

## Evaluación de un reactor de manto de lodo con flujo ascendente (UASB) con cambios de velocidad de alimentación

### *Evaluation of an Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor (UASB) with Changes in the Upflow Velocity*

Iñiguez-Covarrubias G.

Departamento de madera, celulosa y papel  
Universidad de Guadalajara  
E-mail: giniguez@dmcyp.cucei.udg.mx

Camacho-López A.

Departamento de madera, celulosa y papel  
Universidad de Guadalajara  
E-mail: acamacho@dmcyp.cucei.udg.mx

Información del artículo: recibido: septiembre de 2008, reevaluado: marzo de 2010, aceptado: octubre de 2010

#### Resumen

En este estudio se trataron, en un reactor tipo "manto de lodo anaerobio de flujo ascendente" (UASB) de 2,500 m<sup>3</sup>, aguas residuales de una empresa de bebidas fermentadas. Se investigó principalmente el efecto por el cambio de la velocidad ascendente de alimentación de 1 a 0.5 m/h sobre la pérdida de biomasa (SSV) a la salida del reactor, así como la eficiencia de remoción de la demanda química de oxígeno (DQO) y la producción de biogás. La pérdida de biomasa en el efluente varió de 1,342 a 436 mg/L, la eficiencia de remoción de la DQO<sub>soluble</sub> cambió de 78.6 a 95.4% y la tasa de conversión de la DQO removida a biogás fue entre 0.439 y 0.491 m<sup>3</sup> de biogás/kg de DQO<sub>soluble</sub>. En todas las etapas de estudio, se mantuvo un sistema estable dado la baja concentración de ácidos grasos volátiles (AGV) y un pH (7.1) sin cambios. A una velocidad ascendente de alimentación de 0.5 m/h se presentó la menor pérdida de biomasa, una eficiencia de remoción de DQO<sub>soluble</sub> de 94% y una producción de biogás de 0.467 m<sup>3</sup>/kg de DQO<sub>soluble</sub> removido.

#### Abstract

*In this study wastewaters of a fermented beverages industry were treated in an up-flow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) with a volume of 2,500 m<sup>3</sup>. The work investigated primarily the effect of the upflow velocity from 1 to 0.5 m/h in the biomass washout in the reactor outlet, as well as the chemical oxygen demand (COD) removal efficiencies and the biogas production. The biomass washout in the reactor outlet ranging between 1342 and 436 mg/L, the removal efficiencies of soluble COD varied from 78.6 to 95.4% and the conversion rate of removed COD to biogas was between 0.439 and 0.491 m<sup>3</sup> of biogas/kg of soluble COD. During the study a stable anaerobic system was maintained as indicated by a low volatile fatty acids (VFA) concentration and a stable pH. The reactor performance at an upflow velocity of 0.5 m/h resulted in the smaller loss of biomass, a soluble COD removal efficiency of 94% and a biogas production of 0.467 m<sup>3</sup>/kg of soluble DQO removal.*

#### Descriptores

- procesos anaerobios
- reactor UASB
- aguas residuales

#### Keywords

- anaerobic process
- UASB reactor
- wastewater

## Introducción

La tecnología para el tratamiento anaerobio de aguas residuales ha sido aplicada en el tratamiento de una variedad de aguas residuales de diferentes tipos de rectores industriales como: destilerías, tenerías, industria textil, industria de la pulpa y el papel y procesadoras de alimentos (Buzzini *et al.*, 2002; Chavez *et al.*, 2005; Kusum *et al.*, 2002; Ramasamy *et al.*, 2004). Para tal propósito, se han desarrollado varias configuraciones de reactores como el reactor anaerobio por contacto (Nahale, 1991), reactor de lecho fluidizado (Iza, 1991), reactor anaerobio de película fija (AFFR) (Rao *et al.*, 2005) y el reactor de "manto de lodo anaerobio de flujo ascendente", conocido comúnmente como tipo UASB, desarrollado entre los años 1976-1980, por el Profesor Gatzte Lettinga de la Universidad de Wageningen en Holanda. Entre esas configuraciones el UASB se aplica de forma extensiva debido a su efectividad en aguas residuales con una alta carga orgánica y a sus ventajas económicas (Buzzini *et al.*, 2002; Chavez *et al.*, 2005; Kusum *et al.*, 2002; Lettinga *et al.*, 1997; Mahmoud *et al.*, 2003). El funcionamiento del reactor UASB depende tanto de parámetros físicos como de los procesos biológicos, los cuales determinan la eficiencia de remoción y la conversión de los compuestos orgánicos. La velocidad del flujo ascendente es uno de los principales factores que afectan la eficiencia de los reactores con este tipo de flujo (Metacalf *et al.*, 1991; GonCalves *et al.*, 1994; Wiegant, 2001). La velocidad del flujo ascendente afecta la retención del lodo, ya que ésta se basa en las características de sedimentación de los agregados del lodo. Además de que la velocidad del flujo pudiera ser un factor restrictivo respecto al volumen de reactor requerido al tratar aguas residuales con muy baja concentración de carga orgánica, así como con aguas residuales con un alto contenido de sólidos suspendidos (Wiegant, 2001). La velocidad del flujo ascendente tiene dos efectos opuestos: por un lado, al aumentar la velocidad del flujo ascendente, se aumenta la tasa de colisión o choque (entre las partículas de agua del afluente y las partículas que componen el manto o lecho de lodo) y el área de contacto entre partículas suspendidas del afluente y el lodo, pudiendo así mejorar la eficiencia de remoción; por otro lado, al aumentar la velocidad del flujo ascendente, pudiera aumentar la fuerza hidráulica de corte, la cual contrarresta el mecanismo de remoción por exceder a la velocidad de sedimentación de más partículas y la separación de los sólidos capturados y, en consecuencia, empeorar la eficiencia de remoción (Mahmoud *et al.*, 2003). El objetivo principal de este estudio fue el de investigar la conservación de la biomasa en un

reactor tipo UASB a distintas velocidades ascendentes de alimentación, así como la eficiencia de remoción de la materia orgánica en términos de la DQO y la producción de biogás.

