



**UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA**

**UNIDAD IZTAPALAPA**

---

---

**DIVISIÓN DE CIENCIAS BIOLÓGICAS Y DE LA SALUD**

**ESPECIALIDAD EN BIOTECNOLOGÍA**

**TESIS**

**TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE ESCURRIMIENTOS DE BASURA**

**ORGÁNICA EN REACTORES ANAEROBIOS**

**PARA OBTENER EL TÍTULO EN ESPECIALIDAD EN BIOTECNOLOGÍA**

**PRESENTA**

Biól. Cárdenas Medina Karen Noemi

**DIRECTORA:**

Dra. Mónica Meraz Rodríguez (UAM-I)

**CO-DIRECTORA**

Dra. Patricia Castilla Hernández (UAM-X)

**México D. F., 22 de Octubre del 2013.**

## **AGRADECIMIENTOS**

Al Instituto de Ciencia y Tecnología del D.F. (ICyTDF), hoy Secretaría de Ciencia, Tecnología e Innovación del Distrito Federal, por el financiamiento otorgado para este estudio a través del proyecto “Mitigación de emisiones de metano a través del tratamiento anaerobio-aerobio de los lixiviados de la fracción orgánica de la basura”. PICS011-55.

Al Ingeniero Ricardo Estrada Subdirector de Reciclaje de Bordo Poniente, por brindarnos el permiso (GDF-SOS-DGSU-DTDF-SR/13-016) para la recolección de los escurrimientos de basura orgánica, al igual que al Biólogo Jesús Llerandi Damián encargado de la Planta de Composteo de Bordo Poniente por la apoyo en la recolecta de los diferentes lotes muestreados.

## **AGRADECIMIENTOS PERSONALES**

A mis directoras de tesis la doctora Mónica Meraz Rodríguez y Patricia Castilla Hernández por su apoyo, conocimientos y experiencia brindados durante la realización de mi especialidad.

A la doctora María del Carmen Fajardo Ortiz por su colaboración y apoyo hasta el último momento de esta nuestra tesis.

A mis padres que siempre han estado a mi lado y me han apoyado en cada paso que doy en mi vida a mis hermanos y familia por su cariño y comprensión gracias.

A mis amigos que me apoyaron en todo momento que los necesite, pero sobre todo a mi confidente y amiga Vianka Hernández, por vivir una aventura más en nuestra vida profesional.

## Índice

Resumen.....	10
1. Introducción.....	11
1.1 Problemática.....	11
1.2 Composición Físico-Química de los escurrimientos de basura orgánica...	12
1.3 Agua residual municipal.....	13
1.4 Digestión anaerobia: Una opción de tratamiento biológico para residuos contaminantes.....	14
1.4.1 Reactor de lecho de lodos de flujo ascendente (UASB).....	15
1.4.2 Filtro anaerobio (FA).....	16
2. Antecedentes.....	16
3. Justificación.....	18
4. Hipótesis.....	19
5. Objetivos.....	19
5.1 Objetivo general.....	19
5.2 Objetivos específicos.....	19
6. Metodología.....	20
6.1 Colección y caracterización de los escurrimientos de basura orgánica.....	20
6.2 Reactor acidogénico.....	20

6.3 Reactor metanogénico.....	21
6.4 Operación en serie de los reactores acidogénico-metanogénico.....	21
6.5 Técnicas analíticas.....	23
6.5.1 Demanda química de oxígeno.....	24
6.5.2 Contenido de sólidos.....	24
6.5.3 pH.....	24
6.5.4 Relación de alcalinidades.....	24
6.5.5 Amonio.....	25
6.5.6 Sulfuro disuelto.....	25
6.5.7 Ácidos grasos volátiles.....	26
6.5.8 Metano y dióxido de carbono.....	27
7. Resultados y discusión.....	27
7.1 Caracterización de los escurrimientos de basura orgánica.....	27
7.2 Sistema en serie acidogénico-metanogénico.....	31
7.2.1 Conversión de materia orgánica a AGV's y metano.....	31
7.2.2 Evolución del pH y de alcalinidad.....	39
7.2.3 Evolución de amonio y sulfuro disuelto.....	42
8. Conclusiones.....	47

9. Bibliografía.....48

10. Anexos.....54

FIGURAS

Figura 1. Escurrimientos durante el compostaje de basura orgánica.....12

Figura 2. Etapas de la digestión anaerobia.....14

Figura 3. Esquema del proceso en serie acidogénico-metanogénico.....22

Figura 4. Perfil de materia orgánica alimentada al reactor acidogénico.....32

Figura 5. Ácidos grasos alimentados y formados en el reactor acidogénico.....34

Figura 6. Composición en % de AGV's en el influente, efluente del reactor acidogénico y el residual en el efluente del reactor metanogénico.....36

Figura 7. Perfil de pH en el influente y efluente del reactor acidogénico, así como en el efluente del reactor metanogénico.....40

Figura 8. Relación de alcalinidades y alcalinidad en el efluente del reactor metanogénico.....41

Figura 9. Perfil de amonio durante el proceso en serie acidigénico-metanogénico.....43

Figura 10. Perfil de sulfuro disuelto durante el proceso en serie acidigénico-matanogénico.....44

## ECUACIONES

Ecuación 1. Relación de alcalinidades.....	25
Ecuación 2. Determinación de la concentración de SST.....	55
Ecuación 3. Determinación de la concentración de SSF.....	55
Ecuación 4. Determinación de la concentración de SSV.....	55

## TABLAS

Tabla 1. Composición físico-química de los escurrimientos.....	13
Tabla 2. Condiciones de operación del sistema en serie acidogénico metanogénico.....	23
Tabla 3. Caracterización fisicoquímica de los escurrimientos de basura orgánica y del agua residual municipal utilizados.....	29
Tabla 4. Desempeño del reactor acidogénico.....	33
Tabla 5. Desempeño del reactor metanogénico.....	38
Tabla 6. Evolución de amonio y sulfuro disuelto en el sistema en serie ácidogénico-metanogénico.....	46

ANEXOS

Anexo 1. Curva estándar de DQO.....	54
Anexo 2. Determinación de sólidos.....	55
Anexo 3. Curva estándar de $\text{NH}_4^+$ .....	56
Anexo 4. Curva estándar de sulfuro disuelto .....	57
Anexo 5. Curva estándar de AGV's.....	58



## GLOSARIO

<b>ARM</b>	Agua residual municipal
<b>EBO</b>	Escurrimientos de basura orgánica
<b>DQO</b>	Demanda química de oxígeno
<b>AGV's</b>	Ácidos grasos volátiles
<b>RA</b>	Reactor acidogénico
<b>RM</b>	Reactor metanogénico
<b>TRH</b>	Tiempo de retención hidráulico
<b>COV</b>	Carga orgánica volumétrica
<b>ST</b>	Sólidos totales
<b>SF</b>	Sólidos fijos
<b>SV</b>	Sólidos volátiles
<b>NT</b>	Nitrógeno total
<b>UASB</b>	Reactor de lecho de lodos de flujo ascendente

## RESUMEN

En la Ciudad de México el 20% de los residuos sólidos urbanos, corresponden a la fracción orgánica de la basura que es biodegradable, son estabilizados principalmente por compostaje en la Planta de Composteo de Bordo Poniente y reutilizados como fertilizante. Durante el compostaje se producen efluentes líquidos, que se caracterizan por contener altas concentraciones de materia orgánica, lo cual presenta un riesgo de contaminación a acuíferos, suelos y atmosférica. Por lo anterior el objetivo de este trabajo fue evaluar el desempeño de un sistema en serie de reactores anaerobios acidogénico-metanogénico operados en serie para transformar la materia orgánica contenida en los escurrimientos a metano. Estos residuos fueron colectados durante 2012 y 2013, y caracterizados físico-químicamente. El sistema de tratamiento de residuos consistió en un reactor UASB acidogénico con un volumen útil de 2.7 L que se operó con un tiempo de retención hidráulico (TRH) de 0.5 días a un pH de 4.0, seguido de un filtro metanogénico empacado con zeolita con un volumen útil de 13.7 L, operado a 1.5 días de TRH y un pH de 6.0. Ambos reactores se alimentaron durante 233 días incrementando periódicamente la concentración de materia orgánica desde 5.0 hasta 26.0 gDQO/L, mediante diluciones de escurrimientos de basura orgánica con agua residual municipal. El desempeño de ambos reactores fue seguido a través del consumo de materia orgánica, la evolución de amonio, pH, alcalinidad y relación de alcalinidades, producción de biogás y contenido de metano. El reactor acidogénico presentó una eficiencia de conversión promedio de materia orgánica a AGV's del 62.1% y los principales AGV's formados fueron ácido butírico y valérico, mientras que el ácido acético y propiónico se formaron en menor proporción. El reactor metanogénico presentó eficiencias de remoción promedio de DQO del 94%, una relación de alcalinidades de 0.77 y un pH de 7.8. La producción de metano fue 0.79 m<sup>3</sup>CH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>d a la concentración más baja aplicada (5.0 gDQO/L) a 5.91 m<sup>3</sup>CH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>d a una concentración de 26.5 gDQO/L. Durante el tratamiento en serie se detectó un

aumento en la concentración de amonio alcanzando una concentración de 0.90 gNH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L en el efluente del reactor metanogénico, mientras que la mayor concentración de sulfuro disuelto se encontró en el influente del reactor acidogénico (180.9 mg/L).

## 1. INTRODUCCIÓN

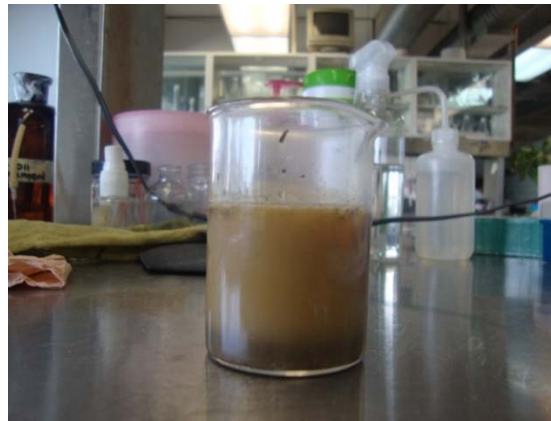
### 1.1 Problemática

La basura es un problema ambiental actual que enfrenta México, ya que por día se generan más de 100 millones de toneladas de desperdicios que no se manejan de manera adecuada (Estosdias, 2012). La basura es dividida en cuatro residuos: urbanos, sólidos, inorgánicos y orgánicos (Ley de Residuos Sólidos del DF, 2003).

Existen diferentes tecnologías para reciclar la fracción orgánica de la basura, una de ellas es el compostaje en el cual se obtienen como resultado fertilizantes orgánicos, también llamados composta (Trujillo *et al.*, 2006).

El relleno sanitario Bordo Poniente recibe diariamente alrededor de 12000 ton de residuos sólidos urbanos provenientes de la Ciudad de México, de los cuales 3720 ton corresponden a la fracción orgánica de la basura que son separados desde las zonas donde son producidos y/o recolectados. La fracción orgánica es biodegradable y corresponde a los residuos de alimentos y/o a los residuos generados durante la poda de áreas verdes, que son separados desde el momento en que son generados (Mora, 2004). Dentro de la Planta de Composteo de Bordo Poniente, la basura orgánica generada en la ciudad de México es transferida a pilas de compostaje, estas son removidas periódicamente con la finalidad de airear y homogenizar, como consecuencia se genera un líquido denominado escurrimiento de basura orgánica (EBO).

La cantidad de escurrimientos orgánicos producidos depende de la cantidad de agua de lluvia que se percola en las pilas de composteo y del contenido de humedad de los alimentos (Gan, 2010) (Figura 1). Estos se definen como, líquidos que se forman por la reacción, arrastre o filtrado de los materiales que constituyen los residuos sólidos y que contienen sustancias en forma disuelta o en suspensión que pueden infiltrarse en los suelos o escurrirse fuera de los sitios en los que se depositen y que puede dar lugar a la contaminación del suelo y de cuerpos de agua debido al manejo inapropiado de este desecho (Ley de Residuos Sólidos del DF, 2003).



<https://www.google.com.mx/search?q=compostaje+de+basura+org%C3%A1nica+bordo+poniente&source>

**Figura 1.** *Escurremientos de basura orgánica formados durante el composteo de residuos orgánicos en la planta Bordo Poniente.*

## 1.2 Composición físico-química de los escurrimientos de basura orgánica.

Los EBO se caracterizan por ser líquidos de color amarillento a marrón oscuro, con mal olor y altas cargas orgánicas, se ha probado su degradabilidad mediante tratamientos anaerobios en diferentes estudios. La Tabla 1 muestra valores promedio de la caracterización fisicoquímica reportados por Trujillo *et al.* (2006); Maleki *et al.* (2009); Liu *et al.* (2010); Zhou *et al.* (2010); Gan *et al.* (2013); Rajabi y Vafajoo (2012) y Mokhtarani *et al.* (2012), para los EBO. Como se puede

apreciar este residuo contiene un alto contenido de materia orgánica, sólidos totales y un pH entre neutro y ácido. Así mismo estos autores proponen procesos anaerobios como una alternativa de tratamiento a estos residuos.

