

**TRATAMIENTO DE AGUAS
DE DESECHO DE LA
INDUSTRIA DEL NIXTAMAL
EN UN REACTOR
ANAEROBIO EMPACADO**

SIMÓN GONZÁLEZ*
CLAUDIA MARMOLEJO**

*** Investigador, Instituto de Ingeniería, UNAM**
**** Becaria de Posgrado, Facultad de Química, UNAM**

RESUMEN

1.	INTRODUCCIÓN	1
1.1	<i>Problemática</i>	1
1.2	<i>Objetivos y alcances</i>	2
2.	EL MAÍZ Y EL NIXTAMAL	3
2.1	<i>Antecedentes históricos</i>	3
2.2	<i>Generalidades del grano de maíz</i>	4
2.3	<i>Efectos de la cocción alcalina o proceso para nixtamal</i>	6
2.4	<i>El nixtamal</i>	6
3.	ASPECTOS BIOQUÍMICOS DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA	9
3.1	<i>Hidrólisis y acidogénesis</i>	11
3.2	<i>Metanogénesis</i>	17

4.	REACTORES ANAEROBIOS EMPACADOS	23
4.1	<i>Descripción y funcionamiento</i>	23
4.2	<i>Modelos de diseño</i>	26
5.	METODOLOGÍA	31
5.1	<i>Características del nejayote</i>	31
5.2	<i>Digestión anaerobia del nejayote</i>	33
5.3	<i>Análisis de muestras</i>	35
6.	RESULTADOS	39
6.1	<i>Caracterización del nejayote</i>	39
6.2	<i>Comportamiento del sistema</i>	41
6.3	<i>Película biológica</i>	58
7.	EJEMPLO DE DISEÑO	63
8.	CONCLUSIONES	69
9.	BIBLIOGRAFÍA	73
	APÉNDICE	77

ABSTRACT

Wastewater from the alkaline cooking of maize (nejayote) mainly contains organic contaminants with concentrations 20 times above those found in domestic wastewater. An anaerobic packed-bed reactor with a capacity of 11.5 liters and 4 cm Pall-ring packing was used for the treatment of nejayote. Results were obtained for different conditions of organic load and retention time. These results show that 91 percent of the organic contaminants of nejayote were removed in a 3-day retention time. Biogas production in the reactor can be considered as an important secondary energy source for the processing of maize to obtain tortilla. The treated wastewater can be reused in the cooking of maize.

RESUMEN

Las aguas de desecho de la industria del nixtamal (nejayote) con tienen contaminantes de origen orgánico, principalmente, en cantidades aproximadamente veinte veces superiores a las aguas de desecho de tipo doméstico. Se estudió el tratamiento del nejayote en un reactor anaerobio empacado con anillos Pall de 4 cm y con un volumen útil de 11.5 ℓ. Se obtuvieron resulta dos de la operación del reactor bajo diferentes condiciones de carga orgánica y de tiempos de retención hidráulica. Los resul tados indican que es posible eliminar el 91 por ciento de los contaminantes orgánicos con tiempos de retención hidráulica de tres días. Como un producto secundario del tratamiento en el reactor se obtiene biogás, el cual puede ser considerado como una fuente secundaria de energía en el procesamiento del maíz. Final- mente, las aguas de desecho tratadas son factibles de ser reutili- zadas en el cocimiento del maíz.

1. INTRODUCCIÓN

1.1 Problemática

El gran problema que representa la escasez de agua en el país, sobre todo en las zonas urbanas, ha originado la búsqueda de fuentes alternativas. Una de las económicamente más viables, en caso de que no se requiera agua potable, son las aguas residuales tratadas.

En México, la principal fuente de alimento es el maíz, el cual mediante volverlo nixtamal se reblandece, permitiendo su molienda en húmedo para la preparación de tortillas. El nixtamal requiere grandes cantidades de agua, a la vez que produce fuertes cantidades de aguas de desecho, conocidas con el nombre de nejayote.

El nejayote es abundante en material orgánico e inorgánico, el cual puede encontrarse en forma soluble o suspendida. Si se considera que por cada tonelada de maíz convertido en nixtamal, se producen aproximadamente 1.6 m^3 de nejayote y que en México se destinan para consumo humano 13 millones de toneladas de maíz/año, la cantidad de nejayote es de aproximadamente 20 millones de $\text{m}^3/\text{año}$, o sea $55\,000 \text{ m}^3/\text{d}$ (González, 1984).

Los daños que el nejayote puede producir y está produciendo en el medio son enormes.

1.2 Objetivos y alcances

Se pretende conocer la capacidad de purificación del nejayote en un reactor biológico anaerobio empacado, mediante determinaciones analíticas de las sustancias consumidas y de los productos metabólicos originados en el sistema. El consumo global de contaminantes orgánicos se determina por la demanda química de oxígeno, y el consumo y producción de ácidos orgánicos y gases por cromatografía de gases.

En los siguientes capítulos se describen los antecedentes históricos del uso del maíz, los principios en que se basa la digestión anaerobia, los equipos más usados, y el trabajo de investigación realizado.

2. EL MAÍZ Y EL NIXTAMAL

2.1 *Antecedentes históricos*

La evidencia arqueológica más antigua del maíz data de hace aproximadamente siete mil años en la parte central de México, y se calcula que dos mil años después se cultivaba de tal manera que se convirtió en una actividad obligada.

Actualmente, se cultivan híbridos del maíz, con diferentes características nutritivas y diversos valores agrícolas.

De los cincuenta y un grupos étnicos productores y consumidores de maíz en el continente americano, los siete principales utilizan la cocción alcalina, o proceso para nixtamal, previa

al consumo, mientras que los doce grupos menos desarrollados, en cuanto a producción y consumo, no emplean dicha técnica.

En los grupos étnicos donde el maíz es el elemento mayoritario en la dieta y no se procesa por cocción alcalina, se observa un grado considerable de desnutrición (Katz, *et al*, 1974).

2.2 Generalidades del grano de maíz

El grano de maíz consta de varias partes anatómicas: a) la cubierta está formada por el pericarpio y la aleurona, b) el endospermo, el cual constituye la mayor parte del grano, y c) el germen, que incluye al embrión y al escutelo (fig 2.1).

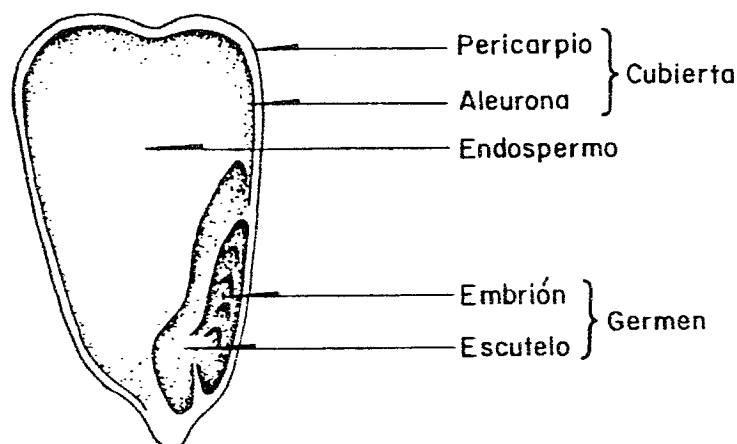


Fig 2.1 Anatomía del grano de maíz

El grano seco contiene entre 6 y 12 por ciento de proteínas, 74.5 por ciento de almidón, 12 por ciento de agua y 1 por ciento de cenizas y fibras. El mayor contenido proteínico (del 90 al 95 por ciento) se encuentra en el endospermo y en el germen en forma de albúminas, globulinas, glutelina y zeína (Katz, *et al*, 1974).

La cubierta del grano contiene entre 20 y 22 por ciento de celulosa, de 2.6 a 5 por ciento de lignina y de 73 a 77 por ciento de hemicelulosa (Illescas, 1943).

En general, el grano de maíz es deficiente en lisina, triptófano y niacina (miembro del complejo vitamínico B).

Aproximadamente, las dos terceras partes de la lisina se encuentran en la fracción glutelínica del endospermo y del germen. Se sabe que dicha fracción es de muy difícil asimilación como alimento por el organismo humano (Katz, *et al*, 1974).

En Mesoamérica, el maíz constituye la principal fuente de calorías. Al respecto, en México, la población rural cubre el 70 por ciento de sus requerimientos energéticos con el maíz, siendo el consumo anual promedio de 186 kg de maíz/hab (Trejo-González, *et al*, 1983).

2.3 Efectos de la cocción alcalina o proceso para nixtamal

La cocción alcalina cumple dos funciones principales:

1. El reblandecimiento del grano de maíz, acompañado de la disolución parcial de la cubierta del grano, facilitando su molienda húmeda.
2. La hidrólisis de proteínas, aumentando la concentración disponible de lisina, triptófano, histidina, metionina, treonina y la cantidad de precursores de la niacina, así como la niacina misma. Estos efectos aumentan la capacidad alimenticia del maíz (Katz, *et al*, 1974).

2.4 El nixtamal

El proceso para obtener nixtamal consiste en la cocción del grano de maíz en medio básico, el cual es originado por la utilización de hidróxido de calcio.

El procedimiento se lleva a cabo de la siguiente forma: se coloca el maíz seco en un recipiente con una cantidad de agua igual a dos veces el peso del maíz y de 1.5 a 3.5 por ciento de cal con respecto al peso del maíz. Se calienta la mezcla hasta 90-95 °C durante 20 o 45 min, y se deja reposar varias

horas. Se extrae el grano del agua de cocimiento y se lava con agua fresca dos veces. Se muele el grano húmedo, obteniéndose así el nixtamal.

A la mezcla de las aguas de cocimiento y lavado se le conoce como nejayote, siendo esta un agua de desecho con un alto contenido de contaminantes tanto suspendidos como solubles (Subcapítulo 5.1).

Existen en la literatura algunos resultados preliminares sobre el tratamiento anaerobio del nejayote (Civit, *et al*, 1984). Con base en ellos, en este trabajo se estudiará el grado de purificación que puede lograrse en un reactor anaerobio. En el Cap 3 se presenta una breve descripción teórica de la digestión anaerobia.

3. ASPECTOS BIOQUÍMICOS DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

Se denomina digestión anaerobia la secuencia de procesos metabólicos que originan la degradación de sustancias orgánicas en ausencia de oxígeno molecular, para dar como resultado una serie de compuestos cuyo grado de reducción impide su empleo posterior por microorganismos anaerobios (Toerien, *et al*, 1969; Benefield, *et al*, 1980).

La digestión anaerobia es un método efectivo para el tratamiento de desechos líquidos con altos contenidos orgánicos. En él intervienen microorganismos anaerobios facultativos y obligados capaces de convertir el material orgánico en productos gaseosos, como anhídrido carbónico y metano.

El sistema anaerobio de desechos consta de tres etapas principales (fig 3.1).

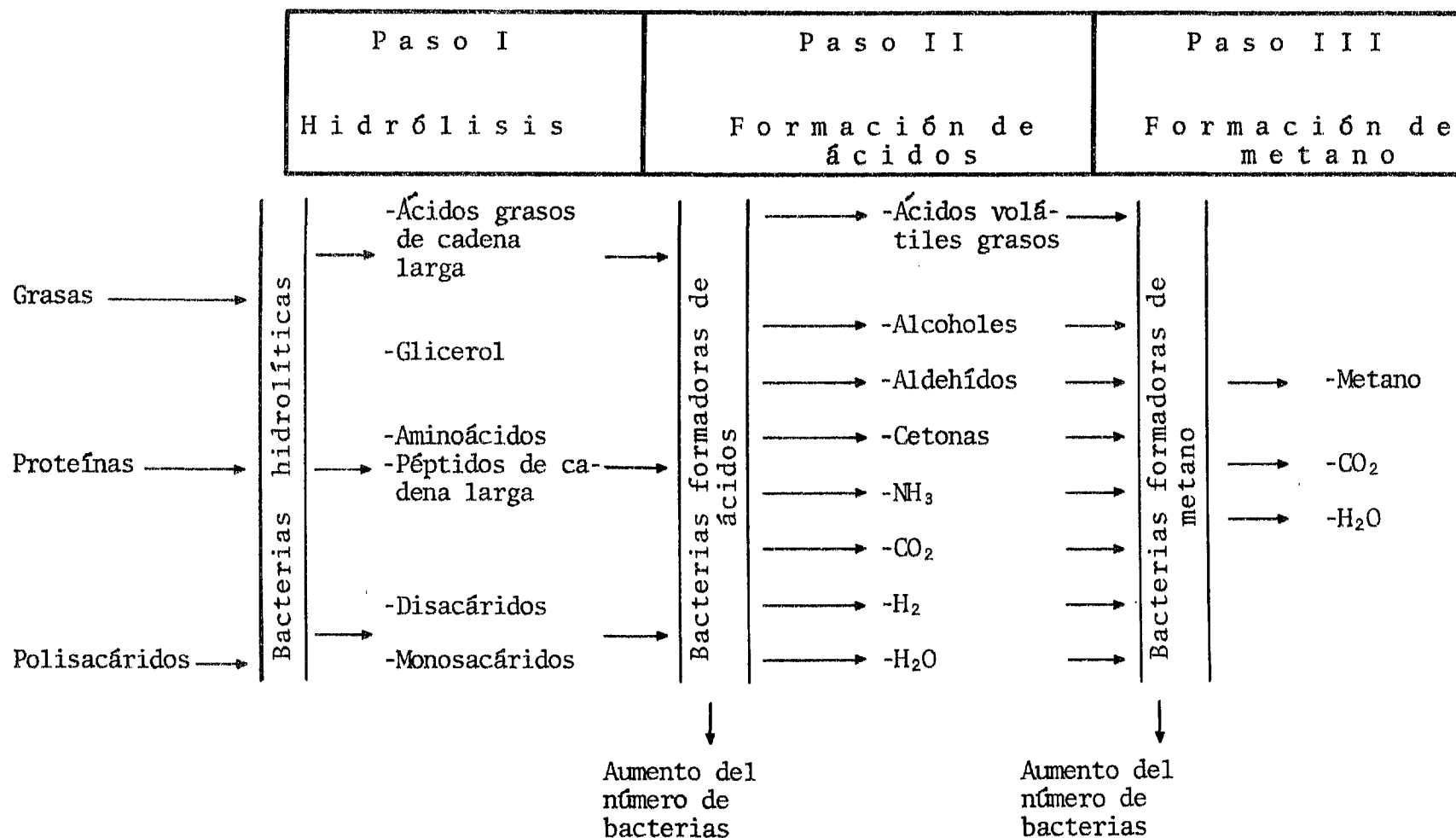


Fig 3.1 Pasos principales de los procesos metabólicos involucrados en la digestión anaerobia

- a) Hidrólisis
- b) Acidogénesis
- c) Metanogénesis

3.1 Hidrólisis y acidogénesis

En la mayoría de los casos, los organismos responsables de la hidrólisis provocan la formación de ácidos (acidogénesis), y son en su mayoría bacterias facultativas y obligadas anaerobias.