## Materiales y métodos

La figura 1, muestra el diagrama de flujo del proceso de tratamiento de aguas residuales donde se realizó el estudio. Primero, el agua residual se envía por bombeo a dos cribas rotatorias donde se remueven los sólidos de un tamaño igual o mayor a 1 mm. De ahí, el agua residual fluye por gravedad a dos tanques de acondicionamiento donde se mezcla el agua con el auxilio de tres bombas, el agua se bombea y entra por el fondo del reactor anaerobio a través de un sistema específicamente diseñado (figura 2) para crear una buena distribución del agua residual en el lecho del lodo. Del digestor anaerobio (figura 3), el agua residual tratada pasa a un tubo vertical o compensador (tanque amortiguador para evitar que la bomba pueda trabajar en vacío) de donde el agua se manda a recirculación al digestor anaerobio y al proceso de tratamiento aerobio para completar su tratamiento. El exceso de biomasa generado en el digestor se remueve por bombeo. Esta biomasa va directamente a un tanque de almacenamiento de lodos o es transportada a un filtro prensa para su disposición final en un relleno sanitario. El biogás producido en el reactor anaerobio es monitoreado (por volumen y composición de  $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  y  $\text{H}_2\text{S}$ ) y enviado a un tanque de almacenamiento para luego enviarse a calderas a través de un juego de compresores y secadores. El gas que no es utilizado en calderas es enviado a un quemador.

Las dimensiones del reactor anaerobio fueron de 9 m, 16 m y 17.38 m de alto, ancho y largo respectivamente, con un área de 278 m<sup>2</sup> (proyección en planta) y un volumen de 2,500 m<sup>3</sup>. El reactor se diseñó para tratar 5,000 m<sup>3</sup>/d de agua residual industrial, con una carga en términos de DQO de 6,000 mg/L, con las siguientes condiciones de operación: 6,672 m<sup>3</sup>/d (278 m<sup>3</sup>/h) de flujo total de alimentación (flujo de agua residual + recirculación). 3,000 m<sup>3</sup>/d (125 m<sup>3</sup>/h), de agua residual industrial promedio con una tasa de recirculación del 122%. Al arranque de la operación del reactor, éste se inculó con 11,000 kg de biomasa. La alimentación al reactor con el agua residual industrial estuvo determinada por la relación sustrato: microorganismos, la cual se trató de mantener siempre por debajo de 1.0 kg DQO/kgSSV. El reactor operó a una temperatura promedio de 35°C (dado que el agua residual sale caliente de la fábrica). La tabla 1 presenta las condiciones hidráulicas de ope-

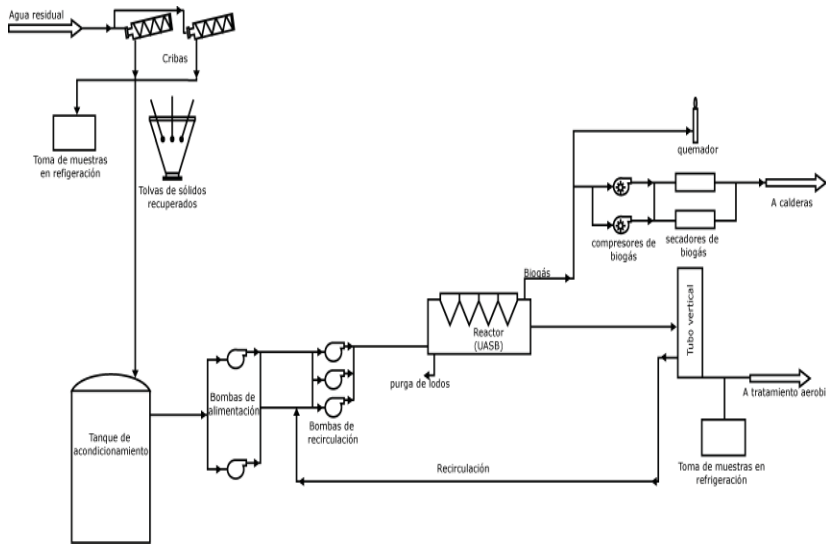


Figura 1. Diagrama de flujo del sistema de tratamiento de aguas residuales de la industria de bebidas fermentadas

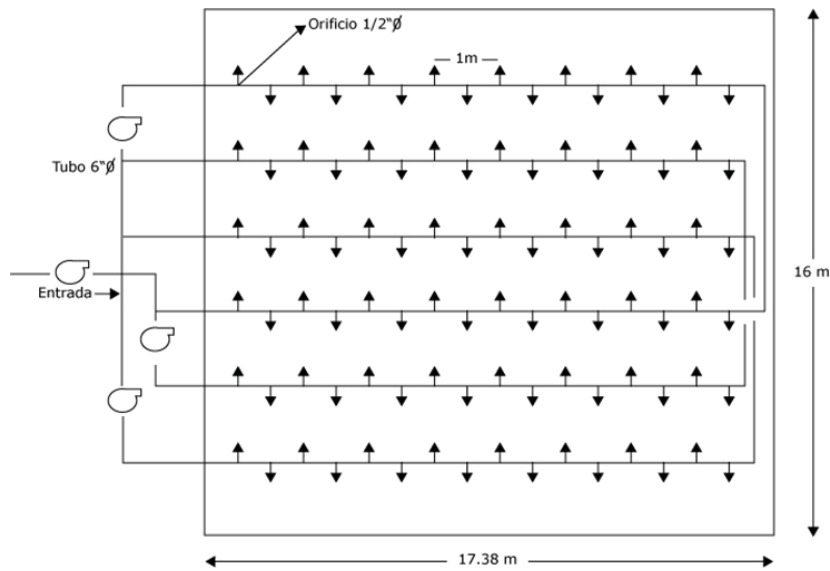


Figura 2. Diagrama de distribución del agua residual en la base del digestor anaerobio

