Rev. Int. Contam. Ambient. 20 (3) 117-128, 2004

TRATAMIENTO DE EFLUENTES DE LA PRODUCCIÓN DE LECHE DE SOYA EN UN FILTRO ANAEROBIO A FLUJO PISTÓN

Alejandro RIVERA, Barbarita GUERRERO y Gertrudis NIEVES

Instituto de Investigaciones para la Industria Alimenticia. Carretera al Guatao km 3 ½, La Lisa, C. Habana 19200, Cuba

(Recibido octubre 2002, aceptado febrero 2004)

Palabras clave: filtro anaerobio, efluentes de producción de leche de soya

RESUMEN

Se demostró la viabilidad de tratar efluentes de la producción de leche de soya en un filtro anaerobio a flujo pistón de 22.5 L de capacidad total, compuesto por hasta tres columnas rellenas con anillos Raschig de cerámica la primera y anillos Pall de plástico las restantes. Al permitir el libre descenso de la temperatura interior del reactor, con variaciones de al menos 5 °C, fueron ensayadas cargas orgánicas desde 0.66 hasta 7.88 kg DQO/m^3 día para el reactor pistón formado por dos columnas solamente. Posteriormente también se aplicaron cargas de 6.34 y 11.31 kg DQO/m^3 día cuando el reactor estuvo constituido por 3 columnas. Se logró 95.7 % de eficiencia de remoción de la DQO para el último nivel de carga estudiado, empleando únicamente un paso por el reactor, con un tiempo de retención hidráulica de tan solo 1.7 días. Para el último tratamiento ensayado se observó el funcionamiento diferente del reactor pistón de tres columnas, manifestándose la ocurrencia del proceso anaerobio en dos fases separadas, en la primera columna ocurrió predominantemente la acidogénesis y en las restantes la metanogénesis, sin necesidad de la existencia de algún control sobre las condiciones del proceso. Los valores máximos para el volumen de biogás y el rendimiento en biogás por kg de materia orgánica removida fueron elevados, sobre todo en el último nivel ensayado, obteniéndose 94.1 L de biogás/día y 0.48 m^3/kg DQO removida respectivamente para el filtro anaerobio a flujo pistón de tres columnas. Las remociones de sólidos orgánicos y de materia contaminante alcanzados en general, cuando el reactor pistón estuvo formado por tres etapas, confirman la efectividad de la tecnología anaerobia realizada como tratamiento primario para los residuales generados en la producción de leche de soya.

Key words: anaerobic filter, soybean milk wastewater

ABSTRACT

It was demonstrated the feasibility to treat wastewater generated from soybean milk production process using a plug flow anaerobic filter of 22.5 L of total capacity, formed by up to three columns filled with ceramic Rashing rings the first one and plastic Pall rings the others. Allowing the free diminishing of the temperature inside of the reactor, with oscillations of at least 5 °C, there were assayed organic loads ranging from 0.66 to 7.88 kg COD/m^3 day to the plug flow reactor formed initially by two columns only. Later, organic loads of 6.34 and 11.31 kg COD/m^3 day were applied when the three columns formed the reactor. It was achieved a 95.7 % of COD removal efficiency for the last load level studied and employing only one pass through the reactor, with a hydraulic retention time so low as 1.7 days. For the last treatment stage experimented it was observed a different internal performance of the three columns plug flow reactor, suggesting the occurrence of the anaerobic process in two separated phases, where in the first column occurs mainly the acidogenesis phase and in the rest the metanogenesis phase, without the existence of any external control over the process conditions. The maximum values for the biogas volume and the yield of biogas per organic matter removed were high,

specially in the last treatment level assayed, reporting values as 94.1 L of biogas/day and 0.48 m^3/kg removed COD respectively for the plug flow anaerobic filter formed by three columns. The removal achieved for organic solids and contaminant matter in general, when three columns formed the plug flow reactor, confirms the effectiveness of the anaerobic technology studied as primary treatment for the wastewater generated from the soybean milk production process.

INTRODUCCIÓN

La generalización alcanzada en Cuba por la tecnología para la elaboración de yogur y queso a partir de la leche del frijol de soya y la carga contaminante (17 000 - 26 000 mg de Demanda Química de Oxígeno/L) que poseen las aguas residuales generadas en este proceso (Valdés y Rivera 1997), han impuesto la necesidad de evaluar posibles vías de tratamiento para esas aguas, con el fin de evitar el incremento de los niveles de contaminación que se generan en la industria láctea.

En trabajos desarrollados anteriormente por González y Valdés (1998) y Rivera y Valdés (1998) se estudiaron dos tecnologías de avanzada que emplean la digestión anaerobia para el tratamiento de esos residuales, apoyados en la característica de alta biodegradabilidad que poseen los mismos (Demanda Bioquímica de Oxígeno / Demanda Química de Oxígeno = DBO_5 / DQO = 0.62 - 0.68). Esas tecnologías consistieron en el uso de un reactor de manto de lodos (UASB) y un filtro de flujo ascendente. Ambos mostraron un comportamiento aceptable (90 – 95 % de eficiencia de remoción de la DQO) al tratar cargas orgánicas entre 10 - 17 kg DQO/m^3 día y ser operados a temperatura constante (35 °C) durante todo el proceso, con tiempos de retención hidráulicos entre 2 y 3 días.

No obstante, la aplicación de tiempos de retención hidráulicos mucho menores en el tratamiento de las aguas residuales de la producción de leche de soya, donde además no sea necesario mantener todo el proceso a temperatura constante (y superior a la del ambiente) y que se puedan obtener a la vez eficiencias de remoción de la materia orgánica (DQO) superiores o iguales al 95 %, constituyen una meta importante cuyos beneficios, de lograrse, resultarían más atractivos económicamente que los alcanzados hasta ahora con las tecnologías estudiadas por González y Valdés (1998) y Rivera y Valdés (1998).

Según Yushina y Hasegawa (1994), la digestión anaerobia de compuestos orgánicos se considera como un proceso secuencial de tres etapas y requiere del metabolismo coordinado de al menos tres grupos microbianos principales (Albagnac 1990):

1. Las bacterias fermentadoras que hidrolizan sustratos poliméricos tales como almidones, grasas y proteínas, hasta compuestos más simples.
2. Las bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno, que oxidan a propionato, butirato y otras cadenas largas de ácidos grasos a acetato, CO_2 e H_2.
3. Los grupos metanogénicos que utilizan el acetato y el H_2 producido para formar CH_4.

Generalmente, cuando el proceso de digestión falla debido a altas cargas orgánicas aplicadas al reactor y/o a cortos tiempos de retención hidráulica, se ha encontrado que el paso limitante del proceso ha sido la degradación de los ácidos grasos volátiles (Ashley y Hurst 1981). Esto sucede porque la velocidad de crecimiento de las bacterias fermentadoras es mayor que la de las acetogénicas y las metanogénicas. Sin embargo, si un reactor anaerobio es operado bajo condiciones de estado estacionario, las actividades de los diferentes grupos metabólicos son compatibles, no existiendo acumulación de productos intermedios del metabolismo. Se ha sugerido además, que para garantizar la actividad normal de los grupos metanogénicos es indispensable mantener una temperatura constante dentro del reactor. Cuando el proceso de digestión está sujeto a un cambio brusco en la temperatura, la condición del proceso se torna desbalanceada en la misma proporción en que los grupos bacterianos responden de diferentes maneras (Cha y Naike 1997). Correspondiendo a su velocidad de crecimiento más rápida, los acidogénicos se aclimatan más rápidamente a los cambios de las condiciones del proceso anaerobio, provocando una acumulación de los productos metabólicos, lo que resulta en un desbalance global del proceso. Por esto Mosey (1974) ha planteado que la temperatura no debe fluctuar en el sistema más de 2°C por día.