La hidrólisis de compuestos orgánicos complejos (proteínas, lípidos y carbohidratos), por acción de enzimas extracelulares, da como producto moléculas más sencillas, las cuales son componentes de las moléculas complejas. De esta forma se logra la asimilación de aquellas que puedan ser degradadas en el interior de la célula. La utilización de dichas moléculas por los mismos organismos conduce a productos finales como ácidos orgánicos grasos (Crowther, *et al*, 1975).

De lo anterior se deduce que los procesos bioquímicos de hidrólisis y acidogénesis se llevan a cabo de forma simultánea y por los mismos microorganismos.

En la acidogénesis, los productos de la hidrólisis (triglicéridos, aminoácidos, ácidos grasos y azúcares) son degradados a través de diversas rutas metabólicas.

3.1.1 Lípidos

Para la transformación de lípidos se lleva a cabo la β -oxidación. Se obtiene como producto acetil-CoA, y por cada molécula de acetil-CoA formada se logran cuatro átomos de hidrógeno, que deberán formar hidrógeno molecular. Si las bacterias responsables de la metanogénesis utilizan el hidrógeno, se evita la reducción de acetil-CoA a etanol, permitiendo obtener energía al regenerar $NADH_2$ (Gaudy, *et al*, 1981).

El glicerol liberado durante la hidrólisis de lípidos es factible de ser transformado en ácido pirúvico vía dihidroxiacetona fosfatos; este ácido, al ser intermediario en la ruta EMP se convierte en ácidos volátiles grasos y alcoholes (Crowther, *et al*, 1975; Gaudy, *et al*, 1981). La fig 3.2 ejemplifica los procesos de hidrólisis y acidogénesis de lípidos.

A continuación se ejemplifican los procesos de hidrólisis y acidogénesis de lípidos con degradación de tributirina (Sanzin, 1968).

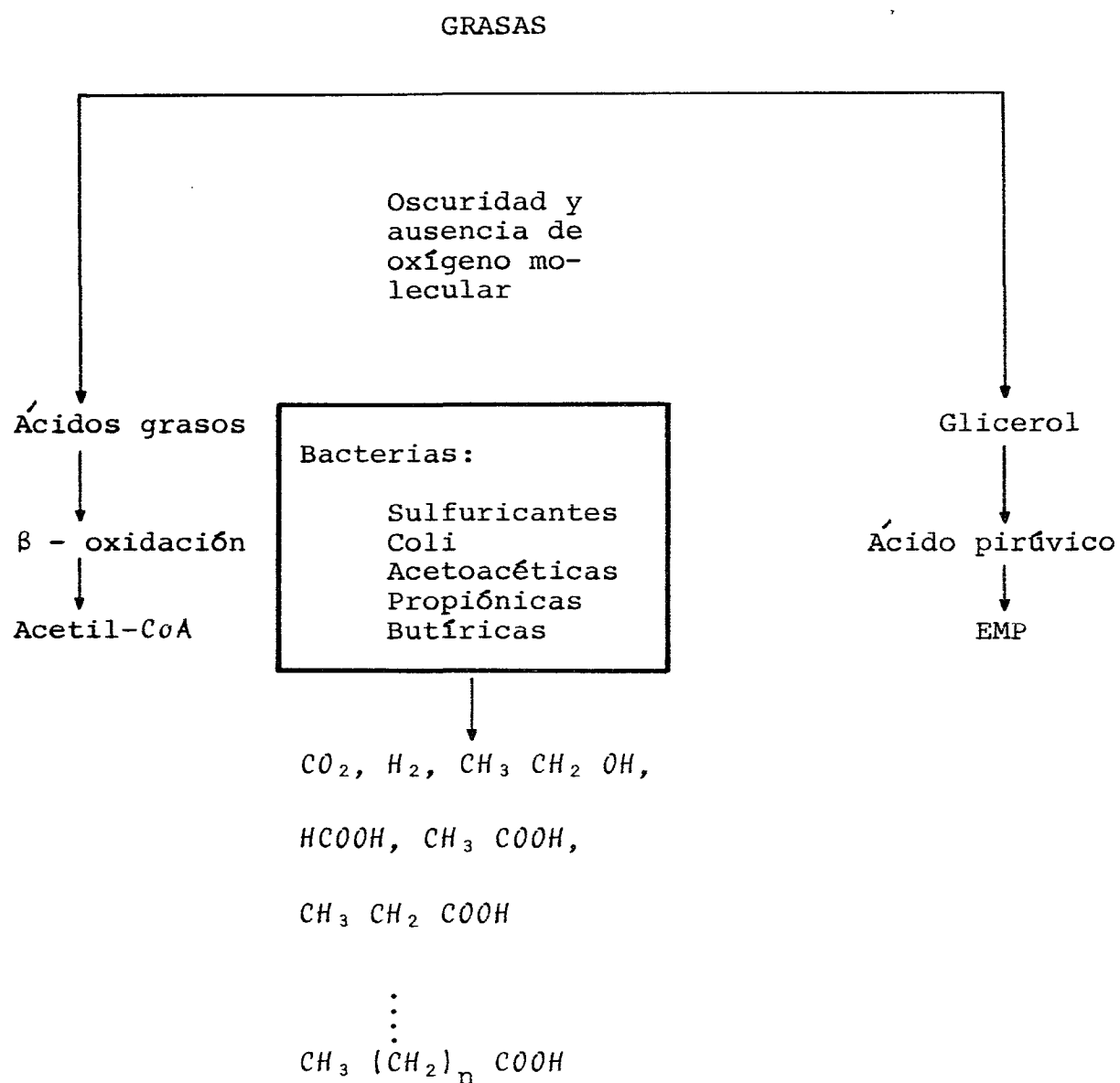
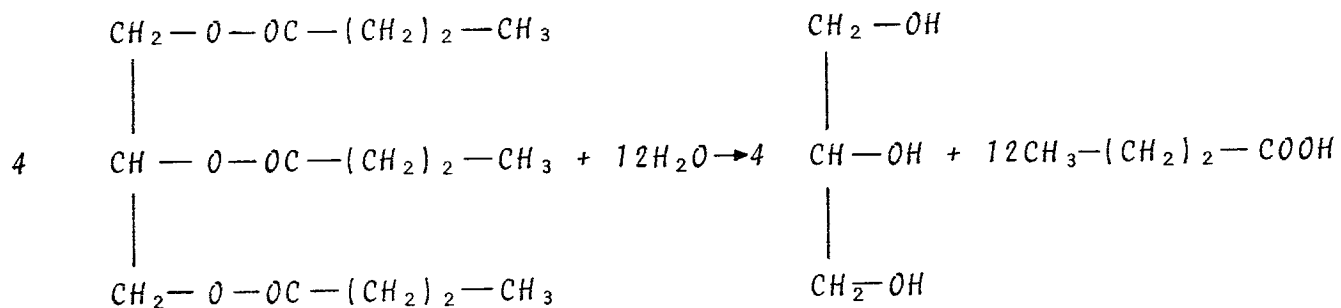


Fig 3.2 Hidrólisis y acidogénesis de grasas

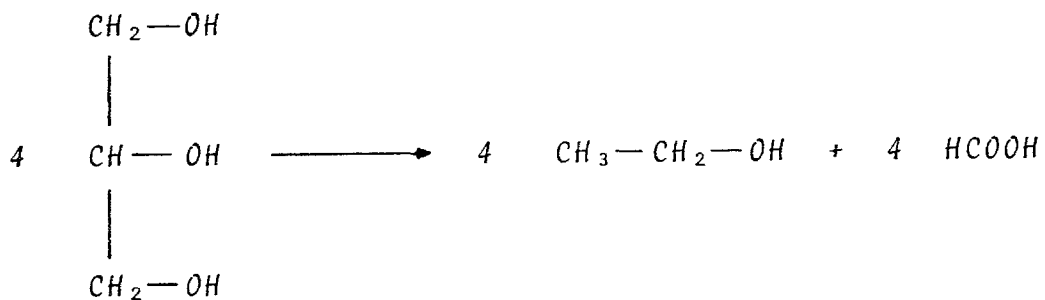
- Primera etapa

Hidrólisis por bacterias lipolíticas



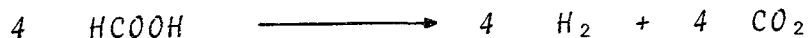
- Segunda etapa

Acidogénesis del glicerol por bacterias propiónicas



- Tercera etapa

Metanogénesis del ácido fórmico



3.1.2 Proteínas

La degradación de proteínas se puede llevar a cabo mediante diversos mecanismos. Algunas de ellas se degradan al degradarse sus componentes (aminoácidos) los que pueden hacerlo en forma individual por rutas metabólicas específicas, o bien por pares, donde uno de los aminoácidos actúa como donador de electrones y otro como receptor (Gaudy, *et al*, 1981). La secuencia de la degradación anaerobia de proteínas corresponde a la fig 3.3

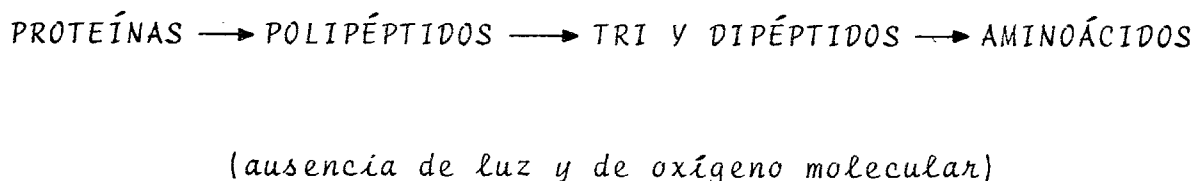
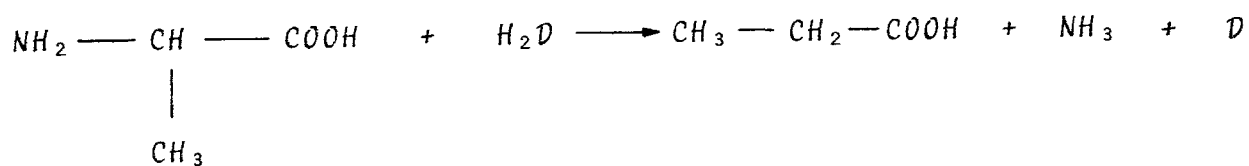
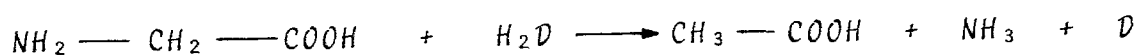


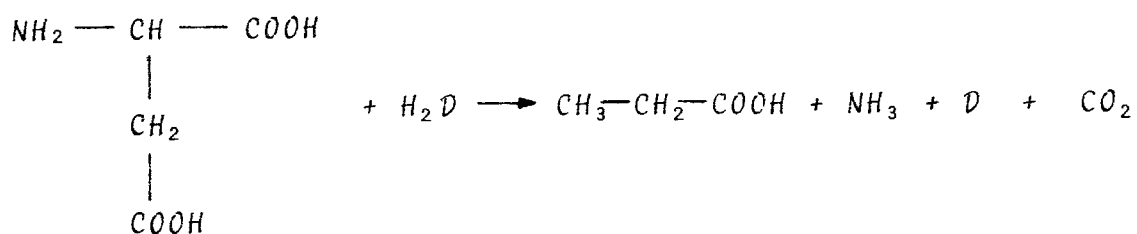
Fig 3.3 Secuencia de la degradación anaerobia de proteínas

Las reacciones de desaminación más comunes son (Sanzin, 1968):

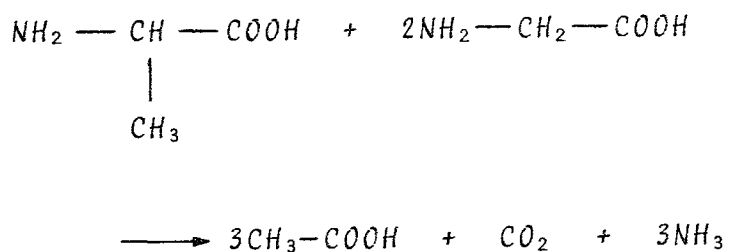
- a) Desaminación reductiva con donadores de hidrógeno disponibles



b) Desaminación reductiva y descarboxilación para aminoácidos dicarboxílicos



c) Reacción de Stickland



3.1.3 Carbohidratos

La degradación de carbohidratos se lleva a cabo vía rutas HMP y EMP. Esta última es muy importante en el metabolismo anaerobio para obtener energía, mientras que otras rutas del metabolismo de carbohidratos tienen fines biosintéticos o de formación de intermediarios en la ruta EMP (Toerien, *et al*, 1969; Gaudy, *et al*, 1981, fig 3.4).

3.2 Metanogénesis

En la fase metanogénica, los productos finales de la acidogénesis se transforman en metano y anhídrido carbónico mediante bacterias anaerobias obligadas; es aquí donde la materia orgánica es realmente estabilizada (Benefield, *et al*, 1980).

La variedad de sustratos que pueden utilizarse por ese tipo de bacterias es reducida, por lo que posiblemente exista un paso intermedio, en donde los productos distintos del ácido acético, ácido fórmico, metanol, anhídrido carbónico e hidrógeno sean transformados en metano y bióxido de carbono, o bien que las rutas acidogénicas se alteren en presencia de estas bacterias (Gaudy, *et al*, 1981; Toerien, *et al*, 1969).