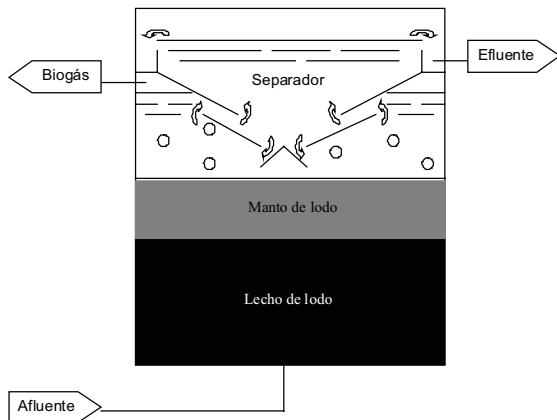


Figura 3. Diagrama de una de las unidades de tres del reactor de manto de lodo anaerobio de flujo ascendente

ración del reactor anaerobio para cada semana en la que se cambiaron las condiciones de trabajo, sobre todo las del flujo ascendente de alimentación que varió desde 1 m/h en la primera semana a 0.5 m/h en la sexta semana (1.0, 0.9, 0.8, 0.7, 0.6 y 0.5 m/h para la primera, segunda, tercera, cuarta, quinta y sexta semana, respectivamente). Los flujos se ajustaron cerrando o castigando la válvula alimentadora). Con un equipo automático y refrigerado de lunes a viernes, se tomaron del afluente y del efluente muestras compuestas de 24 horas durante el tiempo de experimentación (sin muestreo sábados y domingos). Las muestras compuestas consistentes de 6 L, se formaron de la toma de 0.5 L de muestra cada dos horas durante 24 horas. Las muestras se analizaron diariamente para determinar los parámetros y cálculos de desempeño del reactor. Los resultados se registraron en los reportes de monitoreo.

#### Análisis fisicoquímicos

El pH de las muestras se determinó con un potenciómetro Beckman modelo 720. El análisis de la demanda química de oxígeno (DQO, mg/L) se realizó de acuerdo a la norma oficial mexicana NMX-030 (2001). Los sólidos sedimentables (mL/L) según a la norma oficial mexicana NMX-004 (2000) y sólidos suspendidos totales (SST, mg/L) y sólidos suspendidos volátiles (SSV, mg/L) siguiendo la norma oficial mexicana NMX-034 (2001). Los ácidos grasos volátiles (AGV, meq/L, como ácido acético) y la alcalinidad (meq/L, como  $\text{HCO}_3^-$ ) de acuerdo al siguiente procedimiento (Van der Laan *et al.*, 1978): se filtraron aproximadamente 100 mL de muestra para luego tomar 50 mL y acidificarlos con HCl 0.1N hasta un pH de 3, registrando los mL de HCl requeridos ( $V_1$ ). Posteriormente, esta muestra se colocó en un matraz volumétrico acoplado a un tubo refrigerante para obtener un condensado durante 3 minutos de calentamiento. Una vez enfriada la muestra se le añadió NaOH 0.1N has-

ta un pH de 6.5, registrando los mL de sosa requeridos ( $V_2$ ). Los AGV y la alcalinidad se calcularon mediante las siguientes ecuaciones:

$$\text{meq de AGV} = \frac{[(101)(V_2)] - (V_1 + 100)}{99.23} \left( \frac{100}{\text{ml de muestra}} \right) \quad (1)$$

$$\text{meq de alcalinidad} = (V_1 - V_2) \left( \frac{100}{\text{ml de muestra}} \right) \quad (2)$$

#### Análisis estadístico

Los resultados de la pérdida de biomasa (SSV), SST, producción de biogás y eficiencia de remoción en el reactor anaerobio en términos de la DQO total y soluble, se sometieron a un análisis de varianza para un análisis de experimentos unifactorial, seguido de un análisis de medias, mediante la prueba de la mínima diferencia significativa a  $p < 0.05$  (Montgomery, 1991).

### Resultados y discusión

#### Características del agua residual (cruda y tratada)

Las características fisicoquímicas del agua residual antes (alimentación) y después del tratamiento (efluente) en términos del DQO<sub>total</sub> (mg/L), DQO<sub>soluble</sub> (mg/L), SST (mg/L), SSV (mg/L) y sólidos sedimentables (mL/L), así como temperatura y pH, se muestran en la tabla 2 para las 6 semanas de investigación, en las que en cada una de ellas se estuvo cambiando el flujo ascendente de alimentación desde 1 m/h para la primera semana hasta 0.5 m/h para la sexta semana. En la misma tabla 2 se muestra también el contenido de AGV (meq/L) y alcalinidad (meq/L) para el agua residual después de tratamiento (efluente del reactor). El contenido de AGV y alcalinidad en el agua residual tratada son parámetros fundamentales para el control de un digester UASB (Buzzini *et al.*, 2007; Somasiri *et al.*, 2008).

Los valores de pH del agua residual sin tratar estuvieron en un rango entre 6.8 y 7.4 por lo que no fue necesario algún ajuste antes de bombearse al reactor anaerobio, ya que el pH óptimo para un reactor de este tipo debe estar entre 6.6 y 7.6. Los valores de temperatura del agua residual estuvieron en un rango entre 28.7 y 38.2°C, valores que tampoco pueden afectar el comportamiento del reactor, ya que en este rango de temperatura

Tabla 1. Condiciones de operación del reactor anaerobio tipo UASB en base a la carga hidráulica durante seis semanas de investigación

Parámetro	Semana					
	1	2	3	4	5	6
Agua residual (m <sup>3</sup> /d)	1440	1920	2160	2400	2880	2880
Flujo de recirculación (m <sup>3</sup> /d)	5232	4080	3168	2280	1128	456
Alimentación (m <sup>3</sup> /d)	6672	6000	5326	4680	4008	3336
Tiempo de residencia hidráulico (h)	9	10	11.2	12.8	15	18
Velocidad ascendente de alimentación (m/h)	1.0	0.9	0.8	0.7	0.6	0.5

no se afectan la hidrólisis de los contaminantes como tampoco la actividad de las bacterias metanogénicas (Nguyen, 2007)

*Remoción de materia orgánica*

Las eficiencias de remoción en términos de DQO<sub>total</sub> fueron más altas cuando el reactor anaerobio se operó con velocidades ascendentes de alimentación de 0.6 y 0.5 m/h. Para ambas velocidades de alimentación, la remoción fue 87%. En cambio, el comportamiento más pobre fue para las velocidades de alimentación más altas, esto es, para las velocidades de 1 y 0.9 m/h las remociones fueron 63.2 y 65.8%, respectivamente. En términos generales, pudiera concluirse que a menor velocidad ascendente de alimentación, mayor eficiencia en el tratamiento del agua residual. En lo que respecta a la

remoción en términos de la DQO<sub>soluble</sub> las mayores eficiencias fueron para las velocidades ascendentes de alimentación de 0.8, 0.7 y 0.5 m/h, con porcentajes de remoción de 94, 95.4 y 94%, respectivamente. La eficiencia de remoción más pobre fue para la velocidad ascendente de 0.9 m/h con un valor de remoción de 78.6%.

