividad metanogénica, además de su sinergia con otros productos. Siegert y Banks, (2005) determinaron que concentraciones de AGV superiores a los 2000 mg L<sup>-1</sup> provoca la inhibición de la degradación de la celulosa, mientras que concentraciones superiores a los 4000 mg L<sup>-1</sup> solo afecta ligeramente a las bacterias metanogénicas en la degradación de la glucosa. Otros estudios se han realizado con el objetivo de valorar el efecto nocivo de los AGV en la población metanogénica. Yu y Pinder, (1993) reportaron que concentraciones de acetato superiores a 50 g L<sup>-1</sup> y altas concentraciones de ácido propiónico, respectivamente, inhiben completamente a las bacterias metanogénicas consumidoras de ácido butírico. Wang *et al.*, (1999) reportaron que la inhibición de la degradación del ácido propiónico depende de la concentración de ácido acético en el reactor. Cuando la concentración de acético es mayor de 1400 mg L<sup>-1</sup> la degradación del propiónico es significativamente reducida.

Entre los parámetros operacionales, el TRH es una importante variable en el proceso de digestión anaerobia en dos fases. El efecto del TRH en la fase acidogénica de diferentes tipos de sustratos ha sido investigado por algunos especialistas, sin embargo, algunos resultados reportados han sido contradictorios. Por ejemplo, estudios realizados con el objetivo de evaluar el efecto del TRH en la fase ácida de la digestión anaerobia en dos fases con aguas residuales industriales ricas en almidón y lodo municipal primario (Banerjee *et al.*, 1998), aguas residuales industriales (suero de queso y procesamiento del papel) (Bengtsson *et al.*, 2008) y residuos del procesamiento de la oliva (Borja *et al.*, 2004) mostraron un efecto significativo en la producción de AGV. De modo contrario, otros autores no observaron una influencia significativa del TRH en el proceso de digestión anaerobia acidogénica (Fang y Yu, 2001, 2002; Rubia *et al.*, 2009); aunque éste último confirmó que el grado de acidificación si estuvo principalmente influenciada por la COV. En la mayoría de estas investigaciones, el rango óptimo de TRH en donde se obtuvieron las mayores concentraciones de AGV se encuentra entre 4-12 h.

El pH es otra variable significativa en la producción de AGV. En un estudio realizado por Yu y Fang (2003) en reactores anaerobios de flujo ascendente, encontraron que el grado de acidificación incrementó con la temperatura, pero el pH fue el parámetro más significativo. La mayoría de los autores que han investigado el efecto del pH en la separación de fases

recomiendan que el rango óptimo de este factor, para una adecuada actividad de las bacterias hidrolíticas y acidogénicas, se encuentra entre 5.0 – 6.0 para proveer un adecuado y estable sustrato para la fase metanogénica (Yu y Fang, 2003; Demirer y Chen, 2004; Askin *et al.*, 2006; Bengtsson *et al.*, 2008). Las poblaciones acidogénicas crecen relativamente más rápido y son menos sensibles al pH que los microorganismos acetogénicos-metanogénicos (Cohen *et al.*, 1984). Por eso, la población de las bacterias formadoras de ácido permanece casi constante durante esta fase mientras que el número de microorganismos metanogénicos (presentes debido al lodo altamente activo) disminuye drásticamente (Anderson *et al.*, 1994).

Para la evaluación de varios factores en procesos de digestión anaerobia, incluidos los referidos anteriormente, se ha incrementado en los últimos años el empleo de diseños de experimentos y análisis estadísticos para la optimización de los parámetros que influyen en la metanogénesis.

En una reciente investigación realizada por Wang *et al.* (2009) evaluaron el efecto en el rendimiento de producción de metano y en el crecimiento de las bacterias metanogénicas por varios AGV (acético, propiónico, butírico y etanol) que fueron utilizados como sustrato. En este trabajo los experimentos fueron conducidos en un arreglo ortogonal  $3^4$ . El máximo rendimiento de producción de metano usando como sustrato lixiviado de la fermentación de residuos de alimentos, en experimentos en lotes, se alcanzó aplicando un diseño de optimización por superficie de respuesta; donde se evaluaron los efectos individuales y de interacción en la concentración del sustrato, la proporción de inóculo y la concentración de  $\text{Ca}^{2+}$  (Xin *et al.*, 2008). Otro trabajo, referente al funcionamiento de reactores UASB, optimiza el efecto de la carga orgánica, la velocidad del flujo y la adición de polímeros con el objetivo de lograr una mejor y más rápida granulación en este tipo de reactores (Bhunia y Ghangrekar, 2008).

#### **II.4. Aplicación del proceso de digestión anaerobia en dos fases para el tratamiento de residuos agroindustriales.**

Los residuos agroindustriales, por su alto contenido de materia orgánica biodegradable, tienden a presentar bajas concentraciones de sólidos totales y altas concentraciones de sólidos totales, los cuáles son fácilmente degradados en un reactor anaerobio (Ward *et al.*,

2008). Las mayores limitaciones de aplicar la digestión anaerobia para dar tratamiento a esos tipos de residuos en un sistema en una sola etapa es la tendencia a una rápida acidificación, disminuyendo el pH en el reactor, el cual puede afectar e inhibir a las bacterias metanogénicas (Bouallagui *et al.*, 2004; Ward *et al.*, 2008). Por estas razones la digestión anaerobia en dos fases ha sido objeto de investigación para dar tratamiento a varios tipos de aguas residuales y residuos sólidos agroindustriales (Anexo 2).

## **II.5 Reactores anaerobios avanzados: UASB.**

Avances recientes en la microbiología y bioquímica, junto con el diseño de nuevas configuraciones de reactores, han ayudado a resolver los problemas asociados con la ingenierización de la digestión anaerobia (Singh y Prerna, 2009).

Para incrementar la estabilidad y un mejor funcionamiento de los reactores anaerobios, sobre todo para el tratamiento de aguas residuales, se necesita que los microorganismos sean retenidos dentro del reactor. Una tecnología que es capaz de lograr esto es el reactor UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) (Figura 3). El reactor UASB, desarrollado por el Dr. Gatze Lettinga y colaboradores (Lettinga *et al.*, 1980) en la Universidad Agrícola de Wageningen (Holanda), logra superar estas limitantes, por lo que es ampliamente usado en el tratamiento de varios tipos de aguas residuales tanto de alta como de baja carga (Anexo 3 y 4).

El reactor UASB está formado por cuatro componentes principales: i) el lecho de lodos; ii) el manto de lodos; iii) el separador gas-sólido-líquido (GSL); iv) el compartimiento de sedimentación (sedimentador). La Figura 3 muestra un diagrama esquemático de un reactor UASB.

La forma granular del lodo ofrece varias ventajas, sobre la forma floculenta, tales como:

- Mayor resistencia bajo condiciones de sobrecargas hidráulicas (Singh y Viraraghavan, 1998).
- Altas actividades metanogénicas específicas (Hulshoff *et al.*, 2004).
- Mayor TRS debido a sus excelentes capacidades de sedimentación, permitiendo una máxima concentración de microorganismos en un mismo espacio (Ghangrekar *et al.*, 2005).

Por lo que el éxito del concepto del reactor UASB está basado en la formación de un lodo granular anaerobio en el lecho de lodos, ubicado en la parte inferior del reactor, lo que determina el éxito de la etapa de arrancada y la eficiencia de tratamiento de los reactores UASB (Ghangrekar *et al.*, 2005; Vlyssides *et al.*, 2008), aunque se ha reportado que este tipo de reactor pueden operar sin la formación efectiva de los “gránulos” (Quarmby y Forster, 1995; Sabry, 2008).

Las dimensiones del reactor son determinadas por la COV, el TRH, la velocidad de flujo superficial en el compartimiento de sedimentación y la naturaleza del residuo (Ec. 1). Los valores COV de 20 kg DQO m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup> y velocidades de flujo ascendente de 1.5 m h<sup>-1</sup> son los máximos reportados para este tipo de reactor (Kwan-Chow y Zhenxiang, 1991).

$$COV = \frac{Q * DQO}{V} = \frac{DQO}{TRH} \quad (\text{Ec. 1})$$

Donde: *COV*, carga orgánica volumétrica (kg DQO m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>); *DQO*, Demanda Química de Oxígeno (kg DQO m<sup>-3</sup>); *Q*, flujo de agua residual (m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup>); *V*, volumen del reactor (m<sup>3</sup>); *TRH*, Tiempo de Retención Hidráulico (d).

Para este tipo de sistema, la eficiencia de operación del reactor UASB está mayormente influenciada por la COV que por la carga hidráulica (Lier, 2008), así que la carga hidráulica inducida por la recirculación del efluente no impactará de forma abrupta al sistema anaerobio. Los costos de operación se incrementan grandemente a medida de que aumenta la concentración del agua residual a tratar, por lo que el uso de un reactor anaerobio UASB es muy ventajoso para tratar residuales de alta carga (Kassab *et al.*, 2010).

Este reactor anaerobio resulta atractivo comparado con otros sistemas anaerobios avanzados, tales como los FA y los AFBR; ya que es efectivo en el manejo de altas COV de residual a tratar, con buenas eficiencias de eliminación de DQO, sin que se utilice un soporte para la adhesión de los microorganismos. Además en el proceso no se presentan problemas de obstrucción por el crecimiento de la biomasa y requiere un bajo consumo de energía, por lo que se disminuye el costo de inversión y mantenimiento (Maat y Habets, 1987; Kwan-Chow y Zhenxiang, 1991).

Son obvias las ventajas del tratamiento anaerobio sobre las ventajas del tratamiento aerobio en cuanto a tratar aguas residuales con alta carga; sin embargo a veces es operacional y

económicamente ventajoso adoptar los procesos anaerobio-aerobio en el tratamiento de aguas residuales industriales utilizando los beneficios de la digestión anaerobia con los beneficios de la digestión aerobia (mayor eliminación de DQO y sólidos suspendidos volátiles).

Varias combinaciones de diferentes bioreactores anaerobio-aerobio se han aplicado en el tratamiento de un amplio rango de de aguas residuales de baja y alta carga, entre las que se encuentran las aguas residuales de la industria textil, lixiviado de residuos sólidos de alimentos, aguas residuales de la industria del papel, aguas residuales domésticas y municipales, etc. (Chan *et al.*, 2009; Kassab *et al.*, 2010) (Anexo 5). Entre las combinaciones más empleadas se encuentran los sistemas UASB-AS, UASB-SBR y el UASB-CSTR (Chan *et al.*, 2009; Kassab *et al.*, 2010); ya que estos tipos de configuraciones han sido muy interesantes pues ha permitido la posibilidad de mejorar la calidad en el tratamiento de las aguas residuales de las plantas de tratamiento ya construidas mediante la instalación de un reactor UASB antes del tanque de aireación (Halalsheh y Wendland, 2008).

### **III. MATERIALES Y MÉTODOS.**

A continuación se exponen los materiales y metodologías utilizadas para la realización de esta investigación. Para el desarrollo experimental del mismo se usaron materiales y equipamiento de laboratorio del Centro de Estudios de Biotecnología Industrial (CEBI) de la Facultad de Ciencias Naturales de la Universidad de Oriente y del Laboratorio de Bioprocesos e Ingeniería Ambiental del Instituto de Ingeniería de la Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM).

#### **III.1 Sistemas anaerobios en una etapa y dos fases a escala de laboratorio.**

La Figura 4 es un esquema de las configuraciones de los sistemas a escala de laboratorio, que consistió en reactores anaerobios UASB en una etapa y dos fases. Los reactores fueron mantenidos en temperatura mesofílica en un cuarto a temperatura constante ( $37 \pm 1^\circ\text{C}$ ).

El sistema UASB en una etapa consistió en un reactor cilíndrico de cristal de 0.40 m de altura y de 0.09 m del diámetro con un volumen nominal de 2.5 L. Fue equipado de una bomba peristáltica Cole-Parmer (modelo 5753-20 6-600 RPM), conectada con un regulador de velocidad de Masterflex, que proporcionó un flujo variable para la entrada residual y el efluente recirculado (Figura 5A).

El sistema anaerobio en dos fases (2PUASB) consistió en dos reactores UASB con un primer reactor para la fase de hidrólisis-acidogénesis y un segundo reactor para la fase de acetogénesis-metanogénesis (Figura 5B). En este sistema, el primer reactor consistió en un cilindro de cristal de 0.35 m de altura y 0.76 cm de diámetro y volumen nominal de 2.13 L. Fue equipado de una bomba peristáltica del Cole-Parmer (modelo 5753-20 6-600 RPM), conectada con un regulador de velocidad Masterflex. El segundo reactor consistió en otro cilindro de cristal de 0.43 m de altura y 0.76 m de diámetro y volumen del nominal de 2 L. También fue equipado con otra bomba peristáltica Cole-Parmer (modelo 7553-30 1-100 RPM), conectada con un regulador de la velocidad de Masterflex. En tercio superior del reactor metanogénico se colocó 0.67 L de partículas de zeolita tamizadas con un diámetro entre 1.0 y 2.0 mm, con una altura de 0.14 m. Éste empaque fue utilizado como el medio de ayuda para la adherencia anaerobia microbiana.

### **III.2 Inóculo del reactor y alimentación del agua residual utilizada.**

El inóculo utilizado fue lodo granular de un reactor UASB a la escala industrial, que trataba aguas residuales generadas de una fábrica de conservadas de jugo. El lodo anaerobio presentaba una concentración de sólidos suspendidos volátiles de  $73 \text{ g L}^{-1}$  y una actividad metanogénica específica de  $0.13 \text{ g CH}_4 - \text{DQO g STV}^{-1} \text{ d}^{-1}$ .

Los sistemas de reactores anaerobios de laboratorio fueron alimentados con las aguas residuales de un beneficiado húmedo de café localizado en la comunidad de Ixhuatlán, Veracruz, México. Este beneficio húmedo de café utiliza la tecnología llamado “verde o ecológica”, por lo que fue necesario realizar una dilución (1:4) para obtener características similares a las aguas residuales obtenidas de un proceso de beneficiado de café tradicional. Las aguas residuales de proceso húmedas del café son ácidas, la razón por la cual fue necesario regular el pH en flujo de entrada a cada sistema con el bicarbonato de sodio ( $\text{NaHCO}_3$ ).

### **III.3 Procedimiento experimental.**

El reactor UASB fue inoculado con 0.4 L de lodo granular, mientras que el sistema con separación de fases (2PUASB) fue inoculado con 0.64 y 0.4 L del mismo lodo granular para los reactores de la fase hidrolítica-acidogénica y acetogénica-metanogénica, respectivamente. Posterior a la inoculación se realizó la etapa de arranque de los sistemas. La Tabla 1 muestra los valores promedios de las COV aplicadas a cada configuración para realizar la etapa de arranque.

El procedimiento de arranque consistió en el incremento gradual de la COV aplicada a los sistemas anaerobios, incrementando semanalmente la concentración orgánica del flujo de entrada a los reactores hasta llegar a las condiciones de evaluación deseadas. Este proceso fue continuamente realizado durante cuatro semanas. En la culminación de la cuarta semana se consideró que los sistemas tenían condiciones de estado casi estacionarias, así que se inició la evaluación de cada sistema por el incremento de tres COV (denominadas C1, C2 y C3). Las características de cada período de evaluación se detallan en la Tabla 2. Cada COV evaluada se realizó en un período de 3 semanas.

En el sistema UASB en una etapa fue aplicada una tasa de recirculación de 1.0 (relación 1:1 del flujo de agua residual de entrada a tratar y el flujo recirculado) durante todo el período de evaluación. El TRH del sistema 2PUASB fue la suma del TRH del primer reactor y la suma del TRH el segundo reactor y fue el mismo TRH general del sistema UASB. Igualmente, la COV aplicada a la configuración en una etapa fue muy similar a la COV general aplicada al sistema con separación de fases.

### III.4 Métodos analíticos.

#### III.4.1 Sólidos.

Para la determinación de sólidos totales volátiles y fijos, sólidos suspendidos totales volátiles y fijos, se siguió la metodología descrita por APHA (1995).

Se realizó el cálculo mediante las siguientes fórmulas:

$$ST [mg L^{-1}] = \frac{P_2[g] - P_1[g]}{\text{volumen muestra}[mL]} * (1000) * (1000) \quad (\text{Ec. 2})$$

$$STV [mg L^{-1}] = \frac{P_2[g] - P_3[g]}{\text{volumen muestra}[mL]} * (1000) * (1000) \quad (\text{Ec. 3})$$

$$SF [mg L^{-1}] = ST [mg L^{-1}] - STV [mg L^{-1}] \quad (\text{Ec. 4})$$

Donde:

- P<sub>1</sub>: Peso inicial de la muestra.
- P<sub>2</sub>: Peso de la muestra secado a 103 – 105 °C.
- P<sub>3</sub>: Peso de la muestra secado a 550 – 650 °C.
- 1000: factor de conversión de mL a L y g a mg respectivamente.

El cálculo de los sólidos suspendidos se realizó con las mismas ecuaciones anteriores (Ec. 2; 3; 4).

#### III.4.2 Alcalinidad y relación de alcalinidad ( $\alpha$ ).

La alcalinidad es la capacidad de un agua residual para neutralizar ácidos, normalmente se expresa como mg CaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup>. La relación de alcalinidad ( $\alpha$ ) se define como la relación entre la alcalinidad aportada por los iones bicarbonatos y la alcalinidad total (aportada por

iones bicarbonatos, carbonatos e hidrogenocarbonatos) empleada para amortiguar el pH en un reactor anaerobio (Pérez y Torres, 2008).

Primeramente se calibró el potenciómetro con las soluciones buffer para pH 7.0 y 4.0. Luego se tomaron 25 mL de muestra problema y se midió el pH inicial, posteriormente se valoró con H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0.02 N agitando suavemente la muestra hasta alcanzar un valor de pH a 5.75 y se anotó el volumen de ácido consumido. Se continuó con la valoración hasta alcanzar un pH de 4.30, nuevamente se anotó el volumen de ácido consumido (este volumen incluía el volumen gastado para alcanzar un pH de 5.75).

$$\text{Alcalinidad} = \frac{(5000) * N * (\text{Volumen ácido}_{4.3})}{\text{volumen de muestra}} \quad (\text{Ec. 5})$$

La alcalinidad se calculaba con la siguiente fórmula:

Donde:

- *N*: Normalidad de ácido utilizado.
- *Volumen ácido*<sub>4.3</sub>: Cantidad de ácido utilizado para alcanzar un pH 4.3.

La relación  $\alpha$  se determina como el cociente de la alcalinidad a pH 5.75 entre la alcalinidad a pH 4.30 o alcalinidad total:

$$\alpha = \frac{\text{Volumen de ácido consumido hasta pH 5.75 (mL)}}{\text{Volumen total de ácido consumido hasta pH 4.3 (mL)}} \quad (\text{Ec. 6})$$

### III.4.3 Demanda química de oxígeno (DQO).

La DQO es ampliamente utilizada como una forma de medir la carga contaminante de desechos domésticos e industriales. El análisis de la DQO se basa en el hecho de que todos los compuestos orgánicos, con algunas excepciones, pueden ser oxidados por la acción de un agente oxidante fuerte bajo condiciones ácidas hasta CO<sub>2</sub> y agua. Para su determinación se utilizó la metodología de reflujo cerrado y valoración posterior (APHA, 1995).

## Soluciones

- *Ácido sulfúrico con plata.* Se añadió 10.12 g de  $\text{Ag}_2\text{SO}_4$  en polvo (grado analítico) por cada litro de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  concentrado. Se permitió su disolución dos días a temperatura ambiente.
- *Solución estándar de dicromato de potasio 0.25 N.* Se disolvió 12.25 g de  $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ , previamente secado a 103 °C durante dos horas, en 500 mL de agua destilada y posteriormente se aforó a 1000 mL.
- *Solución indicadora de ferroína.* Se disolvió 1.485 g de 1,10 - fenantrolina monohidratada y 695 mg de  $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  en 80 mL de agua destilada, después se aforó a 100 ml.
- *Solución FAS (sulfato ferroso amoniacal).* Se disolvió 39.2 g de  $\text{Fe}(\text{NH}_4)_2(\text{SO}_4)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  en 600 ml de agua destilada. Se agregaron cuidadosamente 20 ml de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  concentrado, luego se enfrió y aforó a 1000 ml con agua destilada. Esta solución presenta una concentración aproximada 0.1 N; su concentración exacta se conoce cuando se valora el “blanco frío”, el cual se analiza junto con las muestras.
- *Sulfato mercúrico ( $\text{HgSO}_4$ ).*

## Procedimiento

En un tubo HACH, se adicionaron 2.5 mL de muestra o blanco. El blanco consiste en agua destilada. Se agregaron 1.5 mL de dicromato de potasio y una pequeñísima porción de sulfato de mercurio. Se adicionaron cuidadosamente 3.5 mL del reactivo de ácido sulfúrico. Se cerró herméticamente los tubos, se mezcló suavemente y se verificó que no haya fugas del líquido.

Luego los tubos fueron colocados en un termoreactor DQO HACH y se pusieron a digerir durante 2 horas a 150 °C. Después de la digestión, se enfriaron los tubos a temperatura ambiente y vertió su contenido en matraces de 50 mL. Luego se agregaron dos gotas del indicador de ferroína y se valoró con la solución FAS agitando constantemente, hasta cambio de color del indicador de azul-verdoso a café rojizo. Las muestras se analizaron por triplicado.

## Cálculo

La DQO se calculó como sigue:

$$DQO [mg L^{-1}] = \frac{(FAS_{blanco\ caliente} [mL] - FAS_{muestra} [mL]) * (N_{FAS}) * 8 * 1000}{Volumen\ de\ muestra [mL]} * dilución$$

(Ec. 7)

Donde:

- $FAS_{blanco}$ : volumen de solución FAS empleado para valorar el “blanco” colocado en el termorreactor.
- $FAS_{muestra}$ : volumen de solución FAS empleado para valorar la muestra.
- $N_{FAS}$ : normalidad de la solución FAS obtenida al valorar el “blanco”
- 8: Peso equivalente del oxígeno.
- 1000: factor de conversión de mL a L.

### III.4.4 Ácidos grasos volátiles (AGV).

Los AGV fueron analizados por cromatografía de gases (Cromatógrafo SRI modelo 8610 con detector de flama, columna Zebron y gas Helio como acarreador a 206 kPa).

#### Preparación de la muestra.

Se tomaron 2 mL de muestra y se depositó en un tubo Eppendorf. Luego se agregaron 2 gotas de ácido clorhídrico (solución 1:1). Se centrifugó por media hora a una velocidad de 3500 rpm en una microcentrífuga Eppendorf. Al término de la centrifugación se extrajo el sobrenadante y se filtró en un papel de filtro Wathman (0.22  $\mu$ m), colocando el filtrado en un vial de cromatografía. Las muestras fueron posteriormente preservadas en refrigeración a 4°C.

Para los estándares se siguió la misma metodología de trabajo, resultando en una concentración final de los mismos en solución de: Ácido acético, 449 mg L<sup>-1</sup>; Ácido propiónico, 198 mg L<sup>-1</sup>; Ácido butírico, 198 mg L<sup>-1</sup>.

### **III.4.5 Producción de biogás y concentración de metano.**

La producción de biogás diaria fue cuantificada por desplazamiento de la columna de líquido en los gasómetros. La concentración de metano en el biogás fue determinada por cromatografía de gases (Cromatógrafo Fisher Gas Partitioner modelo 1200) equipado con un detector de conductividad térmica, doble columna Porapak Q y malla molecular SA. Se trabajó como acarreador gas Helio a un flujo de  $25 \text{ mL min}^{-1}$ . Las fracciones molares de las muestras analizadas fueron determinadas mediante comparación con el área cromatográfica de una muestra de metano puro.

### **III.5 Análisis estadístico.**

Para el análisis de las distintas respuestas (eficiencia de eliminación de DQO total y soluble, concentración de AGV en el efluente, producción de biogás y concentración de metano) se aplicó el procedimiento de Análisis de Varianza para un diseño por bloques completos aleatorizados, debido a que la variabilidad producida en los experimentos fue sistemáticamente controlada. En este estudio, fue despreciada la variabilidad producida por el volumen, la forma y la velocidad del flujo de entrada a los reactores. Los resultados de los análisis y gráficos fueron obtenidos del software *STATISTICA (Trial version 8.0, Statsoft Inc., USA)*. Una vez que fueron detectadas diferencias estadísticas entre los diversos tratamientos, fue efectuado un análisis de rangos de pares de medias por el método de Duncan. El nivel de probabilidad calculado para los análisis realizados fue para un 95 % de probabilidad.