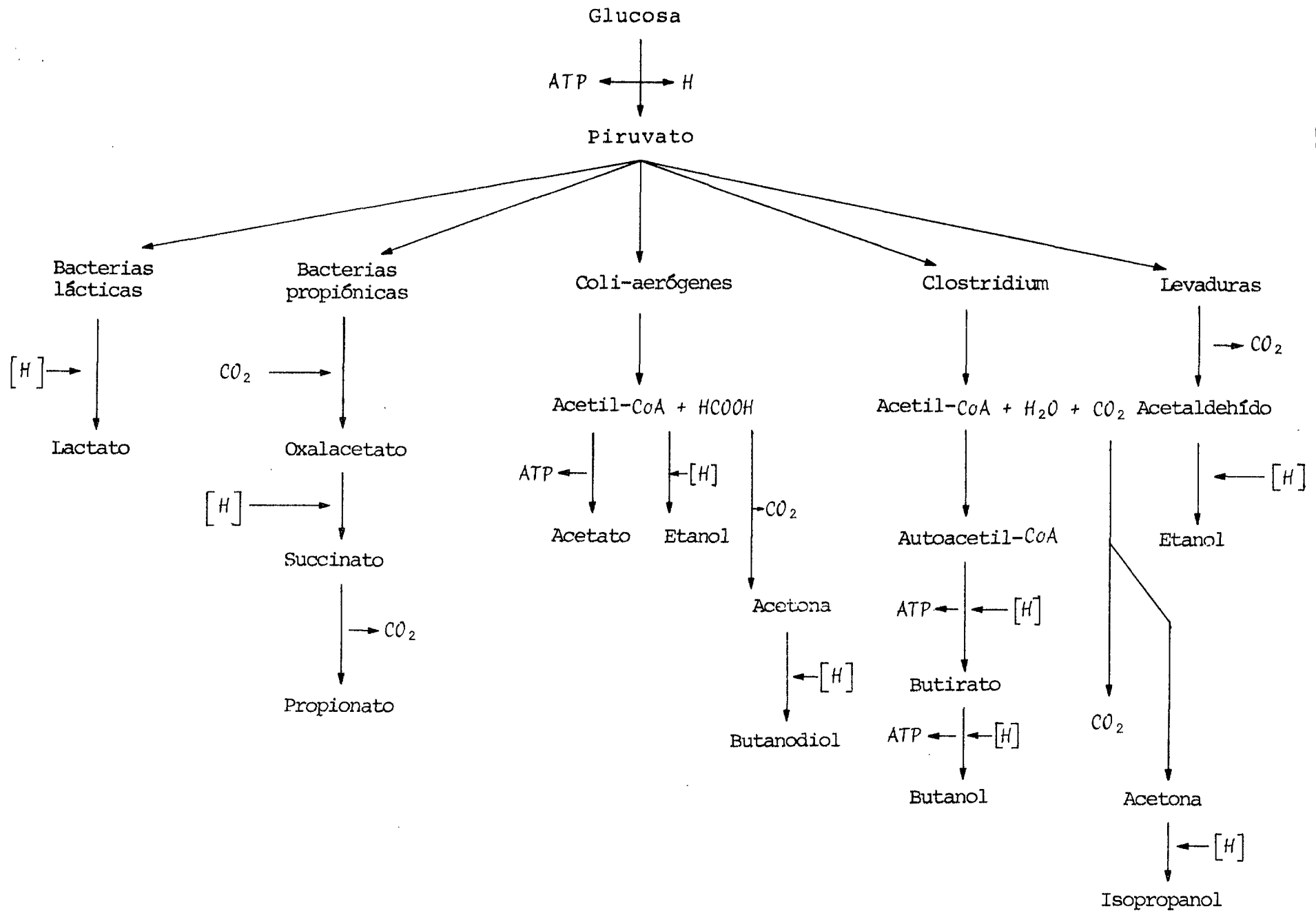
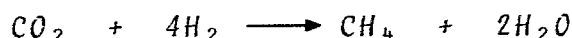


Fig 3.4 Productos generados por diferentes microorganismos a partir de la glucosa bajo condiciones anaerobias (Schlegel, 1976)

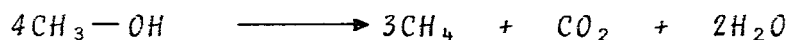
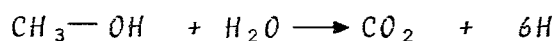
Sohngen encontró que algunas bacterias metanogénicas pueden reducir el anhídrido carbónico para dar lugar a la formación de metano, según la siguiente reacción (Crowther, *et al*, 1975; Toerien, *et al*, 1969):



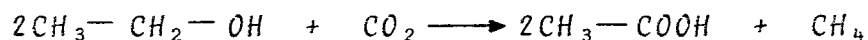
Barker representó la formación de metano a partir de ácido acético y metanol, de acuerdo con las siguientes reacciones (Crowther, *et al*, 1975; Toerien, *et al*, 1969):



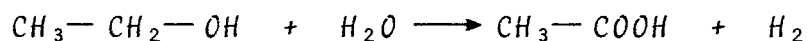
y



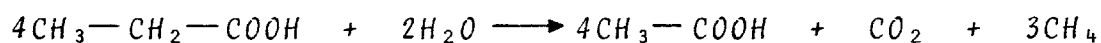
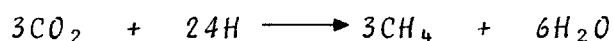
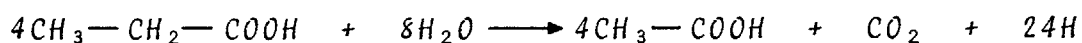
Por su parte, Stadtman y Barker sugirieron un mecanismo para oxidar etanol en presencia de bacterias metanogénicas (Toerien, *et al*, 1969):



reacción que en ausencia de CO_2 se puede escribir como

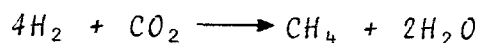
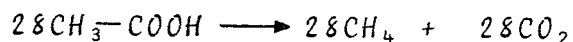
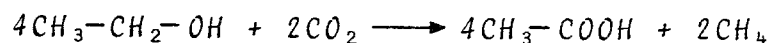
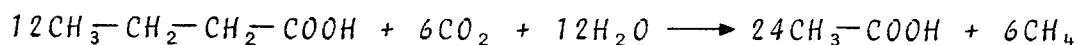


También propusieron un mecanismo para la formación de metano a partir de ácido propiónico:

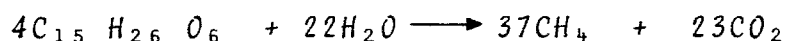


Durante las dos primeras etapas de la digestión anaerobia, una grasa es *hidrolizada* según las reacciones descritas en 3.1.1. El resultado de las hidrólisis y acidogénesis de dichas reacciones es ácido butírico ($\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COOH}$), etanol ($\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$), ácido fórmico (HCOOH), hidrógeno (H_2) y anhídrido carbónico (CO_2).

Con base en los productos anteriores se pueden plantear diversas reacciones (Sanzin, 1968):



El balance total es, entonces



Como puede observarse, la degradación de moléculas complejas se lleva a cabo, en una primera etapa, mediante bacterias hidrolíticas y acidogénicas para dar como productos principales ácidos orgánicos, los cuales, las bacterias metanogénicas los utilizan como nutrientes (fig 3.1).

De manera general puede afirmarse que las bacterias metanogénicas no realizan la hidrólisis de moléculas complejas para obtener alimento, sino que utilizan productos metabólicos desechados por otros microorganismos. Esta limitación en la forma de adquirir nutrientes de las bacterias metanogénicas las hace dependientes de otras, de ahí que siempre se encuentran presentes con bacterias de tipo facultativo, las cuales tienen un metabolismo anaerobio fuertemente acidogénico.

Las bacterias acidogénicas toleran los cambios de pH y temperatura; además, tienen un metabolismo más rápido que el de las metanogénicas.

En un sistema mixto, las metanogénicas hacen que el pH no disminuya demasiado al consumir los ácidos producidos por las acidogénicas, lo que les permite realizar sus funciones metabólicas con

una mayor eficiencia pues un intervalo de pH óptimo es muy reducido (entre 6.5 y 7.5); al bajar de 6 o subir de 8 el pH, la actividad de las bacterias metanogénicas se vuelve casi nula. Son en su inmensa mayoría mesófilas (37 °C) y muy sensibles a los cambios de temperatura.

A continuación se presenta una descripción de los equipos anaerobios empacados comúnmente empleados, y los modelos en los que se basa su funcionamiento.

4. REACTORES ANAEROBIOS EMPACADOS

Estos reactores son sistemas que se utilizan para tratar aguas de desecho con altos contenidos de material orgánico disuelto.

4.1 Descripción y funcionamiento

Un reactor anaerobio empacado, o filtro anaerobio, consiste básicamente en un cilindro vertical con sus extremos en forma cónica y en su interior un filtro, o empaque, sobre el cual se adhieren los microorganismos que llevan a cabo los procesos de digestión anaerobia. El material de empaque se encuentra sumergido en el agua de desecho por tratar; sus características dependen de varios factores: costos, capacidad de adhesión de los microorganismos, peso del empaque y área superficial expuesta (Young, *et al*, 1982).

El agua de desecho se introduce por la parte inferior del reactor y, durante su paso ascendente a través del medio de empaque, los contaminantes orgánicos se transforman principalmente en CH_4 y CO_2 (fig 4.1) (Young, *et al*, 1969; Benefield, *et al*, 1980).

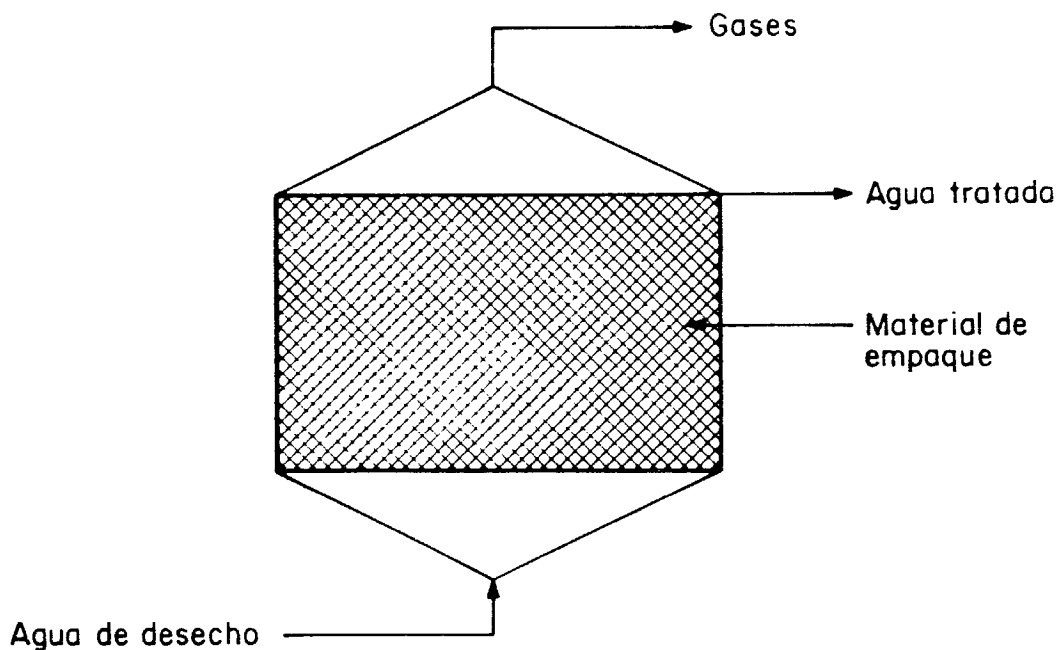


Fig 4.1 Diagrama de un reactor anaerobio empacado

Este tipo de reactores es ideal en el tratamiento de aguas de desecho mediante película biológica, la cual se forma sobre el material de empaque, con la ventaja de que al retener los microorganismos que harán la degradación, las condiciones hidráulicas del sistema pueden modificarse sin peligro de perder o dañar a los propios microorganismos.

La cantidad y composición de nutrientes cambia con la altura del reactor: los microorganismos que se encuentran en la entrada disponen de más nutrientes que los que están en otras zonas, lo que origina diferentes composiciones microbianas de la película. Lo anterior, hace que los reactores con películas biológicas sean los más eficientes en la remoción de contaminantes orgánicos: para cada diferente composición de nutrientes se tiene en el reactor una composición microbiana especializada en la degradación de dichos nutrientes (Dahab, *et al*, 1982).

Algunas de las ventajas que ofrece este sistema son:

- a) Tratamiento eficiente de desechos líquidos con contaminantes solubles
- b) Baja producción de biomasa con respecto a la cantidad de sustrato consumido. La mayor parte de los contaminantes se transforman en CH_4 y CO_2
- c) No requieren un balance específico de nutrientes básicos (C:N:P)
- d) Permite ser operado en forma intermitente

Los inconvenientes son:

- a) La temperatura óptima de operación es de 37 °C por lo que, en general, requiere fuentes externas de calor
- b) Necesita altos tiempos de retención hidráulica, que pueden variar desde horas hasta días (20 a 30 días para digestión de lodos), dependiendo de la cantidad de contaminantes en el agua de desecho
- c) Los microorganismos son muy sensibles a cambios de pH y de temperatura
- d) Estos reactores únicamente sirven para el tratamiento de aguas de desecho con contaminantes en solución

(Young, *et al*, 1969; Lettinga, *et al*, 1982; Young, *et al*, 1982; Benefield, *et al*, 1980).

4.2 Modelos de diseño

Young (1982), con base en experimentos, concluyó que para un desecho determinado, y para un tiempo de retención hidráulica dada, existe una altura óptima del reactor o del empaque; sin embargo, recomienda alturas mayores de 2 m, ya que en la parte superior del empaque, el metabolismo de los microorganismos es más lento.

También demostró, en forma empírica, que la eficiencia de la remoción de la DQO en un filtro anaerobio, con tipo de empaque y altura determinados, varía inversamente al tiempo de retención hidráulica para el volumen libre dentro del reactor. Dicho comportamiento se describe en la ec 4.1

$$E = 100 \left(1 - \frac{\theta_T}{T} \right) \quad (4.1)$$

donde

E	remoción de DQO, en porcentaje
θ_T	coeficiente de proporcionalidad
T	retención hidráulica para el volumen libre en el reactor, en tiempo

El comportamiento de la remoción de DQO sugiere que el coeficiente θ_T es directamente proporcional a la altura del reactor. Esto significa que para una velocidad constante del líquido dentro del reactor, la eficiencia de remoción debe permanecer constante.