La tasa de carga orgánica (kg DQO<sub>soluble</sub>/m<sup>3</sup>/d) con la que estuvo operando el reactor anaerobio a diferentes velocidades ascendentes de alimentación puede apreciarse en la tabla 3; esta tasa fue en aumento conforme disminuyó la velocidad ascendente, desde 2.22 Kg DQO<sub>soluble</sub>/m<sup>3</sup>/d para una velocidad ascendente de alimentación de 1 m/h hasta una carga orgánica de 5.35 kg DQO<sub>soluble</sub>/m<sup>3</sup>/d para una velocidad ascendente de alimentación de 0.5 m/h. Lo anterior debido a que a medida que disminuyó la velocidad ascendente de alimentación,

Tabla 2. Resultados de los análisis del afluente y efluente del reactor anaerobio durante seis semanas de investigación (continúa)

Parámetro	Semana 1 <sup>1</sup>					Semana 2 <sup>2</sup>				
	1 L	2 Ma	3 Mi	4 J	5 V	1	2	3	4	5
<b>Afluente</b>										
Temperatura (°C)	34.3	35.4	35.9	35.1	35.3	33.9	33.7	33.9	35	34.9
pH	7.35	7.3	7.28	7.4	7.19	7.35	7.2	7.25	7.4	7.35
DQO <sub>total</sub> (mg/L)	7200	5300	5060	7000	6920	6100	5760	5580	5100	6580
DQO <sub>soluble</sub> (mg/L)	4850	3600	3290	3300	4270	4200	3550	3540	3290	3390
SST (mg/L) <sup>a</sup>	1180	795	1216	920	796	1200	1174	1180	1250	1500
SSV (mg/L) <sup>b</sup>	1040	635	916	784	620	1040	986	800	900	1100
Sólidos sedimentables (mL/L)	20	30	13	13	23	20	18	25	28	20
<b>Efluente</b>										
Acidos grasos volátiles (meq/L)	0.248	0.43	0.42	1.24	0.23	0.195	1.27	0.166	0	0
Alcalinidad (meq/L como HCO <sub>3</sub> )	35.4	34.6	36	36.4	37	40.6	33.2	33.4	33.8	34
Temperatura (°C)	32.7	34.2	35.8	35.8	35.7	34.8	34.6	35.2	35.4	36.1
pH	7.1	7.1	7.2	7.1	7.15	7.15	7	7.05	7.1	7.05
DQO <sub>total</sub> (mg/L)	2500	2550	2200	2270	2000	2200	2390	1590	1540	2220
DQO <sub>soluble</sub> (mg/L)	545	480	450	340	330	920	1060	720	595	570
SST (mg/L)	1440	1775	2090	1470	1360	1900	1830	1430	1520	1800
SSV (mg/L)	1200	1380	1930	995	1205	1400	1380	930	1070	1250
Sólidos sedimentables (mL/L)	70	60	65	55	60	60	50	40	30	40

<sup>1</sup>Velocidad ascendente de alimentación 1.0 m/h

<sup>2</sup>Velocidad ascendente de alimentación 0.9 m/h

<sup>a</sup>Sólidos suspendidos totales

<sup>b</sup>Sólidos suspendidos volátiles

Parámetro	Semana 3 <sup>3</sup>					Semana 4 <sup>4</sup>				
	1	2	3	4	5	1	2	3	4	5
<b>Afluente</b>										
Temperatura (°C)	33.9	36	36	36.5	37	35.6	35.8	35.8	35.5	35.3
pH	7.3	7.3	7.3	7.3	7.3	7.3	7.4	7.2	7.4	7.35
DQO <sub>total</sub> (mg/L)	8290	8220	6120	6530	7370	7430	6160	6570	6100	5580
DQO <sub>soluble</sub> (mg/L)	4850	4110	3730	3870	4100	4070	4000	3680	3860	3830
SST (mg/L) <sup>a</sup>	1656	1436	1156	1140	1088	1224	1168	1070	1248	1020
SSV (mg/L) <sup>b</sup>	1316	1140	940	888	840	1064	797	908	744	600
Sólidos sedimentables (mL/L)	30	30	25	26	18	38	22	20	24	25
<b>Efluente</b>										
Acidos grasos volátiles (meq/L)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Alcalinidad (meq/L como HCO <sub>3</sub> )	43.4	43.8	43.6	43	42.8	41.2	39.4	42	42.6	40.8
Temperatura (°C)	33.2	34.1	34.9	35.3	36.2	34.6	35.2	35.4	35.4	34.3
pH	7	7.1	7.1	7.1	7.2	7	7.1	7.1	7.1	7.1
DQO <sub>total</sub> (mg/L)	269	280	252	223	214	1690	1109	1425	1400	1152
DQO <sub>soluble</sub> (mg/L)	202	207	220	172	187	168	189	179	185	177
SST (mg/L)	1336	1788	1440	1928	1880	1300	1124	1232	1284	1132
SSV (mg/L)	1192	1272	1172	1140	1148	1148	928	948	796	996
Sólidos sedimentables (mL/L)	45	42	39	35	33	30	33	27	25	29

<sup>3</sup>Velocidad ascendente de alimentación 0.8 m/h

<sup>4</sup>Velocidad ascendente de alimentación 0.7 m/h

<sup>a</sup>Sólidos suspendidos totales

<sup>b</sup>Sólidos suspendidos volátiles

Tabla 2 (continuación). Resultados de los análisis del afluente y efluente del reactor anaerobio durante seis semanas de investigación

