

## Estudio del comportamiento de dos filtros anaeróbicos a nivel de laboratorio durante la etapa de arranque

El presente artículo corresponde al estudio a nivel de laboratorio en el cual se evaluó el comportamiento de dos filtros anaeróbicos como método de tratamiento de aguas residuales de origen industrial. En el trabajo se evaluaron dos medios soportes y la puesta en marcha se realizó mediante el incremento porcentual de carga orgánica. Cada incremento se hizo una vez se consiguieron en el sistema condiciones de estado estable. Los resultados obtenidos mostraron que la adherencia de los microorganismos al soporte es una variable importante, de la cual dependerá de la selección del medio soporte. Este trabajo es el resumen del Proyecto de Grado de los estudiantes Jairo Guevara y Humberto Mayorga.

MARIA CONSUELO DIAZ B., M.S.C.  
Profesor Asistente U. Nacional

JAIRO GUEVARA R.

HUMBERTO MAYORGA

### INTRODUCCION

En los últimos años consideraciones ambientales y energéticas han llevado a la búsqueda de nuevos sistemas de tratamiento de aguas residuales industriales y es así que el método de la digestión anaeróbica se presenta como una buena alternativa. Aunque mediante los procesos aeróbicos convencionales es posible obtener efluentes de calidad aceptable, sus altos costos de construcción, operación y mantenimiento constituyen una limitante para su implementación. En los procesos anaeróbicos algunas de estas desventajas pueden ser obviadas ya que no es necesaria la transferencia de oxígeno al sistema, la producción de lodos es muy baja y la obtención de gas metano como producto final representa una fuente de energía utilizable en la operación de la planta.

El presente estudio evalúa la aplicabilidad de dos filtros anaeróbicos de flujo ascendente a escala de laboratorio para el tratamiento de aguas residuales provenientes de la planta de carnes del Instituto de Ciencias y Tecnología de Alimentos (ICTA) de la Universidad Nacional de Colombia.

El objetivo principal es evaluar la eficiencia de remoción de materia orgánica con tiempos de retención hidráulica bajos y cargas orgánicas relativamente altas. Además establecer si, las condiciones recomendadas para el arranque del sistema UASB, son aplicables a este tipo de reactores. El sistema se opera a temperatura de  $16 \pm 4^{\circ}\text{C}$ , una de las más bajas a las cuales se ha trabajado con filtros anaeróbicos.

Los resultados derivados de este trabajo permitieron concluir que este sistema funciona eficientemente para el tratamiento de aguas residuales de la industria cárnica, siendo viable su implementación desde varios puntos de vista:

- El sistema de filtros anaeróbicos es particularmente ventajoso puesto que el volumen del reactor es relativamente bajo lo cual reduce los costos de capital.
- Para nuestro medio este sistema no requiere la importación de equipos como tampoco de una tecnología avanzada.
- La obtención de gas metano como producto final, hacen de este sistema una alternativa atractiva por la reducción de costos de consumo de energía.

## MICROBIOLOGIA Y BIOQUIMICA DEL PROCESO

Un sistema de tratamiento anaeróbico se define como aquel en el cual la degradación de materia orgánica compleja se efectúa a través de un proceso biológico en ausencia de oxígeno dando como resultado la formación de metano ( $\text{CH}_4$ ) y una serie de productos finales inorgánicos como dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) y amoníaco ( $\text{NH}_3$ ).

Zeikus (1981) desarrolló un modelo, en el cual, cuatro niveles tróficos de bacterias interactúan para lograr la completa degradación de la materia orgánica a metano y dióxido de carbono.

1. Bacterias Hidrolíticas. Este grupo fermenta una gran variedad de compuestos orgánicos complejos (polisacáridos, lípidos y proteínas) a una amplia variedad de productos finales (ácido acético,  $\text{H}_2/\text{CO}_2$ , compuestos de un solo carbono, ácidos orgánicos mayores que el ácido acético y compuestos neutros mayores que el etanol).
2. Bacterias Acetogénicas Productoras de Hidrógeno. Las cuales incluyen representantes facultativos y anaerobios estrictos. En general este grupo fermenta ácidos grasos de cadena más larga que el ácido acético (butírico, propiónico) y compuestos neutros más grandes que el etanol (propanol) e hidrógeno y acetato.
3. Bacterias Homoacetogénicas que fermentan una amplia gama de compuestos unicarbonados y multicarbonados a ácido acético.
4. Bacterias Metanogénicas que son microorganismos estrictamente anaeróbicos muy sensibles a los cambios de temperatura y pH. Este tipo de bacterias se dividen en dos subgrupos (Heanze y Harramoës, 1983). Metanogénicas acetoclásticas que producen metano a partir de acetato, y bacterias de metano hidrogenofílicas que reducen  $\text{CO}_2$  a metano. El período de generación de las bacterias metanogénicas es prolongado comparado con otras especies bacterianas lo que hace que su presencia y desarrollo sea uno de los factores limitantes en el proceso de fermentación.

## ARRANQUE DEL SISTEMA ANAEROBICO

El arranque de un reactor anaeróbico se define como el período de tiempo transcurrido desde el momento de su inoculación hasta la consecución de condiciones estables de degradación de materia orgánica y crecimiento bacteriano.

Durante las condiciones de estabilidad se logra un balance entre la velocidad de crecimiento, la autodi-

gestión celular, el consumo energético para el mantenimiento celular y el lavado de las bacterias involucradas. Por lo que se necesita una gran concentración de biomasa activa para el logro de una alta velocidad de degradación.

El estudio de los factores ligados a este proceso inicial ha sido estudiado por algunos autores (Hulshoff Pol, et al, 1981; De Zeeuw y Lettinga, 1980; Lettinga et al, 1979). En ellos se ha podido establecer que durante el arranque se efectúan tres eventos:

- En el primero se efectúa una adaptación inicial de bacterias degradadoras de acetato y propionato.
- En el segundo se inicia la formación de un floc, lodo o película activa.
- En el tercero se completa la formación iniciada en la fase anterior.

Debido a que en el comienzo de la operación de un reactor anaeróbico se tiene un lento crecimiento de las bacterias metanogénicas y un deficiente abastecimiento de nutrientes, algunos autores recomiendan mantener una concentración de sustrato más o menos constante y unas condiciones ambientales óptimas. También debe evitarse la presencia de elementos tóxicos o inhibitorios que puedan afectar a las bacterias presentes (Henze y Harramoës, 1983).

No existen explicaciones claras sobre los mecanismos de la adherencia microbiana sobre las superficies bajo condiciones anaeróbicas. La metodología seguida para el arranque de estos reactores se basa más en la experiencia que en fundamentos teóricos específicos. Por ello, aunque no existen procedimientos óptimos para el arranque de un reactor anaeróbico, autores basados en sus experiencias (Brunetti, 1983; Salkinoja-Salonen et al, 1983) recomiendan:

- Utilizar un volumen de simiente entre 30 y 50% del volumen del reactor (la concentración de biomasa deberá ser mayor de 20 Kg SSV/ $\text{m}^3$ ); si es necesario deberá reinocularse.
- La relación alimento/microorganismo deberá ser baja (0.1 Kg DQO/Kg SSV. día).
- Iniciar la operación con tiempos de retención hidráulicos largos de un día hasta 20 días, puede ser beneficioso.
- Mantener altos valores de alcalinidad. Cuando se presenten problemas de pH y sea necesario neutralizar, se aconseja hacerlo con hidróxido de calcio ya que los iones calcio parecen jugar un papel importante en la adherencia de las bacterias a la superficie.

- Evitar fluctuaciones en parámetros como: temperatura, pH, relación de recirculación, tiempo de retención hidráulico, etc.
- Incrementar la carga orgánica cuando la producción de gas se haga constante (esta estabilidad se refiere a la producción de metano solamente).
- Suspender el incremento en la carga orgánica cuando se producen inestabilidades en el sistema.
- No existe un consenso respecto a la concentración de ácidos volátiles. Algunos recomiendan mantener altos niveles (de 1.500 – 2.500 mg/l como ácido acético) y otros prefieren bajos niveles menores de 500 mg/l como ácido acético.

Como se mencionó anteriormente, no existe un claro conocimiento sobre los mecanismos involucrados en la formación de película; sin embargo se ha postulado que el desarrollo de una biopelícula sobre una superficie sumergida o expuesta a un fluido, es el resultado neto de procesos de transporte físico y crecimiento biológico (Characklis, 1983). Otros procesos que también contribuyen son:

- Absorción de materiales orgánicos.
- Transporte de células microbianas a la superficie.
- Adherencia de los microorganismos a la superficie.
- Crecimiento y proliferación de los microorganismos adheridos.
- Desorción de fragmentos de la biopelícula por acción de fuerzas cortantes del fluido.