Teóricamente, un tiempo largo de retención de la biomasa en el sistema pudiera permitir amplias variaciones de la temperatura, sin perturbaciones para el mismo según el estudio realizado por Frostell (1979). Esto pudiera justificarse si se considera que debido a tiempos altos de retención de la biomasa, la velocidad de crecimiento de las bacterias acidogénicas siempre estará desarrollándose por debajo de su velocidad máxima de crecimiento, al estar limitada la velocidad del proceso global por la velocidad de crecimiento de las bacterias metanogénicas; entonces, las acidogénicas simplemente se adecuarán a las nuevas condiciones ambientales.

Por tanto, el contacto "suficiente" biomasa-aguas residuales deberá permitir un tratamiento anaerobio exitoso de aguas residuales complejas, a velocidad alta y para condiciones cambiantes de temperatura. Este con-

tacto "suficiente" pudiera lograrse a través del uso de un proceso biológico dividido en varias etapas, modificando la configuración del reactor para provocar un régimen de flujo pistón, donde los cultivos microbianos estarán más especializados y ubicados en secciones localizadas del reactor (Harper y Pohland 1997, Van Lier *et al.* 1997).

Los reactores anaerobios divididos en compartimientos, donde el flujo de aguas residuales se realiza en forma alternada (ascendente-descendente) a medida que se va pasando del punto influente al efluente del reactor, han mostrado un comportamiento aceptable en la operación a altas cargas orgánicas (Bachmann *et al.* 1985, Van Lier 1996).

Estudios realizados por Boopathy y Tilche (1991) y Yang y Moengangongo (1987), han evidenciado la implementación de modificaciones al diseño original planteado por Bachmann *et al.* (1985) sobre este tipo de reactor, conocido también como "de flujo a pistón", disminuyendo o aumentando el número de etapas o compartimientos del reactor, también han invertido el sentido del flujo del agua residual en la primera etapa, entre otras variaciones. Sin embargo, todas las experiencias han sido realizadas manteniendo todo el interior del reactor a temperatura constante.

La cantidad de etapas o compartimientos que debe tener el proceso y si es capaz de soportar cambios en la temperatura dentro del interior del reactor, aún no es bien conocido. Por lo que el objetivo de este estudio consistió en evaluar mediante corridas experimentales el comportamiento de un reactor a flujo pistón en el tratamiento de aguas residuales generadas en la producción de leche de soya, cuando no se controló la temperatura dentro del reactor, permitiéndose una variación de la misma a lo largo del proceso total. Para esto se consideraron como variables de respuesta la eficiencia de remoción de la carga contaminante y la conversión de la DQO removida en biogás. También se analizaron otros aspectos relevantes en el control del proceso, como acidez, alcalinidad y pH en diferentes condiciones de carga aplicada, así como la temperatura a la entrada y salida del reactor.

MATERIALES Y MÉTODOS

Reactor de flujo a pistón

Para simular el comportamiento de un reactor de flujo a pistón o dividido en etapas, se emplearon hasta tres columnas cilíndricas de PVC con 100 mm de diámetro interno y altura total de 1 m conformando un volumen de 7.5 L por cada una, con una entrada inferior para recibir la alimentación de residual en la primera columna, que además posee una salida lateral colocada 200 mm por debajo de su borde superior, por donde fluye el residual tratado hacia la entrada lateral de la segunda columna, ubicada también a esa misma altura. La segunda y la tercera columnas poseen entradas y salidas similares a la primera, pero empleadas de forma tal que la dirección del flujo de aguas residuales en el reactor es ascendente-descendente-ascendente. Las tres columnas poseen una salida superior para la recolección y medición del gas generado.

La primera columna se empacó con anillos Raschig de cerámica de 15x15 mm hasta 4/5 partes de su altura total, condicionando un volumen efectivo de tratamiento hasta la altura del relleno, de 4.45 L, medidos por desplazamiento de agua. Las otras dos columnas fueron empacadas con anillos Pall de plástico de 25x25 mm también hasta 4/5 partes de su altura total, siendo los volúmenes efectivos de tratamiento hasta la altura del relleno, de 6.80 y 6.60 L para la segunda y tercera columnas, respectivamente, al ser medidos por desplazamiento de agua. Por lo que el volumen efectivo total del reactor de tres etapas es de 17.85 L.

La alimentación a la primera columna fue realizada mediante 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 condujo a un recipiente plástico de 1 L de capacidad (para cada columna) 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.

La temperatura fue controlada en el interior del tanque de alimentación, manteniéndose alrededor de 35.8 °C durante toda la experiencia. Para ello se utilizó un baño termostatado que se reguló a esa temperatura con el fin de lograr un valor inicial de temperatura dentro del intervalo mesófilo de operación, recomendado por Kennedy y Van den Berg (1981) como el óptimo para el desarrollo de las bacterias metanogénicas. Esto no implicaría gastos energéticos en el tratamiento puesto que el residual de la producción de leche de soya posee una temperatura de 81.3 °C como promedio al abandonar el proceso industrial, de acuerdo con Valdés y Rivera (1997).

También se midió la temperatura a la entrada y a la salida del reactor total, empleando un equipo de lectura digital con termopares (Siemens) acoplados. La temperatura ambiente se registró durante todo el tiempo en un equipo de medición y registro térmico Castella. En la **figura 1** se muestra un esquema general de la línea experimental.

Cuando fue necesario recircular parte del efluente tratado en el reactor hacia la entrada de alimentación al mismo, se empleó una bomba peristáltica similar a la utilizada para la alimentación.

Características de los materiales empleados

El residual empleado en los experimentos se preparó

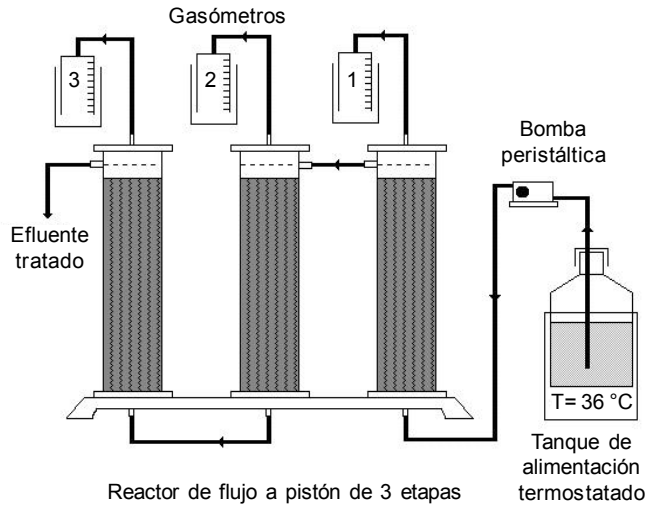

Fig. 1. Diagrama general de la línea experimental empleada

con efluentes de la operación de remojo del grano realizada en la línea de producción de leche de soya del Complejo Lácteo de la Habana, conservado a 4 °C y cuyas características principales fueron:

Parámetro	Valor medio	CV (%)
pH	7.2	6.0
Flujo (L/h)	2219	18.7
DBO_5 (mg/L)	14958	12.9
DQO (mg/L)	21399	16.7
Nitrógeno amoniacal (mg/L)	8.8	12.5
Nitrógeno orgánico (mg/L)	315.8	17.1
Nitrógeno total (mg/L)	324.6	16.9
Fósforo total (mg/L)	61.5	19.8
Grasa (mg/L)	75.7	16.3
Sólidos totales (mg/L)	22692	13.2
Sólidos totales volátiles (mg/L)	13484	20.0

Resultados promedio de 10 determinaciones hechas a cada lote de residual con los que se realizaron los experimentos.
CV (Coeficiente de variación estadístico)

Para realizar el tratamiento de estos efluentes, inicialmente se llenaron las dos primeras columnas por separado, con una mezcla de los siguientes materiales:

0.3 L de lodos granulados de un reactor anaerobio UASB
1.2 L de aguas de lavado de excretas vacunas
3.0 L de lodos espesados de un sistema convencional de lodos activados

Completando el resto del volumen de cada columna con agua del grifo. Estos materiales constituyen un fuerte inóculo, capaz de facilitar la rápida adaptación de los grupos microbianos necesarios para el desarrollo estable del proceso anaerobio (Lettinga e*t al.* 1984).

Procedimiento

Se comenzaron a alimentar diariamente 2.5 L de residual de la producción de leche de soya en forma diluida con una concentración de 3000 mg DQO/L. Esta alimentación se mantuvo durante los primeros 19 días de la experiencia, observándose durante los últimos 5 días, la generación de biogás en cantidades apreciables (1.4 L biogás/ día, CV= 1.3%, n=5), lo cual indicó el logro de la adaptación del sistema formado por las dos primeras columnas (Stevens y Van den Berg 1981).

Por otra parte, según evidencias encontradas en otros estudios (Frostell 1979, Jans y De Man 1988), las aguas residuales con alto contenido de carbohidratos biodegradables pueden causar una repentina acidificación del contenido del reactor anaerobio, disminuyendo rápidamente el pH. Por esto se decidió alimentar inicialmente al reactor cierta cantidad de bicarbonato de sodio para lograr una relación alcalinidad/DQO cercana a 0.4 unidades (Moosbrugger *et al.* 1993). En esta forma se aseguró el equilibrio del pH debido al efecto amortiguador de los bicarbonatos disueltos.

Transcurrido el período inicial de adaptación del reactor a flujo pistón formado por dos columnas, se continuó alimentando el mismo con el residual generado en la producción de leche de soya diluido hasta una concentración en DQO cercana a 6000 mg/L y con un tiempo de retención hidráulico total de 4.6 días (tratamiento A). Manteniendo constante ese mismo tiempo de retención hidráulico, se procedió a continuación a incrementar la carga orgánica aplicada al reactor (Bv) mediante aumentos sucesivos de la concentración del residual a tratar, hasta llegar a alimentar el residual crudo (sin diluir), con el fin de estudiar los efectos de la carga orgánica aplicada sobre la eficiencia del sistema (tratamientos B y C).

La carga orgánica está definida por la expresión:
donde:

$$Bv = \frac{Qo * So}{Vefectivo}$$

Qo: caudal de residual alimentado al reactor en (m^3/día)
So: concentración del residual alimentado en kg DQO/m^3
Vefectivo total: suma de los volúmenes efectivos del líquido contenido dentro de cada columna hasta el borde superior de sus empaques en m^3.

Posteriormente se comenzó a disminuir el tiempo de retención hidráulico aplicado al reactor de dos etapas, realizando aumentos sucesivos del caudal de aguas residuales alimentado. Se implementó también una

recirculación del efluente final de la segunda columna hacia la alimentación de la primera con relación 1:1, tratando de analizar los efectos de la recirculación sobre la eficiencia del sistema ante las nuevas variaciones (tratamientos D y E).

Por último, fue suprimida totalmente la recirculación, se acopló una tercera columna al reactor y se disminuyó paulatinamente el tiempo de retención hidráulico para todo el sistema hasta ensayar valores inferiores a las 48 horas (tratamientos F y G). Para esto se adicionó primero a la tercera columna un inóculo similar al de las anteriores y luego su entrada se conectó directamente a la salida de la segunda columna. Se observó a los 10 días posteriores la generación de biogás en esta última columna, indicando el logro de la adaptación de su flora microbiana anaerobia.

Cada vez que se varió alguna condición del proceso, se dejó transcurrir un tiempo igual a tres veces el tiempo de retención hidráulica, con el fin de garantizar así el establecimiento de condiciones de estado estacionario (Valdés 1994), sólo entonces se procedieron a realizar los muestreos correspondientes al tratamiento ensayado, tomando al menos quince muestras para cada uno de ellos.

Como variables de respuesta se empleó la eficiencia de remoción de materia contaminante del proceso (expresada en DQO) y la producción de biogás y se calcularon de forma indirecta los valores de conversión de la DQO removida en biogás. Como variables de control se analizaron acidez, alcalinidad, pH y temperatura para todos los tratamientos ensayados.

En el último nivel de carga aplicada se determinaron además las remociones de nitrógeno total, fósforo y sólidos totales volátiles con el objetivo de evaluar el grado de tratamiento alcanzado por el sistema.

Los resultados fueron procesados estadísticamente con el fin de obtener los valores medios y coeficientes de variación (CV) de las variables de respuesta principales. Para comparar el efecto de las diferentes condiciones ensayadas, se realizó un análisis de varianza de clasificación simple.

Determinaciones analíticas realizadas

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

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En la **tabla I** se muestran las diferentes cargas orgánicas aplicadas y otras características que definen cada tratamiento ensayado. Además puede observarse que el tiempo de retención hidráulica se mantuvo constante en los tratamientos iniciales A, B y C; llegándose a alimentar el residual crudo al reactor compuesto inicialmente por dos columnas en ese último tratamiento. En los tratamientos posteriores se continuó disminuyendo el tiempo de retención hidráulica hasta llegar a un valor final de 1.7 días y una Bv máxima aplicada al reactor compuesto por tres columnas, de 11.31 kg DQO/m^3 día.

En la **tabla II** pueden apreciarse los valores de eficiencias de remoción de la DQO obtenidos para cada etapa por separado y para el reactor total ante cada tratamiento ensayado.

Los valores de eficiencia de remoción de la DQO obtenidos para la primera columna cuando el reactor estaba compuesto por dos etapas, tratamientos (A a E), no mostraron diferencias significativas entre ellos, con excepción del tratamiento A, con valores entre 72.7 y

TABLA I. CARGAS ORGÁNICAS VOLUMÉTRICAS (Bv) Y TIEMPOS DE RETENCIÓN HIDRÁULICA (TRH) TOTALES APLICADOS PARA CADA TRATAMIENTO ENSAYADO

Período de operación (días)	Tratamiento	Bv total (kgDQO/m^3día) media	CV(%)	TRH total (días) media	CV(%)	Reciclo del efluente final del reactor	Número de etapas o columnas
1-19	*	0.66	12.0	4.6	20.5	——	2
20-35	A	1.33	10.7	4.6	20.5	——	2
50-65	B	3.51	3.1	4.6	20.5	——	2
80-95	C	4.08	9.3	4.6	20.5	——	2
110-125	D	7.21	7.3	3.5	19.0	1:1	2
137-192	E	7.88	11.2	2.2	17.0	1:1	2
202-217	F	6.34	7.9	2.7	3.7	——	3
226-241	G	11.31	5.3	1.7	0.5	——	3