Parámetro	Semana 5 <sup>5</sup> días					Semana 6 <sup>6</sup> días				
	1	2	3	4	5	1	2	3	4	5
Afluente										
Temperatura (°C)	34.2	37.3	38.2	35.1	28.7	33.8	34.9	36.6	35.8	36.7
pH	6.9	6.8	6.9	6.9	7.2	6.9	7	7.1	6.8	7.1
DQO <sub>total</sub> (mg/L)	6000	7300	8150	6630	4600	6460	6590	6270	6340	7190
DQO <sub>soluble</sub> (mg/L)	4180	5000	5400	4180	3800	4320	3990	4220	4010	4380
SST (mg/L) <sup>a</sup>	1252	1312	1068	1043	372	1044	1104	1088	820	860
SSV (mg/L) <sup>b</sup>	1080	1148	968	788	300	896	836	860	628	664
Sólidos sedimentables (mL/L)	50	50	40	25	55	35	38	32	34	38
Efluente										
Acidos grasos volátiles (meq/L)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Alcalinidad (meq/L como HCO <sub>3</sub> )	37.7	36.8	34.6	40	45.8	48.6	39.8	41.4	39.8	42.2
Temperatura (°C)	36	36	38	38	36	36	35	36	37	37
pH	7.3	7.3	6.8	7.2	7.2	7	6.9	7.1	6.8	7.1
DQO <sub>total</sub> (mg/L)	833	1176	815	978	433	780	728	837	758	924
DQO <sub>soluble</sub> (mg/L)	390	370	541	352	239	273	250	257	220	252
SST (mg/L)	856	984	968	716	516	720	504	584	536	652
SSV (mg/L)	692	896	868	644	408	580	364	416	376	444
Sólidos sedimentables (mL/L)	39	37	32	12	8	22	19	18	19	20

<sup>5</sup>Velocidad ascendente de alimentación 0.6 m/h<sup>6</sup>Velocidad ascendente de alimentación 0.5 m/h<sup>a</sup>Sólidos suspendidos totales<sup>b</sup>Sólidos suspendidos volátiles

Tabla 3. Resultados del estudio de desalajo de biomasa, producción de biogás y eficiencia del reactor anaerobio de aguas residuales industriales

Parámetros	Velocidad ascendente de alimentación (m/h)					
	1	0.9	0.8	0.7	0.6	0.5
Eficiencia de remoción de la DQO <sub>total</sub> (%)	63.2(6.0) <sup>1a</sup>	65.8(5.0) <sup>a</sup>	81.5(3.6) <sup>b</sup>	78.8(2.0) <sup>b</sup>	87.2(3.0) <sup>c</sup>	87.7(0.9) <sup>c</sup>
Eficiencia de remoción de la DQO <sub>soluble</sub> (%)	88.7(2.4) <sup>a</sup>	78.6(5.1) <sup>b</sup>	94.0(0.7) <sup>c,d</sup>	95.4(0.3) <sup>d</sup>	91.7(1.5) <sup>a</sup>	94.0(0.3) <sup>c,d</sup>
Tasa de carga orgánica soluble (kg DQO <sub>soluble</sub> /m <sup>3</sup> /d)	2.22	2.75	3.57	3.73	5.19	5.35
Biomasa (kg SSV)	13480	11454	9848	9365	13236	18446
Relación S:M (kg DQO <sub>soluble</sub> /kg SSV) <sup>2</sup>	0.41	0.6	0.9	0.99	0.97	0.65
Biogás (m <sup>3</sup> /d)	2107(108) <sup>a</sup>	2641(146) <sup>b</sup>	3890(83) <sup>c</sup>	4154(172) <sup>d</sup>	5198(164) <sup>e</sup>	290(191) <sup>e</sup>
Sólidos suspendidos totales (mg/L)	1627(302) <sup>a</sup>	1696(207) <sup>a</sup>	1674(268) <sup>a</sup>	1214(82) <sup>b</sup>	808(195) <sup>c</sup>	599(87) <sup>c</sup>
Sólidos suspendidos volátiles (mg/L)	1342(355) <sup>a</sup>	1206(202) <sup>a,b</sup>	1185(53) <sup>a,b</sup>	963(127) <sup>a,b</sup>	702(197) <sup>c</sup>	436(86) <sup>d</sup>
Sólidos sedimentables (mL/L)	62(5.7) <sup>a</sup>	44(11.4) <sup>b</sup>	39(4.9) <sup>b,c</sup>	29(3.0) <sup>c,d</sup>	26(14.5) <sup>d</sup>	20(1.5) <sup>d</sup>

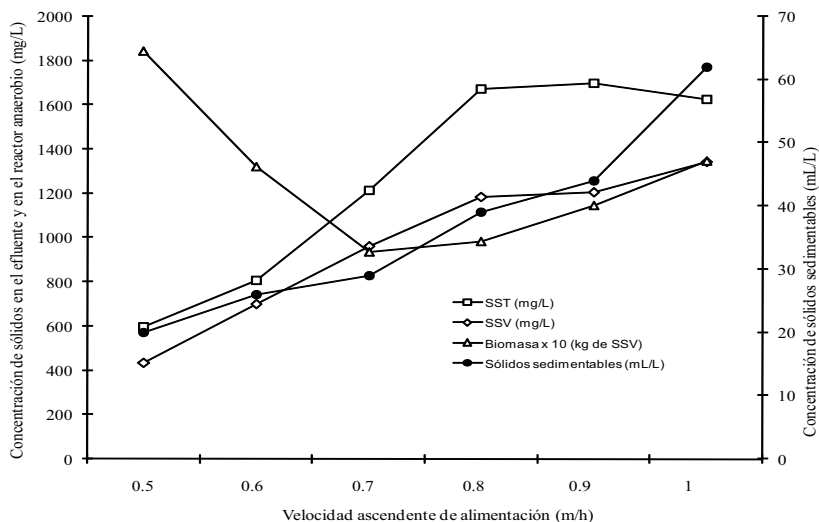
<sup>a,b,c,d,e</sup> Los valores seguidos por la misma letra en un renglón dado, no difieren a  $p < 0.05$  según la prueba de la mínima diferencia significativa<sup>1</sup> Los valores entre paréntesis representan la desviación estándar<sup>2</sup> Relación sustrato: microorganismos

Figura 4. Concentración de sólidos en el efluente y en el reactor anaerobio tipo UASB con respecto a la velocidad ascendente de alimentación