Es también claro que logrado el transporte de las partículas biológicas a la interfase, la adherencia de los microorganismos ocurre en dos etapas (Gibbons 1984):

- En la primera se produce una adherencia "reversible" lo cual implica una fijación temporal. Esta etapa está asociada directamente con la forma como las bacterias se aproximan a la superficie y a la capacidad que tenga el microorganismo de moverse a través de un gradiente de concentración de nutrientes. Durante esta fase las propiedades físicas de superficie tienen una gran importancia.
- En la segunda una adherencia "irreversible" se efectúa. Aunque no es completamente claro el mecanismo, este fenómeno ha sido asociado con puentes poliméricos entre las fibras de los polímeros extracelulares producidos por los microorganismos y la superficie de adherencia.

Aunque otros fenómenos pueden estar involucrados, la mayoría de los autores postula la producción de polisacáridos como parte fundamental del proceso. Por ello el desarrollo de la película como parte de la adherencia irreversible será el efecto combinado entre

la reproducción celular y la producción de expolímeros.

Adicionalmente a los fenómenos mencionados, como se señaló en la adherencia reversible, las características de la superficie o del medio soporte inerte juegan un papel muy importante en los fenómenos de adherencia de la biopelícula. Se ha descrito como un medio soporte ideal para un reactor de película fija aquel que maximiza la relación área superficial/volumen y la porosidad. La primera provee una gran superficie para la adherencia de la biomasa. La segunda permite la reducción del volumen del reactor, minimizando los problemas de taponamiento, de cortos circuitos y otros problemas hidráulicos.

## MATERIALES Y METODOS

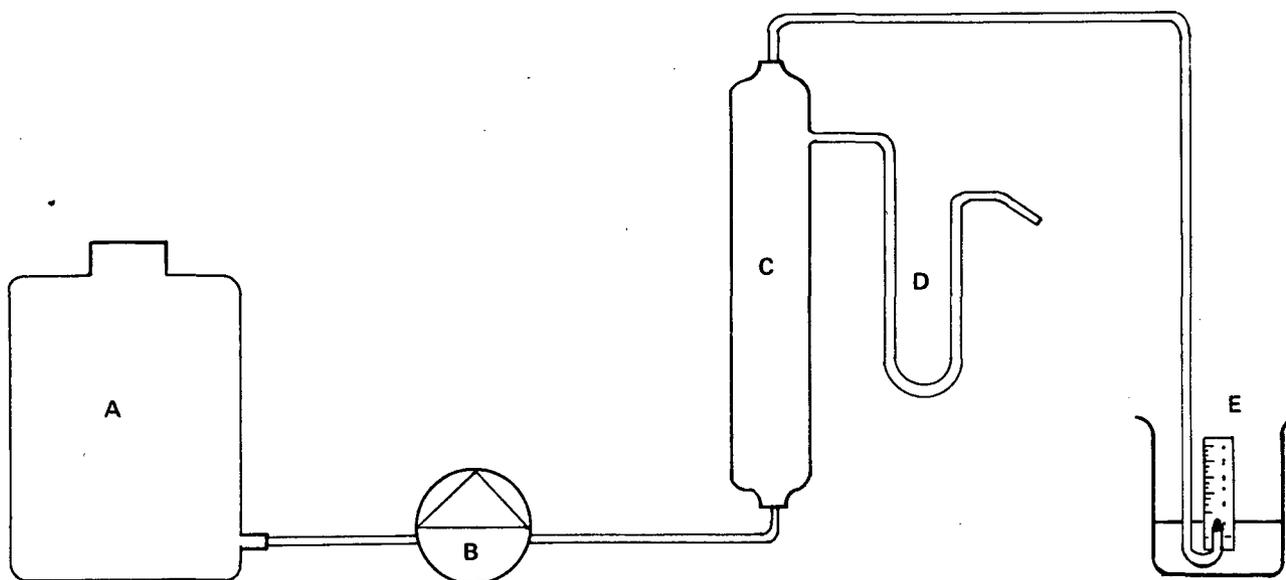
El sistema experimental que se operó a lo largo del estudio estaba formado por dos reactores anaeróbicos; un sistema de alimentación y un sistema de recolección de gas (Fig. 1). Los reactores anaeróbicos de lecho fijo y flujo ascendente estaban constituidos por dos columnas de vidrio y sus medios soporte correspondientes. Las columnas de vidrio de forma cilíndrica presentaban las siguientes dimensiones:

DIMENSIONES	COLUMNA 1	COLUMNA 2
Altura (mm)	440	654
Diámetro (mm)	36	30
Volumen vacío (ml)	435	410

En la primera columna se colocó como medio soporte inerte esferas de ebonita de diámetro promedio 12.43 mm. Se colocaron 215 esferas las cuales suministraban una relación área superficial/volumen en la columna de  $239 \text{ m}^2/\text{m}^3$  y una porosidad de 48%. En la segunda columna se utilizó como medio soporte anillos plásticos de 12.1 mm. de diámetro exterior 7.5 mm. de diámetro interno y una altura de 8.2 mm (valores promedio). Se colocaron 336 anillos los cuales suministraban una relación área superficial/volumen en la columna de  $692 \text{ m}^2/\text{m}^3$  y una porosidad de 75% (Tabla 1).

El sistema de alimentación estaba formado por un recipiente de 10 litros y una bomba peristáltica de 4 canales (Buchler 2-6251, Lab-line instruments) para el bombeo del residuo a los reactores.

Fig. 1 Esquema General del sistema



- A— Tanque de almacenamiento del residuo  
 B— Bomba peristáltica  
 C— Columna anaeróbica  
 D— Salida del efluente  
 E— Sistema de recolección de gas

El biogás producido por el sistema se conducía a través de una manguera impermeable a gases de 5 mm de diámetro y su recolección se hacía por medio de una probeta invertida que permitía cuantificar la producción de gas por el método de desplazamiento de la columna de agua (Fig. 1).

La operación general del sistema consistía en alimen-

tar mediante la bomba peristáltica el residuo a cada uno de los reactores (los dos reactores trabajaron independientemente). El residuo pasaba a través de cada reactor y en la parte superior se hacía la separación del gas-líquido. El biogás producido se conducía hasta la probeta invertida donde era medido y el efluente líquido era llevado a través de una manguera colocada en forma de sifón a los puntos de recolección.

TABLA 1. CARACTERÍSTICAS FÍSICAS DE LOS REACTORES

	Unidad	Esferas (R1)	Anillos (R2)
Volúmen vacío de la columna	ml	435	410
Volumen ocupado por el medio	ml	225	100
Volumen neto	ml	210	310
Area promedio	cm <sup>2</sup>	4.85	8.35
Número de elementos dentro de la columna	Unid.	215	336
Area total	m <sup>2</sup>	0.104	0.280
Area superficial/volumen	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	239.1	682.9
Porosidad	%	48	76

**TABLA 2. CARACTERISTICAS PROMEDIO DEL AGUA RESIDUAL ALIMENTADA A LOS REACTORES ANAEROBICOS**

Parámetro	Unidad	Valor
pH		7.21
DQO <sub>total</sub>	mg/l	3122
DQO <sub>soluble</sub>	mg/l	2546
N <sub>org.</sub>	mg/l	323
P <sub>PO4</sub>	mg/l	18.7
Alcalinidad CaCO <sub>3</sub>	mg/l	130
Sólidos suspendidos T.	mg/l	169.5
Sólidos volátiles T.	mg/l	137.2
DQO: N: P		150: 19: 1.1

El residuo empleado correspondía a aguas residuales provenientes de la planta de carnes del Instituto de Ciencias y Tecnología de Alimentos (ICTA) de la Universidad Nacional de Colombia. Este residuo presentaba una buena concentración de nutrientes, un pH adecuado y ausencia de materiales tóxicos (Tabla 2). Sin embargo, por la alta concentración de sólidos suspendidos (3.946 mg/l), se optó por realizar una filtración previa (filtros Whatman) para reducir los sólidos suspendidos a valores de  $169 \pm 20$  mg/l.

Como inóculo se utilizaron lodos provenientes del sedimentador primario de la planta de lodos activados de la Empresa de Acueductos y Alcantarillados de Bogotá. Los reactores se llenaron 2/3 de su volumen con los lodos primarios y el volumen restante se completó con aguas residuales domésticas del colector del Salitre. Esta mezcla se mantuvo en cochada durante 48 horas al cabo de las cuales se inició la alimentación

de los reactores con el residuo a la vez que el efluente se recirculaba al sistema. Esta condición se mantuvo durante 13 días.

