

TRATAMIENTO DE EFLUENTES DE DESTILERÍA EN UN FILTRO ANAEROBIO DE FLUJO ASCENDENTE

Alejandro RIVERA, Jorge S. GONZÁLEZ, Reinaldo CASTRO,
Barbarita GUERRERO y Gertrudis NIEVES

Instituto de Investigaciones para la Industria Alimentaria. Carretera del Guatao km 3 ½, La Lisa. CP 19200. La Habana, Cuba

(Recibido junio 2001, aceptado julio 2002)

Palabras clave: filtro anaerobio, efluentes de destilería, sulfatos

RESUMEN

Se demostró la posibilidad de tratar efluentes de destilería en un filtro anaerobio de flujo ascendente, relleno con anillos Raschig de cerámica. Manteniendo un tiempo de retención hidráulica de 48 horas, se aplicaron cargas orgánicas desde 0.20 hasta 10.52 kg DQO/m³d. Se lograron eficiencias de remoción de la DQO superiores al 65 %, empleando sólo un paso por el reactor, para cargas orgánicas inferiores a 7.32 kg DQO/m³d y operando a temperaturas entre 20 y 25 °C. Para cargas superiores la eficiencia de depuración del sistema cayó al 42.4 %, indicando que se sobrepasó el límite de operación del reactor para las condiciones impuestas. Los valores de conversión de la DQO removida en metano (0.28-0.38 m³ CH₄/kg DQOr) fueron altos. Se demostró que la inhibición del proceso no estuvo relacionada con la presencia de un contenido elevado de iones sulfato en el residual.

Key words: anaerobic filter, distillery effluents, sulphate

ABSTRACT

The possibility of using an upflow anaerobic filter, packed with Raschig rings, for the treatment of distillery effluents was demonstrated. Maintaining a hydraulic retention time of 48 hours, organic loads varying from 0.20 to 10.52 kg COD/m³ day were applied. COD removal efficiencies over 65 % were achieved with only one pass through the reactor, for organic loads below 7.32 kg COD/m³ day, at temperatures between 20 and 25 °C. For higher loads the system's depuration efficiency fell to 42.4 %, showing that an operational limit was reached for the assayed conditions. High values were obtained for the conversion of removed COD to methane (0.28-0.38 m³ CH₄/kg CODr). The process inhibition did not show any relation to the presence of a high content of sulphate ions in the wastewater.

INTRODUCCIÓN

Las aguas residuales de destilerías de alcohol constituyen una importante fuente de contaminación, debido a la elevada concentración de materia orgánica expresada como Demanda Bioquímica de Oxígeno (25000-45000 mg DBO/L) que presentan y también a su alto grado de aci-

dez, con valores de pH inferiores a 5. Aunque estos residuales no se caracterizan como tóxicos, su disposición implica un serio problema ambiental. Se estima que en Cuba se generan aproximadamente 14000 m³ de vinazas al día (Cano y González 1989, Sánchez *et al.* 1994).

Los sistemas de depuración biológica que emplean la vía anaerobia son los más recomendados para el trata-

miento de residuales con altos contenidos de materia orgánica (González 1989, González y Valdés 1994). Su empleo como primera etapa en la depuración de los efluentes de destilería constituye una alternativa atractiva para disminuir los costos totales del tratamiento. Entre las tecnologías anaerobias de avanzada que más se emplean últimamente sobresalen los reactores de manto de lodos, los reactores de lecho fluidizado y los filtros anaerobios (Bonastre y Paris 1989, Van den Berg y Kennedy 1983, Young 1983).

Varios estudios (Boopathy y Tilche 1991, Braun y Huss 1982, Camilleri 1988, Dahab y Young 1982, Kida *et al.* 1995) reportan el empleo de esas tecnologías para el tratamiento de aguas residuales de destilería, logrando eficiencias de remoción de la Demanda Química de Oxígeno (DQO) entre 50 y 90 %, al operar los reactores a temperaturas entre 30 y 37 °C y con la aplicación de cargas orgánicas entre 8 y 22 kg DQO/m³ día. En otros estudios (García-Morales 1996, Yeoh *et al.* 1997) se usaron temperaturas cercanas a 55 °C y con la aplicación de cargas orgánicas similares se obtuvieron eficiencias de remoción de la DQO entre 65 y 70 %. Cada grupo plantea ventajas para sus sistemas, pero en realidad los resultados obtenidos son muy similares y deben ser evaluados de forma particular.