**Tabla 1.** Composición físico-química de los escurrimientos orgánicos

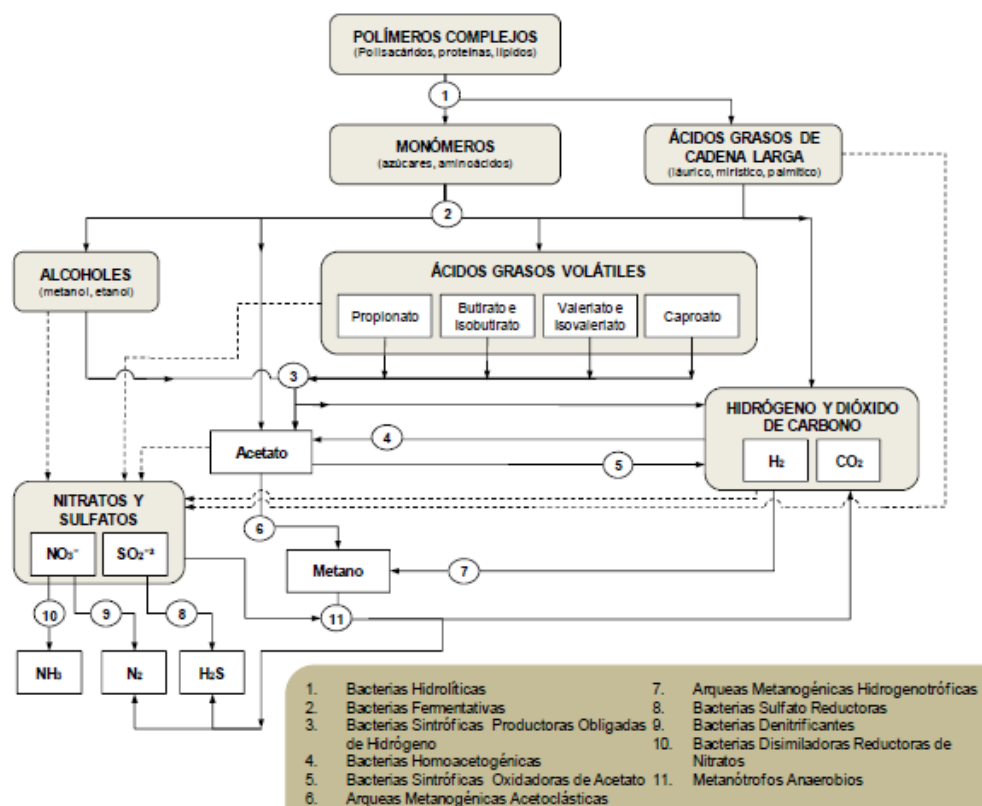
Parámetros	(g/L)
DQO	40 a 177
DBO <sub>5</sub>	2 a 87
ST	47 a 77
SST	15 a 17
SSV	7.0 a 10
NH <sub>3</sub> <sup>+</sup>	0.2 a 1.3
NT	0.51 a 2.9
Ph	3.8 a 6.8

### 1.3 Agua residual municipal (ARM)

Las aguas residuales se definen como la combinación de líquidos o aguas que transportan residuos procedentes de residencias públicas e industriales (Metcalf y Eddy, 1996). En México, se genera un total de 255 m<sup>3</sup>/s de aguas residuales, de las cuales solamente se trata el 36.4% (74.6 m<sup>3</sup>/s) en las 1,500 plantas de tratamiento (Cervantes, 2010), para ser reutilizada por ejemplo en riego. Representan un problema grave de contaminación por los volúmenes descargados y porque contienen materia orgánica carbonada (300 a 400 mgDQO/L), nitrogenada (20 a 85 mgN/L) y microorganismos patógenos (coliformes fecales, huevos de helmintos, enterococos etc.), estos parámetros se encuentran en concentraciones significativamente menores que aquellos presentes en los EBO (Cervantes-Zepeda *et al.*, 2011).

## 1.4 Digestión anaerobia: Una opción de tratamiento biológico para residuos contaminantes.

La digestión anaerobia es un proceso biológico degradativo en el cual, la mayor parte de la materia orgánica contenida en los residuos contaminantes es convertida en una mezcla de gases, dióxido de carbono y principalmente metano, un biocombustible (Figura 2), mediante la acción de un conjunto de microorganismos y en ausencia de aceptores de electrones de carácter inorgánico (Li *et al.*, 2010; Lianhua *et al.*, 2010; Almeida *et al.*, 2011).



**Figura 2.** Digestión anaerobia de residuos contaminantes (Almeida *et al.* 2011).

La remoción de contaminantes se lleva a cabo en varias etapas que son diferentes entre sí: **hidrólisis** que involucra la transformación de compuestos orgánicos insolubles de alto peso molecular como proteínas, carbohidratos, grasas y ácidos

nucleicos, en compuestos menos complejos. Los productos metabólicos de esta etapa son utilizados como sustratos en la siguiente etapa, la **acidogénesis** donde las bacterias generan ácidos orgánicos de cadena corta como láctico, propiónico, butírico, valérico, acético, fórmico y alcoholes como metanol, etanol y butanol; así como hidrógeno ( $H_2$ ) y dióxido de carbono ( $CO_2$ ). Posteriormente y a excepción del acético, todos estos compuestos son transformados en una etapa denominada **acetogénesis**, a ácido acético,  $H_2$  y  $CO_2$ , los que finalmente son utilizados o mineralizados en la etapa de **metanogénesis** hasta metano ( $CH_4$ ) y  $CO_2$ , productos finales de la descomposición anaeróbica (Lata *et al.*, 2002; Quispeg *et al.*, 2005., Binner *et al.*, 2011)

La digestión anaerobia puede implementarse en diferentes prototipos desarrollados para hacer más eficiente el proceso de degradación de la materia orgánica, como son los diferentes prototipos de reactores anaerobios.

#### **1.4.1 Reactor de lecho de lodos de flujo ascendente (UASB)**

El reactor UASB fue desarrollado por el profesor Lettinga en 1980, para el tratamiento anaerobio de efluentes líquidos. El influente ingresa al reactor por la parte inferior mediante un flujo ascendente para tener un mejor contacto con los microorganismos, mientras que el gas y el efluente salen por la parte superior del mismo. La operación de los reactores UASB, se basa en la actividad de los diferentes grupos de bacterias involucradas en la digestión anaerobia, formando un lodo granular o floculento con alta sedimentabilidad y biológicamente activo (Lettinga *et al.*, 1980; Caicedo, 2006).

### 1.4.2 Filtro anaerobio (FA)

Otro prototipo desarrollado para el tratamiento anaerobio de efluentes líquidos es el filtro anaerobio de flujo ascendente empacado con soportes inertes, el cual se divide en tres partes: zona de entrada, zona empacada y zona de salida. Es un sistema en el que los microorganismos se adhieren al soporte de manera natural. El influente pasa a través del medio filtrante, que actúa como separador líquido-gas-sólido y ayuda a proveer un flujo uniforme dentro del reactor, propiciando un mayor contacto del residuo con los microorganismos. Este tipo filtro se ha utilizado para el tratamiento de escurrimientos de basura orgánica (Castilla *et al.*, 2009 y Gan *et al.*, 2013)

El empleo de zeolita como soporte en este prototipo ha sido reportado anteriormente por Castilla *et al.* (2009) y Gan *et al.* (2013) y se ha demostrado que tiene propiedades absorbentes y adsorbentes, propiciando el intercambio iónico de  $\text{Ca}^+$ ,  $\text{Mg}^+$  y  $\text{Na}^+$  de manera natural mejorando la actividad de los microorganismos metanógenos (Gómez, 2001). El filtro anaerobio empacado con zeolita se ha utilizado para el tratamiento de escurrimientos de basura orgánica (Castilla *et al.*, 2009 y Gan *et al.*, 2013).

## 2. ANTECEDENTES

La digestión anaerobia ha sido satisfactoriamente empleada para el tratamiento de desechos con alto contenido de materia orgánica, sin embargo existen pocos estudios sobre su uso para el tratamiento de efluentes líquidos generados durante el composteo de la fracción orgánica de la basura. Al respecto, Castilla *et al.* (2009), reportaron el co-tratamiento de EBO diluidos con ARM. Utilizaron un reactor de filtro anaerobio empacado con zeolita, alimentando concentraciones de 0.7 gDQO/L y aplicando un tiempo de retención hidráulica (TRH) de 12 y 36 h y velocidades de carga orgánica de  $1.4 \pm 0.27$  y  $0.42 \pm 0.13$  gDQO/L·d, el filtro alcanzó



eficiencias de remoción de  $48\pm 18$  y  $83\pm 8\%$ , respectivamente; una productividad de metano de  $0.21\pm 0.09$  y  $0.12\pm 0.04$  L/L·d, y la actividad metanogénica específica fue de  $0.2$  gDQO-CH<sub>4</sub>/gVSS d. El  $83\pm 8.0\%$  de los sólidos suspendidos totales fueron retenidos en el filtro y al aumentar el TRH la concentración de amonio aumentó en un 39%. Posteriormente Gan *et al.*, (2013), operaron el reactor reportado por Castilla *et al.* (2009) a concentraciones de 1.8 a 13.1 gDQO/L a un TRH de 1.5 d, alcanzando eficiencias de remoción del 79.5 al 91.5% y una productividad de metano de 0.23 a 1.84 L L<sup>-1</sup>d<sup>-1</sup>, el contenido de biogás fue entre 70 y 75% de metano a 9.0 y 12.0 gDQO/L alimentada.

Liu *et al.* (2010) evaluaron la biodegradabilidad de EBO pretratados en un reactor anaerobio de lecho granular expandido (EGSB), en condiciones mesófilas. La concentración de materia orgánica alimentada varió de 4 a 38 gDQO/L a un TRH de 31 h, y alcanzaron eficiencias de remoción del 88 al 97%, la productividad de metano se incrementó de 0.7 a 7.1 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>·d, el cual puede ser empleado como energía renovable.

Rajabi y Vafajoo (2012), estudiaron la degradación de EBO en reactores híbridos, a concentraciones de materia orgánica máximas y mínimas de 107.1 a 42.1 g/L, alcanzando eficiencias de remoción del 98 y 75%, respectivamente. Mientras que Mokhtarani *et al.* (2012), ensayaron concentraciones de 2 a 5 gDQO/L, con eficiencias de remoción del 85%; sin embargo al aumentar la concentración a 6 gDQO/L la eficiencia de remoción decayó hasta un 70%.

Hernández *et al.* (2000), emplearon un tratamiento acidogénico, para la predegradación de vinazas de ron, las cuales presentan concentraciones de materia orgánica similares a las encontradas en los EBO, de alrededor de 100 gDQO/L. En este estudio obtuvieron una eficiencia de remoción del 14% de materia orgánica y una producción de ácidos grasos volátiles de 1000 mg/L·d. De manera similar Figueroa-Torres *et al.* (2012), encontraron porcentajes de remoción

de DQO inferiores al 30% y una producción promedio de 850 mgAGV's/L·d, utilizando medio sintético con una concentración de 5.33 gDQO<sub>dextrosa</sub>/L·d.

### 3. JUSTIFICACIÓN

Los EBO generalmente no reciben tratamiento dentro de la Planta de Composteo de Bordo Poniente, pueden llegar a ser fuentes de contaminación debido a la alta concentración de materia orgánica, ya que de forma natural se mineralizan en el sitio, generando residuos que son infiltrados en el suelo y gases como CO<sub>2</sub> que tienen un importante efecto invernadero.

Muchos prototipos de reactores anaeróbicos se han propuesto para el tratamiento de residuos con alta concentración de materia orgánica, como los escurrimientos de basura orgánica, aguas residuales procedentes de la industria alimentaria, productos lácteos, de aceites comestibles, destilería de alcohol, mataderos, criaderos de ganado porcino, fabricación de harina de pescado, aguas residuales municipales, residuos de patata, industria del café, petroquímica, de algodón y agua residual sintética (Latif *et al.*, 2011). Para estos desechos los reactores anaerobios UASB y los reactores FA (Lettinga *et al.*, 1980; Kalogo y Verstraete, 1999; Castilla *et al.*, 2009; Gan *et al.*, 2013), son una alternativa para la eliminación de materia carbonada. La principal ventaja que presenta este tipo de tratamiento es que, la materia orgánica carbonada contaminante puede ser transformada a metano, energía que puede sustituir una fracción de los combustibles fósiles utilizados en la planta de composteo para las operaciones diarias de manejo de basura en la misma, además de que puede ser transformada a energía eléctrica y utilizarse para iluminación del sitio, disminuyendo los costos de manejo de basura para el gobierno del distrito federal. Como una alternativa de tratamiento para los EBO con alta concentración de materia orgánica y para los altos volúmenes de ARM de baja concentración, se estudió la mezcla de ambos

para obtener la remoción de carbono en un proceso biológico en serie: acidogénico-metanogénico.

#### **4. HIPÓTESIS**

La implementación de un sistema anaerobio acidogénico-metanogénico en serie, será adecuado para la remoción de materia orgánica contenida en la mezcla de agua residual municipal y escurrimientos orgánicos, ya que durante la acidogénesis la materia orgánica se transformará a ácidos grasos volátiles, que serán utilizados eficientemente en la etapa metanogénica subsecuente.