## **IV. RESULTADOS Y DISCUSIÓN.**

### **IV.1 Caracterización del residual de despulpe del beneficio del café.**

En el procesamiento de café por vía húmeda, los principales problemas lo constituyen el excesivo uso de agua (4 -17 L kg<sup>-1</sup> de café procesado) y la generación de residuales con altos niveles de contaminación orgánica. Las aguas residuales del proceso de despulpe del café analizadas se caracterizaron por tener valores de pH ácidos, contaminación orgánica alta (expresada como DQO) y contaminación orgánica disuelta (Tabla 3). Además, estas aguas residuales presentan excelentes condiciones de biodegradabilidad desde el punto de vista de relación DBO/DQO (superior a 0.5) (Fernández, 2005).

Según el mismo autor, donde evaluó la biodegradabilidad de este tipo de agua residual, un proceso por digestión anaerobia es un método adecuado para reducir la contaminación de estos residuales; las cuáles su tratamiento sería muy costoso si se utilizaran procesos físico-químicos u aeróbicos debido por ser esta contaminación se encuentra compuesta principalmente en forma disuelta.

### **IV.2 Funcionamiento del sistema UASB en una etapa para el tratamiento del agua residual de despulpe.**

Una vez caracterizada el agua residual a tratar y considerando lo apropiado de un sistema de digestión anaerobia para eliminar una carga de alrededor de 2500 mg L<sup>-1</sup>, se seleccionó para la evaluación del proceso anaerobio un reactor UASB en una etapa como “blanco experimental”. La etapa de arranque de éste sistema consistió en un gradual aumento de la COV de 1.30 – 2.93 kg DQO m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>, debido al incremento creciente de la concentración del agua residual, y TRH constante de 21.5 h. En esta se consideró que el período de arranque tuvo una duración de cuatro semanas. A partir de este tiempo se evaluó la influencia del incremento de la COV, propiciado por la disminución del TRH de 21.5 – 15.5 h.

El comportamiento del pH durante el período de evaluación del reactor UASB se observa en la Figura 6. Con el ajuste de pH a 7.0 del agua residual afluente, el reactor UASB mostró un desempeño estable con un rango de pH de salida entre 7.8 - 8.4 con una media de 8.1 ± 0.15. En la digestión anaerobia se considera el rango de valores de ocurrencia del proceso entre 6.5 - 8.2 (Speece, 1996). A valores de este parámetro inferiores a 6.5 se

favorece la acidificación, especialmente en este tipo de residual con valores de pH ácidos (< 4) (Tabla 3); lo que afecta la población metanogénica, y por tanto, la eficiencia del tratamiento anaerobio.

Teniendo en cuenta los valores alcalinos del efluente y el costo que se incurre en la neutralización del residual con bicarbonato de sodio, a partir del día 64 (en el transcurso de la evaluación de C2) se realizó un ajuste de pH a 6.5 en el agua residual a tratar por el reactor UASB; a estas condiciones manifestó una disminución en el valor de salida entre 6.5 - 7.1 con un valor medio de  $6.9 \pm 0.2$ , manteniéndose en este rango hasta el final del experimento. Por las características de esta agua residual de despulpe, aún cuando se mantuvieron en el rango apropiado los valores de pH, es recomendable mantener el mismo en valores cercanos a los que se midieron en C1 obtenidos luego de ajustar a pH 7.0 el residual alimentado debido a prevenir posibles desestabilizaciones en el reactor.

Un aspecto relacionado con el pH es la alcalinidad, donde la relación de alcalinidad ( $\alpha$ ) como parámetro indirecto de evaluación, es un reflejo de la capacidad de amortiguar el sistema a los cambios bruscos de pH en un reactor anaerobio. En este estudio se observó un rápido incremento en la alcalinidad (datos no mostrados) en la etapa de arranque, fluctuando entre 1612 - 2192 mg CaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup>. Similar comportamiento se mantuvo mientras el pH en el flujo de entrada fue controlado a 7.0, con un valor medio de  $1935 \pm 128$  mg CaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup>. Es por eso que se perciben incrementos de pH por encima del rango óptimo, a pesar de que el residual de partida ha sido neutralizado. Cuando se reajustó el pH a 6.5, la alcalinidad descendió manteniendo un valor de  $1355 \pm 67$  mg CaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup>.

Algunos autores refieren que entre más alto sea el índice  $\alpha$ , mejor es la capacidad de amortiguamiento del sistema. Jenkins *et al.* (1983) recomiendan que el índice  $\alpha$  debe ser superior a 0.5, lo que se toma como criterio para evaluar, en forma general de bueno el desempeño del reactor en una etapa. Como muestra la Figura 7, después de la primera semana de arranque, el índice  $\alpha$  respondió favorablemente con un valor medio de  $0.51 \pm 0.02$ . Con el reajuste del pH en el flujo de entrada a 6.5, los valores descendieron ligeramente a  $0.48 \pm 0.02$ . Esto constituye un indicador a tener en cuenta, pues la acumulación de especies ácidas al bajar pH podría provocar una desestabilización del sistema. El valor de pH resulta un indicador no inmediato, pues podría encubrir la

acumulación o incremento de la concentración de  $H^+$ , aún cuando refleje valores permisibles o considerados como adecuados; por lo que para monitorear en línea procesos anaerobios y tomar decisiones, se prefiere hacerlo a partir de la relación de alcalinidad (Pérez y Torres, 2008).

Uno de los principales problemas que presenta la degradación biológica anaerobia de este tipo de agua residual es el alto contenido de materia orgánica fácilmente fermentable. Estas sustancias provocan una rápida acidificación del agua residual, debido a la producción de AGV, y por tanto es necesaria la adición de una sustancia alcalina ( $NaHCO_3$ ) para aumentar el pH. Ante esta situación es recomendable, también, realizar la recirculación del efluente tratado con el objetivo de reutilizar la alcalinidad del proceso anaerobio para reducir el consumo de alcalinizante (Romli *et al.*, 1994); además, puede ser empleada para mantener una adecuada carga hidráulica en los reactores anaerobios tratando residuales a altas concentraciones (Lier, 2008).

La concentración total de los AGV se consideró como la suma de las concentraciones de los ácidos acético, propiónico y butírico (Figura 8). Se observó una tendencia al incremento de los AGV, con el incremento de los COV. En un sistema anaerobio que experimenta condiciones de sobrecarga orgánica, las bacterias metanogénicas nos pueden eliminar el hidrógeno y los AGV producidos resultando en una acumulación de éstos últimos (Fukuzaki *et al.*, 1990); por lo tanto el aumento en las concentraciones de los ácidos orgánicos es evidencia de un aumento en la carga aplicada al sistema.

Como se esperaba, la menor concentración de ácidos orgánicos en el efluente la mostró C1 con un valor promedio total de  $220 \pm 18 \text{ mg L}^{-1}$ ; aunque no se reportaron diferencias significativas entre la evaluación de C1 y C2 se observa una disposición al incremento de éstos. Los análisis de cada tipo de ácido indican que el TRH no afectó la composición relativa de los ácidos orgánicos en el efluente. El ácido acético estuvo en mayor proporción (60 %), seguida del ácido propiónico (28 %) y el ácido butírico (12 %); con concentraciones de  $131 \pm 10 \text{ mg L}^{-1}$ ,  $63 \pm 7 \text{ mg L}^{-1}$  y  $26 \pm 2 \text{ mg L}^{-1}$ , respectivamente. Esto evidencia una buena proporción de estos, evitando así la inhibición por AGV (Speece, 1996).

La evolución de la eficiencia de eliminación de DQO ante el incremento de las COV aplicadas se representa en la Figura 9. Diferencias significativas se observaron entre todos los contrastes de parejas de medias de tratamientos con valores promedios de 77.2 %, 72.1 % y 59.2 % para C1, C2 y C3 respectivamente ( $p$ -valor  $> 0.05$ ). Estos resultados confirman que al aumentar la carga aplicada al sistema, las bacterias metanogénicas no pueden degradar completamente los compuestos intermediarios producidos; afectando la eficiencia y estabilidad del reactor (Wang *et al.*, 2009). Para la primera COV evaluada (C1), la eficiencia de eliminación promedio de la DQO soluble exhibió un alto valor (83.4 %), indicando un exitoso tratamiento del agua residual en estudio.

La producción del biogás y la concentración de metano generados en el reactor UASB se muestran en la Figura 10. Las mayores producciones de biogás se obtuvieron en la evaluación de C1. Aunque existieron diferencia entre las medias de producción de biogás entre C1 y C3 está fue pequeña y no significativa (10 %), donde el rango fluctuó entre  $0.186 - 0.346 \text{ m}^3 \text{ kg COD}^{-1}_{\text{rem}} \text{ d}^{-1}$ ; lo que evidencia que el efecto del TRH en la conversión a biogás no es significativa. Según Lin *et al.* (1986) la producción de biogás es independiente al TRH y a la concentración de sustrato.

En cambio, la concentración de metano disminuyó cuando comenzó la evaluación de C3. Fue entre C1 y C2 donde se obtuvo un valor máximo de concentración de metano (61 %), valores necesarios para el biogás sea combustible y por tanto tenga valor energético. Parece indicar que la concentración de metano está influenciada por la concentración de AGV, ya que al aumentar éstos últimos se observó una disminución en el metano. Estos resultados corresponden a lo reportado por Dogan *et al.* (2005), en el cual investigaron el efecto de la variedad y concentración de los AGV en la actividad de las bacterias metanogénicas de un reactor UASB, donde concluyeron que éstos tienen un efecto significativo en la actividad metanogénica, además de su sinergia con otros productos.

Los resultados de esta investigación indican que las aguas residuales del procesamiento húmedo de café son exitosamente tratadas en un reactor UASB en una etapa. A pesar de la frecuente idea de que la digestión anaerobia requiere largos tiempos de arranque, algunas investigaciones realizadas también han reportado arranques rápidos de reactores anaerobios. En este estudio la etapa de arranque fue realizada en un período de 4 semanas

utilizando lodo granular no adaptado a este tipo de agua residual. De modo similar un UASB tratando aguas residuales de una fábrica de procesamiento de café instantáneo fue exitosamente arrancado en 30 días, aunque en dicha investigación la temperatura del proceso fue elevada del régimen mesofílico al termofílico (Dinsdale *et al.*, 1997a).

Un resumen de publicaciones relacionadas con el tratamiento anaerobio de las aguas residuales de distintos procesos del café se presenta en la Tabla 4.

La eficiencia de eliminación de DQO total y soluble  $77.2 \pm 2.9 \%$  y  $83.5 \pm 1.87 \%$ , respectivamente y concentración de metano de  $58 \pm 2.5 \%$  lograda en el reactor UASB de este estudio operado a una COV de  $3.6 \text{ kg COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  con una relación de recirculación interna de 1.0, es comparable con otros estudios sobre degradación anaerobia de aguas residuales del café (Fig. 9 y 10, Tabla 4). Fernández y Foster (1993) operando filtros anaerobios a  $37 \text{ }^\circ\text{C}$  y  $55 \text{ }^\circ\text{C}$ , con agua residual sintética hecha de extracto de granos de café a una similar COV de  $4.0 \text{ kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ , lograron una eficiencia de eliminación de DQO de 63%. Como se puede observar, valores de degradación de DQO mayores a los obtenidos en esta experiencia, a mayores COV evaluadas, han sido obtenidos en estudios con arreglos operacionales que incluyen reactores anaerobios híbridos UASB-FA (Bello-Mendoza y Castillo-Rivera, 1998; Selvamurugan *et al.*, 2010)

En el primer estudio referido, se obtuvo una eliminación máxima de DQO de  $77.2 \%$  a una COV de  $1.89 \text{ kg COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  y TRH de 22 h; sin embargo a los pocos días de operación resultó en un deterioro del sistema de tratamiento atribuida al uso de un lodo anaerobio no aclimatado de baja actividad específica. En el segundo trabajo, la experiencia resultó exitosa con una eliminación máxima de COD de  $70 \%$  a una COV de  $7.01 \text{ kg COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  y TRH de 24 h, con una concentración de metano en el biogás de  $60.7 \%$ .

A pesar de que en algunos casos el proceso de digestión anaerobia de las aguas residuales del procesamiento del café ha sido aplicado con diferentes grados de éxito, algunos problemas permanecen en cuanto a un apropiado diseño del reactor anaerobio, una adecuada estrategia de arranque y operación del sistema. Es significativo que en las experiencias discutidas anteriormente con desempeños similares o superiores, se refiere al empleo de un reactor híbrido, incorporando las ventajas del FA. Algunos autores recomiendan este arreglo de reactores, basados en la inestabilidad que manifiestan los

UASB ante sobrecargas al sistema. Por otro lado, el uso del FA permite mayor retención de biomasa por inmovilización al soporte, facilitando el trabajo con lodos no granulares o de baja actividad metanogénica (Zinatizadeh *et al.*, 2010). Basado en lo anterior, mejoras de diseño al reactor UASB en los experimentos subsecuentes desarrollados, fueron tenidos en cuenta.

Otros problemas, tales como, acidificación del agua residual, la temporada de cosecha del grano de café, variaciones en la concentración y volumen del residual contaminante y la falta de un adecuado inóculo anaerobio influyen también en establecer un adecuado sistema de tratamiento para estos residuales.

Por el resultado de esta investigación, aunque la eficiencia de eliminación de la carga orgánica contaminante en el reactor anaerobio UASB con recirculación del efluente tratado fue relativamente alta, existe la necesidad de realizar un posterior tratamiento al efluente anaerobio para obtener una descarga segura al medio ambiente. Sin embargo, se reconoce que el uso de este tipo de reactor en una etapa reduce considerablemente la carga orgánica entrante a un posterior tratamiento terciario, lo cual resultaría en una disminución del consumo de energía y una menor producción de lodos. Por lo que sería operacional y económicamente ventajoso adoptar un proceso anaerobio-aerobio en el tratamiento de aguas residuales del beneficiado húmedo de café utilizando los beneficios de la digestión anaerobia con los beneficios de la digestión aerobia.

#### **IV.3 Funcionamiento del sistema con separación de fases (2PUASB).**

Como se ha valorado anteriormente, la característica ácida del agua residual de despulpe (Tabla 3) con alta biodegradabilidad anaerobia favorece la acidificación del residual; por lo que es aconsejable la separación de fases. Como describe Solera *et al.* (2002) este arreglo permite la selección y enriquecimiento de los diferentes grupos de microorganismos en cada reactor separado, aumentando la estabilidad del proceso por un mejor control de la fase acidogénica previniendo la sobrecarga y la inhibición por compuestos tóxicos a la fase metanogénica. Por otro lado, el primer reactor actúa como un amortiguador de pH a las poblaciones metanogénicas del segundo reactor.

Por tales razones se procedió a evaluar el tratamiento del agua de despulpe de café por digestión anaerobia en dos fases, con un reactor UASB en la fase acidogénica y un híbrido

UASB-FA para la metanogénica. El primer reactor se trabajó en un rango de COV de 10.9 - 11.4 kg COD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>, mientras en el metanogénico fueron evaluadas tres COV diferentes entre sí: 2.6, 3.2, 4.7 kg COD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>.

### **IV.3.1 Reactor anaerobio UASB para la fase de hidrólisis-acidogénesis.**

El pH es otra significativa variable en la producción de AGV. En un estudio realizado por Yu y Fang (2003) en reactores anaerobios de flujo ascendente, encontraron que el grado de acidificación incrementó con la temperatura, pero el pH fue el parámetro más significativo; en este artículo el grado de acidificación tuvo un valor de 32 % cuando el pH fue ajustado a 6.0, donde los mayores productos de fermentación fueron el ácido acético y butírico.

En otra investigación realizada, la producción de AGV fue inhibida a pH muy ácidos (pH < 5.5); sin embargo, se lograron altos grados de acidificación de 76 % y 83 % a valores de pH entre 5.25 – 6.0. Con el aumento del pH, los ácidos acético y butírico disminuyen, mientras que las concentraciones de ácido propiónico crecen (Bengtsson *et al.*, 2008).

De forma similar, otros autores observaron que valores de pH entre 5.1 - 5.9 no afectaron la producción de AGV y la solubilidad de la DQO (Rincón *et al.*, 2008; Rubia *et al.*, 2009). En contraste, Elefsiniotis y Oldham (1994) reportaron que en un rango de pH entre 4.3 - 5.2 no se afectó la producción de AGV y la solubilidad de la DQO, pero niveles de pH entre 5.9 - 6.2 influyeron significativamente en ambos parámetros.

La mayoría de los autores que han investigado el efecto del pH en la separación de fases recomiendan que el rango óptimo de este factor, para una adecuada actividad de las bacterias hidrolíticas y acidogénicas, se encuentra entre 5.0 – 6.0 para proveer un adecuado y estable sustrato para la fase metanogénica (Yang *et al.*, 2003; Yu y Fang, 2003; Bouallagui *et al.*, 2004; Demirer y Chen, 2004; Askin *et al.*, 2006; Bengtsson *et al.*, 2008).

Sin embargo, algunas investigaciones realizadas han demostrado que las máximas tasas de producción de hidrógeno se han obtenido a pH entre 5 - 6 (Oh *et al.*, 2004; Massanet-Nicolau *et al.*, 2008; Ponsá *et al.*, 2008); por eso, y considerando este fenómeno, un valor de pH cercano a 6 es lo más recomendable para tener condiciones óptimas de crecimiento de las bacterias hidrolíticas y acidogénicas.

Por lo que se realizaron ensayos de prueba-error para la búsqueda de valores de pH en el influente que aseguraran un pH de 6 en el reactor. La Figura 11 muestra la conducta seguida por el pH en el sistema con separación de fases.

El arranque del sistema 2PUASB se realizó ajustando el agua residual entrante al reactor acidogénico a pH 6.0. Sin embargo, un descenso severo a valores inferiores de pH 5.0 se observó en el transcurso de la semana 2 y 3, indicando signos de acidificación en la etapa acidogénica. Como estrategia de recuperación se interrumpió la alimentación por un período de aproximado de 2 semanas y cuando se reinició la alimentación se elevó el pH del flujo afluente a 7.0. Un nuevo ajuste de pH a 6.0 el día 38 produjo una nueva disminución del pH en la fase acidogénica. Por lo que se decidió elevar nuevamente el pH al valor anterior, provocando un aumento del pH a valores cercanos a 7.4 en el efluente. Durante la evaluación de C2, se realizó al día 66 un reajuste de pH a 6.5 lo que provocó una disminución gradual del pH en un rango de 6.07 - 6.67 hasta el final de los experimentos, con valor medio de  $6.42 \pm 0.19$ ; considerándose apropiados para la fase de acidogénesis. Lo anterior indica que es necesario a los valores de COV ensayados, elevar el pH del influente a hasta 6.5.

La variación del índice de alcalinidad se muestra en la Figura 12. La inestabilidad en la etapa de arrancada se caracterizó por mínimas capacidades de amortiguamiento llegando incluso a ausencia total de alcalinidad. Con el ajuste de pH a 7.0 en el agua afluente al reactor acidogénico, se reportó un aumento en la alcalinidad con valor medio de  $552 \pm 85$  mg  $\text{CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$ . A finales de la evaluación de C1, se observó un súbito incremento en la alcalinidad hasta valores superiores de  $2000 \text{ mg CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$ , pero con el ajuste a pH 6.5 se observó una disminución hasta  $552 \pm 98$  mg  $\text{CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$  con índice  $\alpha$  promedio de  $0.46 \pm 0.03$  hasta el final de los experimentos. Estos valores de alcalinidad observados en el ajuste de pH 6.5 dan una medida de la insuficiente alcalinidad con el ajuste de pH 6.0 en el flujo de entrada al reactor a una alta COV ( $11 \text{ kg COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ ).

Las Figuras 13 y 14 muestran las concentraciones de AGV, además del grado de acidificación del reactor acidogénico en el efluente, y el comportamiento de la remoción de DQO para los niveles de COV evaluados respectivamente.

La producción de AGV sufrió un impacto negativo cuando el pH disminuyó en la etapa de arrancada; pero posteriormente aumentó con el reajuste de pH a 7.0. Resultados similares observó Bengtsson *et al.* (2008) en reactores CSTR cuando estudió el efecto del TRH y el pH en la etapa acidogénica, cuando la producción de AGV sufrió una disminución severa a pH bajos.

Un importante parámetro para medir el problema del desbalance y el grado de éxito de la fermentación acidogénica en un reactor anaerobio es el grado de acidificación, obtenido por la razón de la concentración de los ácidos orgánicos producidos y la concentración de la DQO<sub>s</sub> presente en el efluente anaerobio (Askin *et al.*, 2006; Wang *et al.*, 2006; Rubia *et al.*, 2009). En general, cuando el pH del agua residual afluente al reactor acidogénico fue 6.5, el grado de acidificación varió en un aceptable rango de 43 – 52 %. Según lo anteriormente planteado, el grado de acidificación obtenido se encontró en un apropiado rango, coincidiendo con Alexiou y Anderson (1997) en el cual aseguran que un eficiente grado de acidificación se encuentra entre 40 – 50 %.

Dentro de los productos de fermentación producidos, los ácidos acético y butírico son considerados los mejores precursores para la formación del metano (Speece, 1996), y en conjunto con los demás AGV producidos proporcionan una medida del funcionamiento de la fase acidogénica (Ucisik y Henze, 2008). Según Bouallagui *et al.* (2004), el paso de acidificación es influenciada por la variación de COV, y en especialmente por la concentración y el porcentaje de distribución de los AGV presente en la DQO<sub>s</sub>.

Para todas las COV evaluadas, las concentraciones promedio de los ácidos acético, propiónico y butírico, fueron  $530 \pm 46$ ,  $423 \pm 17$  y  $168 \pm 5$  mg L<sup>-1</sup>, respectivamente; el ácido acético fue el mayor producto del proceso de acidogénesis (46 – 52 %), seguido por el ácido propiónico (33 – 40 %) y el ácido butírico (11 – 16 %). Estos resultados son semejantes a los obtenidos por McDougall *et al.* (1993) en la evaluación de la etapa acidogénica con agua residual sintética de café.

La producción de biogás y la concentración de metano se observa en la Figura 15. Un volumen promedio de biogás de  $0.906 \pm 0.393$  m<sup>3</sup> kg COD<sub>rem</sub><sup>-1</sup> d<sup>-1</sup> con alta producción de CO<sub>2</sub>, fue observado en el gas producido por el reactor acidogénico. Según Hai-Lou *et al.* (2001), el biogás producido en un proceso de digestión anaerobia con poca o sin

acompañamiento de CH<sub>4</sub> en la etapa hidrolítica es una señal de rápida fermentación. La concentración de CH<sub>4</sub> en el gas estuvo entre 12 ± 2 %, lo que corresponde con investigaciones realizadas por Parawira *et al.* (2008) donde encontraron que solo entre 10 - 30 % del metano es producido en el reactor de hidrólisis-acidogénesis.

#### **IV.3.2 Reactor anaerobio híbrido para la fase de acetogénesis-metanogénesis.**

La fase metanogénica sufrió un severo impacto provocado por el arrastre del reactor acidogénico en la etapa de arrancada; pero cuando se ajustó el pH a 7.0 en la fase anterior tuvo un rápido incremento en los niveles de pH en el efluente (Figura 11). Durante la evaluación de C2, el reactor metanogénico mostró un aumento a valores de pH cercanos a 9.0; pero con el ajuste de pH a 6.5 en el agua residual entrante del reactor acidogénico, el reactor productor de metano mostró un comportamiento estable con un valor promedio de pH de 8.07 ± 0.21.

Desde la culminación de la etapa de arranque, el índice  $\alpha$  mantuvo valores superiores a 0.5 (Figura 12), variando en un favorable rango de 0.57 - 0.69 en la etapa final del experimento, con valor medio de alcalinidad de 1038 ± 67 mg CaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup>. Los apropiados valores de la relación de alcalinidad evidencian que las condiciones ambientales en el reactor formador de metano son favorables; las bacterias metanogénicas utilizan los ácidos intermediarios tan pronto como son formados, evitando su acumulación, y garantizando que la alcalinidad del medio permanezca en un rango favorable para las mismas. Si las condiciones fueran desfavorables, los AGV no serían consumidos a la misma tasa de en que son producidos por las bacterias acidogénicas ocasionando una acumulación en el sistema. Los ácidos orgánicos que no son neutralizados ocasionarían una rápida disminución en la alcalinidad disponible con el consecuente descenso del pH (Pérez y Torres, 2008).