Para la colonización y adaptación de la población bacteriana al residuo se proporcionó un período de aclimatación de 43 días. Finalizado este período se procedió al arranque de los reactores, siguiendo las recomendaciones dadas por Lettinga et al (1980) para reactores UASB. Este procedimiento consiste en el incremento gradual de carga orgánica hasta la consecución de condiciones de estabilidad para cada una de las cargas establecidas. En el presente estudio la carga inicial fue de 1.3 Kg. DQO/m<sup>3</sup>.d para el reactor con esferas de ebonita y de 1.4 Kg DQO/m<sup>3</sup>.d para el reactor con anillos plásticos. Las cargas se incrementaron dos veces: la primera en un factor de 1.2 y la segunda, en un factor de 2.3 (Tabla 3).

**TABLA 3. PARAMENTROS OPERACIONALES PARA LOS REACTORES**

Q m/día	DQO Soluble afluente mg/l	Carga orgánica Kg DQO/m <sup>3</sup> - d		Tiempo de retención Horas		Carga Hidráulica m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> - d.	
		Esferas	Anillos	Esferas	Anillos	Esferas	Anillos
240	2500	1.38	1.46	43.5	41.0	0.55	0.58
280	2500	1.61	1.71	37.3	35.1	0.64	0.68
560	2500	3.21	3.41	18.3	17.8	1.29	1.36

Se asumió la existencia "estado estable" cuando se alcanzaron las siguientes condiciones:

- Para tres valores consecutivos la remoción de DQO no debe presentar una variación mayor del  $\pm 5\%$ .
- Remoción del 50% de los ácidos volátiles totales (como ácido acético) para cada carga orgánica aplicada.
- Valores relativamente constantes de pH en los efluentes.

- Tasa de producción de gas relativamente constante.

Todas las pruebas de evaluación de parámetros realizadas durante el estudio se efectuaron de acuerdo a los métodos estandar (Standar Methods, 1985), excepto los ácidos volátiles totales que fueron determinados por el método colorímetro recomendado en los estándares del Gobierno de la Gran Bretaña (Tabla 4).

TABLA 4.

Variable	Método	Frecuencia		Referencia Standar Methods (1985)
		Afluente	Efluente	
pH	Potenciómetro Beckman	Diario	Diario	
DQO soluble	Método de reflujo abierto	3 veces por semana	3 veces por semana	508 A
Sólidos: Suspendidos Volátiles	Filtración en filtro de fibra de vidrio. Evaporación cápsula de porcelana	3 veces por semana	3 veces por semana	209 C 209 A
N org.	Método de la disgestión	1 vez en el estudio		215
P PO4	Método cloruro estañoso	1 vez en el estudio		424 E
Alcalinidad CaCO <sub>3</sub>	Titulación con H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 0.02N	1 vez en el estudio	1 vez en el estudio	403

## DISCUSION DE RESULTADOS

Todos los resultados obtenidos en el estudio se muestran en las figuras 1 a 9. La variación de parámetros tales como pH, ácidos volátiles, sólidos suspendidos, producción de gas y remoción de materia orgánica aplicada a los dos reactores anaeróbicos.

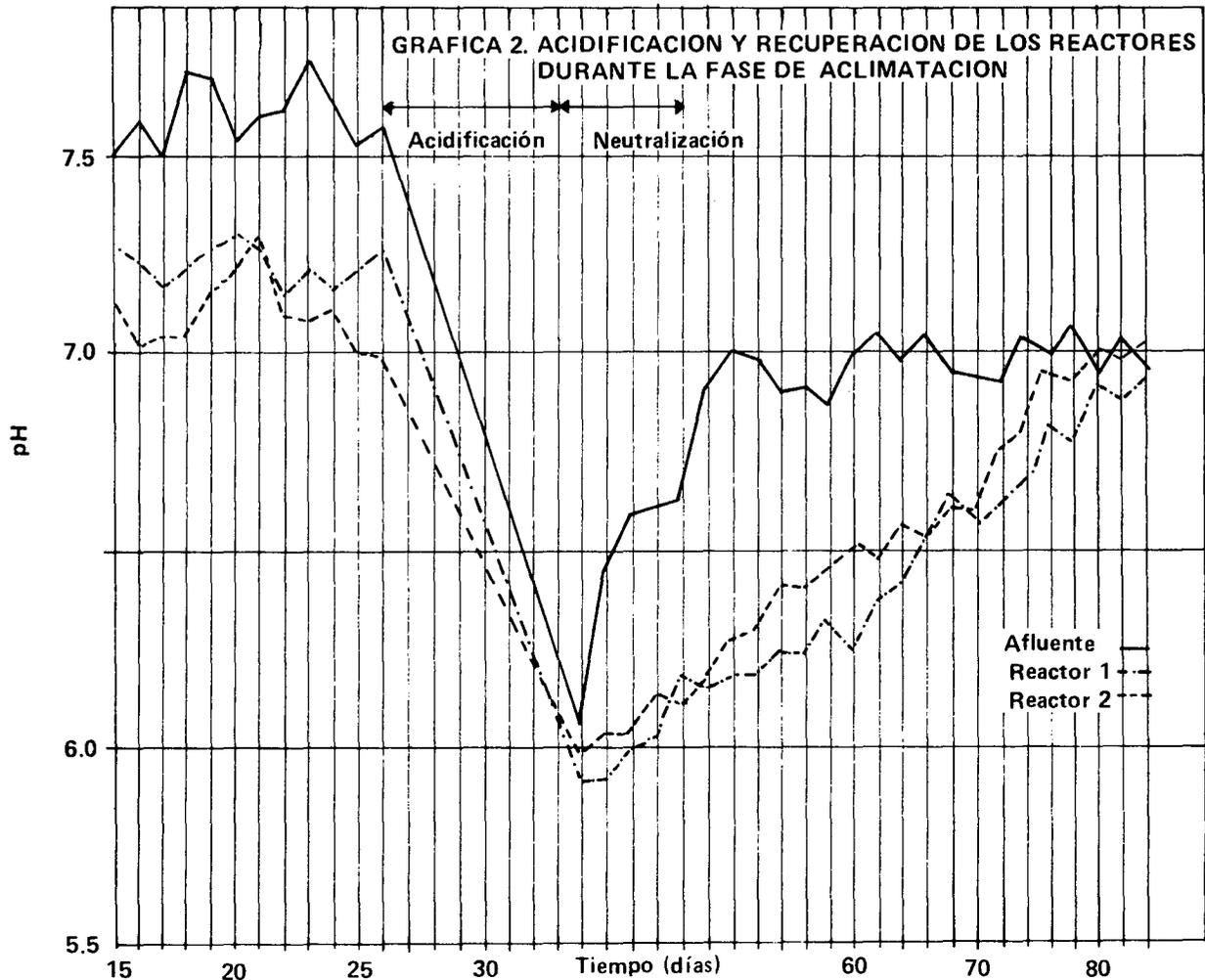
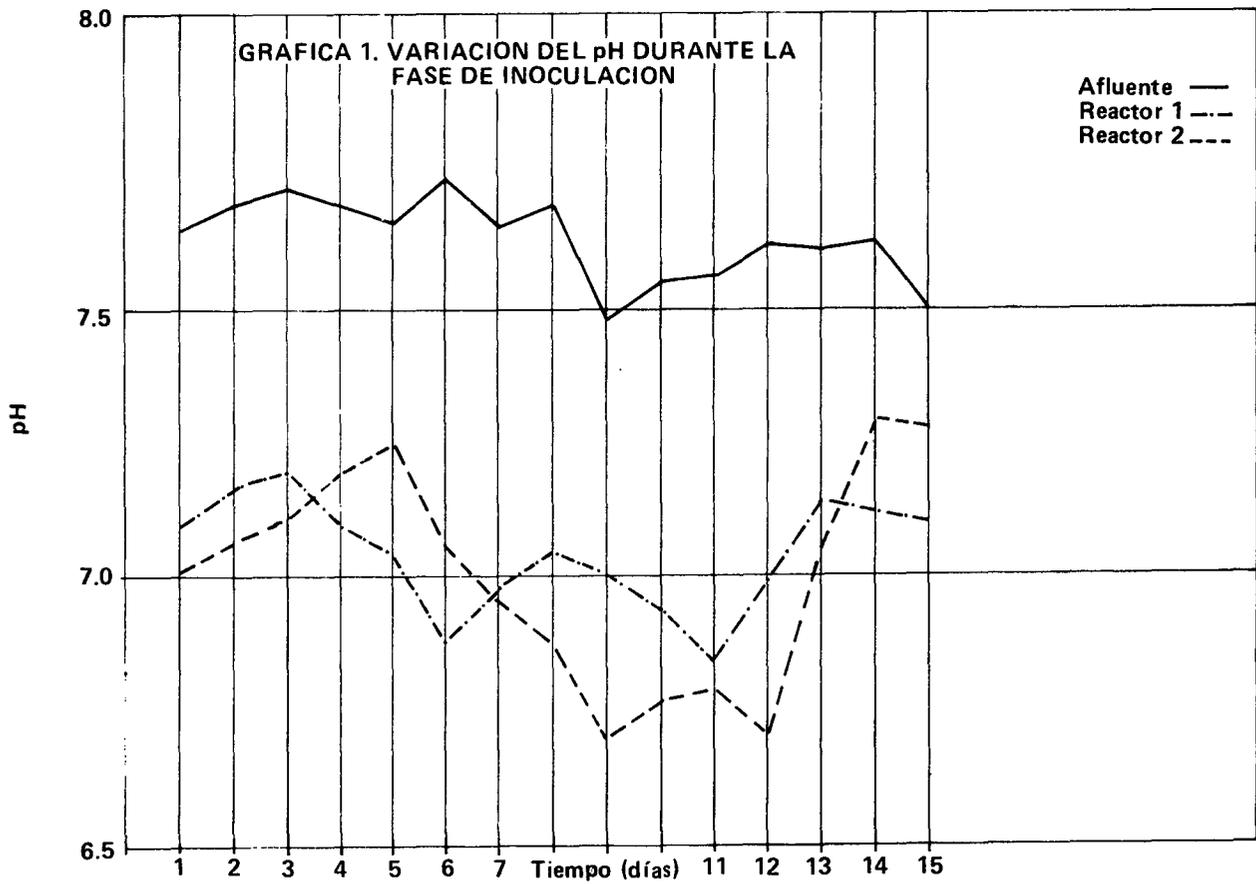
Para efectos prácticos en la discusión de resultados el filtro que contenía las esferas se denominará R1 y el filtro que contenía los anillos plásticos R2.