#### **5. OBJETIVOS**

##### **5.1 Objetivo general**

Estudiar la capacidad de eliminación de la materia orgánica contenida en una mezcla de agua residual municipal y escurrimientos orgánicos, en un sistema de reactores anaerobios acidogénico-metanogénico operados en serie.

##### **5.2 Objetivos específicos**

1. Caracterizar los EBO producidos en la planta de composteo de Bordo Poniente.
2. Implementar un proceso acidogénico en un reactor UASB, para llevar a cabo la predigestión de la materia orgánica soluble y particulada de los EBO transformándola a AGV's.
3. Implementar un proceso metanogénico en un filtro anaerobio empacado con zeolita, para realizar la conversión de la materia orgánica predigerida a metano.

## **6. METODOLOGÍA**

### **6.1 Caracterización de los escurrimientos de basura orgánica**

Los lotes de EBO fueron colectados durante las primeras 24 h del proceso de composteo en la planta de composteo Bordo Poniente de la Ciudad de México, durante los años 2012 y 2013. En época de secas los meses de colecta fueron enero, abril y diciembre del 2012 (lotes 1, 2 y 6) y enero, febrero y marzo del 2013 (lotes 7, 8 y 9). Para la época de lluvias se obtuvieron en junio, agosto y septiembre del 2012 (lotes 3, 4 y 5). Los lotes colectados se mantuvieron a 4 °C hasta su análisis en el laboratorio bajo la determinación de los siguientes parámetros DQO, ST, SF, SV, AGV's, CT, NH<sub>4</sub>, NT y pH.

### **6.2 Reactor acidogénico (RA)**

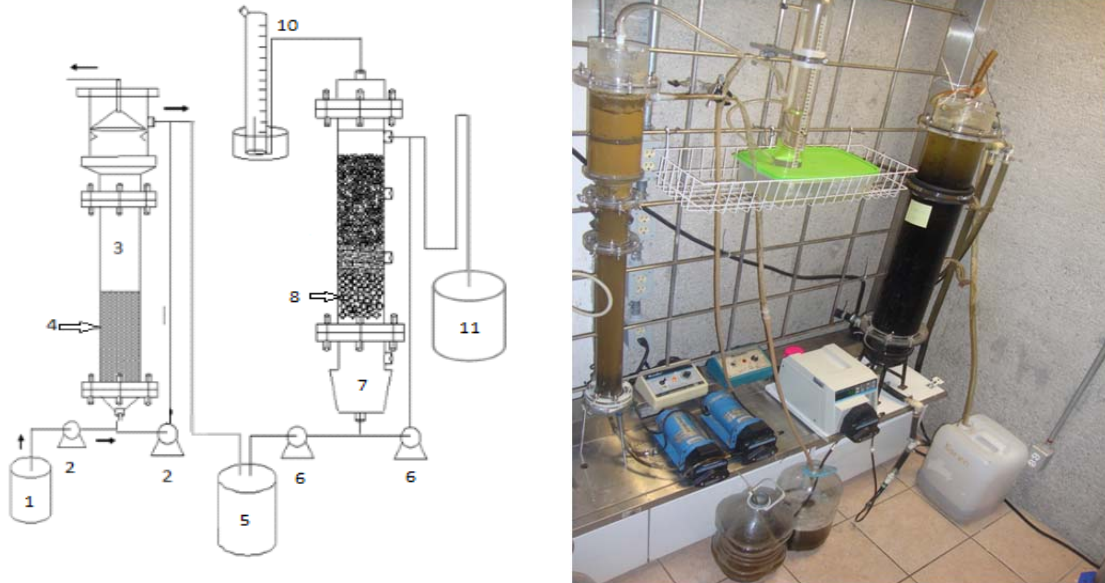
Se instaló un reactor UASB de acrílico de 2.7 L de volumen, y se inoculó con 700 mL de lodo provenientes del reactor UASB de 50 m<sup>3</sup> que trata las ARM de la unidad Iztapalapa. El inóculo de este reactor se aclimató a condiciones acidogénicas, alimentándolo con una mezcla de ARM y EBO, a un pH de 4.0 y un TRH de 12 h. Inicialmente se alimentó a una concentración de 5.0 gDQO/L, durante 15 días (arranque). La concentración de materia orgánica se incrementó hasta llegar a 26.5 gDQO/L periódicamente durante los siguientes 226 días de operación. En el día 120 de operación se detectó pérdida de biomasa en el efluente del reactor debido a la cantidad de gas producido, por lo que se le colocó una bomba de recirculación. El día 168, se reinoculó el reactor con 1000 mL de lodo anaerobio utilizado en la inoculación (Figura 3).

### **6.3 Reactor metanogénico (RM)**

Se utilizó un filtro anaerobio de 13.7 L con volumen útil de 8 L, empacado con zeolita, utilizado previamente por Castilla *et al.* (2009). Se inoculó con una mezcla de lodo proveniente de un digestor anaerobio de la UAM-I y de un lodo granular anaerobio de un digestor que trata agua de tipo industrial (efluente de La Costeña). El reactor se operó durante 233 días, en el arranque (5 días), el reactor se alimentó con una mezcla de ARM y EBO a una concentración de 5.0 g DQO/L, pH de 6 y un TRH de 36 h, el biogás se midió mediante el método de desplazamiento de una solución salina, posteriormente se alimentó al RM con el efluente del RA con la finalidad de iniciar el proceso en serie (día 90), ajustando la concentración del pH (Figura 3).

### **6.4 Operación en serie de los reactores acidogénico-metanogénico**

Una vez que ambos reactores alcanzaron eficiencias de remoción entre el 80 y 90%, se operaron en serie, alimentando el RA con la mezcla de ARM y EBO, se ajustó el pH a 4.0 con HCl concentrado. El efluente de este reactor a su vez fue empleado como influente del RM; dado que el efluente del RA tenía un pH promedio de 4.98, antes de ser alimentado al RM se llevó a un pH de 6.0 con hidróxido de sodio (NaOH 10 N) para evitar una acidificación. A partir del día 218 se ajustó el pH de la alimentación del RM con su propio efluente ya que contenía una concentración promedio de 2500.6 mgCaCO<sub>3</sub>/L, con lo cual se consiguió prescindir de la adición de NaOH y mantener el pH en el intervalo deseado (6 a 6.5).



**Figura 3.** Esquema y fotografía de los reactores anaerobios. Reactor acidogénico: 1) Alimentación 2) Bombas peristálticas de alimentación y recirculación 3) Cuerpo del reactor 4) Biomasa 5) Efluente. Reactor metanogénico 5) Alimentación 6) Bombas peristálticas de alimentación y recirculación 7) Base del reactor 8) Soporte (zeolita) y biomasa 10) Columna de acumulación de biogás y 11) Efluente del reactor metanogénico.

En la Tabla 2 se muestran las diferentes concentraciones de materia orgánica y velocidades de cargas orgánicas volumétricas (COV) alimentadas a los reactores acidogénico y metanogénico, manteniendo una relación  $COV_{RA}:COV_{RM}$  en un intervalo de 2.8 a 3.6. El desempeño de los reactores fue seguido a través de la determinación de materia orgánica expresada como demanda química de oxígeno (DQO) total y soluble, amonio ( $NH_4^+$ ), pH, relación de alcalinidades, alcalinidad producida, sulfuro disuelto y producción de biogás.

**Tabla 2.** Condiciones de operación de los reactores.

Etapa	Reactor acidogénico (TRH =0.5 d)		Reactor metanogénico (TRH =1.5 d)		Relación de COV
	DQO total (g/L)	COV <sub>RA</sub> (g DQO/L <sub>Rd</sub> )	DQO soluble (g/L)	COV <sub>RM</sub> (g DQO/ L <sub>Rd</sub> )	COV <sub>RA</sub> :COV <sub>RM</sub>
Arranque	4.92±0.24	9.8±0.5	4.56±0.21	3.0±0.1	3.2
I.p (31-86 d)	4.92±0.24	9.8±0.5	4.56±0.21	3.0±0.1	3.2
I (90-98 d)	4.92±0.24	9.8±0.5	4.56±0.21	3.0±0.1	3.2
II (99-114 d)	7.39±0.51	14.7±0.5	6.07±0.78	4.0±0.5	3.6
III (115-129 d)	10.02±0.53	20.0±1.0	8.09±0.33	5.9±0.2	3.4
IV (130-147 d)	12.84±0.73	25.6±1.4	10.7±0.79	7.1±0.5	3.6
V (148- 183)	15.56±0.80	31.1±1.6	14.6±0.95	9.7±0.3	2.8
VI (184-202)	17.81±2.13	35.6±4.2	16.3±1.66	10.8±1.1	3.3
VII (203-218)	20.90±1.51	41.8±3.0	17.5±1.93	11.6±1.2	3.6
VIII (219-233)	26.49±2.36	52.9±4.7	23.5±2.33	15.6±1.5	3.4

Etapa I.p: operación en paralelo posterior al arranque.

Etapas I a VIII: operación en serie.

## 6.5 Técnicas analíticas

### 6.5.1 Demanda química de oxígeno

Se define como la cantidad de oxígeno equivalente a la materia orgánica contenida en una muestra que es susceptible a oxidación por un oxidante fuerte, llevada a cabo en condiciones ácidas. Se reporta como la cantidad equivalente de

oxígeno, expresado en mg/L (Bylund, 1996). El método empleado fue colorimétrico, por refluo cerrado para la caracterización de las muestras de EBO y de influentes y efluentes del sistema acidogénico-metanogénico, de acuerdo con el Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (1995). Se realizó una curva estándar a partir de concentraciones crecientes de glucosa y su respectiva absorbancia se obtuvo a una longitud de onda de 620 nm (Anexo 1).

### **6.5.2 Contenido de sólidos totales y volátiles**

Sólidos totales es la expresión que se aplica a la cantidad de materia que permanece como residuo después de la evaporación de la humedad de la muestra, a una temperatura definida (105°C), se determinaron de acuerdo con Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (1995). Este parámetro se ocupó para la caracterización de los diferentes lotes de EBO.

### **6.5.3 pH**

El pH es una medida de la acidez o Basicidad de una solución. El pH fue determinado en las muestras de EBO colectadas y en el influente y efluente de ambos reactores, mediante un potenciómetro Hanna Instruments HI 255 Combined Meter.

### **6.5.4 Relación de alcalinidades**

Esta determinación se usó como parámetro de control para RM ya que permite conocer la relación entre los carbonatos producidos y los AGV's residuales; Valores menores a 0.6 indican una acidificación por acumulación de AGV's, por el



contrario niveles superiores a este valor muestran una eficiente alcalinización del reactor. La relación de alcalinidades fue determinada en el efluente del reactor y el análisis fue realizado diariamente por duplicado titulando con una solución 0.05N de  $H_2SO_4$  hasta un pH de 5.75 y continuando la titulación hasta alcanzar 4.3 de pH. La relación fue calculada de acuerdo a la ecuación 1.

$$RA = \frac{\text{Volumen gastado de solución de } H_2SO_4 \text{ (0.05N) hasta un pH de 5.75}}{\text{Volumen gastado de solución de } H_2SO_4 \text{ (0.05N) hasta un pH de 4.3}} \quad (1)$$

### 6.5.5 Amonio

La determinación de amonio, está basada en la reacción con hipoclorito de sodio en presencia de fenol, formando inicialmente una monocloramina y después un compuesto azul de indofenol, el color se desarrolla en la oscuridad en dos horas de reacción (Contreras, 1994), se realizó una curva estándar a partir de concentraciones crecientes de  $NH_4Cl$ . Se obtuvo la absorbancia a una longitud de onda de 640 nm. Este análisis se realizó para el influente y efluente del RA, así como para el efluente del RM (Anexo 3). La concentración de amonio se determinó por la curva estándar obtenida a partir de diferentes concentraciones de amonio y su respectiva absorbancia.

### 6.5.6 Sulfuro disuelto

El ión sulfuro fue determinado por el método colorimétrico reportado por Cord-Ruwisch (1985), que consiste en la precipitación del sulfuro disuelto en forma de sulfuro de cobre ( $Cu_2S$ ) en medio ácido. La absorbancia de la suspensión de  $Cu_2S$

se midió en un espectrofotómetro a una longitud de onda de 480 nm y la concentración de sulfuro se determinó por la curva estándar obtenida a partir de concentraciones crecientes de sulfuro y su respectiva absorbancia (Anexo 4).

### **6.5.7 Ácidos grasos volátiles (AGV's)**

La determinación de AGV's, se realizó para el influente y efluente de ambos reactores. Las muestras se centrifugaron a 14000 rpm; se realizó una dilución 1:10, para la cual se tomaron 100 µL de sobrenadante, se le adicionaron 850 µL de agua desionizada y 50 µL de HCl al 50%. Se cuantificaron ácido acético, ácido propiónico, ácido butírico y ácido valérico. Inicialmente se realizó una curva estándar (Anexo 5).

Para el análisis de los AGV's se utilizó un cromatógrafo de gases Hewlett Packard 5890 serie II, con una columna AT-1000 de 10 m de longitud y 0.53 mm de diámetro, con detector de ionización de flama (FID) y muestreador automático. Se utilizó una rampa de temperatura para mejorar la separación de cada uno de los AGV's. Las condiciones de análisis fueron las siguientes:

Temperatura del detector: 200 °C

Temperatura del inyector: 200 °C

Rampa de temperatura:  $T_{inicial}$  80°C, incremento 25°C/min,  $T_{final}$  200 °C, tiempo de estabilización 1 min.

