

## **TRATAMIENTO ANAEROBIO A BAJA TEMPERATURA DE UN AGUA RESIDUAL INDUSTRIAL PARA LA PRODUCCIÓN DE METANO**

Mario Esparza-Soto<sup>1\*</sup>; Juan José Hernández-Torres<sup>2</sup>, Cheikh Fall<sup>1</sup>

<sup>1</sup> Universidad Autónoma del Estado de México, Centro Interamericano de Recursos del Agua  
Cerro de Coatepec s/n, Ciudad Universitaria, Toluca, Estado de México, C.P. 50130

<sup>2</sup> Instituto Tecnológico de Toluca, Av. Tecnológico s/n, Ex-rancho La Virgen, Metepec,  
Estado de México, C.P. 52140

\*Tel.: (722) 296 5550, Fax: (722) 296 5555, e-mail: [mesparzas@uaemex.mx](mailto:mesparzas@uaemex.mx)

### **RESUMEN**

El objetivo de la presente investigación fue operar un reactor anaerobio de manto de flujo ascendente (UASB, por sus siglas en inglés) en condiciones de baja temperatura prevalecientes en el Valle de Toluca. Se evaluó su desempeño midiendo la remoción de demanda química de oxígeno soluble ( $DQO_{sol}$ ) y la producción de biogás y su contenido de metano empleando agua residual de una industria procesadora de cereales. El reactor UASB fue operado a temperatura baja (17 °C) con un tiempo de retención hidráulico (TRH) corto (6.2 h) y se probaron tres cargas orgánicas volumétricas aplicadas ( $COV_{apl}$ ) medias (4, 6 y 8 kg  $DQO_{sol}/m^3d$ ) incrementando en cada caso la concentración de  $DQO_{sol}$  del influente de 965 a 1,479 y a 1,934 mg/L. Se observó una tendencia de incremento en la eficiencia de remoción de  $DQO_{sol}$  de 68 a 63 y 75 % conforme la  $COV_{apl}$  fue mayor. Se determinó una correlación directamente proporcional entre la  $COV_{apl}$  y la carga orgánicas volumétrica removida ( $R^2 = 0.9262$ ). La producción de biogás promedio fue de 150 L biogás/kg- $DQO_{sol}$  removido. El contenido promedio de metano en las tres pruebas fue de 82 %. La producción de metano observada equivalió a 15.77 KJ/ L-biogás/d, esta cantidad de energía podría ser empleada para incrementar la temperatura de operación del reactor en aproximadamente 3 °C. Este incremento de temperatura favorecería el metabolismo bacteriano anaerobio y se podría incrementar la  $COV$  aplicada, provocando un círculo virtuoso que mejoraría el desempeño del reactor.

## 1. Introducción

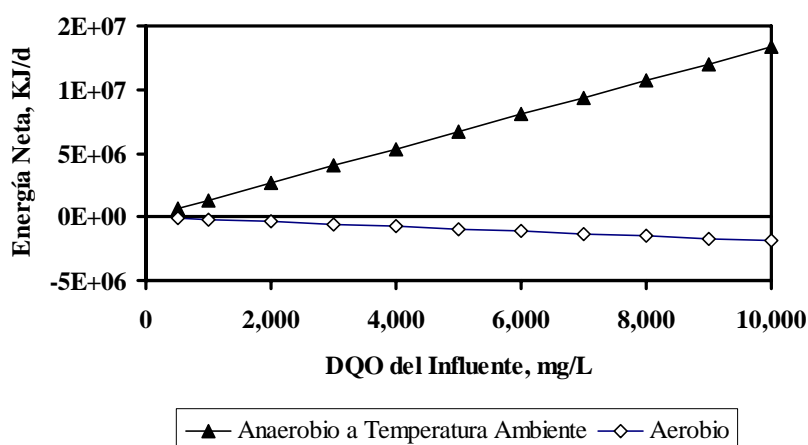
Las industrias procesadoras de alimentos generan agua residual (AR) con altos contenidos de materia orgánica suspendida y disuelta. En el primer caso, los tratamientos físicos (sedimentación y centrifugación) o los tratamientos físico-químicos (coagulación-floculación-sedimentación) suelen ser las opciones técnicas de tratamiento más comunes. En el segundo caso, las opciones biológicas para la eliminación de materia orgánica disuelta (MOD) de manera rápida y económica son los tratamientos biológicos anaerobios, aerobios, o bien, una combinación de ambos. En ambos casos, la eliminación de la MOD del agua es mediante su transformación a biomasa bacteriana, dióxido de carbono o metano. Estas transformaciones se representan de manera general en las siguientes ecuaciones:



Los tratamientos aerobios más utilizados para el tratamiento de AR industriales y municipales son los sistemas de lodos activados y las lagunas aireadas; mientras que los tratamientos anaerobios son los sistemas suspendidos completamente mezclados y los reactores UASB [1]. La principal desventaja de los sistemas aerobios es la necesidad de inyección de grandes cantidades de aire para suministrar el oxígeno necesario para tratar el AR (Ecuación 1), lo cual implica grandes inversiones de energía y altos costos de operación. En contraste, dada su naturaleza, los sistemas de tratamiento anaerobios no requieren aireación (Ecuación 2), y por consiguiente sus costos de operación suelen ser más bajos, implican una menor producción de lodos y bajos requerimientos de nutrientes, además de la posibilidad de generar energía en forma de metano. No obstante, estos sistemas presentan algunas desventajas como: tiempos de estabilización muy largos, alta sensibilidad a compuestos tóxicos, alto potencial para la producción de malos olores, necesidad de añadir alcalinidad [1].

Teóricamente, los sistemas de tratamiento anaerobio operados a baja temperatura tienen el potencial de producir energía, independientemente de la cantidad de MOD contenida en el AR; en contraparte, los sistemas de tratamiento aerobios son consumidores constantes de energía. La **Figura 1** muestra un comparativo de la energía neta producida o consumida por un sistema

aerobio de lodos activados y un sistema anaerobio operado a baja temperatura. Los balances de energía mostrados en la Figura 1 se obtuvieron considerando un flujo de agua a tratar de  $100 \text{ m}^3/\text{d}$ , una temperatura de  $18^\circ\text{C}$ , y una DQO del influente que osciló entre 500 y  $10,000 \text{ mg/L}$  (concentraciones que abarcan AR municipal e industrial) [1]. De manera general se observa que el sistema aerobio consume más energía conforme la DQO del influente se incrementa, mientras que el sistema anaerobio, en todos los casos, muestra un balance energético positivo debido a la generación energía en forma de metano. En todos los casos la ganancia de energía del sistema anaerobio es 8 veces mayor comparada con el consumo de energía del sistema aerobio.



*Figura 1. Comparación de la energía neta producida/consumida por un sistema aerobio de lodos activados y un sistema anaerobio tipo UASB operados a  $18^\circ\text{C}$ .*

Una característica de los reactores UASB es la formación de una biomasa bacteriana en forma de gránulos densos que se concentran en el fondo del reactor, lo que permite operar este tipo de reactores con tiempos de retención celular prolongados y con una elevada concentración de biomasa (**Figura 2**). Estas dos condiciones permiten la aplicación de cargas orgánicas volumétricas (COV) altas, facilitando el tratamiento de AR industrial concentrada. Por otro lado, el intervalo de temperatura óptimo para el crecimiento y desarrollo de los microorganismos anaerobios en reactores UASB es alrededor de  $37^\circ\text{C}$ ; temperaturas de operación menores provocan una reducción significativa de la actividad metabólica de las bacterias metanogénicas [2 - 4]. La utilización de reactores UASB operados a bajas

temperaturas (10 – 25 °C) para el tratamiento de AR industrial es limitada [5], lo cual fue identificado como una gran oportunidad de investigación.