De los resultados obtenidos en el estudio se pueden hacer las siguientes consideraciones: durante la etapa posterior a la inoculación una predominancia de la fase ácida sobre la fase metánica fue registrada (Graf. 1). Este período se caracterizó por una mayor actividad de las bacterias acidogénicas, la cual fue señalada por la alta concentración de ácidos orgánicos volátiles y los bajos valores de pH efluentes (6.7). Hacia el final de esta etapa, la utilización de los ácidos orgánicos volátiles por parte de las bacterias metanogénicas permitieron el aumento del pH efluente a valores cercanos a 7.6, así como una alta remoción de los ácidos volátiles producidos (Graf. 2).

La eficiencia de remoción en términos del DQO solu-

ble durante esta etapa posterior a la inoculación, solo alcanzó valores de 22% y 12% para R1 y R2 respectivamente. Estos valores muestran que durante la fase ácida no hay remoción apreciable de materia orgánica ya que los compuestos orgánicos durante este período simplemente sufren una conversión a compuestos de estructura menos compleja.

Iniciada la alimentación continua de los reactores, se evidenció un desbalance poblacional cuando una condición ácida creada por la contaminación con levaduras del sustrato afluente fue registrada. Esta acidificación señalada por bajos valores de pH y una alta concentración de ácidos volátiles, trajo como consecuencia una disminución en la remoción de materia orgánica y una inhibición en la actividad metanogénica, lo cual es el resultado del rápido crecimiento de las levaduras en el recipiente de alimentación que generan una alta concentración de ácidos volátiles y un brusco descenso en el pH efluente. Con este crecimiento, se permitió la introducción a los reactores de una gran cantidad de sustrato parcialmente degradado, que no podía ser asimilado a la misma velocidad. Observaciones similares fueron reportados por Rittman et al (1982) y McCarty (1969) quienes señalaron que la baja capacidad asimilativa de las bacterias y los pH inhibitorios en el sistema dan como resultado altas concentraciones de materia orgánica en el efluente.



Es evidente de los resultados obtenidos, que bajos valores de pH pueden inhibir la actividad metanogénica. Sin embargo, la restauración de un pH óptimo y una buena capacidad "buffer" en el sistema permitirá la recuperación de las bacterias metanogénicas. La recuperación de los reactores indicó, que valores menores de pH de 6.5 pueden causar una inhibición del sistema, pero si esta condición de acidificación no se mantiene por un período de tiempo largo, las bacterias podrán recuperarse. Por el contrario, si la condición permanece durante mucho tiempo la inhibición será irreversible (Gráf. 4).

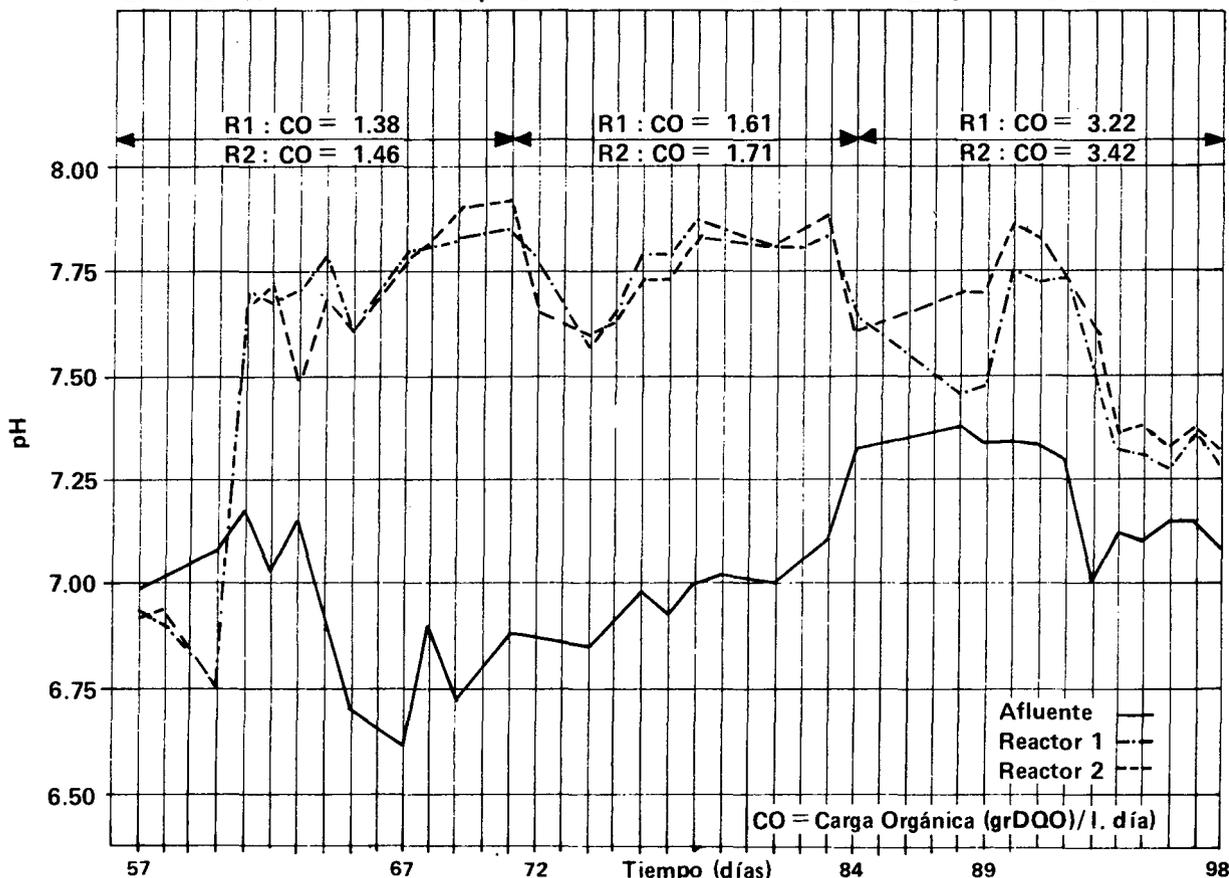
El incremento de carga (Gráfica 3) como método de arranque para la consecución de una rápida condición de estado estable mostró ser efectivo (Lettinga et al, 1980). Al comparar el tiempo necesario para recuperar los máximos niveles de eficiencia de remoción de DQO para cada carga aplicada, estos señalan que este tiempo es mucho más corto cuando el sistema ha estado sometido previamente a incrementos de carga orgánica. Esto demuestra que una población bacteriana anaeróbica suficientemente estable podrá adoptar la tasa de utilización de sustrato a nuevas tasas de alimentación. Sin embargo, esta capacidad estará limitada, como se evidencia en el ligero descenso en la máxima remoción alcanzada para la última carga orgánica aplicada.

