

01177



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO

FACULTAD DE INGENIERÍA

2
2º.

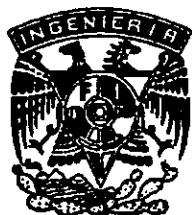
**“ESTUDIO DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN
DE UN FILTRO ANAEROBIO PARA EL
TRATAMIENTO DE RESIDUOS LÍQUIDOS DE
GRANJAS PORCÍCOLAS PEQUEÑAS”**

T E S I S

PARA OBTENER EL GRADO DE MAESTRO EN INGENIERÍA
AMBIENTAL

PRESENTA

I.C. EDUARDO CASTILLO GONZÁLEZ



Director de tesis:

Dr. Pedro Martínez Pereda

México, 1998

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

25-1-98



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas

Tesis Digitales

Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©

PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

A MIS PADRES

A MI ESPOSA

INDICE

	Página
Lista de Tablas	04
Lista de Figuras.....	04
Nomenclatura.....	05
Resumen.....	06
1.0) Antecedentes.....	08
2.0) Objetivos y alcances.....	11
2.1) Objetivos.....	11
2.2) Alcances.....	11
3.0) Revisión bibliográfica sobre tratamiento biológico.....	12
3.1) Lagunas anaerobias.....	12
3.2) Lagunas facultativas.....	12
3.3) Lagunas de alta tasa con algas.....	13
3.4) Lagunas aereadas.....	13
3.5) Lodos activados.....	13
3.6) Lagunas con bacterias fotosintéticas-lodos activados.....	14
3.7) Compostaje aerobio.....	14

3.8) Digestión anaerobia.....	15
3.8.1) Desarrollo histórico.....	15
3.8.2) El filtro anaerobio.....	17
3.8.2.1) Desarrollo histórico.....	17
3.8.2.2) Experiencias a escala mayor con diferentes residuos.....	18
3.8.2.3) El filtro anaerobio en el tratamiento de excretas porcinas.....	20
3.9) Características típicas de residuos de excretas porcinas.....	22
3.10) Alcalinidad.....	23
4.0) Materiales y equipo experimentales.....	25
4.1) Descripción de los reactores.....	25
4.2) Material de empaque o medio filtrante.....	25
4.3) Salida del biogás.....	25
4.4) Dispositivo de entrada.....	28
4.5) Dispositivo de salida.....	28
4.6) Evaluación de fugas.....	28
4.7) Parámetros de control.....	28

5.0) Puesta en marcha y operación de los digestores.....	30
5.1) Origen y manejo de las aguas residuales.....	30
5.2) Inoculación.....	30
5.3) Acondicionamiento del influente al reactor y características de las aguas residuales utilizadas.....	31
5.4) Alimentación.....	31
5.5) Operación de los reactores.....	32
6.0) Resultados y análisis.....	34
6.1) Reactor de primera generación.....	34
6.2) Filtro anaerobio 1.....	39
6.3) Filtro anaerobio 2.....	44
6.4) Remoción de DQO en los reactores.....	52
6.5) Cinética de remoción del sustrato en el filtro anaerobio.....	55
7.0) Evaluación de resultados.....	64
8.0) Conclusiones y recomendaciones.....	68
8.1) Conclusiones.....	68
8.2) Recomendaciones.....	70
Referencias bibliográficas.....	71
Bibliografía.....	78

LISTA DE TABLAS.

	Página
Tabla 1	Resumen nacional. Volumen de la producción de carne en pie.... 08
Tabla 2	Lista de filtros anaerobios construidos a partir de 1972..... 19
Tabla 3	Resumen de estudios previos del tratamiento de excretas porcinas..... 20
Tabla 4	Composición típica de los residuos mixtos de granjas porcícolas..... 22
Tabla 5	Frecuencia de muestreo y parámetros determinados..... 33
Tabla 6	Condiciones de operación del reactor de primera generación..... 35
Tabla 7	Condiciones de operación del filtro anaerobio 1..... 40
Tabla 8	Condiciones de operación del filtro anaerobio 2..... 45
Tabla 9	Carga aplicada y removida para diferentes condiciones del filtro anaerobio..... 58
Tabla 10	Aplicación del método de mínimos cuadrados..... 60

LISTA DE FIGURAS.

Figura 4-1	Reactor anaerobio experimental tipo..... 26
Figura 4-2	Arreglo general de reactores FA1, FA2 y RPG..... 27
Figura 6-1	Concentración de ácidos grasos y alcalinidad en efluentes del RPG..... 36
Figura 6-2	Comportamiento del pH y porcentaje de CO ₂ en gases RPG... 37
Figura 6-3	Concentración de ácidos grasos y alcalinidad en efluentes del FA1..... 41
Figura 6-4	Comportamiento del pH y porcentaje de CO ₂ en gases del FA1 42
Figura 6-5	Concentración de ácidos grasos y alcalinidad en efluentes del FA2..... 46
Figura 6-6	Comportamiento del pH y porcentaje de CO ₂ en gases del FA2 47
Figura 6-7	Concentración de ácidos grasos volátiles..... 50
Figura 6-8	Relación ácidos grasos volátiles/alcalinidad..... 51
Figura 6-9	Eficiencias de remoción de DQO en reactores..... 53
Figura 6-10	Alcalinidad en filtros anaerobios bajo diferentes cargas..... 54
Figura 6-11	Utilización de sustrato en función de la carga aplicada en términos de DQO..... 59
Figura 6-12	Determinación gráfica de U_{max} y K_B en términos de DQO..... 61

NOMENCLATURA.

A	Area superficial de un volumen específico.
AGT	Acidos grasos totales.
AGV	Acidos grasos volátiles.
DBO	Demanda bioquímica de oxígeno.
DQO	Demanda química de oxígeno.
E	Enzima.
ES	Complejo enzima-sustrato.
F	Caudal en el influente (m^3/d).
FA1	Filtro anaerobio 1.
FA2	Filtro anaerobio 2.
k_1 , k_2 y k_3	Constantes de formación y descomposición.
K_m	Constante cinética de Michaelis, concentración de sustrato a la cual se alcanza la velocidad media.
K_s	Máxima velocidad de utilización del sustrato.
LOAT	Lagunas de oxidación de alta tasa.
P	Producto.
RPG	Reactor de primera generación.
r	Coefficiente de correlación lineal.
S	Concentración de sustrato.
S_e	Concentración del sustrato en el efluente.
S_i	Concentración del sustrato en el influente.
SIPA	Sistemas integrales de producción animal.
SSV	Sólidos suspendidos volátiles.
SV	Sólidos totales volátiles.
TRC	Tiempo de retención celular.
TRH	Tiempo de Retención Hidráulica.
U	Velocidad de utilización del sustrato.
U_{max}	Máxima velocidad de utilización del sustrato.
UASB	Upflow anaerobic sludge blanket.

RESUMEN

Se estudió el comportamiento de un filtro anaerobio de flujo horizontal para tratar excretas porcícolas a nivel planta piloto. El filtro se operó a distintas cargas y tiempos de retención hidráulico (TRH), por un período de aproximadamente 6 meses. La temperatura se mantuvo en el rango psicrofílico.

Paralelamente, también se estudió el comportamiento de un reactor de primera generación, que sirvió como "testigo" para evaluar las diferencias entre ambos procesos.

Los resultados experimentales de este estudio, mostraron que el filtro anaerobio produce efluentes con concentraciones de alcalinidad de bicarbonatos, que van desde 4.6 g/l bajo una carga de 4.80 kg SV m⁻³ d⁻¹ y un TRH de 8 días, hasta 8.2 g/l, con un carga de 1.56 kg SV m⁻³ d⁻¹ y TRH de 25 días.

El efluente de este dispositivo sirve de alimentación a lagunas de oxidación con *Spirulina maxima*, que son motivo de otra investigación.

Por otra parte, se obtuvieron eficiencias de remoción de contaminantes medida como DQO muy similares, en el filtro anaerobio en relación al reactor de primera generación, bajo una carga igual de 3.0 kg SV m⁻³ d⁻¹, con un valor promedio del 56 y 54 % respectivamente.

Los reactores requirieron de aproximadamente 2 meses y 10 días para concluir la etapa de arranque hasta su estabilización.

Los experimentos se llevaron a cabo en el Instituto de Ecología, A.C., ubicado en el km 2.5 de la antigua carretera a Coatepec, en Xalapa, Ver.

La parte experimental se llevó a cabo en el laboratorio del Departamento de Recursos Bióticos: Fuente de Nuevos Productos del Instituto de Ecología A.C., bajo la supervisión de la Dra. Eugenia Olguín Palacios.

1.0) ANTECEDENTES.

En nuestro país, al igual que en otros países en vías de desarrollo, la cría del cerdo constituye un factor importante en la economía agropecuaria, misma que ha aumentado y se ha consolidado a través de los años.

En México, en el año de 1989 se produjeron 1'047,243 toneladas de carne de cerdo en pie; mientras que para el año de 1993, dicha producción se incrementó a 1'103,248 toneladas, lo que constituye un considerable crecimiento del 2.58 % anual (método de Malthus, considerando los años 1989 a 1992). En la tabla 1, se muestra la producción total para los años considerados (SARH, 1994).

TABLA 1

Resumen Nacional

Volumen de la producción de carne en pie.

1989-1993

(toneladas)

Producto	1989	1990	1991	1992	1993 p/
Porcino	1,047,243	1,082,081	1,105,747	1,130,393	1,103,248

p/preliminar.

Sin embargo, no obstante el beneficio económico y social que representa el desarrollo de la crianza de cerdos, dicha actividad tiene efectos graves sobre el ambiente, por la gran producción y concentración de desechos que genera la industria, principalmente las excretas animales.

Estudios realizados en otros países indican que cada cerdo, en su etapa de finalización produce hasta el 5% de excretas por día en relación a su peso, con una alta concentración de contaminantes que va desde 10 hasta 90 g/l medida como DBO (Jewell y Locher, 1977), además de la generación de malos olores, y la presencia de coliformes totales y fecales.

Con los datos anteriores, se puede estimar que la producción total de excretas para el año de 1993 fue de 55,162.4 toneladas o 42,432.6 m³ (considerado un peso específico de 1.3 ton/m³).

Esto representa una carga que osciló entre 424 y 3,819 toneladas de DBO por día, lo que significa una aportación de 38 a 346 g DBO /cerdo-día.

En términos de población equivalente, considerando ésta como de 60 g DBO/hab-d, representaría entre 7'072,100 y 63'648,900 habitantes.

Generalmente la cría de cerdos se realiza a través de grandes granjas porcícolas (en algunos casos asociados a capitales extranjeros), así como pequeños productores que generalmente son personas de escasos recursos, de baja escolaridad y que se encuentran diseminados, siendo éstos quienes tienen un manejo más inadecuado del agua y de los residuos.

En la mayoría de los casos, los desechos se vierten sin darles un tratamiento previo, ya sea en cuerpos de agua o en el suelo. Esto último propicia que se formen pantanos, desprendiéndose malos olores y generando miles de insectos que se dispersan en el aire y en el suelo; llegándose en muchas ocasiones a contaminar mantos freáticos.

Por lo anterior se hace evidente el impacto ambiental producido por estos residuos.

En la actualidad, hay pocos estudios (que se mencionan en la sección 3.8.2.3), para un manejo eficiente de los mismos, por lo que se requiere de buscar sistemas de tratamiento sencillos y accesibles que puedan mitigar los efectos al ambiente.

Dada la importancia económica de la industria porcícola en nuestro país, el reaprovechamiento de sus residuos es un proyecto de gran relevancia.

Se han propuesto diversos sistemas de tratamiento, incluyendo los procesos físico-químicos, en donde se han aplicado dosis de sulfato de aluminio. Estos sistemas producen grandes volúmenes de lodos, que son menos deseables como un mejorador de suelos (Hilton et al, 1984).

Uno de los enfoques que está recibiendo consideración, consiste en reutilizar los nutrientes mediante un sistema de aprovechamiento integral.

En estos sistemas se utilizan diferentes procesos, entre los cuales se encuentran la digestión anaerobia y los estanques de oxidación de alta tasa, como tratamiento primario y secundario respectivamente (Olguín, 1985; Olguín et al, 1997), mismos que constituyen un sistema integral, como puede observarse en la Figura 4-2 del Capítulo 4.

En este trabajo se describirá y analizará un sistema simple de tratamiento primario que es parte de ese tratamiento integral, enfocado a granjas porcícolas en pequeña escala, y de él se derivará una estrategia que pueda aplicarse a las condiciones de nuestro país.

2.0) OBJETIVOS Y ALCANCES.

2.1) Objetivos.

El objetivo principal de este estudio, fue evaluar el comportamiento de un filtro anaerobio de flujo horizontal, a nivel de planta piloto, a una temperatura en el rango psicrófilico, para el tratamiento de las aguas residuales de granjas porcícolas de tamaño pequeño.

En particular, se pretende determinar las condiciones necesarias de operación, para producir efluentes para alimentar lagunas de oxidación con *Spirulina maxima*, para diferentes condiciones de carga orgánica y tiempos de retención hidráulico.

Otros objetivos complementarios fueron:

- 1). Comparar las características de los efluentes producidos en el filtro anaerobio con las de un reactor de primera generación, bajo condiciones similares de operación.
- 2). Examinar las eficiencias de remoción de la DQO bajo diferentes cargas y tiempos de retención hidráulico.
- 3). Describir los puntos importantes para la puesta en operación de este tipo de reactores.

2.2) Alcances.

Construir tres unidades de tipo experimental y estudiar el comportamiento individual de este tratamiento primario, sin estudiar en conjunto su acoplamiento que sería motivo de otro proyecto, una vez que se hayan identificado las condiciones más favorables.

3.0) REVISION BIBLIOGRAFICA.

Muchas soluciones técnicas se han propuesto para el tratamiento de excretas de cerdo, como a continuación se describe:

3.1) Lagunas anaerobias.

Las lagunas anaerobias son adecuadas en aquellos lugares en donde hay suficiente terreno disponible en la granja. La profundidad de estas lagunas, normalmente se mantiene entre 2.0 y 4.0 m. Las lagunas se cargan a tasas de 0.08 a 0.16 Kg SV m⁻³ d⁻¹. Sobre una base de carga volumétrica, las tasas varían de 5 a 6.5 por cada 100 kg de población de cerdos permanente. (Willrich, 1966).

Estudios a escala piloto de lagunas anaerobias, tratando residuos de excretas de cerdo, revelaron que la remoción de DQO toma lugar en tres etapas consecutivas. La primera etapa, que constituye una sedimentación, alcanza 53% de remoción de DQO entre 10 y 12 horas. La segunda y tercera etapas, consisten en la remoción bioquímica, utilizándose cargas de 1.7 y 0.2 kg DQO m⁻³ d⁻¹ respectivamente (Oleszkeiwicz y Korziarski, 1986). Estas últimas sin indicar las eficiencias de remoción obtenidas.

3.2) Lagunas facultativas.

Estas lagunas son normalmente diseñadas con profundidades que varían de 2.0 a 3.0 m.. Para el tratamiento de excretas porcinas, las lagunas facultativas se instalan después de tanques de sedimentación primarias o lagunas anaerobias. En ambientes tropicales se han utilizado tasas superficiales altas, hasta de 300 kg DBO Ha⁻¹ d⁻¹, con tiempos de retención de 10 a 15 días, usadas para alcanzar eficiencias de remoción superiores al 70%.

3.3) Lagunas de alta tasa con algas.

Estas lagunas reciben su oxígeno a través de difusión natural del aire como actividad fotosintética. Las tasas de difusión de oxígeno se afectan principalmente por la temperatura, las condiciones de viento y las características del agua residual. Para mantener condiciones aerobias, el oxígeno disuelto se debe mantener al menos a 1 mg l^{-1} . La agitación mecánica se usa para asegurar un mezclado efectivo dentro de la laguna. Como el control de los parámetros operacionales es difícil, las tasas de carga normalmente se mantienen entre de 50 y $100 \text{ kg DBO Ha}^{-1} \text{ d}^{-1}$. Sin embargo, en los ambientes tropicales, se usan tasas de carga más altas, hasta de $200 \text{ kg Ha}^{-1} \text{ d}^{-1}$ (Lee, 1980). No se indicaron las eficiencias de remoción alcanzadas.

3.4) Lagunas aereadas.

Las lagunas aereadas dependen de aereadores superficiales mecánicos o compresores de aire para proporcionar el oxígeno y mejorar el contacto entre aire y agua. Este es un sistema aerobio, el cual es capaz de remover el 90% de la DBO del influente y 80% del nitrógeno total. Las profundidades típicas de lagunas aereadas, están entre 3.0 y 5.0 m. y las tasas de carga varían de 0.6 a 6 m^3 de laguna por cada 100 kg de peso de cerdos (Irgens y Day, 1966).

3.5) Lodos activados.

Este proceso también se ha utilizado para tratar aguas residuales de granjas porcinas. La sedimentación por 30 minutos remueve el 60 ó 70% de los sólidos suspendidos y el 30 o 40% del influente de la DQO. El efluente sedimentado es alto en DBO y DQO. La carga al proceso de lodos activados varía de 0.25 a $0.5 \text{ kg DBO kg SSV}^{-1}$ o de 30 a $80 \text{ kg DBO por } 100 \text{ m}^3$ de reactor por día. El proceso alcanza una remoción hasta del 95% de la DBO del influente, dando un tiempo de retención mayor de 3 días y un lodo de retorno del 25 al 50% del influente, que constituye un sistema de lodos activados en su modalidad de aereación extendida. La tasa de purga de lodos es del 2% por día (Loehr, 1977; Negulescu, 1977).

3.6) Lagunas con bacterias fotosintéticas - lodos activados.

Este proceso se aplica en Japón. Implica la asimilación de bióxido de carbono y fijación de nitrógeno por bacterias fotosintéticas en presencia de luz solar. Después de la separación de la masa microbiana, el efluente clarificado se trata por el proceso de lodos activados. Las tasas de carga del reactor fototrófico van de 2.0 a 7.0 kg DBO m⁻³ d⁻³ ó 0.16 m³ de volumen de reactor por cerdo. Las calidades de los efluentes finales han sido satisfactorias con el proceso, obteniendo remociones del 99% de la DBO y 95% de la DQO. El tiempo de retención hidráulico (TRH), varía en función de la concentración de los residuos. Las células microbianas separadas después del tratamiento, pueden reciclarse como alimentación para animales. (Kobayashi y Yoshida, 1983; Tachimoto et al, 1983).

3.7) Compostaje aerobio.

La descomposición aerobia bajo condiciones termofílicas, convierte residuos orgánicos a un humus relativamente estable, de tal forma que las moscas y otros vectores propagadores de enfermedades no se pueden reproducir. Esto se conoce como compostaje y se han reportado muchos estudios al respecto (Singley et al, 1975; Martin et al, 1972).