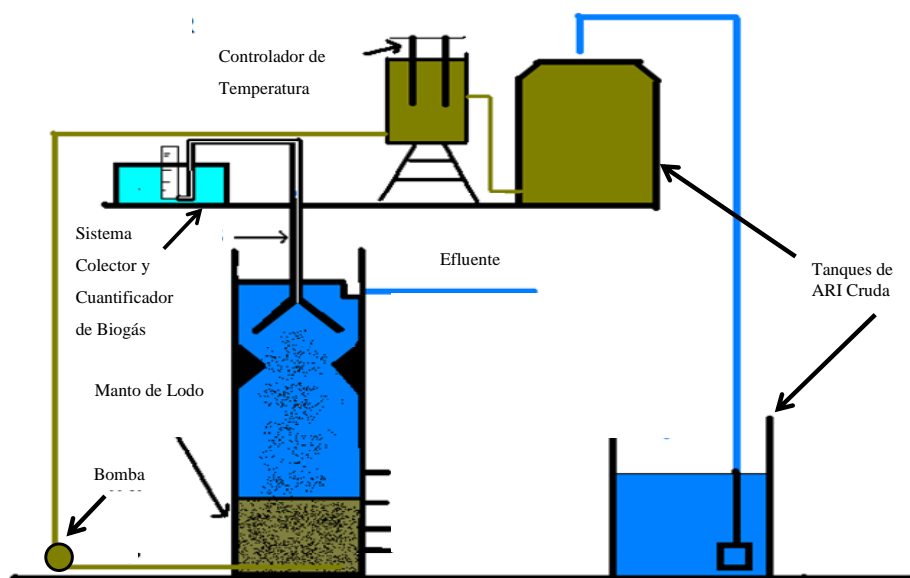
El municipio de Toluca se encuentra ubicado en la Región Central del Estado de México, a 2,680 metros sobre el nivel del mar, con una temperatura ambiental media anual de 13.7 °C. En este municipio se encuentran ubicadas diversas industrias que representan una fuente importante de AR, tanto en calidad, como en cantidad. Dadas las condiciones ambientales y económicas de la región, en muchos casos, el tratamiento anaerobio de aguas residuales resulta complicado y costoso, sobretodo si se desea elevar y mantener la temperatura del agua en el intervalo óptimo de operación. Debido a lo anterior, se desarrolló el presente trabajo con el objetivo de operar y evaluar el desempeño y la producción de metano de un reactor UASB durante el tratamiento de AR de una industria procesadora de cereales con tres COV aplicadas ( $COV_{apl}$ ) (4, 6 y 8 Kg  $DQO_{sol}/m^3d$ ), tiempo de retención hidráulico (TRH) corto (6.2 hrs.) y baja temperatura (17 °C).

## **2. Condiciones experimentales**

### **Descripción de reactor**

Para este trabajo se construyó un reactor UASB piloto de acrílico de 264 y 244 L de capacidad total y efectiva, respectivamente. El sistema de tratamiento consistió en un reactor UASB piloto, dos tanques de almacenamiento de agua cruda, un tanque con controlador automatizado de la temperatura del influente, una bomba peristáltica y un sistema de colección y cuantificación de biogás (**Figura 2**). El sistema de control automatizado de temperatura a base de resistencias eléctricas fue instalado con el propósito de mantener la temperatura de operación de reactor en aproximadamente 17 °C, ya que en el Valle de Toluca, México, durante los meses de diciembre a febrero, la temperatura del agua puede a descender hasta 10 °C. En los meses restantes, el sistema se activaba durante la noche por periodos cortos de tiempo. El tanque del sistema para el control de temperatura, la tubería del influente y el reactor se aislaron con hojas de fibra de vidrio y placas de poliestireno de 1.27 cm de espesor para ayudar a mantener estable la temperatura de operación. Para la captación de biogás, se instalaron deflectores de biogás en la parte interna y un colector de biogás en la parte superior del reactor UASB. Para medir la producción de biogás se instaló un dispositivo cuantificador a

la salida del sistema colector de biogás, el cual consistía en una probeta volumétrica invertida sumergida en un contenedor de agua (**Figura 2**). La temperatura de operación del reactor se midió con termómetros de pecera colocados a diferentes alturas en las paredes del reactor.



*Figura 2. Reactor UASB piloto utilizado en la presente investigación*

### **Agua residual industrial**

El AR cruda empleada provino de una industria procesadora de cereales y contó con una  $DQO_{sol}$  variable entre 3,000 y 6,000 mg/L; cada lote de AR cruda recibida se almacenaba en 7 contenedores de  $1\text{ m}^3$  a partir de los cuales se efectuaron diluciones con agua de la llave con la finalidad de obtener la  $DQO_{sol}$  del influente dentro del intervalo deseado en cada etapa experimental (**Tabla 1**). Al agua diluida se le añadió 1 Kg de bicarbonato de sodio/ $\text{m}^3$  para lograr los requerimientos de alcalinidad recomendados y evitar la acidificación del reactor [1]. El reactor UASB se inoculó con lodo anaerobio granular procedente de un reactor UASB piloto de  $33\text{ m}^3$  que se opera con el mismo tipo de AR y a una temperatura ambiente de aproximadamente  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