También se encontró una relación entre el incremento en la remoción de sólidos suspendidos y en la producción de gas del reactor 2, lo cual evidencia la dependencia entre la actividad metanogénica y la cantidad de biomasa adherida y retenida en el reactor (Gráf. 6)

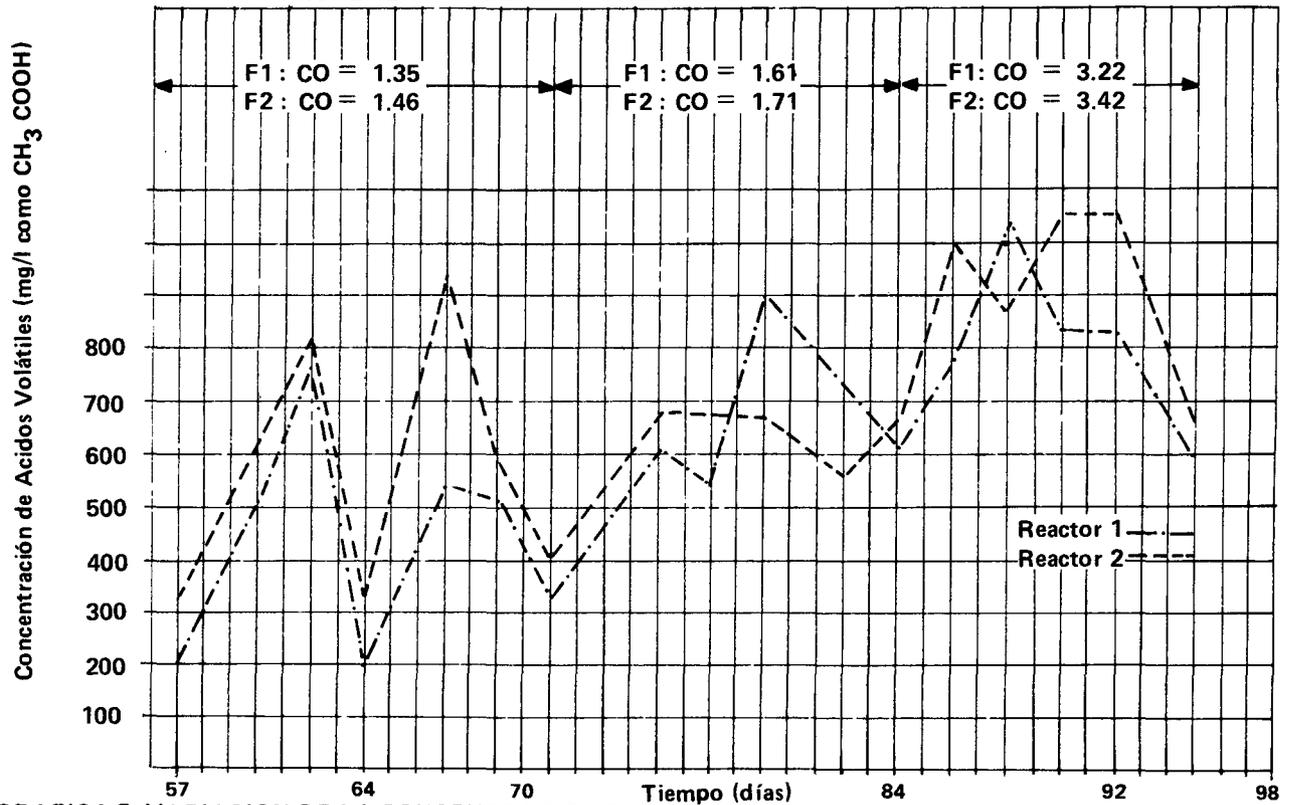
Las eficiencias de remoción promedio de DQO de 70% para R1 y 80% para R2 fueron relativamente bajas comparadas con los valores reportados por la literatura (80% a 95%) para una temperatura entre 25 y 35°C (Sachs, 1982; Hakanson et al, 1980; Young, 1972; Plummer y Malina, 1968). Sin embargo fueron muy similares a las reportadas por Oleczkiewicz (1981) para temperaturas entre 15 y 20°C. Esto podría indicar que la temperatura es una limitante para la consecución de mayores eficiencias de remoción de materia orgánica. Igualmente, la lenta recuperación de los reactores (9 y 11 días) a los cambios de carga orgánica podrían sugerir que la eficiencia está relacionada con la temperatura, y tiene un efecto sobre la velocidad tanto de reacción como sobre el crecimiento bacteriano (Gráf. 5).

También se mostró que el incremento de carga orgánica puede llevarse a cabo sin detrimento grave del funcionamiento de los reactores, cuando la concentración de ácidos volátiles se mantiene entre 300 y 600 mg/l como ácido acético. Estas concentraciones permiten mantener una capacidad "buffer" en el sistema y valor pH entre 7.0 y 7.6.

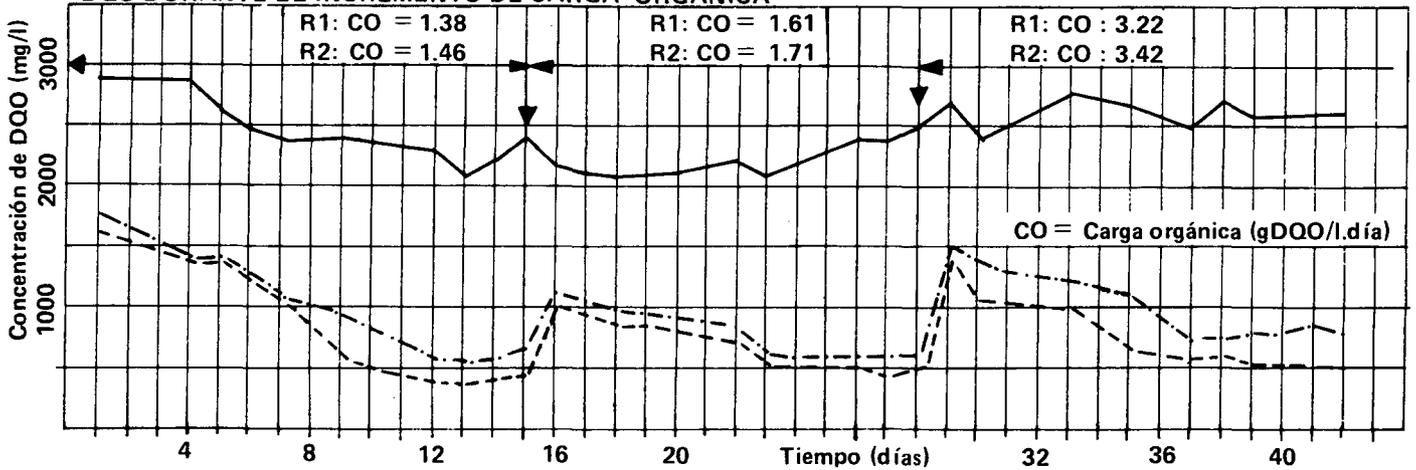
GRAFICA 3. VARIACION DEL pH DURANTE EL INCREMENTO DE LA CARGA ORGANICA



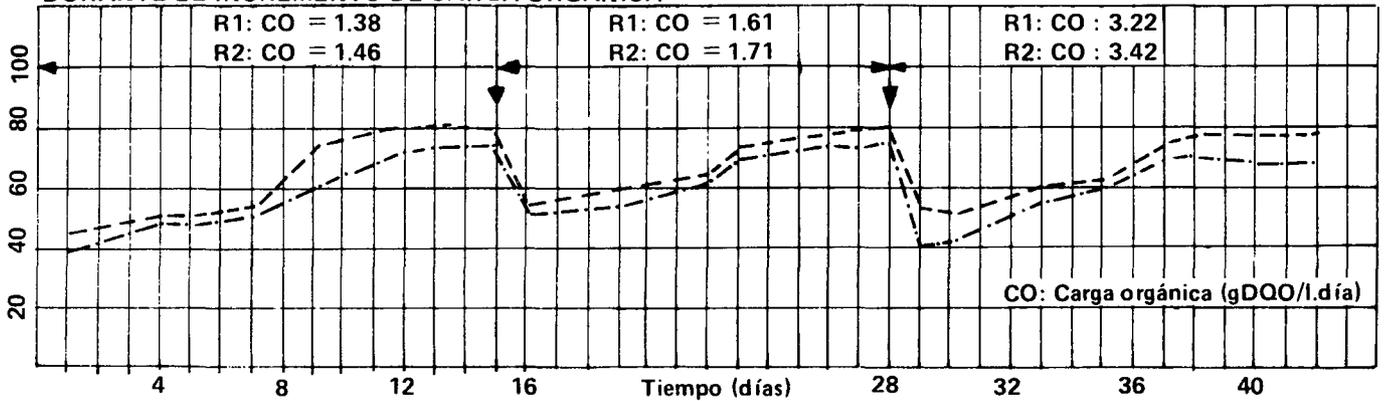
**GRAFICA 4. VARIACION DE LA CONCENTRACION DE ACIDOS VOLATILES DURANTE EL INCREMENTO DE CARGA ORGANICA**