* Representa el período de adaptación del reactor total, para alcanzar el desarrollo y la adhesión de biomasa en las columnas empacadas

TABLA II. EFICIENCIAS DE REMOCIÓN DE LA DQO PARA CADA TRATAMIENTO ENSAYADO

Tratamiento	Eficiencias (%)							
	Columnas por separado						Reactor total	
	1		2		3			
	media	CV (%)	media	CV (%)	media	CV (%)	media	CV (%)
A	91.8	3.0	44.0	12.5	———	———	95.9	0.7
B	78.0	3.3	80.1	7.4	———	———	95.2	1.2
C	74.7	8.1	55.4	9.2	———	———	88.9	4.8
D	72.7	7.7	67.5	14.0	———	———	91.7	3.0
E	78.4	9.4	61.1	9.3	———	———	91.8	2.7
F	59.7	11.7	80.2	4.1	66.7	1.9	97.5	0.5
G	48.1	10.0	85.6	3.3	42.3	1.4	95.7	0.8

78.4 %. Sin embargo, cuando el reactor estuvo formado por tres columnas, la eficiencia de la primera disminuyó significativamente al ensayar los tratamientos F y G, respectivamente, hasta caer en 48.1 % como valor final y por consecuencia del corto tiempo de retención hidráulica ensayado.

Con respecto a la segunda columna, las variaciones observadas no mostraron tendencia definida, aunque los valores de eficiencias calculados resultaron mayores significativamente cuando el reactor poseía tres etapas (tratamientos F y G), con relación a las eficiencias obtenidas cuando sólo tuvo dos.

En la tercera columna de esos dos últimos tratamientos ensayados se obtuvieron valores bajos de eficiencias (66.7 y 42.3 %, respectivamente).

La eficiencia total del reactor compuesto por dos etapas se mantuvo alrededor del 95 % para los tratamientos A y B. Este valor disminuyó significativamente al aumentar la Bv en el tratamiento C, por lo que se ensayó un tratamiento D, donde además de que se disminuyó el tiempo de retención hidráulica, se comenzó a aplicar la recirculación del efluente final de la segunda columna hacia la alimentación de la primera, con el fin de lograr mejoras en la eficiencia del sistema, tal como recomendó Young (1983). En el tratamiento E también se empleó la misma relación de recirculación 1:1, pero se disminuyó aún más el tiempo de retención hidráulica hasta llegar a 2.2 días, como se recordará de la **tabla I**.

Las eficiencias totales de remoción alcanzadas en D y E reflejan una mejoría del proceso de digestión anaerobia en el reactor, al apreciarse valores superiores de eficiencias al logrado en el tratamiento C; no obstante, al obtenerse en D y E resultados casi idénticos, se puede descartar un aumento de la eficiencia global si se quisiera disminuir aún más el tiempo de retención hidráulica aplicado al reactor, al utilizar igual razón de recirculación.

Con el propósito de lograr una eficiencia igual o superior al 95 % cuando se aplican tiempos de retención hidráulica menores, se decidió adicionar una tercera columna al reactor a flujo pistón, ensayando los tratamientos F y G. Los valores de eficiencia total obtenidos con estos tratamientos cumplen ese propósito, logrando un valor del 95.7 % al aplicar al reactor total un tiempo de retención hidráulica de 1.7 días y una carga orgánica volumétrica de 11.31 kg DQO/m^3 día, para el último tratamiento ensayado.

La **figura 2** muestra las concentraciones de ácidos grasos volátiles (AGV), alcalinidad al bicarbonato y el pH mantenidos por la última columna del reactor en cada caso. Se pudo observar una tendencia al aumento en la concentración de los AGV a medida que aumentó la carga orgánica con los tratamientos A al C. Posteriormente comenzó a disminuir la concentración de AGV al ensayar los tratamientos D y E, donde se empleó la recirculación del efluente del reactor, lo cual corroboró los efectos beneficios que puede tener ésta, que permite la dilución de la carga orgánica aplicada al reactor, le aporta alcalinidad al sistema y posibilita además la disminución de la concentración de AGV a la salida final del reactor (Bonastre y Paris 1989).

Al analizar los tratamientos F y G (reactor con tres etapas), se apreció que la concentración de AGV disminuyó aún más, lo que denota una mayor efectividad del proceso de digestión anaerobia que estaba ocurriendo, al ser aprovechados gran parte de los AGV generados en el reactor, para su conversión a acetato, CO_2 e H_2, que realizan las bacterias acetogénicas y que constituye el paso limitante fundamental de la degradación anaerobia (Anderson *et al.* 1982).

En el tratamiento final ensayado se obtuvo un valor de concentración de AGV de 493 mg/L, que cumple con la condición recomendada por Ashley y Hurst (1981) y Speece y Parking (1983), que establece que la concentración de AGV no debe exceder de los 500 mg/L para el desarrollo óptimo del proceso metanogénico, lo que se evidencia en el alto valor de eficiencia de remoción total de la DQO en el reactor alcanzado para este nivel (95.7 %).

Además es necesario destacar que al iniciarse la operación del reactor con tres columnas, estas y sobre todo la primera, comenzaron a funcionar en forma diferente a cuando el reactor se operaba con dos columnas (trata-

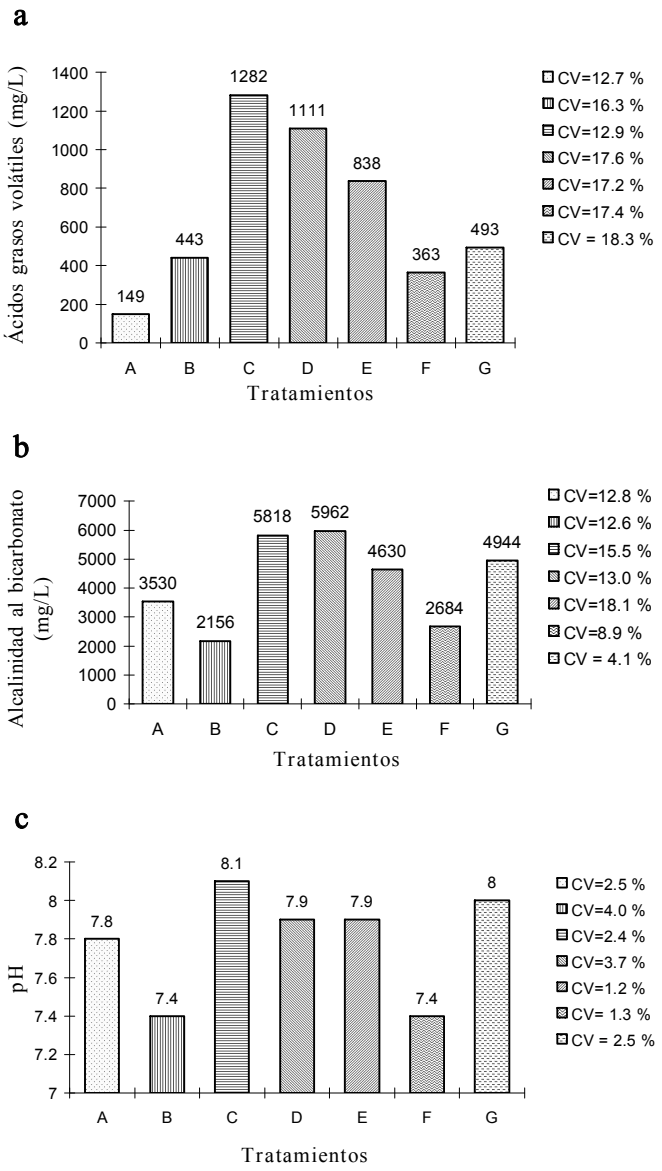

Fig. 2. Parámetros de control del proceso de digestión, determinados para el efluente de la última columna en cada caso, del reactor pistón:
a. Ácidos Grasos Volátiles (AGV)
b. Alcalinidad al bicarbonato
c. pH
(Donde n = 15 para cada valor medio mostrado en cada tratamiento)