Gas acarreador: Nitrógeno, a un flujo de 6.6 mL/min.

Tiempo del análisis: 7 minutos

Volumen de inyección: 0.5 µL

### **6.5.8 Metano y dióxido de carbono**

El volumen producido de biogás ( $\text{CH}_4$  y  $\text{CO}_2$ ) en los reactores se cuantificó diariamente por desplazamiento de una solución salina saturada en una columna de Mariotte.

## **7. RESULTADOS Y DISCUSIÓN**

### **7.1 Caracterización del ARM y de los EBO**

En la Tabla 3 se presenta la composición del ARM utilizada y de los lotes de EBO colectados, donde se muestra que el ARM tuvo un pH básico (8.1) en comparación de los EBO que presentaron un pH ácido (4.5 a 5.0), características debidas al proceso de fermentación durante el composteo de la basura orgánica, durante el cual se produce una alta concentración de ácidos grasos volátiles que son resultado de la descomposición de la basura (Han y Shin, 2004). Los lotes de EBO por el periodo de colecta se dividieron en época de secas y lluvias. En secas (lotes 1, 2, 6, 7, 8 y 9) presentaron una concentración de materia orgánica de 103.2 a 132.5 gDQO/L-total y de 103.8 a 121.7 gDQO/L-soluble. El carbono orgánico total representó alrededor del 33.8% de la concentración de la materia orgánica total. Los sólidos totales oscilaron entre 85.5 y 123.3 g/L y los Sólidos volátiles entre 59.2 y 86.2 g/L. La máxima concentración de los AGV's totales se encontró en el lote 8 que corresponde a la época de secas con 33.1 g/L y la mínima en el lote 5 que corresponde a la época de lluvias con 11.9 g/L. En cuanto a la concentración de nitrógeno total se encontró entre 2.3 y 5.6 g/L, del cual el amonio representó el 58.5%.

En cuanto a los lotes colectados en lluvias (3, 4 y 5), se obtuvo una concentración de materia orgánica total de 89.8 a 119.2 gDQO/L y la soluble varió de 80.5 a 111.4 gDQO/L, el carbono orgánico total representó en promedio el 35.1% de la

materia orgánica total. Los sólidos totales oscilaron de 74.6 a 110.8 g/L, los fijos de 26.3 a 34.3 g/L y los volátiles de 48.3 a 76.2 g/L. La concentración de nitrógeno total fue 2.0 a 3.6 g/L del cual, el amonio representó en promedio el 30.3%. Para el lote 4 y 5 se notó una disminución en todos los parámetros (ST, SSF, SSV, NT, AGV's) con respecto a los registrados en época de secas, debido probablemente a que la lluvia percolada en la pila de compostaje provocó dilución en el contenido de todos los compuestos de los EBO. Cabe mencionar que las concentraciones de DQO, ST y NT del lote 3 no correspondieron a las concentraciones típicas encontradas para el período de lluvias, esto puede deberse a que no se habían presentado lluvias días antes de la colecta.

**Tabla 3.** Caracterización fisicoquímica del agua residual municipal y de los escurrimientos de basura orgánica empleados en este estudio.

		Parámetros														
		Desechos (g/L)	pH	DQO total	DQO soluble	%COT	ST	SF	SV	Ace	Pro	But	Val	AGV's	NT	%NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>
Secas	ARM	8.1	0.402	0.278	Nd	0.137	Nd	0.115	0.082	0.016	0.007	0.002	0.107	Nd	Nd	
	LOTE 1 9/01/2012	4.5	129.0	111.2	Nd	104.0	28.16	76.9	12.5	1.0	1.0	0.92	15.42	Nd	Nd	
	LOTE 2 12/04/2012	4.5	118.0	111.0	Nd	91.1	31.21	59.9	11.5	3.3	0.06	1.4	16.26	Nd	Nd	
Lluvias	LOTE 3 8/06/2012	4.5	119.2	111.4	35.4	110.8	34.34	76.2	18.5	1.4	1.6	1.4	22.9	3.6	33.3	
	LOTE 4 27/08/2012	4.8	91.2	82.0	33.1	74.6	26.36	48.3	12.1	3.6	2.3	0.5	18.5	2.0	35.0	
	LOTE 5 25/09/2012	4.9	89.8	80.5	36.9	86.8	32.77	54.0	7.1	2.3	2.3	0.2	11.9	2.2	22.7	
Secas	LOTE 6 14/12/2012	4.4	110.4	103.8	33.8	85.1	25.89	59.2	14.7	1.6	1.9	0.3	18.5	2.3	69.5	
	LOTE 7 10/01/2013	4.7	103.2	100.5	36.3	92.0	28.41	63.6	17.5	1.9	1.9	0.3	21.6	2.9	72.4	
	LOTE 8 16/02/2013	5.0	121.7	110.7	32.7	102.3	33.91	68.3	26.8	3.1	3.1	0.7	33.7	5.6	41.0	
	LOTE 9 20/03/2013	4.6	132.5	121.7	32.3	123.3	37.92	86.2	16.2	0.8	0.8	0.08	17.8	3.7	51.3	

Nd: no determinado; Ace: acético; Pro: propiónico; But: butírico; Val: valérico.

Con respecto al contenido de AGV's en los lotes de EBO muestreados, se tiene que para el ácido acético se observaron concentraciones que fluctuaron de 11.5 a 26.8 g/L para los lotes de época de secas, así como de 7.1 a 18.5 g/L para los lotes de temporada de lluvias (Tabla 3), mientras que para el resto de los AGV's las concentraciones oscilaron entre 0.8 a 3.6 g/L para el propiónico, de 0.06 a 3.1 g/L para el butírico y de 0.2 a 1.4 g/L para el valérico. Estos resultados coinciden con los reportados por Brinton (1988) quien menciona que durante los primeros días del compostaje la concentración de ácido propiónico, butírico y valérico es menor, por lo que al caracterizar los EBO que fueron colectados durante las primeras 24 h de compostaje, se observaron concentraciones menores de estos ácidos y mayores de ácido acético.

Los resultados obtenidos en la caracterización de los EBO y el ARM, fueron similares a los reportados por Gan *et al.* (2013), quien encontró para los primeros, una concentración de materia orgánica de 120 gDQO/L, 11.1 g de acetato/L, 0.64 gNH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L, pH de 4.5, mientras que para el ARM los valores reportados son similares a los encontrados en este estudio para la época de secas.

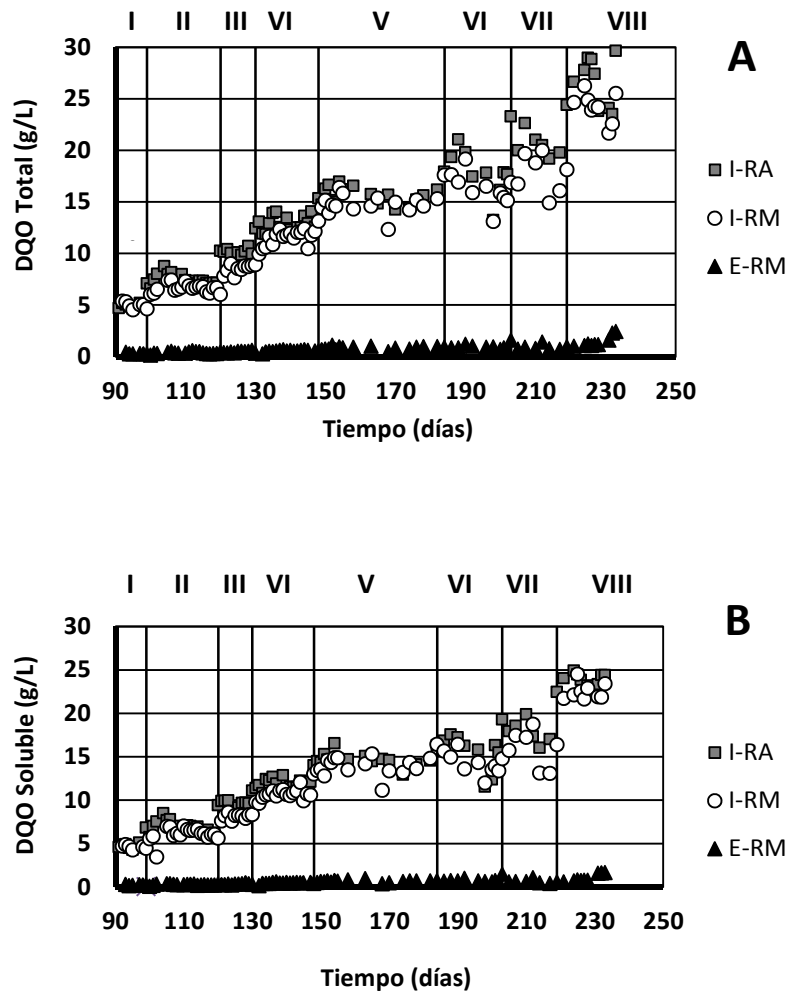
Por su parte, Liu *et al.* (2010); Rajabi y Vafajoo (2012); Mokhtarani *et al.* (2012), determinaron que este tipo de desechos tienen un pH ácido (3.8 a 6.8), concentraciones muy altas de materia orgánica que van de 51.2 a 109 g/L. En cuanto al nitrógeno total Liu *et al.* (2010) y Mokhtarani *et al.* (2012), reportaron concentraciones de 1.4 a 2.9 g/L, en este estudio fueron superiores, en promedio para la época de lluvia de 2.6 g/L y en el periodo de secas oscilaron de 2.3 hasta 5.6 g/L.

## **7.2 Reactores acidogénico-metanogénico**

Inicialmente los reactores acidogénico y metanogénico fueron operados en paralelo, se alimentaron con una mezcla de ARM y EBO a una concentración de 5.0 gDQO/L, un pH de 4 y 6, respectivamente. Una vez que los reactores alcanzaron eficiencias de remoción del 80%, se acoplaron en serie obteniendo los siguientes resultados.

### **7.2.1 Conversión de materia orgánica**

En la Figura 4-A, se observan las diferentes etapas en las que el RA fue operado. Durante los 233 días se variaron las concentraciones de materia orgánica total de 5.0 a 26.5 gDQO/L (Tabla 4). Asimismo la materia orgánica soluble presentó un comportamiento similar a la total. El reactor alcanzó una conversión de materia orgánica a AGV's que fluctuó de 42.3 a 83.7% con un promedio del 62.1%, en la que la producción AGV's correspondió de 3.4 a 9.8 DQO-AGV's g/L, mientras que la eficiencia de remoción de DQO total fue del 10.04% y de 9.59% para la soluble. Dado que el objetivo de este reactor fundamentalmente es la conversión y no la eliminación de materia orgánica, se alcanzaron eficiencias de conversión importantes.



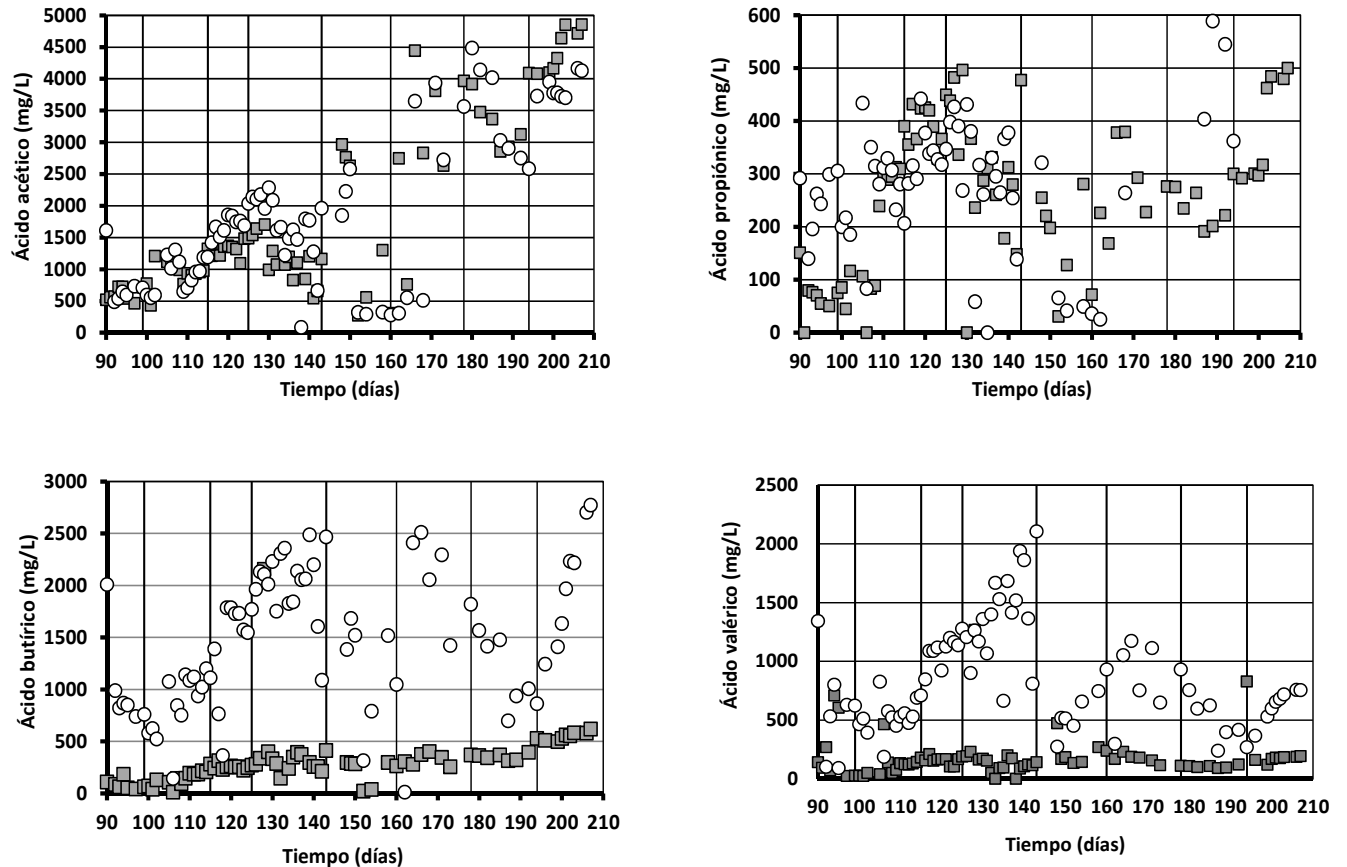
**Figura 4.** Muestra la materia orgánica total alimentada al sistema en serie acidogénico-metanogénico, así como la soluble durante las diferentes etapas de operación. I-RA: Influyente del reactor acidogénico; I-RM: Influyente del reactor metanogénico y E-RM: Efluente del reactor metanogénico.