El compostaje conserva los nutrientes químicos que están en los residuos crudos y mejora su uso como fertilizante de plantas. Los factores que requieren considerarse para una operación de composta viable incluyen: contenido de humedad, aereación, relación carbono-nitrógeno-fósforo, contenido de potasio, temperatura, pH, tamaño de la partícula y contenido de micronutrientes.

La aereación para compostaje de residuos porcícolas puede efectuarse de forma natural o mecánica. Con aereación mecánica, se han reportado eficiencias del 73% de la DQO y 80% de la DBO para un TRH de 12 días utilizando una concentración de sólidos del 1.9% y temperaturas de 29 a 32°C, en reactores tipo batch, para el tratamiento de estos residuos (Terwilleger y Cramer, 1975).

3.8) Digestión anaerobia.

3.8.1) Desarrollo histórico.

La primera aplicación de la digestión anaerobia se atribuye a Louis Mouras, por el invento del tanque séptico en Francia en 1881. Por muchos años, el desarrollo de la digestión anaerobia permaneció exclusivamente ligada a la estabilización de la materia orgánica. En estos reactores, conocidos como de “primera generación”, la condición requerida para la estabilización de los residuos, era permitir el contacto suficientemente prolongado entre biomasa y residuo.

Para el tratamiento de los residuos con base en este proceso, se requiere de tanques continuamente mezclados con largos tiempos de retención, que van de 15 a 30 días y más de 30 días para hidrólisis completa (van Velsen et al, 1981), ya que la biomasa formada se extrae del reactor junto con el residuo tratado, lo que reduce la concentración de la biomasa activa dentro del reactor. Esto último origina altos costos de inversión, porque se requiere de reactores de grandes volúmenes. Asimismo, la localización usual de los dispositivos de mezcla y calentamiento dentro del tanque, tiene frecuentes problemas técnicos.

En los años cincuenta, la aplicación del concepto de mantener separados los tiempos de retención hidráulica y celular, condujo al concepto de reciclaje de los sólidos biológicos para los digestores mezclados continuamente y así fue como se desarrolló el proceso de contacto anaerobio, cuya característica principal es el “lavado” de la biomasa bacteriana activa, controlada por un sistema de separación y reciclaje. A pesar de que esta tecnología se ha aplicado en diversos países, el problema principal es la separación del lodo de la solución del efluente, para lo cual se diseñó un dispositivo de degasificación al vacío, con problemas complejos de operación.

La crisis de energía de los setentas y el incremento a las regulaciones de control de la contaminación, motivó la creación de reactores de alta tasa, cuyo enfoque es mantener la población microbiana activa dentro del reactor,

independientemente del flujo residual, con altos tiempos de retención celular y bajos tiempos de retención hidráulico y mayores tasas de producción de biogas para períodos cortos.

Young y McCarty (1968), desarrollaron el filtro anaerobio, cuya limitación principal se debe a la acumulación de sólidos en el material de empaque, lo cual se ha propuesto resolver mediante la instalación de cribas y tamices a la entrada del filtro (Kimber, 1976; Smith et al, 1977; Chavadej, 1978,1981; Dunican, 1979). Una variante del filtro anaerobio es el reactor de película fija estacionaria diseñada por Van den Berg y colaboradores en Canadá (1979). Posteriormente, fueron estudiados los reactores de lecho expandido y fluidizado.

A finales de los años 70, Lettinga y colaboradores (1979), desarrollaron el reactor anaerobio de lodos de flujo ascendente (UASB), con características de retención de biomasa pero sin material de soporte, lográndolo a base de granos suspendidos, utilizando desechos de la industria del papel.

Sin embargo, para el caso del presente estudio, relativo al tratamiento de excretas porcinas, se debe considerar que el proceso más adecuado cumpla con las siguientes características:

- Que esté orientado a pequeños productores porcícolas, de tal forma que su manejo sea sencillo y práctico.
- Que la calidad del efluente sea de acuerdo a las normas vigentes, considerando que solo es parte de todo un proceso integral.
- Que los costos de inversión y mantenimiento sean bajos.
- Que sea de concepción simple.

De los digestores anaerobios anteriormente descritos, el proceso que más se adecuaba a estas necesidades es el filtro anaerobio, el cual también puede operar en flujo horizontal (Landine et al, 1981; Sánchez et al.,1993)

3.8.2) El filtro anaerobio.

3.8.2.1) Desarrollo histórico.

El filtro anaerobio es un proceso de tratamiento biológico de agua residual de película fija, en el cual se usa un medio filtrante para retener la biomasa activa dentro del reactor. El tratamiento ocurre conforme el agua pasa a través del lecho y entra en contacto con los microorganismos contenidos.

El estudio del comportamiento del filtro anaerobio fue realizado primeramente por Young y McCarty (1969), usando unidades a escala laboratorio, a base de columnas de 140 mm de diámetro y 1.83 m de altura. El medio filtrante consistió en piedras de cuarzita de 25 a 38 mm de diámetro, para un volumen final de 12 litros.

Estas unidades se operaron bajo cargas orgánicas que variaron de 1 a 8 kg DQO $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$, en las cuales se utilizaron residuos sintéticos consistentes en mezclas de carbohidratos y proteínas o ácidos volátiles, con concentraciones solubles medidas como DQO de 375 a 12,000 mg/l, bajo una temperatura de 25 °C. Las eficiencias de remoción de DQO fueron del 56 al 98 %, con un decremento de la eficiencia al disminuir el TRH, que varió de 4.5 a 72 hrs.

Los resultados obtenidos permitieron llegar a las siguientes conclusiones:

- 1.- Las aguas residuales con concentraciones moderadas (1,000 a 10,000 mg DQO l^{-1}), se pueden tratar efectivamente a temperaturas relativamente bajas (25 °C), sin requerirse de los procesos de sedimentación y recirculación.
- 2.- El proceso puede proporcionar tratamiento eficiente a cargas orgánicas más altas que aquellas aplicadas a digestores mezclados.
- 3.- El proceso es relativamente insensible a las variaciones de la carga orgánica, puede recibir cargas pico y tiene la capacidad de restaurarse después de dejarse de alimentar por largos períodos (semanas a meses), siempre que se mantengan condiciones de humedad y temperatura.

4.- El tiempo de retención celular es alto (de 84 hasta 665 días), de tal forma que la producción neta de sólidos biológicos es baja (de 0.0148 a 0.115 g SSV por g DQO removida), y por consecuencia, la purga de los lodos de desecho se requiere después de meses o años de operación.

Posteriormente, algunos investigadores (Plummer et al, 1968; Lovan y Foree, 1971; Jennett y Dennis, 1975), utilizaron el filtro anaerobio con diferentes configuraciones para tratar distintos tipos de residuos orgánicos. La mayoría utilizaron pequeños reactores con diámetros de 140 mm como promedio, aunque algunos fueron de 25 mm y otros de 0.5 m. Las alturas variaron de 0.25 a 6 m, siendo la más común de 1.80 m. Las cargas orgánicas variaron de menos de 0.1 a más de 40 kg DQO m⁻³ d⁻¹, dependiendo de las características del influente, temperatura de operación y calidad deseada del efluente.

3.8.2.2) Experiencias a escala mayor con diferentes residuos.

Los filtros anaerobios que se han construido a escala mayor, se han diseñado utilizando datos que se han obtenido en pruebas de laboratorio o a escala piloto.

Los primeros prototipos se construyeron en 1970, para tratar residuos de almidón de procesos de trigo (Richter y Mackie, 1972). Estas unidades contenían piedra como medio filtrante y se operaron en flujo ascendente. Las eficiencias de remoción de DQO variaron del 75 al 80 %, cuando se operaron a cargas orgánicas de 4.4 kg DQO m⁻³ d⁻¹ y a 30 °C .

En 1977 se construyeron 3 unidades para la industria Celanese, en Texas, para tratar las aguas residuales de 3 de sus plantas de procesos químicos (Ragan, 1980). Estas unidades consistieron de reactores con anillos Pall de 90 mm de diámetro como medio filtrante. La eficiencia de remoción varió de 60 a 90%, que dependió del tipo de residuo a tratar. Las cargas de diseño de estas plantas son altas, variando de 7.5 a 24 kg DQO m⁻³ d⁻¹.

En 1981 la Industria Bacardí construyó una planta de 100,000 m³ para tratar las aguas residuales de la destilería de ron en Puerto Rico (Szendrey, 1983).

Esta planta opera de 35 a 37 °C y recibe una carga de 10 kg DQO m⁻³ d⁻¹. Debido a la alta concentración del residuo, el tiempo de retención hidráulico es de 10 a 15 días. La eficiencia de remoción de DQO promedio es del 65 al 75 %.

En la tabla 2 se presenta una lista de los sistemas construídos a partir de 1972, en los cuales se han utilizado diferentes tipos de aguas residuales (Young et al, 1989).

Como se puede observar, las instalaciones del prototipo que se han construído, han demostrado la factibilidad de uso del filtro anaerobio para el tratamiento de aguas residuales.

TABLA 2

<i>LOCALIZACION</i>	<i>CARGA ORGANICA (INF.) (Kg DQO m⁻³ d³)</i>	<i>TRH (horas)</i>	<i>Eficiencia Remoción DQO (%)</i>
Spokane, Washington	4.4	44	75 - 80
Verno, Texas.	7.7	28	61
Pampa, Texas.	12- 15	22 - 30	80 - 90
Bishop, Texas.	8 -12	24 - 36	75 - 85
Beilot, Wisconsin.	6 - 8	20	70 - 75
Mississauga, Ontario.	4 - 6	32 - 48	72
Loves Cr., Tennessee.	0.1 - 1.2	12 - 18	50 - 71
San Juan, Puerto Rico.	6 - 7	12 - 14 d	65 - 75
Elkhart., Indiana.	4 - 5	91	85
Augusta, Georgia.	3 - 4	72 - 96	93 - 95
Milwaukee, Wisconsin.	0.2 - 0.7	30 - 40 d	90 - 96
Hanover, Pennsylvania.	1.5 - 2.5	48 - 72	89
Siloam S., Arkansas.	3 - 4	46	90
Pikeville, Kentucky.	4 - 6	42 - 60	90

Ref: Young, J. y Yang, B. 1989

Por otra parte, el medio filtrante comercial utilizado ha variado, desde piedras, anillos Pall y medios de block modulares, formados a base de hojas plásticas corrugadas, hasta otros materiales. Dahab y Young (1982), reportaron que no hubo diferencia significativa entre las eficiencias de remoción de DQO obtenidas en dos reactores empacados con distintos materiales. El primero contenía roca con una porosidad del 42% y un área superficial de 20 a 30 m²/m³. El segundo contenía plástico empacado con una porosidad del 95 % y un área superficial de 98 a 138 m²/m³. Basados en esta experiencia, concluyeron que la mayoría de la actividad biológica que tomó lugar en los reactores, se asocia con la biomasa suspendida más que con la biopelícula adherida. La temperatura de operación en la mayoría de los estudios ha sido de 35° C.

3.8.2.3) El filtro anaerobio en el tratamiento de excretas porcinas.

Por lo que respecta al tratamiento de las excretas porcinas, a continuación se discuten algunos estudios previos que se han realizado, y que se resumen en la tabla 3.

TABLA 3

Tipo de estudio	Autores y Año	Carga orgánica (Inf.) (kg DQO m ⁻³ d ⁻¹)	TRH (Días)	Eficiencia de Remoción de DQO (%)
Lab.	Colleran et al, 1982 Wilkie y Colleran, 1986	3.8 - 27.9	1 - 6	55 - 80
Lab.	Hasheider et al, 1982	5	3	55 - 80
P. Piloto.	Brondeau y Girardon, 1983	14.45	3.5	63
P. Piloto.	Wilkie y Colleran, 1986	8.4	3	52
Mayor	Brondeau y Girardon, 1983	20.7	2	60
Mayor	Camilleri y Henry, 1986	12	3	55 - 60

A nivel laboratorio, destacan los trabajos realizados en Galway, Irlanda (Colleran, et al, 1982; Wilkie y Colleran, 1986), que operaron con tiempos de retención hidráulico de 1 a 6 días y tasas de carga de 3.8 a 27.9 kg DQO $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$. Las mejores eficiencias de remoción fueron del 55 al 80 % y se obtuvieron con un TRH de 3 días. Otros trabajos (Hasheider et al, 1982) confirmaron la eficiencia a una tasa de carga de 5 kg DQO $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$, en el mismo tiempo.

A escala piloto las pruebas realizadas por L'Air Liquide en Toulouse, Francia (Brondeau et al, 1983), reportaron un eficiencia de remoción del 63% a 3.5 días de TRH y 35 °C, a una tasa de carga de 14.45 kg SV $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$. Otras pruebas realizadas en Galway, obtuvieron una eficiencia de remoción promedio de DQO del 66 % con un tiempo de retención de 6 días a 25 °C. La eficiencia disminuyó a 52 %, cuando el tiempo de retención se redujo a 3 días, incrementando la carga a 8.4 kg DQO $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$ (Wilkie and Colleran, 1986).

En un reactor a escala mayor, Brondeau y Girardon (1983), disminuyeron el TRH a 2 días y obtuvieron una eficiencia de remoción del 60% a una carga de 20.7 kg DQO $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$. La misma eficiencia de remoción (55 al 60%) fue reportada en Toledo, España, con un carga promedio de 12 kg DQO $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$ y un TRH de 3 días (Camilleri, 1986).

Sin embargo, en la literatura revisada no se encontraron resultados de la operación del filtro anaerobio respecto a las características de alcalinidad de bicarbonatos en los efluentes, sino más bien como un parámetro de control de proceso.

Por otra parte los efluentes de la digestión anaerobia no cumplen con las normas vigentes para la descarga a cuerpos receptores, por lo que este proceso debe acoplarse a un sistema secundario que sirva de pulimento.

Entre las diversas opciones de tratamiento secundario se han propuesto las lagunas de oxidación de alta tasa (LOAT), con cultivo de *Spirulina* y lemnaceas (Olguín y col., 1995). De esta forma se generan sistemas integrales de producción animal (SIPA) que consisten en sistemas

productivos, donde las excretas se reciclan y transforman en alimentos no convencionales que forman parte importante de las raciones balanceadas.

Estudios recientes (Olguín y col., 1994 a; 1994 b) han demostrado que se obtienen remociones hasta del 60.1 % de la DBO, de 99.3 % para fosfatos y 100 % para nitrógeno amoniacal al utilizar LOAT con *Spirulina maxima* para el tratamiento secundario de efluentes anaerobios. También se demostró que los rendimientos de *Spirulina maxima* están en función de diversos parámetros, siendo uno de ellos la calidad de los efluentes anaerobios.

Por lo anterior, se requiere profundizar en el estudio de los filtros anaerobios acoplados a LOAT con *Spirulina maxima* con el objeto de optimizar ambos procesos, considerando que en este estudio sólo se analizan los filtros anaerobios cuyo objetivo es acoplarse a este tipo de lagunas.

3.9) Características típicas de los residuos de excretas porcinas.

La composición de las aguas residuales de granjas porcícolas, varía en función de diversos factores, tales como el tipo y el peso del cerdo, la clase y cantidad de alimento, temperatura, así como la cantidad utilizada para el lavado.

En la tabla 4 se muestra un ejemplo de la composición típica de los residuos mixtos de granjas porcícolas (van Velsen A. F. M. et al, 1979).

TABLA 4

PARAMETRO	CONCENTRACION
Sólidos totales (g / l)	63.3 a 74
Sólidos volátiles totales (g / l)	42.5 a 56.2
DQO total (mg / l)	64,350 a 67,500
Acidos grasos volátiles (meq / l)	107.2 a 176.2
Nitrógeno amoniacal (mg N / l)	1,840 a 2,320
Nitrógeno total (mg N / l)	3,810 a 3,850
pH	6.9 a 7.2

3.10) Alcalinidad.

Debido a la importancia que representa la alcalinidad de los efluentes en este trabajo y con el objeto de ayudar a interpretar los resultados obtenidos, a continuación se describirá brevemente este concepto.

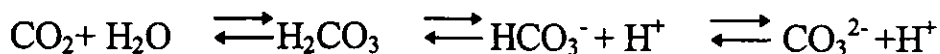
La alcalinidad en aguas es una medida de su capacidad para neutralizar ácidos. Muchas sustancias contenidas en el agua residual pueden contribuir a la alcalinidad de un agua, aunque la mayor proporción, dependiendo del pH son debido a: (1) hidróxidos; (2) carbonatos; (3) bicarbonatos.

La alcalinidad se mide volumétricamente por titulación de una muestra a un pH de 4.3 con H_2SO_4 y se reporta en términos del equivalente de Ca CO_3 .

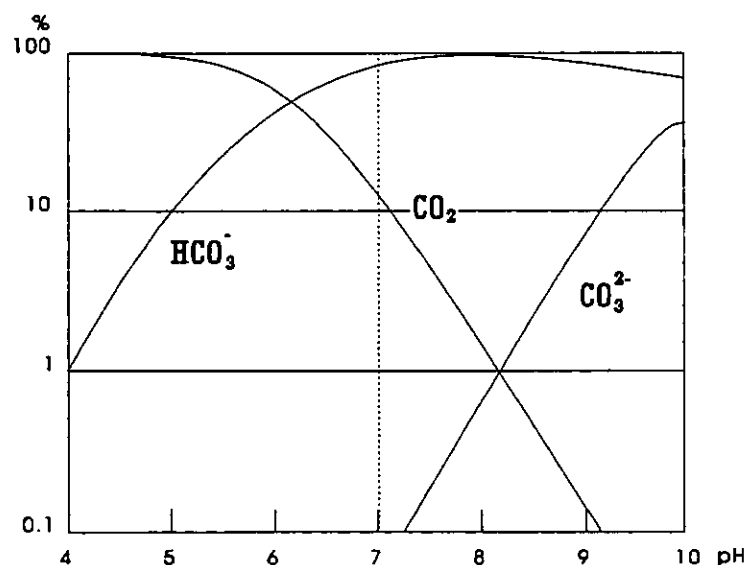
Este valor conocido como alcalinidad total, incluye todos los bicarbonatos y aproximadamente 80 % de los AGV (ácidos grasos volátiles). Debido a que solo el bicarbonato es útil para neutralizar ácidos grasos y volátiles, la alcalinidad total no siempre representa la capacidad buffer disponible en un digestor. Además la alcalinidad medida en diferentes digestores o en el mismo digestor a diferentes tiempos no son comparables sin referirse al pH de las muestras (Anderson y Yang, 1992).