mientos A a E). Esto se hizo evidente por el aumento significativo de las concentraciones de AGV en la salida de la primera columna de los tratamientos A a E con relación a los valores encontrados para la primera columna en los tratamientos F y G. Para los tratamientos A a E, se obtuvieron concentraciones de AGV cercanas a 1544 mg/L (CV= 17 %, n = 60) en la salida de la primera columna, mientras que para los tratamientos F y G, se logró un valor muy superior de 4742 mg AGV/L (CV= 19.4 %, n= 30). Esto sugiere el predominio en la primera columna, para los tratamientos F y G, de bacterias fermentadoras y acidógenas, con respecto a los otros grupos que deben intervenir en la digestión anaerobia (acetogénicas y metanogénicas). Además pudo apreciarse, que el efluente de la primera columna en esos tratamientos finales poseía un color amarillo blancuzco, mientras que el líquido que abandonó la primera columna en los tratamientos A a E, generalmente presentó una coloración amarilla más oscura. Todo esto hace pensar, que cuando el reactor estuvo formado por tres columnas y al ocurrir la disminución aún mayor del tiempo de retención hidráulica en la primera, debido a que ésta posee un volumen efectivo menor que las restantes, la misma comenzó a funcionar como una fase separada del proceso metanogénico, realizándose en ella una fase de acidogénesis y en las dos restantes columnas la metanogénesis. Este proceso de digestión en dos fases separadas es conocido ampliamente como una tecnología anaerobia de avanzada (Yeoh 1997) y con ella se obtienen altos grados de depuración de los efluentes. Sin embargo, su empleo se ha condicionado a la necesidad de controlar fuertemente el pH en ambas fases por separado, además de la realización intermedia de una neutralización obligada, mediante la adición de reactivos químicos, para evitar fallas en el proceso global anaerobio (Shin *et al.* 1992). Esto no fue necesario en este caso, debido a las características propias de tendencia a la rápida acidificación que poseen las aguas residuales generadas en la producción de leche de soya utilizadas (Jans y De Man 1988, Valdés y Rivera 1997) y también por haberse realizado la experiencia en un reactor a flujo pistón operado a muy bajo tiempo de retención hidráulica y donde la primera etapa posee un volumen efectivo de tratamiento menor que las restantes, condicionado por la diferencia de empaques utilizados entre la primera y las otras etapas. Además, el empleo del reactor pistón empacado posibilita por su alto poder de retención de biomasa, un desarrollo segregado de las poblaciones microbianas a lo largo del reactor, según Harper y Pohland (1997) y Van Lier *et al.* (1997), capaces de especializarse según las condiciones que se le impongan.

Con respecto a la alcalinidad, puede notarse que no existió una tendencia definida, apreciándose valores incluso significativamente diferentes en varios de los tratamientos realizados. Esto pudo haber sucedido gracias a que solamente se controló el pH en el tratamiento inicial A, mediante la adición de agente alcalinizante al sistema. Esta adición suplementaria de alcalinidad se eliminó para el resto de los tratamientos realizados, a pesar de representar una relación alcalinidad/DQO alimentada al reactor aproximadamente igual a 0, esto no implicó inconveniente alguno pues el pH se mantuvo en el intervalo permitido para el proceso metanogénico ($6.5<pH<8.2$) según Anderson *et al.* (1982). Por tanto,

durante los tratamientos B y G, se manifestó la capacidad amortiguadora que fue capaz de mantener el sistema por sí solo, obteniéndose variaciones independientes en los niveles de alcalinidad a la salida final del reactor. Estos resultados concuerdan con otras experiencias realizadas por Kwong y Fang (1996), donde se comprobó que una vez alcanzada la estabilidad de operación en el reactor, podía eliminarse totalmente el suministro adicional de agente alcalinizante, garantizando el sistema por sí solo el mantenimiento de una capacidad amortiguadora adecuada en el medio.

Con relación a los valores de pH obtenidos a la salida del reactor, puede considerarse que oscilaron entre 7.4 y 8.1, y aunque existieron diferencias significativas en varios niveles, estuvieron siempre en concordancia con los valores de alcalinidad registrados en el sistema. Asimismo, todos los valores de pH se encontraron dentro del intervalo óptimo permitido para los microorganismos que intervienen en la metanogénesis.

En la **figura 3** se reflejan las temperaturas medias de entrada y salida para el residual en el reactor, así como las registradas para el ambiente exterior al reactor. Como puede apreciarse, la diferencia entre la temperatura de entrada para el residual al reactor y las del ambiente exterior provocaron un descenso (que no se controló en ningún momento) a lo largo de todo el reactor a flujo pistón. Esta diferencia osciló entre 6.7 y 8.8 °C, lo que permitió que ocurriesen cambios amplios de temperatura entre la entrada y la salida para el agua residual en el reactor, con variaciones entre 5.2 y 8.2 °C. Estas variaciones estuvieron muy influenciadas por los valores registrados para la temperatura ambiente exterior en cada caso, lo que se refleja claramente al apreciar su comportamiento en todos los tratamientos.

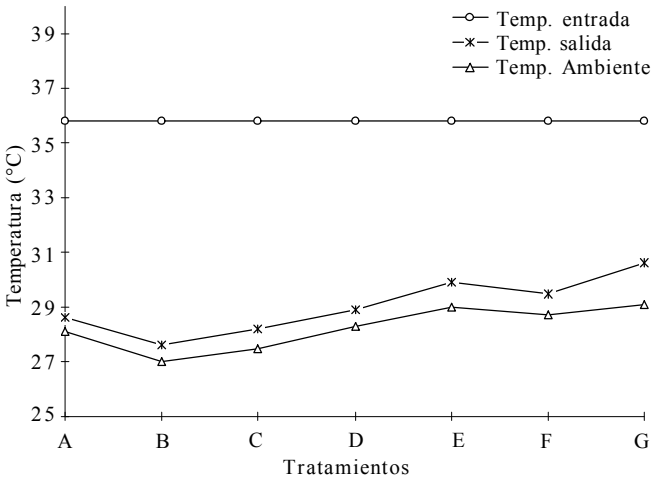

Fig. 3. Valores medios registrados para las temperaturas de entrada y salida del agua residual en el reactor y temperatura del medio ambiente exterior.
Los coeficientes de variación de los valores de las temperaturas de salida del residual del reactor y la del ambiente exterior para cada tratamiento son:

Tratamiento:	A	B	C	D	E	F	G
Temp. salida CV (%)	1.7	2.8	1.0	3.8	2.6	1.0	1.0
Temp. ambiente CV (%)	2.5	1.0	4.2	1.8	2.9	3.6	2.3

(n=15 para cada valor medio de temperatura obtenido en cada tratamiento)

Por otra parte, a pesar de que los valores de temperatura registrados para el efluente que abandona el reactor se encontraron siempre por debajo del valor óptimo encontrado para las bacterias metanogénicas al operar en el intervalo mesófilo de temperatura, que de acuerdo a Van Lier *et al* (1997) es de 36 °C, el proceso anaerobio global no se mostró afectado en ningún momento, alcanzándose 95.2 % de eficiencia de remoción de la DQO en el tratamiento B, que fue a su vez donde se registró la mayor variación de temperatura a lo largo del reactor. Además, la diferencia de temperatura encontrada durante el último tratamiento ensayado, aunque fue la menor de todas, resultó mayor de 5 °C y aún cuando el tiempo de retención hidráulica total aplicado para el reactor fue el menor (1.7 días) y sin empleo de recirculación, en este tratamiento se encontró una eficiencia de remoción de la materia orgánica del 95.7 %, lo que resulta un logro para las condiciones impuestas.