**Tabla 4.** Desempeño del reactor acidogénico durante el periodo de operación.

Etapa	DQO total Influyente (g/L)	Eficiencia de conversión (%)	DQO-AGV (gDQO/L)	DQO soluble efluente (g/L)	Eficiencia de remoción (%)
I	4.92±0.24	77.40±15.01	3.41±0.69	4.56±0.21	0.83±1.38
II	7.39±0.51	61.78±15.90	3.96±1.50	6.07±0.78	8.95±4.81
III	10.02±0.53	83.72±13.51	6.85±1.22	8.09±0.33	15.37±4.29
IV	12.84±0.73	76.13±15.94	8.54±1.50	10.7±0.79	10.18±7.33
V	15.56±0.80	48.05±21.44	8.08±1.50	14.6±0.95	6.2±6.44
VI	17.81±2.13	45.06±24.10	7.42±3.41	16.3±1.66	8.0±6.33
VII	20.90±1.51	47.15±11.59	8.22±1.97	17.5±1.93	15.8±8.17
VIII	26.49±2.36	42.30±9.79	9.88±2.26	23.5±2.33	10.9±7.37

La conversión de la materia orgánica a los diferentes AGV's en el reactor acidogénico se muestra en la Figura 5. No se detectó la formación de ácido acético, registrándose concentraciones similares tanto en el influente como en el efluente, un comportamiento similar se observó para el ácido propiónico.



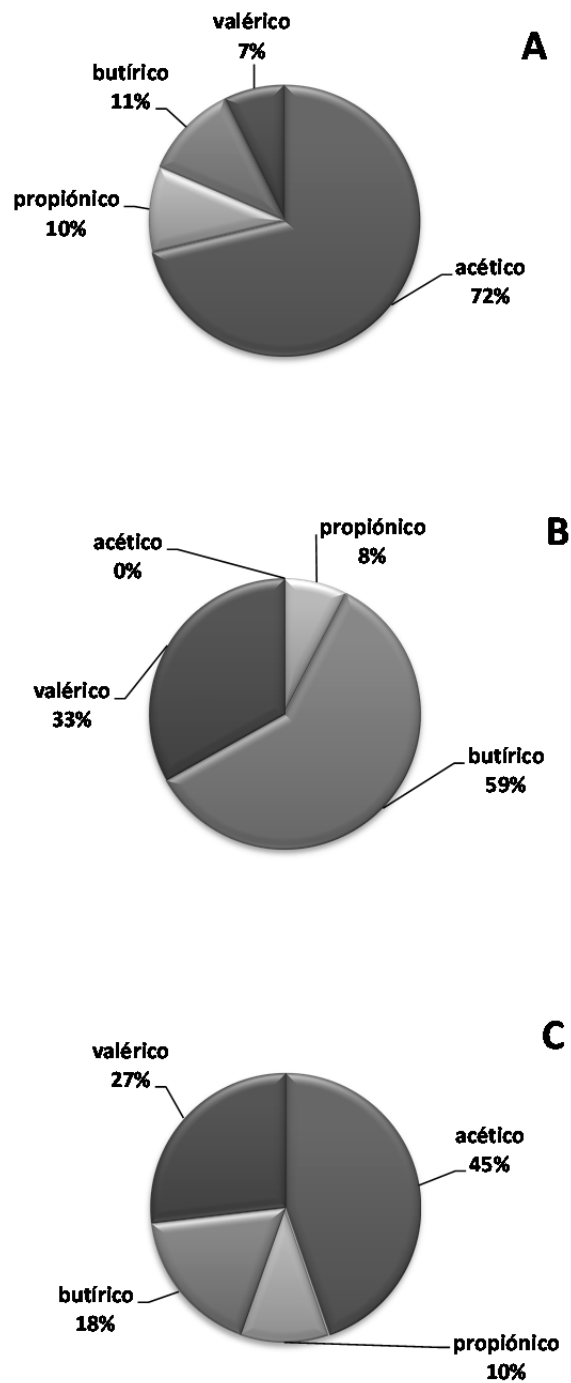
**Figura 5.** Ácidos grasos alimentados y formados en el reactor acidogénico; Influyente (■) y efluente (O).

Contrario a lo anterior, el ácido butírico presentó una concentración en la alimentación de 295.6 mg/L, encontrando en el efluente un promedio de 1180.6 mg/L. Así mismo el ácido valérico fue producido durante toda la operación del reactor, 179.8 mg/L en el influente, en el efluente se detectaron 844.3 mg/L. Encontrando que el reactor tuvo mejor capacidad para formar ácidos con mayor número de carbonos como el butírico y valérico; con limitaciones para alcanzar la conversión hasta ácido propiónico y acético. Por otro lado en el periodo que se utilizaron los lotes colectados en lluvias (130 a 143 días), la concentración de AGV's alimentados se redujo en un 50%.

Comparando el porcentaje inicial de AGV's en la mezcla de ARM y EBO alimentados, durante las diferentes etapas a las que el reactor acidogénico fue operado (Figura 6-A); el AGV's con mayor porcentaje fue el ácido acético con un 72% (1873.8 mg/L), en comparación de los demás que conformaron el 28% restante.

En la Figura 6-B se presenta la formación de AGV's en el RA, el porcentaje más alto fue para el ácido butírico con un 59%, seguido de la suma de los ácidos iso-valérico y valérico con el 33%; para el ácido propiónico una formación de apenas el 8% y el ácido acético no se formó ya que se determinó la misma concentración en el influente y en el efluente del RA. La Figura 6-C muestra el porcentaje residual de AGV's en el efluente del reactor metanogénico, quedando un 45% de ácido acético, un 10% (21.34 mg/L) de ácido propiónico, 18% de ácido butírico y 27% de ácido valérico que corresponden a 53.74 mg/L.

Como se mostró la formación de ácido acético y ácido propiónico fue baja, es decir, no hubo acetogénesis dentro del reactor acidogénico, Horiuchi *et al.* (2002) mencionan que puede deberse a que la formación del ácido acético y propiónico se lleva a cabo a un pH de neutro a básico (7 a 8) al contrario, la formación de ácido butírico y ácido valérico se da a pH (4 y 5). Por otra parte Horiuchi *et al.* (2002) sugieren que se pueden presentar cambios en las poblaciones microbianas dominantes debido a la producción de ácidos orgánicos y del pH.



**Figura 6.** Muestra el porcentaje de ácidos grasos volátiles, alimentados al reactor acidogénico (A); formados en el reactor acidogénico (B) y los residuales encontrados en el efluente del reactor metanogénico (C).

De manera global, en términos de DQO el RA presentó una conversión de la materia orgánica entre el 42.3 y 83.7% con un promedio del 62.1%, una eficiencia de remoción del 10.0% y la producción de AGV's fue de 4571 mg/L. La producción de AGV's obtenida en este estudio es superior a los resultados reportados por Hernández *et al.* (2000) quienes realizan un tratamiento acidogénico en vinazas de ron obteniendo una eficiencia de remoción del 14% de materia orgánica, pero una baja producción de AGV's (1000 mg/L·d). Al igual Figueroa-Torres *et al.* (2012), reportaron porcentajes de remoción de DQO inferiores al 30% y una producción promedio de 850 mgAGV's/L·d, utilizando medio sintético.

El RA, en este estudio se operó a un TRH de 12 h teniendo una producción de ácido acético, propiónico, butírico y valérico del 62.1%, que coincide con los resultados obtenidos por Demirel y Yenigun (2004), quienes probaron diferentes TRH sobre la acidificación de un desecho lácteo, para determinar la formación más alta de AGV's, como resultados encontraron que la mayor formación de estos fue a 12 h de TRH con el 56% de conversión.

La eficiencia de remoción de materia orgánica en el RM se muestra en la Figura 4-A y en la Tabla 5. A partir de la etapa II, el reactor se alimentó con el efluente del RA, conteniendo altas concentraciones de AGV's (5.76 g/L). De la etapa 2 a la 5 se alimentaron concentraciones que fluctuaron de 6.5 a 14.7 gDQO/L quedando un residual en estas etapas de 0.22 a 0.55 gDQOs/L; en las siguientes etapas donde se alimentaron de 16.3 a 23.5 gDQO/L, se obtuvo un residual de 0.66 a 0.94 gDQOs/L, mostrando una eficiencia de remoción de 94%. La eficiencia de remoción durante el periodo de operación fue entre el 94 y 95%.

El metano experimental en este estudio con respecto al teórico correspondió al 73% y la productividad fue aumentando conforme se incrementó de 0.65 hasta 5.9 m<sup>3</sup>CH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>·d mientras la concentración de materia orgánica en la alimentación se incrementaba de 5.0 a 23.5 gDQO/L. Estos residuales son comparables con los reportados por Han *et al.* (2005) los cuales alimentaron con 0.8 a 16.8 gDQO/L

teniendo una productividad de 0.4 a 4.1  $\text{m}^3\text{CH}_4/\text{m}^3 \cdot \text{d}$  y con los reportados por Liu *et al.* (2010), quienes alcanzaron una productividad de 0.7 a 7.1  $\text{m}^3\text{CH}_4/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ , a una concentración de materia orgánica de 4 a 38 g/L.

**Tabla 5.** Desempeño del reactor metanogénico.

Etapa	DQO total Influyente (g/L)	Eficiencia de remoción Total (%)	Alcalinidad (mg $\text{CaCO}_3/\text{L}$ )	Relación de alcalinidades	Productividad de metano ( $\text{m}^3/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ )	DQO soluble Efluente (g/L)
I	5.0±0.2	94.3±1.0	864±163	0.78±0.02	0.79±0.62	0.19±0.05
II	6.5±0.6	94.6±1.4	1113±281	0.78±0.02	0.65±0.72	0.22±0.6
III	8.2±0.8	94.9±0.9	1572±172	0.79±0.02	1.27±0.58	0.29±0.07
IV	11.3±0.9	95.4±0.7	2161±228	0.79±0.01	1.21±1.14	0.41±0.1
V	14.7±1.6	94.5±1.03	2433±455	0.80±0.03	3.64±1.57	0.55±0.14
VI	16.3±1.6	94.6±1.95	2419±296	0.83±0.03	4.36±0.34	0.66±0.11
VII	17.5±1.9	94.4±1.95	2378±226	0.82±0.01	4.72±0.22	0.71±0.37
VIII	23.5±2.33	94.0±2.23	2765±276	0.81±0.03	5.91±0.01	0.94±0.44

Comparando con lo reportado por Castilla *et al.* (2009), quienes emplearon un filtro anaerobio empacado con zeolita y probaron una mezcla de ARM y EBO a cargas orgánicas bajas 0.42 y 1.4 gDQO/L·d, alcanzando eficiencias de remoción de 48 y 83%, respectivamente. En este estudio, la eficiencia de remoción fue superior al 94%, para todas las concentraciones, velocidades de carga de materia orgánica aplicadas (Tabla 5), incluyendo en la carga orgánica más alta de 15.6 gDQO/L·d.