En virtud de lo anterior, se han propuesto diferentes pruebas de alcalinidad, Hattingh (1976); Jenkins et al (1983); Ripley (1985). Para el caso del presente estudio, se utilizó el método descrito por Anderson y Yang (1992), para las primeras 6 cargas y el método de Field (1992), para la carga 7, durante la operación de los filtros anaerobios y del reactor de primera generación, como se indica en las tablas 6, 7 y 8 del Capítulo 6.

El equilibrio del carbonato en el agua se puede representar por la reacción:



La siguiente figura, muestra el equilibrio que se establece entre el CO_2 , HCO_3^- y CO_3^{2-} en función del pH, para una temperatura de 20°C .



En el caso de los efluentes de la digestión anaerobia acoplados a LOAT con *Spirulina maxima*, es importante y benéfico mantener una alta alcalinidad. Para el caso del presente estudio, se busca alcanzar el valor máximo de la alcalinidad, medido como HCO_3^- , considerando mantener un pH de 6.8 a 7.2 para no afectar la eficiencia del reactor

4.0) MATERIALES Y EQUIPOS EXPERIMENTALES.

4.1) Descripción de los reactores.

Para llevar a cabo los trabajos de este estudio, se utilizaron 3 reactores de flujo horizontal, de concreto armado, con un volumen de 0.250 m³ cada uno. Dos de ellos fueron adaptados para operar como filtros anaerobios. El tercero fue operado como un reactor de primera generación, que sirvió como testigo para evaluar la diferencia entre ambos procesos. El croquis del detalle del reactor tipo, así como la ubicación de los tres reactores, se muestran en las figuras 4-1 y 4-2 respectivamente. Para efectos de identificación de los reactores, los filtros anaerobios se designaron como FA1 y FA2. El reactor de primera generación se designó como RPG.

Los reactores se construyeron en el Instituto de Ecología A.C., ubicado en el Km. 2.5 de la antigua carretera a Coatepec, en Xalapa, Ver.

4.2) Material de empaque o medio filtrante.

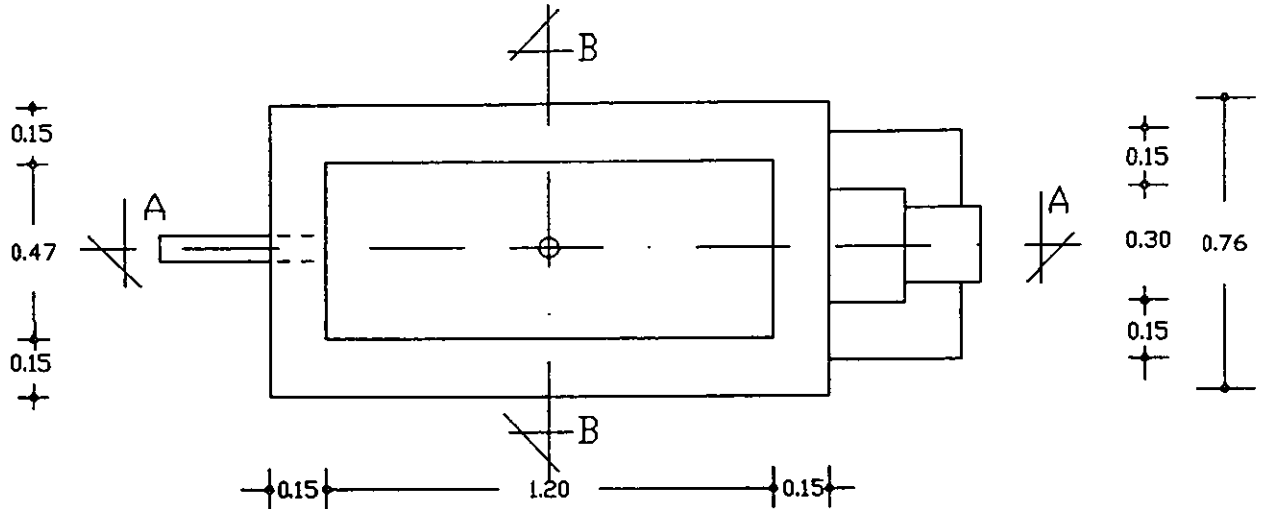
Las adecuaciones realizadas para que los dos primeros reactores operaran como filtros anaerobios (FA1 y FA2), consistieron en colocar un material de empaque constituido por piedra volcánica (tezontle), proveniente de un lugar denominado “ Cerro Prieto”, ubicado en el kilómetro 25 de la carretera Xalapa-Misantla en el estado de Veracruz. El diámetro de las piedras varió de 2.5 a 5 cms. aproximadamente, de acuerdo al tamaño utilizado en los trabajos reportados por Young y Mc Carty (1969).

4.3) Salida del biogás.

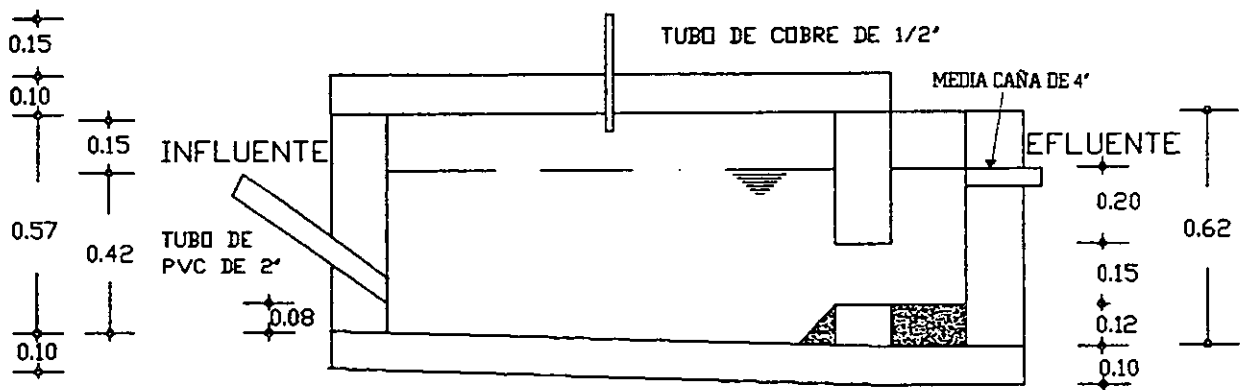
Se ubicó una salida necesaria para la captación del biogás, por medio de una tubería de cobre de ½” de diámetro, instalada en la parte superior del reactor. El diseño del reactor incluyó una cámara, para el almacenamiento del biogás producido.

Figura 4-1

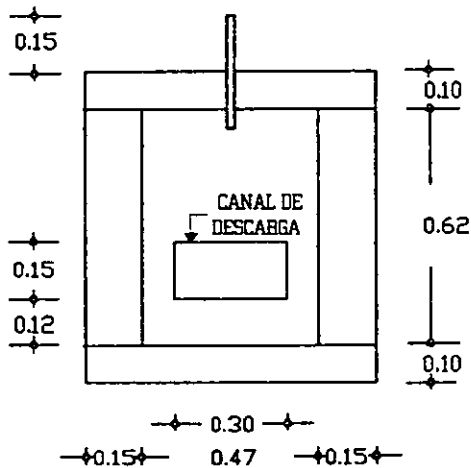
PLANTA



CORTE A-A

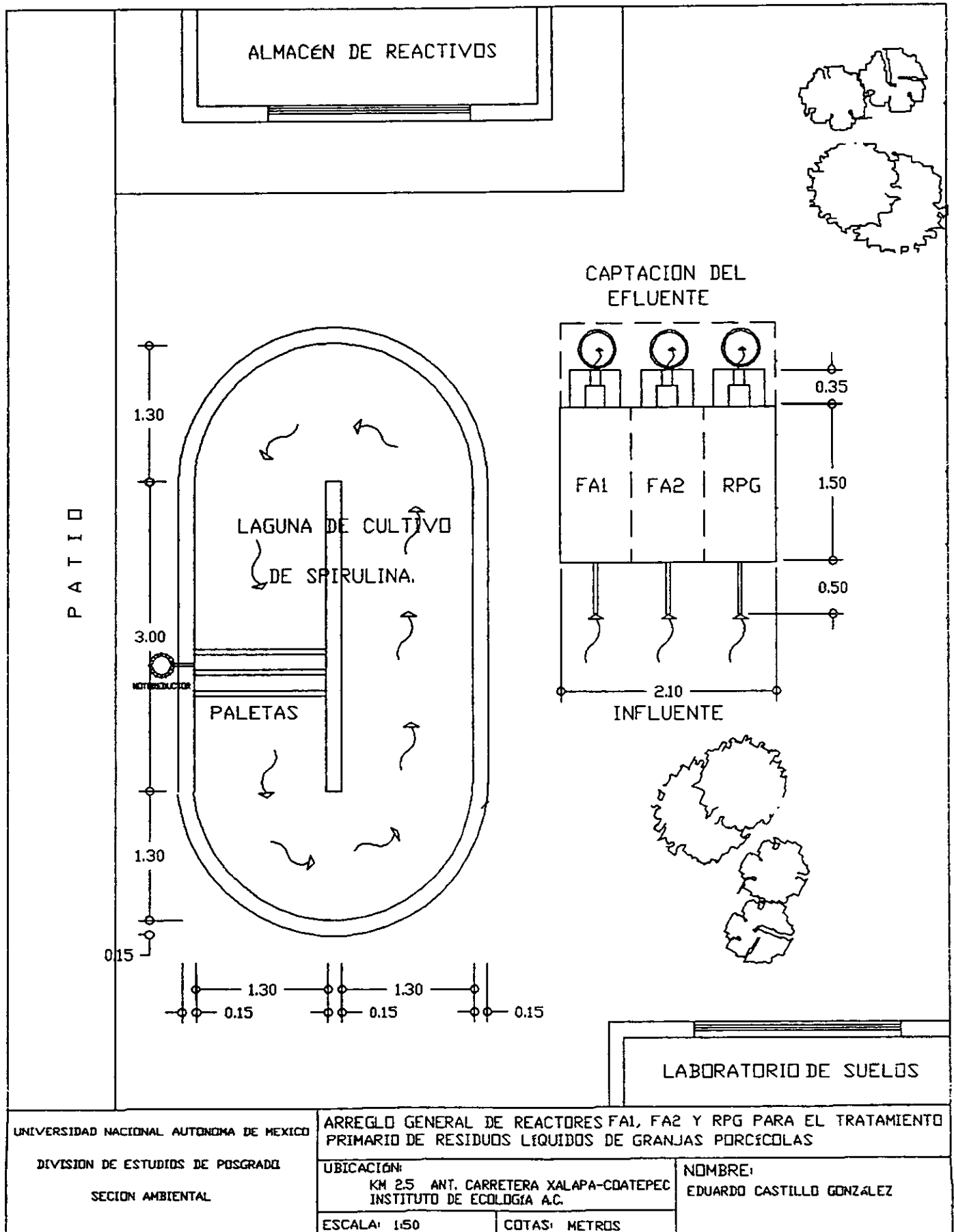


CORTE B-B



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO. FACULTAD DE INGENIERIA SECCION AMBIENTAL.	
PROYECTO: REACTOR ANAEROBIO EXPERIMENTAL TIPO.	
NOMBRE: EDUARDO CASTILLO GONZALEZ.	
ESCALA: 1 : 20	COTAS: METROS

Figura 4-2



4.4) Dispositivo de entrada.

El dispositivo de entrada consistió en un tubería de PVC de 2" de diámetro, ubicado en uno de los extremos del reactor. Esta tubería se instaló con un longitud de 80 cm y un ángulo de inclinación de aproximadamente 45°, esto con el fin de que la altura del tubo fuera mayor que el nivel del agua en el reactor. La parte inferior del tubo se colocó a 8 cm por encima del nivel del piso del reactor.

4.5) Dispositivo de salida.

El dispositivo de salida consistió en una canaleta de 10 x 15 cm y de 35 cm de profundidad, dividida por una mampara, para asegurar un sello hidráulico y evitar la entrada de aire al reactor. En el extremo final, el efluente se colectó a través de una media caña de tubería de 4", instalada en forma horizontal, sobre la pared posterior del reactor.

4.6) Evaluación de fugas.

Para asegurar la impermeabilidad de los reactores, durante su construcción se utilizó impermeabilizante integral en el concreto, de acuerdo a las recomendaciones realizadas por el proveedor. Posteriormente, se procedió a llenar los reactores con agua para realizar la prueba hidráulica, con lo cual se confirmó que no se presentaron fugas.

4.7) Parámetros de control.

El influente y los efluentes de los reactores, fueron analizados de acuerdo con APHA (1992), para obtener los siguientes parámetros: Demanda Química de Oxígeno (DQO); Sólidos Totales (volátiles y fijos) semanalmente; pH y temperatura cada día. Los ácidos grasos y alcalinidad fueron analizados una vez por semana por el método descrito por Anderson y Yang (1990), para las primeras condiciones de operación y el método de titulación descrito por Field (1992), para las segundas. La producción del CO₂ fue determinada con un medidor de porcentaje de CO₂.

Para el montaje de las dos técnicas en la determinación de ácidos grasos totales y volátiles, así como la alcalinidad, se prepararon soluciones patrón de estos compuestos, utilizándose bicarbonato de sodio y ácido acético, respectivamente. Los resultados mostraron porcentajes de recuperación superiores al 90 %.

5.0 PUESTA EN MARCHA Y OPERACIÓN DE LOS DIGESTORES.

5.1) Origen y manejo de las aguas residuales.

Las características del influente utilizados para la alimentación de los reactores de esta investigación, (que se describen en el punto 5.3 de esta sección), consistieron de orina y heces porcinas, las cuales se recolectaron semanalmente de una granja porcina, ubicada en el km 15 de la carretera Xalapa-Veracruz, municipio de Emiliano Zapata, Ver., que se dedica a la cría de cerdos para engorda y gestación. Posteriormente se almacenaron en una cámara fría, con el objeto de mantener una temperatura de 4 °C . La alimentación de los cerdos consiste principalmente de alimentos balanceados, que se producen en la misma granja.

5.2) Inoculación.

El inóculo utilizado para los 3 reactores, provino de un reactor de primera generación de una granja de la población de Buenavista , Ver., ubicada en el km 54 de la carretera Jalapa-Veracruz. Sus características generales fueron las siguientes:

pH = 7.6

Temperatura = 22 °C

Sólidos totales = 8,600 mg /l

Fracción volátil = 60 %

Algunas recomendaciones para la inoculación de reactores, indican que no se deben llenar más del 60 % de su capacidad (Hulshoff, 1992). Sin embargo, los filtros anaerobios (FA1 y FA2), se llenaron al total de su capacidad, utilizándose 160 litros. Esto fue con la finalidad de determinar la porosidad del material de empaque, con lo cual se obtuvo lo siguiente:

$$\text{Porosidad (\%)} = \frac{\text{volumen de vacíos}}{\text{volumen total}} = \frac{160 \text{ litros}}{250 \text{ litros}} \times 100 = 64\%$$

El reactor de primera generación se inoculó con un volumen de 140 l, para una capacidad total de 250 l.

En estas condiciones, la carga del inóculo, para cada reactor fue la siguiente:

Filtro anaerobio 1 (FA1) = 0.812 kg SV.

Filtro anaerobio 2 (FA2) = 0.812 kg SV.

Reactor de primera generación (RPG) = 0.71 kg SV.

5.3) Acondicionamiento del influente al reactor y características de las aguas residuales utilizadas

Para efecto de controlar la carga a los digestores, la concentración de sólidos totales se ajustó al 8 %. Con el objeto de evitar posibles taponamientos en el filtro anaerobio, el influente se cribó manualmente con una malla con abertura de 5.5 mm. Bajo estas condiciones, la concentración de DQO varió desde 78.0 hasta 108.0 g/l y el pH en el rango de 6.0 a 6.5.

5.4) Alimentación.

Después de la inoculación, los reactores se alimentaron hasta el día 13 de operaciones, con una baja de carga de $1.28 \text{ kg SV m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, como se indica en las tablas 6, 7 y 8 del apartado 6.0, Resultados y análisis, ajustando el contenido de sólidos totales al 4%, para permitir la adaptación de los reactores a las nuevas condiciones y alcanzar la etapa de arranque.

El influente se alimentó una vez por día a cada uno de los tres reactores, desplazando una cantidad igual del contenido del digestor y el efluente se recolectó al otro extremo de la entrada.

Este proceso se efectuó en un tiempo de una hora aproximadamente y los análisis del influente y efluente se realizaron durante las 2 y 3 horas subsecuentes.

5.5) Operación de los reactores.

El comportamiento del reactor de la primera generación y el filtro anaerobio, se estudiaron en los reactores RPG, FA1 Y FA2, respecto a la producción de efluentes óptimos para acoplarlos a lagunas con *Spirulina maxima*. En el RPG se probaron 4 diferentes condiciones de carga; en los reactores FA1 y FA2, se probaron 8 diferentes condiciones de carga., siendo las cargas 6 y 7 las condiciones de operación previstas. Las tablas 6, 7 y 8 (en el apartado 6.0 Resultados y análisis), muestran las diferentes cargas aplicadas, junto con los tiempos de retención hidráulica para cada reactor. Como se indica en dichas tablas, el valor de la carga orgánica, para dichas condiciones, varió de 2.73 a 4.8 Kg SVm⁻³ d⁻¹ para los filtros anaerobios y los tiempos de retención hidráulica, fueron de 8 a 15 días. Estos tiempos son más altos en relación a aquellos reportados en la bibliografía consultada. Sin embargo, esto se justifica principalmente por dos razones: la temperatura de operación (17 a 20 °C) y el contenido de sólidos al 8 %.

La tasa de carga orgánica, expresada en kg SV m⁻³ d⁻¹, se obtuvo ajustando el tiempo de retención hidráulico (TRH), para las diferentes condiciones.

El sentido de operar los filtros anaerobios a distintas cargas orgánicas, fue para encontrar el comportamiento de las variables de respuesta (específicamente la alcalinidad de bicarbonatos), debido a que la alcalinidad varía inversamente con la carga aplicada. Una vez obtenidos los resultados, será necesario evaluar el comportamiento de su acoplamiento con LOAT, que es motivo de otro estudio, para que la descarga de este sistema integral cumpla con la normatividad vigente.

Por otra parte, la operación a distintas cargas sirvió para analizar la cinética de remoción de contaminantes en los filtros anaerobios.

La Tabla 5 muestra los parámetros considerados y la frecuencia del muestreo, para el control de los 3 reactores.