Puesto que

$$T = \alpha H / Q \text{ y } \theta_T = \theta H$$

donde

α porosidad del medio

A	área seccional del reactor
H	altura del medio de empaque
Q	gasto
θ	coeficiente del reactor

La ec 4.1 puede expresarse

$$E = 100 \left(1 - \frac{Q\theta}{\alpha A} \right) \quad (4.2)$$

El término $Q/\alpha A$ representa la velocidad promedio del líquido a través del reactor.

La ec 4.2 puede trasformarse en

$$E = 100 (1 - \theta V) \quad (4.3)$$

donde $V = Q/\alpha A$.

Esta es una ecuación más general que la 4.1 y es común para expresar la eficiencia en la remoción como $\% \text{DQO}$ para reactores con exceso de altura y con cargas orgánicas menores de 20 kg $\text{DQO}/\text{día}/\text{m}^3$.

Al modificar la ec 4.2 se obtiene la relación

$$S_e = \frac{\theta QS_o}{\alpha A} \quad (4.4)$$

donde

S_e = DQO soluble en el efluente

S_o = DQO soluble en el afluente

Lo anterior significa que para determinada altura de reactor, área seccional y concentración de desechos, la DQO del efluente se incrementa al aumentar el gasto.

5. METODOLOGÍA

5.1 Características del nejayote

Los parámetros que permiten conocer las características de este desecho (Sawyer, *et al*, 1978), y las técnicas utilizadas para determinarlas se obtuvieron del Standard Methods (1980) y del Deutsche Einheitsverfahren (1983):

pH. Actividad de iones hidrógeno en una solución acuosa

Alcalinidad. Capacidad de una solución para neutralizar ácidos

Conductividad. Capacidad de una solución para permitir el paso de una corriente eléctrica

Color. Longitud de onda para la cual la solución presenta la máxima absorción

Turbiedad.	Cantidad de luz dispersada (por una solución) en ángulos rectos, de la trayectoria de la luz incidente
Demanda bioquímica de oxígeno (DBO_5).	Degradación biológica de nutrientes bajo condiciones aerobias
Demanda química de oxígeno (DQO).	Cantidad de oxígeno requerida para oxidar por medios químicos sustancias orgánicas en un medio acuoso
Sólidos.	Material residual pesado al evaporar una solución o suspensión
Nitrógeno Kjeldahl.	Cantidad de nitrógeno orgánico contenida en la muestra
$N-NH_4^+$.	Cantidad de nitrógeno presente como amonio o como ion amonio
$N-NO_3^-$.	Cantidad de nitrógeno presente como ion nitrato
P.	Contenido de fósforo
SO_4^{2-} .	Contenido de sulfatos
Ca.	Contenido de calcio

La medición de dichos parámetros se efectúa para las muestras sin centrifugar (mezcla de material soluble y suspendido) y para las muestras centrifugadas (material soluble). De la diferencia de ambas mediciones se obtienen los valores correspondientes al material suspendido.

5.2 Digestión anaerobia del nejayote

5.2.1 Equipo

Para estudiar la biodegradación del nejayote bajo condiciones anaerobias se construyó un reactor anaerobio empacado a nivel laboratorio, consistente en cinco etapas (cinco reactores) conectadas en serie a fin de conocer la cantidad de gases producidos y su composición en cada una de ellas (fig 5.1).

Las respectivas unidades tienen una altura de 37.5 cm, un diámetro de 9.6 cm y un volumen útil para el líquido de 2.3 l. Este arreglo es equivalente a un filtro anaerobio de 1.5 m de altura (empaque) con 11.5 l de volumen útil.

El material de empaque de cada unidad lo forman 32 anillos Pall de 3.7 cm, cada uno con un área superficial expuesta de 97 cm². En total, tomando en cuenta los anillos Pall de las cinco unidades, más la superficie interna de los reactores, la superficie expuesta al crecimiento de los microorganismos es de 22 800 cm² (2.28 m²).

Al desplazar una solución saturada de NaCl en una probeta construida ex profeso, los gases producidos son colectados.

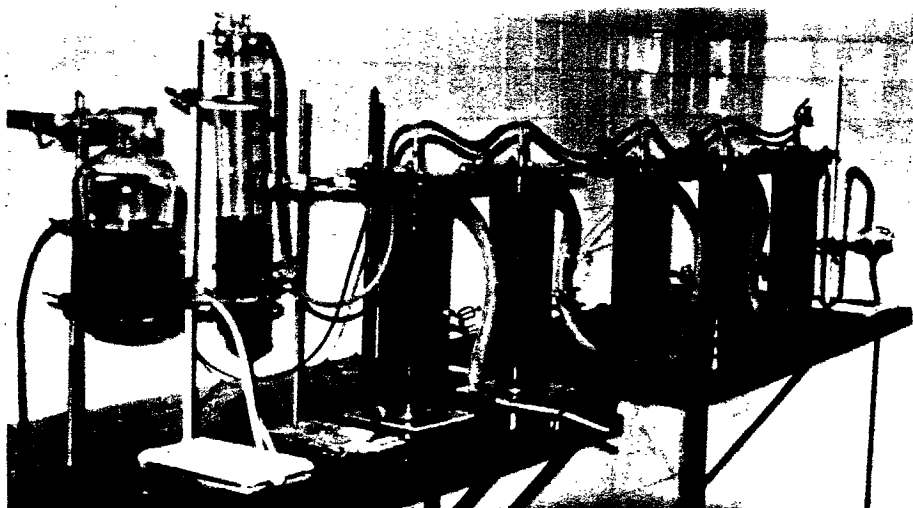
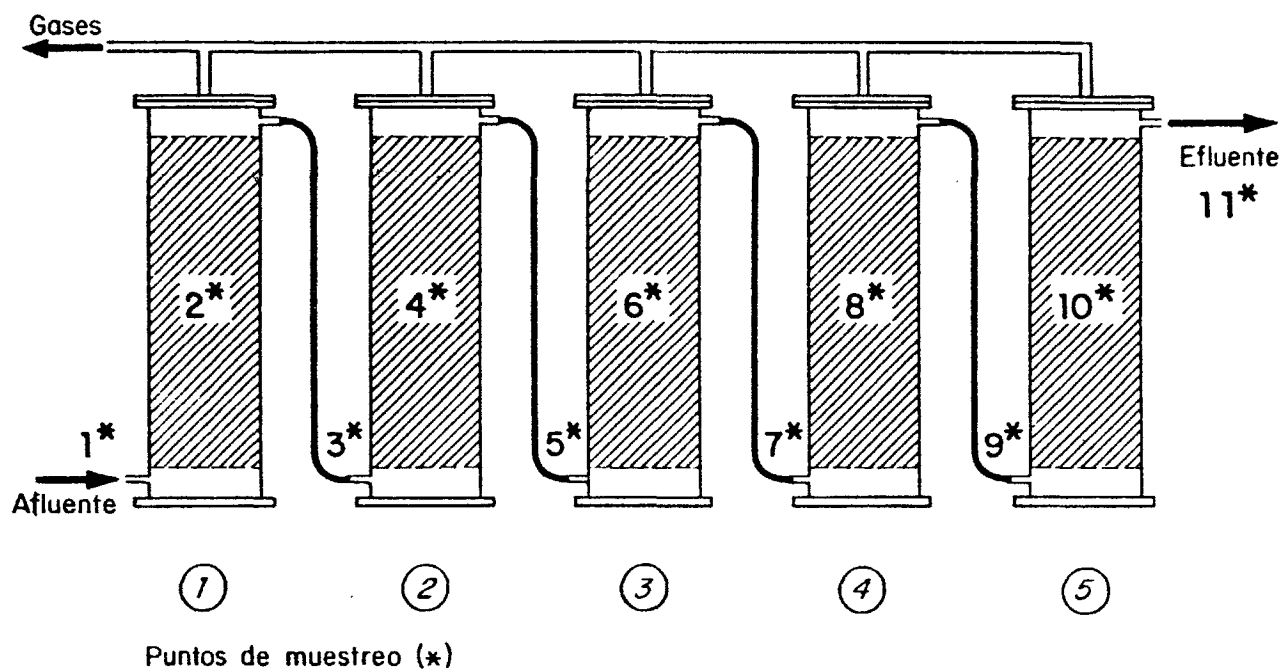


Fig 5.1 Reactor anaerobio empacado a nivel laboratorio.

5.2.2 Operación

El reactor se localiza en un cuarto con control de temperatura, lo cual permite mantener una temperatura constante dentro del reactor, de 35 °C.

El nejayote se introduce al reactor mediante una bomba de membrana, marca Prominent, tipo A2001.

El arranque del sistema se lleva a cabo inoculando el reactor con microorganismos anaerobios adaptados al nejayote. En el caso que se presenta, la adaptación se efectuó colocando lodos activados de la planta de tratamiento de aguas de desecho de CU en un recipiente e introduciendo nejayote una vez por semana durante dos meses. La temperatura de incubación se mantuvo a 35 °C.

Una vez estabilizado el sistema se procedió a su estudio bajo diferentes cargas orgánicas a fin de lograr seis diferentes valores, para lo cual se variaron el gasto y la concentración del nejayote.

En la fig 5.1 se indican los puntos de muestreo a lo largo del reactor; se consideran once puntos de muestreo para la fase líquida y cinco para la gaseosa.

5.3 *Análisis de muestras*

5.3.1 Muestras fase líquida

Los análisis que se llevaron a cabo como control del reactor fueron pH y alcalinidad. La eficiencia de remoción de contaminantes se determinó mediante analizar la demanda química de oxígeno (DQO) soluble.

La determinación de los productos metabólicos en la fase líquida (ácidos volátiles grasos) se efectuó a través de cromatografía de gases, un cromatógrafo de gases, marca Perkin Elmer, modelo Sigma 2B, equipado con un detector de ionización de flama y dos columnas de vidrio de 6 pies de longitud y 1/8 de pulgada de diámetro interno, empacadas con Carbowax 20M al 5 por ciento sobre Cromosorb WA/W, malla 80-100, y H_3PO_4 al 1 por ciento. Como accesorios se utilizó un saturador de ácido fórmico (Wood, *et al*, 1980), y un microprocesador, marca Spectra Physics, modelo SP-4100, para el análisis de resultados.

La temperatura del detector fue de 250 °C, al igual que la del inyector. La temperatura de la columna fue inicialmente de 60 °C durante 2.5 min; posteriormente se elevó hasta 120 °C, con una rapidez de 30°/min. El gas de arrastre fue nitrógeno, con un gasto de 40 ml/min.

La curva de calibración se hizo con una mezcla de ácido acético, propiónico, butírico y valérico en concentraciones cada uno, de 10^{-3} M; se añadió a dicha mezcla 0.25 ml de una solución de ácido isobutírico como estándar interno para un volumen total de 5 ml.

Antes de analizarse las muestras se centrifugaron a 4 000 rpm durante 15 min, se acidularon con HCl concentrado hasta alcanzar un pH de dos y se les añadió 0.25 ml de ácido isobutírico como estándar interno para un volumen total de 5 ml.

Las muestras se introdujeron a la columna mediante una jeringa hipodérmica en cantidades que variaron entre 0.5 y 0.1 μl , aislando el *septum* después de cada inyección.

5.3.2 Muestras en fase gaseosa

Se colectaron directamente de cada reactor y del sistema completo por medio de buretas con desplazamiento de líquido.

Los análisis se realizaron sin ningún tratamiento previo, en un cromatógrafo de gases Fisher, modelo 1200, equipado con dos columnas de aluminio; una de ellas empacada con Porapak-Q, malla 80-100, con una longitud de 6.5 pies y un diámetro de 1/8 de pulgada. La otra columna contenía un empaque de Sieve 13X, malla 60-80, con longitud de 11 pies y un diámetro de 3/16 pulg. El cromatógrafo estaba equipado con un detector de conductividad térmica.

Las muestras se introdujeron a través de una válvula automática de 0.25 ml.

La temperatura de la columna se mantuvo constante, en 50 °C. El gas de arrastre utilizado fue helio, con un gasto de 60 ml/min.

La curva de calibración se llevó a cabo con una mezcla comercial de gases CO_2 , H_2 , N_2 , CH_4 , CO , O_2 y He en concentraciones conocidas, conforme con el orden de aparición en el cromatograma.

Finalmente, la evaluación de la composición de los gases se hizo por triangulación y normalizando el área.

Para mayor información sobre aspectos técnicos en cromatografía de gases se recomienda la lectura de Day (1974), Eming (1975), Mc Nair (1981) y Peters (1974).

6. RESULTADOS

6.1 *Caracterización del nejayote*

Los análisis descritos en el subcapítulo 5.1 se hicieron con objeto de caracterizar las aguas de desecho de dos industrias productoras de nixtamal: una, pequeña, que procesa aproximadamente una tonelada de maíz al día, y otra, grande, con una producción de 200 ton/día. Los resultados se presentan en la tabla A.1, los cuales permiten hacer algunos comentarios:

1. La alta alcalinidad se debe principalmente al fuerte contenido de carbonatos y bicarbonatos
2. El valor de pH es muy alto para considerar al nejayote

susceptible de tratarse mediante sistemas biológicos sin un ajuste previo

3. La turbiedad proviene básicamente de sólidos suspendidos
4. Los valores de sólidos en base seca, DBO_5 y DQO , son aproximadamente 15 a 20 veces mayores que para aguas de desecho de tipo doméstico (Benefield, *et al*, 1981)
5. El material sólido suspendido es refractario al ataque microbiano. Esto puede observarse en los valores de la DBO_5 total, soluble y suspendida
6. La mayor parte de los contaminantes, tanto orgánicos, como inorgánicos, se encuentran en forma soluble
7. La relación ideal de nutrientes solubles para microorganismos aerobios puede considerarse como $DBO_5:N:P = 100:5:1$. Para aguas de cocimiento y de lavado, a nivel industrial, es de $230:43:1$ y $134:6:1$, respectivamente.

La misma relación, para las aguas de cocimiento de pequeñas industrias, es de $44:1.6:1$.

De manera general se puede afirmar que el nejayote, como fuente de nutrientes para microorganismos aerobios dista del ideal para

nitrógeno y fósforo, con respecto a la DBO_5 .

En este trabajo se usaron efluentes de un molino de nixtamal (pequeña industria).

6.2 Comportamiento del sistema

La disposición de los puntos de muestreo (fig 5.1) permite, mediante análisis químicos y fisicoquímicos, estudiar la evolución de los procesos bioquímicos que se llevan a cabo en el reactor anaerobio.