El adecuado comportamiento del reactor metanogénico depende mucho del desempeño del reactor acidogénico. Los productos resultantes producidos en la fase acidogénica son muy importantes para el adecuado funcionamiento de la digestión anaerobia, ya que afectan la carga orgánica, la estabilidad y eficiencia de la fase metanogénica (Ren y Wang, 1994).

En la etapa de arrancada el reactor metanogénico tuvo un desbalance provocado por la inestabilidad en el reactor acidogénico, lo que indujo la acumulación de los AGV y demostrado por la disminución del índice de alcalinidad. La determinación del índice  $\alpha$  es un método más confiable para detectar la desestabilización que las mediciones directas de pH (Ward *et al.*, 2008).

Se tuvieron altos valores de concentración de AGV en el efluente del reactor metanogénico en la etapa de arrancada provocado por el breve período de desestabilización en el reactor acidogénico; pero al estabilizarse éste se produjo una disminución en los niveles de concentración de los ácidos orgánicos en el efluente metanogénico tratado (Figura 13).

No se observaron diferencias significativas en las concentraciones de AGV, los cuáles el rango de variación se observó entre 87 – 122, 25 – 85 y 0 – 33 mg L<sup>-1</sup> para los ácidos acético, propiónico y butírico, respectivamente. Los bajos niveles de los AGV en el efluente del reactor metanogénico indican que los gránulos mesofílicos se adaptaron rápidamente a la alimentación acidificada y que los ácidos orgánicos producidos en el primer reactor fueron altamente degradados en el segundo reactor. No se encontraron diferencias significativas en las concentraciones totales de los ácidos orgánicos en el efluente metanogénico de acuerdo a las distintas cargas aplicadas mostrando un rango de 164 – 188 mg L<sup>-1</sup>; esta situación indica que las COV evaluadas no influyeron en la concentración final de éstos compuestos.

Como se puede observar, las mayores eficiencias de eliminación de carga orgánica contaminante fueron realizadas en la evaluación de C1 (Figura 14). Se encontraron diferencias significativas para todas las COV evaluadas, con valores medios de eficiencia de eliminación de DQO total de 83.5 %, 74.6 % y 54.7 % para C1, C2 y C3, respectivamente. Mientras que los valores promedios de eficiencia de eliminación de DQO soluble fueron de 86.7 %, 79.1 % y 59.5 % para ese mismo orden de de evaluación.

El uso del filtro de zeolita en el tercio superior en el reactor híbrido metanogénico fue una mejora definitiva en la retención de sólidos (Figura 16).

Los sólidos del efluente del sistema UASB estuvieron en el rango de 170 – 183 mg SST L<sup>-1</sup>, mientras en el sistema 2PUASB se reportaron entre 17 – 44 mg SST L<sup>-1</sup>. Estos resultados demuestran que el uso de un reactor anaerobio híbrido en la fase metanogénica permitió un

mejoramiento en la estabilidad del proceso debido a una mayor retención de la biomasa bajo condiciones de incremento de la COV, situación que ocasionalmente afecta a los reactores anaerobios UASB. Con el incremento del TRS, la producción de nuevas células gradualmente disminuye resultando en un incremento en los requerimientos energéticos de las células en orden de mantener la actividad celular (aumento en la degradación del sustrato). Por eso, aumentando el TRS resulta en una disminución de la producción de lodos; además provoca un retraso en la reproducción de las bacterias como necesidad energética de las células más viejas para el mantenimiento de la actividad celular, y por lo tanto un mayor consumo de sustrato.

La zeolita natural ha sido usada para incrementar la eficiencia del proceso en el tratamiento anaerobio de residuos agrícolas (Milán *et al.*, 2003; Montalvo *et al.*, 2005). Al mismo tiempo, muestra una gran capacidad de adsorción de metales (Cu, Cd, Pb and Zn) y esa característica es útil para remover algunos compuestos tóxicos para los microorganismos en la digestión anaerobia (Green *et al.*, 1996), además de reducir las concentraciones de amonio e iones amonio producidos en la degradación anaerobia de proteínas, aminoácidos y urea (Milán *et al.*, 2001). Asimismo, Fernández *et al.* (2007) demostraron que la zeolita presenta características físicas excelentes para ser utilizado como un soporte para los microorganismos anaerobios en los reactores de película fija.

El contenido de metano en el biogás al final de la evaluación de C1 fue de 57 %; pero el incremento en los niveles de pH en el reactor metanogénico al parecer inhibió a las bacterias metanogénicas provocando una disminución en las concentraciones de metano. Según Sandberg y Ahring (1992) un pH excesivamente alcalino puede provocar una desintegración del lodo granular y por tanto afectar directamente el proceso de digestión anaerobia. Por otro lado, Visser *et al.* (1993) reportaron que la fase de metanogénesis es inhibida en un medio en donde el pH excede a 8, favoreciendo el desarrollo de un lodo anaerobio dominado por bacterias reductoras de sulfato.

Sin embargo, corregido el pH a 6.5 en el residual de entrada al reactor acidogénico (Figura 10), se observó un aumento de hasta un 60% en el contenido de metano en el biogás; manifestada en la última evaluación de COV (C3). Según Lettinga *et al.* (2000) la eficiencia del proceso anaerobio se recupera, ante un desbalance en los niveles de pH, casi

inmediatamente una vez que el pH se retorna a los niveles óptimos. No se observaron diferencias en la producción de biogás, para las diferentes corridas, reportando un valor promedio de  $0.174 \pm 0.088 \text{ m}^3 \text{ kg COD}^{-1}_{\text{rem}} \text{ d}^{-1}$ .

Los resultados de la configuración del proceso 2PUASB demuestran que la digestión anaerobia en dos fases es adecuada para tratar aguas residuales con alto contenido de carbohidratos solubles como son las aguas residuales del procesamiento de café. Los residuos de fruta y vegetales tienden a tener baja concentración de sólidos totales y altos valores de sólidos volátiles, y son fácilmente degradados en un reactor anaerobio. La rápida hidrólisis de esa materia orgánica puede llevar a la rápida acidificación del digestor y consecuentemente a la inhibición de las bacterias metanogénicas (Parawira *et al.*, 2008).

La digestión anaerobia con separación de usa un primer reactor para la primera etapa de hidrólisis-acidificación, además de tener la ventaja de ser un amortiguador contra impactos tóxicos, provocado por algunas sustancias inhibitorias y el pH, además de posibles variaciones en la carga orgánica que se introduce en el sistema, el cual ofrece alguna protección a las bacterias metanogénicas del segundo reactor (Stabnikova *et al.*, 2008).

#### **IV.4 Funcionamiento comparativo de ambos arreglos (una etapa y dos fases) en el tratamiento del agua de despulpe del café.**

De este estudio se obtiene que a una COV de  $11.0 \text{ kg COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  aplicado a un reactor acidogénico UASB, con pH de 6.5 en el flujo residual de entrada a temperatura mesofílica ( $37^\circ\text{C}$ ), se alcanza un grado de acidificación promedio de  $47 \pm 4 \%$ . Para estas condiciones se obtuvo en el reactor acidogénico hasta un 13 % de metano. Estos valores son superiores a los reportados en otras investigaciones (Tabla 4).

Ha sido muy polémico si una parcial o una completa acidificación mejoraría la eficiencia de tratamiento en un reactor anaerobio; pero algunos informes sobre los procesos anaerobios en dos fases, con un alto grado de acidificación en el reactor acidogénico, han confirmado la ventaja de soportar mayores COV y una mayor producción de gas que los procesos en una etapa (Kunst, 1994; Dalis *et al.*, 1996; Sarada y Joseph, 1996; Houbroun *et al.*, 2003).

En un reactor anaerobio acidogénico SBR con un TRH de 10 d procesando residuos sólidos del procesamiento húmedo de café, ajustado a pH 6.0 y con una COV de  $5.0 \text{ kg COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$

<sup>1</sup>, se produjo un alto grado de acidificación de 87 %. En el mismo no fue detectado metano en el medio, mientras la composición promedio de los ácidos acético, propiónico y butírico bajo estas condiciones fueron de 52 %, 28 % y 9 %, respectivamente (Houbron *et al.*, 2003). Sin embargo, y basándose con lo antes expuesto, el alto grado de acidificación obtenido resultaría perjudicial hacia la formación de un lodo granular, característica principal de un reactor anaerobio de flujo ascendente; además no sería económicamente rentable debido a la necesidad de un mayor volumen de reactor y se requerirían superiores costos de inversión del sistema de tratamiento de residuales.

Lettinga y Hulshoff (1991), en investigaciones realizadas en reactores anaerobios UASB, recomendaron que para un adecuado desempeño de la fase acidogénica la acidificación parcial debe de estar entre 20 – 40 %. Por otro lado, Alexiou *et al.*, (1994) y Alexiou y Anderson (1997) plantearon que el rango apropiado para un eficiente grado de acidificación del proceso se encuentra entre 40 – 50 % del potencial de la materia acidificada. Por eso, la acidificación parcial (20 – 50 %) es considerada como una mejora en la eficiencia en un proceso de digestión anaerobia en dos fases (Yang *et al.*, 2003); ya que requiere un menor volumen de reactor, en comparación con un sistema de separación de fases con una completa acidificación de la materia, debido a que el TRH es menor y así son menores los costos de construcción y mantenimiento (Cohen *et al.*, 1985).

Por ejemplo, McDougall *et al.* (1993) lograron un 38 % de acidificación a pH 6.0, TRH de 24 h y COV de 10 kg COD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup> usando agua residual sintética de café instantáneo. Mientras Dinsdale *et al.* (1997b) utilizaron un reactor de pre-acidificación termofílico (55°C) y también lograron un grado de acidificación de 38 % a semejantes TRH de 24 h y COV de 10 kgCOD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup> a pH 5.2; pero con el ajuste de pH a 6.0 un 32 % de acidificación fue logrado. En el mismo fue detectado solamente mayoritariamente dióxido de carbono.

Esta conformación de los reactores (UASB vs 2PUASB), resultó de mayor impacto en la conversión de los AGV producidos en la degradación anaerobia de las aguas residuales del beneficiado húmedo de café (p-valor<sub>CONF</sub> = 0.0002) (Tabla 5 y 6; Figura 17 c). Sin embargo, las corridas de C1, C2 y C3 caracterizadas por los incrementos de COV, no influyeron significativamente en la concentración de los ácidos orgánicos en el efluente

final del tratamiento ( $p\text{-valor}_{\text{COV}} = 0.2777$ ) (Tabla 5 y 6). Este resultado es de esperar, por cuanto el objetivo de la separación de fases, es propiciar un ambiente adecuado en el reactor acidogénico para la producción de AGV, quienes constituyen los sustratos mayoritarios de las bacterias metanogénicas. Una de las variables que más influye en la separación de fases, además de la conformación de reactores, es la variación del pH (Demirel y Yenigün, 2002); debido a esto las condiciones adecuadas para un buen desempeño del reactor UASB acidogénico fue determinado a valores de pH 6.5 en el influente, para evitar acidificaciones.

La distribución de los AGV es sensible a los cambios de pH durante la acidificación de las aguas residuales de café, lo cual coincide con el resultado de otras investigaciones; las cuáles también encuentran que la composición de los AGV es dependiente del pH (Askin *et al.*, 2006; Bengtsson *et al.*, 2008). Kida y Sonoda (1994) investigaron el efecto del pH y la temperatura en la etapa acidogénica de la digestión anaerobia de residuales de café generados de una fábrica embotelladora de la Coca Cola. El perfil de la tasa de producción de los AGV a pH 6.0 fue 18 % superior al experimentado a pH 5.0; mientras a temperatura mesofílica, la tasa de obtención los ácidos orgánicos fue casi 3 veces superior al reportado por la etapa termofílica. Los principales componentes a temperatura mesofílica (35 °C) y pH 6.0 fueron el ácido acético (48 %), seguido por el ácido propiónico (39 %) y el ácido butírico (13 %). Resultados similares fueron obtenidos en esta investigación.

Los resultados de la aplicación de la digestión anaerobia en dos fases a las aguas residuales del beneficiado húmedo de café, comparado con el proceso en una etapa, indican que es posible obtener altas eficiencias de eliminación de DQO y la estabilidad del proceso (Figura 14 y 15), por encima de 70 % cuando la COV no supera los 4 kg COD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup> en el reactor metanogénico. Desempeño similar fue observado en el reactor UASB en una etapa (Tabla 4).

El ANOVA mostró diferencias significativas de las eficiencias de DQO total y soluble entre las distintas COV evaluadas, indicando que la eficiencia de eliminación de DQO total fue altamente afectada por las COV ( $p\text{-valor}_{\text{COV}} = 0.0000$ ) (Tabla 5; Figura 17 a, b). Igualmente la influencia de los sistemas anaerobios evaluados (una etapa vs dos fases) en la eficiencia de remoción de la DQO total ( $p\text{-valor}_{\text{COV}} = 0.0598$ ) y soluble ( $p\text{-valor}_{\text{COV}} =$

0.0341) difieren en la respuesta promedio, ya que el valor de probabilidad se encuentra cercano a la región crítica de confiabilidad para  $\alpha = 0.05$ ; siendo ligeramente superior en el sistema en dos fases (Tabla 5 y 6).

Ambos reactores obtuvieron el mejor funcionamiento en la evaluación de C1. Comparando esta corrida (C1) el sistema 2PUASB fue significativamente superior a un sistema UASB en una etapa en cuanto a eficiencia de eliminación de la carga orgánica contaminante (6.3 % y 3.3 % para la eliminación de la DQO total y soluble, respectivamente) y 10.9 % menor concentración de AGV en el efluente (Figura 18). Una buena remoción de DQO con valor medio de  $83.5 \pm 2.8$  % fue lograda a una COV de  $2.6 \text{ kg COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  y TRH de 16 h.

Por otro lado, la producción de biogás fue afectada por ambos efectos: tanto por la configuración, como por el incremento de COV; pero no mostró correspondencia en cuanto a la concentración del metano en el biogás (Tabla 5 y 6; Figura 17 d, e). Dicho resultado puede atribuirse a la dispersión de los datos que redujo la robustez del análisis estadístico y además, que sólo se consideró en el sistema 2PUASB la fase metanogénica.

Estos resultados obtenidos son ligeramente superiores a los obtenidos por Dinsdale *et al.* (1997b), donde compararon el efecto de la temperatura en la etapa metanogénica. El rango de eficiencia de eliminación de la contaminación en el reactor mesofílico (68 – 77 %) fue ligeramente superior al reactor termofílico (63 – 68 %) y la concentración de metano estuvo entre 71 – 79 %. Por otro lado, en un reactor metanogénico operado a una COV de  $0.5 \text{ kgCOD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  se lograron eficiencias de remoción de 85 – 95 % y una concentración de metano de 80 % (Houbron *et al.*, 2003). A pesar del excelente rango de eficiencia, se manejaron COV muy bajas lo cual no es ventajoso pues se requerirían grandes volúmenes de reactor para obtener estas condiciones. Además, los autores reconocieron para optimizar el proceso se requeriría el uso de reactores anaerobio metanogénicos de alta tasa, tales como el UASB o un híbrido UASB – FA.

La separación de las fases es un importante factor para lograr la optimización del proceso de digestión anaerobia. Para el tratamiento anaerobio de aguas residuales agroindustriales, por ejemplo las aguas residuales del beneficiado húmedo de café, es necesario optimar el desempeño de la fase de hidrólisis - acidogénesis para obtener las mayores producciones de ácidos orgánicos (acético y butírico), por ser éstos los precursores de la formación del

metano. Optimizando la producción de AGV en cuanto a determinados parámetros de diseño y operación (COV, tipo de reactor y recirculación del efluente) y de algunos factores medioambientales (pH) se lograría un perfeccionamiento en el desempeño del reactor de hidrólisis-acidificación, obteniendo así un adecuado y estable sustrato para un mejor funcionamiento en la fase metanogénica y conseguir mayores valores de eficiencias en términos de eliminación de la contaminación orgánica y producción de metano tratado este tipo de residuo.

La recirculación del efluente tratado del reactor metanogénico hacia el reactor acidogénico, es un método que facilita la hidrólisis de la materia orgánica en la digestión anaerobia en dos fases; al mismo tiempo, mejora las condiciones de extracción de la materia orgánica y la capacidad tampón producida previene la excesiva acidificación en el reactor. (Stabnikova *et al.*, 2008). Este método provee dilución de la concentración de la carga orgánica contaminante afluente y la reutilización de la alcalinidad producida en el procesos hacia el reactor de acidificación; además, como el pH en esta fase es controlado a ciertos niveles, ha demostrado la posibilidad de reducir los costos operacionales debido a la reducción de la alcalinidad extra adicionada al sistema (Romli *et al.*, 1994; Azbar *et al.*, 2001; Demirel y Yenigün, 2002; Kraemer y Bagley, 2005). En una investigación realizada por Jarvis *et al.* (1995), se reportó que la introducción de la recirculación incrementó la alcalinidad en un reactor de licuefacción acidogénica, pues el pH aumentó de 5.2 a 6.0. Vieitez y Ghosh (1999) previnieron la inhibición de la fermentación acidogénica por la recirculación del efluente del reactor metanogénico, con pH 7.5, al reactor de acidificación.

Basándose en lo anteriormente expuesto la recirculación de una parte del efluente del reactor metanogénico al reactor de hidrólisis-acidificación en el sistema 2PUASB es un paso primordial para obtener la optimización del proceso anaerobio, además de que posiblemente se incurra en un ahorro económico por la disminución en la demanda de bicarbonato de sodio necesario para ajustar el pH en el agua residual que entra al primer reactor.

El presente estudio sugiere que la digestión anaerobia en un reactor UASB en una etapa tratando aguas residuales generadas del beneficiado húmedo de café logró relativamente una alta remoción de COD, pero la aplicación de un primer reactor de acidificación podría

ser considerado como una mejora en la estabilidad del proceso y un incremento de la eficiencia de operación y metanogénesis, respectivamente. En tal caso, los beneficios económicos pudieran ser fundamentalmente por la disminución del consumo de alcalinidad en elevar el pH del agua residual (de pH 6.5 a 7.0), aumento en la eficiencia de eliminación de la carga orgánica contaminante y el incremento en la concentración de metano el cual pudiera utilizarse en la producción de energía.

## V. CONCLUSIONES.

Con el análisis de los resultados obtenidos en esta investigación se llegan a las siguientes conclusiones:

1. Las aguas residuales del proceso de despulpe del café se caracterizan por tener valores de pH ácidos, contaminación orgánica en forma disuelta y superior a 2000 mg L<sup>-1</sup>; además, presentan excelentes condiciones de biodegradabilidad por lo que un proceso de digestión anaerobia es un adecuado método para reducir la contaminación de estos residuales.
2. Las aguas residuales de despulpe del beneficiado húmedo de café fueron exitosamente tratadas en un reactor UASB en una etapa con una tasa de recirculación de 1.0; logrando una eficiencia de eliminación de DQO total y soluble de  $77.2 \pm 2.9 \%$  y  $83.5 \pm 1.87 \%$ , respectivamente, y concentración de metano de  $58 \pm 2.5 \%$  a una COV de 3.6 kg COD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>.
3. De este estudio se obtiene que a una COV de 11.0 kg COD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup> y TRH de 5.5 h aplicado a un reactor acidogénico UASB de un sistema anaerobio con separación de fases, con pH de 6.5 en el flujo residual de entrada a temperatura mesofílica (37°C), se alcanza un apropiado grado de acidificación promedio de 47 %; siendo el ácido acético el mayor producto del proceso de acidogénesis (46 – 52 %), seguido por el ácido propiónico (33 – 40 %) y el ácido butírico (11 – 16 %).
4. En el reactor metanogénico híbrido (UASB-FA) operado a una COV de 2.6 kg COD m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup> y TRH de 16 h se obtuvieron una buena eficiencia de eliminación de DQO total y soluble con valores promedios de 83.5 % y 86.7 %, respectivamente.
5. El sistema 2PUASB fue significativamente superior al sistema UASB en una etapa en cuanto a eficiencia de eliminación de la carga orgánica contaminante (6.3 y 3.3 % para la eliminación de la DQO total y soluble, respectivamente) y 10.9 % menor concentración de AGV en el efluente final, manteniendo similares concentraciones de metano en el biogás.

## **VI. RECOMENDACIONES.**

- Realizar estudios de optimización la producción de AGV, en cuanto a determinados parámetros de diseño y operación (COV y pH) para lograr un perfeccionamiento en la fase hidrólisis-acidificación con el objetivo de maximizar la concentración de ácidos acético y propiónico por ser los precursores de la producción del metano.
- Evaluar el efecto de la recirculación de una parte del efluente del reactor metanogénico al reactor acidogénico con la finalidad de reciclar la alcalinidad del segundo reactor y disminuir el consumo de alcalinizante para justar el pH del agua residual a tratar.
- Evaluar el desempeño del sistema anaerobio con separación de fases con lodos de las lagunas de estabilización de los centros de beneficiado de café para determinar su potencialidad como inóculo en los reactores empleados.
- Evaluar el efecto de otra(s) sustancia alcalinizante en el sistema 2PUASB para valorar la reducción de los costos de operación.

**REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.**

- Alexiou, I. y Anderson, G. (1997). Preacidification: concepts, guidelines and parameters for application. En: Proc. of the Eighth Int. Symp. on Anaerobic Digestion (AD-8), IAWQ, 25-29 May, Sendai, Japan, 668-676.
- Alexiou, I., Anderson, G. y Evison, L. (1994). Desing of pre-acidification reactors for the anaerobic treatment of industrial wastewater. *Water Sci. Technol.* 29 (199-204),
- Anderson, G., Kasapgil, B. y Ince, O. (1994). Microbiological study of two-stage anaerobic digestion during start-up. *Wat. Res.* 28, 2383-2392.
- Askin, Y., Ince, O., Donnelly, T., Sallis, P. y Kasapgil, B. (2006). Determination of optimun operating conditions of an acidification reactor treating a chemical synthesis-based pharmaceutical wastewater. *Process Biochem.* 41, 2258-2263.
- Azbar, N., Ursillo, P. y Speece, R. (2001). Effect of process configuration and substrate complexity on the performance of anaerobic processes. *Wat. Res.* 35 (3), 817-829.
- Banerjee, A., Elefsiniotis, P. y Tuhtar, D. (1998). Effect of HRT and temperature on the acidogenesis of municipal primary sludge and industrial wastewater. *Wat. Sci. Tech.* 38, 417-423.
- Bello-Mendoza, R. y Castillo-Rivera, M. (1998). Start-up of an anaerobic hybrid (UASB/Filter) reactor treating wastewater from a coffee processing plant. *Anaerobe.* 4, 219-225.
- Bello, R., Calvo, L., Sánchez, J., Lau, G. y Cuevas, R. (1993). Diagnóstico de la contaminación en las aguas residuales de los beneficios húmedos de café en el Soconusco En: XVI Congr. Lat. Cafecultura, Managua, Nicaragua, 123.
- Bengtsson, S., Hallquist, J., Werker, A. y Welander, T. (2008). Acidogenic fermentation of industrial wastewater: Effect of chemostat retention time and pH on volatile acids production. *J. Environ. Eng.* 40, 492-499.
- Borja, R., Rincón, B., Raposo, F., Sánchez, E. y Martín, A. (2004). Assessment of kinetics parameters for the mesophilic anaerobic degradation of two-phase olive pomace. *Int. Biodet. Biodeg.* 53, 71-78.
- Borja, R., Sánchez, E., Rincón, B., Raposo, F., Martín, M. y Martín, A. (2005). Study and optimization of the anaerobic acidogenic fermentation of two-phase olive pomace. *Process Biochem.* 40, 281-291.
- Bouallagui, H., Torrijos, M., Godon, J., Molctta, R., Cheikh, R., Touhami, Y., Delgenes, J. y Hamdi, M. (2004). Two-phase anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes: Bioreactors performance. *J. Biochem. Eng.* 21, 193-197.
- Buyukkamaci, N. y Filibeli, A. (2004). Volatile fatty acid formation in an anaerobic hybrid reactor. *Process Biochem.* 39, 1491-1494.
- Cervantes, S. (1998). Nuevas tendencias de producción en beneficios cafetaleros. En: Confederación mexicana de productores de café, 13.