TABLA 5

PARÁMETRO	FRECUENCIA
Temperatura	Diaria
pH	Diaria
Contenido de CO ₂	Semanal
Ácidos grasos (totales y volátiles)	Semanal
DQO (Influyente y Efluente)	Semanal
Alcalinidad	Semanal

La temperatura a la que estuvieron sometidos los reactores, se mantuvo en el rango psicrófilico, variando desde un mínimo de 17 °C hasta un máximo de 20 °C. La justificación de operar a esta temperatura, reside en que este rango es el promedio mensual de la zona en estudio (Xalapa, Ver.).

6.0) RESULTADOS Y ANALISIS.

6.1) Reactor de primera generación.

En la tabla 6 se muestran las condiciones de operación de este reactor. El comportamiento de la alcalinidad de bicarbonatos y de los ácidos grasos totales bajo las diferentes cargas aplicadas, se muestra en la figura 6-1.

Como se aprecia en dicha figura, al inicio de operaciones, el contenido de la alcalinidad en el reactor era muy bajo, debido a las características del inóculo utilizado. Pero a medida que se fue incrementando la cantidad de materia orgánica desde $1.28 \text{ kg SV m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (carga 1) hasta $2.56 \text{ kg SV m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (carga 2), la concentración de la alcalinidad fue aumentando gradualmente, hasta un punto en que se alcanzó un valor máximo que correspondió al día 60 de operaciones.

Sin embargo, cuando se disminuyó la cantidad de la materia orgánica a $2.40 \text{ kg SV m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (carga 3), se inicio el descenso de la alcalinidad.

En la figura 6-2, se muestra el comportamiento del pH y el porcentaje del CO_2 en los gases emanados de este reactor, en donde se puede observar que el pH se mantuvo relativamente estable en el intervalo de 7 a 7.6 y que el porcentaje de CO_2 en los gases disminuyó a partir del día 40 hasta el día 60, para, posteriormente, mantenerse relativamente estable.

Estos datos son congruentes con el aumento de alcalinidad de los efluentes. Es decir, el CO_2 resultante de la degradación de las moléculas carbonadas se disolvió en el reactor, en lugar de liberarse con los gases. Esto se debe a que la materia orgánica fue hidrolizada y transformada hasta acetato, el cual a su vez se transformó en metano y bióxido de carbono. Este último, al estar en exceso, provocó una concentración más alta de CO_2 disuelto en el líquido en forma de bicarbonato, debido al equilibrio que se establece entre el CO_2 , HCO_3^- y $\text{CO}_3^{=}$ en función del pH y de la temperatura.

Tabla 6. Condiciones de Operación del Reactor de Primera Generación

Número de condiciones probadas	Tiempo de inicio con nuevas condiciones (días)	Carga (kg SV m-3 d-1)	TRH (días)	DQO Infl.(g/l)	DQO Efl.(g/l)	Eficiencia de remoción. %
Inoculación	0	-----	-----	-----	-----	
1	13	1.28	25	-----	-----	
2	30	2.56	25	93.12	32.60	65
3	57	2.40	25	109.06	76.80	66
4	72	3.0	20	91.40	43.12	53

Figura 6-1 Concentración de ácidos grasos y alcalinidad en efluentes del RPG

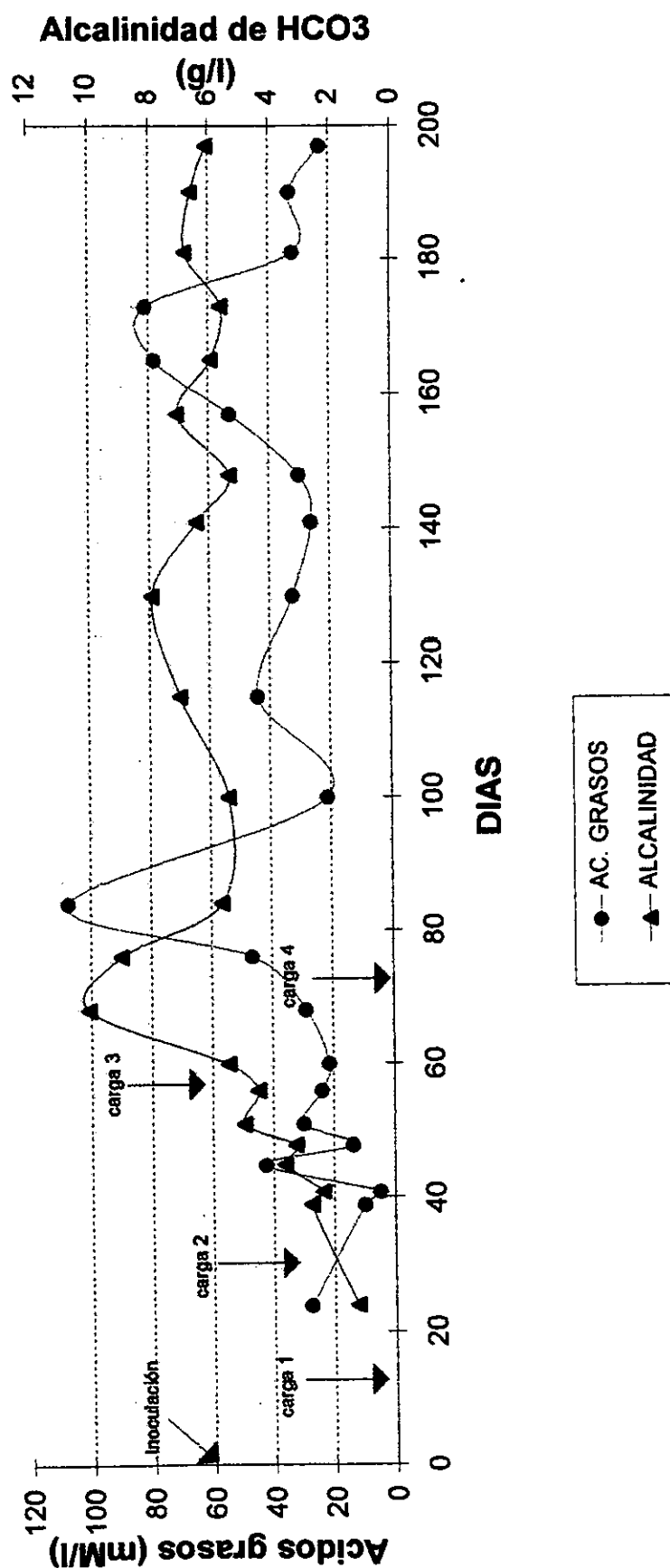
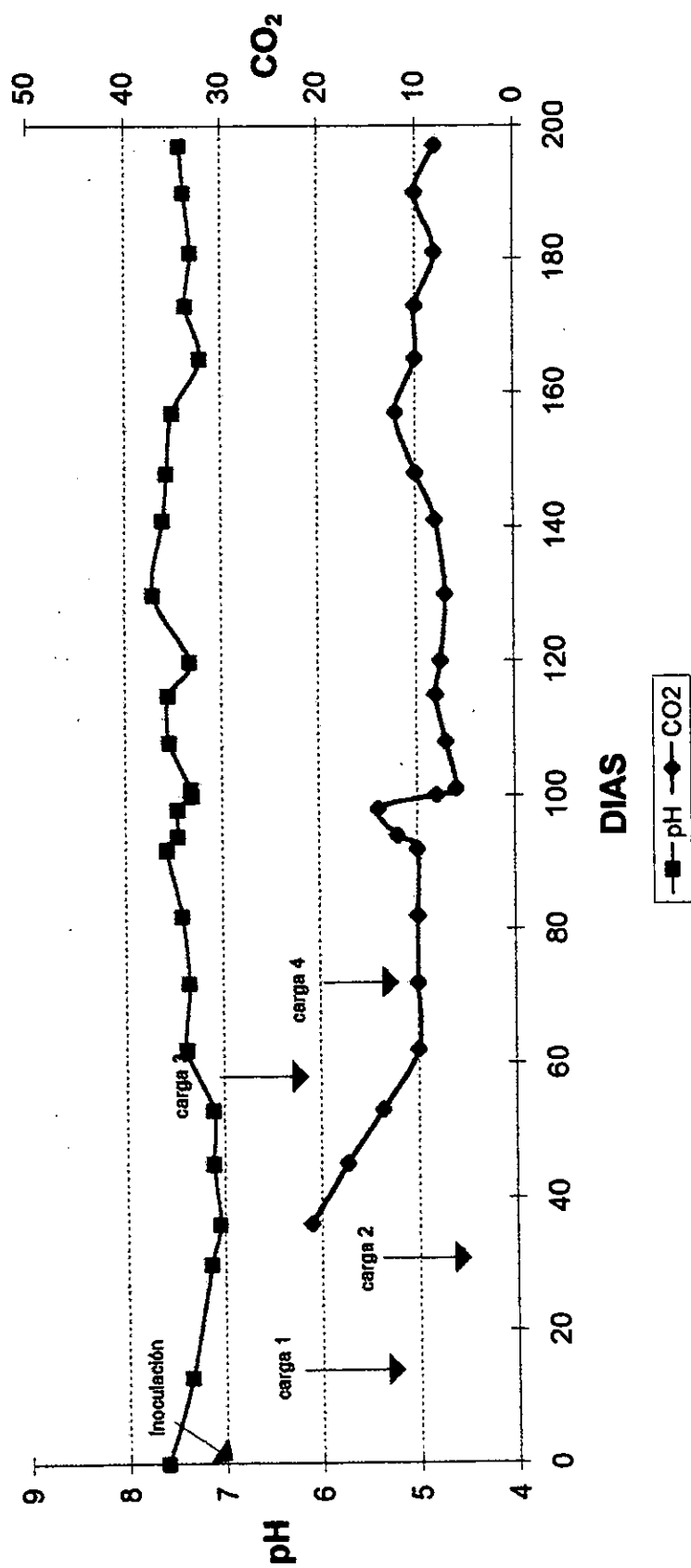


Figura 6-2 Comportamiento del pH y porcentaje de CO₂ en gases del RPG



Además, debido al intervalo de temperaturas de operación (17 a 20 °C), el porcentaje de CO₂ fue menor (10 al 15%) en relación a otros estudios que han operado a 35 °C (30 al 40%), para diversos tipos de residuos, debido a que la solubilidad del CO₂ es mayor a bajas temperaturas (Lin et al, 1982; Cullimore and Maule, 1982; Viraraghavan and Kikkeri, 1989).

Al aumentar la cantidad de la materia orgánica a 3.0 kg SV m⁻³ d⁻¹ (carga 4), la cual se mantuvo hasta el final del experimento, se propició que se incrementara la concentración de ácidos grasos totales (AGT), con el concomitante descenso de la alcalinidad de los efluentes, en donde se observa un comportamiento cíclico en esta última, para después tender a estabilizarse casi al final de los 100 días de operación. Como también se observa en la figura 6-1, en esta última etapa la concentración de ácidos grasos totales tendió a disminuir, para volver a incrementarse a partir del día 140, debido a que el reactor se dejó de alimentar por un período aproximado de 15 días.

6.2) Filtro Anaerobio 1.

En la tabla 7 se muestran las condiciones de operación del filtro anaerobio 1. En la figura 6-3 se muestra el comportamiento de los ácidos grasos totales (AGT) y la alcalinidad para todo el período en estudio.

En dicha gráfica, se puede observar que después de incrementar la cantidad de materia orgánica a $5.12 \text{ kg SV m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (carga 2), que correspondió a las condiciones de operación previstas, la concentración de AGT se incrementó a tal punto que el pH disminuyó hasta un valor mínimo de 6.4, como se muestra en la figura 4. En consecuencia, debido al bajo contenido de alcalinidad, el reactor empezó a acidificarse, ocurriendo este proceso en un período de solo 8 días, puesto que la carga se aplicó el día 30 y para el día 38, el valor del pH fue de 6.4.

Por supuesto, el comportamiento del reactor obedeció a que la alta cantidad de materia orgánica aplicada, sin estar el reactor con la capacidad buffer adecuada, produjo que la materia orgánica se hidrolizara produciendo una alta cantidad de AGT, que no pudieron ser degradados, debido a la baja cantidad de bacterias metanogénicas presentes, así como el bajo contenido de la alcalinidad en el reactor, mismo que bajo esta carga disminuyó en relación al valor inicial.

En la misma figura 6-3, se observa que al disminuir la cantidad de materia orgánica, aplicando la carga 3, con $1.0 \text{ kg SV m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, disminuye la concentración de AGT, permitiendo un incremento gradual de la concentración de la alcalinidad, hasta llegar a un valor máximo que, como se observa en la figura 6-4, coincidió con la disminución del porcentaje de CO_2 , lo cual, al igual que en el reactor RPG, indicaba que el CO_2 de los gases producidos por la degradación, empezaban a disolverse para formar la alcalinidad de bicarbonatos.

Posteriormente, al incrementar la cantidad de materia orgánica (cargas 5 y 6), a $4.8 \text{ kg SV m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, similar a la carga 2, nuevamente se observa en la figura 6-3, un incremento de la concentración de AGT, provocando una disminución de la alcalinidad. Sin embargo, a pesar de que las cargas 2 y 6

Tabla 7. Condiciones de Operación del Filtro Anaerobio 1
REACTOR FAI

Número de condiciones probadas	Tiempo de inicio con nuevas condiciones (días)	Carga (kg SV m-3 d-1)	TRH (días)	DQO Infl. (g/l)	DQO Efl. (g/l)	Eficiencia de remoción. %
Inoculación	0	-----	-----	-----	-----	
1	13	1.28	16	-----	-----	
2	30	5.12	8	93.12	27.24	71
3	38	1.00	32	51.60	20.56	60
4	57	1.56	25	109.06	14.98	6
5	66	2.40	16	101.08	46.26	54
6	72	4.80	8	91.40	44.54	51
7	141	3.15	13	85.04	36.72	56

Figura 6-3 Concentración de ácidos grasos y alcalinidad en efluentes del FA1

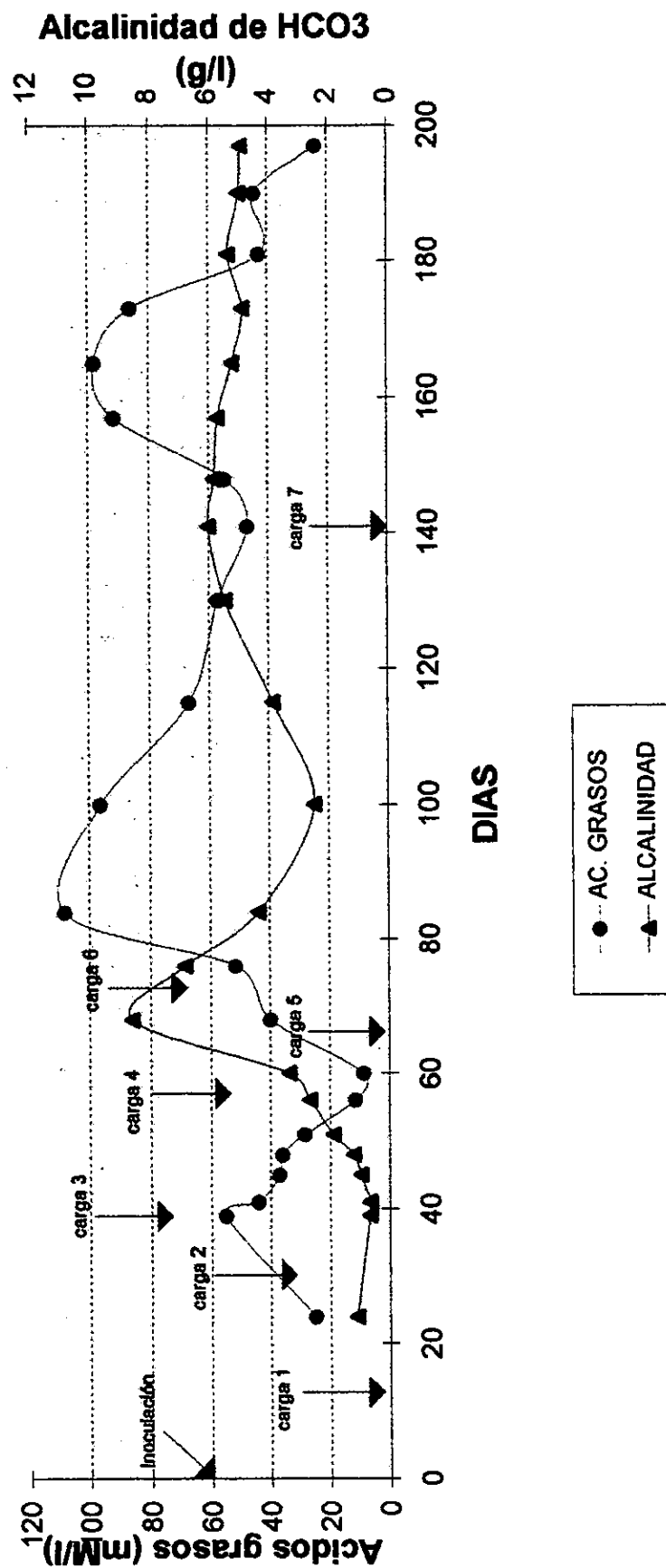
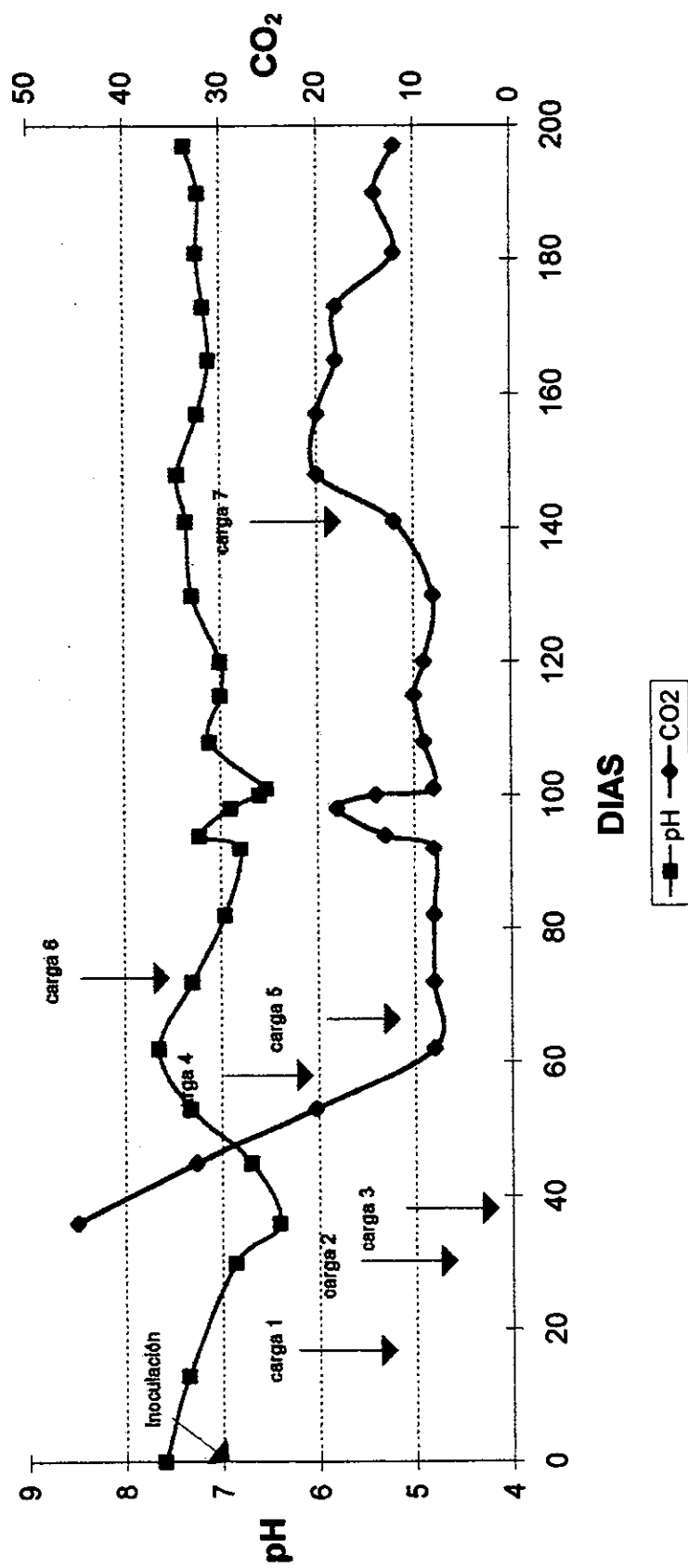


Figura 6-4 Comportamiento del pH y porcentaje de CO₂ en gases del FA1



fueron muy similares, el comportamiento de las concentraciones de la alcalinidad y de los AGT después de la aplicación de estas cargas fueron diferentes. Al principio, al incrementar súbitamente la carga desde 1.28 a 5.12 kg SV m⁻³ d⁻¹, y contener el reactor una baja alcalinidad así como una baja cantidad de bacterias formadoras del metano, el reactor tendía a acidificarse, a diferencia de las condiciones que prevalecieron al aplicar la carga 6, puesto que el reactor había logrado desarrollar una concentración más alta de la alcalinidad y contenía una población también más alta de bacterias metanogénicas, manteniéndose el pH más estable, en el rango de 6.8 a 7.0, con lo cual se confirmó la importancia de permitir el tiempo suficiente para un arranque óptimo del reactor.