Por otra parte, Gan *et al.* (2013) operaron este mismo reactor con una concentración máxima de 13.1 gDQO-soluble/L, en una mezcla de ARM con EBO a un TRH de 1.5 días y alcanzó eficiencias en la remoción de materia orgánica del

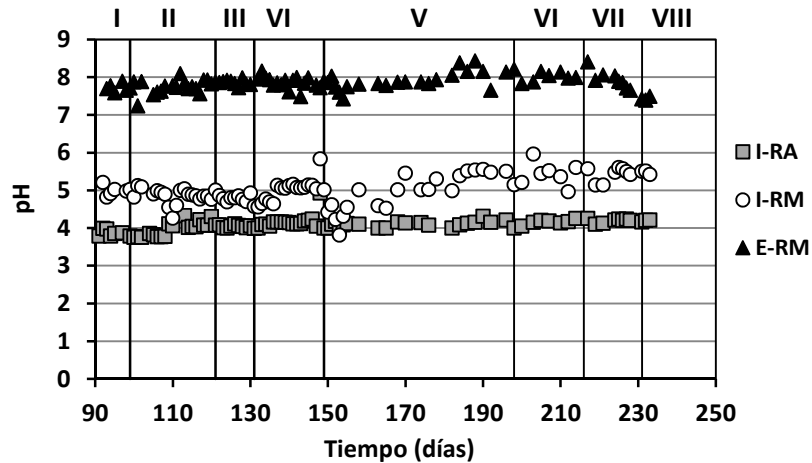
81 al 91.9%. Por el contrario y como ya se mostró, en el presente estudio la remoción fue superior al 94% a una a concentraciones de 23.5 gDQO/L en el RM, debido a la predegradación de la materia orgánica llevada a cabo en el RA que propició la conversión eficiente de materia orgánica a biogás con altas productividades de metano.

Liu *et al.* (2010) y Rajabi y Vafajoo (2012), consideran el tratamiento anaerobio como una alternativa para la depuración de desechos provenientes del composteo conteniendo elevadas concentraciones de contaminantes orgánicos; coincidiendo en que se puede obtener un beneficio energético a través de la producción  $\text{CH}_4$  en el biogás. Con los resultados obtenidos en el presente estudio se reafirman estas consideraciones y se provee una opción de tratamiento a estos desechos para la planta de composteo de bordo poniente.

### **7.2.2 Evolución del pH y producción de alcalinidad**

La Figura 7 muestra el pH del influente del reactor acidogénico el cual se mantuvo en un nivel ácido ( $4.0 \pm 0.12$ ), durante los 233 días de operación. El nivel de pH se incrementó en el efluente a 5.1, debido a la presencia y formación de ácido Butírico y valérico que se formaron en mayor proporción y que tienen un  $\text{pK}_a$  de 4.8.

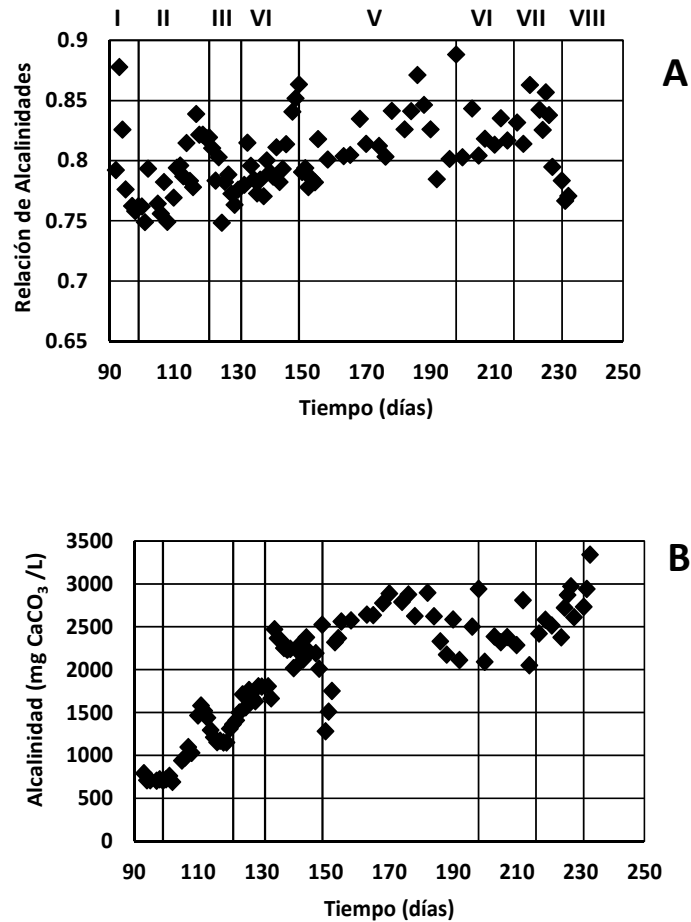
Para evitar la acidificación del RM, al alimentarlo con un efluente ácido, el pH de la alimentación fue ajustada previamente con NaOH a un pH de 6.0 lo que produjo una operación estable del RM del que se obtuvo un efluente con un pH alcalino ( $7.8 \pm 0.21$ ).



**Figura 7.** pH en el influente del reactor acidogénico y en el influente y efluente del reactor metanogénico.

La Figura 8-A, muestra la relación de alcalinidades observada en el RM. Durante los días 91 a 99, que corresponden al arranque del reactor la relación de alcalinidades fue de 0.81; en los siguientes 7 días en los que se inició la operación en serie acidogénico-metanogénico (día 99 al 108) bajó a 0.76, por lo que la adición de NaOH o efluente del mismo reactor (metanogénico) promovió la eficiente alcalinización y evitó la acidificación, manteniendo los niveles en 0.81 en los siguientes días (109 al 233) de operación. Estos valores son cercanos a los reportados para la digestión anaerobia en ARM de fácil acidificación, Pérez y Torres (2008).





**Figura 8.** Presenta la relación de alcalinidades (A) y producción de carbonatos (B) en el efluente del reactor metanogénico.

La Figura 8-B, muestra la producción de carbonato en el reactor metanogénico, la concentración mínima fue de 864 mgCaCO<sub>3</sub>/L, y se incrementó conforme la concentración de materia orgánica se aumentó (Tabla 5), alcanzado una producción máxima de 2765 mgCaCO<sub>3</sub>/L en la etapa VIII de operación. Por otra parte, debido al alto contenido de CaCO<sub>3</sub> a partir del día 218 el efluente del reactor metanogénico se utilizó para alcalinizar el influente de este reactor. La alta concentración de carbonatos y la degradación favorable de AGV's a metano,

indicaron que el reactor puede tolerar concentraciones aún más altas de materia orgánica.

En el reactor metanogénico, el pH y la relación de alcalinidades se mantuvieron en promedio en 7.8 y 0.8 respectivamente. Pérez y Torres en el 2008, encontraron que estos parámetros son de importancia en procesos anaerobios ya que las bacterias metanogénicas no son tolerantes a pH ácidos afectando su capacidad de degradación y causando inhibición de la metanogénesis. Por lo que el proceso dividido en dos etapas (acidogénesis-metanogénesis) resulta adecuado para el tratamiento de desechos con alta concentración de materia orgánica siempre que se controle la carga orgánica volumétrica aplicada al RM y el pH del influente, como se demuestra con los resultados obtenidos en este estudio.

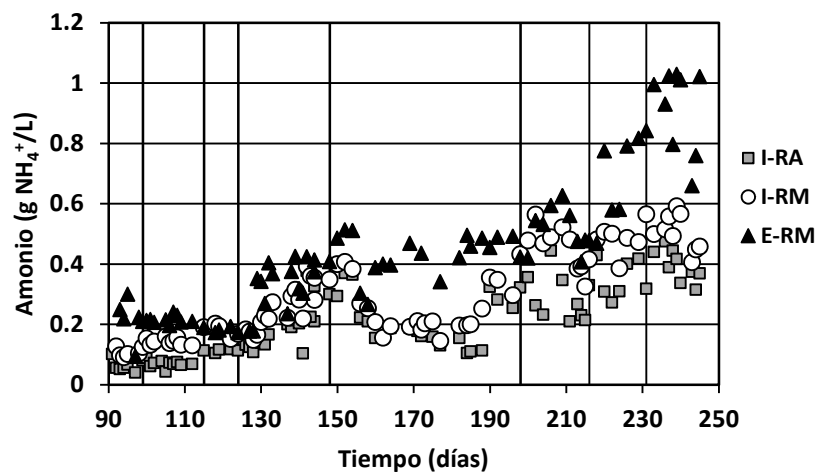
La producción de metano presentó el mismo comportamiento que el  $\text{CaCO}_3$  producido en el reactor metanogénico, esto debido a que durante la utilización del ácido acético por las bacterias metanogénicas acetoclásticas, ya que de la porción carboxilica de la molécula se forma carbonato, mientras que la fracción metílica se utiliza para la formación de metano (Castilla, 2006).

### **7.2.3 Evolución de amonio y sulfuro disuelto**

En la Figura 9 se presenta la producción de amonio en el sistema acidogénico-metanogénico, el cual aumentó conforme la concentración de materia orgánica fue incrementada.

En el RA la concentración inicial de este compuesto en el influente fue de 0.06 g/L y alcanzó hasta 0.38 g/L; en el efluente se observó un incremento desde 0.10 g/L hasta 0.50 g/L, indicando una amonificación durante este proceso. Por otra parte, en el efluente del RM, se encontró una concentración de 0.21 a 0.64 g/L (de la etapa I hasta la VII). Sin embargo en la última etapa la concentración de amonio

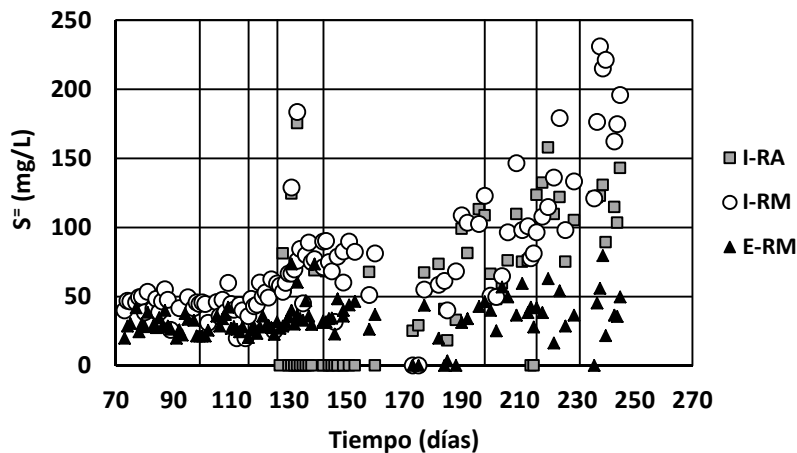
del influente aumentó hasta 0.90 g/L, debido a que en esta etapa el influente del reactor metanogénico se neutralizó con su propio efluente. En este reactor también hubo amonificación y no se observó una remoción del amonio a pesar de estar empacado con zeolita, un intercambiador iónico que se ha utilizado para reducir el contenido de este compuesto en efluentes ricos en amonio. En base a las concentraciones de DQO y amonio en el efluente del RM se obtuvo una relación  $DQO/NH_4^+$  que varió de 0.9 a 1.37 g/L (Tabla 6).



**Figura 9.** Producción de amonio durante el proceso acidogénico-metanogénico.

Han y Shin (2004), mencionan que concentraciones de  $NH_3$ , entre 1500 y 3000 mg/L, son tolerables para los microorganismos involucrados en el proceso anaerobio, pero si se exceden los 3000 mg/L, pueden ser tóxicos independientemente del pH y causar una disminución en la producción de metano. En este estudio las concentraciones máximas de amonio fueron tres veces menores a este nivel, por lo que la producción de metano no se vio afectada.

La Figura 10 muestra la evolución del sulfuro disuelto en el sistema acidogénico-metanogénico, la mayor concentración se presentó en el efluente del reactor acidogénico y la menor en el efluente del reactor metanogénico.



**Figura 10.** Producción de sulfuro disuelto durante el proceso acidogénico-metanogénico.

Como se muestra en la Tabla 6, el sulfuro disuelto en el influente del reactor acidogénico presentó una concentración de 54.7 a 124 mg/L, mientras que en el efluente las concentraciones alcanzaron valores de 40.0 a 180.9 mg/L indicando una probable actividad proteolítica propia de la fermentación de materia orgánica a pH ácido, a través de la cual se liberan los grupos sulfhidrilo (r-sh) de las proteínas y son detectados como sulfuro disuelto, ya que en general, los EBO carecen de sulfato disponible para las bacterias sulfato reductoras (excepto en la etapa IV).

Madigan *et al.* (1999) mencionan que el sulfuro se relaciona con el pH, ya que a pH mayores de 8 la forma dominante es el ion sulfuro ( $S^{2-}$ ), a pH neutro existe un equilibrio entre la forma no ionizada de sulfuro ( $H_2S$ ) y el ion sulfuro de hidrógeno

(HS<sup>-</sup>), y por debajo de pH 6 la principal especie es el H<sub>2</sub>S, que fue lo que sucedió en este estudio, dado que el efluente del reactor acidogénico presentó un pH de 5.1 y la mayor concentración de sulfuro disuelto, 180 mg/L. Por su parte, en el efluente del RM se observó una menor concentración de sulfuro disuelto fluctuando de disuelto fluctuando de 26.6 a 45.7 mg/L, indicando una probable remoción del mismo. Este comportamiento es contrario a lo reportado para RM, en los que generalmente se produce sulfuro, por la actividad de bacterias sulfato reductoras que compiten por la materia orgánica con las bacterias metanogénicas

Probablemente una fracción reducida del sulfuro que ingresa al reactor metanogénico por el influente, fue arrastrada por el gas producido y formó parte del biogás, aunque también y lo más probable es que el sulfuro fue utilizado por bacterias desnitrificantes autótrofas, usando nitrato o nitrito como aceptores de electrones. En el estudio realizado por Lens y Kuenen (2001), mencionan que se puede llevar a cabo una desnitrificación en condiciones anóxicas, esta se realiza en presencia de nitrato (NO<sub>3</sub><sup>-</sup>), donde las bacterias sulfuro oxidantes del género *Thiobacillus*, oxidan el sulfuro liberando electrones para reducir el nitrato a nitrógeno molecular.