Por lo tanto, puede afirmarse que el reactor a flujo pistón fue capaz de soportar descensos en su temperatura interior, aún bajo condiciones de cortos tiempos de retención del agua residual a tratar. El alto grado de retención de biomasa que se logra en este tipo de reactor, donde los cultivos microbianos están más especializados y agrupados en determinadas secciones del mismo, y por consiguiente son más capaces de afrontar cambios rápidos en las condiciones de operación imperantes, constituye el factor principal que permite alcanzar altos grados de depuración de la materia orgánica aún para esas condiciones.

En la **tabla III** se reflejan los volúmenes de biogás generados en cada tratamiento. La producción de biogás total se incrementó a medida que fue aumentando la carga orgánica, obteniéndose un valor superior de 94.1 L/día para la máxima carga aplicada. Las diferencias significativas entre los valores fueron mucho más evidentes a partir de los tratamientos D y E (donde se empleó la recirculación del efluente del reactor) y sobre todo en el último nivel ensayado. Con relación a la generación de biogás en cada columna por separado, puede notarse que excepto para el E, en los tratamientos ensayados para el reactor compuesto por dos columnas, casi siempre la primera generó mayor volumen de biogás que la segunda; mientras que cuando el reactor estuvo compuesto por tres columnas ocurrió todo lo contrario, originándose además, el menor volumen en la última columna acoplada al sistema.

En general, se observa una mayor generación de biogás para todas las columnas (por separado) del últi-

TABLA III. VOLÚMENES DE BIOGÁS GENERADO EN LA EXPERIENCIA

Tratamiento	Volumen de biogás generado (L/día)							
	Columnas por separado						Reactor total	
	1		2		3			
	media	CV (%)	media	CV (%)	media	CV (%)	media	CV (%)
A	3.5	19.4	2.4	3.1	———		6.9	12.9
B	13.2	3.0	3.2	18.1	———		16.6	1.2
C	13.1	19.7	4.9	16.8	———		18.8	12.3
D	16.1	18.5	15.1	21.1	———		31.3	15.8
E	13.6	12.3	24.0	11.2	———		37.6	17.0
F	11.6	7.7	23.8	7.9	5.1	11.1	39.1	17.6
G	19.5	15.3	66.4	19.2	8.2	12.9	94.1	17.7

mo tratamiento ensayado, lo que se explica en este tratamiento fue donde ocurrió la mayor aplicación de carga orgánica al sistema.

La eficiencia de conversión de la DQO removida en biogás, expresada en la **figura 4**, no mostró una tendencia definida, oscilando entre 0.42 y 0.48 m^3 biogás/kg DQO removida para casi todos los tratamientos ensayados. Es interesante notar, que para los tratamientos A, C, E, F estos valores superaron el valor máximo alcanzado (0.45 m^3 biogás/kg DQO removida) por varios estudios similares para el proceso de metanogénesis (Anderson *et al.* 1982, Bonastre y Paris 1989). Estos altos valores encontrados pueden ser justificados por las características de balance adecuado en nutrientes (DQO : N:P= 347:5:1), que posee el agua residual del proceso de obtención de la leche de soya, empleada en la experiencia, algo que se ha evidenciado en trabajos anteriores realizados por González y Valdés (1998) y Rivera y Valdés (1998).

En la **figura 5** se observan las remociones alcanzadas en los tratamientos C, E y G, últimos niveles representativos de los cambios más importantes realizados en la experiencia:

C- Tratamiento con un solo paso en reactor pistón de dos columnas.
E- Tratamiento con empleo de recirculación en reactor pistón de dos columnas.
G- Tratamiento con un solo paso en reactor pistón de tres columnas.

Como puede apreciarse, estas remociones reflejan la efectividad de la biotecnología empleada como depuración primaria para los efluentes de la producción de leche de soya. En general, durante los tres tratamientos analizados, se obtuvo una altísima eficiencia (>92%) de remoción de la materia orgánica biodegradable (DBO_5). Con respecto al nitrógeno total (Nt) y el fósforo total

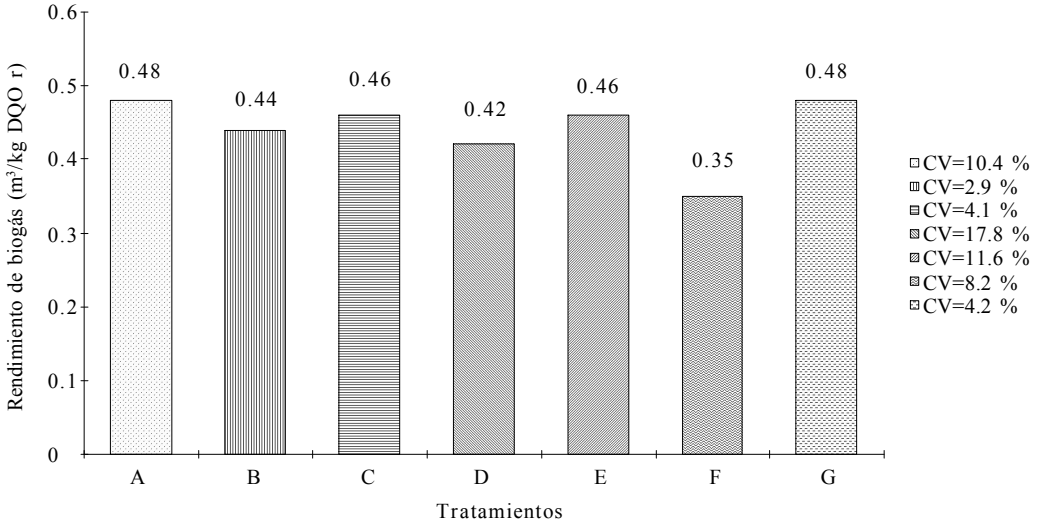

Fig. 4. Valores medios de conversión de la D.Q.O removida en biogás. (n = 15 para cada valor medio mostrado en cada tratamiento)