No obstante, durante este período, se observa todavía cierto grado de fluctuación de la alcalinidad y de los ácidos grasos totales, pero menor que al inicio, lo que indicó que el reactor empezaba a estabilizarse.

Las últimas condiciones de operación del reactor (carga 7), correspondieron a 3.7 kg SV m⁻³ d⁻¹, y un TRH de 13 días, menor que la carga anterior, las que permanecieron durante 60 días y en las que, a pesar de que se disminuyó la carga, se observa nuevamente un incremento en la concentración de AGT, debido a que antes de la aplicación de esta última carga, el reactor se dejó de alimentar durante un período de quince días. Sin embargo, la concentración de la alcalinidad se mantuvo más estable, al mostrar una menor fluctuación en relación a la carga anterior.

6.3) Filtro Anaerobio 2.

Este reactor operó a menores cargas en relación al reactor FA1, como se muestra en la tabla 8.

Como se observa en la figura 6-5, al incrementar la cantidad de materia orgánica (carga 2), se empezó a producir una alta cantidad de ácidos grasos totales, que hicieron que el pH disminuyera hasta un valor de 6.4, así como la alcalinidad, al grado de que el reactor empezaba a acidificarse, al igual que en el reactor FA1. Sin embargo, debido a que la carga fue menor en relación al reactor FA1, la cantidad de AGT producidos fué también menor.

El decremento de la carga 3 a $1.0 \text{ kg SV m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (al igual que en el reactor FA1), originó que los AGT disminuyeran, permitiendo un incremento gradual de la alcalinidad hasta alcanzar un valor máximo. Este aumento coincidió con la disminución de porcentaje de CO_2 de los gases emanados de este reactor, en el día 60 de operaciones, como se muestra en la figura 6-6, ya que al igual que en los otros dos reactores, el CO_2 producido se empezó a disolver para formar la alcalinidad de bicarbonatos.

Si se compara el valor máximo de la alcalinidad en este reactor en relación con el del reactor FA1, se observa que fue mayor en este último, puesto que hubo una mayor disolución del CO_2 y un valor del pH más bajo, como se observa en las gráficas 6-4 y 6-6.

Al incrementar la materia orgánica (carga 6), hasta un valor de $3.7 \text{ kg SV m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ y un TRH de 11 días, nuevamente se presenta el fenómeno de incremento de los AGT, con la consecuente disminución de la alcalinidad, manteniéndose esta dentro de un rango más estable.

La última condición probada (carga 7) fue con una cantidad de materia orgánica menor, con $2.73 \text{ kg SV m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ y un TRH de 15 días, durante un período de 60 días, en donde se puede observar nuevamente un aumento de los AGT, debido a que antes de la aplicación de esta última carga, el reactor se dejó de alimentar por un período de quince días.

Tabla 8. Condiciones de Operación del Filtro Anaerobio 2
REACTOR FA2

Número de condiciones probadas	Tiempo de inicio con nuevas condiciones (días)	Carga (kg SV m-3 d-1)	TRH (días)	DQO Infl.(g/l)	DQO Efl.(g/l)	Eficiencia de remoción. %
Inoculación	0	-----	-----	-----	-----	
1	13	1.28	16	-----	-----	
2	30	3.72	11	93.12	20.58	78
3	38	1.00	32	51.60	14.36	72
4	57	1.56	25	109.06	10.44	90
5	66	2.40	16	101.08	36.54	64
6	72	3.50	11	91.40	41.82	54
7	141	2.73	15	85.04	34.16	60

Figura 6-5 Concentración de ácidos grasos y alcalinidad en efluentes del FA2

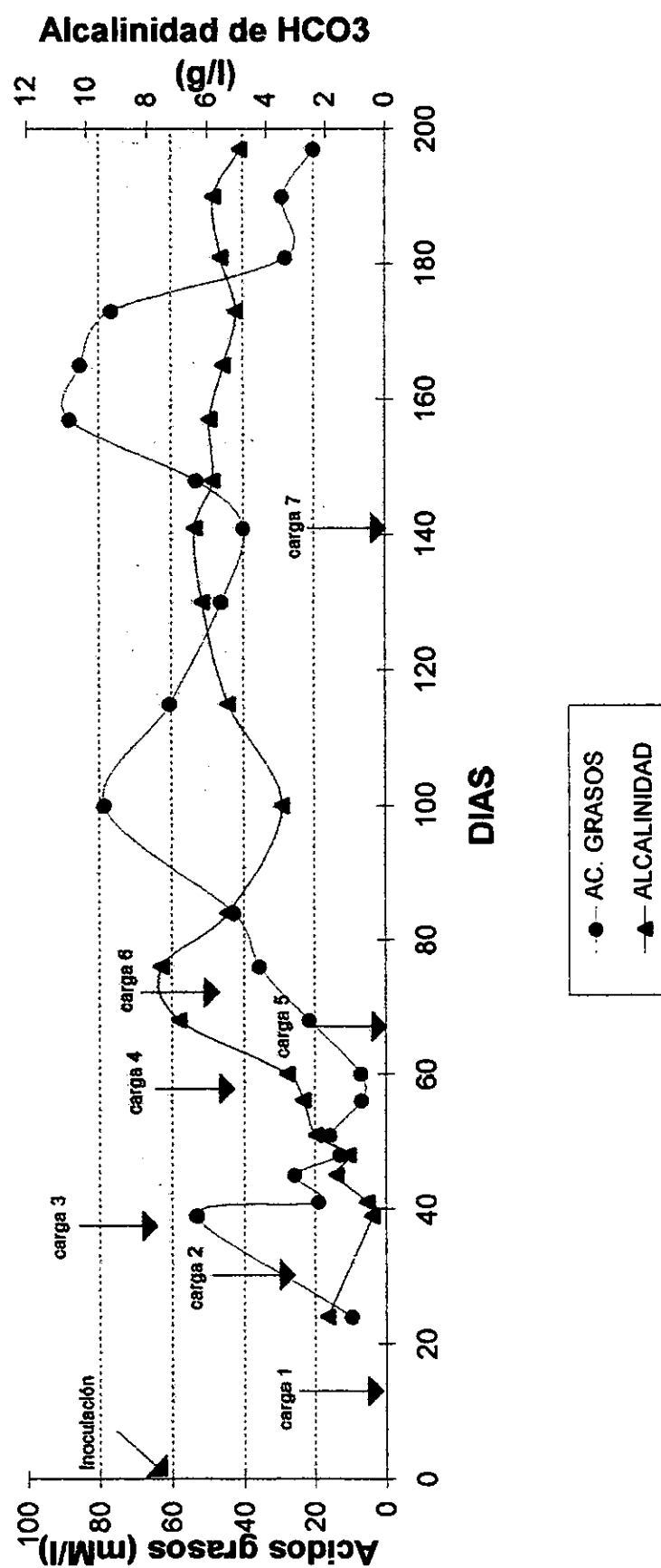
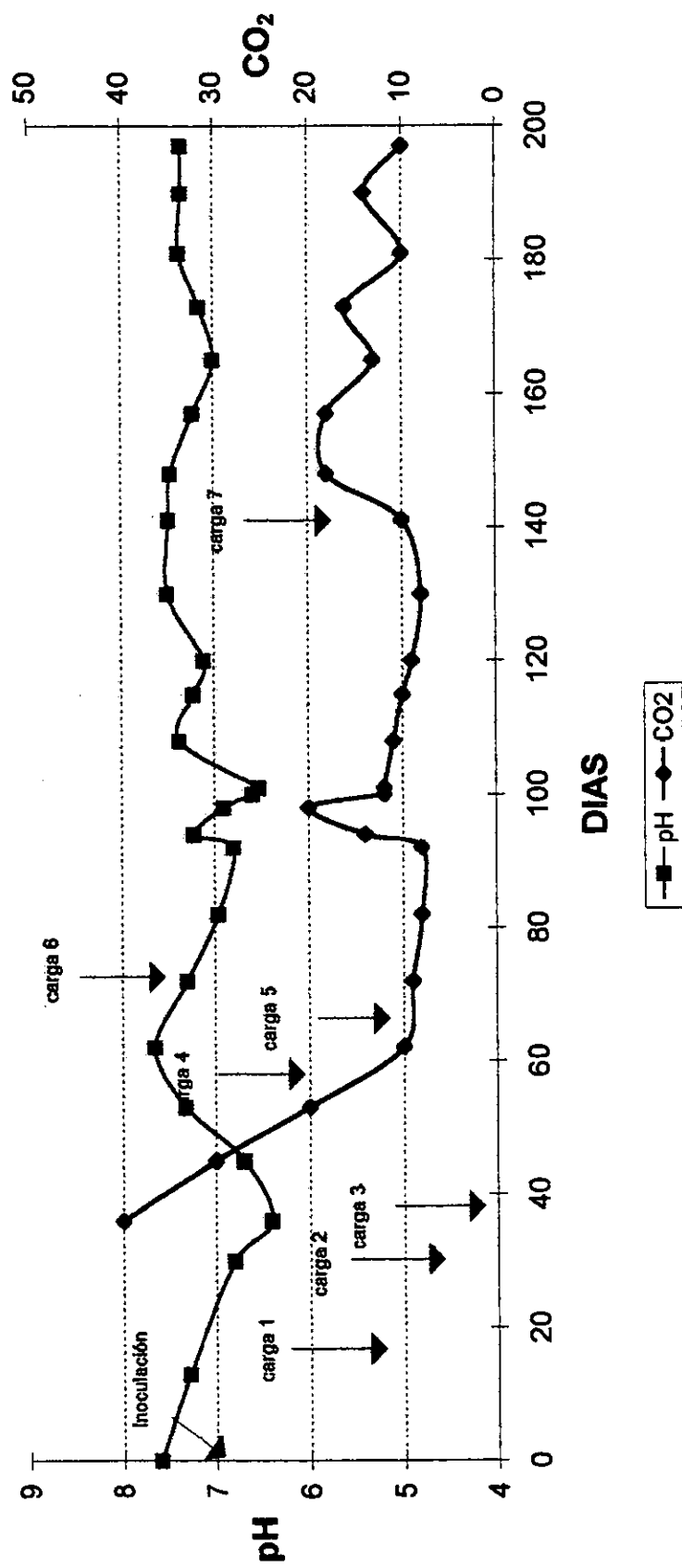


Figura 6-6 Comportamiento del pH y porcentaje de CO₂ en gases del FA2



Posteriormente, esta concentración tendió a disminuir. Por su parte, se observa que la concentración de la alcalinidad tuvo un comportamiento más estable en relación a las condiciones de la carga anterior.

En la figura 6-7, se muestran los resultados obtenidos de la concentración de los ácidos grasos volátiles (AGV), para el último período de los tres reactores en estudio. Se puede observar que después de la aplicación de la última carga, en el día 140, se presentó un valor máximo (al igual que los AGT de las figuras 1, 3 y 5 de los reactores RPG, FA1 y FA2), originado por las razones mencionadas en el párrafo anterior. Posteriormente, esta concentración volvió a disminuir para mantenerse en el rango que se encontraba, antes de recibir la última carga.

La figura 6-8 muestra la relación AGV/alcalinidad, durante el último período del estudio, en la que se observa, que no obstante la alta concentración de ácidos grasos volátiles, esta relación se mantuvo por debajo del valor límite máximo recomendado de 0.4 (WPCF, 1987). Esto se puede atribuir a que los ácidos grasos volátiles se neutralizaron por la alta alcalinidad mantenida en el reactor.

Figura 6-7 Concentración de ácidos grasos volátiles

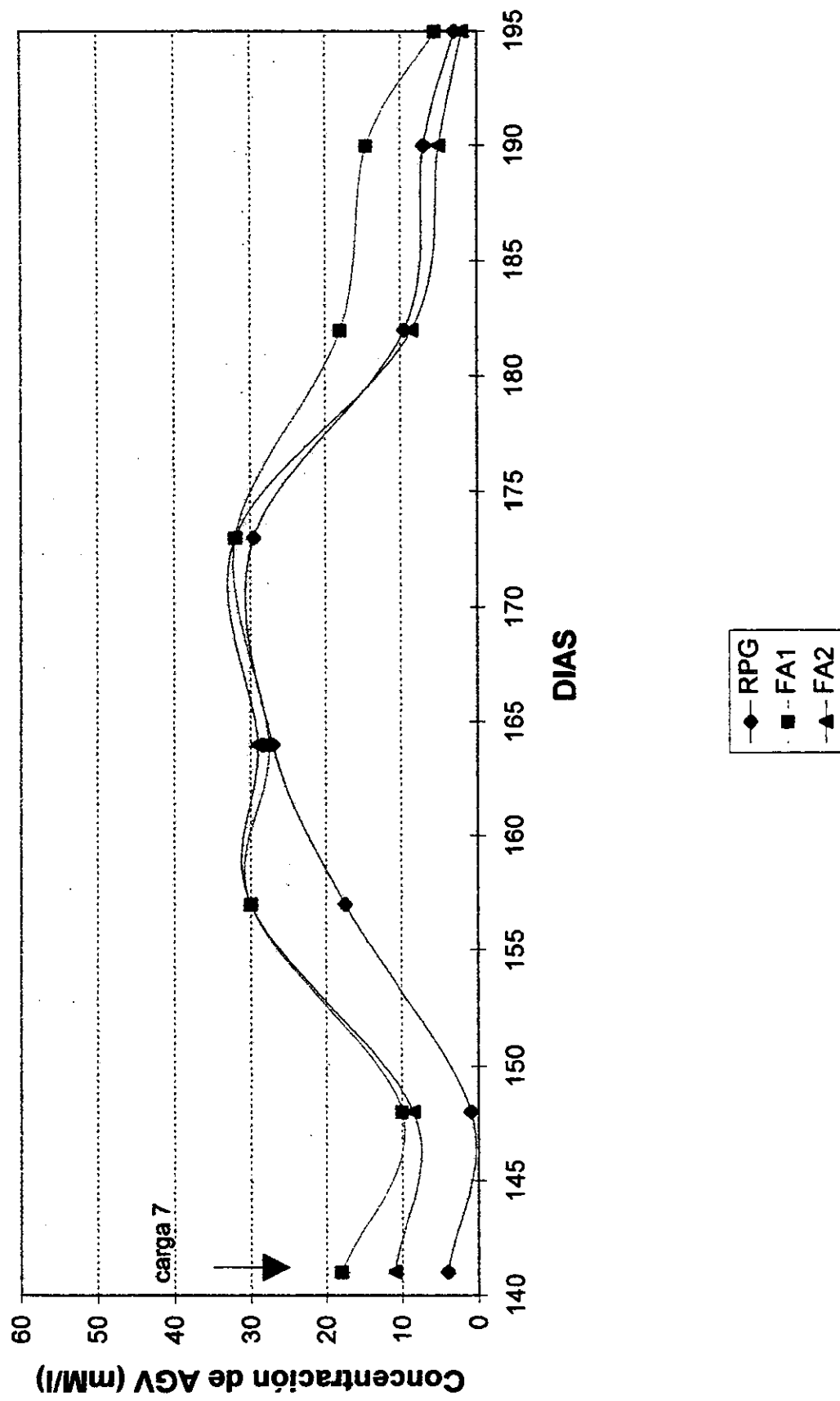
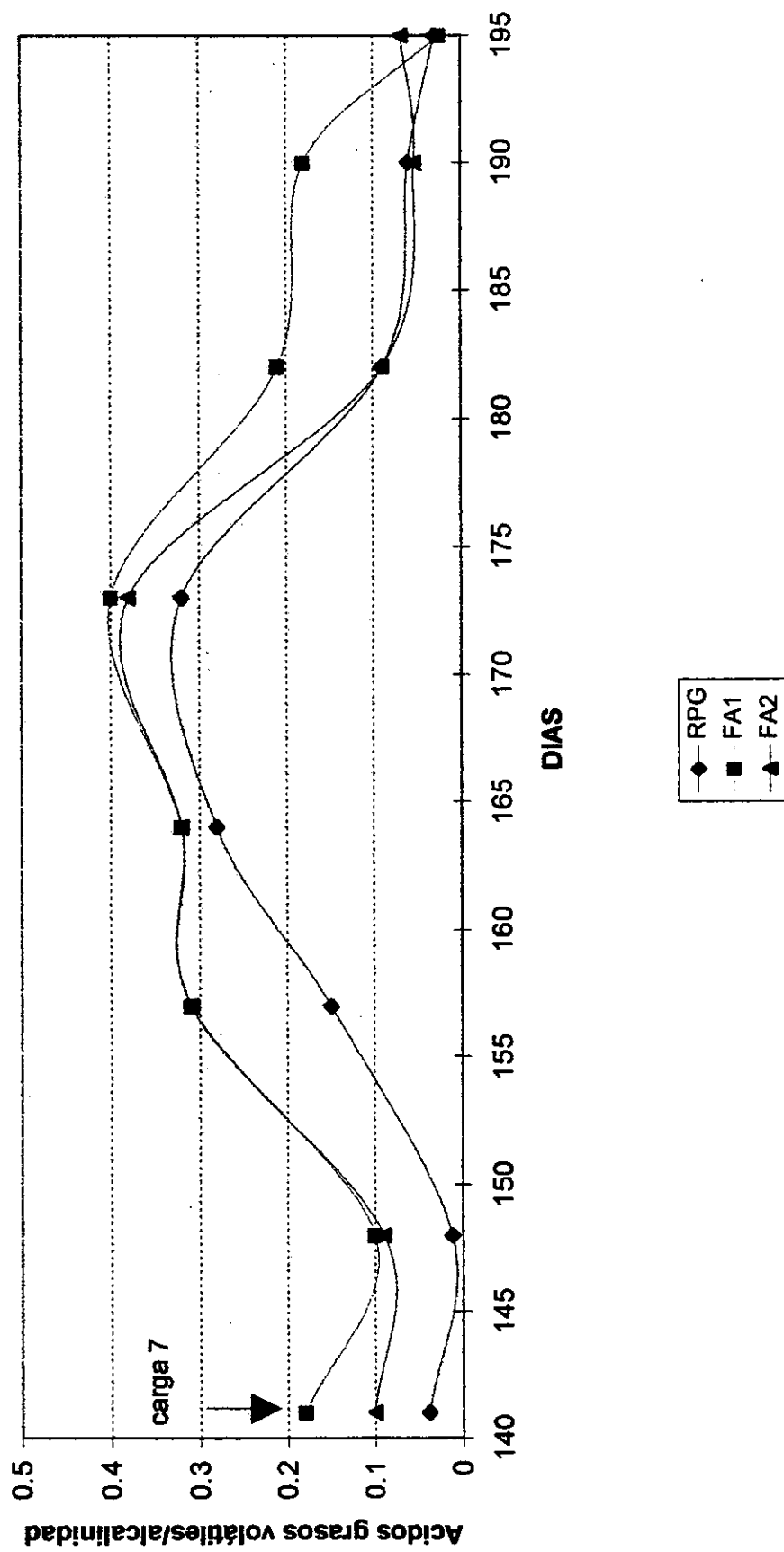