- Cohen, A., Breure, A., Schmedding, D., Zoetemeyer, R. y Andel, van J. (1985). Significance of partial pre-acidification of glucose for methanogenesis in an anaerobic digestion process. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 21, 404-408.
- Cohen, A., Gemert, J. van, Zoetemeyer, R. y Breure, A. (1984). Main characteristics and stoichiometric aspects of acidogenesis of soluble carbohydrate containing wastewater. *Process Biochem.* 19, 228-232.
- Chan, Y., Chong, M., Law, C. y Hassell, D. (2009). A review on anaerobic-aerobic treatment of industrial and municipal wastewater. *Chem. Eng. J.* 155, 1-18.
- Dalis, D., Anagnostidis, K., Lopez, A., Letsiou, I. y Hartmann, L. (1996). Anaerobic digestion of total raw olive-oil wastewater in a two-stage pilot-plant (up-flow and fixed-bed bioreactors). *Bioresour. Technol.* 57, 237-243.
- Dareioti, M., Dokianakis, S., Stamatelatou, K., Zafiri, C. y Kornaros, M. (2009). Biogas production from anaerobic co-digestion of agroindustrial wastewaters under mesophilic conditions in a two-stage process. *Desalination.* 248, 891-906.
- Demirel, B. y Yenigün, O. (2002). Two-phase anaerobic digestion processes: a review. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 77, 743-755.
- Demirer, G. y Chen, S. (2004). Effects of retention time and organic loading rate on anaerobic acidification and biogasification of dairy manure. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 79, 1381-1387.
- Devi, R., Singh, V. y Kumar, A. (2008). COD and BOD reduction from coffee processing wastewater using Acavado pell carbon. *Bioresour. Technol.* 99, 1853-1860.
- Dinsdale, R., Hawkes, F. y Hawkes, D. (1997a). Comparison of mesophilic and thermophilic UASB reactors treating instant coffee production wastewater. *Wat. Res.* 31, 163-169.
- Dinsdale, R., Hawkes, F. y Hawkes, D. (1997b). Mesophilic and thermophilic anaerobic digestion with thermophilic pre-acidification of instant coffee production wastewater. *Wat. Res.* 31, 1931-1938.
- Dogan, T., Ince, O., Oz, N. y Ince, B. (2005). Inhibition of volatile fatty acid production in granular sludge from a UASB reactor. *Environ. Technol.* 40, 633-644.
- Dupla, M., Conte, T., Bouview, J., Bernet, N. y Stever, J. (2004). Dynamic evaluation of a fixed bed anaerobic digestion process in response to organic overloads and toxicant shock loads. *Wat. Sci. Tech.* 49 (1), 61-68.
- Elefsiniotis, P. y Oldham, W. (1994). Influence of pH on the acid-phase anaerobic digestion of primary sludge. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 60, 89-96.
- Fang, H. y Yu, H. (2001). Acidification of lactose in wastewater. *J. Environ. Eng.* 127, 825-831.
- Fang, H. y Yu, H. (2002). Mesophilic acidification of gelatinaceous wastewater. *J. Biotechnol.* 93 (2), 99-108.

- Fernández, M. (2005). Evaluación de la biodegradabilidad anaerobia de los residuales líquidos de la industria cafetalera. Centro de Estudios de Biotecnología Industrial (CEBI). Santiago de Cuba, Universidad de Oriente. **Tesis de maestría.**
- Fernández, N. y Foster, C. (1993). A study of the operation of mesophilic and thermophilic anaerobic filters treating a syntetic coffee waste. *Bioresour. Technol.* 45, 223-227.
- Fernández, N., Montalvo, S., Fernández-Polanco, F., Guerrero, L., Cortés, I., Borja, R., Sánchez, E. y Travieso, L. (2007). Real evidence about zeolite as microorganisms immobilizer in anaerobic fluidized bed reactor. *Process Biochem.* 42, 721-728.
- Fukuzaki, S., Nishio, N., Shobayashi, M. y Nagai, S. (1990). Inhibition of the fermentation of propionate to methane by hydrogen, acetate and propionate. *Appl. Environ. Microbiol.* 56 (3), 719-723.
- Ghangrekar, M., Asolekar, S. y Joshi, S. (2005). Characteristic of sludge developed under different loading conditions during UASB reactor start-up and granulation. *Wat. Res.* 39, 1123-1133.
- Ghosh, S. (1991). Pilot-scale demonstration of two-phase anaerobic digestion of activated sludge. *Water Sci. Technol.* 23, 1179-1188.
- Ghosh, S. y Klass, D. (2001). Two-phase anaerobic digestion. *Process Biochem.* 19 (11-15),
- Ghosh, S., Ombregth, J. y Pipyn, P. (1985). Methane production from industrial waste by two-phase anaerobic digestion. *Wat. Res.* . 19, 1083-1088.
- Green, M., Mels, A., Lahav, O. y Tarre, S. (1996). Biological-ion exchange process for ammonium removal from secondary effluent. *Water Sci. Technol.* 34, 449-458.
- GTZ-PPP (2003). Water supply and wastewater treatment in EU-programme: external aid onlarge Europe. GTZ - Pollution Prevention Project, Bruse Las, November.
- Hai-Lou, X., Jing-Yuan, W. y Joo-Hwa, T. (2001). A hybrid anaerobic solid-liquid reactor for food waste digestion. *Biotech. Letters.* 24 (7), 57-61.
- Halalsheh, M. y Wendland, C. (2008). Integrated anaerobic-aerobic treatment of concentrated sewage. En: Al Baz, I., Otterpohl, R., Wendland, C. (Eds), *Efficient Management of Wastewater: Its Treatment and Reuse in Water Scarce Countries*, Springer-Verlag, Berlin Heidelberg, 177-186.
- Harper, S. y Pohland, F. (1986). Recent developments in hydrogen management during anaerobic biological wastewater treatment. *Biotech. Bioeng.* 28, 585-602.
- Held, C., Wellacher, M., Robra, K. y Gübitz, G. (2002). Two-stage anaerobic fermentation or organic waste in CSRT y UFAF reactors. *Bioresour. Technol.* 81, 19-24.
- Houbron, E., Larrinaga, A. y Rustrian, E. (2003). Liquefaction and methanization of solid and liquid coffee wastes by two phase anaerobic digestion process. *Wat. Sci. Tech.* 48 (6), 255-262.
- Hulshoff, L., Castro-Lopez, S., Lettinga, G. y Lens, P. (2004). Anaerobic sludge granulation. *Wat. Res.* 38, 1376-1389.

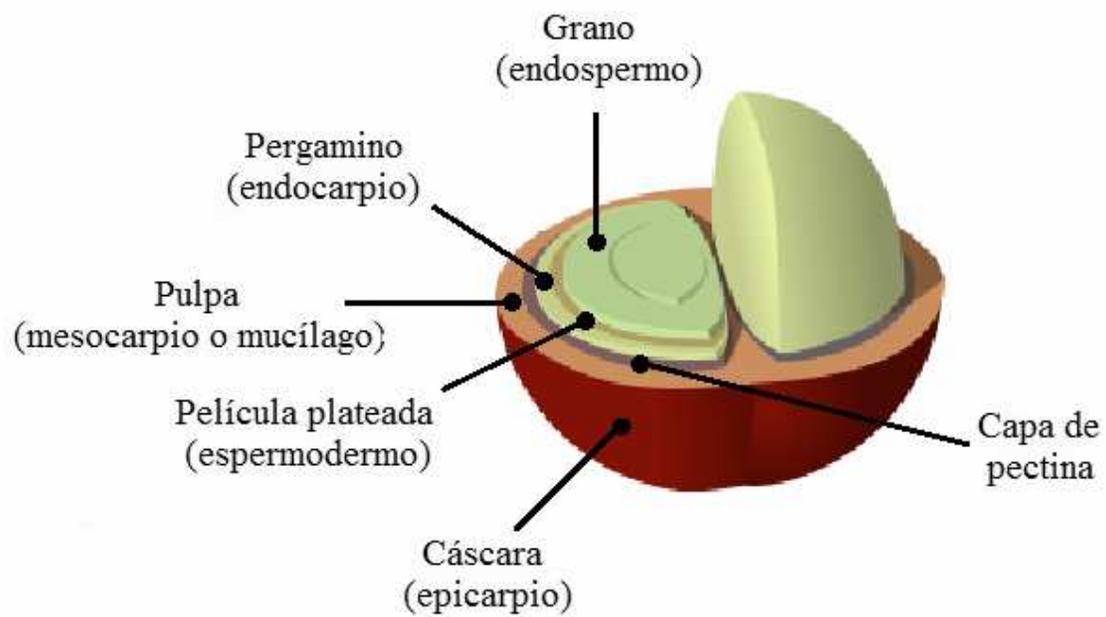
- Jarvis, A., Nordberg, A., Mathisen, B. y Svensson, B. (1995). Stimulation of conversion rates and bacterial activity in a silage-fed two-phase biogas process by initiating liquid recirculation. *Anton Leeuw Int. F. G.* 68, 317-327.
- Jenkins, S., Morgan, J. y Sawyer, C. (1983). Measuring anaerobic sludge digestion and growth by simple alkalimetric titration. *Journal of the Water Pollution Control Federation.* 55 (5), 448-453.
- Kassab, G., Halalsheh, M., Klapwijk, A., Fayyad, M. y van Lier, J. (2010). Sequential anaerobic-aerobic treatment for domestic wastewater - A review. *Bioresour. Technol.* 101, 3299-3310.
- Kida, K. y Sonoda, Y. (1994). Liquefaction and gasification during anaerobic digestion of coffee waste by two-phase methane fermentation with slurry-state liquefaction. *J. Ferment. Bioeng.* 77 (1), 85-89.
- Kraemer, J. y Bagley, D. (2005). Continuous fermentative hydrogen production using a two-phase reactor system with recycle. *Environ. Sci. Technol.* 39, 3819-3825.
- Kunst, S. (1994). Investigations on a two staged pretreatment of starch wastewater. En: Proc. of the Seventh International Symposia on Anaerobic Digestion, Cape Town, South Africa, 274.
- Kwan-Chow, L. y Zhenxiang, Y. (1991). Technical review on the UASB process. *J. Environ. Studies.* 39, 203-222.
- Lettinga, G., Hulshoff, L. y Zeeman, G. (2000). Biological wastewater treatment Part 1: Anaerobic wastewater treatment. En: Wageningen University, Wageningen, The Netherlands, 200,
- Lettinga, G. y Hulshoff, P. (1991). UASB-process desing for various types of wastewater. *Water Sci. Technol.* 24 (8), 87-107.
- Lettinga, G., Hulshoff, P., Hobma, S., Koster, I., Weigant, W., Zeeuw, W., Rizema, A. de, Grin, P. y Roersma, R. (1984). High rate anaerobic wastewater treatment using the UASB-reactor under a wide range of temperature conditions. *Biotechnol. and Genetic Eng. Review.* 2, 253-283.
- Lettinga, G., vanVelsen, A., Hobman, S., Zeeuw, W. y Klawijk, A. (1980). Use of upflow sludge blanket (USB) reactor concept for the biological wastewater treatment, especially for the anaerobic treatment. *Biotech. Bioeng.* 22, 69.
- Lier, J. van (2008). High rate anaerobic wastewater treatment: diversifying from end of the pipe treatment to resource oriented conversion techniques. *Water Sci. Technol.* 57 (8), 1137-1147.
- Lin, C., Sato, K., Noike, T. y Matsumoto, J. (1986). Methanogenic digestion using mixed substrate of acetic, propionic and butyric acids. *Wat. Res.* 20, 385-394.
- Maat, D. y Habets, L. (1987). The upflow anaerobic sludge blanket wastewater treatment system: a technological review. *Pulp and Paper.* 88 (11), 60.
- Massanet-Nicolau, J., Dinsdale, R. y Guwy, A. (2008). Hydrogen production from sewage sludge using mixed microflora inoculum: effect of pH and enzymatic pretreatment. *Bioresour. Technol.* 99, 6325-6331.

- McDougall, F., Anderson, G. y Evison, L. (1993). Two-phase anaerobic digestion of coffee wastewater. En: In: 48th Purdue Industrial Waste Conference Proceedings, Lewis Publishers, Michigan, USA, 677-683.
- Milán, Z., Sánchez, E., Weiland, P., Borja, R., Martín, A. y Ilangovan, K. (2001). Influence of different natural zeolite concentrations on the anaerobic digestion of piggery waste. *Bioresour. Technol.* 80, 37-43.
- Milán, Z., Villa, P., Sánchez, E., Montalvo, S., Borja, R., Ilangovan, K. y Briones, R. (2003). Effect of natural and modified zeolite addition on anaerobic digestion of piggery wastes. *Water Sci. Technol.* 48, 263-271.
- Montalvo, S., Díaz, F., Guerrero, L., Sánchez, E. y Borja, R. (2005). Effect of particle size and doses of zeolite addition on anaerobic digestion processes of synthetic and piggery wastes. *Process Biochem.* 40, 1475-1481.
- Narasimba, K., D'Sa, A. y Kapur, G. (2004). An effluent treatment-cum-electricity generation at coffee estates: is it financially feasible? *International Energy Initiative.*
- Neves, L., Oliveira, R. y Alves, M. (2006). Anaerobic co-digestion of coffee waste and sewage sludge. *Waste Management.* 26, 176-181.
- Noykova, N., Muller, T., Gyllenberg, M. y Timmer, J. (2002). Quantitative analysis of anaerobic wastewater treatment process: Identifiability and parameter estimation. *Biotechnol. Bioeng.* 78, 89-103.
- Oh, Y., Kim, S., Kim, M. y Park, S. (2004). Thermophilic biohydrogen production from glucose with trickling biofilter. *Biotech. Bioeng.* 88 (6), 690-698.
- Orozco, C., Barrientos, H., Lópezlena, A., Cruz, J., Selvas, C., Osorio, El., Osorio, Ed., Chávez, R., Miranda, J., Arellano, J. y Giesseman, B. (2005). Evaluación de una planta piloto de tratamiento de aguas residuales del procesamiento del café: características químicas. *Hig. Sanid. Ambient.* 5, 123-131.
- Parawira, W., Murto, M., Zvauya, R. y Maltasson, B. (2006). Comparative performance of a UASB reactor and an anaerobic packed-bed reactor when treating potato waste leachate. *Renew. Energy.* 31, 893-903.
- Parawira, W., Read, J., Mattiasson, B. y Björnsson, L. (2008). Energy production from agricultural residues: High methane yields in pilot-scale two-stage anaerobic digestion. *Biomass & Bioenergy.* 32, 44-50.
- Pavlostathis, S. y Giraldo-Gómez, E. (1991). Kinetics of anaerobic treatment: a critical review. *Crit. Rev. Environ. Control.* 21 (5-6), 411-490.
- Pérez, A. y Torres, P. (2008). Índices de alcalinidad para el control del tratamiento anaerobio de las aguas residuales fácilmente acidificables. *Ingeniería Sanitaria.* 10 (2), 41-52.
- Pohland, F. y Ghosh, S. (1971). Developments in anaerobic stabilization of organic wastes: The two-phase concept. *Envir. Letters.* 1, 255-266.
- Pohland, F. y Ghosh, S. (1981). Anaerobic stabilization of organic wastes two-phase concept. *Envir. Letters.* 1, 255-266.

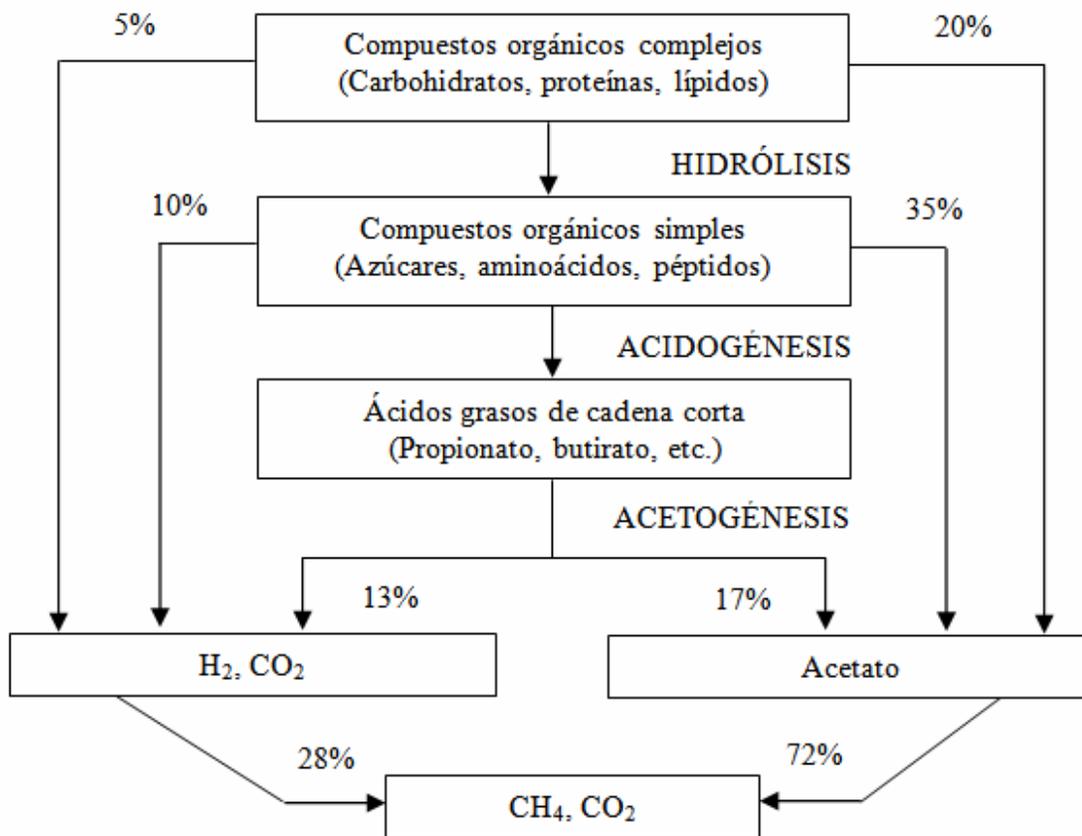
- Ponsá, S., Ferrer, I., Vázquez, F. y Font, X. (2008). Optimization of the hydrolytic-acidogenic anaerobic digestion stage (55 °C) of sewage sludge. *Wat. Res.* 42, 3972-3980.
- Quarmby, J. y Forster, C. (1995). An examination of the structure of UASB granules. *Wat. Res.* 29 (11), 2449-2454.
- Ren, N., Liu, M., Wang, A., Ding, J. y Hong, M. (2003). Organic acids conversion in methanogenic - phase reactor of the two phase anaerobic process *Environ. Sci.* 24, 89-93.
- Ren, N. y Wang, B. (1994). Hydrogen-production technology using organic wastewater fermentation - Theory and method. *Harbin: Science Technology Press [en Chino]*.
- Rincón, B., Sánchez, E., Raposo, F., Borja, R., Travieso, L., Martín, M. y Martín, A. (2008). Effect of the organic loading rate on the performance of anaerobic acidogenic fermentation of two-phase olive mill solid residue. *Waste Manage.* 28, 870-877.
- Romli, M., Greenfield, P. y Lee, P. (1994). Effect of recycle on a two-phase high-rate anaerobic wastewater treatment system. *Wat. Res.* 28 (2), 475-482.
- Rubia, M. de la, Raposo, F., Rincón, B. y Borja, R. (2009). Evaluation of the hydrolytic-acidogenic step of a two-stage mesophilic anaerobic digestion process of sunflower oil cake. *Bioresour. Technol.* 100, 4133-4138.
- Sabry, T. (2008). Application of the UASB inoculated with flocculent and granular sludge in treating sewage at different hydraulic shock loads. *Bioresour. Technol.* 99, 4073-4077.
- Sandberg, M. y Ahring, B. (1992). Anaerobic treatment of fish-meal process wastewater in a UASB reactor at high pH. *Applied Microbiology and Biotechnology.* 36, 800-804.
- Sarada, R. y Joseph, R. (1996). A comparative study of single and two stage processes for methane production from tomato processing wastewater. *Process Biochem.* 31 (4), 337-340.
- Seghezzi, L., Zeeman, G., Lier, J. van, Hemelers, H. y Lettinga, G. (1998). A review: The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. *Bioresour. Technol.* 65, 175-190.
- Selvamurugan, M., Doraisamy, P., Maheswari, M. y Nandakumar, N.B. (2010). High rate anaerobic treatment of coffee processing wastewater using upflow anaerobic hybrid reactor. *J. Environ. Health Sci. Eng.* 7 (2), 129-136.
- Siegert, I. y Banks, C. (2005). The effect of volatile fatty acid additions on the anaerobic digestion of cellulose and glucose in batch reactors. *Process Biochem.* 40, 3412-3418.
- Singh, K. y Viraraghavan, T. (1998). Start-up and operation of UASB reactor at 20°C for municipal wastewater treatment. *J. Ferment. Bioeng.* 85 (6), 609-614.
- Singh, S. y Prerna, P. (2009). Review of recent advances in anaerobic packed-bed biogas reactor. *Renewable and Sustainable Energy Reviews.* 13, 1569-1575.
- Solera, R., Romero, L. y Sales, D. (2002). The evolution of biomass in a two-phase anaerobic treatment process during start-up. *Chem. Biochem. Eng. Q.* 16 (1), 25-29.

- Sotolongo, J., Almarales, A., Blanco, C., Parúas, R., Chi, L. y García, S. (2000). Impacto ambiental de los residuales de café sobre las principales cuencas de interés económico y social de la provincia Guantánamo. Soluciones energéticas y medioambientales. *Tecnol. Química*. 20 (3), 76-82.
- Speece, R. (1996). *Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters*, Ed. Archea Press, Nashville, Tennessee, USA.
- Stabnikova, O., Xue-Yan, L. y Jing-Yuan, W. (2008). Anaerobic digestion of food waste in a hybrid anaerobic solid-liquid system with leachate recirculation in an acidogenic reactor. *Biochem. Eng. J.* 41, 198-201.
- Switzenbaum, M. (1983). Review: Anaerobic fixed film wastewater treatment. *Enzyme Microb. Technol.* 5, 242-250.
- Talabardon, M., Schwitzgubel, J., Peringer, P. y Yang, S. (2000). Acid acetic production from lactose by an anaerobic thermophilic coculture immobilized in a fibrous-bed bioreactor. *Biotech. Prog.* 16, 1008-1017.
- Ucisik, A. y Henze, M. (2008). Biological hydrolysis and acidification of sludge under anaerobic conditions: the effect of sludge type and origin on the production and composition of volatile fatty acids. *Wat. Res.* 42, 3729-3738.
- USAID-EP3. (2002). "Guía de prevención de la contaminación para el beneficiado de café en el Salvador." 2011, Disponible en: <http://www.ingenieroambiental.com/4014/cafe.pdf>.
- USAID. (EP3). "Guía de prevención de la contaminación para el beneficiado de café en el Salvador." 2011, Disponible en: <http://www.ingenieroambiental.com/4014/cafe.pdf>.
- Vieitez, E. y Ghosh, S. (1999). Biogasification of solid wastes by two-phase anaerobic fermentation. *Biomass & Bioenergy*. 16, 299-309.
- Visser, A., Gao, Y. y Lettinga, G. (1993). Effects of pH on methanogenesis and sulphate reduction in thermophilic (55°C) UASB reactor. *Bioresour. Technol.* 44 (2), 113-121.
- Vlyssides, A., Barampouti, E. y Mai, S. (2008). Determination of granule size distribution in a UASB reactor. *J. Environ. Managem.* 89, 660-664.
- Wang, J. y Shen, D. (2004). Studies on the anaerobic phased solid digester system for municipal solid waste. *Environ. Sci.* 25 (3), 160-163.
- Wang, J., Shen, D. y Xu, Y. (2006). Effect of the acidification percentage and volatile organic acids on the anaerobic biological process in simulated landfill bioreactors. *Process Biochem.* 41, 1677-1681.
- Wang, Q., Kuninobu, M., Ogawa, H. y Kato, Y. (1999). Degradation of volatile fatty acids in highly efficient anaerobic digestion. *Biomass & Bioenergy*. 16, 407-416.
- Wang, Y., Zhang, Y., Wang, J. y Meng, L. (2009). Effects of volatile fatty acid concentrations on methane yield and methanogenic bacteria. *Biomass & Bioenergy*. 33, 848-853.
- Ward, A., Hobbs, P., Holliman, P. y Jones, D. (2008). Optimization of the anaerobic digestion of agricultural resources. *Bioresour. Technol.* 99, 7928-7940.