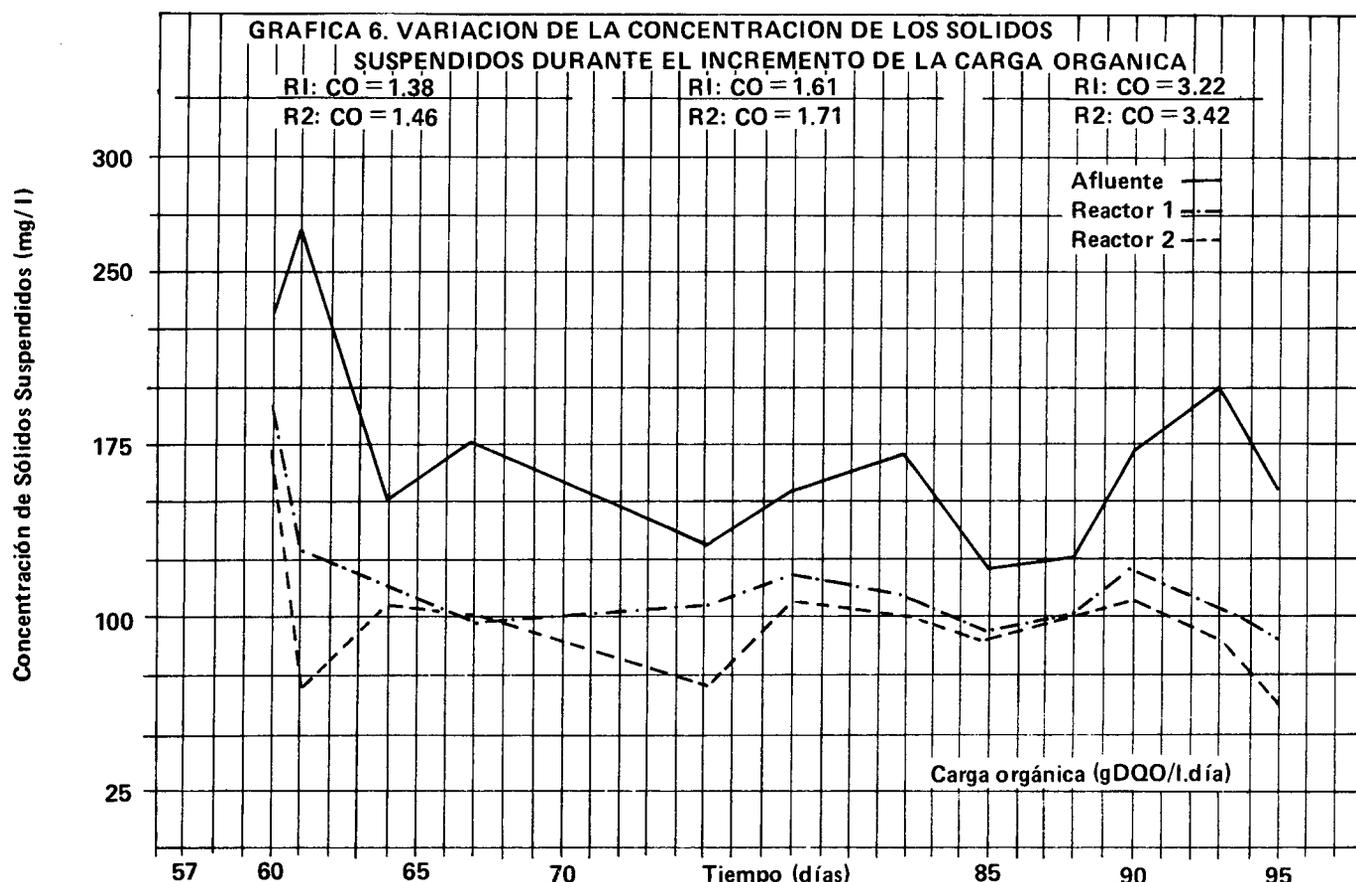


**GRAFICA 5. VARIACION DE LA CONCENTRACION DE DQO DURANTE EL INCREMENTO DE CARGA ORGANICA**



**GRAFICA 5.1. PORCENTAJE DE REMOCION DE DQO DURANTE EL INCREMENTO DE CARGA ORGANICA**





Es interesante anotar que el descenso en la producción de gas en ambos reactores inmediatamente después de aplicar la segunda carga, no concuerda con lo observado por McCarty (1969) en experimentos similares. Esto posiblemente puede ser una indicación de una mayor actividad en la utilización de sustrato hacia la generación de ácidos y productos neutros pero sin la consecuente producción de gas.

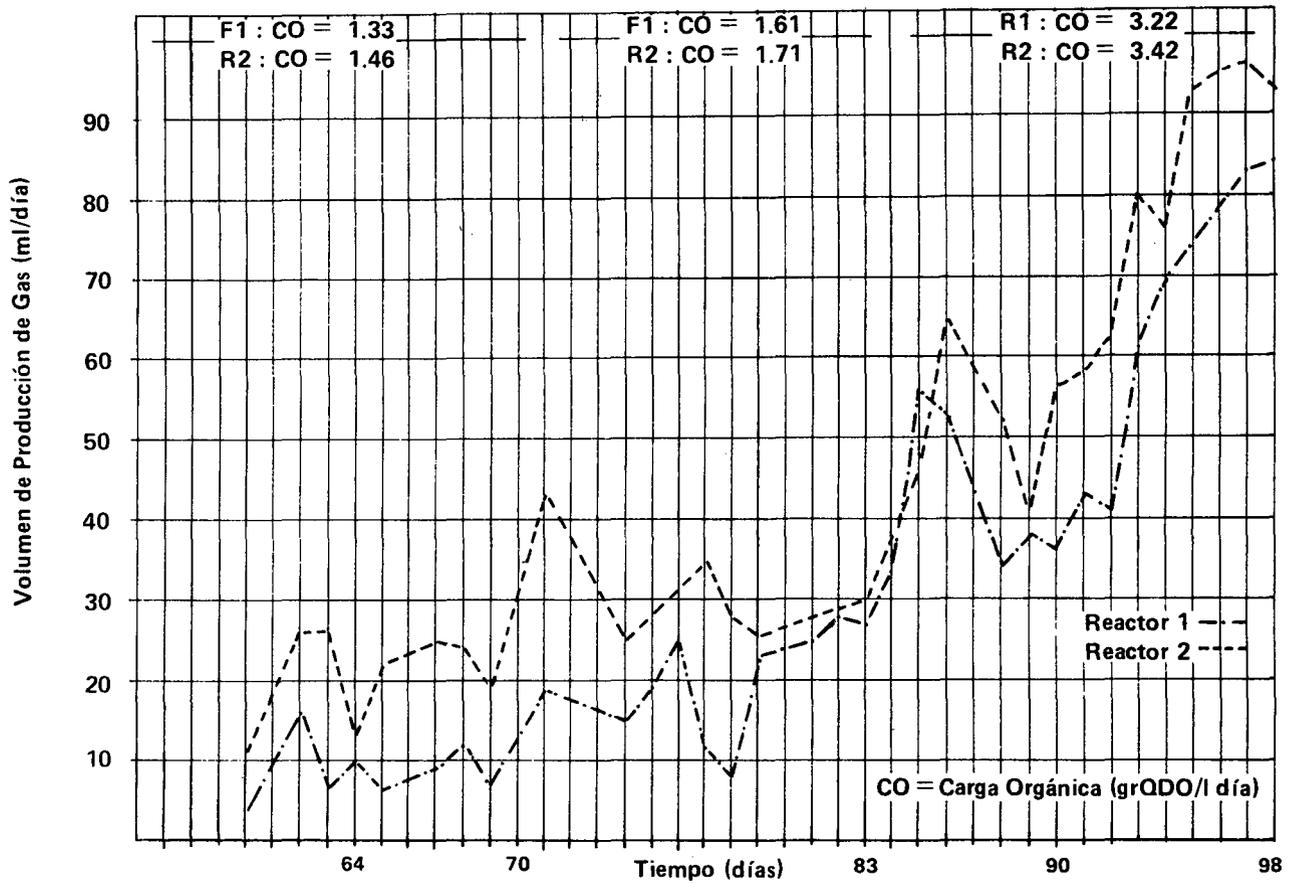
Aunque la metodología de incrementos en carga parece eficiente, es importante señalar la inestabilidad presentada durante los primeros días en los reactores. Esta inestabilidad se caracterizó por disminución de los valores de pH, aumento en la concentración de ácidos volátiles, y una disminución en la remoción de materia orgánica, comportamiento característico que es señalado por Khan y Young (1981).