Figura 6-8 Relación ácidos grasos volátiles/alcalinidad



6.4) Remoción de DQO en los reactores.

En la figura 6-9, se observan los efectos de las tasas de carga orgánica sobre las eficiencias de remoción de la DQO para los 3 reactores en estudio, después de la aplicación de las cargas 6 y 7.

Durante la aplicación de la carga 6, el reactor que mostró mayor eficiencia, fue el FA2, que operó a una carga menor en relación a los otros dos reactores. La carga de este reactor, correspondió a $3.50 \text{ kg SV m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ y un TRH de 11 días y la eficiencia de remoción promedio fue del 54%, mientras que para el FA1, la carga fue de $4.8 \text{ kg SV m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ con un TRH de 8 días y la eficiencia fue del 51%. Para el RPG, la carga fue de $3.0 \text{ kg SV m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, TRH de 20 días con el 54% de eficiencia.

En el período de aplicación de la carga 7, se observa que nuevamente el reactor FA2 tuvo la mejor eficiencia, también al operar a una carga menor en relación a los otros 2 reactores. Bajo una carga de $2.73 \text{ kg SV m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ y un TRH de 15 días, la eficiencia fue del 60%, mientras que para el reactor FA1, con una carga de $3.15 \text{ kg SV m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ y un TRH de 13 días, fue del 56%. El reactor RPG mantuvo la misma carga y TRH que en el período anterior, con la eficiencia arriba señalada.

Además, en la misma figura se observa que durante la aplicación de la carga 7, las eficiencias de remoción en los reactores fueron más estables en relación a la aplicación de la carga 6. Esto se confirma con los resultados de la alcalinidad, ácidos grasos, pH y contenido de CO_2 presentados anteriormente, en donde el comportamiento de estos parámetros, después de la aplicación de la última carga, se mostró más estable.

Por último, la figura 6-10 ilustra una gráfica que relaciona el comportamiento de las diferentes cargas aplicadas al filtro anaerobio (FA1 Y FA2), en relación a la alcalinidad producida. Aquí se puede observar que a medida que se incrementa la carga, la producción de alcalinidad disminuye, pero esta relación no es proporcional.

Figura 6-9 Eficiencias de remoción de DQO en reactores

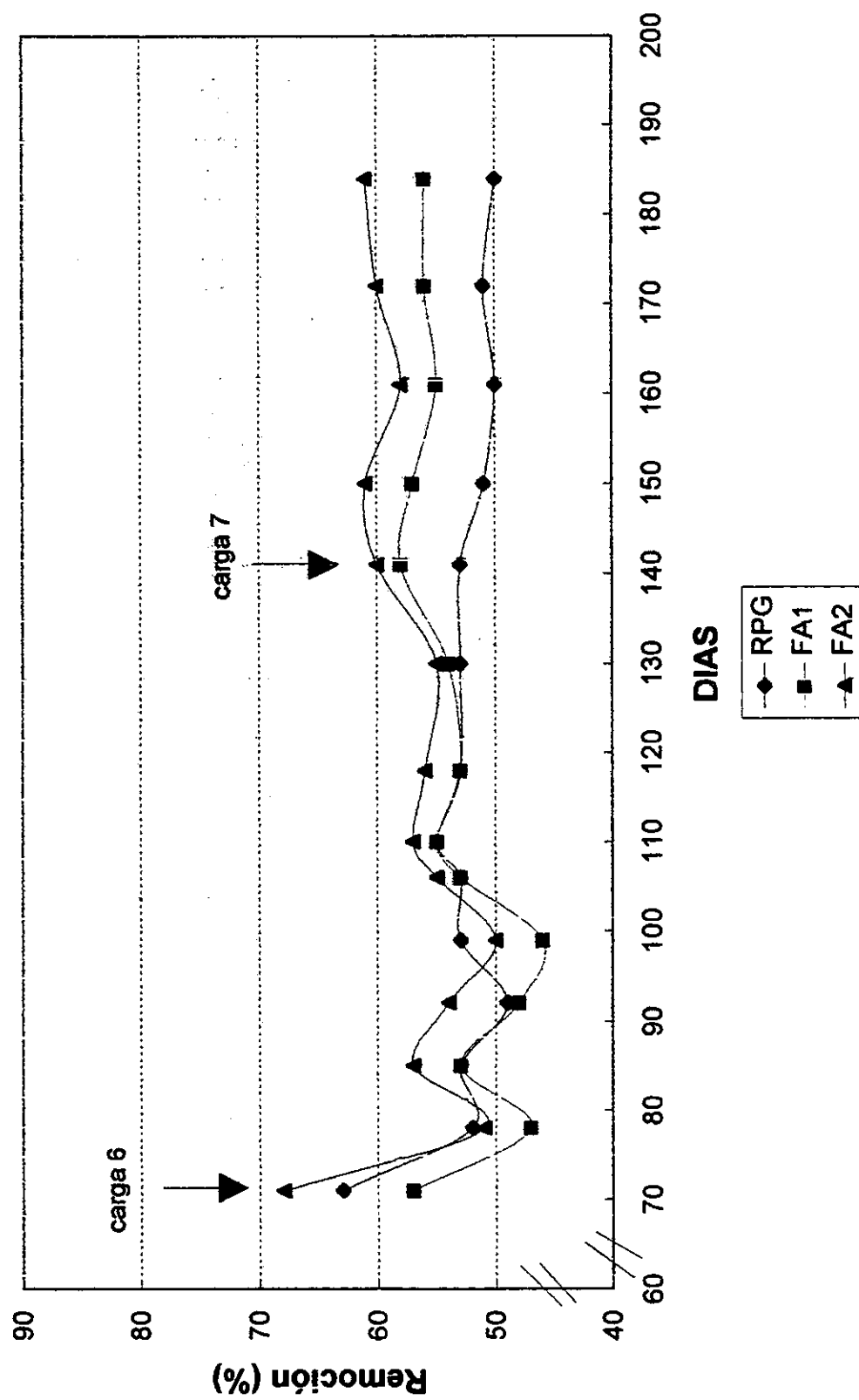
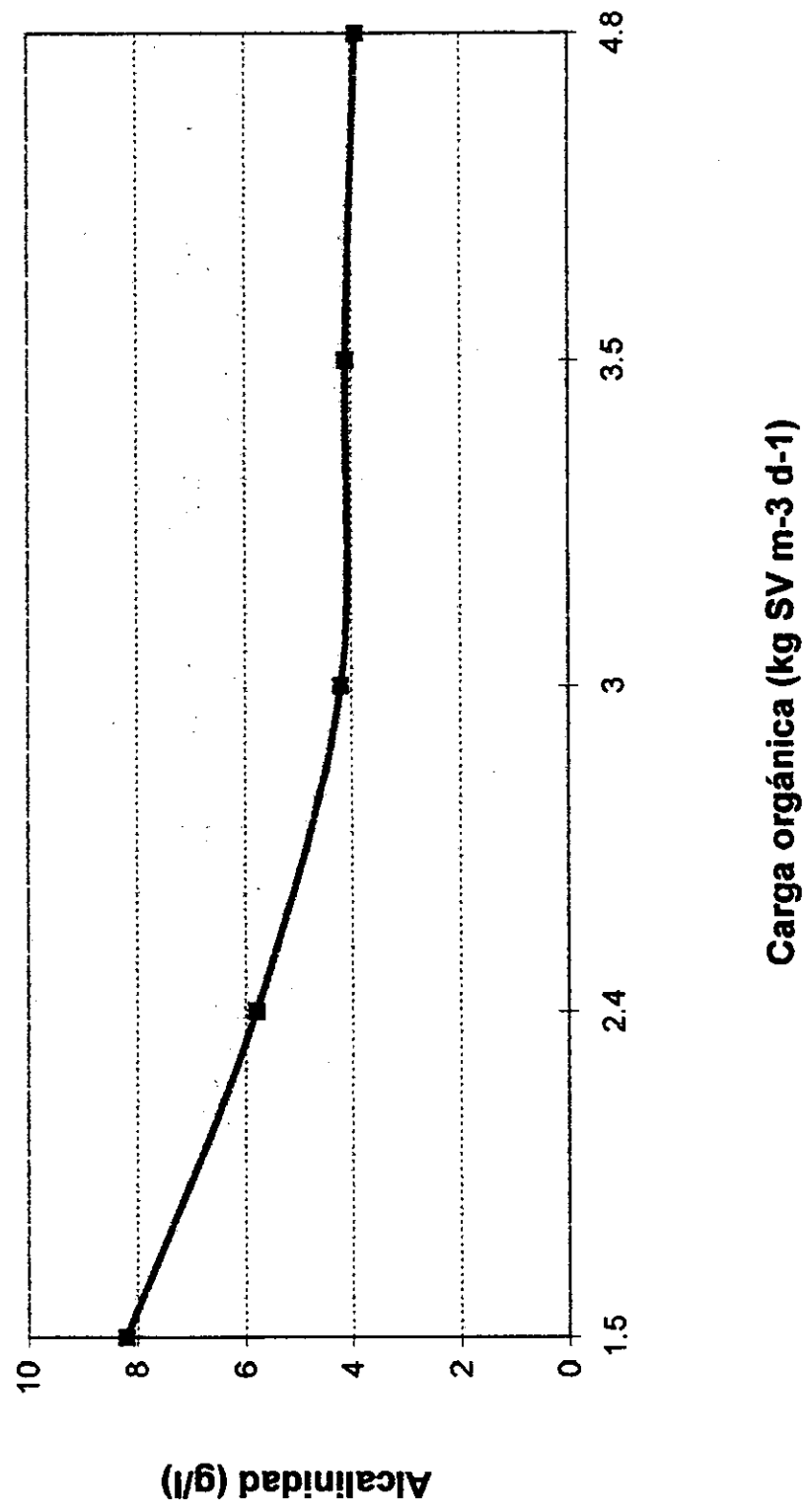


Figura 6-10 Alcalinidad en filtros anaerobios bajo diferentes cargas



6.5) Cinética de remoción de sustrato en el filtro anaerobio.

Una de las expresiones más utilizadas que explica el proceso de remoción de sustrato, en plantas de tratamiento de aguas residuales, se basa en la actividad enzimática de acuerdo a la siguiente expresión:



En donde k_1 , k_2 y k_3 son las constantes de rapidez de formación y descomposición del complejo enzima-sustrato.

De la expresión anterior, se deriva la siguiente función hiperbólica:

$$U = K_s \frac{S}{K_m + S} \quad (1)$$

En donde:

U = Velocidad de utilización del sustrato.

K_s = Máxima velocidad de utilización del sustrato.

S = Concentración del sustrato.

K_m = Constante cinética de Michaelis, concentración de sustrato a la cual se alcanza la velocidad media.

Si en la ecuación (1), expresamos S en función de la carga aplicada por unidad de área, tenemos.

$$S = \frac{F S_i}{A}$$

En donde:

F = Caudal en el influente (m^3/d).

S_i = Concentración del sustrato aplicado en el influente (kg sustrato aplicado/ m^3).

A = Área superficial de un volumen específico (100 m^2).

La ecuación (1) es, sustituyendo K_s por $U_{\max}$ y K_m por K_B , en donde $U_{\max}$ y K_m son las mismas constantes, pero cuyas unidades son $\text{kg DQO}/100 \text{ m}^2\text{-d}$.

$$U = \frac{U_{\max} \frac{FSi}{A}}{K_B + \frac{FSi}{A}} \quad (2)$$

Si se efectúa un balance de masa para el filtro anaerobio, (Stover y González, 1989) la carga aplicada del sustrato en el influente, es igual a la carga del sustrato en el efluente más la carga del sustrato consumida biológicamente, obtenemos:

$$FSi = FSe + \left(U_{\max} \frac{FSi}{A} \right) A$$

$$FSi = FSe + \frac{FSi}{K_B + \frac{FSi}{A}} \quad (3)$$

En donde:

Se = Concentración del sustrato en el efluente ($\text{Kg sustrato}/\text{m}^3$)

La ecuación (3) puede resolverse para estimar el área superficial requerida en un reactor de película fija, estableciendo la calidad del efluente deseado:

$$A = \frac{FSi}{\frac{U_{\max} Si}{Si - Se} - K_B} \quad (4)$$

De forma similar, la ecuación (3) puede resolverse para estimar la concentración esperada en el efluente, en función de un área superficial establecida:

$$Se = Si - \frac{U_{\max} Si}{K_B + \frac{FSi}{A}} \quad (5)$$

Las constantes cinéticas, $U_{\max}$ y K_B , se calculan operando los reactores a diferentes tasas de carga aplicada en el influente, con los datos obtenidos de las cargas de remoción, expresados en términos de DQO.

En la tabla 9, se presentan los resultados obtenidos de la carga aplicada y de la carga removida y su gráfica correspondiente se ilustra en la figura 6-11.

A partir de esta información, los datos de la figura 6-11 se linealizan. Esto se realiza encontrando la inversa de la carga aplicada ($1/FSi/A$) y la carga removida ($1/((F(Si-Se)/A))$) en términos de DQO, cuyos resultados se muestran en la tabla 10. Con estos datos, se dibuja la figura 6-12, en la cual el eje X corresponde a la inversa de la carga aplicada y el eje Y a la inversa de la carga removida. Para linealizar la curva, se utilizó el método de mínimos cuadrados, cuyos datos también se muestran en la tabla 10, cuya recta de aproximación es:

$$Y = a_0 + a_1 X \quad (6)$$

En donde las constantes a_0 y a_1 , se determinan mediante el sistema de ecuaciones

$$\sum Y = a_0 N + a_1 \sum X \quad (7)$$

$$\sum XY = a_0 \sum X + a_1 \sum X^2$$

TABLA 9 CARGA APLICADA Y CARGA REMOVIDA PARA DIFERENTES CONDICIONES EN EL FILTRO ANAEROBIO.

CONDICION DE CARGA	TRH (DÍAS)	GASTO (M^3 / d)	SI DQO _{INF} Kg/ M^3	Se DQO _{EXT} Kg/ M^3	CARGA APLICADA (Kg DQO/100 m^2 - d)	CARGA REMOVIDA (Kg DQO/100 m^2 - d)
1	15	0.0106	86.48	34.72	7.38	2.96
			81.84	32.11	6.98	2.74
			83.33	35.41	7.11	3.02
			91.66	36.64	7.82	3.13
			81.92	31.88	6.99	2.72
2	13	0.0123	86.48	36.11	8.51	3.56
			81.84	34.55	8.06	3.40
			83.33	37.50	8.20	3.69
			91.66	40.08	9.02	3.95
			81.92	35.33	8.07	3.48
3	11	0.01454	93	45.84	10.82	5.33
			85.48	36.86	9.95	4.29
			88.72	40.86	10.32	4.75
			93.02	46.51	10.82	5.41
			89.92	40.31	10.46	4.69
			92.72	40.31	10.79	4.69
			91.40	40.61	10.64	4.73
			96.86	43.20	11.27	5.03
4	8	0.020	93	49	14.88	7.84
			85.48	40.32	13.68	6.45
			88.72	45.79	14.20	7.33
			93.02	50.37	14.88	8.06
			89.92	41.86	14.39	6.70
			92.72	41.86	14.84	6.70
			91.40	42.86	14.62	6.86
			96.86	44.21	15.50	7.07

Figura 6-11
Utilización de sustrato en función de
la carga aplicada en términos de DQO.