*Tabla 1. Parámetros de operación del reactor UASB piloto*

| <b>Parámetros</b>                                | <b>T1</b>    | <b>T2</b>    | <b>T3</b>     |
|--|--------------|--------------|---------------|
| <b>TRH (h)</b>                                   | 6.02 ± 0.18  | 6.26 ± 0.26  | 6.12 ± 0.16   |
| <b>DQO<sub>sol</sub> Inf. (mg/L)</b>             | 965 ± 32     | 1479 ± 92    | 1934 ± 165    |
| <b>COV<sub>apl</sub> (Kg DQO/m<sup>3</sup>d)</b> | 3.75 ± 0.17  | 5.67 ± 0.39  | 7.59 ± 0.66   |
| <b>Temperatura (°C)</b>                          | 16.96 ± 1.03 | 16.99 ± 0.51 | 17.05 ± 0.44  |
| <b>Periodo (d)</b>                               | 1 - 100      | 101 - 205    | 206–369 (163) |

### **Plan experimental**

Esta investigación consistió en tres etapas experimentales en donde el reactor UASB se operó con un TRH fijo de 6.2 horas y tres diferentes COV<sub>apl</sub> (4, 6 y 8 Kg DQO<sub>sol</sub>/m<sup>3</sup>d) (**Tabla 1**). Se inició la primera etapa experimental con la COV<sub>apl</sub> más baja y se prosiguió en orden ascendente con las siguientes. La COV<sub>apl</sub> se obtuvo variando la concentración de la DQO<sub>sol</sub> del influente entre 965 y 1,934 mg DQO<sub>sol</sub>/L (**Tabla 1**) de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$\text{COV}_{\text{apl}} = \left( \frac{Q}{V_r} \right) C_i = \frac{C_i}{\text{TRH}} * \frac{1 \text{ kg}}{10^3 \text{ g}} \quad (1)$$

Donde: COV<sub>apl</sub> = carga orgánica volumétrica aplicada (Kg DQO<sub>sol</sub>/m<sup>3</sup>d); C<sub>i</sub> = concentración de DQO<sub>sol</sub> del influente (g DQO<sub>sol</sub>/m<sup>3</sup>); Q = flujo (m<sup>3</sup>/d), V<sub>r</sub> el volumen del reactor (m<sup>3</sup>); TRH = tiempo de retención hidráulico (d).

Cada etapa experimental fue mantenida hasta que el reactor alcanzó estado estacionario siguiendo los criterios recomendados en la literatura [6-8], en donde se considera que un reactor anaerobio para el tratamiento de AR municipal se estabiliza después de que el tiempo de operación es igual a 10 veces el TRH, con un mínimo de dos semanas; o bien, cuando las concentraciones de DQO del efluente no varían en más de 10%. Los valores promedio y desviación estándar de DQO<sub>sol</sub> del influente, COV<sub>apl</sub>, temperatura y duración de cada etapa experimental se señalan en la **Tabla 1**. Todos los parámetros de operación fueron medidos diariamente durante estado transitorio y estacionario.

### Seguimiento del reactor y análisis

La  $DQO_{sol}$  del influente y efluente se determinaron diariamente filtrando las muestras con filtros de fibra de vidrio (GF/C, Whatman) y se midió en un equipo HACH DR 2000 que cumple con la norma mexicana NMX-AA-030-SCFI-2001 [9]. Para determinar que el reactor estuviera trabajando adecuadamente, se monitorearon en el efluente la alcalinidad y AGV cada tercer día. El primer parámetro fue determinado de acuerdo a la norma mexicana NMX-AA-036-SCFI-2001 [10]. El segundo parámetro se determinó mediante la técnica de destilación del método 5560 C de Standard Methods [11].