Las tablas A.2 a A.7 muestran las condiciones de trabajo y los resultados obtenidos en el reactor cuando el sistema se encontraba en equilibrio. Se consideró que el sistema estaba en equilibrio cuando parámetros como pH, alcalinidad, DQO y producción de gases no variaban respecto al tiempo.

La tabla A.8 contiene la cantidad y composición de los gases en el reactor para cada una de las condiciones de trabajo.

6.2.1 Eficiencia del sistema

La eficiencia de remoción de contaminantes del sistema depende del valor del pH. Al ser sensibles las bacterias metanogénicas a cambios de pH, la transformación de material orgánico soluble

a gases (principalmente CO_2 y CH_4) se lleva a cabo de forma óptima en valores de pH neutrales (6.5 a 7.5).

Los valores de pH observados varían en un intervalo muy amplio. El nejayote alimentado tenía valores que oscilaban entre 11 y 12. De forma inesperada, en el punto de muestreo dos (tabla A.3) el pH disminuía hasta valores de cinco, lo cual inhibía la actividad de las bacterias metanogénicas. Para aumentar la alcalinidad del sistema y neutralizar la gran cantidad de ácidos orgánicos producidos en las primeras etapas del reactor se añadió al nejayote $NaOH$ diluida. Gracias a esta medida se permitió que la flora metanogénica ajustara el pH hasta valores de neutralidad al degradar los ácidos volátiles producidos en la fase acidogénica (tablas A.2 a A.7).

Como resultado de la producción de ácidos orgánicos, la alcalinidad disminuía en el primer reactor, en tanto que aumentaba, junto con el pH, al irse degradando los ácidos orgánicos. Dicho comportamiento fue observado de forma general en todas las fases experimentales, correspondientes a diferentes cargas orgánicas.

En todos los casos se observaron valores de alcalinidad y de pH casi constantes en las etapas finales del sistema.

El parámetro que permite decidir si el sistema es apto para el tratamiento del nejayote es la DQO . La mayor remoción de DQO alcanzada fue 91.4 por ciento para la primera carga orgánica; la menor resultó de 83 por ciento para la cuarta carga orgánica, correspondiendo al primer caso el mayor tiempo de retención y la menor concentración en el afluente, y al segundo caso la más alta concentración del afluente y el menor tiempo de retención hidráulica. Debe aclararse que esta afirmación no puede considerarse en forma estricta como una descripción del comportamiento del sistema. Como puede observarse en la fig 6.1, la remoción permanece constante para las cinco primeras cargas orgánicas y disminuye para la mayor. A esto se contraponen las curvas de degradación de la DQO de la fig 6.2. La remoción de contaminantes llega a un máximo (mínima concentración) y permanece constante durante las últimas etapas del sistema. Lo anterior significa que la altura total del empaque del sistema estaba sobrada para todos los casos, de tal suerte que no es posible hacer una relación general de carga orgánica con la remoción de DQO . Con base en la fig 6.2 es factible afirmar que la remoción de DQO se completó siempre en el tercer reactor, resultando innecesarios los dos últimos.

La fig 6.2 indica también que el nejayote contiene material orgánico que no es degradable en el sistema anaerobio estudiado. Dicho material se encuentra presente en el nejayote, constituyendo entre el 8 y el 10 por ciento de la DQO soluble.

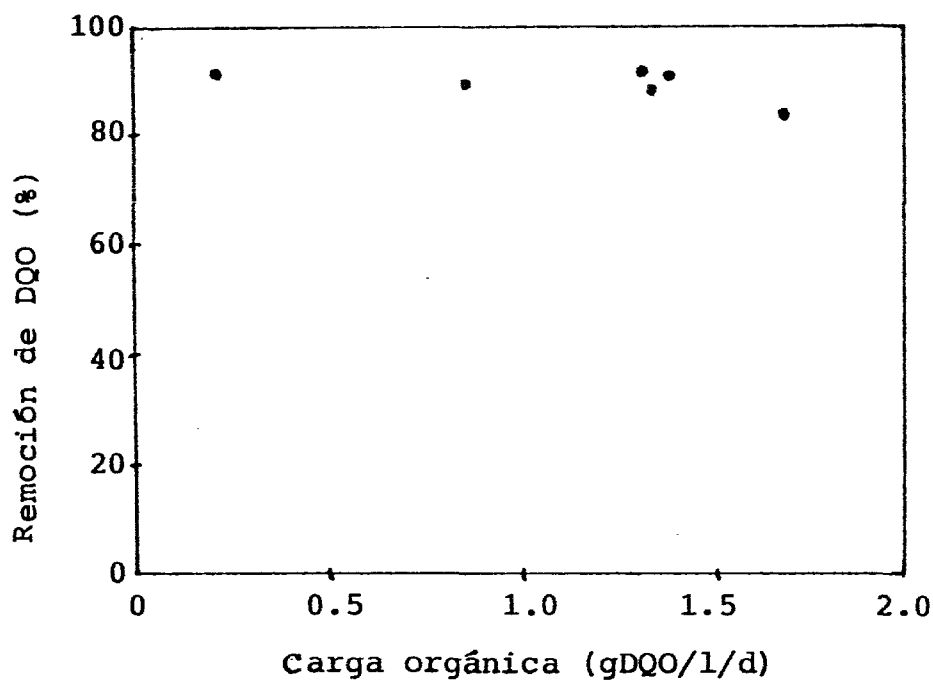


Fig 6.1 Remoción de DQO en función de la carga orgánica

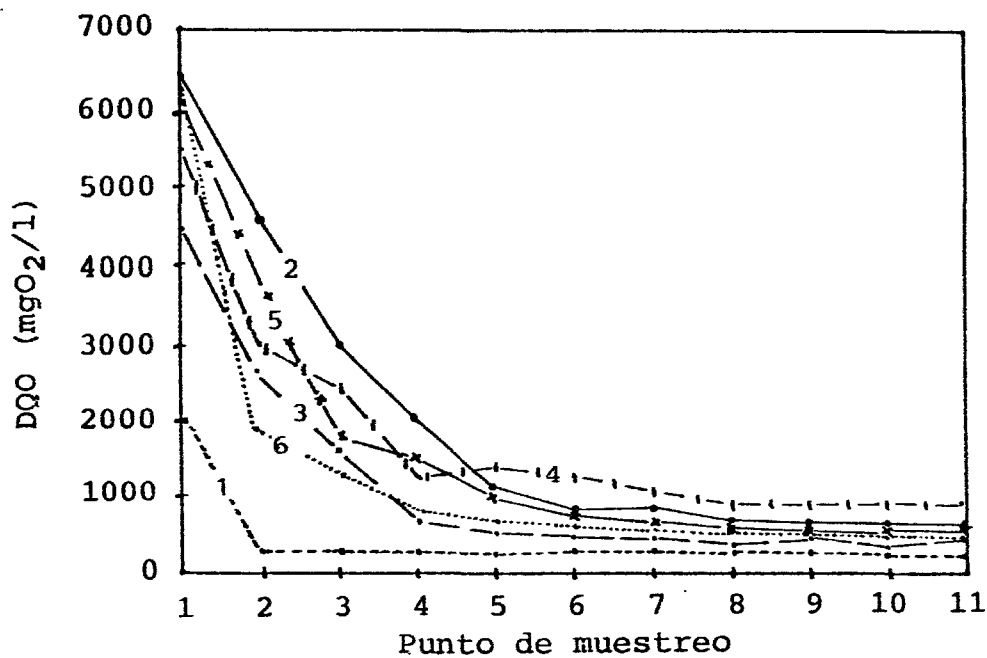


Fig 6.2 Comportamiento de la DQO a lo largo del reactor para las diferentes corridas

A su vez, la fig 6.3 muestra la relación entre la DBO_5 y la DQO determinadas para las mismas muestras durante la segunda carga orgánica. La remoción de contaminantes en el reactor, medida como DBO_5 o DQO , alcanzó 90 por ciento.

Las determinaciones de DBO_5 permiten afirmar que una parte del material orgánico en el afluente del sistema contiene material biodegradable bajo condiciones aerobias. Además, el hecho de que el valor de la DBO_5 en el punto de muestreo 2 sea mayor que en el nejayote significa que los procesos biológicos en las primeras etapas del sistema son procesos de transformación, primordialmente.

Dichos procesos hacen que algunas sustancias sean más fácilmente biodegradables de forma aerobia después de un proceso anaerobio; tal es el caso de los ácidos orgánicos volátiles.

6.2.2 Productos metabólicos

El metano y el anhídrido carbónico se consideraron como productos finales de la metanogénesis, y el ácido acético, propiónico, butírico y valérico como productos finales de la acidogénesis.

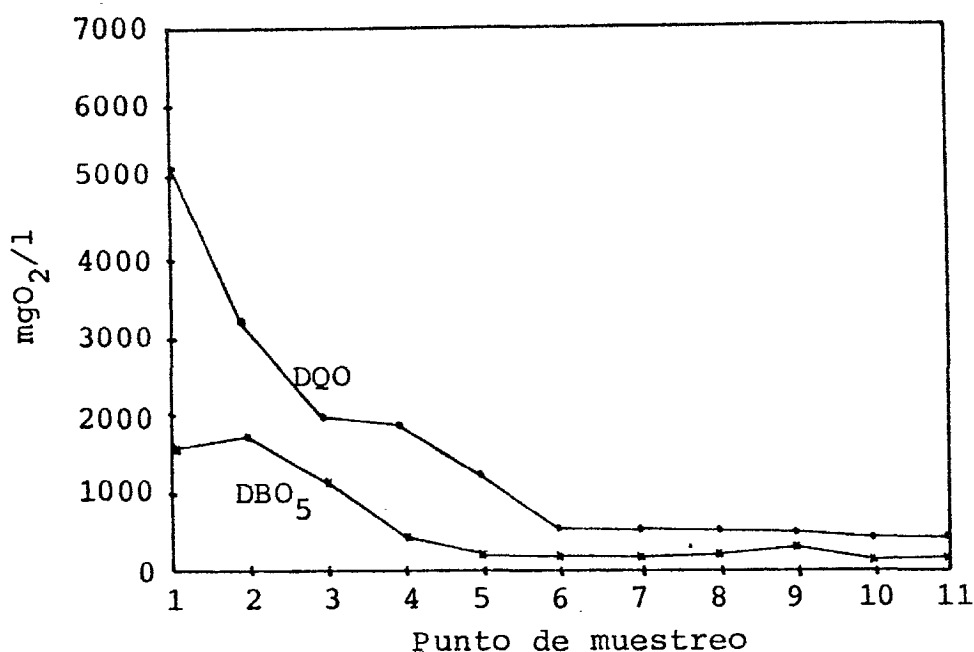


Fig 6.3 DBO₅ y DQO durante la segunda corrida (segunda carga orgánica)

6.2.2.1 Productos de la metanogénesis

El cromatograma de una mezcla de gases de composición conocida se presenta en la fig 6.4 y en la 6.5 un cromatograma de la mezcla de gases procedentes del reactor.

En todos los casos de análisis de gases pudo observarse la ausencia de hidrógeno y de monóxido de carbono. En algunos se identificaron trazas de oxígeno y nitrógeno, los cuales se encontraban presentes debido a fallas en el muestreo. Dichas trazas no fueron tomadas en cuenta, ya que siempre constituyeron menos