En vista de que las vinazas de destilería poseen energía térmica reutilizable y que esta industria tiene altos requerimientos energéticos, en muchos lugares ésta se recobra, quedando el residual a una temperatura menor de 30 °C. Se ha informado muy poco en la literatura sobre la digestión anaerobia de efluentes de destilería a temperaturas entre 20 y 25 °C, por lo que el objetivo de este trabajo fue conocer, mediante corridas experimentales, el comportamiento de un filtro anaerobio de flujo ascendente en el tratamiento de efluentes de destilería a temperaturas entre 20 y 25 °C, considerando como variables de respuesta la eficiencia de remoción de la carga contaminante y la conversión de la DQO removida en biogás. También se consideran aspectos relevantes en el control del proceso tales como la concentración de ácidos grasos volátiles, la alcalinidad y el pH, en diferentes condiciones de carga aplicada.

MATERIALES Y MÉTODOS

Reactor de lecho fijo

Se empleó una columna cilíndrica de PVC de 7.5 L, con diámetro interno de 100 mm y altura total de 1 m, con una entrada inferior para recibir la alimentación de residual crudo y una salida lateral colocada 200 mm por debajo del borde superior del reactor, por donde evacúa el efluente tratado y una salida superior para la recolección, la medición y el muestreo del gas generado. La columna se empacó con anillos Raschig de cerámica de 15x15 mm, con alto poder de retención de biomasa (Messing 1982,

Murray y Van den Berg 1981), hasta 4/5 de su altura total, condicionando un volumen efectivo de tratamiento hasta la altura del relleno de 4.45 L, medidos por desplazamiento de agua.

La alimentación de la columna fue realizada empleando una bomba peristáltica de velocidad constante, capaz de regular el caudal a alimentar mediante un sistema de control de los tiempos de parada y arranque. La salida de gases se conectó a un recipiente plástico de 1 L de capacidad, que colocado de forma invertida se encontraba sumergido en una solución de NaCl acidulada, sirviendo de colector y medidor de los gases generados durante el proceso. En la **figura 1** se muestra un esquema general de la línea experimental.

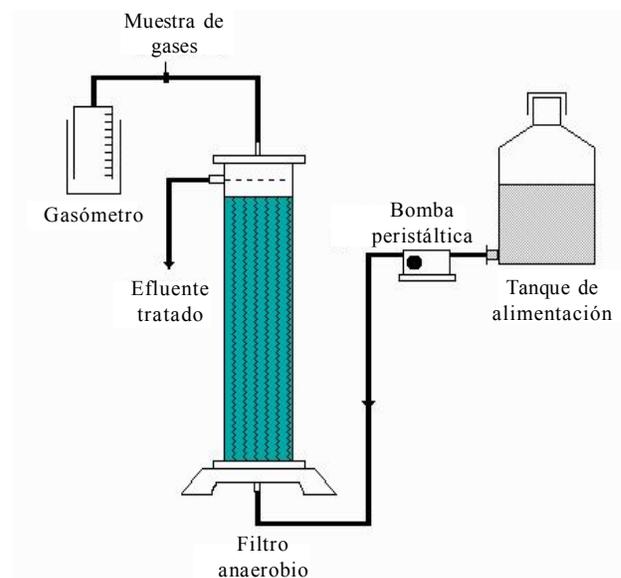


Fig. 1. Esquema general de la línea experimental de filtración biológica

Características de los materiales empleados

El residual empleado en los experimentos se preparó con vinazas provenientes de las destilerías Arrechabala y Santa Cruz del Norte, cuyas características principales fueron:

	Santa Cruz	Arrechabala	
pH	4.7	4.5	
Acidez	4688	4573	mg/L
Alcalinidad	0.0	0.0	mg/L
DBO ₅	30375	27200	mg/L
DQO	68077	67057	mg/L
Nitrógeno total	643	614	mg/L
Fósforo	64.8	81.0	mg/L
Sólidos totales	73920	66525	mg/L
Sólidos suspendidos totales	4360	3620	mg/L
Sulfatos	5.4	2.3	g/L

Resultados promedios de 5 determinaciones hechas a cada lote de residual sedimentado con los que se realizaron los experimentos.