La producción medida de biogás (PMB) se determinó diariamente con el sistema cuantificador de biogás, cronometrando el tiempo en que se llenaba de biogás la probeta invertida sumergida en el contenedor de agua (**Figura 2**). Las muestras de biogás para la cuantificación del metano se colectaron durante estado estacionario directamente de la salida del colector de gases. Se utilizaron globos metálicos con sello hermético para la colección de biogás. La concentración de metano en el biogás se determinó empleando un cromatógrafo de gases Varian Modelo 3700 equipado con detector de ionización de flama y una columna de 1.8 m de longitud por 0.2 cm de diámetro interno, en acero inoxidable, empacada con Porapak- R 50/80 mallas, aplicando nitrógeno inerte como gas de arrastre a un flujo constante de 25 mL/min. La determinación se llevó a cabo por quintuplicado inyectando 1 mL de muestra. Se tomó como referencia la altura de cada pico y el área bajo la curva se comparó con la obtenida de una muestra de gas natural con una pureza de 90.22% de metano.

La  $COV_{rem}$  fue otro parámetro al que se le dio seguimiento para determinar el rendimiento del reactor UASB. La  $COV_{rem}$  se calculó con la siguiente ecuación:

$$COV_{rem} = \frac{C_i - C_{ef}}{TRH} * \frac{1 \text{ kg}}{10^3 \text{ g}} \quad (2)$$

Donde:  $COV_{rem}$  = carga orgánica volumétrica removida ( $Kg DQO_{sol}/m^3d$ );  $C_{ef}$  = concentración de  $DQO_{sol}$  del efluente ( $g DQO_{sol}/m^3$ ); los demás parámetros fueron descritos anteriormente.

La producción teórica de biogás (PTB) se estimó tomando en cuenta la temperatura de operación del reactor durante cada etapa experimental, la presión atmosférica de ciudad de Toluca (0.7434 atmósferas a 2,680 metros sobre el nivel del mar), la producción diaria de biomasa, el tiempo de residencia celular y la ecuación de los gases ideales; todas estas consideraciones están incluidas en la siguiente ecuación [1]:

$$PTB = \frac{R * T_{op}}{P_{op}} * \frac{\text{mole CH}_4}{64 \text{ g - DQO}_{rem}} \frac{1}{\% \text{ CH}_4} * \left[ Q * (C_i - C_{ef}) * \left( 1 - 1.42 * \frac{Y}{1 + kd * TRC} \right) \right] \quad (3)$$

Donde: PTB = producción teórica de biogás ( $\text{m}^3 \text{ CH}_4/\text{d}$ ); R = constante universal de los gases =  $0.082057 \times 10^{-3} \text{ atm m}^3/\text{mole/K}$ ;  $T_{op}$  = temperatura de operación =  $(273.15 + ^\circ\text{C})$ , K;  $P_{op}$  = presión atmosférica de operación = 0.7434 atm; 64 g-DQO<sub>rem</sub>/mole CH<sub>4</sub> = gramos de DQO que se requieren para oxidar un mole de metano a CO<sub>2</sub>; Q = flujo de operación del reactor ( $\text{m}^3/\text{d}$ ); Y = coeficiente de producción de biomasa = 0.08 g SSV/g DQO; kd = coeficiente de decaimiento endógeno =  $0.03 \text{ d}^{-1}$  [1] y TRC = tiempo de retención celular = 28.4 d. El TRC se calculó en base a los sólidos suspendidos volátiles dentro del reactor y los sólidos fugados en el efluente (cálculos no mostrados).

La energía almacenada en el metano producido se calculó con la siguiente ecuación:

$$EAM = PMB * \% \text{ CH}_4 * \frac{16 \text{ g CH}_4}{1 \text{ mole CH}_4} * \frac{P_{op}}{R * T_{op}} * \frac{50.1 \text{ KJ}}{\text{g CH}_4} \quad (5)$$

Donde: EAM = Energía almacenada en el metano producido (KJ/d); PMB = producción medida de biogás con el colector ( $\text{m}^3 \text{ biogás}/\text{d}$ ); el resto de los parámetros fue definido anteriormente.