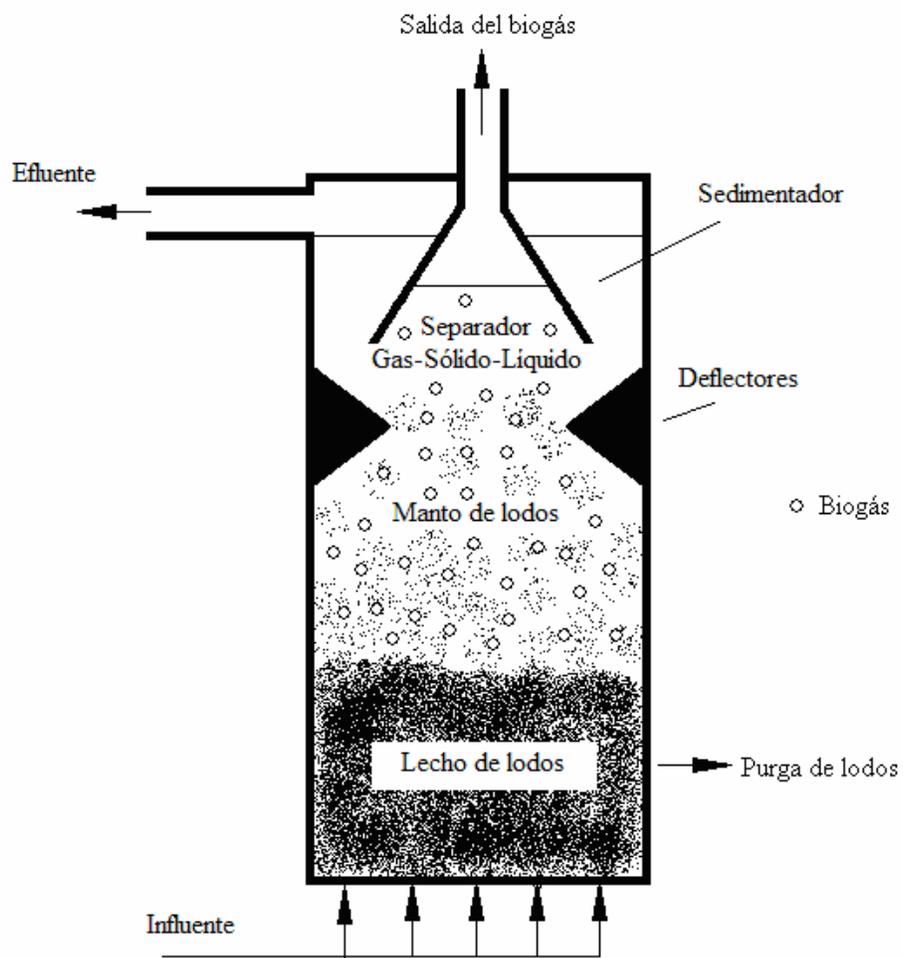
- Xin, W., Dong-jie, N., Xiao-shuang, Y. y You-cai, Z. (2008). Optimization of methane fermentation from effluent of bio-hydrogen fermentation process using response surface methodology. *Bioresour. Technol.* 99, 4292-4299.
- Yang, K., Yu, Y. y Hwang, S. (2003). Selective optimization in thermophilic acidogenesis of the cheese-whey wastewater to acid acetic and butyric acids: partial acidification and methanation. *Wat. Res.* 37, 2467-2477.
- Yu, H. y Fang, H. (2003). Acidogenic of gelatine-rich wastewater in an upflow anaerobic reactor: influence of pH and temperature. *Wat. Res.* 37 (1), 55-66.
- Yu, J. y Pinder, K. (1993). Utilization of volatile fatty acids in methanogenic biofilms. *Bioresour. Technol.* 46, 241-250.
- Zinatizadeh, A., Pirsahab, M., Bonakdari, H. y Younesi, H. (2010). Response surface analysis of effect of hydraulic retention time and influente feed concentration on preformance of an UASFF bioreactor. *Waste Management.* 30, 1798-1807.



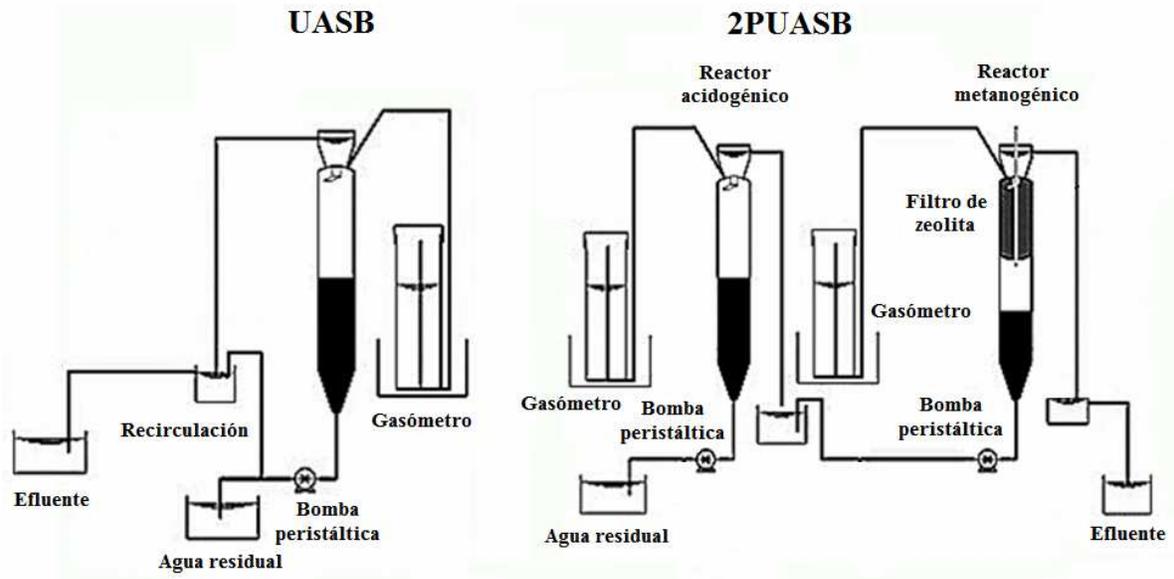
**Figura 1.** Estructura de un grano de café. Adaptado de: Wikipedia (2011).



**Figura 2.** Fases que siguen los compuestos contaminantes al ser degradados por digestión anaerobia (Speece, 1996).



**Figura 3.** Componentes principales del reactor UASB (adaptado de (Kwan-Chow y Zhenxiang, 1991).



**Figura 4.** Arreglo experimental de los sistemas en una etapa (UASB) y dos fases (2PUASB).

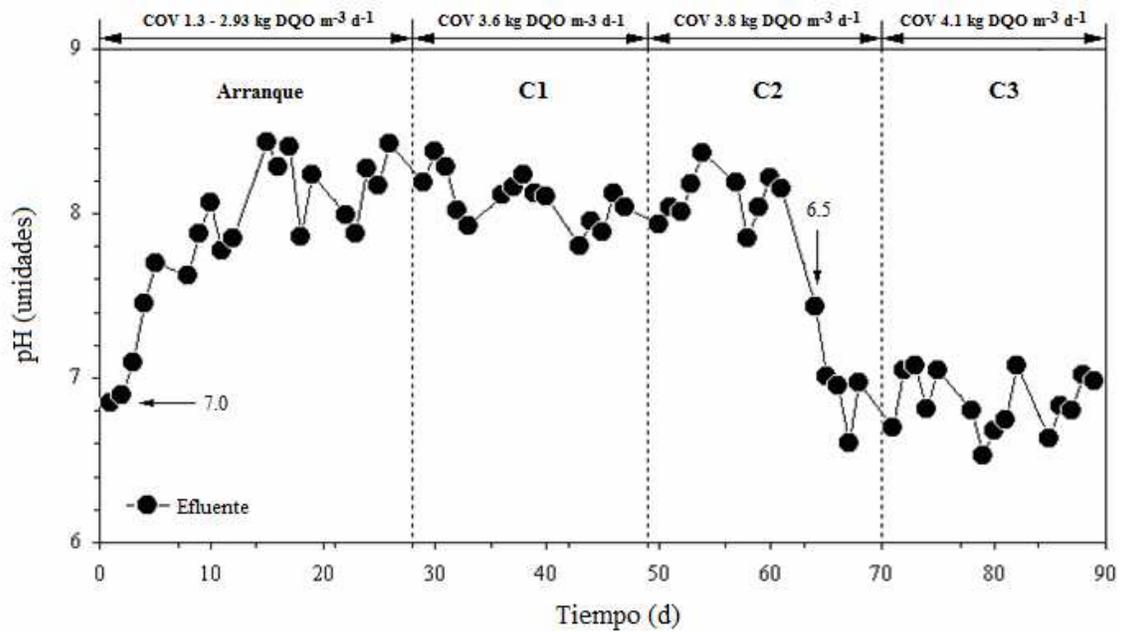


(A)

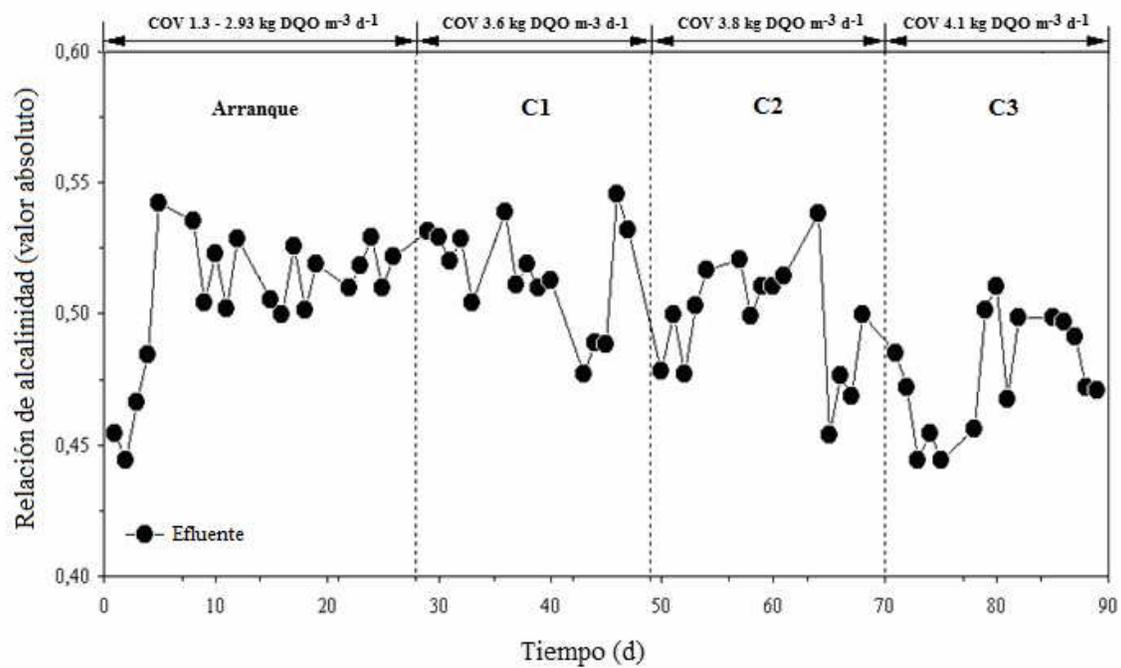


(B)

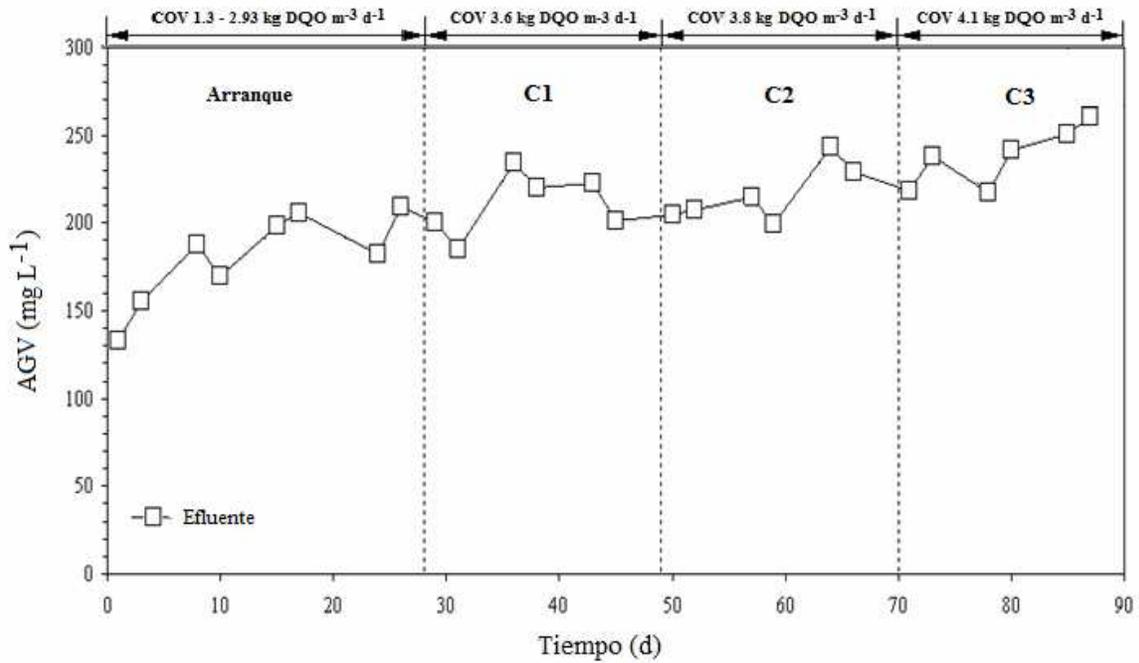
**Figura 5.** Reactores anaerobios UASB conformando sistemas de tratamiento en una etapa (A) y con separación de fases (B).



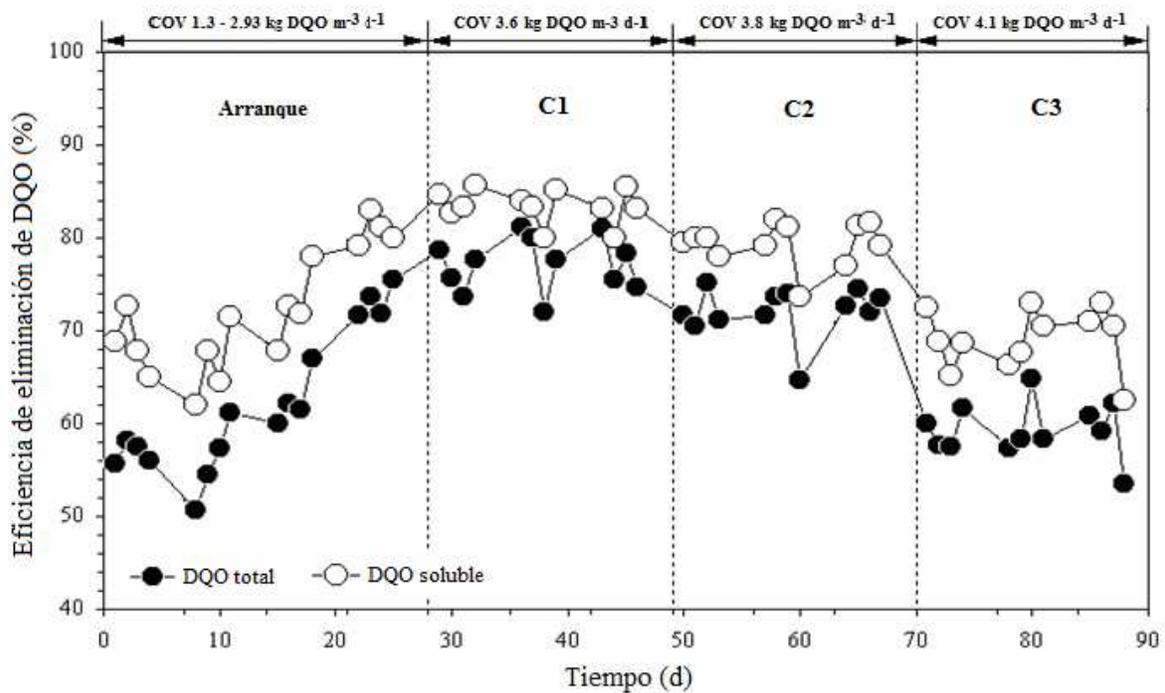
**Figura 6.** Comportamiento del pH durante el período evaluación del sistema UASB en una etapa.



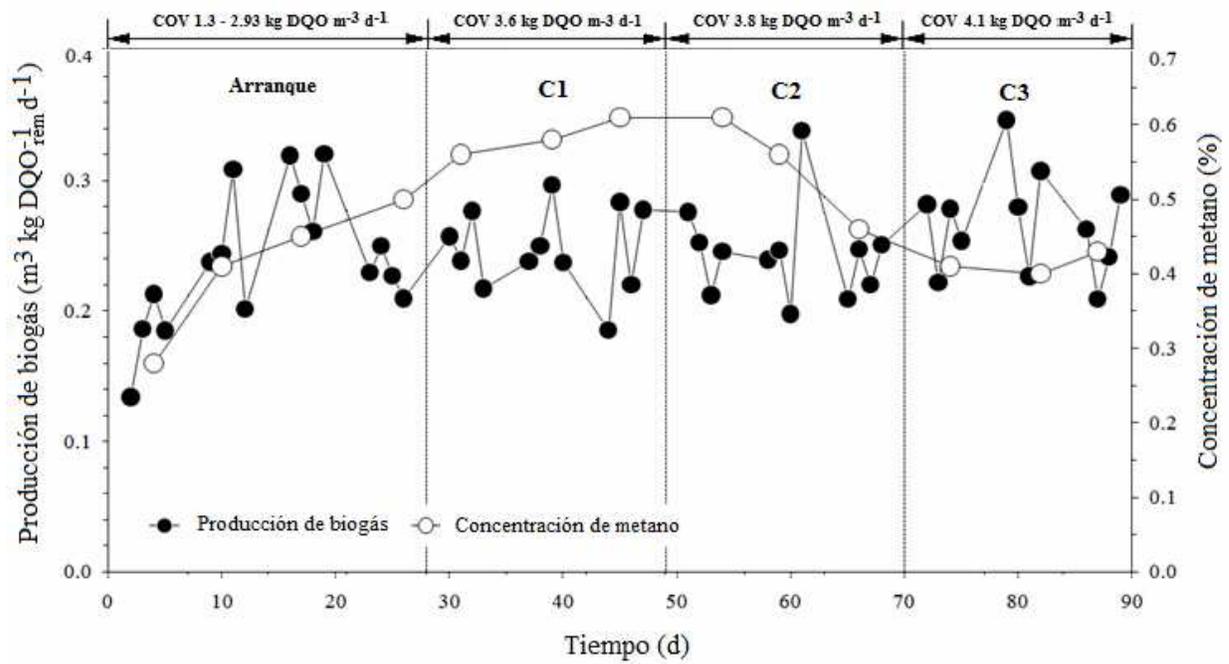
**Figura 7.** Comportamiento de la relación de alcalinidad durante el período evaluación del sistema UASB en una etapa.



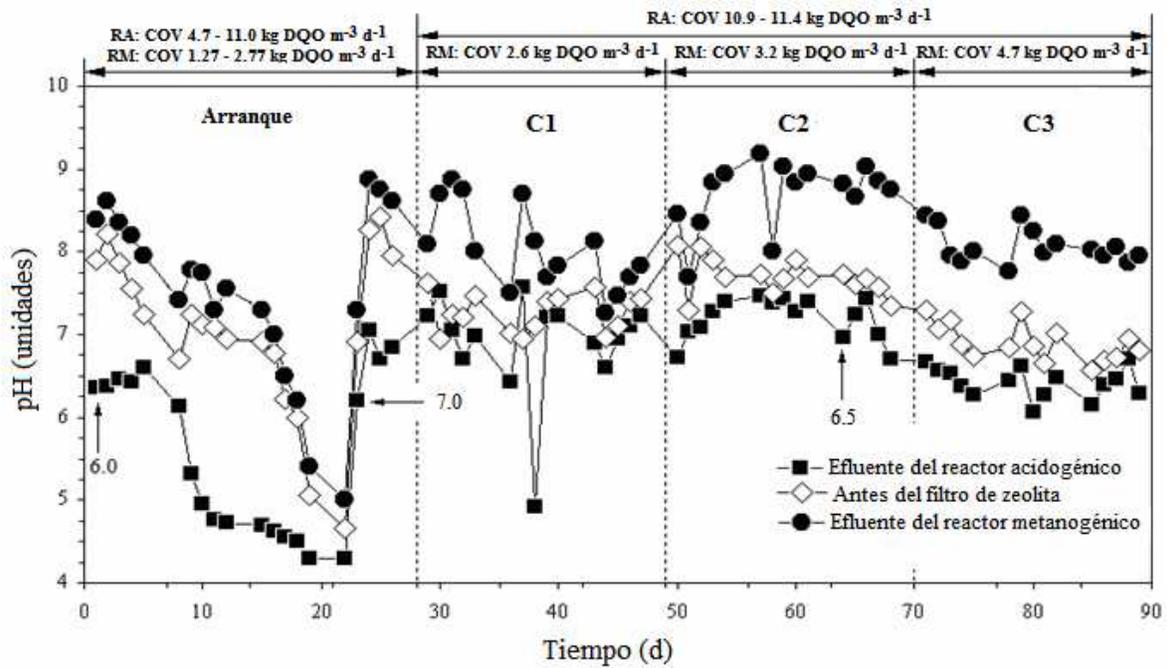
**Figura 8.** Concentración de los AGV durante el período evaluación del sistema UASB en una etapa.



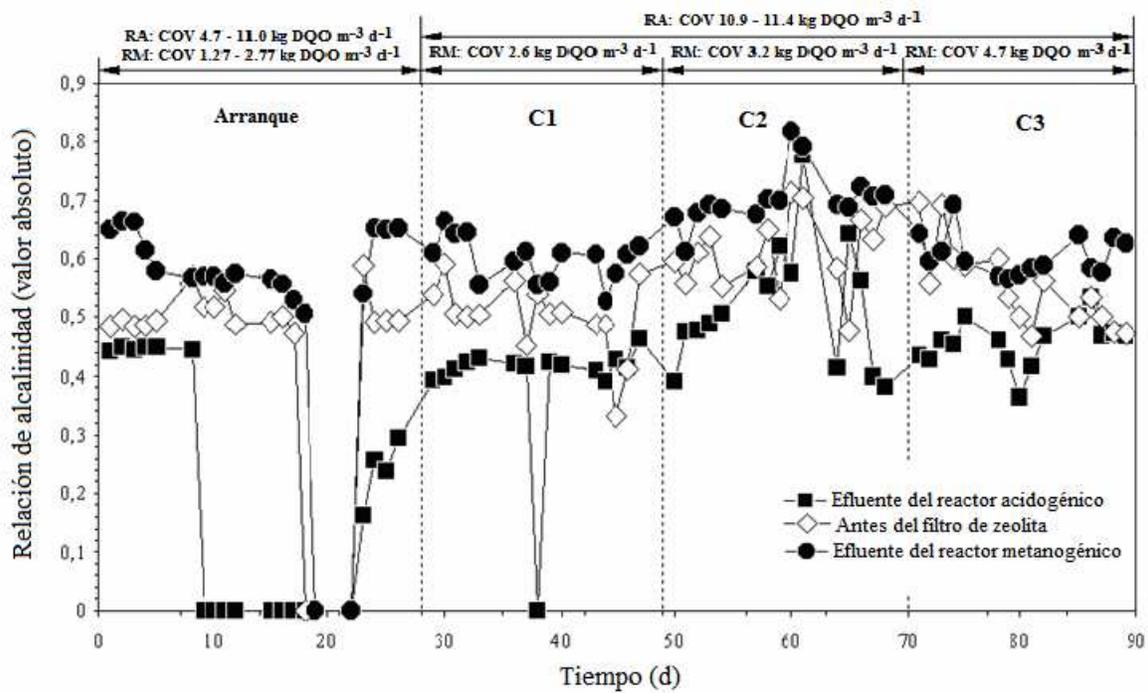
**Figura 9.** Evolución de la eficiencia de eliminación de DQO durante el período evaluación del sistema UASB en una etapa.