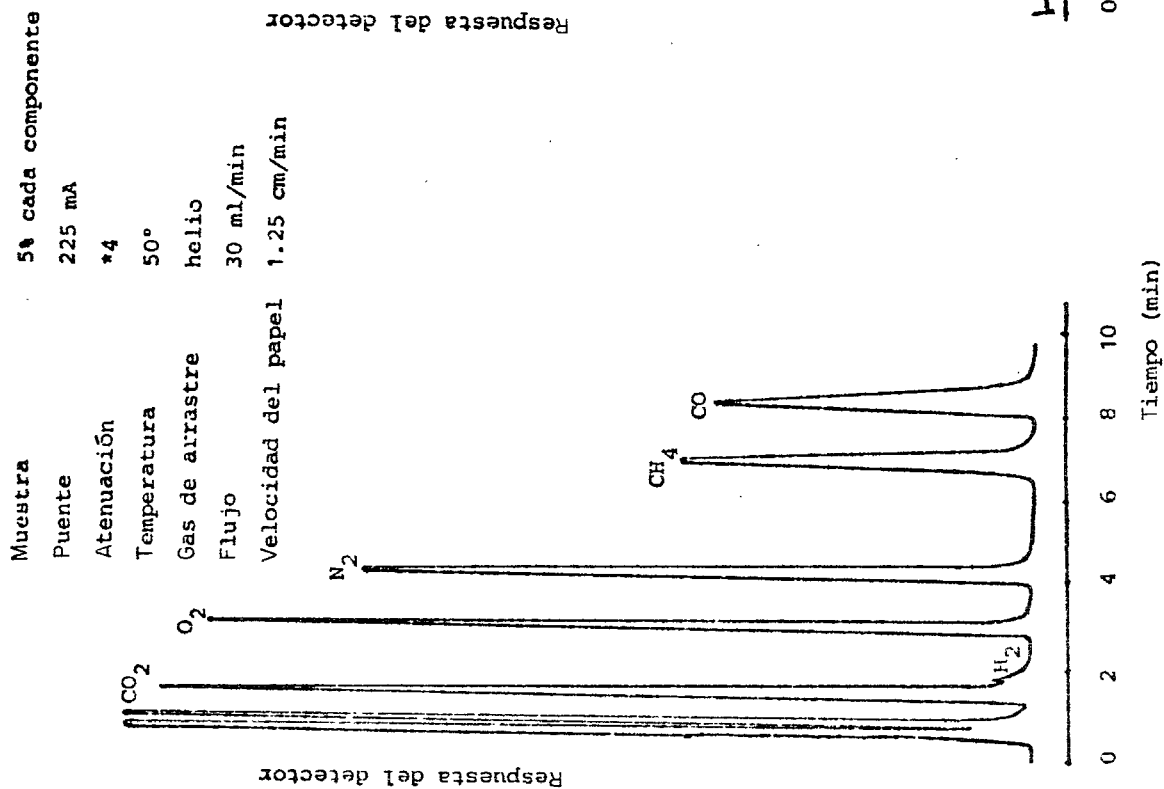


Fig 6.4 Cromatograma de una mezcla de gases de composición conocida

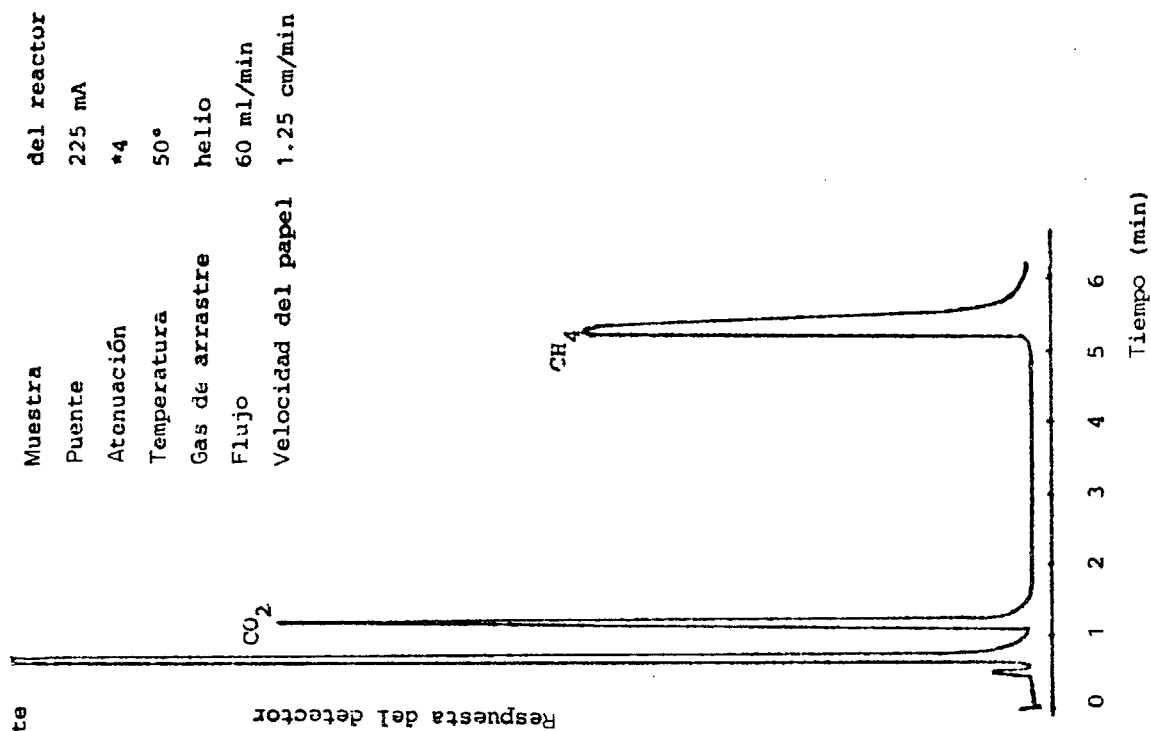


Fig 6.5 Cromatograma de una mezcla de gases procedentes del reactor

del 1.0 por ciento del total de los gases colectados.

Los gases producidos se colectaron en cada uno de los cinco reactores y como producción total del sistema. Los valores correspondientes son los de la tabla A.8.

A partir de las mediciones del volumen total de gas producido en cada una de las corridas y de los valores de la DQO consumida en todo el sistema, se construyó la gráfica de la fig 6.6. Los valores respectivos están en la tabla 6.2.

TABLA 6.2 VALORES EXPERIMENTALES DE CARGA ORGANICA, VOLUMEN DE GAS PRODUCIDO, DQO CONSUMIDA Y PRODUCCION ESPECIFICA DE GASES

Corrida	Carga orgánica, $gDQO/l/d$	Volumen de gas producido, en l/d	DQO consumida, en $g DQO/d$	Producción específica de gas, en $l prod/g DQO cm$
1	0.212	1.46	2.257	0.65
2	1.300	9.11	13.574	0.67
3	1.364	13.29	14.266	0.93
4	1.662	13.62	15.851	0.86
5	1.317	11.14	13.625	0.82
6	0.840	5.40	8.730	0.62

De la pendiente de la recta de la fig 6.6 se desprende que la producción específica de gases en el sistema, al ser operado bajo

diferentes condiciones, se puede generalizar para dar 0.91 l de gas producido por cada gramo de DQO consumida. La generación específica de gases es independiente de las condiciones de operación, siempre y cuando el tiempo de retención hidráulica en el reactor sea suficiente para lograr una transformación máxima del material orgánico contenido en el nejayote (conviene comparar las curvas de la fig 6.2).

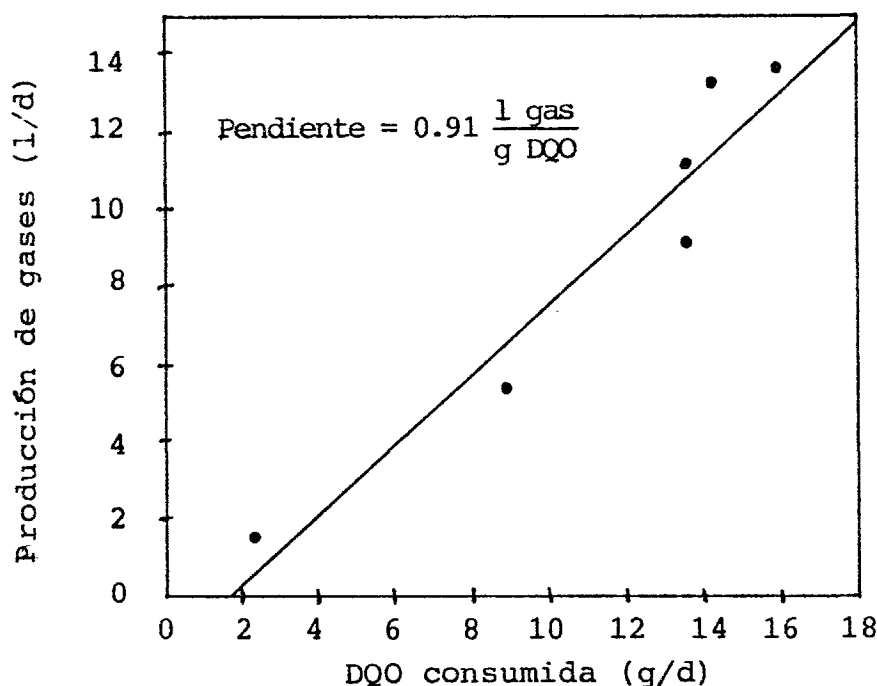


Fig 6.6 Relación entre la DQO consumida en todo el sistema y la producción de gases (cada punto representa una carga orgánica)

La fig 6.7 indica la relación entre la carga orgánica y la producción específica de gases. Puede observarse que al aumentar la carga orgánica hay una tendencia a incrementar la producción específica de gases. Debe aclararse que con los resultados de este estudio no es posible llegar a una explicación de dicho

fenómeno. Sin embargo, el conocimiento de los procesos bioquímicos indica que al aumentar la carga orgánica disminuye el valor del pH en las primeras etapas del sistema, lo cual favorece el metabolismo de las bacterias acidogénicas y aumenta la producción específica de ácidos orgánicos volátiles (g ácidos/g DQO consumida). Al ser ligeramente mayor la producción de ácidos orgánicos bajo cargas orgánicas altas, la transformación de dichos ácidos en gases podría aumentar el rendimiento de la producción de gases.

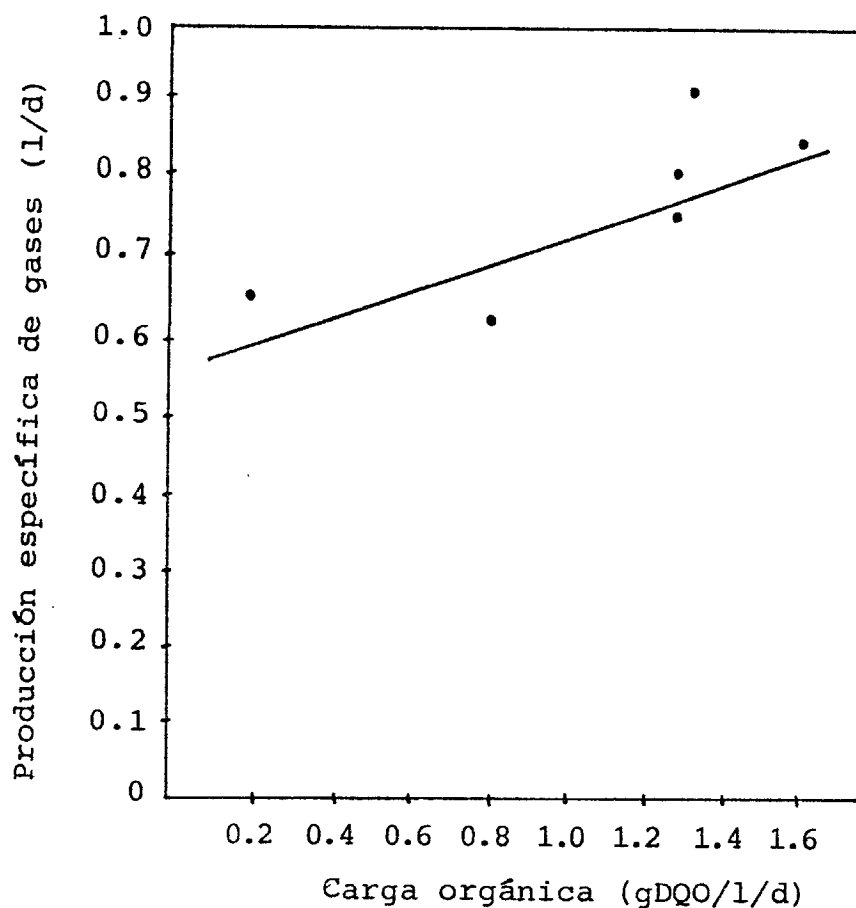


Fig 6.7 Relación entre la carga orgánica y la producción específica de gases

Por su parte, la fig 6.8 señala que la composición de gases producidos no es afectada por las condiciones de operación del sistema. La composición promedio de dichos gases es de 60 por ciento CH_4 y 40 por ciento CO_2 , lo cual permite la combustión directa de los mismos.

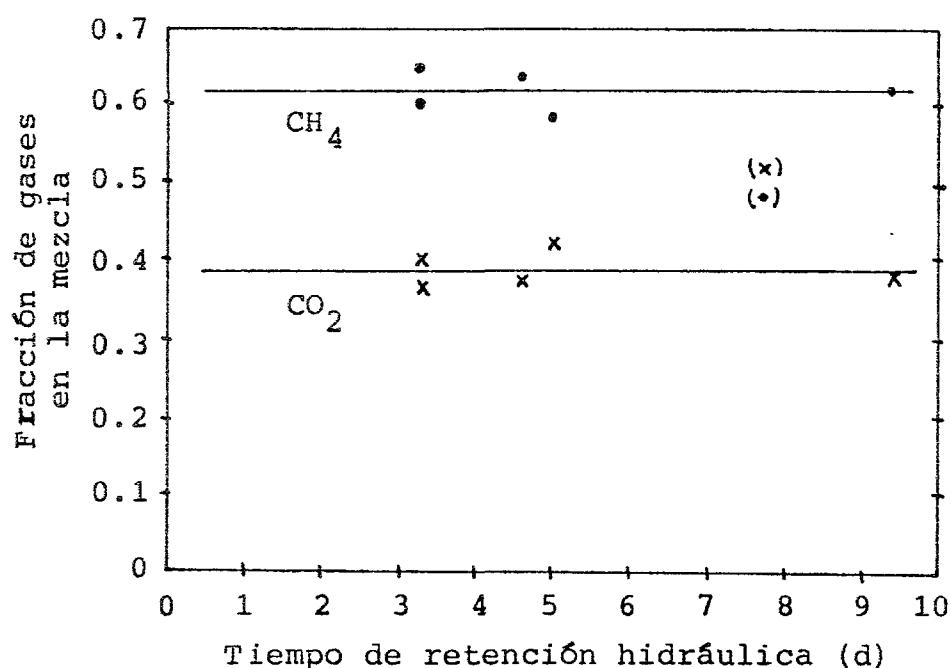


Fig 6.8 Contenido de CH_4 y CO_2 en la mezcla de gases en función del tiempo de retención hidráulica del sistema

El hecho de que no se encontrara hidrógeno en la mezcla de gases permite afirmar que todo el hidrógeno producido durante las reacciones bioquímicas descritas en el Cap 3 es utilizado como agente reductor del CO_2 para dar CH_4 . Se puede suponer que al existir una fuente adicional de hidrógeno en un sistema de digestión anaerobia, es posible aumentar el porcentaje de metano originado por la reducción del CO_2 existente.

Al comparar la composición de los gases con los contenidos de ácidos orgánicos a lo largo del reactor pudo apreciarse una degradación secuencial de estos, degradándose preferentemente el ácido acético, después el propiónico y por último el butírico; por su parte, el porcentaje de metano en la mezcla de gases aumenta a lo largo del reactor, con el tiempo de retención hidráulica (fig 6.9). Lo anterior se explica analizando las reacciones bioquímicas descritas en el Cap 3. En las primeras etapas, la mayor parte de los gases proviene de la degradación de ácido acético, la cual produce una mezcla de gases de 50 por ciento de CH_4 y 50 por ciento de CO_2 . Conforme se agota el ácido acético se degrada el propiónico, produciéndose mayor cantidad de CO_2 que de CH_4 ; lo mismo sucede durante la degradación de ácido butírico. Se podría pensar, entonces, que la proporción de CO_2 será mayor que la de metano, lo cual no sucede, ya que una parte del bióxido de carbono será reducido para formar metano. Apparently, la cantidad de CO_2 reducida a CH_4 no es mayor debido a la carencia de hidrógeno, el cual sirve como agente reductor. Esta suposición puede comprobarse al no aparecer hidrógeno en la mezcla gaseosa.