Procedimiento

Para lograr la biomasa que se inocularía al filtro anaerobio se empleó un cultivo (3 L) proveniente de un espesador de lodos de una planta de tratamiento de residuales alimentarios, enriquecido con aguas de lavado de excretas vacunas. Este cultivo microbiano se mezcló con 2 L de residual de destilería (diluido con agua del grifo hasta lograr una concentración de 460 mg DQO/L) y se inoculó al reactor, llenando el mismo hasta el nivel de rebase, manteniendo estas condiciones durante 48 horas. Después, el sistema se sometió a recirculación continua durante 10 días. Luego, cada 2 días se repuso 1 L del efluente, estableciendo una alimentación semicontinua de un sustrato con las siguientes características:

residual de destilería		0.46 g DQO/L
agente alcalinizante	NaHCO ₃	0.64 g/L

Adicionando además 5 mL de una solución compuesta por:

macronutrientes:	NH ₄ Cl	10.00 g/L
	K ₂ HPO ₄	2.00 g/L
micronutrientes:	H ₃ BO ₃	0.05 g/L
	FeCl ₂ ·2H ₂ O	2.00 g/L
	ZnCl ₂	0.05 g/L
	MnSO ₄	0.50 g/L
	CuCl ₂ ·2H ₂ O	0.03 g/L
	(NH ₄) ₈ Mn ₇ O ₂₄ ·4H ₂ O	0.05 g/L
	AlCl ₃ ·6H ₂ O	0.05 g/L
	CoCl ₂ ·6H ₂ O	2.00 g/L
	MnCl ₂	0.25 g/L
	MgCl ₂	1.00 g/L
	EDTA	0.05 g/L
	NiCl ₂ ·6H ₂ O	0.25 g/L
	HCl	1.00 ml/L

La producción estable de biogás (600 mL/día) a los 20 días de comenzado el proceso, aportó la información sobre el momento de pasar a una forma de alimentación continua del sistema, suprimiendo totalmente la adición de los elementos micronutrientes descritos anteriormente y manteniendo el empleo de la solución de cloruro de amonio y fosfato ácido de potasio (macronutrientes) para tener relaciones N/DQO y P/DQO de 0.02 y 0.003 respectivamente (Moosbrugger *et al.* 1993). Para mantener la alcalinidad se siguió empleando bicarbonato de sodio, a fin de lograr una relación alcalinidad/DQO cercana a 0.9 unidades (Moosbrugger *et al.* 1993, Zehnder y Wuhmann 1977).

A continuación, se procedió a aumentar la carga orgánica aplicada al reactor (Bv) mediante incrementos sucesivos de la concentración del residual a tratar, con el fin de estudiar los efectos de la carga orgánica aplicada sobre la eficiencia del sistema. Para todas las corridas se mantuvo un mismo tiempo de retención hidráulica de 48 horas, valor muy empleado en estos sistemas (Bonastre y Paris 1989). El residual alimentado se mantuvo a temperatura ambiente, que osciló entre 20 y 25 °C para todas las corridas experimentales.

Cada vez que se varió la carga aplicada se dejó transcurrir un período igual a tres veces el tiempo de retención hidráulica, para así garantizar el establecimiento del estado estacionario (González y Valdés 1994, Valdés 1994); sólo entonces se procedió a realizar los muestreos correspondientes al tratamiento ensayado, tomando al menos quince muestras para cada uno de ellos. En la **tabla I** se presentan las diferentes cargas ensayadas y las concentraciones medias del residual alimentado al reactor.

Como variables de respuesta se emplearon la eficiencia del proceso sobre la base de la remoción en DQO, la producción de biogás y su contenido en metano, determinado este último en un analizador de metano Maihak Finor, para evaluar de forma indirecta los valores de conversión de la DQO removida en biogás. Las variables de control fueron la concentración de ácidos grasos voláti-

TABLA I. CONCENTRACIONES DEL RESIDUAL ALIMENTADO (So) Y CARGAS ORGÁNICAS ENSAYADAS (Bv) DURANTE LA EXPERIENCIA

Período ensayado (días)	So (mg DQO/L)		Bv (kg/m ³ día)	
	Media	CV (%)	Media	CV (%)
0 - 20		*		*
21 - 35	462	12.5	0.20	10.9
42 - 56	997	11.3	0.45	12.5
63 - 77	2006	14.2	0.90	15.6
84 - 108	5608	21.6	2.52	20.0
115 - 129	10460	9.1	4.70	11.3
136 - 150	14806	15.2	7.32	10.9
157 - 171	20685	11.2	10.52	12.3

* Período de adaptación con alimentación semicontinua y recirculación total del efluente

les, la alcalinidad y el pH para todos los niveles de cargas aplicadas.