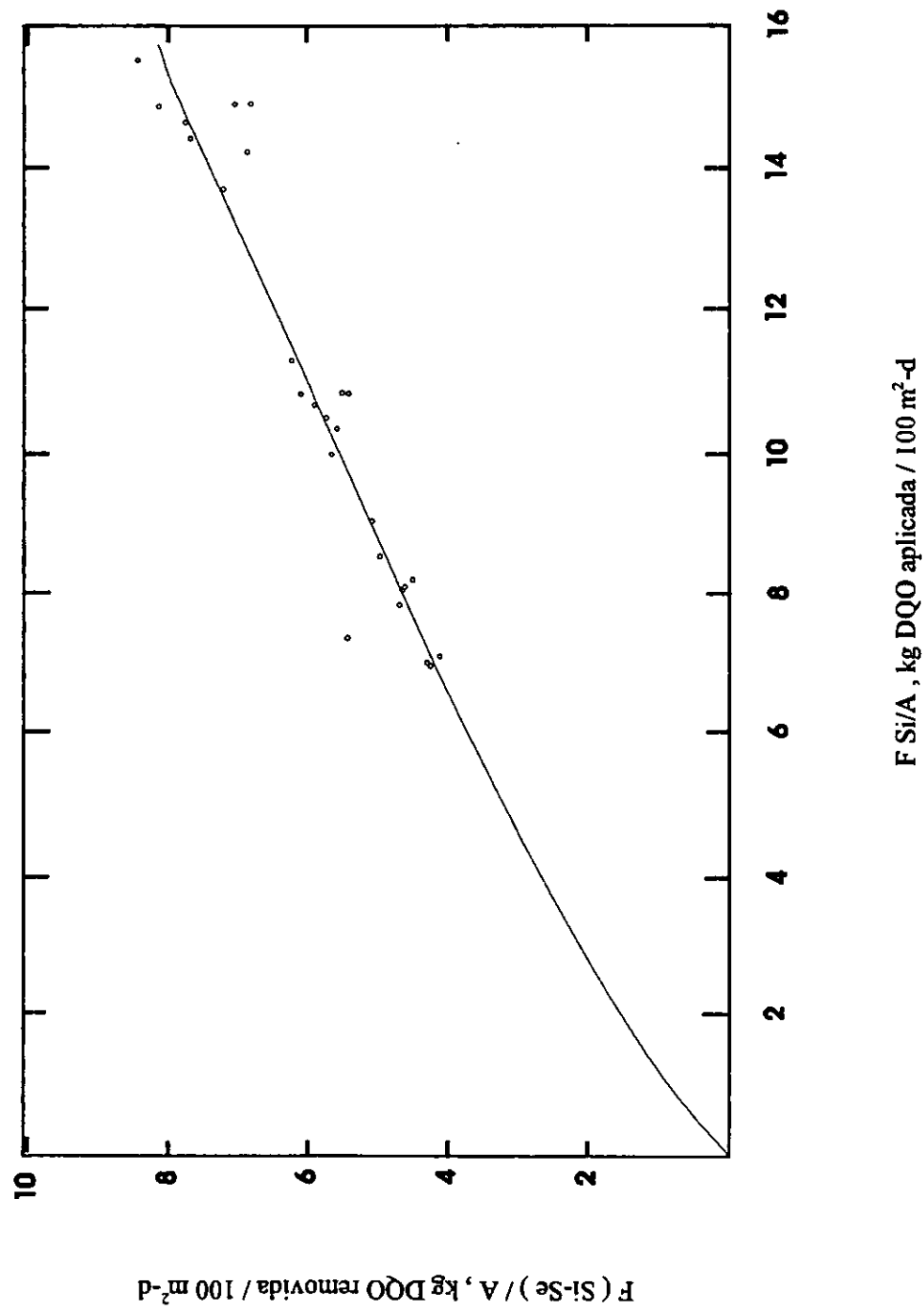
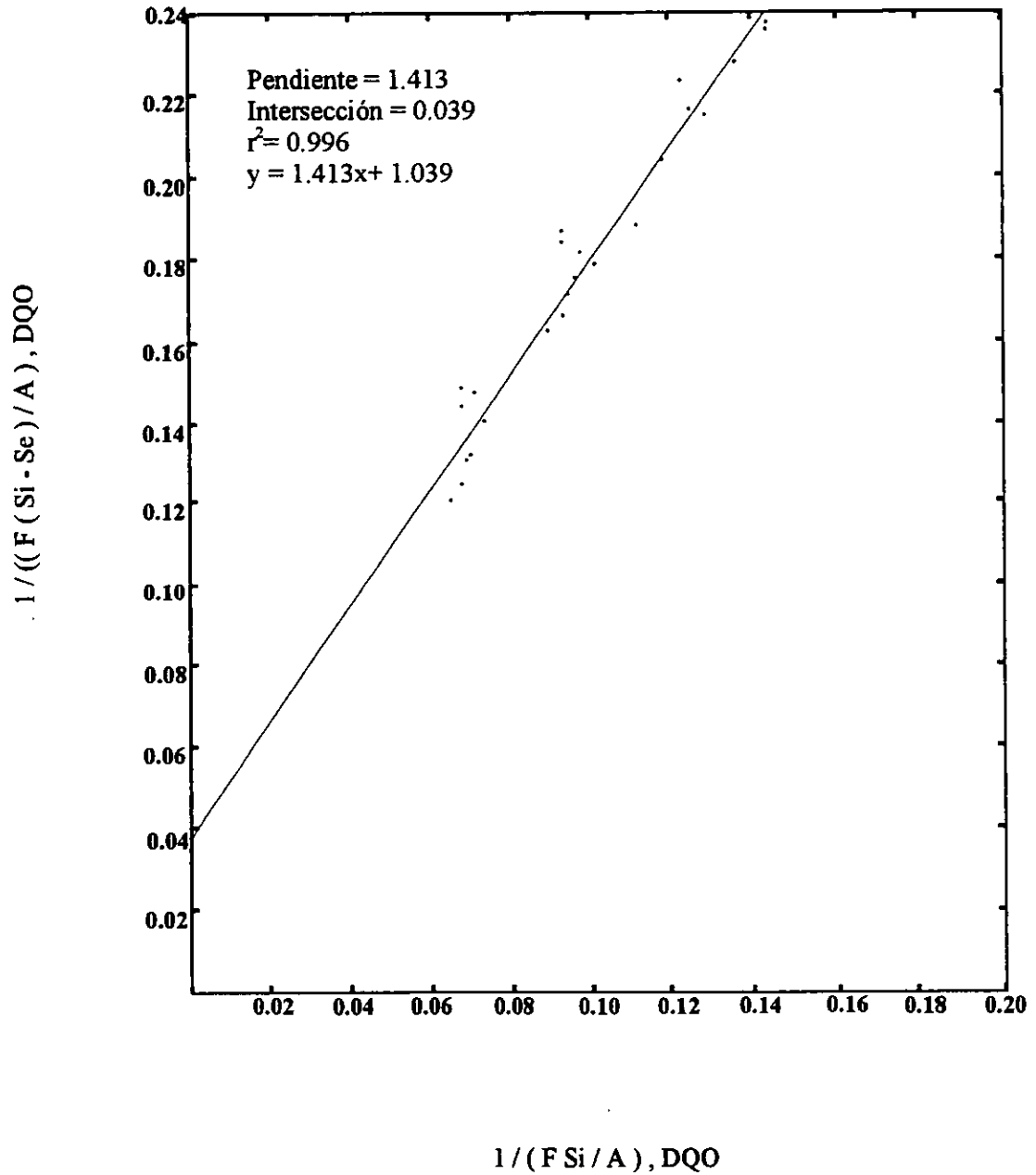


TABLA 10

Carga aplicada (Kg DQO/100 m ² -d)	Carga salida (Kg DQO/100 m ² -d)	Carga removida (Kg DQO/100 m ² -d)	X	Y	X ²	Y ²	XY
7.38	2.96	4.42	0.13550	0.22824	0.01836	0.05118	0.03066
6.98	2.74	4.24	0.14327	0.23585	0.02053	0.05563	0.03379
7.11	3.02	4.09	0.14065	0.24450	0.01978	0.05978	0.03439
7.82	3.13	4.69	0.12788	0.21322	0.01635	0.04546	0.02727
6.99	2.72	4.27	0.14306	0.23420	0.02047	0.05485	0.03351
8.51	3.36	4.95	0.11751	0.20202	0.01381	0.04081	0.02374
8.06	3.40	4.66	0.12407	0.21459	0.01539	0.04605	0.02662
8.20	3.69	4.51	0.12195	0.22173	0.01487	0.04916	0.02704
9.02	3.95	5.07	0.11086	0.19724	0.01229	0.03890	0.02187
8.07	3.48	4.59	0.12392	0.21786	0.01536	0.04746	0.02700
10.82	5.33	5.49	0.09242	0.18215	0.00854	0.03318	0.01683
9.95	4.29	5.66	0.10050	0.17668	0.01010	0.03122	0.01776
10.32	4.75	5.57	0.09690	0.17953	0.00939	0.03223	0.01740
10.82	5.41	5.41	0.09242	0.18484	0.00854	0.03416	0.01708
10.46	4.69	5.77	0.09560	0.17331	0.00914	0.03004	0.01657
10.79	4.69	6.10	0.09268	0.16393	0.00859	0.02687	0.01519
10.64	4.73	5.91	0.09398	0.16920	0.00883	0.02863	0.01590
11.27	5.03	6.24	0.08873	0.16026	0.00787	0.02568	0.01422
14.88	7.84	7.04	0.06720	0.14205	0.00452	0.02018	0.00955
13.68	6.45	7.23	0.07310	0.13831	0.00534	0.01913	0.01011
14.20	7.33	6.87	0.07042	0.14556	0.00496	0.02119	0.01025
14.88	8.06	6.82	0.06720	0.14663	0.00452	0.02150	0.00985
14.39	6.70	7.69	0.06949	0.13004	0.00483	0.01691	0.00904
14.84	6.70	8.14	0.06739	0.12285	0.00454	0.01509	0.00828
14.62	6.86	7.76	0.06840	0.12887	0.00468	0.01661	0.00881
15.50	7.07	8.43	0.06452	0.11862	0.00416	0.01407	0.00765
			2.58962	4.67028	0.27576	0.87597	0.49038

Figura 6-12

Determinación gráfica de U_{MAX}
y K_B en términos de DQO



Las constantes a_0 y a_1 se obtienen, respectivamente de:

$$a_0 = \frac{(\sum Y)(\sum X^2) - (\sum X)(\sum XY)}{N(\sum X^2) - (\sum X)^2} \quad (9)$$

$$a_1 = \frac{N(\sum XY) - (\sum X)(\sum Y)}{N(\sum X^2) - (\sum X)^2} \quad (10)$$

En donde, de la Tabla 10:

$$\sum X = 2.58962$$

$$\sum Y = 4.67028$$

$$\sum X^2 = 0.27576$$

$$\sum Y^2 = 0.87597$$

$$\sum XY = 0.49038$$

$$a_0 = \frac{(4.67028)(0.27576) - (2.58962)(0.49038)}{26(0.27576) - (2.58962)^2}$$

$$a_0 = 0.03878 \approx 0.039$$

$$a_1 = \frac{26(0.49038) - (2.58962)(4.67028)}{26(0.27576) - (2.58962)^2}$$

$$a_1 = 1.414$$

La ecuación linealizada es:

$$Y = 0.039 + 1.414X$$

El coeficiente de correlación lineal es:

$$r = \frac{\sum XY}{\sqrt{(\sum X^2)(\sum Y^2)}} \quad (11)$$

$$r = \frac{0.49038}{\sqrt{(0.27576)(0.87597)}}$$

$$r = 0.998$$

$$r^2 = 0.996$$

El valor de $U_{\max}$, se obtiene encontrando la inversa de la intersección de la recta con el eje X, que en este caso fue de $1/0.039$ igual a 25.64. El valor de K_B que es la pendiente de la línea, igual a $(25.64)(1.414) = 36.25$

Estas constantes se calcularon para los siguientes objetivos:

- 1) Estimar la concentración esperada del efluente de los filtros anaerobios, dada una concentración conocida del influente, y un área superficial establecida.
- 2) Calcular el área superficial requerida, conociendo la concentración del influente y estableciendo la calidad del efluente deseado.
- 3) Estimar la eficiencia de remoción de contaminantes del filtro anaerobio.

7.0) EVALUACIÓN DE RESULTADOS.

1.- Al analizar las figuras de la 6-1 a la 6-6, de los tres reactores en relación a los AGT, alcalinidad, pH y CO₂, se puede observar un patrón similar, acerca del comportamiento de estos parámetros, es decir, un incremento gradual de la alcalinidad durante los primeros días de operación, disolución del CO₂ y pH más estable, cuando se aplicaron cargas bajas; una producción alta de AGV y disminución de la alcalinidad, a medida que se incrementaban las cargas. La diferencia consistió en que estos parámetros se acentuaron aún más en los reactores que recibieron una mayor carga.

En relación al comportamiento del filtro anaerobio y del reactor de primera generación, para una carga equivalente de 3.15 y 3.0 kg SV m⁻³ d⁻¹ respectivamente, aplicadas durante la última etapa del experimento, cuando los reactores permanecieron más estables, se obtuvieron resultados muy similares, como a continuación se describe.

Para el reactor de primera generación (RPG) se obtuvo una concentración de alcalinidad de 6,000 mg/l como promedio, mientras que el porcentaje de CO₂ se mantuvo en el 10%. La eficiencia de remoción de la DQO fue del 54%.

Para el filtro anaerobio (FA1) la concentración promedio de la alcalinidad fue de 5,500 mg/l, mientras que el porcentaje de CO₂ fue del 15% como promedio. La eficiencia de remoción de la DQO fue del 56%.

Con los datos presentados, puede observarse que no existen diferencias significativas respecto al comportamiento de los dos tipos de reactores bajo la misma carga. Si bien es cierto que la alcalinidad resultó ser ligeramente más alta en el RPG, coincidiendo con un porcentaje menor de CO₂, la mejor eficiencia de remoción de la DQO fue del filtro anaerobio.

Al inicio del experimento, se suponía que el filtro anaerobio, por ser un reactor de segunda generación, debía tener una eficiencia de remoción más alta en relación al RPG. Sin embargo, debido a las características de este último reactor, las eficiencias alcanzadas fueron muy similares. Dichas características no corresponden precisamente a un reactor de primera

generación, en el que el TRH es igual al tiempo de retención celular (TRC), lo que significa que la población microbiana “sale” con el efluente. Esto se debe a que por su diseño y modo de operación, este reactor tuvo la capacidad, de alguna manera, de mantener una biomasa activa dentro del reactor, principalmente debida a que los sólidos suspendidos precipitan en el fondo del reactor (Yang y Chou, 1985). Por lo cual ocurre una separación parcial del TRH y TRC, en los sistemas de flujo-pistón horizontal, por la tendencia de la biomasa floculante a sedimentar a la parte baja de los reactores (van den Berg, 1984).

2.- El experimento demostró que la digestión anaerobia es técnicamente factible en el rango psicrófilico, como tratamiento primario, particularmente a temperaturas entre 17 y 20 °C, que coincide con otros estudios relativos a temperaturas abajo de 25 °C para el tratamiento de excretas porcinas (Stevens and Schulte, 1979; Safley and Westerman, 1990). Cabe mencionar que la mayoría de los estudios y antecedentes revisados en la literatura, están enfocados básicamente al rango mesófilico, puesto que se ha comprobado que existe una mayor eficiencia del proceso, en cuanto a la remoción de contaminantes, principalmente a una temperatura de 35 °C, como se describió anteriormente.

Sin embargo, debido a que este estudio está orientado a pequeños productores, en donde se requiere de la aplicación de un método de tratamiento lo más sencillo posible, el experimento se llevó a cabo en el rango psicrófilico, que corresponde a las condiciones ambientales de la zona en estudio. La ventaja de operar a rangos bajos de temperatura consiste en que el CO₂ producido, tiene una mayor capacidad de disolución en el líquido. Por otra parte, el porcentaje de contenido de metano en el biogas es generalmente del 70%, que varía dependiendo de las características del influente. Algunos estudios (Colleran et al, 1982), obtuvieron porcentajes que excedieron del 80% al tratar excretas de cerdo.

3.- Normalmente, para alcanzar la estabilización de los reactores, la producción de biogas ha sido uno de los parámetros más utilizados por diversos investigadores (Yang y Nagano, 1983; Dague, y Pidaparti, 1992). Otros estudios se basan en alcanzar eficiencias de remoción constantes, además de medir otros parámetros de control. En este estudio, no se

midieron las producciones de biogas, pero el porcentaje de metano superior al 70% se alcanzó cerca del día 60 de operaciones, que coincidió también con la producción máxima de la alcalinidad. Además, en la figura 9 se observa que las eficiencias de remoción de la DQO se mantuvieron casi constantes durante los periodos de carga uniforme.

4.- A pesar del bajo rango de pH del influente (5.5 a 6.5), los filtros anaerobios y el RGP tuvieron la capacidad de amortiguar la acidez del influente, considerando que en algunas ocasiones el pH llegó a bajar aún más, debido a que las excretas se colectaban semanalmente y se guardaban en una cámara fría a 4°C, no evitando con esto que hubiera una cierta degradación. Cabe mencionar que no se requirió de agregar algún agente químico para elevar el pH del influente.

5.- En la determinación de ácidos grasos volátiles y totales, la desventaja de utilizar el método de titulación respecto a la cromatografía, es que se identifica el tipo de ácido producido, pero la ventaja radica en que permite realizar una evaluación del estado que guarda la digestión anaerobia mediante una forma más sencilla y económica.

6.- Respecto a los patrones cíclicos de los resultados obtenidos, esto puede atribuirse a que la carga en los reactores se aplicó en forma discontinua, es decir, una vez al día en un tiempo de 30 minutos. Cabe mencionar que las concentraciones de ácidos grasos y alcalinidad se midieron de 2 a 4 horas posteriores a que los reactores se alimentaron, siendo que esto pudo cuantificar el valor máximo de la concentración de los ácidos grasos, puesto que se espera que en el transcurso de las horas subsecuentes, estos niveles tiendan a bajar (Kennedy y van den Berg, 1982).

7.- Después de la etapa de arranque y debido a las altas concentraciones de alcalinidad producidas en los reactores, el pH se mantuvo dentro del intervalo óptimo de la digestión anaerobia de 6.8 a 7.2 (Noyola, 1992), sin que fuera afectado por los niveles máximos de los ácidos grasos volátiles producidos, indicando que ninguno de los reactores presentaron problemas por acidificación o fallo.

8.- El material de empaque utilizado en este proceso, tiene la desventaja de tener una baja porosidad, en relación a los materiales plásticos, disminuyendo el volumen útil y como consecuencia el TRH, pero la ventaja radica en que sus costos son más bajos. Además se debe considerar que existieron zonas muertas dentro del reactor. Algunos estudios han calculado una pérdida hasta del 22% del volumen útil para filtros anaerobios de flujo ascendente, tratando excretas de ave de corral a bajas temperaturas (Viraraghavan y Kikkeri, 1989).