Se asumió que la manera más práctica de utilizar la energía almacenada en el metano producido era quemarlo para calentar el influente del reactor UASB con el propósito de elevar su temperatura. Se asumió que el metano era quemado con un mechero de Bunsen colocado debajo del tanque del controlador de temperatura. Se asumió una eficiencia de transferencia de



calor del 75 % y se realizó un balance de materia alrededor del tanque del controlador de temperatura del influente, obteniéndose la siguiente ecuación:

$$T_f = T_{op} + \% \text{ Ef. Int.} * EAM * \frac{1}{CE_{H_2O} * \rho_{H_2O} * Q} \quad (6)$$

Donde:  $T_f$  = Temperatura final del AR, ° C; % Ef. Int. = porcentaje de eficiencia del intercambiador de calor; CE = Calor específico del agua = 4.2 KJ/kg/°C;  $\rho_{H_2O}$  = densidad del agua = 1,000 kg/m<sup>3</sup>; el resto de los parámetros fue definido anteriormente.

### 3. Resultados y discusión

La **Figura 3** muestra la variación de la eficiencia de remoción de la DQO<sub>sol</sub> y la PMB durante cada etapa experimental. Debido a que el reactor UASB se inició a operar durante el T1, la eficiencia de remoción y la PMB fueron muy bajas, pero se incrementaron hasta estabilizarse conforme las bacterias anaerobias se adaptaron al tipo de AR y a las condiciones de operación de baja temperatura y COV<sub>apl</sub>. El periodo transitorio de T1 y T2 fue corto, pero para el T2 se prolongó desde el día 205 hasta el día 303 (**Figura 3**). Para obtener las COV<sub>apl</sub> propuestas de 4, 6 y 8 kg DQO<sub>sol</sub>/m<sup>3</sup>d fue necesario incrementar la DQO<sub>sol</sub> del influente de  $965 \pm 32$  a  $1,479 \pm 92$  y a  $1,934 \pm 165$  mg/L, para cada caso. La eficiencia de remoción de DQO<sub>sol</sub> y la PMB se lograron estabilizar durante el estado estacionario de cada etapa experimental y aumentaron conforme se incrementaron la COV<sub>apl</sub> y la DQO<sub>sol</sub> del influente. La eficiencia de remoción de DQO<sub>sol</sub> promedio fue de  $68 \pm 6$ ,  $63 \pm 5$  y  $75 \pm 4$  %, para el T1, T2 y T3, respectivamente. La PMB promedio fue de  $195 \pm 31$ ,  $353 \pm 39$  y  $700 \pm 63$  L/d.

La COV<sub>rem</sub> presentó las mismas tendencias de incremento y estabilización que la remoción de DQO<sub>sol</sub> y PMB durante todas las etapas experimentales. La **Figura 4** muestra que los valores promedio de la COV<sub>apl</sub> y la COV<sub>rem</sub> tuvieron una clara relación directamente proporcional y significativa ( $y = 0.8181x - 0.6956$ ,  $R^2 = 0.9262$ ), lo cual significó que conforme se aumentaba la cantidad de materia orgánica aplicada al reactor UASB, mayor era la cantidad que éste podía remover. La tendencia lineal creciente de la Figura 4, sugiere que el sistema

tiene posibilidades de ser operado con valores de  $COV_{apl}$  mayores a  $8 \text{ kg DQO}_{sol}/\text{m}^3\text{d}$ . El valor de la pendiente de la ecuación de regresión (0.8181) representa la eficiencia de remoción promedio de las tres etapas experimentales calculada con la COV, no la  $DQO_{sol}$ .

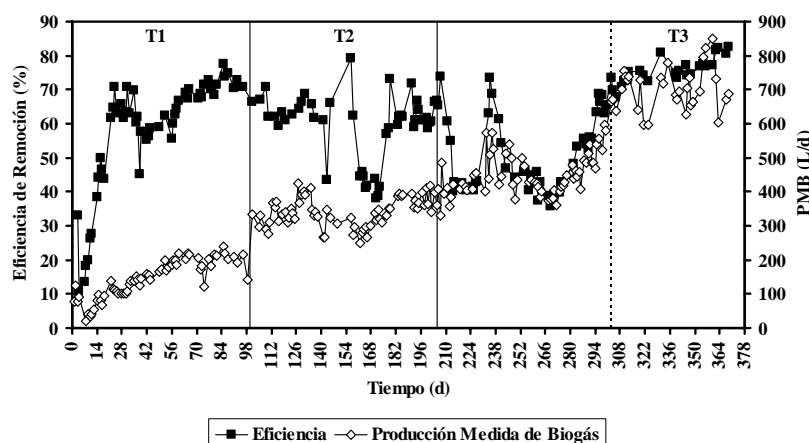


Figura 3. Variación de la eficiencia de remoción de la  $DQO_{sol}$  y la producción medida de biogás durante cada etapa experimental.