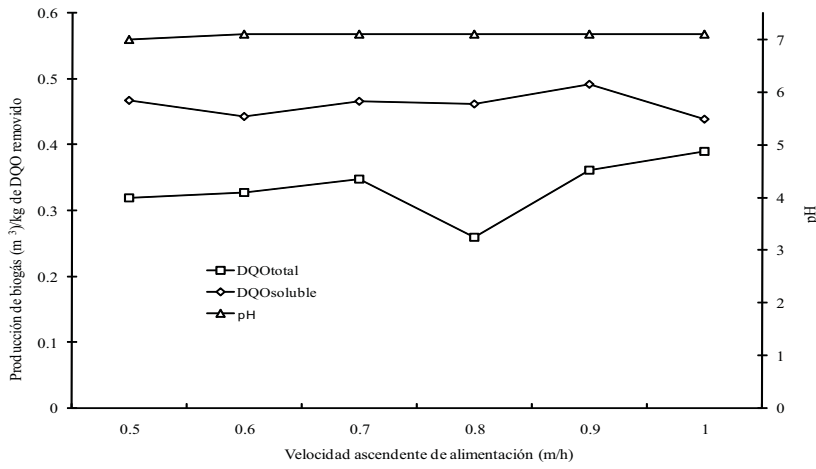


Figura 5. Producción de biogás por unidad de DQO removida con respecto a la velocidad ascendente de alimentación del reactor anaerobio tipo UASB

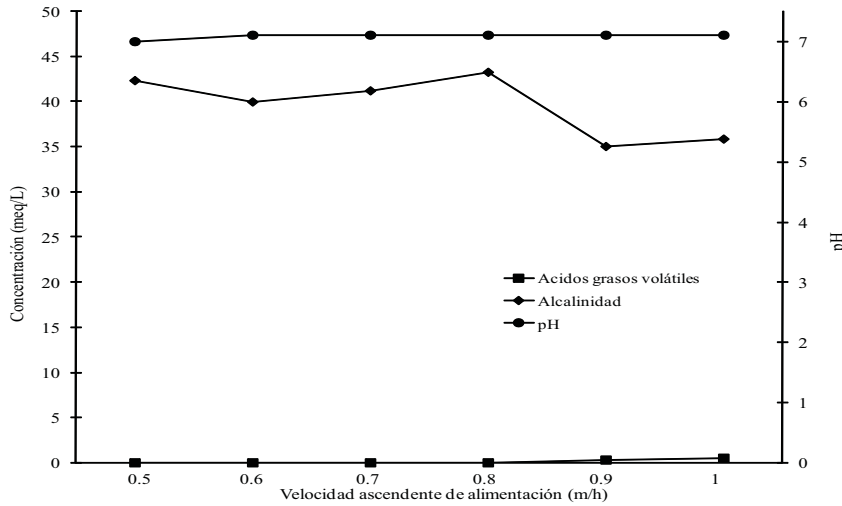


Figura 6. pH, concentración de AGV y alcalinidad en el efluente del reactor UASB para diferentes velocidades ascendentes de alimentación

mayor fue la relación agua residual a tratar: flujo de recirculación, esto es, a menor velocidad ascendente de alimentación mayor volumen de agua residual a tratar (tabla 1).

### Producción de biogás

En cuanto a la producción de biogás (tabla 3), ésta se incrementó significativamente ( $p < 0.05$ ) conforme se fue incrementado la tasa de carga orgánica soluble desde 2.22 kg DQO<sub>soluble</sub>/m<sup>3</sup>/d para una velocidad ascendente de alimentación de 1 m/h hasta 5.19 kg DQO<sub>soluble</sub>/m<sup>3</sup>/d para velocidad ascendente de 0.6 m/h. La producción de biogás fue estadísticamente igual ( $p < 0.05$ ) cuando se tuvo una carga orgánica de 5.19 y 5.35 kg DQO<sub>soluble</sub>/m<sup>3</sup>/d para una velocidad ascendente de 0.6 y 0.5 m/h, respectivamente. Resultados lógicos si consi-

deramos también que al ir disminuyendo la velocidad ascendente fue aumentando la relación sustrato: microorganismos (S:M) (tabla 3) desde 0.41 kg DQO<sub>soluble</sub>/kg SSV para una velocidad ascendente de 1 m/h hasta 0.99 kg DQO<sub>soluble</sub>/kg SSV para una velocidad ascendente de 0.7 m/h. Si la producción de biogás entre una velocidad ascendente de 0.6 y 0.5 m/h fue estadísticamente la misma, fue debido probablemente a que aumentó el tiempo de contacto entre el sustrato y los microorganismos por disminuir la velocidad ascendente aunque haya disminuido también la carga orgánica soluble.

### Efecto de la relación S/M

En el estudio del comportamiento del reactor se consideró también la relación S:M (kg DQO<sub>soluble</sub>/kg SSV) (Tabla 3). Esta relación fue de 0.41 en la primera semana de

operación del reactor, para aumentar luego paulatinamente hasta 0.99 en la cuarta semana a una velocidad ascendente de alimentación de 0.7 m/h. Al disminuir la velocidad de alimentación a 0.6 y 0.5 m/h, la relación S:M bajó a 0.97 y 0.65 por haber aumentado la concentración de biomasa en el reactor a 13,236 y 18,446 kg de SSV, respectivamente. Por otro lado, es importante remarcar que aunque en la primera semana se tenía una relación S:M de 0.41, valor inferior al 0.65 que se tenía en la semana 6 de operación, en la semana 1 se trataron 60 m<sup>3</sup>/h de agua residual con 218 m<sup>3</sup>/h de agua de recirculación y en la semana 6, 120 m<sup>3</sup>/h de agua residual más 19 m<sup>3</sup>/h de agua de recirculación.