9.- Durante el período bajo las condiciones de estado uniforme, de aproximadamente 130 días, las eficiencias de remoción de la DQO se mantuvieron más o menos estables, por lo que no se consideró necesario realizar purgas a los reactores. El factor principal que afecta la acumulación de sólidos, es el tipo de residuo que se trate. Un reactor que recibía ácidos orgánicos, se operó sobre 600 días no requirió purgarse, mientras que otro reactor que recibió residuos con alto contenido de carbohidratos, requirió purgarse después de 300 días de operación (Young, 1983). Sin embargo, las excretas porcinas pueden contener hasta un 54% de carbohidratos (Meynell, 1976), con lo cual se deduce que puede existir una cierta acumulación de sólidos en los filtros anaerobios.

8.0 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

8.1) Conclusiones.

1.- Este trabajo ha permitido evaluar, bajo condiciones específicas, el comportamiento de los filtros anaerobios de flujo horizontal tratando residuos líquidos de granjas porcinas, en el que se obtuvieron efluentes óptimos, debido a que las concentraciones de alcalinidad fueron altas (hasta de 8,200 mg/l), requeridas para acoplar los filtros a lagunas de oxidación con *Spirulina maxima*.

2.- Los resultados mostraron que para producir los efluentes óptimos, bajo las condiciones de operación del sitio, se debe mantener una carga máxima de 2.73 y 3.15 Kg SV m⁻³d⁻¹ y obtener alcalinidades entre 6,000 y 5,500 mg/l y eficiencias de remoción del 60 y 56 % respectivamente que correspondieron a las últimas condiciones de operación.

3.- No hubo diferencias significativas del reactor de primera generación en relación al filtro anaerobio en cuanto a producción de efluentes óptimos (medido como alcalinidad de bicarbonatos) y eficiencias de remoción, bajo las mismas condiciones de operación y carga.

4.- Para condiciones reales, el uso del filtro anaerobio para residuos líquidos de granjas porcinas, se presenta como una alternativa para tratamiento primario, puesto que se alcanzan eficiencias de remoción, medida como DQO aceptables. Sin embargo, para implementar el sistema integral acoplando el filtro a LOAT, se requiere llevar a cabo estudios sobre el comportamiento de estas lagunas.

5.- El valor máximo de la eficiencia de remoción de la DQO por el filtro anaerobio obtenido a través de este experimento fue del 60%, razonable para estos sistemas. Sin embargo, la finalidad de este estudio es producir altas alcalinidades, con una eficiencia de remoción aceptable.

6.- Los resultados experimentales mostraron que los reactores requirieron de aproximadamente 70 días para concluir la etapa de arranque. Las condiciones de estado uniforme se obtuvieron posteriormente.

7.- Los filtros anaerobios fueron capaces de recibir cargas altas de hasta 4.8 kg SV m⁻³ d⁻¹, una vez que la etapa de arranque había finalizado, en contraste con la inminente acidificación cuando el reactor no contenía la suficiente concentración, tanto de la alcalinidad para neutralizar los AGV, como de la población metanogénica requerida.

8.- En los filtros anaerobios el valor máximo presentado de la alcalinidad fue de 8.2 g/l y el más bajo fue de 0.5 g/l, este último, cuando los reactores estuvieron sometidos a una sobrecarga, durante la etapa de arranque.

9.- En los tres reactores, las remociones de la DQO se incrementaron, cuando se disminuyó la carga y se incrementó el TRH.

8.2) Recomendaciones.

- 1.- Cuando los filtros anaerobios se encuentren sujetos a una sobrecarga, y se generen altas concentraciones de AGV, se recomienda disminuir la carga o bien dejarlos de alimentar, si bien esto último no siempre es posible. En algunos casos, se han utilizado reactivos químicos para incrementar el pH y prevenir posibles acidificaciones del sistema.
- 2.- Es necesario realizar pruebas complementarias de este experimento, en la que se modifiquen ciertos parámetros como son: Concentración de sólidos en el influente, de 4 y 6 %; utilización de otros materiales para empaque, influencia de la concentración de amoníaco, etc..
- 3.- Si se desea obtener una eficiencia aceptable de remoción de contaminantes, (60%) la carga máxima de operación debe mantenerse en 3 Kg SV m⁻³d⁻¹.
- 4.- Los puntos importantes para el arranque y puesta en operación de los filtros anaerobios y así evitar posibles fallas, son los siguientes:
 - a).- Mantener una baja carga hasta de 1 kg SV m⁻³d⁻¹, para que el reactor empiece a formar la alcalinidad requerida.
 - b).- Monitorear la producción de AGV y alcalinidad, para no rebasar el valor máximo permisible de 0.4 de la relación AGV/alcalinidad.
 - c).- Monitorear el porcentaje de producción de CO₂.

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

American Public Health Association: American Water Works Association: Water Pollution Control Federation. 1992. Standard Methods for the examination of water and wastewater. APHA, Washington D.C. (Eds.).

Anderson, G.K. and Yang, G. 1992. Determination of bicarbonate and total volatile acid concentration in anaerobic digesters using a simple titration. *Water Environment Research*, 64: 53-59.

Brondeau, P. and Girardon, P.H. 1983. Procédé biopur traitement par filtre anaérobie des effluents liquides de l'industrie agro-alimentaire et de l'élevage. In: *Energy from Biomass: 2nd E. C. Conference*, Strub, A., Chartier, P., and Schleser, G., Eds., Applied Science Publishers, London: 565.

Camilleri, C. and Henry, M. 1986. Industrial performance of a fixed film anaerobic digestion process for pollution abatement and methane production on different wastes.

Colleran, E., Barry, M., Wilkie, A. 1982. The application of the anaerobic filter design to biogas production from solid and liquid agricultural wastes. In: *Energy from Biomass and Wastes VI*. Institute of Gas Technology, Chicago, III: 443.

Cullimore, D. R., and Maule, A. 1982. The potential for economic biogas generation from hog waste lagoon at ambient temperatures. *Proceedings of the 4th Bioenergy R. and D. Seminar*, Winnipeg, Canada: 469-471.

Chavadej, S. 1978. Combined anaerobic and aerobic fixed-film biological treatment of piggery waste, M. Sc. thesis. Department of Civil Engineering, University of Newcastle Upon Tyne, U.K.

Chavadej, S. 1981. Anaerobic filter for biogas production. *Environ. Pollut. Manage.*: 11, 133.

Dague, R. R. y Pidaparti, R. S. 1992. Anaerobic sequencing Batch reactor treatment of swine wastes. Proc. 38th Conference of University of Purdue. 141, 171: 751-760.

Dahab, M. P. and Young, J. C. Retention and distribution of biological solids in fixed-bed anaerobic filters. In: proc. Inst. In Conf. On Fixed-Film Biological Processes. University of Pittsburgh, pen. 1337.

Dunican, L. K. 1979. An economic method of getting energy from slurry. Farm Food Res.: 10,80.

Field, J. 1992. Medición de parámetros. Universidad Agrícola de Wageningen, Holanda. In: Curso de diseño para sistemas de tratamiento anaeróbico, UASB: C-8, C-14.

Hasheider, J., Sievers, D. M., and Porter, J. H. 1982. Performance characteristics of limestone bed anaerobic filters on swine manure. In: Proc. Mid-Central Region Meeting of American Society of Agricultural Engineers. Pap. No. MC82-108, St. Joseph, Mich.

Hattingh, W. H. J., 1967. Biological Changes During the Adaptation of an Anaerobic Digester to a Synthetic Substrate. Water Res., 1,255.

Hilton, B. L., Oleszkiewicz, J. A. and Sparling A. B. 1984. Agricultural Wastes. Jour. Water Poll. Control Fed., 56,637.

Hulshoff, P. L. 1992. Arranque y operación de reactores UASB. Universidad Agrícola de Wageningen, Holanda. In: Curso de diseño para sistemas de tratamiento anaerobio, UASB: E1.

Irgens, R. L. and Day, D. L. 1966. Aerobic treatment of swine wastes. In: Proc. Natl. Symp. On Animal Wastes Management. American Society of Agricultural Engineers. S.T. Joseph, Mich.

Jenkins, S. R., Morgan, V. M. And Sawyer, C. L. 1983. Measuring anaerobic sludge digestion and growth by a simple alkalimetric titration. J. Water Pollut. Control Fed., 55, (5), 448-453.

Jennett, J.C. y Dennis, N.D. 1975. Anaerobic filter treatment of pharmaceutical waste. J. Water Pollution Control Federation, 47: 104-121.

Jewell W., Locher R., 1977. Energy Recovery From Animal Wastes: Anaerobic Digestion, Pyrolysis, Hydrogenation; in animal waste; De. By E. P. Taiganides; De. Appl. Science Publishers, England: 273-294.

Kennedy, K. J. y van den Berg L. 1982. Continuous vs slug loading of downflow stationary fixed film reactors digesting piggery waste. National Research Council of Canada. Ottawa, Canada. Biotechnology letters Vol. 242, 137-142.

Kimber, M. 1976. Anaerobic filter treatment of the soluble fraction of piggery waste, M. Sc. thesis. Department of Civil Engineering, University of Newcastle Upon Tyne, U.K.

Kobayashi, M. y Yoshida, T. 1983. Recycling of organic waste materials. In: Proc. Int. Symp. On Utilization Of Biomass In The Tropical Area. Okinawa, Japón. April 2 a 4.

Laliberté, G., Olguín, E., De la Noüe . 1997. Mass Cultivation and wastewater treatment using *Spirulina*. Avigan Vonshak. Taylor & Francis.

Landine, R. C. and Brown, G. J., Cocci, A. A., and Viraraghavan, T. 1981. Potato processing waste water treatment using horizontal anaerobic filters. Can. Inst. Food Sci. Technol. J.: 14,144.

Lee, B. Y., Lee, K. W. Mc Garry, M.G. And Graham, M. 1980. Wastes water treatment and resource recovery. In: Work Shop on High-Rate Algae Ponds. Singapore. February 27-29.

Lettinga, G., Velsen, A.F.M. van, Zeew, W.J. de y Hobma, S.W., 1979. The application of anaerobic digestion to industrial pollution treatment. In: Anaerobic Digestion (Stafford et al., eds.): 167-186. Applied Science Publishers, London, England.

Lin, K. C., Landine, R. C., and Bliss, S. 1982. Temperature effect on the anaerobic treatment of potato-processing wastewater. *Canadian Journal of Civil Engineering*, 9:549-557.

Loehr, R. C. 1977. Pollution control for agriculture. Academic Press, New York. 182.

Lovan, C.R. y Foree, E.G. 1971. The anaerobic filter for the treatment of brewery press liquor waste. *Proceeding 26th Industrial Waste Conference*. May 4-6. Purdue University, U.S.A. Part 2: 1074-1086.

Martin, J., Decker, M. and Das, K. C. 1972. Windrow composting of swine wastes. In: *Proc. Agricultural Wastes Management Conference*. Ithaca, New York. 159.

Negulescu, C. A. L. 1977. Swine feedlot waste water treatment in Romania. In: *Animal Wastes*. Taiganides, E. P., Edi. Applied Science Publishers London.

Noyola, R. A. 1992. Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales. En: *Curso internacional México-Centroamérica*. Instituto de Ingeniería, U.N.A.M.

Oleszkiewicz, J. A. and Korziarski, S. 1986. Kinetics of piggery wastes treatment in anaerobic lagoons. *Agric. Wastes (G.B.)* 16:13.

Olguín, E. 1985. Producción de alimentos no convencionales para consumo animal. *Prospectiva de la biotecnología en México*, De. Fundación Javier Barrios Sierra A.C. CONACYT.: 149-174.

Olguín, E. J., Hernández, B., Araus, A., Camacho, R., González, R., Ramírez, M. E., Galicia S. and Mercado, G. 1994a. Simultaneous high biomass protein production and nutrient removal using *Spirulina maxima* in sea water supplemented with anaerobic effluents. *World Journal of Microbiology and Biotechnology*. 10: 576-578.

Olguín, E., Hernández, B., Araus, A., Camacho, R., Ramírez, M. E., Galicia, S. and Mercado, G. 1994b. Production of *Spirulina* on sea water supplemented with anaerobic effluents from pig waste. In: *Microalgae Cultivation: from Laboratory to field*. De la Noue, J. and Laliberté, G. (Eds.) Université Laval. Quebec, Canadá:145-154.

Olguín, E., Galicia, S., Camacho, R., Mercado, G., Pérez, T. 1997. Production of *Spirulina* sp. in sea water supplemented with anaerobic effluents in outdoor raceways under temperate climatic condition. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* In press.

Plummer, A.H., Malina, J.F. y Eckenfelder, W.W. 1968. Stabilization of a low solids carbohydrate waste by an anaerobic submerged filter. *Proceedings 23rd Industrial Waste Conference*. Purdue University, U.S.A.: 462-473.

Ragan, J. L. 1980. Celanese experience with anaerobic filters. In: *Anaerobic filters: An energy plus for wastewater treatment*. ANL/CNSU-TU-50. Argonne Natl. Lab. Argonne. Ill, U.S.A.:129-141.

Richter, G. R. y Mackie, J. A. 1972. Waste treatment systems removes 75-80% COD. *Food Process.* 12:212.

Ripley, L. E., et al. 1986. Improved Alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 58,406.

Safley, L. M., Jr. and Westerman, P. W. 1990. Psychrophilic anaerobic digestion of animal manure: Proposed design Methodology In: *Biological Wastes*.34: 133-148.

Sánchez, G., Mercado, G., Olguín, E. 1993. Evaluación de la eficiencia de los filtros anaerobios para el tratamiento de las aguas residuales de los beneficios húmedos de café. In: *Biotecnología*. Vol. 3 No. 3 y 4: AM105-AM108.

Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos 1994. Compendio Estadístico de la Producción Pecuaria. 1989-1993. Subsecretaría de Planeación. Dirección General de Información Agropecuaria, Forestal y de Fauna Silvestre.

Singley, M. E., Decker, M. and Toth, S. J. 1975. Composting swine wastes: In: Proc. 3rd. Int. Symp. On Livestock Wastes American Society of Agricultural Engineers, S.T. Joseph, Mich. 492.

Smith, R. E., Reed, M.J., and Kiker, J. T. 1977. Two-fase anaerobic digestion of swine waste. Trans. Am. Soc. Agric. Eng.:20,1123.

Stevens, M. A. and Schulte, D. D. 1979. Low temperature digestion of swine manure. Journal of Environmental Engineering Division, ASCE, 105 (EE1): 33-42.

Stover, E. L. y González, R. 1989. Low Temperature Kinetics of Anaerobic Fixed Film Reactors. Proc. 43rd Purdue Industrial Waste Conference. 339-351.

Szendrey, L. M. 1983. Startup and operation of the Bacardi Corporation anaerobic filter. Proc. Third Int. Symp. Anaerobic Digestion. Boston Mass., 365.

Tachimoto, M., Kondo, M., and Kobayashi, M. 1983. Purification treatment of organic wastewater by phototrophic bacteria and effective utilization. In: Proc. Int. Symp. On Utilization Of Biomass In The Tropical Area. Okinawa, Japan. April 2 a 4.

Terwilleger, A.R. y Cramer, L.S. 1975. Liquid composting applied to agricultural waste. In: Proc. 3rd Int. Symp. on Livestock Wastes. American Society of Agricultural Engineers. St Joseph. Mich: 501.

van den Berg, L., and Lentz, C. P. 1979. Comparison up and downflow anaerobic fixed film reactors of varying surface-to-volume ratios for the treatment of bean blanching waste. Proc. 34th. Purdue Indust. Waste Conf., 319-325.

van den Berg, L., 1984. Developments in methanogenesis from industrial wastewater. *Can. J. Microbiol.*, 30, 975.

van Velsen, A. F. M., Lettinga, G., den Ottelander, D. 1979. Anerobic digestion of piggery waste. 3. Influence of temperature. *Neth. J: Agric. Sci.* 27:255-267.

van Velsen, S. F. M. 1981. Anaerobic digestion of piggery waste. Ph. D. thesis, Department of Water Pollution Control, Agricultural University, Wageningen, The Netherlands.

Viraraghavan, T., and Kikkeri, S. 1989. Anaerobic filter treatment of dairy wastewater at low temperatures. Canada. 44th Purdue Industrial Waste Conference Proceedings. Lewis Publishers, Inc., Chelsea, Michigan 48118:199-208.

Water Pollution Control Federation. 1987. Anaerobic sludge digestion. Manual of Practice No. 16. 2^a Edición. Water Pollution Control Federation, Washington, U.S.A.

Wilkie, A. and Colleran, E., 1986. Pilot-scale digestion of pig slurry supernatant using an upflow anaerobic filter. *Environ. Technol. Lett.*: 7,65.

Willrich, T. L. 1966. Primary treatment of swine wastes by lagooning. In: *Proc. Nat. Symp. On Management of Farm Animal Wastes*. Amercian Society of Agricultural Engineers S.T. Joseph Mich. 70.

Yang, P. y Nagano, S. 1983. Integrating anaerobic digestion and algal biomass treatment processes for swine wastewater. *Proc. 38th Conference of University of Purdue*.5:141-161.

Yang, P., Chou, C., 1985. Horizontal-baffled anaerobic reactor for treating Diluted Swine Wasterwater. Agricultural Engineering Department, University of Hawaii at Manoa, Honolulu, Hawaii 96822. USA. *Agricultural Wastes* 14:221-239.

Young, J. C., and McCarty, P. L. 1968. The anaerobic filter for waste treatment, Technical Report No. 87. Department of Civil Engineering, Stanford University, Stanford, Cal.

Young, J. C., and Yang, B. S., 1989. Design considerations for full-scale anaerobic filters. Journal Water Pollution Control Federation, Washington, D.C. 20037 : 1576-1587.

BIBLIOGRAFIA.

Meynell John and Peter. 1983. Methane: Planning a digester. 2nd. Ed. Prism Press. Dorchester, England.

Loher Raymond C. 1974. Department of Agricultural. Engineering Cornell University. Academic Press. Ithaca, N.Y.

Young, J. C., and McCarty, P. L. 1968. The anaerobic filter for waste treatment, Technical Report No. 87. Department of Civil Engineering, Stanford University, Stanford, Cal.

Young, J. C., and Yang, B. S., 1989. Design considerations for full-scale anaerobic filters. Journal Water Pollution Control Federation, Washington, D.C. 20037 : 1576-1587.

BIBLIOGRAFIA.

Meynell John and Peter. 1983. Methane: Planning a digester. 2nd. Ed. Prism Press. Dorchester, England.

Loher Raymond C. 1974. Department of Agricultural. Engineering Cornell University. Academic Press. Ithaca, N.Y.