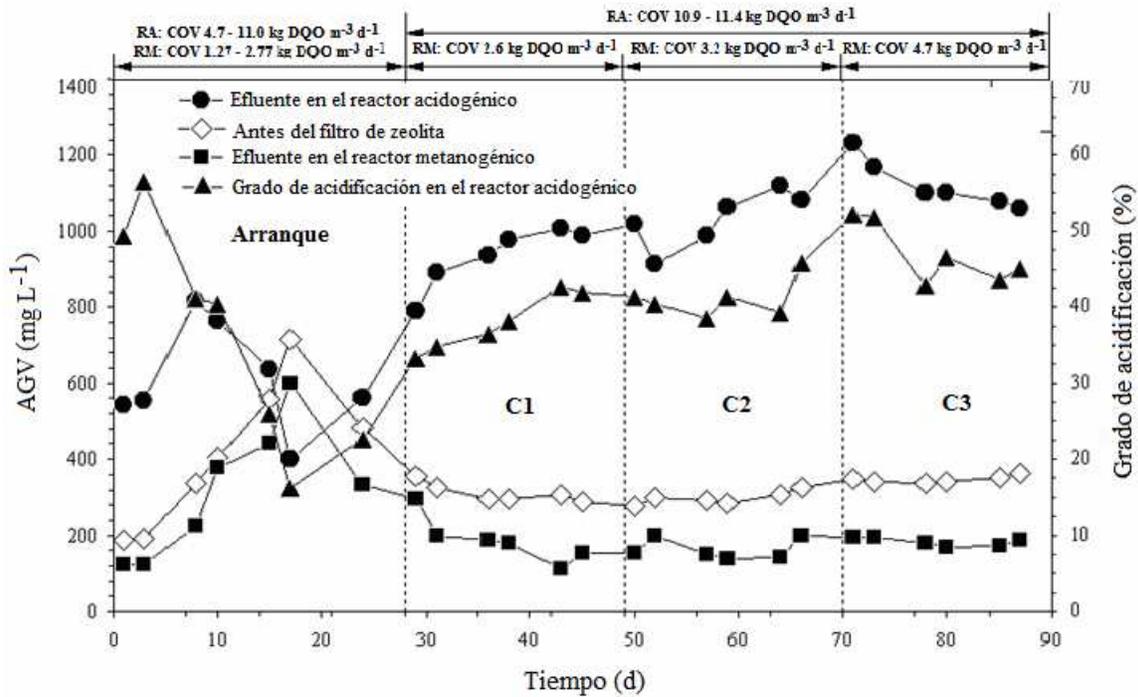
**Figura 10.** Producción del biogás y la concentración de metano durante el período evaluación del sistema UASB en una etapa.



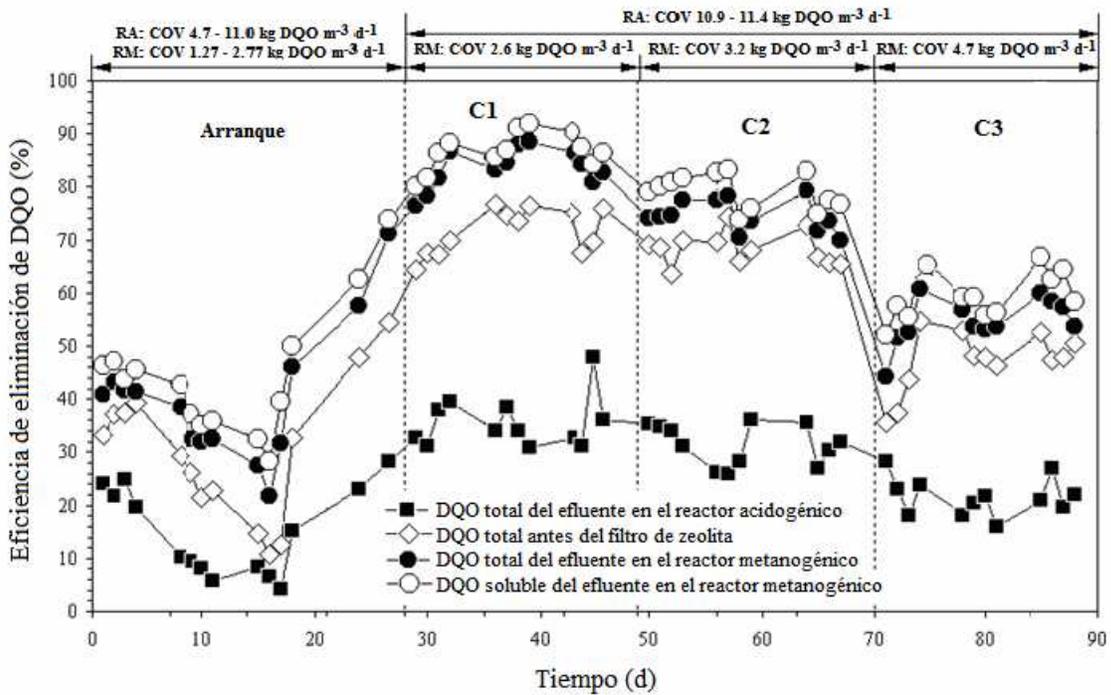
**Figura 11.** Comportamiento del pH durante el período evaluación del sistema en dos fases. RA: reactor acidogénico; RM: reactor metanogénico.



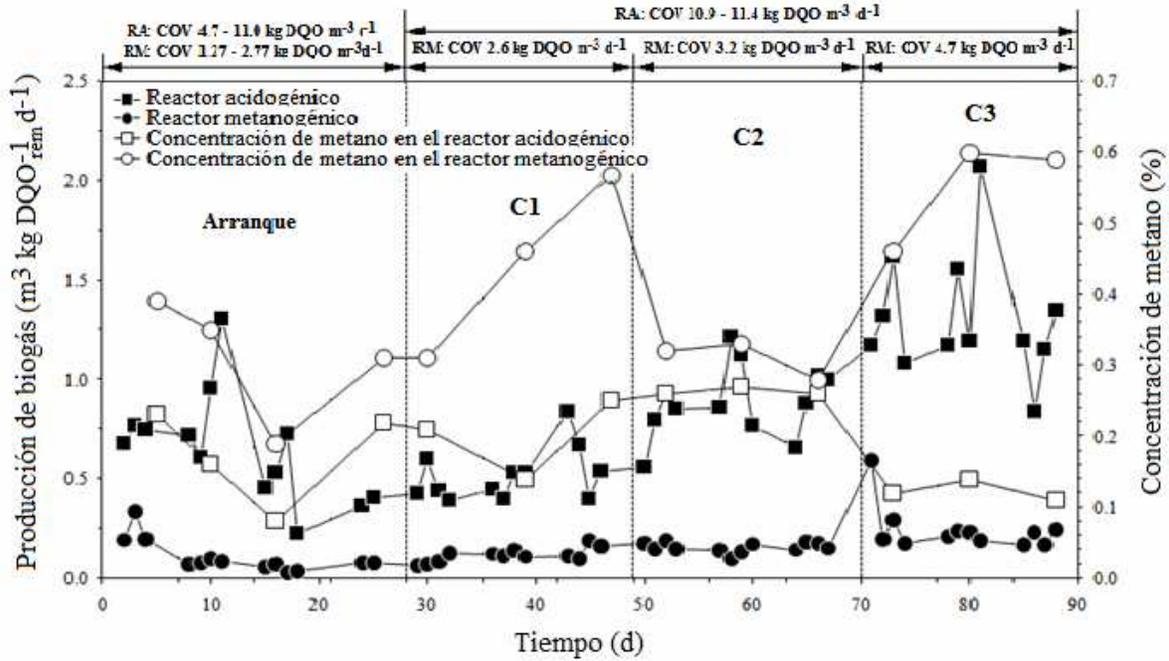
**Figura 12.** Comportamiento de la relación de alcalinidad durante el período evaluación del sistema en dos fases. RA: reactor acidogénico; RM: reactor metanogénico.



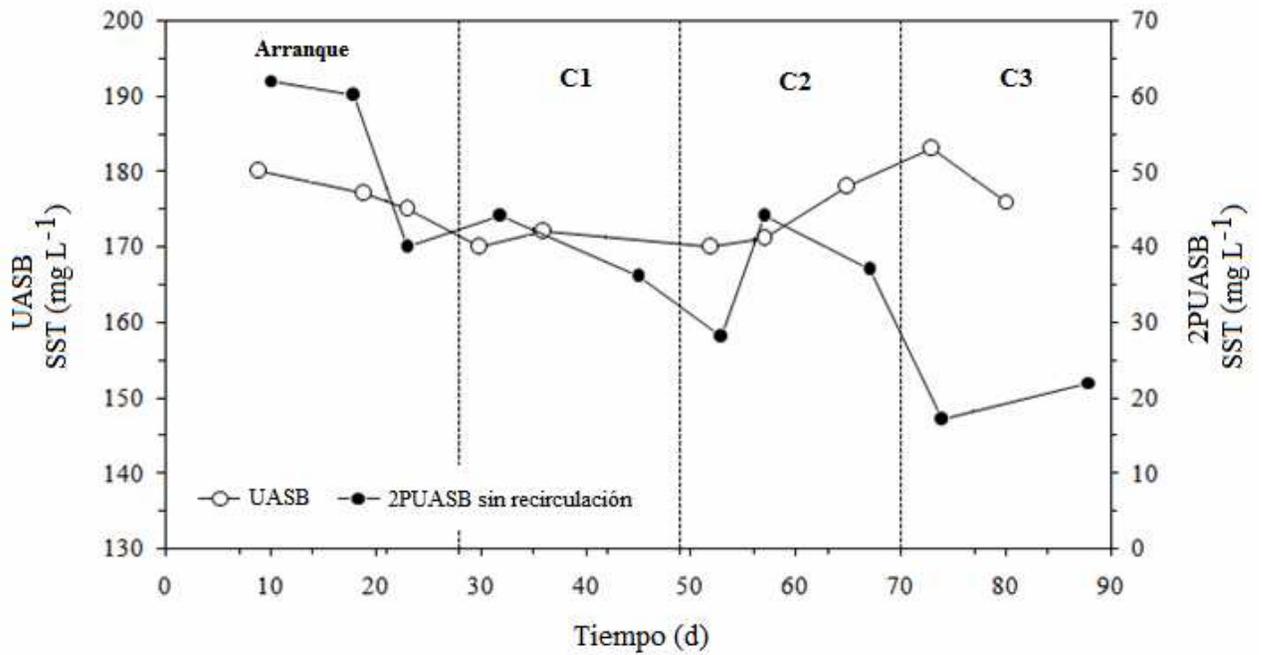
**Figura 13.** Comportamiento de la concentración de AGV y el grado de acidificación durante el período evaluación del sistema en dos fases. RA: reactor acidogénico; RM: reactor metanogénico.



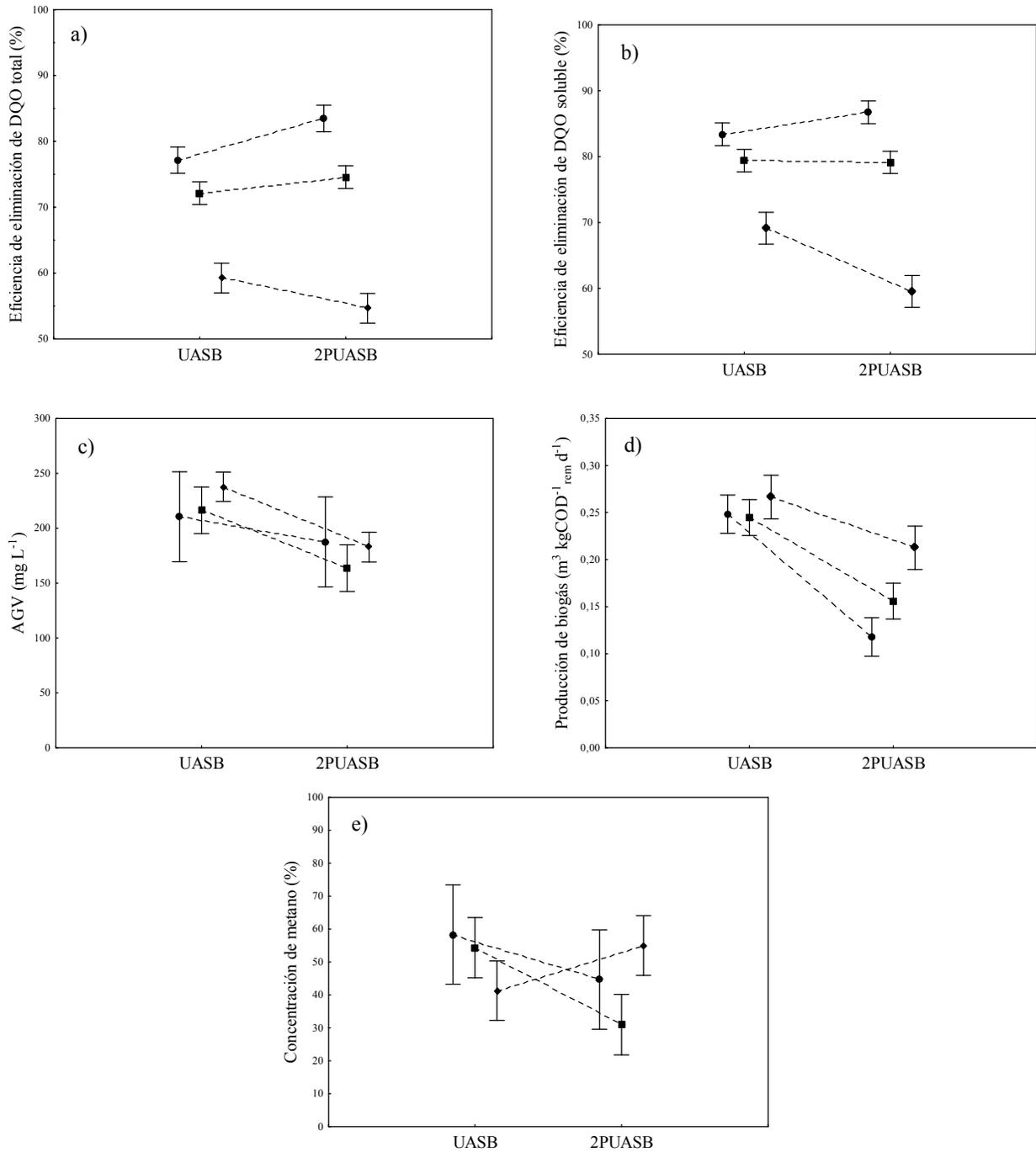
**Figura 14.** Evolución de la eficiencia de eliminación del DQO durante el período evaluación del sistema en dos fases. RA: reactor acidogénico; RM: reactor metanogénico.



**Figura 15.** Comportamiento de la producción de biogás y concentración de metano durante el período evaluación del sistema en dos fases sin recirculación. RA: reactor acidogénico; RM: reactor metanogénico.

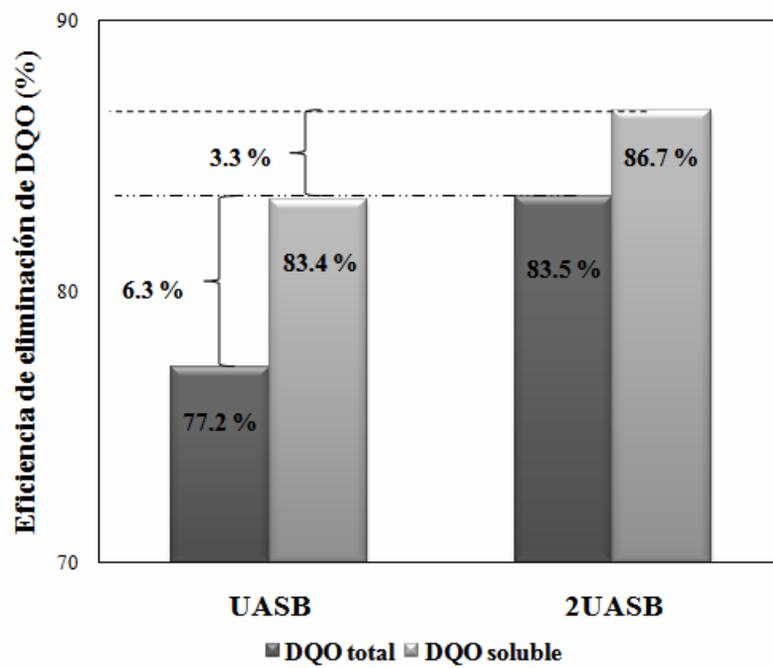


**Figura 16.** Variación de los sólidos suspendidos totales en el efluente de los sistemas en una etapa y dos fases sin recirculación.



**Figura 17** Respuesta promedio de las COV evaluadas en los sistemas UASB y 2PUASB sin recirculación: a) eficiencia de eliminación de DQO total; b) eficiencia de eliminación de DQO soluble; c) concentración de AGV en el efluente; d) producción de biogás en los reactores productores de metano; e) concentración de metano.

C1; ■; C2; ◆; C3; ●



**Figura 18** Comparación de la eficiencia de eliminación de DQO total y soluble entre los sistemas en una etapa y con separación de fases.

**Tabla 1** Condiciones de operación ensayadas para la etapa de arranque de los sistemas anaerobios evaluados. Los resultados se muestran como “valor medio  $\pm$  desviación estándar (número de observaciones)”

Sistemas		COV(kg DQO m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup> )			
		Semana 1	Semana 2	Semana 3	Semana 4
UASB		1.30 $\pm$ 0.04(4)	1.69 $\pm$ 0.06(4)	2.35 $\pm$ 0.10(4)	2.93 $\pm$ 0.08(4)
2PUASB	Reactor acidogénico	4.70 $\pm$ 0.33(4)	9.00 $\pm$ 0.70(4)	11.0 $\pm$ 0.27(4)	11.0 $\pm$ 0.33(2)
	Reactor metanogénico	1,27 $\pm$ 0.08(4)	2.87 $\pm$ 0.19(4)	3.55 $\pm$ 0.27(4)	2.88 $\pm$ 0.33(2)

**Tabla 2** Condiciones de evaluación para cada sistema anaerobio.

Sistemas		Parámetros	C1	C2	C3
UASB		TRH total (h)	21.5	18.5	15.5
		Flujo (L h <sup>-1</sup> )	0.15	0.16	0.17
		COV (kg DQO m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup> )	3.6 ± 0.1(15)	3.8 ± 0.2(15)	4.1 ± 0.1(15)
		Tasa de recirculación	1.0	1.0	1.0
2PUASB sin recirculación	Reactor acidogénico	TRH (h)	5.5	5.5	5.5
		Flujo (L h <sup>-1</sup> )	0.39	0.39	0.39
		COV (kg DQO m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup> )	11.4±0.5(15)	11.2±0.8(15)	10.9±0.5(15)
	Reactor metanogénico	TRH (h)	16	13	10
		Flujo (L h <sup>-1</sup> )	0.16	0.19	0.25
		COV (kg DQO m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup> )	2.6±0.2	3.2±0.2	4.7±0.3
	TRH total (h)	21.5	18.5	15.5	
	COV general (kg DQO m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup> )	3.7±0.2(15)	3.8±0.3(15)	4.1±0.2(15)	

**Tabla 3** Composición de las aguas residuales del beneficiado húmedo de café estudiadas. Los resultados se muestran como “valor medio  $\pm$  desviación estándar (número de observaciones)”

<b>Parámetros</b>	<b>Agua residual</b>	<b>Agua residual diluida (1:4)</b>
DQO total (mg L <sup>-1</sup> )	15000 $\pm$ 190(13)	2545 $\pm$ 142(60)
DQO soluble (mg L <sup>-1</sup> )	11736 $\pm$ 152(13)	2302 $\pm$ 175(60)
pH	3.63 $\pm$ 0.14(13)	3.79 $\pm$ 0.21(60)
Sólidos totales (mg L <sup>-1</sup> )	5 160.0	1228.5
Sólidos totales volátiles (mg L <sup>-1</sup> )	4 200.0	1141.6
Sólidos totales fijos (mg L <sup>-1</sup> )	960	86.9
Sólidos suspendidos totales (mg L <sup>-1</sup> )	1155.0	315.7
Sólidos suspendidos volátiles (mg L <sup>-1</sup> )	1092.0	271.2
Sólidos suspendidos totales fijos (mg L <sup>-1</sup> )	630	44.5

**Tabla 4** Resumen de algunas investigaciones relacionadas con la digestión anaerobia de algunos tipos aguas residuales del procesamiento de café.

Digestión anaerobia en una etapa						
Tipo de reactor	COV ( kg COD m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup> )	TRH (h)	Temperatura (°C)	Eficiencia de eliminación DQO total (%)	Concentración de metano (%)	Referencia
AF	4	24	37-55	63	70	(Fernández y Foster, 1993)
AF	3.33	-	37	65	55	(McDougall <i>et al.</i> , 1993)
CSTR	1.3-1.6	20-25*	35-55	60	65-70	(Dinsdale <i>et al.</i> , 1996)
Híbrido UASB - AF	1.89	22	-	77.2	-	(Bello-Mendoza y Castillo-Rivera,
Híbrido UASB - AF	7.01	24	-	70	60	(Selvamurugan <i>et al.</i> , 2010)
<b>Este estudio (UASB)</b>	<b>3.6</b>	<b>21.5</b>	<b>35</b>	<b>77.2</b>	<b>58</b>	
Digestión anaerobia en dos fases (reactor acidogénico)						
Tipo de reactor	COV ( kg COD m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup> )	TRH (h)	Temperatura (°C)	Grado de acidificación (%)	pH (unidades)	Referencia
CSTR	10	24	37-55	38	5.5-6.5	(McDougall <i>et al.</i> , 1993)
CSTR	10	24	37-53	38	5-7	(Kida y Sonoda, 1994)
CSTR	10-16	12-24	55	22-38	5-6	(Dinsdale <i>et al.</i> , 1997)
SBR	5	10*	35	87	6	(Houbron <i>et al.</i> , 2003)
<b>Este estudio (2PUASB)</b>	<b>11</b>	<b>5.5</b>	<b>37</b>	<b>43-52</b>	<b>6.5</b>	
Digestión anaerobia en dos fases (reactor metanogénico)						
Tipo de reactor	COV ( kg COD m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup> )	TRH (h)	Temperatura (°C)	Eficiencia de eliminación DQO total (%)	Concentración de metano (%)	Referencia
AFBR	7	-	53	-	60-70	(Kida y Sonoda, 1992)
AF	3.33	-	37-55	78	70	(McDougall <i>et al.</i> , 1993)
AFBR	2-21	0.72-7.5*	37-53	-	65	(Kida y Sonoda, 1994)
UASB	10-16	12-24	35-55	63-77	71-79	(Dinsdale <i>et al.</i> , 1997)
SBR	0.5	-	32	85-95	80	(Houbron <i>et al.</i> , 2003)
<b>Este estudio (2PUASB)</b>	<b>2.6</b>	<b>16</b>	<b>37</b>	<b>84.2</b>	<b>57</b>	

\*día

**Tabla 5** Análisis de varianza.

Fuente	SS <sup>a</sup>	DF <sup>b</sup>	MS <sup>c</sup>	F - ratio	F - tab <sup>d</sup>	p - valor
Eficiencia de eliminación de DQO total						
COV	6625.88	2	3312.94	240.91	3.13	0.0000 <sup>e</sup>
Configuración	50.38	1	50.38	3.66	3.98	0.0598
Error	935.12	68	13.75			
Total	7611.39	71				
Eficiencia de eliminación de DQO soluble						
COV	5485.19	2	2742.59	149.12	3.13	0.0000 <sup>e</sup>
Configuración	86.00	1	86.00	4.68	3.98	0.0341 <sup>e</sup>
Error	1250.65	68	0.01			
Total	6821.84	71				
AGV						
COV	2493.73	2	1246.87	1.33	3.29	0.2777
Configuración	16996.30	1	16996.30	18.18	4.15	0.0002 <sup>e</sup>
Error	29914.30	32	934.82			
Total	49404.40	35				
Producción de biogás						
COV	0.04	2	0.02	13.95	3.13	0.0000 <sup>e</sup>
Configuración	0.15	1	0.15	103.21	3.98	0.0000 <sup>e</sup>
Error	0.10	68	0.001			
Total	0.29	71				
Concentración de metano						
COV	238.78	2	119.39	0.97	3.74	0.4016
Configuración	272.22	1	272.22	2.22	4.60	0.1583
Error	1715.44	14	122.53			
Total	2226.44	17				