6.2.2.2 Productos de la acidogénesis

La fig 6.10 es un cromatograma de la solución de calibración formada por una mezcla de ácidos orgánicos volátiles con una

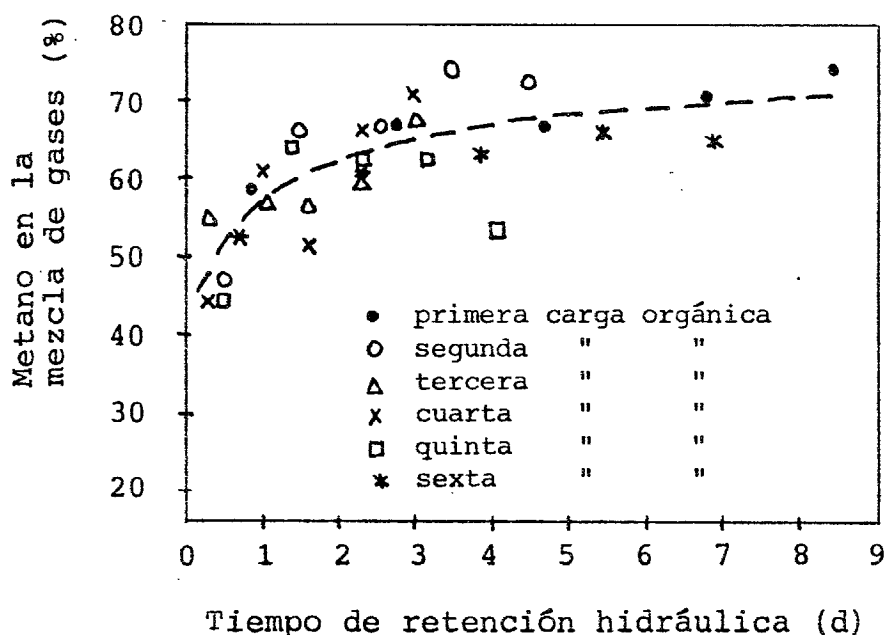


Fig 6.9 Contenido de metano en la mezcla de gases en cada uno de los reactores para las diferentes cargas orgánicas

concentración de 10^{-3} M cada uno y el estándar interno. Por su parte, la fig 6.11 es un cromatograma de la mezcla de ácidos presentes en una de las muestras líquidas del reactor.

Aunque se determinó el contenido de ácidos orgánicos volátiles en la primera, segunda, tercera y cuarta cargas orgánicas (tablas A.3 a A.5), en este trabajo no se muestran los contenidos de ácidos de la primera carga orgánica, debido a que las concentraciones fueron inferiores a los límites de detección del método analítico. En la fig 6.2 puede apreciarse que la degradación de contaminantes durante la primera carga orgánica estaba prácticamente concluida antes de llegar al segundo punto de muestreo.

Muestra	solución de calibración
Atenuación	16×10^{-11}
Temperatura	a 60°C 2.5 min de 60°C a 140°C a $30^{\circ}/\text{min}$
Gas de arrastre	nitrógeno
Gasto	40ml/min
Velocidad del papel	0.5 cm/min

2	ácido acético
3	ácido propiónico
4	ácido isobutírico
4'	ácido butírico
5	ácido valérico

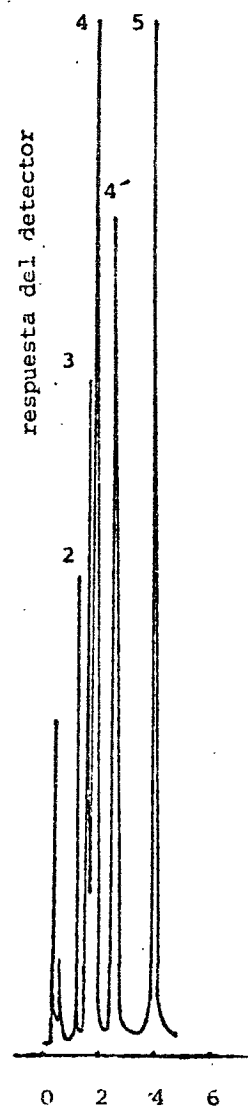


Fig 6.10 Cromatograma de la solución de calibración (mezcla de ácidos 10^{-3} M + estándar interno)

En la fig 6.11 se observa que el afluente del reactor contenía ácido acético, lo cual se explica al decir que el valor del pH en el nejayote, al que no se le añadió NaOH diluida, bajaba hasta valores cercanos a 6, a temperatura ambiente, en un periodo de dos días.

Al ser el nejayote fresco una solución acuosa alcalina, se puede suponer que el CO_2 del aire será absorbido, haciendo que el pH baje lo suficiente para permitir la colonización y reproducción de bacterias; de esta forma, los procesos bioquímicos anaerobios comenzarán antes de que el nejayote sea introducido al reactor anaerobio.

Muestra	del reactor
Atenuación	8×10^{-11}
Temperatura	a 60°C 2.5 min de 60°C a 140°C a $30^\circ/\text{min}$
Gas de arrastre	nitrógeno
Gasto	40 ml/min
Velocidad del papel	0.5 cm/min

2	ácido acético
3	ácido propiónico
4	ácido isobutírico
4'	ácido butírico
5	ácido valérico

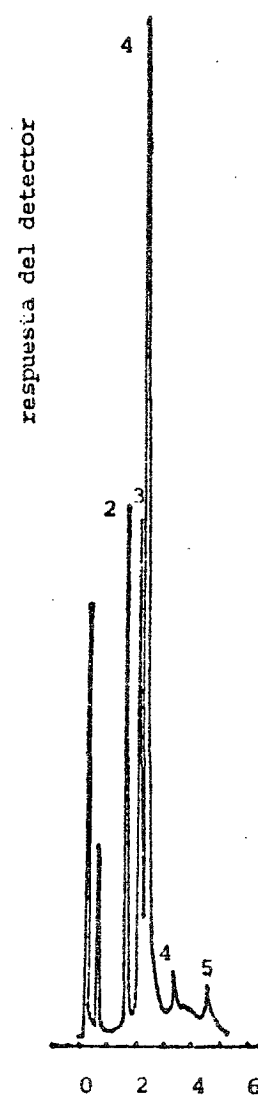


Fig 6.11 Cromatograma de una de las muestras del reactor más el estándar interno

La variación de las concentraciones de ácidos orgánicos con respecto al tiempo de retención hidráulica se presenta en la pag 6.12. Se puede observar que en las primeras etapas del reactor la producción de ácidos orgánicos es mayor que el consumo (aumento de la concentración). En etapas posteriores, los ácidos son consumidos hasta su total.

El consumo de ácido acético se lleva a cabo con mayor rapidez que el de los ácidos propiónico y butírico. Kuntz (1983) y El-Shafie (1973) afirman que la presencia de propiónico inhibe la degradación del acético por la flora metanogénica, y que dicha degradación se lleva a cabo con mayor rapidez en ausencia de ácido propiónico. También demostraron que la degradación de ácidos con cadenas que contienen un número par de átomos de carbono se efectúa con mayor rapidez que la de ácidos con cadenas con números de carbono impar o ramificado.

Con los resultados que se alcanzaron no es posible saber si los ácidos butírico y valérico se producen en grandes cantidades, o si son consumidos rápidamente.

No es factible efectuar más observaciones con respecto al proceso de degradación del ácido propiónico ya que el límite de detección de este ácido fue el más alto de los analizados. Dicho fenómeno se debe a que el pico del estándar interno interfiere

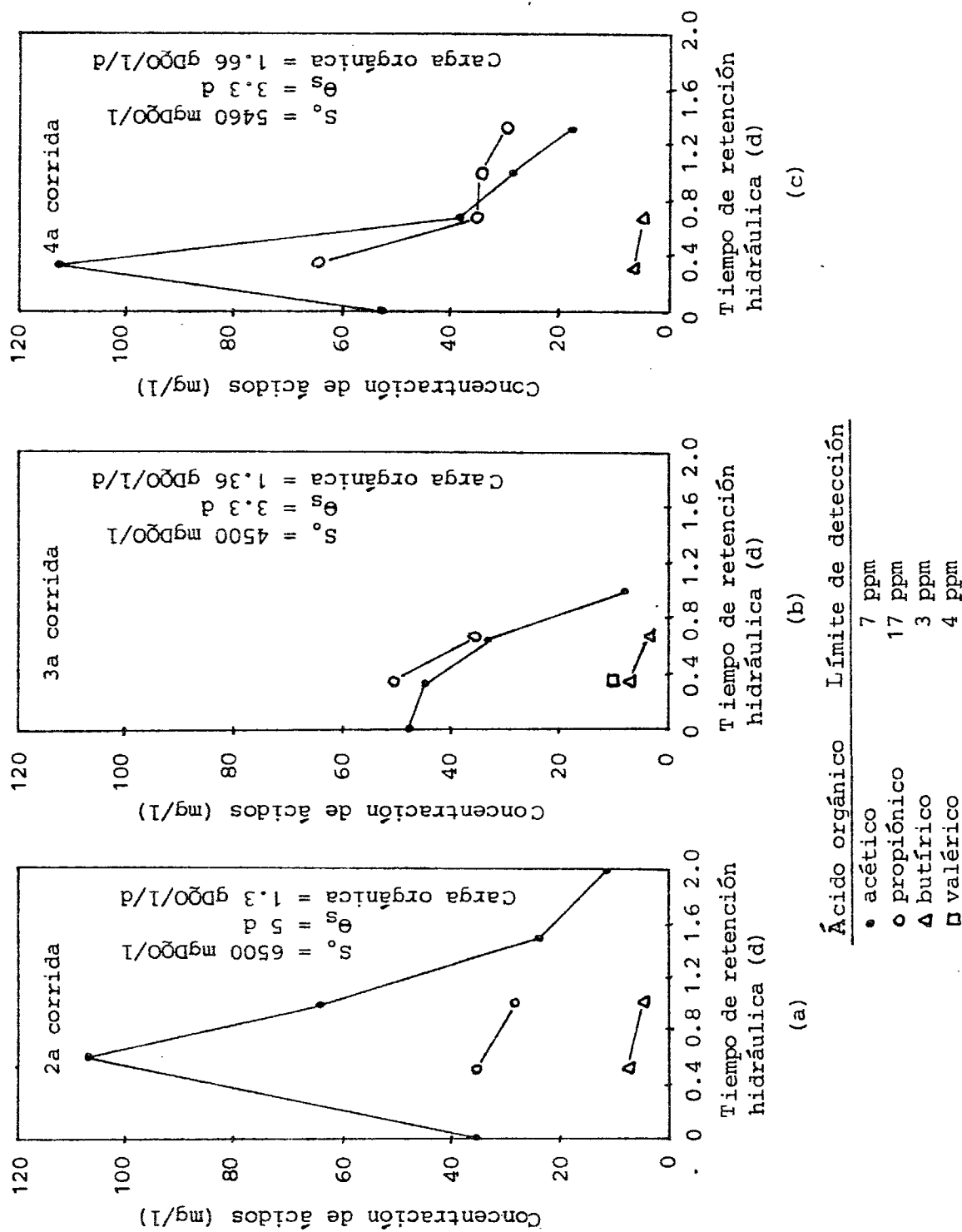


Fig 6.12 Contenido de ácidos orgánicos volátiles en el sistema para tres corridas

y cubre en parte el pico del ácido propiónico (fig 6.10).

6.3 Película biológica

El sistema estudiado se mantuvo en operación durante 18 meses. En los primeros seis meses fue operado con cargas orgánicas bajas (0.2 g DQO/l/d) para permitir la formación de la película sobre los anillos Pall; después del tiempo de adaptación, el líquido del sistema se extrajo, de tal forma que fuera posible cuantificar el volumen de los sedimentos dentro de los reactores.

La cantidad de sedimentos se cuantificó cada seis meses, después de los cuales se pudo extraer una cantidad de aproximadamente 150 ml de sedimentos únicamente del primer reactor; los cuatro reactores restantes no contenían sedimentos en cantidades significativas.

Los sedimentos acumulados durante el segundo periodo de seis meses fueron extraídos del sistema sin cuantificarse. Esta operación se llevó a cabo con objeto de limpiar el sistema.

Las cantidades de sedimentos acumulados durante el tercer y último periodo de seis meses fueron constituidas por un volumen en el fondo del primer reactor de aproximadamente 900 ml, y en el segundo reactor de aproximadamente 100 ml.

En todos los casos, los sedimentos estaban integrados por flóculos no adheridos entre ellos, lo que permitió una fácil extracción. No se observó en ningún caso obstrucción del material de empaque.

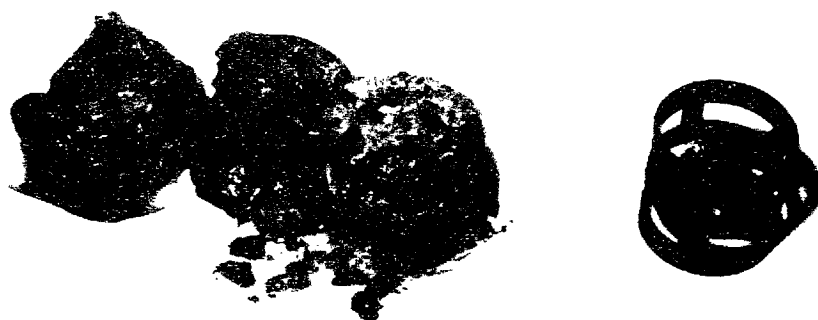
Las figs 6.13 a 6.18 son fotografías del material de empaque en diferentes partes del sistema, después de 18 meses de operación. Se puede observar que la mayor densidad de microorganismos se encuentra en la parte superior del primer reactor, disminuyendo el espesor de la película a lo largo del sistema, hasta hacerse casi imperceptible en las últimas etapas del mismo.

En el primer reactor, la película era una aglomeración de microorganismos con coloración amarillo ocre, la cual cambió a gris en los restantes cuatro reactores. El gris se atribuyó a la reducción de sulfatos a sulfuros con la consecuente formación de sulfuros de fierro.

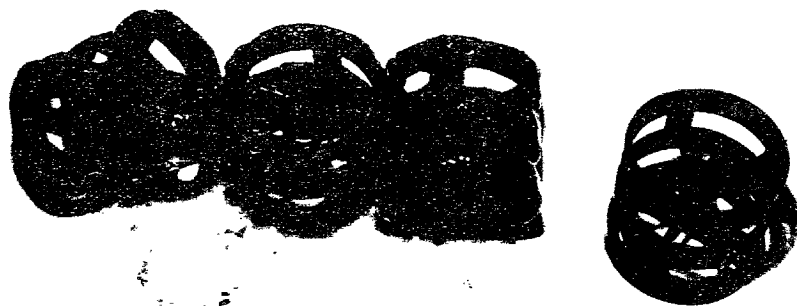
Estas observaciones permiten afirmar que la producción de biomasa en el sistema estudiado es despreciable si se compara con la cantidad de nejayote tratado en él, que casi la totalidad del material orgánico degradado en el sistema es transformado en gases.