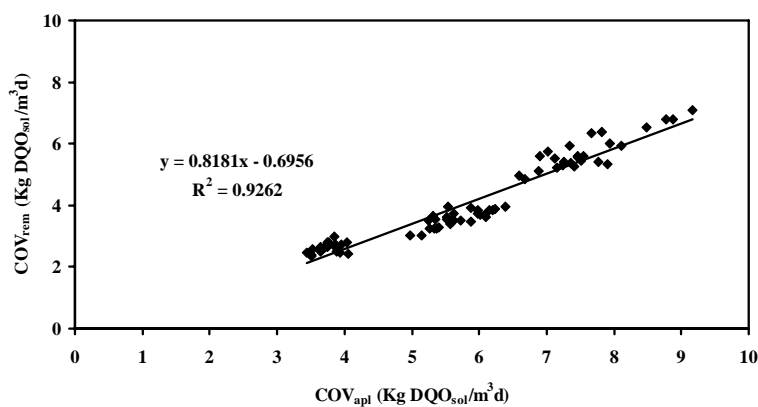
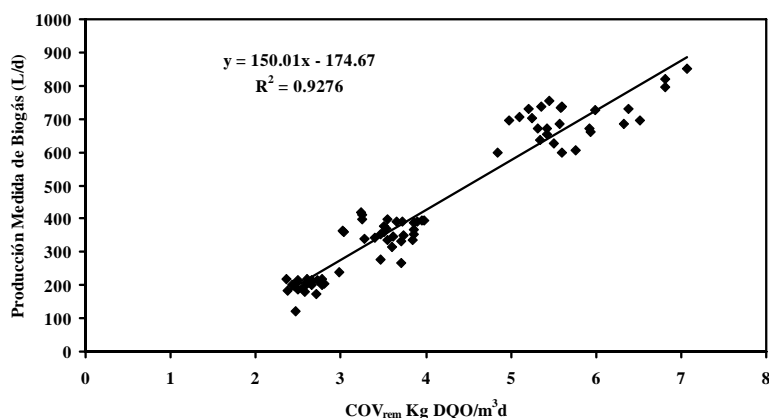


Figura 4. Correlación entre la carga orgánica volumétrica aplicada y removida durante el estado estacionario de todas las etapas experimentales

La Figura 5 muestra correlación entre la PMB y la  $COV_{rem}$ . Ambos parámetros se relacionaron de manera directamente proporcional y significativa ( $R^2 = 0.9276$ ). Esta correlación indica que mientras más  $DQO_{sol}$  se removió, más biogás se produjo, siendo esto indicador de una buena actividad metanogénica ya que, teóricamente, cerca del 90 % de la  $DQO_{sol}$  degradada se

convierte estequiométricamente en metano [1]. La pendiente de la regresión indicó que se produjo en promedio 150 L biogás/kg DQO<sub>sol</sub> removido. Se determinó que el biogás contuvo en promedio 82 % de metano.

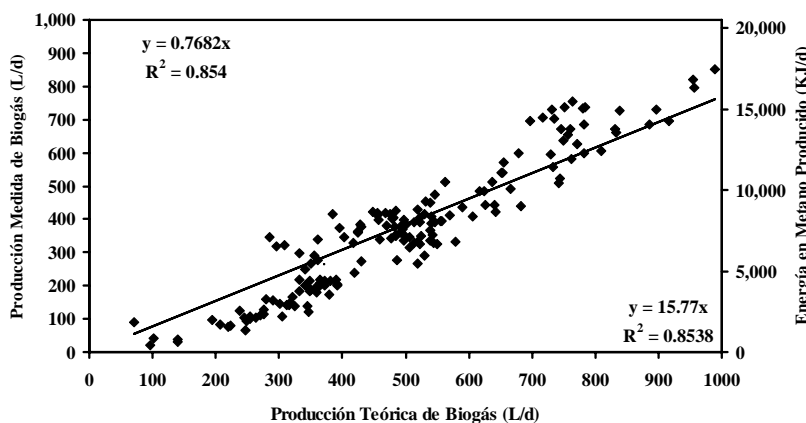


*Figura 5. Correlación entre la producción medida de biogás y la carga orgánica volumétrica removida durante el estado estacionario de todas las etapas experimentales*