<sup>a</sup> Suma de cuadrados

<sup>b</sup> Grados de libertad

<sup>c</sup> Cuadrados Medios

<sup>d</sup> F - tabulado ( $F_{\alpha; df\ COV\ or\ CONF; df\ Error}$ )

<sup>e</sup> p-valor <0.05 fue considerado como significativo

**Tabla 6** Resultados de prueba de rangos múltiples por el método de Duncan.

Config.	C1						C2						C3					
	$\bar{X}^a$	n <sup>b</sup>	MS <sup>c</sup>	Rp <sup>d</sup>	Diferencia <sup>e</sup>	p - valor	$\bar{X}^c$	n <sup>b</sup>	MS <sup>a</sup>	Rp	Diferencia <sup>e</sup>	p - valor	$\bar{X}^c$	n <sup>b</sup>	MS <sup>a</sup>	Rp	Diferencia <sup>e</sup>	p - valor
Eficiencia de eliminación de DQO total																		
UASB	77.2	12	11.21	2.8267	6.3	0.0003 <sup>f</sup>	72.1	12	8.35	2.4398	2.5	0.0509	59.2	12	14.1340	3.1736	-4.5	0.0069 <sup>f</sup>
2PUASB	83.5						74.6						54.7					
Eficiencia de eliminación de DQO soluble																		
UASB	83.4	12	8.21	2.4188	3.3	0.0096 <sup>f</sup>	79.4			2.3872	-0.3	0.8201	69.1	12	16.28	3.4063	-9.6	0.0001 <sup>f</sup>
2PUASB	86.7						79.1	12	7.10				59.5					
Concentración de AGV																		
UASB	210.5	6	2034.20	58.0605	22.9	0.4013	216.3	6	544.75	30.0455	52.6	0.0031 <sup>f</sup>	237.8	6	220.28	19.1061	54.9	0.0002 <sup>f</sup>
2PUASB	187.6						163.7						182.9					
Producción de biogás																		
UASB	0.25	12	0.001	0.0287	-0.13	0.0001 <sup>f</sup>	0.24	12	0.001	0.0268	-0.09	0.0001 <sup>f</sup>	0.27	12	0.001	0.0325	-0.06	0.0026 <sup>f</sup>
2PUASB	0.12						0.15						0.21					
Concentración de metano																		
UASB	58.3	3	88.33	21.3289	-13.6	0.1497	54.3	3	32.67	12.9705	-23.3	0.0076 <sup>f</sup>	41.3	3	31.67	12.7705	13.7	0.0411 <sup>f</sup>
2PUASB	44.7						31.0						55.0					

<sup>a</sup> Media

<sup>b</sup> Número de observaciones

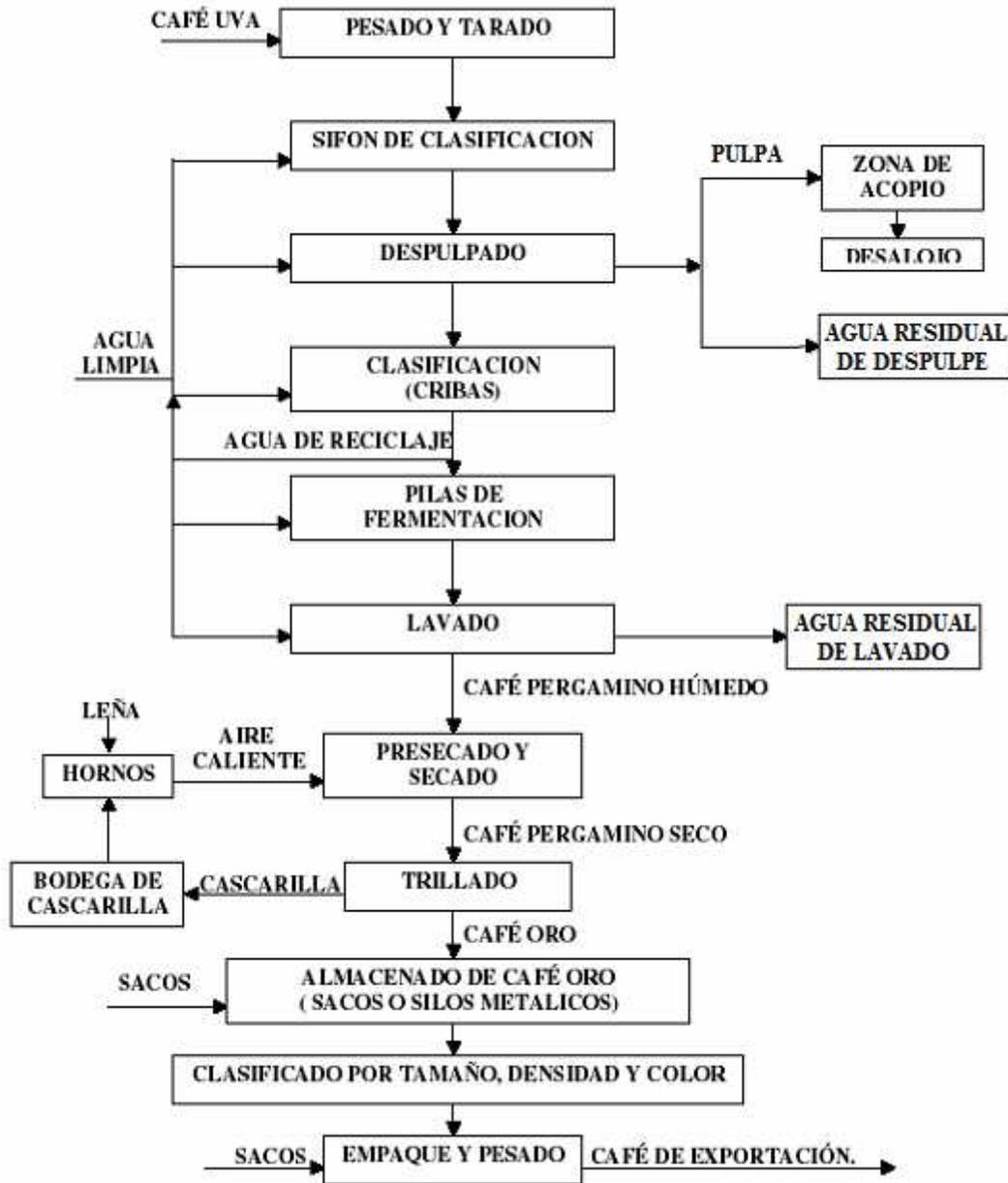
<sup>c</sup> Cuadrados medios

<sup>d</sup> Rango de menor significancia

<sup>e</sup>  $\bar{X}_{2PUASB} - \bar{X}_{UASB}$

<sup>f</sup> p-valor < 0.05 fue considerado como significativo

Anexo 1 Diagrama general del beneficiado de café por vía húmeda (FIAGRO, 2007).



**Anexo 2** Resumen de la aplicación de la digestión anaerobia en dos fases para el tratamiento de algunos residuales agroindustriales.

Tipo de residual	Configuración	COV ( kg DQO m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup> )	TRH (d)	Temperatura	Eficiencia de eliminación (%)	Referencia
Industria del refresco	CSTR + FA	20	7.4	Mesofílico	96	(Ghosh <i>et al.</i> , 1985)
Residuos de aceite de palma	2 CSTR	-	-	Mesofílico	85	(Ng <i>et al.</i> , 1985)
Residuos de frutas y vegetales	CSTR - híbrido SUAB-FA	-	-	Mesofílico	75	(Mtz-Viturtia <i>et al.</i> , 1989)
Agroindustrial	FA + UASB	11	21	Mesofílico	90	(Vinas <i>et al.</i> , 1993)
Fécula de trigo	-	20	-	-	99	(Yanagi <i>et al.</i> , 1994)
Residuos de caña de azúcar	2 CSTR	5.1	-	Termofílico	63	(Yeoh, 1997)
Residuos de vegetales	-	-	17	Mesofílico	87	(Raynal <i>et al.</i> , 1998)
Residuos de alimentos	-	7.9	-	-	70	(Lee <i>et al.</i> , 1999)
Residuos de alimentos	CSTR - híbrido SUAB-FA	-	-	Mesofílico	96	(Paixao <i>et al.</i> , 2000)
Residuales de cervecería	2 UASB	25 - 39	-	Mesofílico	90	(Ahn <i>et al.</i> , 2001)
Residuos de frutas y vegetales	CSTR + ASBR	1.6	-	Mesofílico	96	(Bouallagui <i>et al.</i> , 2004)
Agua residual sintética	CSTR + UASB	-	0.21	Mesofílico	90	(Diamantis y Aivasidis, 2007)
Residuos de patata y remolacha	2 CSTR	-	19	Mesofílico	-	(Parawira <i>et al.</i> , 2008)
Mezcla de residuos	2 CSTR	4.5 - 55	19	Mesofílico	75-85	(Dareiotti <i>et al.</i> , 2009)

### Anexo 3 Aplicación del reactor UASB para el tratamiento de aguas residuales de alta carga.

Tipo de agua residual	Concentración del afluente (kg m <sup>-3</sup> )	Volumen del reactor (m <sup>3</sup> )	COV (kg DQO m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup> )	TRH (d)	Eficiencia de eliminación de DQO (%)	Referencia
Industria cárnica	1.509-2.292	0.034	4.8-9.5	4.7-11.5	76-83	(Zheng y Wu, 1985)
Industria cárnica	0.321-1.258	21	2.5-3	6-12	76-80	(Zheng y Wu, 1985)
Industria del papel	3	1000	10.5	0.371	75	(Habets y Knelissen, 1985b)
Industria del papel	1	2200	4.4-5	0.229	70-72	(Hulshoff y Lettinga, 1986)
Industria del papel	4.5	0.009	26	0.173 <sup>a</sup>	85	(Lettinga <i>et al.</i> , 1984)
Lechería	2.05	-	31	0.071	90	(Gutiérrez <i>et al.</i> , 1991)
Lixiviado (residuos de alimentos)	6.6-8.6	0.041	15.8	0.33-3.89	96	(Shin <i>et al.</i> , 2001)
Lixiviado (residuos de patata)	20.3	0.00084	4.7-6.1	2.8-3.2	93-98	(Parawira <i>et al.</i> , 2006)
Matadero	-	33	11	-	85	(Johns, 1995)
Matadero	-	10	5	-	80-89	(Johns, 1995)
Matadero	6.056	0.01	10-12	12	68.4	(Sayed y Zeeum, 1988)
Matadero	1.5-2.2	0.034	7-11	4.3-5.9	85	(Sayed, 1987)
Procesamiento de patata	10-12	50	7	1.667 <sup>a</sup>	91-97	(Lettinga, 1979)
Procesamiento de patata	2-5	6	3-5	0.833 <sup>a</sup>	95	(Lettinga, 1979)
Procesamiento de patata	2-6	-	2.4-7.2 <sup>a</sup>	0.833	75	(Pette, 1981)
Procesamiento de patata	5.35	0.033	0.67	7.8	90-97	(Lin, 1986)
Remolacha azucarera	2.4	1300	12	0.542-0.625	90-95	(Pette, 1981)
Remolacha azucarera	1.85	800	12	0.2	85	(Pette, 1981)
Remolacha azucarera	1-2.6	800	10	0.167	80	(Pette, 1980)
Remolacha azucarera	1-2.6	200	4.2	0.238-0.619 <sup>a</sup>	90	(Pette, 1980)
Remolacha azucarera	4	1425	16.5	0.238	85	(Pette, 1981)
Remolacha azucarera	4-5.2	200	14-16	0.25-0.33	87-95	(Lettinga, 1979)
Remolacha azucarera	3.5-4	6	30-32	0.167-0.25	95-98	(Lettinga, 1979)

<sup>a</sup> Valor calculado de los datos tomados

**Anexo 3** Aplicación del reactor UASB para el tratamiento de aguas residuales de alta carga (Continuación).

Tipo de agua residual	Concentración del afluente (kg m <sup>-3</sup> )	Volumen del reactor (m <sup>3</sup> )	COV (kg DQO m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup> )	TRH (d)	Eficiencia de eliminación de DQO (%)	Referencia
AGV	1	0.3	62	0.016 <sup>a</sup>	80-90	(Lettinga y Hulshoff, 1986)
Almidón de maíz	10	30	10	1 <sup>a</sup>	96	(Zeevalkink <i>et al.</i> , 1985)
Almidón de maíz	5-26	-	15	18.3	90-95	(Jans y Man, 1988)
Almidón de patata	-	0.00565	3	-	75-90	(Habets y Knelissen, 1985a)
Almidón de patata	-	0.00565	4-5	-	75-95	(Habets y Knelissen, 1985a)
Almidón de trigo	20.2	2400	7.5	2.69 <sup>a</sup>	80-90	(Jans y Man, 1988)
Café instantáneo	-	0.0048	10-16	0.5-1	63-77	(Dinsdale <i>et al.</i> , 1997)
Cervecería	1-1.5	1400	4.5-7	0.233	75-80	(Vereijken <i>et al.</i> , 1986)
Cervecería	1.23	2.5	5-15	>0.233	80	(Hacks, 1985)
Cervecería	2.692	1.17	4.9	0.554	89	(Grin, 1983)
Destilería de alcohol	4-5	700	115-145	8.2	92	(Hulshoff y Lettinga, 1986)
Destilería de alcohol	10	0.140	28	0.357 <sup>a</sup>	65	(Harada <i>et al.</i> , 1996)
Destilería de alcohol	25-33	143	6-11	3-4.167 <sup>a</sup>	90	(Akarsubasi <i>et al.</i> , 2006)
Destilería de alcohol	27-32	476	8	3.4-4	85	(Akarsubasi <i>et al.</i> , 2006)
Destilería de Alcohol (sintética)	-	0.029	47	4.9	-	(Rao <i>et al.</i> , 1997)
Industria azucarera	4-6	6	20-25	0.25	93-98	(Lettinga, 1979)
Industria azucarera	8-60	30	15	1.042	96	(Pette, 1981)
Industria azucarera	10	30	10	1 <sup>a</sup>	96	(Pette, 1980)
Industria azucarera	20	30	20	1.25	98	(Byir, 1987)
Industria azucarera	1.9-4.3	800-1800	17.5-30	0.167-0.304	80-93	(Byir, 1987)
Industria azucarera (melaza)	35-100	0.1	24	1.458-4.167 <sup>a</sup>	75	(Sánchez <i>et al.</i> , 1985)
Industria azucarera (sintética)	-	0.00575	49.3	-	85	(Weigant y Lettinga, 1985)

<sup>a</sup> Valor calculado de los datos tomados

**Anexo 3** Aplicación del reactor UASB para el tratamiento de aguas residuales de alta carga (Continuación).

Tipo de agua residual	Concentración del afluente (kg m <sup>-3</sup> )	Volumen del reactor (m <sup>3</sup> )	COV (kg DQO m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup> )	TRH (d)	Eficiencia de eliminación de DQO (%)	Referencia
Remolacha azucarera	1-2.6	800	10	0.1-0.26 <sup>a</sup>	79	(Berg y Kennedy, 1983)
Residuos alcohólicos	7	0.028	14	12	90	(Lettinga, 1981)
Residuos de alimentos	3.603	0.04	12.9	0.24	96	(Sun-Kee <i>et al.</i> , 2005)
Residuos de fruta (sintética)	3.420	0.002	8.2-9.12 <sup>a</sup>	0.375-0.417	90	(Diamantis y Aivasidis, 2007)
Residuos de oliva	82-110	0.02	0.45-32	2.5-10	47-92	(Azbar <i>et al.</i> , 2009)
Suero de queso	16-50	10.7	1-6.5	3.3-12.8	90-95	(Kalyuzhnyi <i>et al.</i> , 1997)
Suero de queso	4.5-38.1	-	0.9-7.62 <sup>a</sup>	5	-	(Yan <i>et al.</i> , 1990)
Suero de queso	4.5-28.1	17.5	0.91-6	0.208	97	(Yan, 1989)
Suero de queso	5-77	-	1-28.5	2.3-11.6	95-99	(Kalyuzhnyi <i>et al.</i> , 1997)
Suero de queso	47-55	-	7-9.5	5.4-6.8	90-94	(Kalyuzhnyi <i>et al.</i> , 1997)

<sup>a</sup> Valor calculado de los datos tomados

**Anexo 4** Aplicación del reactor UASB para el tratamiento de aguas residuales de baja carga.

Lugar	Concentración del afluente (kg m <sup>-3</sup> )	Volumen del reactor (m <sup>3</sup> )	Temperatura (°C)	TRH (h)	Inóculo	Eficiencia de eliminación de DQO (%)	Referencia
Alemania	0.64	0.007	30	6-16	-	52-64	(Elwitwalli y Otterpohl, 2007)
Brasil	0.627	0.12	19-28	4	-	74	(Barbosa y Sant'Anna, 1989)
Brasil	0.188-0.459	120	18-28	5-15	Lodo granular	60	(Vieira y Garcia, 1992)
Brasil	0.402	67.5	16-23	7	Lodo digerido	74	(Vieira <i>et al.</i> , 1994)
Brasil	0.6	477	-	13	Lodo no adaptado	68	(Chernicaró y Borges, 1997)
Colombia	0.267	64	25	6-8	Estiércol digerido	75-82	(Louwe-Kooijmans y vanVelsen, 1986)
Colombia	-	35	-	5-19	-	66-72	(Schellinkhout y Collazos, 1992)
Colombia	0.38	3360	24	5	-	45-60	(Schellinkhout y Osorio, 1994)
Holanda	0.52-0.59	0.03	21	9	Lodo digerido	57-79	(Lettinga <i>et al.</i> , 1983)
Holanda	0.42-0.92	0.12	12-18	32-40	Lodo digerido	48-70	(Lettinga <i>et al.</i> , 1983)
Holanda	0.248-0.581	0.12	18-20	12	Lodo granular	72	(Lettinga <i>et al.</i> , 1983)
Holanda	0.1-0.9	0.12	7-18	4-14	Lodo granular	45-72	(Man <i>et al.</i> , 1986)
Holanda	0.1-0.9	6	10-18	9-16	Lodo granular	46-60	(Man <i>et al.</i> , 1986)
Holanda	0.1-0.9	20	11-19	6.2-18	Lodo granular	31-49	(Man <i>et al.</i> , 1986)
Holanda	0.190-1.180	0.12	12-20	7-8	Lodo granular	30-75	(Man <i>et al.</i> , 1988)
Holanda	0.391	120	>13	2-7	Lodo granular	16-34	(Last y Lettinga, 1992)
Holanda	0.721	0.14	15	6	Lodo digerido	66	(Mahmoud <i>et al.</i> , 2004)
India	0.563	1200	20-30	6	-	74	(Draaijer <i>et al.</i> , 1992)
India	1.183	12000	18-32	8	Lodo digerido	51-63	(Tare <i>et al.</i> , 1997)

**Anexo 4** Aplicación del reactor UASB para el tratamiento de aguas residuales de baja carga (Continuación).

Lugar	Concentración del afluente (kg m <sup>-3</sup> )	Volumen del reactor (m <sup>3</sup> )	Temperatura (°C)	TRH (h)	Inóculo	Eficiencia de eliminación de DQO (%)	Referencia
India	0.404	6000	18-32	8	-	62-72	(Tare <i>et al.</i> , 1997)
Israel	0.2-1.3	0.0053	10-28	1-24	Lodo digerido	48-82	(Lew <i>et al.</i> , 2004)
Jordania	1.419-1.612	60	18-25	23-27	-	51-62	(Halalsheh <i>et al.</i> , 2005)
México	0.465	0.11	12-18	12-18	Lodo aerobio adaptado	65	(Monroy <i>et al.</i> , 1988)
Palestina	1.159-1.701	0.14	15-25	10	Lodo digerido	54	(Mahmoud, 2008)
Puerto Rico	0.782	0.059	20	6-24	Lodo digerido	57.8	(Tang <i>et al.</i> , 1995)
Tailandia	0.45-0.75	0.03	30	3-12	Diferentes lodos	90	(Gnanadipathy y Polprasert, 1993)

**Anexo 5** Aplicación de algunos sistemas anaerobio-aerobio usando reactores UASB en la etapa anaerobia.

Tipo de sistema	Tipo de agua residual	Concentración. DQO entrada (kg m <sup>-3</sup> )	TRH Total (h ó d)	Eliminación DQO Total (%)	Etapa anaerobia		Etapa aerobia		Referencia
					TRH (h ó d)	Eliminación DQO (%)	TRH (h ó d)	Eliminación DQO (%)	
UASB-AFB	Industria de textiles (sintética)	2.7	20 h	80	10 h	50	10 h	60	(Yu <i>et al.</i> , 2000)
UASB-AFB	Industria de textiles (sintética)	2-3	2.7- 32.7 h	-	1.4-20 h	-	1.3-12.7	-	(Chen, 2004)
UASB-AS	Residuales municipales	0.386-0.958	6.8 h	85-93	4 h	69-84	2.8 h	43-56	(Sperling <i>et al.</i> , 2001)
UASB-AS	Residuales municipales	-	7.9 h	85-93	4h	81-94	3.9 h	-	(Sperling <i>et al.</i> , 2001)
UASB-AS	Efluente de la industria del almidón	20	5 d	-	1 d	77-93	4 d	64	(Sklyar <i>et al.</i> , 2003)
UASB-AS	Residuales municipales	0.341	5.2-6.2 h	87	3.2 h	34	2-3 h	-	(Motta <i>et al.</i> , 2007)
UASB-BF	Residuales municipales	0.46	6.3-8.3 h	88-92	6-8 h	83	0.17- 0.23 h	-	(Goncalves <i>et al.</i> , 1998)
UASB-BF	Residuales domésticos	0.523	8.3 h	85	8 h	76	0.3 h	-	(Goncalves <i>et al.</i> , 2002)
UASB-CSTR	Efluente de la industria del papel	5.5-6.6	11.54 h	91	5 h	85	6.54 h	-	(Tezel <i>et al.</i> , 2001)
UASB-CSTR	Fábrica de tejidos de algodón	0.604-1.038	5.75 d	40-85	30 h	9-51	4.5 d	-	(Isik y Sponza, 2004)
2 UASB-CSTR	Lixiviado de residuos sólidos de alimentos	5.4-20	5.75 d	96-98	1.25 d	58-79	4.5 d	85-89	(Agdag y Sponza, 2005)

**Anexo 5** Aplicación de algunos sistemas anaerobio-aerobio usando reactores UASB en la etapa anaerobia (Continuación).

Tipo de sistema	Tipo de agua residual	Concentración. DQO afluente (kg m <sup>-3</sup> )	TRH Total (h ó d)	Eliminación DQO Total (%)	Etapa anaerobia		Etapa aerobia		Referencia
					TRH (h ó d)	Eliminación DQO (%)	TRH (h ó d)	Eliminación DQO (%)	
UASB-CSTR	Efluente de la industria farmacéutica	3	-	97	-	68-89	-	71-85	(Sponza y Demirden, 2007)
UASB-CSTR	Industria de textiles (simulada)	4.214	1.22-19.17 d	91-97	-	-	-	-	(Isik y Sponza, 2008)
UASB-DHS	Residuales municipales	-	8 h	81-84	6 h	-	2 h	-	(Machdar <i>et al.</i> , 2000)
UASB-DHS	Residuales municipales	-	10.7 h	90	8 h	67	2.7 h	67	(Tawfik <i>et al.</i> , 2006)
UASB-JLR	Residuales domésticos	0.595	5.5-18 h	88-95	3-10 h	-	2.5-8 h	-	(Tai <i>et al.</i> , 2004)
UASB-2 RBC	Residuales domésticos	-	-	91-95	1.5-7.5 h	60-74	-	-	(Castillo <i>et al.</i> , 1997)
UASB-SBR	Residuales domésticos	0.57	10-30 h	91	6 h	72	4-24 h	-	(Torres y Foresti, 2001)
UASB-SBR	Residuales domésticos	0.587	5.5 h	92-98	4 h	82-83	1.5 h	-	(Guimaraes <i>et al.</i> , 2003)
UASB-TF	Residuales domésticos	0.52	-	80-88	4 h	82-90	-	-	(Chernicharo y Nascimento, 2001)
TS-AH-TF	Residuales domésticos	-	24 h	77-88	-	58-81	-	-	(Sousa y Chernicaró, 2006)