El máximo rendimiento de biogas fue de  $0.121 \text{ m}^3/\text{Kg}$  de DQO removida para R1 y  $0.089 \text{ m}^3/\text{DQO}$  removida para R2. Aunque una comparación con los valores de la literatura no es posible, por la no medición de metano en el gas, puede mencionarse que estos valores son muy bajos comparados con los reportados por otros investigadores. Sin embargo, valores similares de  $0.024$  y  $0.172 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{Kg}$  de DQO removida fueron reportados por Oleczkiewicz et al (1982) para reactores operados a  $20^\circ\text{C}$ , por lo que esta baja productividad puede ser el resultado del efecto de la temperatura de operación ( $16 \pm 4^\circ\text{C}$ ) (Graf. 7).

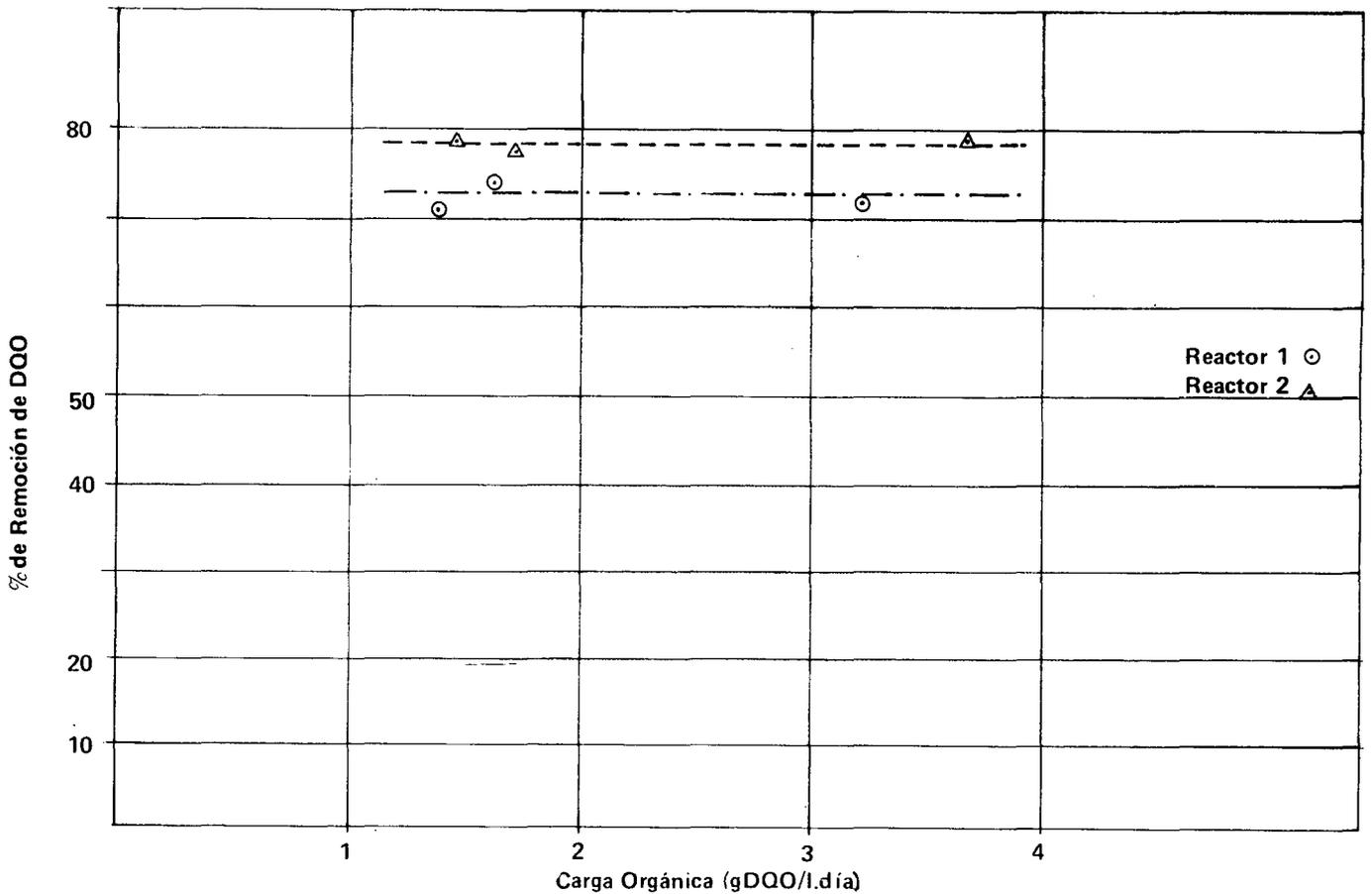
Otro efecto observado durante esta fase fue la **no toxicidad** del oxígeno cuando el sistema quedó expuesto al aire accidentalmente. El reactor no registró cambio en su comportamiento una vez superado el inconveniente. Hechos similares fueron reportados por Sachs (1982), quien considera que no habrá toxicidad si el sistema cuenta con un potencial de óxido-reducción suficientemente bajo. Así, el mantenimiento de una baja presión parcial de hidrógeno y un potencial de óxido-reducción de  $-330 \text{ mv}$  podrá proteger a las bacterias anaeróbicas del efecto tóxico del oxígeno (Sahm, 1984).

Al comparar el comportamiento de los dos reactores se muestra que el reactor con los anillos plásticos como medio filtrante presenta una mayor eficiencia. Además de una mayor eficiencia en la remoción de DQO, (Graf. 8), se produce una mayor retención de sólidos (Graf. 9), lo cual permite altas concentraciones de biomasa en el reactor y, por ende, mayores eficiencias en su remoción de materia orgánica. Los resultados obtenidos durante todo el período de estudio indican que el arranque de los reactores anaeróbicos de lecho fijo es una fase muy susceptible a cambios tanto operacionales como ambientales y el desarrollo de una población bacteriana solo podrá lograrse cuando condiciones óptimas de operación son suministradas. Igualmente, la cantidad y calidad de inóculo son determinantes para una rápida colonización y establecimiento de los microorganismos sobre el medio soporte.