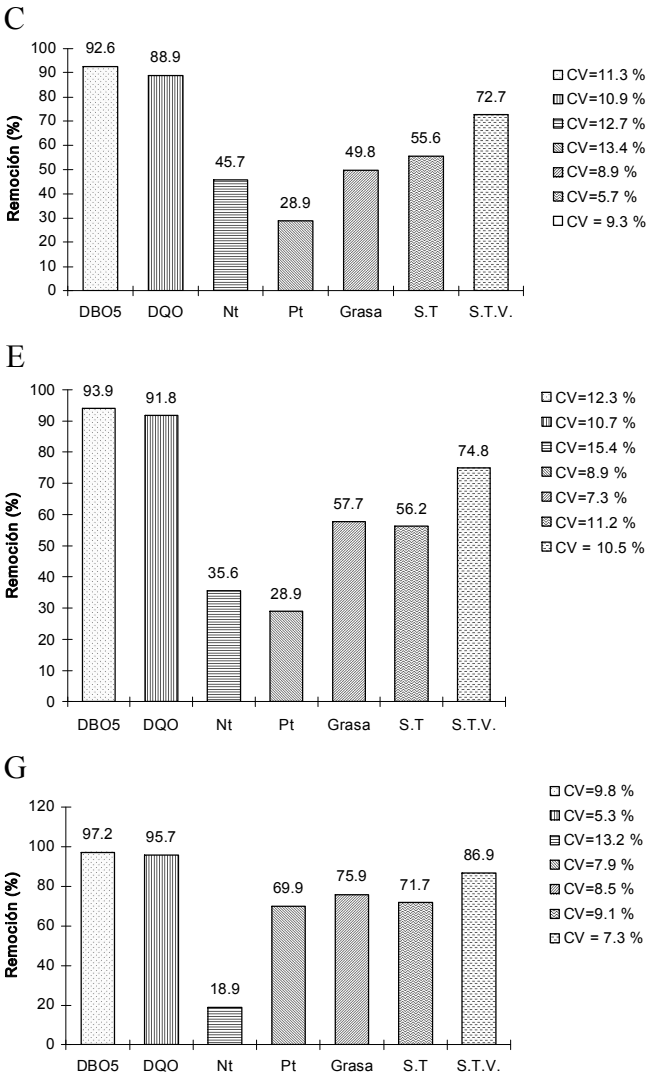

Fig. 5. Remociones medias alcanzadas por el reactor a pistón en los tratamientos C, E y G.
(n = 15 para cada valor medio mostrado en cada tratamiento)

(Pt), los bajos valores de remoción obtenidos para los tratamientos C y E (>46% y >29%, respectivamente), reflejan la utilización durante estos, de las cantidades mínimas necesarias solamente para lograr la biodegradación anaerobia de la materia orgánica. No obstante, para el tratamiento G se obtuvo un inesperado grado elevado de remoción del fósforo total (>69%).

Las grasas contenidas en el agua residual a tratar, también sufrieron niveles altos de degradación, sobre todo en el último tratamiento (>75%). También los sólidos totales (ST) fueron removidos en alto grado por el sistema en cada caso (>55%), al igual que ocurrió para los sólidos totales volátiles (STV), representando estos últimos la materia orgánica removida en el sistema (>72%). Esos valores denotan además, el elevado grado de retención de biomasa alcanzado en el reactor pistón, permitiéndose muy bajos niveles de escape de los flóculos activos del mismo, aún para los cortos tiempos de retención hidráulica aplicados (Kwong y Fang 1996). Por último, es notable el incremento en las remociones de casi todos los parámetros analizados, excepto para el nitrógeno total, al compararlos desde el tratamiento C hasta el G. Esto muestra la superioridad en eficiencia de cada tratamiento analizado, ascendente en ese orden. Además, para el último tratamiento ensayado, pueden justificarse los valores superiores de eficiencias alcanzados, al ocurrir además de una remoción alta de materia orgánica en el reactor (86.9 % de remoción de STV), una remoción elevada también de materia inorgánica, evidenciada por los altos valores logrados de 71.7 % de remoción de ST y 69.9 % de remoción de Pt. Estos últimos pudieron obtenerse gracias al "entrampamiento físico-químico" que pueden sufrir los sólidos en sistemas biológicos empacados, como es el caso del reactor pistón estudiado (Levine *et al.* 1991).

El comportamiento diferente reflejado por la remoción de Nitrógeno total en el sistema, manifestando una tendencia a la disminución, al comparar los tratamientos C, E y G en ese orden, tiene su origen en las características propias del agua residual empleada en la experiencia. Omil *et al.* (1996) han encontrado concentraciones elevadas de Nitrógeno en forma amoniacal, generadas como consecuencia de la degradación anaerobia de las proteínas contenidas en aguas residuales.

En la **figura 6** pueden apreciarse los valores del Nitrógeno en forma amoniacal ($N\text{-}NH_4$) y en forma orgánica (N-orgánico) encontrados en el residual depurado en los tratamientos C, E y G, resultando evidente, si se recuerdan los valores de $N\text{-}NH_4$ y N-orgánico contenidos en el agua residual que se empleó en los experimentos, la ocurrencia de una generación de Nitrógeno en forma amoniacal. Esta generación de $N\text{-}NH_4$ resultó mayor a medida que el proceso de digestión anaerobia fue más eficiente, obteniéndose la mayor concentración para el tratamiento G.

CONCLUSIONES

Se demostró la viabilidad de tratar efluentes de la producción de leche de soya en un filtro anaerobio a flujo pistón, siendo capaz de depurar los mismos con una eficiencia de remoción de la DQO del 95.7 %, empleando sólo un paso por el reactor y un tiempo de retención hidráulica de 1.7 días, cuando no se controló la temperatura dentro del reactor, permitiéndose una variación de la misma en al menos 5 °C, a lo largo del proceso total.

A pesar del efecto benéfico que aportó la recirculación al proceso de digestión en el reactor pistón de dos

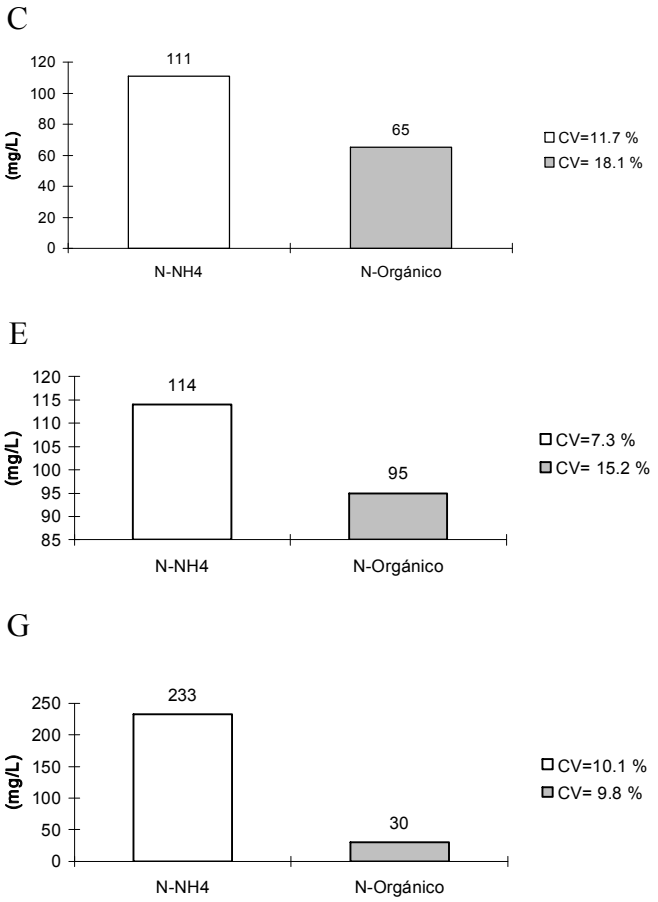

Fig. 6. Concentraciones del nitrógeno en forma amoniacal ($N\text{-}NH_4$) y orgánica (N-orgánico) contenidas en el efluente de los tratamientos C, E y G.
(n = 15 para cada valor medio mostrado en cada tratamiento)

etapas, las eficiencias de remoción de la materia orgánica lograda cuando se empleó la misma, fueron inferiores a las obtenidas cuando el reactor pistón estuvo formado por tres etapas.