**Tabla 6.** Evolución del amonio y sulfuro disuelto en el sistema en serie acidogénico-metanogénico. I-RA:influyente del reactor acidogénico; I-RM: Influyente del reactor metanogénico y E-RM: Efluente del reactor metanogénico.

<b>Etapa</b>	<b>DQO total influyente (g/L)</b>	<b>Amonio I-RA (g/L)</b>	<b>Amonio I-RM (g/L)</b>	<b>Amonio E-RM (g/L)</b>	<b>Relación DQO/NH<sub>4</sub><sup>+</sup> (g/L)</b>	<b>Sulfuro I-RA (mg/L)</b>	<b>Sulfuro I-RM (mg/L)</b>	<b>Sulfuro E-RM (mg/L)</b>
<b>I</b>	4.92±0.24	0.06±0.02	0.103±0.01	0.215±0.07	1.11±0.80	Nd	44.71±6.57	29.38±6.30
<b>II</b>	7.30±0.48	0.08±0.02	0.15±0.01	0.205±0.01	1.13±0.30	Nd	40.01±10.39	28.52±6.38
<b>III</b>	10.02±0.53	0.112±0.005	0.18±0.02	0.183±0.008	0.90±0.38	54.75±0	68.07±11.88	36.20±11.0
<b>IV</b>	12.84±0.73	0.183±0.07	0.248±0.07	0.330±0.08	0.99±0.38	65.77±11.66	47.00±10.99	26.64±4.30
<b>V</b>	14.6±0.95	0.20±0.08	0.25±0.08	0.43±0.07	1.37±0.62	59.59±30.43	67.43±30.18	27.07±16.78
<b>VI</b>	16.3±1.66	0.28±0.07	0.45±0.07	0.50±0.07	1.33±0.24	77.35±21.81	88.73±30.7	42.11±11.22
<b>VII</b>	17.5±1.93	0.35±0.06	0.46±0.04	0.64±0.15	1.24±0.88	117.89±25.54	123.55±28.99	39.70±15.46
<b>VIII</b>	23.5±2.33	0.38±0.05	0.50±0.06	0.90±0.13	1.10±0.65	124.69±23.04	180.92±36.87	45.72±23.81

## 8. Conclusiones

- ❖ El proceso en serie acidogénico-metanogénico resultó adecuado para la remoción de la materia orgánica, además de su conversión a cantidades importantes de biogás (CH<sub>4</sub>).
- ❖ El reactor acidogénico alcanzó una conversión del 62.1% de materia orgánica en AGV's con las diferentes cargas alimentadas. Se produjeron principalmente ácido butírico y valérico y no hubo acetogénesis ya que no se originaron ácido acético y propiónico.
- ❖ El proceso acidogénico-metanogénico no se desestabilizó cuando se alimentaron concentraciones de materia orgánica de hasta 26.5 gDQO/L. Se alcanzó una relación de alcalinidades de 0.81, eficiencias de remoción del 95 al 96% y una productividad y velocidad de producción de metano de 5.9 L/L·d y 47.2 L/d, respectivamente.
- ❖ En el proceso acidogénico-metanogénico hubo amonificación, pero no remoción de este compuesto rindiendo una relación DQO/NH<sub>4</sub><sup>+</sup> de 1.15 g/L en el efluente del reactor metanogénico, por lo que el efluente producido del reactor metanogénico fue tratado en un proceso adecuado para la remoción de amonio.
- ❖ La mayor concentración de sulfuro fue detectada en el reactor acidogénico (180 mg/L), con una disminución marcada en el reactor metanogénico (45 mg/L), posiblemente por actividad desnitrificante autótrofa.

## 9. Bibliografía

- Almeida A., Navarrete-Rivera E., Alvarado A., Cervantes-Ovalle A., Luevanos M. P. E., Oropeza R., Bolagurusamy N. 2011. Expresión genética en la digestión anaerobia: un paso adelante en la comprensión de las interacciones tróficas de esta biotecnología. *Acta Química Mexicana*. 3 (6): 14-34.
- Binner R., Menath V., Huber H., Thomm M., Bischof F., Schmack D., Reuter M. 2011. Comparative study of stability and half-life of enzymes and enzyme aggregates implemented in anaerobic biogas process. *Biomass Conv. Bioref.* 1:1- 8.
- Brinton W.F. 1988. Volatile organic acids in compost production and odorant aspects. *Compost Sci. and Utilization*. 6: 75-82.
- Bylund G. 1996. Manual de industrias lácteas tetra pack processing systems. Traducido por López G.A., Madrid V.A. Ed. Iragra S.A. Madrid, España. 425p.
- Caicedo M. J. F. 2006. Diseño, Construcción y arranque de un reactor UASB piloto para el tratamiento de lixiviados. Tesis de especialidad. Universidad Nacional de Colombia. Sede Manizales.
- Castilla P. 2006. Biodegradación anaerobia de compuestos petroquímicos. Tesis de doctorado. Universidad Autónoma Metropolitana. Unidad Iztapalapa. Biotecnología Ambiental.
- Castilla P., Aguilar, L., Escamilla, M., Silva, B., Milan, Z., Monroy, O., Meraz, M. 2009. Biological degradation of a mixture of municipal wastewater and organic garbage leachate in expanded bed anaerobic reactors and a zeolite filter. *Water Science and Technology*. 21: 723-728.



- Cervantes F.J. 2010. Tratamiento anaerobio de las aguas residuales en México. Instituto Potosino de Investigación Científica y Tecnológica (IPICYT).
- Cervantes-Zepeda M., Cruz-Colín R., Aguilar-Corona R., Castilla-Hernández P., Meraz-Rodríguez M. 2011. Caracterización físico-química y microbiológica del agua tratada en un reactor UASB escala piloto. *Revista Mexicana de Ingeniería Química*. 10 (1): 66-67.
- Contreras F. 1994. Manual de técnicas hidrobiológicas. Ed. Trillas. México, D.F. 69-74p.
- Cord-Ruwisch R. 1985. A quick method for the determination of dissolved and precipitated sulfides in cultures of sulfate-reducing bacteria. *Journal of Microbiological Methods*. 4:33-36.
- Demirel B., Yenigun O. 2004. Anaerobic acidogenesis of dairy wastewater: the effects of variations in hydraulic retention time with no pH control. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*. 79: 755-760.
- Figuroa-Torres G., Certucha-Barragán M., Burgos-Duarte R., Monge-Amaya O., Almendariz F. 2012. Acondicionamiento de un reactor anaerobio empacado con zeolita clinoptilolita para la inmovilización de biomasa acidogénica.
- Gan J. 2010. Eliminación de materia carbonada de residuos líquidos orgánicos municipales en un filtro anaerobio. Tesis. Universidad Autónoma Metropolitana. Especialidad en Biotecnología.
- Gan J., Fajardo C., Meraz M., Castilla P. 2013. Co-tratamiento de lixiviados producidos en una planta de composteo de desechos sólidos urbanos biodegradables en la Ciudad de México. Tesis. Universidad Autónoma Metropolitana. Especialidad en Biotecnología.

- Gómez M. M. J. 2001. Síntesis, Caracterización y aplicaciones Catalíticas de zeolitas básicas. Tesis de doctorado. Universidad Complutense de Madrid.
- Han S.K., Kim S.H., Shin, H.S. 2005. UASB treatment of wastewater with VFA and alcohol generated during hydrogen fermentation of food waste. *Process Biochem.* 40: 2897-2905.
- Hernández A., Meraz M., Fajardo C. , Monroy O. 2000. Anaerobic treatment of sugar cane vinasses in two stage UASB reactor. *Memorias en extenso del VI Taller y Seminario Latinoamericano de Digestión Anaerobia, Brasil.*
- Horiuchi J.I., Shimizu T., Tada K., Kanno T., Kobayashi M. 2002. Selective production of organic acids in anaerobic acid reactor by pH control. *Bioresource Technology.* 82: 209-213
- Kalogo Y., Verstraete W. 1999. Development of anaerobic sludge bed (ASB) reactor technologies for domestic wastewater treatment: motives and perspectives. *World Journal of Microbiology and Biotechnology.* 15 (5): 523- 534.
- Lata K., Rajeshwari K.V., Pant D.C., Kishore V.V.N. 2002. Volatile fatty acid production during anaerobic. mesophilic digestion of tea and vegetable market wastes. *World Journal of Microbiology and Biotechnology.* 18: 589-592.
- Latif, A., Ghufraan, R., Abdul, W.Z. y Ahmad A. 2011. Integrated application of upflow anaerobic sludge blanket reactor for the treatment of wastewaters. *Water Research.* 45 (16): 4683-4699.
- Lens P., Kuenen J. (2001). The biological sulfur cycle: novel opportunities for environmental biotechnology. *Wat. Sci. Technol.* 44 (8): 57-66.

- Lettinga G., van Velseo A.F.M., Hobma S.W., de Zeeuw W. 1980. Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnol. Bioeng.* 22 (4): 699-734.
- Ley de residuos sólidos del distrito federal. 2003. Gaceta Oficial del Distrito Federal el 22 de abril de 2003.
- Li R., Chen S., Li X. 2010. Biogas production from anaerobic co-digestion of food waste with diary manure in a two-phase digestion system. *Appl. Biochem. Biotechnol.* 160: 643-654
- Lianhua L. Dong L., Yongming S., Longlong M., Zhenghong Y., Xiaoying K. 2010. Effect of temperature and solid concentration on anaerobic digestion of rice straw in south china. *International Journal of Hydrogen Energy.* 35: 7261-7266
- Liu J., Zhong J., Wang Y., Liu Q., Qian G., Zhong L., Guo R., Zhang P., Xu Z.P. 2010. Effective bio-treatment of fresh leachate from pretreated municipal solid waste in an expanded granular sludge bed bioreactor. *Bioresource Tech.*101: 1447-1452.
- Madigan M., Martinko J., y Parker J. 1999. Cap. 13. Diversidad metabólica de los microorganismos y Cap. 16. Diversidad procariótica: Dominio bacteria. En: Brock *Biología de los microorganismos.* Décima edición. Prentice Hall, Iberia. 473-531, 636-664pp.
- Maleki A., Zazouli M.A., Izanloo H., Rezaee R. 2009. Composting plant leachate treatment by coagulation-flocculation process. *American-Eurasian J. Agric. & Environ. Sci.* 5 (5): 638-643

- Metcalf & Eddy. I.N.C. 1996. Wastewater engineering: treatment disposal reuse. Ed. McGraw-Hill, Third edition, USA.
- Mokhtarani N., Bayatfard A. and Mokhtarani B. 2012. Full scale performance of compost's leachate treatment by biological anaerobic reactors. Waste Management & Research. 30 (5) 524–529.
- Monje R. I. y Orta de Velásquez M. T. (2004). Removal and transformation of recalcitrant organic matter from stabilized saline landfill leachates by coagulation–ozonation coupling processes. Water. Research 9 (38): 2359-2367.
- Mora J. 2004. El problema de la basura de la ciudad de México. Adolfo Christlieb Ibarrola. Fundación de Estudios Urbanos y Metropolitanos.
- Pérez A. y Torres P. 2008. Índices de alcalinidad para el control de tratamiento anaerobio de aguas residuales fácilmente acidificables. Ingeniería Competitividad. 10 (2): 41-52
- Quispeg D., Gímenez A., Mattiason B., Álvarez M. 2005. Establecimiento de las condiciones óptimas para la producción de biogás a partir de ácidos grasos volátiles obtenidos de la hidrólisis anaerobia de la papa (*Solanum tuberosum*) a nivel de laboratorio. BIOFARBO. 13: 27- 32.
- Rajabi S., Vafajoo L. 2012. Investigating the treatability of a compost leachate in a hybrid anaerobic reactor: An experimental study. World Academy of Science, Engineering and Technology 61: 1175–1177.
- Standard methods: For the examination of water and wastewater. (1995). 19<sup>th</sup> edition, American Public Health Association. Washington, DC. USA.

Trujillo D., Font X., Sánchez A. 2006. Use of Fenton reaction for the treatment of leachate from composting of different wastes. *J. Hazardous Mater.* B138: 201-204.

Zhou C., Wang R., Zhang Y. 2010. Fertilizer efficiency and environmental risk of irrigating Impatiens with composting leachate in decentralized solid waste management. *Waste Manag.* 30: 1000-1005

Estosdias. 2012. <http://www.estosdias.com.mx/blog/archivos/226> consulta el 6 de septiembre del 2013.