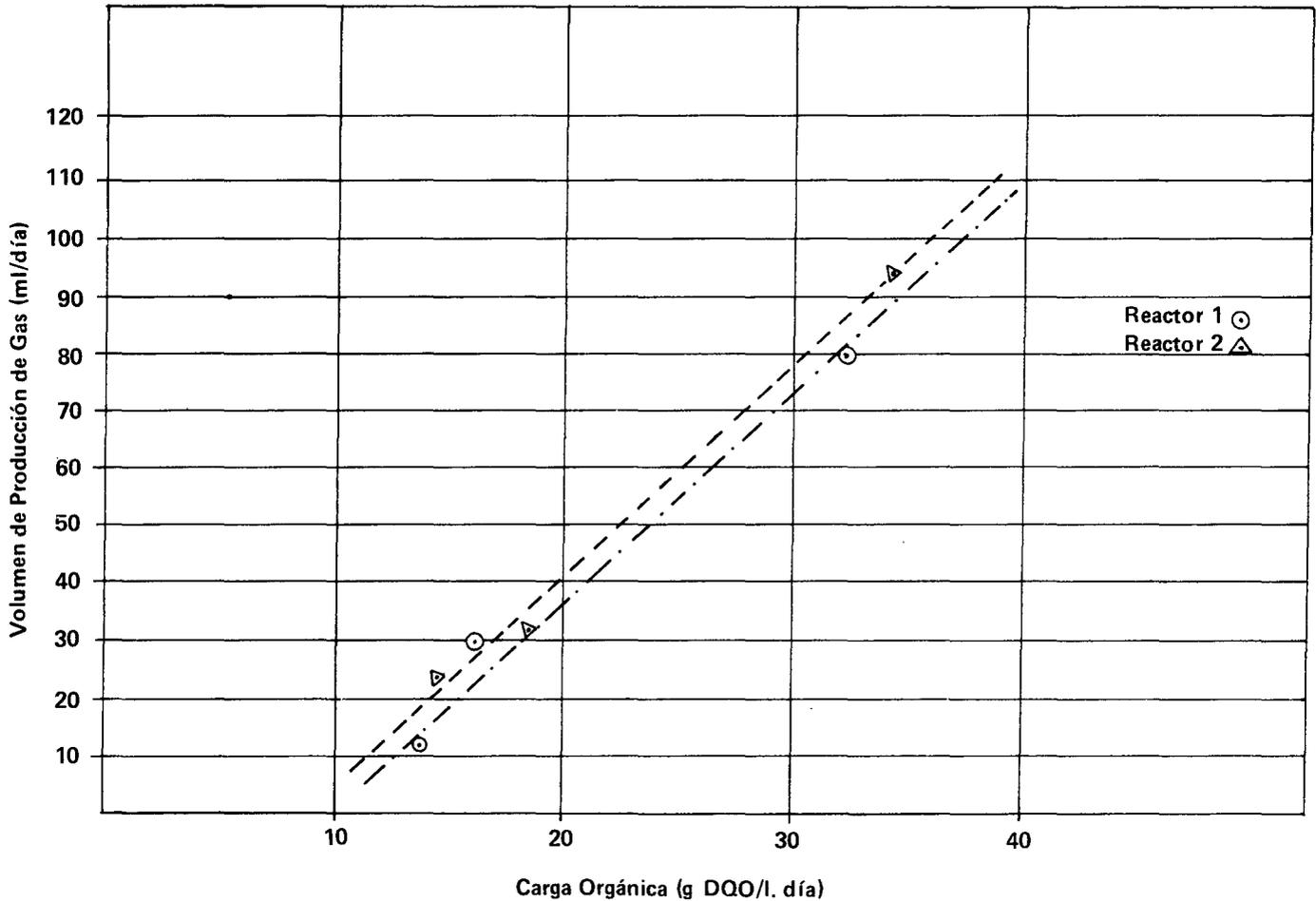
GRAFICA 7. VARIACION EN LA PRODUCCION DE GAS DURANTE EL INCREMENTO DE CARGA ORGANICA



GRAFICA 8. EFECTO DEL INCREMENTO DE LA CARGA ORGANICA SOBRE LA REMOCION DE DQO



GRAFICA 9. EFECTO DE LA CARGA ORGANICA SOBRE LA PRODUCCION DE GAS



Conseguidas con la última carga prevista las condiciones estables en los reactores, se detuvo la alimentación en el sistema por cuatro días. Al cabo de este período de tiempo, se determinó DQO y producción de gas, los cuales mostraron que no se producen disminuciones drásticas en las eficiencias de remoción de DQO. Para el R1 la eficiencia bajó del 72.2% hasta el 59.3% y para el R2 de 80.1% hasta 62.7%. Aunque, la disminución en la producción de gas fue notable (25.2 ml/d para R1 y 35.4 ml/d para R2), el mantenimiento de una actividad biológica en el sistema a pesar de no efectuarse una alimentación continua, es evidente.

## CONCLUSIONES

Del estudio realizado se puede concluir lo siguiente:

- Los filtros anaeróbicos bajo condiciones de arranque presentaron eficiencias de remoción promedio de DQO soluble de 73.3% para R1 y 79.7% para R2.
- La máxima producción de gas alcanzado por R1 fue de 81.67 ml/d para R1 y 94.7 ml/d para R2.

- Los filtros soportaron cargas choque hasta un factor de 2.3 veces la carga inicial.
- El comportamiento de los filtros con cargas choque durante la fase de arranque mostró que son necesarios 11-14 días para su nueva estabilización.
- No se encontraron diferencias apreciables en el comportamiento general de los filtros durante la fase de arranque.
- La eficiencia de los filtros fue independiente de las características del medio soporte.
- Se necesitaron 45 días para la formación de una biomasa estable y 48 días para el arranque completo de los filtros.
- El incremento de carga orgánica produce un aumento inicial de los ácidos volátiles y una disminución del pH.
- Las bacterias anaeróbicas presentes en los filtros soportaron períodos hasta de 4 días sin alimentación continua.

## BIBLIOGRAFIA

**CHARACKLIS, W.J.** Microbial fouling: a process analysis. International conference of heat transfer equipment. Troy, New York, pags. 13-17, Aug. 1979.

**CLARK, R.H., and SPEECE, R.E.** The pH tolerance of anaerobic digestion. International Water Pollution Research Conference, 1970.

**DAHAB, M.F. and YOUNG, J.C.** Energy recovery from alcohol stillage using anaerobic filter. Biotechnology and Bioengineering Symp. No. 11, pags. 381-397, 1981.

**DIAZ, M.C.** A study of factor affecting attachment in the start-up and operation of anaerobic fluidized bed reactor. Imperial College of Science and Technology M.S.C., September, 1985.

**JENNET, J.A. and DENNIS, N.D., Jr.** Anaerobic filter treatment of pharmaceutical waste. Journal Water pollution Control Federation. Vol. 47, pags. 104-121. 1975.

**HENZE, M., and HARREMOES, P.** Anaerobic tratment of waste water in fixed film reactors. Seminar IAWPRC, Copenhagen, Dinamarca, pag. 1-102, June 1982.

**HUDSON, W.J. POHLAND, F.G. and PEDERGRASS, R.P.** Anaerobic packed column treatment of shellfish watewaters. Proc. 34th Ind. Waste Conf. Purdue Univ. Ann Arbor Science Publishers Woburn, Mass, pags. 560-574, 1979.

**KHAN K., SUIDAN, M.T. and CROSS, W.H.** Role of surface active media in anaerobic filters. Journal of the environmental Engineering Division ASCE. Vol. 8 No. EE2, pags. 269-285, Abril, 1982.

**LETTINGA, G., VANUELSEN, A.F. HOLOMA, S.W., and ZEEUW, W.** Use of upflow sludge blanket (UASB) reactor concept for biological wastewater treatment Biotechnology and Bioengineering, Vol. 22, pag. 699-734, 1980.

**McCARTY, P.L.** One hundred years of anaerobic treatment. Elsevier Biomedical Anaerobic Digestion, pags. 3-20, Sept. 1981.

-----, Anaerobic waste treatment fundamentals. Part one, chemistry and Microbiology. Public Works Vol. 95, pag. 107. 1964.

-----, and Brosseau, M. Effect of high concentrations of individual volatile acids on anaerobic treatment. Proceedins of the 18th Purdue Industrial Waste Conference, Vol. 18, May, 1963.

**OLESKIEWICZ, J.A., and KOZIORSKI, S.,** Low Temperature anaerobic biofiltration in upflow reactor. Journal Water Pollution Control Federation. Vol. 54 No. 11, pags. 1465-1471, November, 1982.

**RITTMAN, B.E., STRUBLER, C. RUZICKS, T.** Anaerobic filter pre-treatment kinetics. Journal Water Pollution. Journal of the Environmental Engineering Division. Vol. 108, No. EES, Octubre, 1982.

**SACHS, E.F., JENNETT, C.J., and RAND, M.C.,** Pharmaceutical waste treatment by anaerobic filter. Journal of the Environmental Engineering. Division ASCE Vol EE2, pags. 16975-16985, Abril, 1982.

**SAHM, H.** Anaerobic wastewater treatment. Advances in Biochemical Engineering Vol. 29, pags. 82-115, 1984.

**SALKINOJA-SALONEN, M.S., NYNS, E., SUTTON, Y.P., VAN DER BERG, L. and WHEATTLEY, D.** Starting -up of an anaerobic fixed-film reactor. Water Science Technology, Vol. 15, pag. 305-208, 1985.

**STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER.** American Public Health Association, American Water Works Association, and Water Pollution Control Federation, Washington, D.C., 1985.

**YOUNG, J.C. and McCARTY, P.L.** The anaerobic filter for water treatment. Journal water Pollution Control Federation, Vol. 41, pag. 160-173, 1969.

**ZEIKUS, J.G.** Microbial intermediary methabolism in anaerobic digestion. Elsevier anaerobic Digestion. Pags. 23-35, 1981.