#### Sólidos: SSV, SST

En la figura 4 se ilustra la concentración de la biomasa (kg de SSV) en el reactor anaerobio, así como la concentración de sólidos sedimentables, SST y SSV en el efluente del reactor. Esta última concentración de sólidos considerada como la concentración de biomasa desalojada del reactor. Con relación a los sólidos sedimentables, se puede apreciar en esta figura que a menor velocidad ascendente de alimentación, menor la pérdida de estos sólidos, resultando estadísticamente iguales ( $p < 0.05$ ) para las velocidades de alimentación de 0.7, 0.6 y 0.5 m/h. La mayor pérdida de sólidos ( $p < 0.05$ ) resultó para la velocidad de alimentación de 1 m/h. En cuanto a los SST, a velocidades ascendentes de alimentación de 1, 0.9 y 0.8 m/h no se presentó una diferencia significativa en la concentración de SST ( $p < 0.05$ ) en el efluente del reactor. Las concentraciones más bajas de SST en el efluente se presentaron a velocidades ascendentes de 0.6 y 0.5 m/h con una concentración de 808 y 599 mg/L, respectivamente (tabla 3) ( $p < 0.05$ ). En lo que respecta a la concentración de SSV en el efluente para las diferentes velocidades de alimentación, se puede ver en la figura 4 que a velocidades de 0.6 y 0.5 m/h se tuvo la menor pérdida de SSV, resultando mejor si se opera el reactor a una velocidad ascendente de 0.5 m/h donde se tuvo una concentración de SSV de 436 mg/L. En términos generales, al disminuir la velocidad de alimentación, menor será la pérdida de sólidos sedimentables, SST y SSV del reactor (figura 4). En la misma figura 4 se puede observar también, que con el tiempo (ya que el reactor operó en forma continua e iniciando el experimento a una velocidad ascendente de alimentación de 1.0 m/h y finalizando a 0.5 m/h) y al disminuir la velocidad de alimentación, se incrementó la concentración de la biomasa en términos de SSV.

#### Efecto del TRH

En la tabla 1 se puede apreciar que al variar la velocidad ascendente de alimentación de 1 a 0.5 m/h, se varió también el tiempo de residencia hidráulico (TRH) de 9 a 18 h. El TRH puede manifestarse en efecto, como el resultado de su relación directa a la velocidad de alimentación y al tiempo de contacto de los sólidos en el reactor, aumentado así la posibilidad de los sólidos a unirse o a ser atrapados en el manto del lodo. El TRH es el mejor parámetro para determinar el tiempo de residencia de los sólidos (TRS) (Zeeman *et al.*, 1999). El TRS puede influir indirectamente en la remoción de sólidos así como en el cambio de las características biológicas y fisicoquímicas del manto del lodo, además por supuesto de la producción de biogás.

#### Producción de biogás

La figura 5 muestra los resultados de la producción de m<sup>3</sup> de biogás/kg de DQO<sub>total</sub> y soluble removido. Esta producción de biogás fue menor en términos de la DQO<sub>total</sub> que de la DQO<sub>soluble</sub> removida. Aparentemente la velocidad ascendente de alimentación no tuvo influencia significativa en el biogás producido cuando se consideró la DQO<sub>soluble</sub> removida, ya que entre la menor (0.439 m<sup>3</sup> de biogás/kg de DQO<sub>soluble</sub> removido) y mayor producción de biogás (0.491 m<sup>3</sup> de biogás/kg de DQO<sub>soluble</sub> removido) sólo hay una diferencia del 10.6%. Esta diferencia se presentó entre la velocidad ascendente de alimentación de 1 y 0.9 m/h. Para velocidades de 0.8, 0.7, 0.6 y 0.5 m/h, las diferencias fueron de 5.9, 5.1, 9.7 y 4.8%, respectivamente. En cuanto a la producción de biogás considerando la DQO<sub>total</sub>, la tendencia fue a tener una menor producción de biogás a medida que se reducía la velocidad ascendente de alimentación. La producción mayor de biogás (0.390 m<sup>3</sup> de biogás/kg de DQO<sub>total</sub> removido) se presentó cuando estuvo operando el reactor a la mayor velocidad ascendente de alimentación (1 m/h), después conforme disminuyó la velocidad de alimentación, la producción de biogás bajó paulatinamente. Para velocidades de 0.9, 0.8, 0.7, 0.6 y 0.5 m/h la disminución en la producción de biogás fue del 7.4, 33.6, 11.0, 15.9 y 18.2%, respectivamente.

Tradicionalmente la alcalinidad total en un digestor anaerobio incluye toda la alcalinidad como bicarbonatos y aproximadamente el 80% de los ácidos grasos volátiles. Debido a que solamente la alcalinidad como bicarbonatos es utilizable para neutralizar los ácidos volátiles, la alcalinidad total no siempre representa la capacidad amortiguadora disponible en un digestor anaerobio (Anderson *et al.*, 1992). Un sistema estable de



tratamiento anaerobio, requiere de un balance entre todos los organismos. El mantenimiento de este balance normalmente está indicado por una baja concentración de AGV y un pH estable. Cuando el sistema anaerobio está balanceado, los microorganismos metanogénicos pueden ser inactivados por condiciones ambientales desfavorables, por ejemplo una disminución en el pH, por insuficiente alcalinidad, acumulación de AGV y por toxicidad de metabolitos intermedios (Kuai *et al.*, 1998). En la figura 6 se presenta el pH, la concentración de AGV y la alcalinidad en los efluentes del reactor para diferentes velocidades ascendentes de alimentación. En esta gráfica se puede apreciar que en todas las etapas de estudio se mantuvo un sistema estable por la baja concentración de AGV y un pH sin cambios.

## Conclusiones

De acuerdo a los resultados de este estudio se concluye que a mayores velocidades ascendentes de alimentación, se obtienen porcentajes más bajos de remoción de DQO soluble y total, menor volumen de agua residual tratada y menor carga orgánica al reactor, por lo que también fue menor la producción de biogás. Por otro lado, al disminuir la velocidad de alimentación, fue menor la pérdida de SST y SSV, por lo que con el tiempo esto influyó a que aumentara la cantidad de biomasa dentro del reactor. Al aumentar el volumen de agua residual tratada en el reactor anaerobio, lógicamente disminuirán los costos de operación en el tratamiento posterior aerobio, trayendo consigo un ahorro económico en los gastos de energía en la operación de los aireadores. Por otro lado, al evitar la pérdida y favorecer el aumento de la biomasa dentro del reactor anaerobio, se evita la compra constante de biomasa y se tiene la posibilidad de venderla para la operación y arranque de otros digestores.