En los últimos dos niveles de carga aplicada se determinó la concentración de sulfatos, en busca de una explicación a la disminución de la eficiencia del sistema supuestamente debida a su posible inhibición por estos iones.

Los resultados fueron procesados estadísticamente para obtener los valores medios y los coeficientes de variación de las variables de respuesta principales. Para comparar el efecto de los diferentes valores de carga aplicada, se realizó un análisis de varianza de clasificación simple.

Determinaciones analíticas realizadas

Los análisis del residual crudo y el de alimentación, así como los del efluente tratado fueron realizados según métodos estándar (APHA-AWWA-JWPCF 1985), excepto la alcalinidad, que se hizo con el método de Jenkins *et al.* 1983.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Por medio de variaciones de la concentración del residual alimentado (S_0), desde 462 mg/L hasta 20685 mg/L se recorrió un intervalo de cargas orgánicas desde 0.20 hasta 10.52 kg DQO/m³d, manteniendo constante el tiempo de retención hidráulica en 2.0 días ($CV=8.4\%$, $n=99$).

En la **figura 2** se observa como varió la eficiencia de remoción de la DQO con respecto a las diferentes cargas aplicadas. Como puede apreciarse, para las cargas orgánicas que van desde 0.20 hasta 4.70 kg/m³d se obtuvieron los mejores valores de eficiencia del proceso, que oscilaron entre 72.7 y 82.3 %, con una tendencia a disminuir con el aumento de la carga aplicada. Para los últimos dos niveles ensayados se obtuvieron eficiencias menores y significativamente diferentes de las anteriores. Aquí resalta lo pronunciado de este efecto para el último nivel de carga aplicado, donde la eficiencia cae a un valor de 42.4 % ($CV=26.6\%$, $n=15$), inadmisibles para este proceso. Este nivel parece ser el correspondiente al límite de carga orgánica que puede asimilar este reactor en las condiciones impuestas. Estos resultados concuerdan con lo encontrado en la literatura (Berles *et al.* 1982, Dahab y Young 1982, García-Buendía y Fernández 1988), donde se señalan valores de la eficiencia de remoción entre 60 y 80 %, cuando se suministran cargas orgánicas entre 1 y 10 kg DQO/m³d a sistemas de filtración anaerobia para el tratamiento de residuales de destilería, sólo que en nuestro caso el valor extremo de carga no fue aceptado por el sistema.

En la **figura 3** se muestran las concentraciones de ácidos grasos volátiles y la alcalinidad al bicarbonato mantenidas dentro del reactor durante los experimentos. Se observa una tendencia al aumento en la concentración de

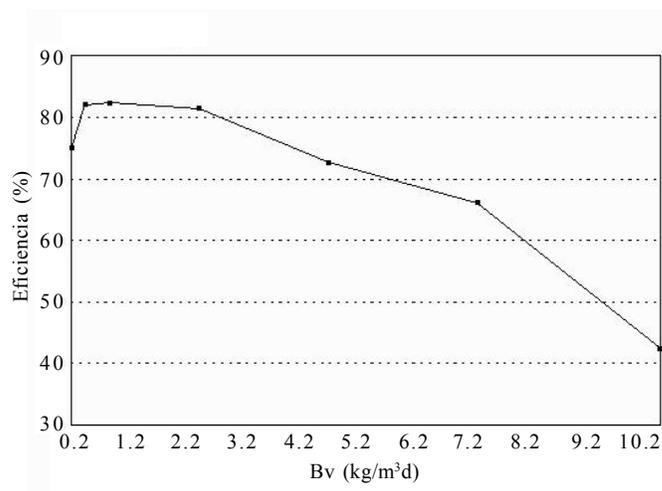


Fig. 2. Eficiencia vs. carga orgánica aplicada

ácidos grasos volátiles a medida que aumenta la carga orgánica, aunque este incremento se realiza en forma muy discreta y en muchos casos sin diferencias significativas para los primeros niveles de carga orgánica aplicada. Sin embargo, a partir de los 4.7 kg DQO/m³ d las diferencias comienzan a ser significativas y el aumento que se produce en el último nivel de carga aplicada sobrepasa la concentración límite para el proceso de metanogénesis reconocida en la literatura (Anderson *et al.* 1982), que es de 2000 mg/L, llegando a alcanzar los 3484 mg/L ($CV=28.2\%$, $n=15$). Esta concentración alta indica que la razón alimentos/microorganismos es demasiado elevada, manifestándose ya la inhibición del proceso de metanogénesis en este nivel (Ashley y Hurst 1981, Bryant 1979, Marchaim y Krause 1993, Speece y Parking 1983). Asimismo, esta situación de elevación y no conversión de los ácidos grasos formados puede atribuirse al hecho de que el reactor está operando a una temperatura en la que no se favorece su cinética de conversión (Öztürk 1991).