## Anexo 5 Aplicación de algunos sistemas anaerobio-aerobio usando reactores UASB en la etapa anaerobia (Continuación).

Tipo de sistema	Tipo de agua residual	Concentración. DQO afluente (kg m <sup>-3</sup> )	TRH Total (h ó d)	Eliminación DQO Total (%)	Etapa anaerobia		Etapa aerobia		Referencia
					TRH (h ó d)	Eliminación DQO (%)	TRH (h ó d)	Eliminación DQO (%)	
TS-UASB (Dos fases)-MBBR	Mezcla de residuos de comida y aguas negras	1.715	3.6-5.2 d	96	Fase 1: 3.5 d Fase 2: 1.6 d	95	2 d	-	(Luostarinen y Rintala, 2005; Luostarinen <i>et al.</i> , 2006)

### TIPO DE REACTOR

**UASB** (Upflow Anaerobic Sludge Blanket): reator anaerobio de manto de lodos y flujo ascendente.

**CSTR** (Continuously Stirred Tank Reactor): reator completamente mezclado.

**AS** (Activated Sludge): reator de lodos activados.

**AFB** (Aerobic Fluidized Bed): reator de lecho fluidizado aeróbico.

**TF** (Trickling Filter): reator de filtro percolador.

**MBBR** (Moving Bed Biofilms Reactor): reator de biopelícula de lecho móvil.

**AH** (Anaerobic Hybrid): reator anaerobio híbrido.

**SBR** (Sequencing Batch Reactor): reator secuencial en lotes.

**JLR** (Jet Loop reactor): reator Jet Loop.

**DHS** (Down flow Hanging Sponge): reator de absorción de flujo descendente.

**RBC** (Rotating Biological Contactors) reator rotatorio de contacto biológico

**BF** (Bio-Filter): reator por biofiltro.

## Referencias (Anexos).

- Agdag, O. y Sponza, D. (2005). Anaerobic-aerobic treatment of municipal landfill leachate in sequential two-stage upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB)/completely stirred tank reactor (CSTR) systems. *Process Biochem.* 40, 895-902.
- Ahn, Y., Min, K. y Speece, R. (2001). Pre-acidification in anaerobic sludge bed process treating brewery wastewater. *Wat. Res.* 35 (18), 4267-4276.
- Akarsubasi, A., Ince, O., Oz, N., Kindar, B. y Ince, B. (2006). Evaluation of performance, acetoclastic, methanogenic activity and archaeal composition of full-scale UASB reactors treating alcohol distillery wastewater. *Process Biochem.* 41, 28-35.
- Azbar, N., Tutuk, F. y Keskin, T. (2009). Effect of Organic Loading Rate on the Performance of an Up-Flow Anaerobic Sludge Blanket Reactor Treating Olive Mill Effluent. *Biotechnology and Bioprocess Engineering.* 14, 99-104.
- Barbosa, R. y Sant'Anna, G. (1989). Treatment of raw domestic sewage in an UASB reactor. *Wat. Res.* 23 (12), 1483-1989.
- Bello-Mendoza, R. y Castillo-Rivera, M. (1998). Start-up of an anaerobic hybrid (UASB/Filter) reactor treating wastewater from a coffee processing plant. *Anaerobe.* 4, 219-225.
- Berg, L. van den y Kennedy, K. (1983). Comparison of advanced anaerobic reactors. En: *Proc. 3rd Int. Conf. Anaerobic Digestion, Boston, USA,*
- Bouallagui, H., Torrijos, M., Godon, J., Molctta, R., Cheikh, R., Touhami, Y., Delgenes, J. y Hamdi, M. (2004). Two-phase anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes: Bioreactors performance. *J. Biochem. Eng.* 21, 193-197.
- Byir, A. (1987). Anaerobic wastewater treatment with the biothane process. *European Water and Sewage; Water Service.* 27,
- Castillo, A., Cecchi, F. y Mata-Alvarez, J. (1997). A combined anaerobic-aerobic system to treat domestic sewage in coastal areas. *Wat. Res.* 31 (12), 3057-3063.
- Chen, H. (2004). ATP content and biomass activity in sequential anaerobi/aerobic reactors. *Journal of Zhejiang University Science.* 5, 727-732.
- Chernicaró, C. y Borges, J. (1997). Evaluation and start-up of a full-scale UASB reactor treating domestic sewage. Case study. En: *Proc. of the 8th Int. Conf. on Anaerobic Digestion Sendai, Japan, Vol. 2,* 192-199.
- Chernicharó, C. y Nascimento, M. (2001). Feasibility of a pilot-scale UASB/trickling filter system for domestic sewage treatment. *Water Sci. Technol.* 44 (4), 221-228.

- Dareioti, M., Dokianakis, S., Stamatelatou, K., Zafiri, C. y Kornaros, M. (2009). Biogas production from anaerobic co-digestion of agroindustrial wastewaters under mesophilic conditions in a two-stage process. *Desalination*. 248, 891-906.
- Diamantis, V. y Aivasidis, A. (2007). Comparison of single- and two-stage UASB reactor used for anaerobic treatment of syntetic fruit wastewater. *Enzyme Microb. Technol.* 42, 6-10.
- Dinsdale, R., Hawkes, F. y Hawkes, D. (1996). The mesophilic and termophilic anaerobic digestion of coffee waste containing coffee grounds. *Wat. Res.* 30 (2), 371-377.
- Dinsdale, R., Hawkes, F. y Hawkes, D. (1997). Mesophilic and thermophilic anaerobic digestion with thermophilic pre-acidification of instant coffee production wastewater. *Wat. Res.* 31, 1931-1938.
- Draaijer, H., Maas, J., Schaapman, J. y Khan, A. (1992). Performance of the 5 MLD UASB reactor for sewage treatment at Kanpur, India. *Water Sci. Technol.* 25 (7), 123-133.
- Elwitwalli, T. y Otterpohl, R. (2007). Anaerobic biodegradability an treatment of grey water in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor. *Wat. Res.* 41, 1379-1387.
- Fernández, N. y Foster, C. (1993). A study of the operation of mesophilic and thermophilic anaerobic filters treating a syntetic coffee waste. *Bioresour. Technol.* 45, 223-227.
- FIAGRO. (2007). "Estudio sobre la Reconversión Energética para Beneficiadores de Café en El Salvador. Agropecuaria.", Disponible en: [http://www.cnpmil.org.sv/UCATEE/ee/docs/Estudio\\_sobre\\_la\\_Reconversion\\_Energética\\_para\\_Beneficiadores\\_de\\_Café\\_en\\_El\\_Salvador.pdf](http://www.cnpmil.org.sv/UCATEE/ee/docs/Estudio_sobre_la_Reconversion_Energética_para_Beneficiadores_de_Café_en_El_Salvador.pdf).
- Ghosh, S., Ombregth, J. y Pipyn, P. (1985). Methane production from industrial waste by two-phase anaerobic digestion. *Wat. Res.* . 19, 1083-1088.
- Gnanadipathy, A. y Polprasert, C. (1993). Treatment of domestic wastewater with UASB reactors. *Water Sci. Technol.* 27 (1), 195-203.
- Goncalves, R., Araujo, V. de y Chernicaró, C. (1998). Association of a UASB reactor and a sumerged aereated biofilter for domestic sewage treatment. *Water Sci. Technol.* 38 (8-9), 189-195.
- Goncalves, R., Veronez, F., Kissling, C. y Cassini, S. (2002). Using a UASB reactor for trickling and digestion of discharged sludge from submerged aereated biofilters. *Water Sci. Technol.* 45 (10), 299-304.
- Grin, P. (1983). Anaerobic treatment of raw sewage at low temperatures. En: *Proc. European Symp. on Anaerobic Waste Water Treatment*, Noordwijkerhout, The Netherlands, 335.

- Guimaraes, P., Melo, H., Cavalcanti, P. y Haandel, A. van (2003). Anaerobic-aerobic sewage treatment using combination UASB-SBR activated sludge. *J. Environ. Sci. Technol.* A38 (11), 2633-2641.
- Gutiérrez, J., Encina, P. y Polanco, F. (1991). Anaerobic treatment of cheese production wastewater using a UASB reactor. *Bioresour. Technol.* 37, 271-276.
- Habets, L. y Knelissen, J. (1985a). Anaerobic pretreatment reduces mill's cost, improves affluent quality. *Pulp and Paper.* 5 (4),
- Habets, L. y Knelissen, J. (1985b). An analysis of the full scale combined anaerobic-aerobic effluent treatment process at Papierfabriek Roermond. *Pulp and Paper.* 5 (4), 66-69.
- Hacks, P. (1985). Application of the UASB-reactor for anaerobic treatment of brewery effluent. *Water Sci. Technol.* 17, 1489.
- Halalshah, M., Sawajneh, Z., Zu'bi, M., Zeeman, G., Lier, J., Fayyad, M. y Lettinga, G. (2005). Treatment of strong domestic sewage in a 96 m<sup>3</sup> UASB reactor operated at ambient temperatures: two-stage versus single-stage reactor. *Bioresour. Technol.* 96, 577-585.
- Harada, H., Uemura, S., Chen, A. y Jayadevan, J. (1996). Anaerobic treatment of a recalcitrant distillery wastewater by a thermophilic UASB reactor. *Bioresour. Technol.* 55, 215-221.
- Houbron, E., Larrinaga, A. y Rustrian, E. (2003). Liquefaction and methanization of solid and liquid coffee wastes by two phase anaerobic digestion process. *Wat. Sci. Tech.* 48 (6), 255-262.
- Hulshoff, P. y Lettinga, G. (1986). New technologies for anaerobic wastewater treatment. *Water Sci. Technol.* 18 (12), 41-53.
- Isik, M. y Sponza, D. (2004). Anaerobic/aerobic sequential treatment of a cotton textile mill wastewater. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 79, 1268-1274.
- Isik, M. y Sponza, D. (2008). Anaerobic/aerobic treatment of a simulated textile wastewater. *Separation and Purification Technology.* 60, 64-72.
- Jans, T. y Man, G. (1988). Reactor desing considerations and experiences with various wastewater. *Anaerobic Treatment of Industrial Wastewater. Pollution Technol. Review.* 154, 49.
- Johns, M. (1995). Development in wastewater treatment in the meat processing industry: a review. *Bioresour. Technol.* 54, 203-216.
- Kalyuzhnyi, S., Martínez, E. y Martínez, J. (1997). Anaerobic treatment of high strength cheese whey wastewater in laboratory and pilot UASB-reactors. *Bioresour. Technol.* 60, 59-96.

- Kida, K. y Sonoda, Y. (1992). Treatment of coffee waste by slurry-state anaerobic digestion. *J. Ferment. Bioeng.* 69, 354-359.
- Kida, K. y Sonoda, Y. (1994). Liquefaction and gasification during anaerobic digestion of coffee waste by two-phase methane fermentation with slurry-state liquefaction. *J. Ferment. Bioeng.* 77 (1), 85-89.
- Kwan-Chow, L. y Zhenxiang, Y. (1991). Technical review on the UASB process. *J. Environ. Studies.* 39, 203-222.
- Last, A. van der y Lettinga, G. (1992). Anaerobic treatment of domestic sewage under moderate climatic (Dutch) conditions using upflow reactors at increased superficial velocities. *Water Sci. Technol.* 25 (7), 167-178.
- Lee, J.P., Lee, J.S. y Park, S. (1999). Two-phase methanization of food wastes in pilot scale. *Appl. Biochem. Biotechnol.* 77, 585-593.
- Lettinga, G. (1979). Feasibility of the upflow anaerobic sludge blanket (UASB) process. En: *Proc. National ASCE Conf. on Environ. Eng., San Francisco, CA, USA*, 35,
- Lettinga, G. (1981). Anaerobic treatment of wastes containing methanol and higher alcohols. *Wat. Res.* 15, 171.
- Lettinga, G. y Hulshoff, P. (1986). Advanced reactor design, operation and economy. *Water Sci. Technol.* 18 (12), 99.
- Lettinga, G., Hulshoff, P., Hobma, S., Koster, I., Weigant, W., Zeeuw, W., Rizema, A. de, Grin, P. y Roersma, R. (1984). High rate anaerobic wastewater treatment using the UASB-reactor under a wide range of temperature conditions. *Biotechnol. and Genetic Eng. Review.* 2, 253-283.
- Lettinga, G., Roersma, R. y Grin, P. (1983). Anaerobic treatment of raw domestic sewage at ambient temperature using a granular bed UASB reactor. *Biotech. Bioeng.* 25, 1701-1723.
- Lew, B., Tarre, S., Belavski, M. y Green, M. (2004). UASB reactor for domestic wastewater treatment at low temperatures: a comparison between a classical UASB and a hybrid UASB-filter reactor. *Water Sci. Technol.* 49 (11-12), 295-301.
- Lin, K. (1986). Organics removal by anaerobic-aerobic treatment of potato processing wastewater at different temperatures. *Water Poll. Res. J.* 21 (2), 218.
- Louwe-Kooijmans, J. y vanVelsen, E. (1986). Application of the UASB process for treatment of domestic sewage under subtropical conditions, the Cali case. Anaerobic treatment. A grown-up technology. *Conference papers Aquatech '86* 423-436.
- Luostarinen, S., Luste, S., Valentin, L. y Rintala, J. (2006). Nitrogen removal from on site treated anaerobic effluents using intermittently aerated moving bed biofilm reactors at low temperatures. *Wat. Res.* 40, 1607-1615.

- Luostarinen, S. y Rintala, J. (2005). Anaerobic on site treatment of kitchen waste in combination with black water in UASB-septic tanks at low temperatures. En: Proc. of Anaerobic Digestion of Solid Waste, Copenhagen, Denmark,
- Machdar, I., Sekiguchi, Y., Sumino, H., Ohashi, A. y Harada, H. (2000). Combination of a UASB reactor and a curtain type DHS (down flow hanging sponge) reactor as a cost effective sewage treatment system for developing countries. *Water Sci. Technol.* 42 (3-4), 83-88.
- Mahmoud, N. (2008). High strength sewage treatment in a UASB reactor an a integrated UASB-Digester system. *Bioresour. Technol.* 99, 7531-7538.
- Mahmoud, N., Zeeman, G., Gijzen, H. y Lettinga, G. (2004). Anaerobic sewage treatment in a one-stage UASB reactor and a combined UASB-Digester system. *Wat. Res.* 38, 2348-2358.
- Man, A. de, Grin, P., Roersma, R., Grolle, K. y Lettinga, G. (1986). Anaerobic treatment of municipal wastewater at low temperatures. *Anaerobic treatment. A grown-up technology. Conference papers Aquatech '86, Amsterdam*, 451-466.
- Man, A. de, Last, A. van der y Lettinga, G. (1988). The use of the EGSB and UASB anaerobic systems or low strength soluble and complex wastewater at temperatures ranging from to 8 to 30°C. En: Proc. of the 5th International Symp. on Anaerobic Digestion, Bologna, Italy, 197-208.
- McDougall, F., Anderson, G. y Evison, L. (1993). Two-phase anaerobic digestion of coffee wastewater. En: In: 48th Purdue Industrial Waste Conference Proceedings, Lewis Publishers, Michigan, USA, 677-683.
- Monroy, O., Noyola, A., Ramírez, F. y Guyot, J. (1988). Anaerobic digestion and water hyacinth as a highly efficient treatment process for developing countries. 5th Int. Symp. on Anaerobic Digestion (poster-paper), Bologna, Italy, 747-751.
- Motta, E., Silva, E., Bustillos, A., Padrón, H. y Luque, J. (2007). Combined anaerobic-aerobic secondary municipal wastewater treatment: pilot plant demonstration of the UASB/aerobic solids contac system. *J. Environ. Eng.* 133 (3), 397-403.
- Mtz-Viturtia, A., Mata-Alvarez, J., Cecchi, F. y Fazzini, G. (1989). Two-phase anaerobic digestion of a mixture of fruit and vegetable wastes. *Biol. Wastes.* 29 (3), 189-199.
- Ng, W., Wong, K. y Chin, K. (1985). Two-phase anaerobic treatment kinetics of palm oil wastes. *Wat. Res.* 19, 667-669.
- Paixao, M., Tavares, C., Bergamasco, R., Bonifacio, A. y Costa, R. (2000). Anaerobic digestion from residue of industrial cassava industrialization with acidogenic and methanogenic physical separation process. *Appl. Biochem. Biotechnol.* 84, 809-819.

- Parawira, W., Murto, M., Zuauya, R. y Mattiasson, B. (2006). Comparative performance of a UASB reactor and an anaerobic packed-bed reactor when treating potato waste leachate. *Renew. Energy*. 31, 893-903.
- Parawira, W., Read, J., Mattiasson, B. y Björnsson, L. (2008). Energy production from agricultural residues: High methane yields in pilot-scale two-stage anaerobic digestion. *Biomass & Bioenergy*. 32, 44-50.
- Pette, K. (1980). Full-scale anaerobic treatment of beet-sugar wastewater. En: Proc. 35th Ind. Waste Conf. , Purdue Univ. Layfayette, Indiana, USA, 635,
- Pette, K. (1981). Application of the UASB concept for wastewater treatment. En: Proc. 2nd Int. Symp. on Anaerobic Digestion Elsevier Biomedical Press, 121,
- Rao, A., Kusum, L., Raman, P., Kishore, V. y Ramachandran, K. (1997). Studies of anaerobic treatment of syntetic waste in a UASB reactor. *Indian J. Environmental Protection*. 17 (5), 349-354.
- Raynal, J., Delgenes, J. y Moletta, R. (1998). Two-phase anaerobic digestion of solid wastes by a multiple liquefaction reactors process. *Bioresour. Technol.* 65, 97-103.
- Sánchez, R., Córdoba, P. y Sineriz, F. (1985). Use of the UASB reactor for the anaerobic treatment of stillage form sugarcane molasses. *Biotech. Bioeng.* 27, 1710-1716.
- Sayed, S. (1987). Anaerobic treatment of slaughtehouse waste using a granular sludge UASB reactor. *Biol. Wastes*. 21, 11.
- Sayed, S. y Zeeum, W. (1988). The performance of a continuously operated flocculent sludge UASB reactor with the slaughterhouse wastewater. *Biol. Wastes*. 24, 199.
- Schellinkhout, A. y Collazos, C. (1992). Full-scale application of the UASB technology for the sewage treatment. *Water Sci. Technol.* 25 (7), 159-166.
- Schellinkhout, A. y Osorio, E. (1994). Long-term experience with the UASB technology for sewage treatment on large scale. En: Proc. of the Seventh International Symposium on Anaerobic Digestion, Cape, Town, South Africa, 251-252,
- Selvamurugan, M., Doraisamy, P., Maheswari, M. y Nandakumar, N.B. (2010). High rate anaerobic treatment of coffee processing wastewater using upflow anaerobic hybrid reactor. *J. Environ. Health Sci. Eng.* 7 (2), 129-136.
- Shin, H., Han, S., Song, Y. y Lee, C. (2001). Performance of a UASB reactor treating lechate form acidogenic fermenter in the two-phase anaerobic digestion of food waste. *Wat. Res.* 35 (14), 3441-3447.
- Sklyar, V., Epov, A., Gladchenko, M., Danilovich, D. y Kalyuzhnyi, S. (2003). Combined biologic (anaerobic-aerobic) and chemical treatment of starch industry wastewater. *Applied Microbiology and Biotechnology*. 109, 253-262.

- Sousa, V. y Chernicaró, C. (2006). Innovate conception and performance evaluation of a compact on site treatment system. *Water Sci. Technol.* 54 (2), 87-94.
- Speece, R. 1996. *Anaerobic biotechnology: For industrial wastewater*. Tennessee, USA,
- Sperling, M. von, Freire, V. y Chernicaró, C. (2001). Performance evaluation of a UASB-activated sludge system treating municipal wastewater. *Water Sci. Technol.* 43 (11), 323-328.
- Sponza, D. y Demirden, P. (2007). Treatability of sulfamerazine in sequential upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB)/completely stirred tank reactor (CSTR) processes. *Separation and Purification Technology.* 56, 108-117.
- Sun-Kee, H., Sang-Hyoun, Kim y Hang-Sik, Shin (2005). UASB treatment of wastewater with VFA and alcohol generated during the hydrogen fermentation of food waste. *Process Biochem.* 40, 2897-2905.
- Tai, C., Singh, K. y Grant, S. (2004). A novel two stage integrated anaerobic-aerobic system for a low strength wastewater. En: *Proc. of the 10th World Congress on Anaerobic Digestion, Vol. 2, 2004, Montreal, Canadá, 1051-1057.*
- Tang, N., Torres, C. y Speece, R. (1995). Treatment of low strength domestic wastewater by using upflow anaerobic sludge blanket process. En: *50th Purdue Industrial Waste Conference Proceedings, 437-448.*
- Tare, V., Ahammed, M. y Jawed, M. (1997). Biomethanation in domestic and industrial waste treatment - an Indian scenario. En: *Proc. of the 8th International Conference on Anaerobic Digestion, Sendai, Papan, Vol. 2, 255-262.*
- Tawfik, A., Ohashi, A. y Harada, H. (2006). Sewage treatment in a combined up flow anaerobic sludge blanket (UASB)-down flow hanging sponge (DHS) system. *Biochem. Eng. J.* 29 (3), 210-219.
- Tezel, U., Guven, E., Erguder, T. y Demirer, G. (2001). Sequential (anaerobic/aerobic) biological treatment of dalaman SEKA Pulp and Paper Industry effluent. *Waste Management.* 21, 717-724.
- Torres, C. y Foresti, E. (2001). Domestic sewage treatment in a pilot system composed of UASB and SBR reactors. *Water Sci. Technol.* 44 (4), 247-253.
- Vereijken, T., Swinkels, K. y Hacks, P. (1986). Experience with the UASB-system on brewery wastewater. En: *The EAWPCA Seminar on Anaerobic Wastewater Treatment, Amsterdam, The Netherlands,*
- Vieira, S., Carvalho, J., Barijan, F. y Rech, C. (1994). Application of the UASB technology for the sewage treatment in a small community at Sumare São Paulo State. *Water Sci. Technol.* 30 (12), 203-210.

- Vieira, S. y Garcia, A. Jr (1992). Sewage treatment by UASB reactor. Operation results and recomendations for desing and utilization. *Water Sci. Technol.* 25 (7), 143-157.
- Vinas, M., Martínez, J. y Baselli, B. (1993). Advantages of anaerobic reactor for TMP wastewater with separated acidogenic and methanogenic stages. *Environ. Technol.* 14, 995-1000.
- Weigant, W. y Lettinga, G. (1985). Thermophilic anaerobic digestion of sugars in upflow anaerobic sludge blanket reactor. *Biotech. Bioeng.* 27, 1603-1607.
- WIKIPEDIA. (2011). "Café." 2011, Disponible en: <http://www.wikipedia.org/Café%20-%20Wikipedia,%20la%20enciclopedia%20libre.htm>.
- Yan, J. (1989). Anaerobic digestion of cheese whey using up-flow anaerobic sludge blanket reactor *Biol. Wastes.* 27, 289.
- Yan, J., Lo, K. y Liao, P. (1990). Anaerobic digestion of chesse whey using an upflow anaerobic sludge blanket reactor: III. Sludge and substrate profiles. *Biomass.* 21, 257-271.
- Yanagi, C., Sato, M. y Takahara, Y. (1994). Treatment of wheat starch wastewater by a membrane combined two-phase methane fermentation system. *Desalination.* 98, 161-170.
- Yeoh, R. (1997). Two-phase anaerobic treatment of cane molasses alcohol stillage. *Wat. Sci. Tech.* 36, 441-448.
- Yu, J., Chen, H., Ji, M. y Yue, P. (2000). Distribution and change of microbial activity in combined UASB and AFB reactors for wastewater treatment. *Bioprocess Engineering.* 22, 315-322.
- Zeevalkink, J., Maaskaut, W. y Jans, J. (1985). Anaerobic treatment of startch wastewater: long-time experiences and prospects. En: *Proc. 4th Int. Symp. on Anaerobic Digestion, Guangzhou, China,*
- Zheng, Y. y Wu, W. (1985). A study of meat packing plant wastewater treatment with upflow anaerobic sludge blanket process. En: *Proc. 35th Conf. on Anaerobic Treatment, Guangzhou, China,* 327,