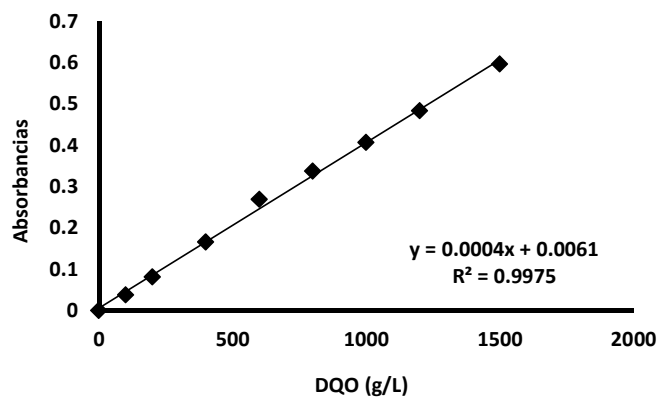
## 10. ANEXOS

### Anexo 1. Demanda química de oxígeno

Para la determinación de DQO en las muestras, inicialmente se realizó una curva estándar, la cual consistió en preparar soluciones (con glucosa) a diferentes concentraciones. De cada una de ellas se colocó 2 mL en tubos Hach y se le adicionó 1 mL de solución digestora y 2 mL de solución catalizadora. Se sometieron a digestión a 150 °C durante 2 hrs, posteriormente se dejaron enfriar hasta alcanzar la temperatura ambiente y se leyeron a 620 nm en un espectrofotómetro. Se estimó la pendiente (m), la ordenada al origen (b) y el coeficiente de determinación ( $R^2$ ) de la ecuación de la recta. Estos parámetros fueron utilizados posteriormente para estimar la concentración de la materia orgánica de las muestras obtenidas en los reactores.

#### Curva estándar de DQO

Concentración (g/L)	Promedio (g/L)	Desviación estándar
0	0	0
100	0.038	0
200	0.0815	0.003
400	0.166	0.005
600	0.269	0.005
800	0.337	0.002
1000	0.4065	0.002
1200	0.483	0.001
1500	0.596	0.008



Las muestras se obtuvieron del influente y efluente del reactor acidogénico y metanogénico, fueron colocadas en tubos Hach para determinar DQO total y soluble. Esta determinación se realizó por duplicado.

## Anexo 2. Sólidos totales

Para determinar el contenido de sólidos, se utilizó una capsula de porcelana. Estas se colocaron en la mufla a una temperatura de 550°C por media hora, una vez transcurrido el tiempo se pasaron a un desecador, posteriormente fueron pesadas en una balanza analítica hasta obtener un peso constante. Enseguida se colocaron 25 mL de muestra (EBO), se dejaron en la estufa a una temperatura de 100 °C durante 24 horas (ST). Se sacaron y mantuvieron en el desecador y se pesaron. Por último se introdujeron a la mufla a una temperatura de 550°C por media hora, posteriormente se colocaron en el desecador y se pesaron (SF). El contenido de sólidos se calculó mediante la diferencia de pesos por medio de la ecuación 1.

$$ST \text{ (g/L)} = \frac{P. \text{ capsula } 100^{\circ}\text{C (g)} - P. \text{ capsula } 550^{\circ}\text{C (g)}}{\text{Volumen de muestra (L)}} \quad (2)$$

$$SF \text{ (g/L)} = \frac{P. \text{ capsula } 550^{\circ}\text{C (g)} - P. \text{ capsula } 550^{\circ}\text{C (g)}}{\text{Volumen de muestra (L)}} \quad (3)$$

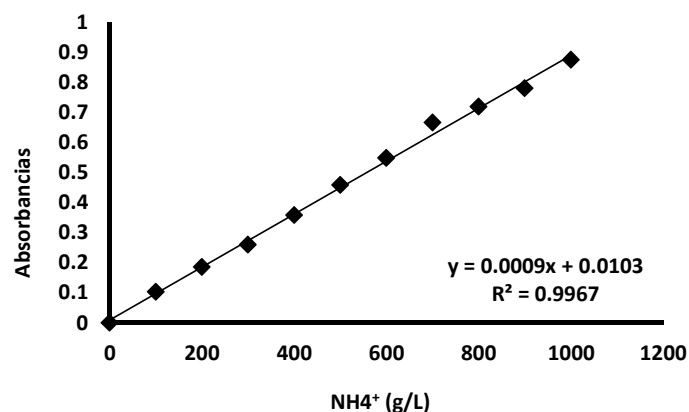
$$SV \text{ (g/L)} = ST - SF \quad (4)$$

### Anexo 3. Amonio

Para el análisis de amonio en las muestras, inicialmente se realizó una curva estándar, para la que se prepararon soluciones patrón a partir de cloruro de amonio ( $\text{NH}_4\text{Cl}$ ), con las diferentes concentraciones, de estas se tomaron 5 mL, se vaciaron en tubos Hach y se les agregaron 200  $\mu\text{L}$  de solución de fenol, 200  $\mu\text{L}$  de solución de nitroprusiato de sodio y 500  $\mu\text{L}$  de solución oxidante fresca; se taparon y agitaron. Posteriormente fueron colocadas en la oscuridad durante dos horas, transcurrido este tiempo se midió la absorbancia en un espectrofotómetro a 640 nm. A partir de las concentraciones se obtuvieron los parámetros de la ecuación de la recta. Las muestras se obtuvieron del influente y efluente de los reactores colocando 5 mL en tubos Hach.

#### Curva estándar de $\text{NH}_4^+$

Concentración (g/L)	Promedio (g/L)	Desviación estándar
0	0	0
100	0.1035	0.004
200	0.186	0.014
300	0.26	0.014
400	0.3585	0.010
500	0.458	0.019
600	0.548	0.019
700	0.666	0.014
800	0.719	0.007
900	0.78	0.005
1000	0.875	0.063





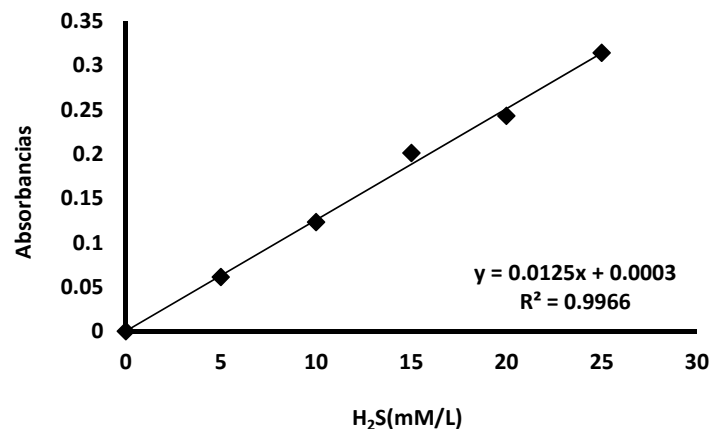
#### Anexo 4. Sulfuro disuelto

Para el análisis de sulfuro en las muestras, inicialmente se realizó una curva estándar, para la que se prepararon soluciones patrón a partir de sulfuro de sodio ( $\text{Na}_2\text{S}$ ), con diferentes concentraciones de  $\text{Na}_2\text{S}$ .

Se tomaron 4 mL de  $\text{CuSO}_4$  en tubos Hach y se les agregaron la solución estándar de  $\text{Na}_2\text{S}$  y finalmente agua reducida. Conforme se agregaban todas las soluciones se tapaban perfectamente y se agitaron en vórtex, e inmediatamente se leyó la absorbancia en un espectrofotómetro a una longitud de onda de 480 nm. A partir de las concentraciones y las absorbancias se obtuvieron los parámetros de la ecuación de la recta. Las muestras se tomaron de influente y efluente de los reactores (acidogénico y metanogénico) colocando 4 mL de  $\text{CuSO}_4$  en tubos Hach y 100  $\mu\text{L}$  de muestra y se leyó a 480nm.

#### Curva estándar de $\text{H}_2\text{S}$

Concentración (mM/L)	Promedio (mM/L)	Desviación estándar
0	0	0
5	0.061	0.009
10	0.123	0.004
15	0.201	0.001
20	0.243	0.007
25	0.314	0.005

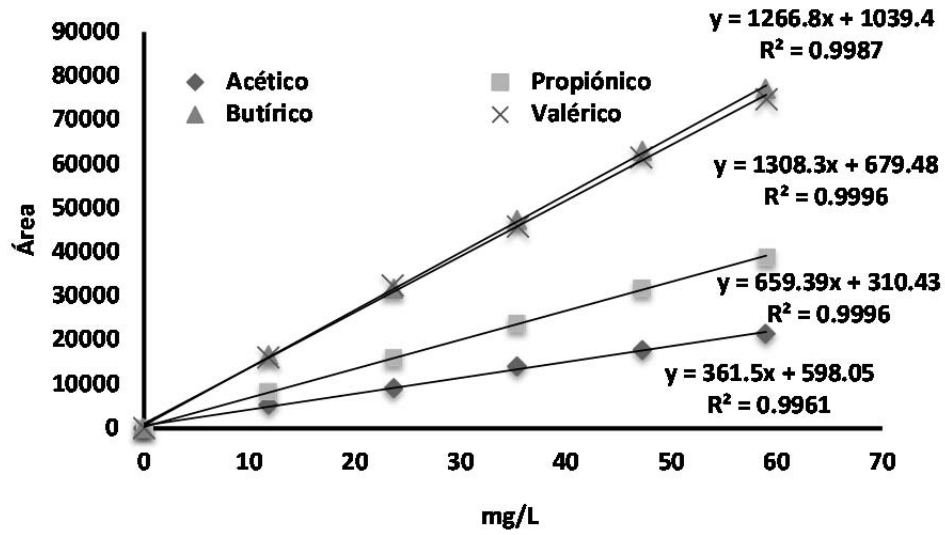


## Anexo 5. Ácidos grasos volátiles

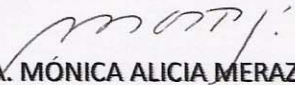
Para la curva patrón, se preparó una mezcla de ácido acético, propiónico, butírico y valérico en concentración de 5 milimol/L. En viales para cromatografía se agregaron 0.95 mL de cada solución estándar y se adicionaron 50  $\mu$ L de ácido clorhídrico diluido al 50%. Posteriormente se analizaron en un cromatógrafo de gases con detector FID, se registraron las áreas en los cromatogramas y se obtuvieron los parámetros de la ecuación de la recta para cada ácido.

### Curva estándar de ácido acético

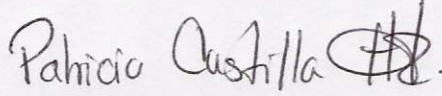
Concentración (mM/L)	Ácido acético	Ácido propiónico	Ácido butírico	Ácido valérico
	Promedio (Área)	Promedio (Área)	Promedio (Área)	Promedio (Área)
0	0	0	0	0
1	18551.5	29060	52212	50468
2	32879.5	60473	116540	108672
3	44780.5	85176	164313	152267
4	5774.5	116107	22861815	210419
5	72062.5	144572	285387	236743



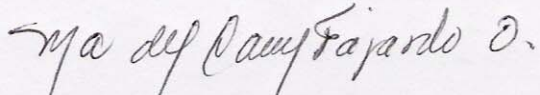
DIRECTORA:

  
DRA. MÓNICA ALICIA MERAZ RODRÍGUEZ  
DEPTO. DE BIOTECNOLOGÍA, DCBS, UAM-IZTAPALAPA

CO-DIRECTORA:

  
DRA. PATRICIA CASTILLA HERNÁNDEZ  
DEPTO. EL HOMBRE Y SU AMBIENTE, DCBS, UAM-XOCHIMILCO

LECTORA:

  
DRA. MARÍA DEL CARMEN FAJARDO ORTÍZ  
DEPTO. DE BIOTECNOLOGÍA, DCBS, UAM-IZTAPALAPA

**PRESENTACIONES EN EVENTOS ESPECIALIZADOS ASOCIADOS A ESTA  
TESIS**



Unidad Iztapalapa

**La División de Ciencias Biológicas y de la Salud y la Comisión Académica del  
Posgrado en Biotecnología otorgan la presente  
Constancia de Participación en el 2º Simposio: Perspectivas en Biotecnología a**

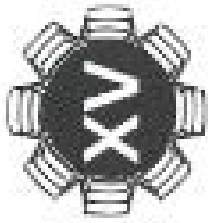
**Karen N. Cárdenas, Patricia Casilla y Mónica Meraz**

**por el cartel**

**TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE EFLUENTES LÍQUIDOS DEL COMPOSTEO DE BASURA  
ORGÁNICA EN REACTORES ANAEROBIOS**

*México D.F., a 05 de abril de 2013*

Dr. Francisco José Fernández Perrino  
Coordinador del Posgrado en Biotecnología



National Congress of  
**Biotechnology and  
Bioengineering**



**GIM2013**  
12th International Symposium on the  
**GENETICS OF INDUSTRIAL  
MICROORGANISMS**

# CERTIFICATE OF PRESENTATION

We hereby certify that


Cárdenas Medina Karen Noemi, Vianka Hernández, Mónica Moraz, Carmen Fajardo, Patricia Castilla


Delivered the Poster presentation

METHANE PRODUCTION FROM LIQUID EFFLUENTS PRODUCED DURING BIODEGRADABLE WASTES COMPOSTING

XV National Congress of Biotechnology and Bioengineering and  
12th International Symposium on the Genetics of Industrial Microorganisms.  
June 23rd - 26th, 2013 in Cancún, Quintana Roo, México.

  
Dr. Gerardo Boucardo Castañeda  
President of GIM

  
Dr. Cristina de Aguilar González  
President of the Organizing Committee GIM

  
Dra. Romina Rodríguez Sánchez  
President of the Scientific Committee GIM

  
Dr. Sergio Sánchez Espinosa  
President of the Organizing Committee GIM

  
Dr. Stefano Donadio  
President of GIM