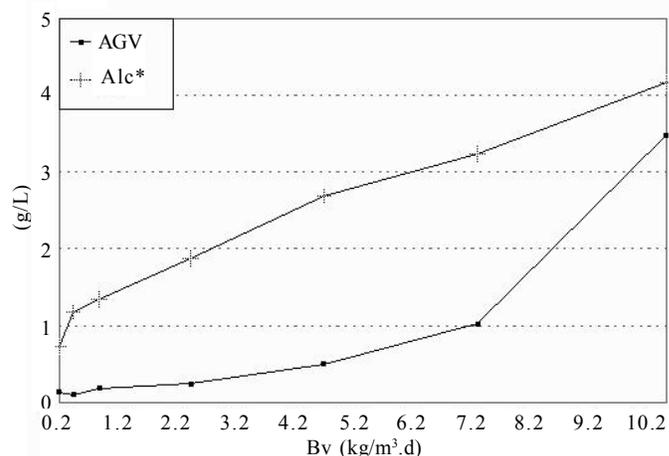


Fig. 3. Ácidos grasos volátiles (AGV) y alcalinidad al bicarbonato (Alc*) vs. carga orgánica

La alcalinidad, por su parte, siempre fue en aumento, debido a que se controló en todo momento con el objeto de garantizar una elevada capacidad amortiguadora en el sistema, logrando mantener el pH del reactor en un valor medio de 7.3 y con un CV tan bajo como 1.8 % para $n=105$. En general, estos valores se encuentran dentro del rango de pH permitido ($6.5 < \text{pH} < 8.2$) para el proceso metanogénico (Anderson *et al.* 1982); aunque esto tiene menos relevancia en los filtros anaerobios, puesto que se plantea que en estos sistemas el pH en el seno de la solución es algo diferente del pH que puede existir dentro de los flóculos y las películas expuestas al flujo de líquido (Van den Berg y Kennedy 1983).

Analizando la **figura 4**, puede apreciarse que la producción de biogás fue aumentando de manera directamente proporcional al aumento de B_v , hasta alcanzar un valor de 11.0 L/d, para una $B_v=7.32 \text{ kg DQO/m}^3 \text{ d}$. En el siguiente nivel de B_v ($10.52 \text{ kg/m}^3 \text{ d}$) se produjo un volumen inferior de biogás. En otras palabras, después de rebasar los $7.32 \text{ kg/m}^3 \text{ d}$, se manifiesta una cierta incapacidad del sistema para generar biogás como lo venía haciendo hasta entonces, de forma directamente proporcional a los aumentos de carga aplicada. Esta incapacidad del sistema se correlaciona perfectamente con la caída de la eficiencia de eliminación de la DQO, desde 66.1 % hasta 42.4 %, que se manifestó para el último aumento de B_v ensayado. Esto se puede constatar igualmente cuando se acude a los valores de la DQO removida, que para el caso de $B_v=7.32 \text{ kg/m}^3 \text{ d}$ fue de 21.8 g/d y para $B_v=10.52 \text{ kg/m}^3 \text{ d}$ arrojó un valor similar (20.1 g/d).

En lo que se refiere al contenido en metano, luego de estabilizarse, el comportamiento usual manifiesta una tendencia a disminuir con el aumento de B_v (González 1989, González y Valdés 1994). Sin embargo, en este caso hay un aumento inicial que puede ser explicado como resultado del proceso de estabilización de la conversión de la DQO removida que se prolongó algo más