Para determinar si la PMB era acorde a la cantidad de materia orgánica removida, se calculó la PTB utilizando la ecuación 3. La **Figura 6** muestra una correlación directamente proporcional entre PMB y PTB. La pendiente sugiere que solamente se estaban midiendo o recuperando en promedio un 76.87 % de la PTB ( $R^2 = 0.854$ ), el resto escapó del sistema debido a fugas en el sistema colector de biogás.

En la **Figura 6** también se puede observar la correlación entre la EMP y la PTB. La pendiente de la ecuación de regresión indicó que se produjeron en promedio durante todo el experimento 15.77 KJ/ L-biogás/d ( $R^2 = 0.8538$ ). Este valor se empleó para determinar que durante el T1, T2 y T3, se produjeron 3075, 5567 y 11039 KJ/d, respectivamente. Se determinó que con 15.77 KJ/L-biogás/d se podría incrementar la temperatura de operación aproximadamente 3 °C. Este aumento de temperatura incrementaría el metabolismo bacteriano anaerobio implicando que se pudiera incrementar la COV<sub>apl</sub>, provocándose un círculo virtuoso que mejoraría el desempeño del reactor UASB, ya que se estaría generando más biogás con la posibilidad de continuar elevando la temperatura de operación de reactor hasta su nivel

óptimo, lo que indudablemente repercutiría en un sistema de tratamiento más eficiente. Debido a que se tiene un consorcio bacteriano anaerobio aclimatado para trabajar eficientemente a bajas temperaturas, como investigación futura se realizarán modificaciones para que el reactor trabaje solamente como reactor hidrogénico para la producción de bio-hidrógeno, el cual contiene más energía almacenada que el metano (110 vs. 50 KJ/g).



*Figura 6. Correlación de la producción teórica de biogás y la producción medida de biogás y la energía en el metano producido*

#### 4. Conclusiones

El reactor UASB operado bajo condiciones extremas de temperatura baja,  $COV_{apl}$  media y TRH corto, trabajó eficientemente y produjo una cantidad significativa de biogás con alta concentración de metano. El biogás podría utilizarse como fuente de energía para incrementar la temperatura de operación y mejorar el desempeño del reactor UASB.

#### 5. Agradecimientos

Se agradece el apoyo económico recibido por la Secretaría de Investigación y Estudios Avanzados de la Universidad Autónoma del Estado de México.

#### 6. Referencias

- [1] Metcalf & Eddy, Inc., *Wastewater engineering. Treatment and reuse. Fourth edition*, p. 752, McGraw-Hill. New York, NY, EUA, (2003).

- [2] G. Zeeman, G. Lettinga, *Water Sci. Technol.*, 39(5), 187, (1999).
- [3] T. A. Elmitwalli, M. H. Zandvoort, G. Zeeman, H. Bruning, G. Lettinga, *Water Sci. Technol.*, 39(5), 177, (1999).
- [4] B. Lew, S. Tarre, M. Belavski, M. Green, *Water Sci. Technol.*, 49 (11-12), 295, (2004).
- [5] J. J. Hernández-Torres, M. Esparza-Soto, C. Fall, *Rev. Int. Cont. Amb.*, Remitido Marzo 2010.
- [6] T. A. Elmitwalli, K. L. T. Oahn, G. Zeeman, G. Lettinga, *Water Res.*, 36, 2225, (2002).
- [7] N. Mahmoud, G. Zeeman, H. Gijzen, G. Lettinga, *Water Res.*, 38, 2347, (2004).
- [8] J. A. Álvarez, I. Ruiz, M. Gómez, J. Presas, M. Soto, *Bioresour. Technol.*, 97, 1640, (2006).
- [9] Secretaría de Economía, *Diario Oficial de la Federación*, 1 de agosto de 2001.
- [10] Secretaría de Economía, *Diario Oficial de la Federación*, 17 de abril de 2001.
- [11] APHA, *Standard methods for the examination of water and wastewater. 19th Edition*, American Public Health Association, Washington, DC, EUA, (1995).