## Referencias

- Anderson G.K., Yang G. Determination of Bicarbonate and Total Volatile Acid Concentration in Anaerobic Digesters Using a Simple Titration. *Water Environ. Res.* (64): 53-59. 1992.
- Buzzini A.P., Pires E.C. Evaluation of a Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor with Partial Recirculation of Effluent Used to Treat Wastewaters from Pulp and Paper Plants. *Bioresour. Technol* 98(9):1838-1848. 2007.
- Buzzini A.P., Pires E.C. Cellulose Pulp Mill Effluent Treatment in an Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor. *Process Biochem.* (38):707-713. 2002.
- Chavez P.C., Castillo L.R., Dendooven L., Escamilla-Silva E.M. Poultry Slaughter Wastewater Treatment with an up Flow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactor. *Bioresour. Technol.* (96):1730-1736. 2005.
- Iza J. Fluidized-Bed Reactors for Wastewater Treatment. *Water Sci. Technol.* (24):109-132. 1991.
- Kasum L., Kansal A., Balakrishnan M. Rajeswari K.V., Kishore V.V.N. Assessment of Biomethanation Potential of Selected Industrial Organic Effluents in India. *Resour. Conserv. Recycl.* (35):141-161. 2002.
- Kuai L., De Vreese I., Vandevivere P. GAC-Amended UASB Reactor for the Stable Treatment of Toxic Textile Wastewater. *Environ. Technol.* (19):1111-1117. 1998.
- GonCalves R.F., Cha-Lier A.C., Sammut F. Primary Fermentation of Soluble and Particulate Organic Matter for Wastewater Treatment. *Water Sci. Technol.* (30):6,53-62. 1994.
- Lettinga G., Field J., Vanlier J., Zeeman G., Hulshoff-Pol L.W. Advanced Anaerobic Wastewater Treatment in the Near Future. *Water Sci. Technol.* (35):10,5-12. 1997.
- Nahale C. The Contact Process for the Anaerobic Treatment of Wastewater: Technology, Design and Experience. *Water Sci. Technol.* (24):179-191. 1991.
- Mahmoud N., Zeeman G., Gijzen H., Lettinga G. Solids Removal in Upflow Anaerobic Reactors, a Review. *Bioresour. Technol.* (90):1-19. 2003.
- Metacalf, Eddy. *Wastewater Engineering-Treatment, Disposal, Reuse.* Third edition. New York, USA. McGraw Hill. 1991.
- Montgomery D.C. Design and Analysis of Experiments. Wiley, Nueva York. 1991. Pp. 123-160.
- Nguyen T.A. Methods for UASB Reactor Design 2007. [en línea]. [fecha de consulta 4 de Julio de 2007]. Disponible en: [http://www.waterandwastewater.com/www\\_services/ask\\_tom\\_archive/methods\\_foruasb\\_reactor\\_design.htm](http://www.waterandwastewater.com/www_services/ask_tom_archive/methods_foruasb_reactor_design.htm).
- Norma Mexicana. NMX-AA-030-SCFI. Análisis de agua- determinación de la demanda química de oxígeno en aguas naturales, residuales y residuales tratadas-método de prueba. *Diario Oficial de la Federación.* 17 de abril del 2001. México, DF.
- Norma Mexicana NMX-AA-004- SCFI. Análisis de agua-determinación de sólidos sedimentables en aguas naturales, residuales y residuales tratadas-método de prueba. *Diario Oficial de la Federación.* 18 de diciembre del 2000. México, DF.
- Norma Mexicana NMX-AA-034- SCFI. Análisis de agua-determinación de sólidos y sales disueltas en aguas naturales, residuales y residuales tratadas-método de prueba. *Diario Oficial de la Federación.* 1 de agosto del 2001. México, DF.
- Ramasamy E.V., Gajalakshmi S., Sanjeevi R., Jithesh M.N., Abbasi S.A. Feasibility Studies on the Treatment of Dairy Wastewaters with up Flow Anaerobic Sludge Blanket Reactors. *Bioresour. Technol.* (93):209-212. 2004.
- Rao G.A., Venkata-Naidu G., Krishna-Prasad K., Chandrasekhar-Rao N., Venkata-Mohan S., Annapurna J., Sarna P.N. Anaerobic Treatment of Wastewater with High Suspended Solids from a Bulk Drug Industry Using Fixed Film Reactor (AFFR). *Bioresour. Technol.* (96):87-93. 2005.

- Somasiri-Wijetunga, Xiu-Fen L., Wen-Quan R., Chen J. Evaluation of the Efficacy of Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor in Removal of Colour and Reduction of COD in Real Textile Wastewater. *Bioresour. Technol.* 99(9):3692-3699. 2008.
- Van der Laan J.B.R., Hobma S.W. Bepaling Van Lagere Vetzuren en Bicarbonaat Alkaliteit d.m.v. Titratie (Dutch). *H<sub>2</sub>O* (11):12.465-467. 1978.
- Wiegant W.M. Experiences and Potential of Anaerobic Wastewater Treatment in Tropical Regions. *Water Sci. Technol.* (44):8.107-113. 2001.
- Zeeman G., Lettinga G. The Role of Anaerobic Digestion in Closing the Water and Nutrient Cycle at Community Level. *Water Sci. Technol.* (39):5.187-194. 1999.

### Semblanza de los autores

*Gilberto Iñiguez-Covarrubias.* Es doctor en biotecnología por la Universidad Nacional Autónoma de México. De 1980 a 1990, trabajó como profesor investigador en el departamento de biotecnología y bioingeniería del CINVESTAV-IPN. Desde 1990, es profesor investigador titular C en la Universidad de Guadalajara. Ha desarrollado proyectos de investigación sobre tratamiento de aguas residuales de granjas porcícolas y de la industria tequilera, así como en el manejo de desechos sólidos agropecuarios y agroindustriales. Pertenece al Sistema Nacional de Investigadores (SNI).

*Arturo Camacho-López.* Es maestro en ciencias en madera, celulosa y papel del departamento de madera, celulosa y papel de la Universidad de Guadalajara, ha trabajado en el área de bioingeniería en ese mismo departamento desde 1988. Ha desarrollado proyectos de investigación sobre el tratamiento de vinazas tequileras y obtención de inulina del *Agave tequilana* Weber Azul.