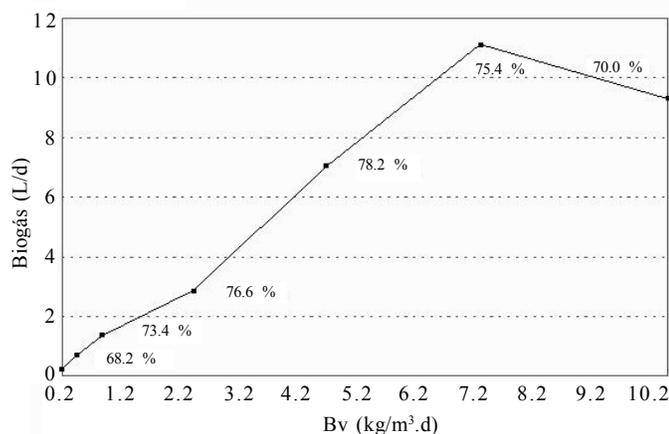


Fig. 4. Biogás producido y % de metano vs. carga orgánica aplicada

de lo común.

No obstante, ya en el cuarto nivel de aplicación de carga, la tendencia general a la disminución del contenido de metano se hizo presente, y si no se obtuvieron contenidos menores de metano esto se debe a la ocurrencia de otro fenómeno, el aumento de la alcalinidad a medida que se eleva la carga aplicada, lo que permite que el CO_2 producido en el biogás pueda pasar a la fase acuosa con mayor facilidad, aumentando la concentración relativa de metano en el biogás. Con ello se amortigua la disminución como evidencian los tres niveles finales de la experiencia.

En cuanto a la eficiencia de conversión de la DQO removida en metano, expresada en la **figura 5**, se observa un comportamiento inusual. Experiencias anteriores indicaban que si bien los volúmenes de gas se elevan con el aumento de B_v , la disminución del contenido en metano es tal, que como resultado global se obtiene una disminución también de la conversión, coincidiendo con lo obtenido por Guiot y Van den Berg (1985) y Revard (1985). En el presente caso, la conversión varía entre un valor mínimo de $0.28 \text{ m}^3/\text{kg DQOr}$ y un máximo de $0.38 \text{ m}^3/\text{kg DQOr}$, sin una tendencia manifiesta a subir o bajar con el aumento de B_v , lo cual puede ser atribuido a la situación antes expuesta de aumento de la concentración relativa de metano por el alto valor de alcalinidad en el sistema.

Al observar los resultados de las últimas etapas, donde comienzan a presentarse problemas con la eficiencia, se considera que no sólo está influyendo una limitación por la carga aplicada, sino que es posible que exista otra razón, sobre todo en vista de que el residual de destilería empleado para los últimos dos niveles de cargas orgánicas aplicadas proviene de la destilería Santa Cruz, con un valor superior de concentración de sulfatos.

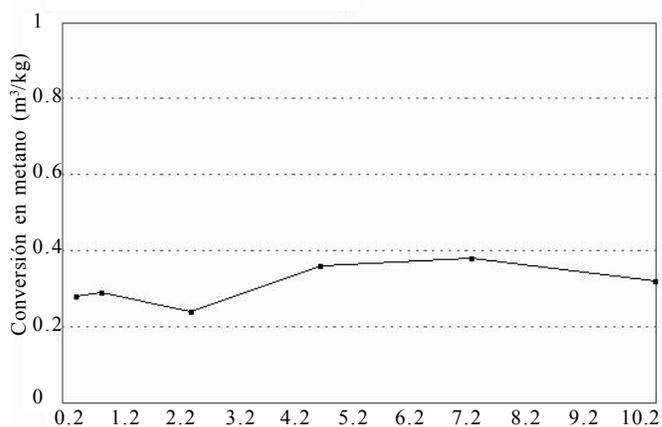


Fig. 5. Conversión de la DQO removida en metano vs. carga orgánica aplicada

Se conoce que la presencia de estos iones durante la degradación anaerobia permite que las bacterias sulforreductoras puedan emplear parte del sustrato carbonáceo, resultando en una producción de H_2S , siendo este proceso de mucha competencia con la metanogénesis (Rinzema y Lettinga 1988).

La razón DQO/SO_4^{2-} aparece reportada como el factor clave en la regulación de la competencia entre bacterias metanogénicas y sulforreductoras. En experiencias recientes se ha recomendado operar como valor óptimo a razones $DQO/SO_4^{2-} > 10$ para el logro de un tratamiento anaerobio exitoso (Colleran *et al.* 1995). Por su parte, Hilton y Archer (1988) recomiendan como valores inhibitorios de la metanogénesis relaciones menores de 8.