El descenso del tiempo de retención hidráulica en el filtro anaerobio a flujo pistón dividido en etapas, la imposición de un tiempo de retención hidráulica menor para la etapa inicial con relación a las otras, condicionado por el uso de un empaque diferente para la primera etapa al del resto y las características del agua residual a tratar, pueden provocar especializaciones marcadas de los grupos microbianos que intervienen en el proceso anaerobio, llegando a realizarse este último en fases separadas (acidogénesis y metanogénesis), sin necesidad de establecer controles adicionales para mantener estas condiciones de operación.

El filtro anaerobio a flujo pistón es capaz de soportar una variación descendente en su temperatura interior, aún bajo condiciones de tiempos de retención hidráulica cortos del agua residual a tratar, sin afectarse prácticamente su eficiencia de remoción de la materia orgánica, el volumen de biogás generado y el rendimiento en biogás por kg de DQO removida. Esto constituye una ventaja muy importante para esta tecnología a la hora de su aplicación a escala industrial, al no requerirse el mantenimiento de una temperatura constante en el interior de todo el reactor.

El volumen de biogás producido y la conversión de la DQO removida en biogás mostraron un comportamiento excelente, alcanzándose valores muy elevados, los que fueron favorecidos por las características propias de los efluentes de la producción de leche de soya. Los resultados máximos de la experiencia se lograron en el último tratamiento ensayado con valores de 94.1 L de biogás / día y 0.48 m^3 biogás/ kg DQO removida, al emplearse un filtro anaerobio a flujo pistón de 22.5 L de volumen total.

En general, las remociones de sólidos orgánicos y materia contaminante alcanzadas, sobre todo en el último tratamiento ensayado cuando el reactor pistón estuvo formado por tres etapas, confirman la efectividad de la tecnología anaerobia realizada como tratamiento primario para los residuales generados en la producción de leche de soya.

REFERENCIAS

Albagnac G.(1990). Biomass retention in advanced anaerobic reactors. Water Science & Technol. 22, 17-24.

Anderson G.K., Donelly T. y McKeown K.J. (1982) Identification and control of inhibition in the anaerobic treatment of industrial wastewaters. Process Biochemistry, *July/August*, 28-32.

APHA, AWWA y JWPCF (1985). *Standard methods for the examination of water and wastewater*. American Public Health Association, Nueva York, 16a ed.

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.

Bachmann A., Beard V.L. y McCarty P.L.(1985). Performance characteristics of the anaerobic baffled reactor. Water Res. 19, 99-106.

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 Res. 25, 785-790.

Cha G.Y. y Noike T. (1997). Effect of rapid temperature change and HRT on anaerobic acidogenesis. Water Science Technology, 36, 247-253.

Frostell B. (1979). Anaerobic wastewater treatment with emphasis on sludge retention. Tesis para obtencion de grado de Doctor en Ciencias. Kungl Tekniska Hogskolan, Stockholm.

González J.S. y Valdés P. (1998). Depuración de efluentes de la producción de leche de soya en un reactor de manto de lodos. Informe Técnico, Instituto de Investigaciones para la Industria Alimenticia, La Habana. (Sin publicar)

Harper S.R. y Pohland F.G. (1997). Microbial consortia selection in anaerobic filters operated in different reactor configurations. Water Sci. Technol. 36, 33-39.

Jans T.J. y De Man G. (1988). Reactor design considerations and experiences with various wastewaters. En: *Anaerobic Treatment of Industrial Wastewaters.* (M.F. Torpy, Ed.) Nodes Data Corporation.

Jenkins S.R., Morgan J.M. y Sawyer C.L. (1983). Measuring anaerobic sludge digestion by a simple alkalimetric titration. JWPCF 55, 448-453.

Kennedy K.J. y Van Den Berg L. (1981). Effects of temperature and overloading on the performance of anaerobic fixed film reactors. 36th Industrial Waste Conference, Purdue University. NRCC-19322.

Kwong T.S. y Fang H.H.P. (1996). Anaerobic degradation of cornstarch in wastewater in two upflow reactors. J. of Environ. Engin. 122, 9-17.

Lettinga G., Hulshoff Pol L.W., Koster I.W., Wiegant W.M., De Zeeuw W.J., Rinzema A., Grin P.C., Roersma R.E. y Hobma S.W. (1984). High rate anaerobic wastewater treatment using the UASB reactor under a wide range of temperature conditions. Biotechnol. Genetic Engin. Reviews 2, 253-284.

Levine A.D., Tchobanoglous G. y Asano T. (1991). Size distributions of particulate contaminants in wastewater and their impact on treatability. Water Res. 25, 911-922.

Moosbrugger R.E., Wentzel M.C., Ekama G.A. y Marais Gv.R. (1993). Lauter tun (brewery) waste in UASB systems-feasibility, alkalinity requirements and pH control. Water SA, 19, 41-52.

Mosey F.E.(1974) Anaerobic biological treatment. Symp. Treatment of wastes from the food and drink industry, University Newcastle upon Tyne, Enero pp. 1-18.

Omil F., Méndez R. y Lema J.M. (1996). Anaerobic treatment of saline wastewaters under high sulphide and ammonia content. Biores. Technol. 54, 269-278.

Rivera A. y Valdés P. (1998). Tratamiento de efluentes de la producción de leche de soya en un filtro anaerobio de flujo ascendente. Informe Técnico, Instituto de Investigaciones para la Industria Alimenticia, La Habana. (Sin publicar)

Shin H.S., Bae B.U., Lee J.J. y Paik B.C. (1992). Anaerobic digestion of distillery wastewater in two-phase UASB system. Water Sci. Technol. 25, 361-371.

Speece R.E. y Parking G.F.(1983) The response of methane bacteria to toxicity. Proceedings 3rd International Symposium on Anaerobic Digestion, 14-19 August, Boston, Massachusetts, pp. 23-35.

Stevens T.G. y Van den Berg L. (1981). Anaerobic treatment of food procesing wastes using a fixed film reactor. 36th Industrial Waste Conference, Purdue University. NRCC-19406.

Valdés P. (1994). Tratamiento de aguas residuales cítricas por vía anaerobia. Rev. Int. Contam. Ambient., 10, 69-75.

Valdés P. y Rivera A. (1997). Evaluación de los parámetros físico-químicos de las aguas residuales generadas en el procesamiento de la soya en la industria láctea. Informe Técnico, Instituto de Investigaciones para la Industria Alimenticia, La Habana. (Sin publicar)

Van Lier J.B. (1996). Limitations of thermophilic anaerobic wastewater treatment and the consequences for process design. Antonie van Leewenhoek 69, 1-14.

Van Lier J.B., Rebac S. y Lettinga G. (1997). High rate anaerobic wastewater treatment under psychrophilic and thermophilic conditions. Water Sci. Technol. 35, 199-206.

Yang P.Y. y Moengangongo T.H. (1987). Operational stability of a horizontally baffled anaerobic reactor for divided swine wastewater in the tropics. Trans. Am. Soc.Agric. Engin. 30, 1105-1110.

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 International Symposium on Anaerobic Digestion, 14-19 August, Boston, Massachusetts, pp. 91-103.

Yushina Y. y Hasegawa J. (1994). Process performance comparison of membrane introduced anaerobic digestion using food industry wastewater. Desalination 98, 413-421.