Los valores de las concentraciones de sulfato medidas en los dos últimos niveles de carga ensayados permitieron obtener relaciones DQO/SO_4^{2-} iguales a 13.8 y 11.1, respectivamente, para 7.32 y 10.52 kg/m^3 d. Como puede notarse, estas relaciones son mayores que el valor de 10 establecido como límite para el comienzo de inhibición en el proceso de formación de metano por la presencia de sulfatos, por lo que puede decirse que no existe inhibición por sulfuros, sino que ya en el nivel de carga aplicada de 10.52 kg DQO/m^3 d se ha sobrepasado la capacidad de manejo de carga de este reactor en las condiciones de operación impuestas, como se explicó anteriormente.

CONCLUSIONES

Se demostró la posibilidad de tratar efluentes de destilería en un filtro biológico de flujo ascendente con una eficiencia de remoción de la DQO superior al 65 %, empleando sólo un paso por el reactor, utilizando un tiempo de retención de 2 días y una carga orgánica inferior a 7.32 kg DQO/m^3 d, a una temperatura de operación entre 20 y 25 °C. Para valores de carga orgánica aplicada superiores a 7.32 kg/m^3 d, se manifestó una caída significativa de la eficiencia de depuración (42.2 %), incrementándose el contenido de ácidos volátiles en el reactor hasta valores superiores al recomendado como límite de operación para este sistema.

Tanto el volumen de biogás producido como su contenido en metano se comportaron, con pequeñas desviaciones, dentro del intervalo de valores esperados. A la vez, se observaron valores altos de conversión de la DQO removida en metano (0.28-0.38 m^3 CH_4/kg $DQOr$).

La inhibición del proceso estuvo relacionada solamente con el exceso de carga orgánica aplicada y no con la presencia de sulfatos en el residual, ya que éstos se mantuvieron en valores inferiores a los considerados inhibitorios para la metanogénesis.

REFERENCIAS

- Anderson G.K., Donnelly T. y McKeown K.J. (1982). Identification and control of inhibition in the anaerobic treatment of industrial waste waters. *Process Biochem.* July/August, 28-32.
- APHA, AWWA and JWPCF (1985). *Standard methods for the examination of water and wastewater*. American Public Health Association, 16a. Ed. Nueva York.
- Ashley N.V. y Hurst T.J. (1981). Acid and alkaline phosphatase activity in anaerobic digested sludge: a biochemical predictor of digester failure. *Water Res.* 15, 633-638.
- Beries A., Raynal J. y Jover J.P. (1982) Fixed film reactor with plastic media for methane fermentation of distilleries wastewaters. *Proc. 2nd. Conf. Energy from Biomass*, Berlín.
- Bonastre N. y Paris J.M. (1989). Survey of laboratory, pilot and industrial anaerobic filter installations. *Process Biochem.* February, 15-20.
- Boopathy R. y Tilche A. (1991). Anaerobic digestion of high strength molasses wastewater using hybrid anaerobic baffled reactor. *Water Resour.* 25, 785-790.
- Braun R. y Huss S. (1982). Anaerobic digestion of distillery effluents. *Process Biochem.* July/August, 25-27.
- Bryant M.P. (1979). Microbial methane production/theoretical aspects. *J. Animal Sci.* 48, 193-201.
- Camilleri C. (1988). Anaerobic digestion of food processing wastewater: industrial performance of fixed film technologies for methane recovery and pollution abatement. *Proc. 5th Internat. Symp. on Anaerobic Digestion*, Bolonia, Italia.
- Cano A. y González J.S. (1989). Evaluación preliminar de las características físicas y químicas de los residuales líquidos de destilería. *Bol. Técnico No. 34*, Inst. Invest. Ind. Alim., La Habana.
- Colleran E., Finnegan S. y Lens P. (1995). Anaerobic treatment of sulphate-containing waste streams. *Antonie van Leeuwenhoek* 67, 29-46.
- Dahab M.F. y Young J.C. (1982). Retention and distribution of biological solids in fixed-bed anaerobic filters. *Proc. 1st. Int. Conf. Fixed Film Biol. Processes*, King Island, Ohio.
- García-Buendía A. y Fernández R. (1988). Development and Evaluation of biofilters with oriented support-BSO- by ENADIMSA. *Proc. 5th. Int. Symp. on Anaerobic Digestion*, Bolonia, Italia.
- García-Morales J.L., Nebot E., Cantoral J.M., Romero L.L. y Sales D. (1996). Methanogenic and acidogenic activity test in an anaerobic thermophilic reactor. *Biotechnol. Tech.* 10, 249-252.
- González J.S. (1989). Tratamiento anaerobio de residuales de la industria cárnica. Tesis para la obtención del grado de Doctor en Ciencias Técnicas. CNIC, La Habana.
- González J.S. y Valdés P. (1994). Aplicación de la digestión anaerobia a los residuales de industrias lácteas. *Rev. Int. Contam. Ambient.* 10, 37-41.
- Guiot S.R. y Van der Berg L. (1985). Performance of an up-flow anaerobic reactor combining a sludge blanket and a filter

- treating sugar wastes. *Biotechnol. Bioeng.* *27*, 800-806.
- Hilton M.G. y Archer D.B. (1988). Anaerobic digestion of a sulphate-rich molasses wastewater: inhibition of hydrogen sulphide production. *Biotechnol. Bioeng.* *31*, 885-888.
- Jenkins S.R., Morgan J.M. y Sawyer C.L. (1983). Measuring anaerobic sludge digestion by a simple alkalimetric titration. *J. WPCF* *55*, 448-453.
- Kida K., Morimura S., Abe N. y Sonoda Y. (1995). Biological treatment of sochu distillery wastewater. *Process Biochem.* *30*, 125-132.
- Marchaim U. y Krause C. (1993). Propionic to acetic acid ratios in overloaded anaerobic digestion. *Bioresour. Technol.* *43*, 195-203.
- Messing R.A. (1982). Immobilization of microbes at a high rate continuous waste processor for the production of high BTU gas and the reduction of pollutants. *Biotechnol. Bioeng.* *24*, 1115-1119.
- Moosbrugger R.E., Wentzel M.C., Ekama G.A. y Marais G.R. (1993). Lauter tun (brewery) waste in UASB systems - feasibility, alkalinity requirements and pH control. *Water SA*, *19*, January 1, 41-52.
- Moosbrugger R.E., Wentzel M.C., Ekama G.A. y Marais G.R. (1993). Grape wine distillery waste in UASB systems - feasibility alkalinity requirements and pH control. *Water SA*, *19*, January 1, 53-68.
- Murray W.D. y Van den Berg L. (1981). Effects of support material on the development of microbial fixed films. Converting acetic acid to methane. *J. Applied Bacteriol.* *51*, 257-265.
- Öztürk M. (1991). Conversion of acetate, propionate and butyrate to methane under thermophilic conditions in batch reactors. *Water Res.* *25*, 1509-1513.
- Revard C.J. (1985). Comparison of the standard CSTR with an up-flow packed bed reactor. *Biotechnol. Bioeng.* *15*, 375-382.
- Rinzema A. y Lettinga G. (1988). Anaerobic treatment of sulphate-containing wastewater. *Biotreatment Systems*, (D.L. Wise, Ed.) CRC Press, Boca Ratón, Vol. III, pp. 65-109.
- Sánchez E., Benítez F., Travieso L., Weiland P., Ramos C., Milán Z., Conde J.L., Roviroso N., Montalvo S. y López M. (1994). Recent advances in biogas technologies in Cuba. Proc. Fourth FAO/SREN Workshop on Biogas Technology as an Environmental Solution to Pollution, Sustainable Rural and Energy Network (SREN), Migal, Israel.
- Speece R.E. y Parking G.F. (1983). The response of methane bacteria to toxicity. Proc. 3rd. Int. Symp. on Anaerobic Digestion. Agosto 14-19, Boston, pp. 23-35.
- Valdés P. (1994). Tratamiento de aguas residuales cítricas por vía anaerobia. *Rev. Int. Contam. Ambient.* *10*, 69-75.
- Van den Berg L. y Kennedy K.J. (1983). Comparison of advanced anaerobic reactors. Proc. 3rd. Int. Symp. Anaerobic Digestion. Agosto 14-19, Boston, pp. 71-89.
- Yeoh B.G. (1997). Two phase anaerobic treatment of cane-molasses alcohol stillage. *Water Sci. Technol.* *36*, 6-7.
- Young J.C. (1983). The anaerobic filter -past, present and future. Proc. 3rd. Int. Symp. Anaerobic Digestion. Agosto 14-19, Boston, pp. 91-103.
- Zehnder A.J.B. y Wuhrmann K. (1977). Physiology of methanobacterium strain. *Arch. Microbiol.* *111*, 199-205.