Fíg 6.13 Apariencia de los anillos Pall procedentes de la parte inferior del primer reactor después de un año de operación



Fíg 6.14 Apariencia de los anillos Pall procedentes de la parte superior del primer reactor después de un año de operación



Fíg 6.15 Apariencia de los anillos Pall procedentes de la parte media del segundo reactor después de un año de operación

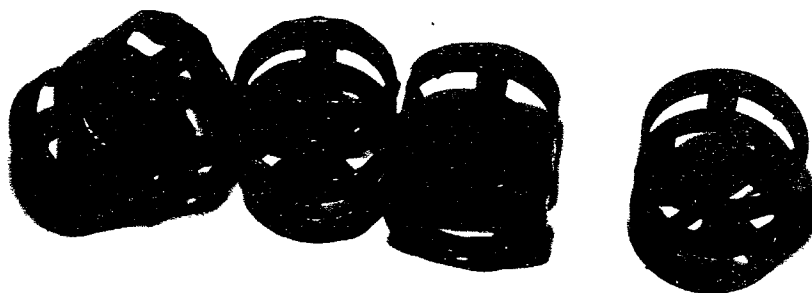


Fig 6.16 Apariencia de los anillos Pall procedentes de la parte inferior del tercer reactor después de un año de operación

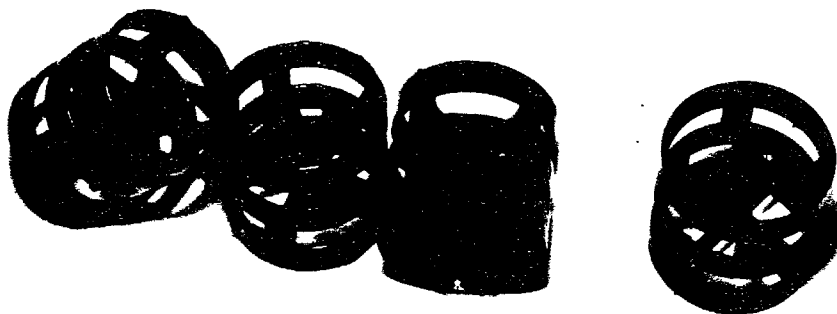


Fig 6.17 Apariencia de los anillos Pall procedentes de la parte inferior del cuarto reactor después de un año de operación

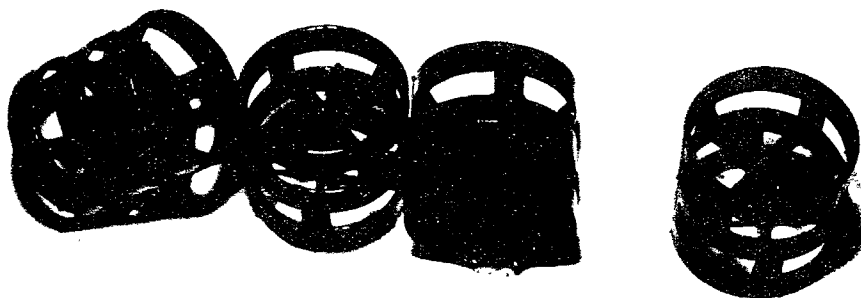


Fig 6.18 Apariencia de los anillos Pall procedentes de la parte superior del quinto reactor después de un año de operación

7. EJEMPLO DE DISEÑO

Se presenta un ejemplo de diseño, utilizando el modelo propuesto por Young y Dahab (1982) e incluido en el Cap 4 de este trabajo.

A partir de los datos experimentales en el reactor anaerobio (tablas A.2 a A.8), se determinó el coeficiente de proporcionalidad θ_T con la ec 4.1

$$E = 100 \left(1 - \frac{\theta_T}{T} \right) \quad (4.1)$$

Para determinar θ_T se dibujó $E/100$ contra $1/T$; la pendiente de la recta obtenida fue θ_T . Los datos corresponden a la tabla 7.1 y la gráfica a la fig 7.1.

TABLA 7.1 EFICIENCIAS Y TIEMPOS DE RETENCIÓN HIDRÁULICA PARA LAS DIFERENTES CORRIDAS

Corrida	Eficiencia, en %/100	Tiempo de retención hidráulica, en d	1/T, en d^{-1}
1	0.91	9.4	0.11
2	0.91	5.0	0.20
3	0.91	3.3	0.30
4	0.83	3.3	0.30
5	0.90	4.6	0.22
6	0.90	7.7	0.13

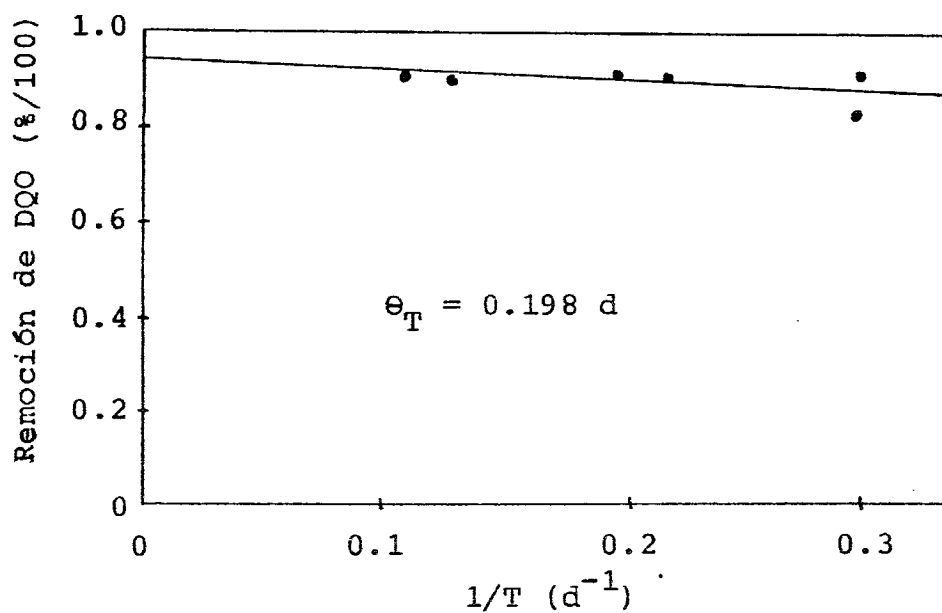


Fig 7.1 Gráfica para determinar el coeficiente de proporcionalidad, θ_T

El coeficiente del reactor, θ , se obtuvo mediante la ec 4.2.

$$E = 1 - \frac{Q\theta}{\alpha A} \quad (4.2)$$

Se dibujó, E contra $Q/\alpha A$, por lo que la pendiente de la recta resultante fue θ . Los valores son los de la tabla 7.2, y la gráfica correspondiente es la fig 7.2.

TABLA 7.2 DATOS UTILIZADOS PARA DETERMINAR EL COEFICIENTE DEL REACTOR θ , $A = 64 \text{ cm}^2$ y $\alpha = 0.94$ (Porosidad para anillos Pall de 3.7 cm)

Corrida	E , en %/100	Q , en cm^3/d	$Q/\alpha A$, en cm/d
1	0.91	1223	20.97
2	0.91	2300	39.46
3	0.91	3484	59.81
4	0.83	3500	60.12
5	0.90	2500	41.97
6	0.90	1500	25.72

Con los valores de los parámetros cinéticos θ_T y θ se pudo proceder al diseño de un reactor anaerobio empacado, utilizando datos de diseño, tales como gasto, porcentaje de remoción, con-

centración inicial, como DQO , y porosidad del medio de empaque.

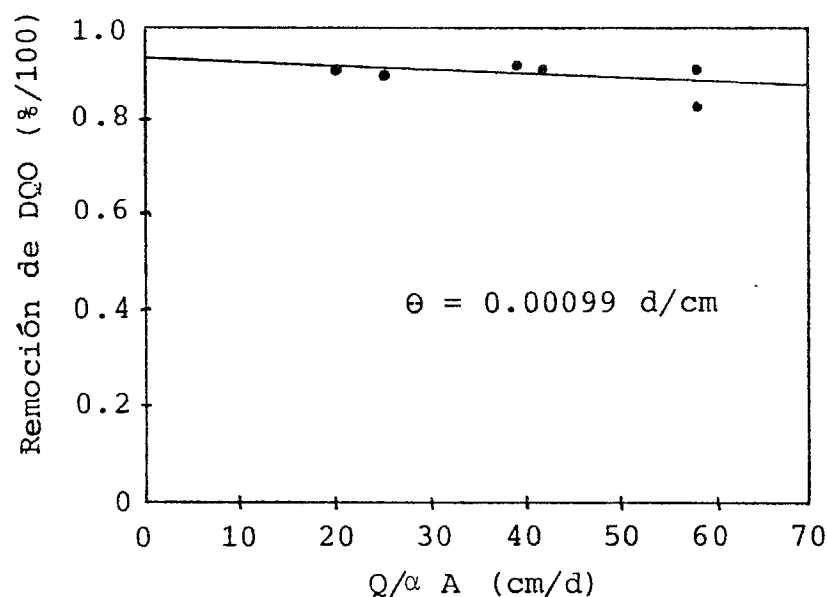


Fig 7.2 Gráfica para determinar el coeficiente del reactor, θ

Tomando como ejemplo una fábrica de harina de maíz nixtamalizada que procesa 200 toneladas de maíz al día y produce 326 m³ de nejayote al día con una concentración de DQO soluble de 6 150 mgO₂/l (González, 1984), los datos de diseño son:

$$Q = 326 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$S_0 = 6\,150 \text{ mg } DQO/\ell$$

$$\text{Remoción de } DQO \text{ deseada} = 90\%$$

$$\theta_T = 0.198 \text{ d}$$

$$\theta = 0.00099 \text{ d/cm}$$

Empaque del reactor: anillos Pall de 9 cm

De acuerdo con la ecuación

$$\theta_T = H \theta$$

se determina la altura del reactor

$$H = \frac{\theta}{\theta} = \frac{0.198 (d)}{0.00099 (d/cm)} = 200 \text{ cm} = 2.0 \text{ m}$$

El área seccional del reactor se determina a partir de la ec 4.4

$$S_e = \frac{\theta Q S_o}{\alpha A} \quad (4.4)$$

Despejando

$$A = \frac{\theta Q}{\alpha (S_e/S_o)} = \frac{(0.00099) (d/cm) (326 \times 10^6 \text{ cm}^3/d)}{0.94 (0.1)}$$

$$A = 3.43 \times 10^6 \text{ cm}^2 = 343 \text{ m}^2$$

Este valor corresponde a un cilindro con un diámetro de 21 m.

El tiempo de retención hidráulica se calcula con

$$T = \frac{\alpha AH}{Q} = \frac{(0.94) (343) (m^2) (2) (m)}{(326) (m^3/d)}$$

$$T = 1.98 \text{ días}$$

Si la cantidad de DQO consumida en un día es de 1 804 kg, la producción de gases se obtiene al multiplicar dicho valor por el coeficiente de producción específica de gases (0.91 l/gDQO consumida) (fig 6.6), de donde

$$\text{Gases producidos} = 1\,642 \text{ m}^3/d$$

Dado que los gases producidos son combustibles, este sistema puede ser atractivo desde el punto de vista económico al permitir la recuperación parcial de energía.

8. CONCLUSIONES

1. A pesar de un bajo contenido en nitrógeno y fósforo, el nejayote permite un tratamiento eficiente en reactores anaerobios empacados, lográndose valores de remoción de 91 por ciento, medida como DO_0
2. La alta alcalinidad del nejayote no es suficiente para neutralizar los ácidos orgánicos volátiles producidos en las primeras etapas del sistema, por lo que es necesario aumentar la alcalinidad en forma artificial antes de su introducción al reactor
3. El nejayote contiene material orgánico soluble que no es susceptible de ser degradado en un reactor anaerobio empacado (aproximadamente 9 por ciento). Según Illescas

(1943), dichas sustancias pueden ser celulosas y hemicelulosas

4. La determinación de la eficiencia de remoción y del comportamiento del sistema puede efectuarse mediante DQO o de DBO_5 . El comportamiento de los dos parámetros es similar a lo largo del reactor
5. La DBO_5 del efluente del sistema estudiado indica que una parte del material soluble que abandona el reactor es factible de ser tratada en sistemas aerobios, lo cual mejoraría la calidad del nejayote.
6. Casi la totalidad de la materia orgánica degradada dentro del reactor se transforma en CH_4 y CO_2 . Esto se comprueba al observar una acumulación de biomasa dentro del reactor casi despreciable, aunada a un contenido de sólidos suspendidos en el efluente muy difícil de determinar por su baja concentración (medidos como la diferencia entre DQO total y DQO soluble)
7. La composición de la mezcla de gases producidos es constante e independiente de las condiciones de operación del sistema. Un requisito indispensable es que el tiempo de retención hidráulica sea suficiente para alcanzar 90 por ciento de remoción de DQO

8. La rapidez de producción y consumo de ácidos orgánicos volátiles es mayor para el ácido acético, después para el propiónico y, por último, para el butírico. Solo en una ocasión pudo detectarse ácido valérico, y en muy bajas concentraciones
9. Todos los ácidos orgánicos producidos se transforman en CH_4 y CO_2 , lo cual se comprueba al no encontrarse ácidos orgánicos volátiles en el efluente del sistema
10. La cantidad de biomasa producida puede considerarse despreciable, comparada con la cantidad de material orgánico degradado
11. El modelo de diseño de Young y Dahab (1982) proporciona resultados que concuerdan con las características del reactor estudiado, por lo que se recomienda su empleo para diseñar unidades a nivel industrial, partiendo de datos de laboratorio
12. La baja y casi despreciable producción de biomasa y de gases combustibles hacen factible proponer al reactor anaerobio empacado como un sistema atractivo, tanto desde el punto de vista económico, como de la sencillez de su operación en el tratamiento del nejayote.

9. BIBLIOGRAFÍA

1. American Public Health Association, *Standard methods for the examination of water and wastewater*, Décimo-quinta edición, American Public Health Association, Washington, DC (1981)
2. Benefield, LD y Randall, CW, *Biological process design for wastewater treatment*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, NJ (1980)
3. Civit, E, Durán de Bazúa, C, Engelmann, G, González, S y Hartmann, L, "Anaerobic treatment of maize processing wastewater (nejayote) in a packed bed reactor cascade", *Journal Environmental Technology Letters*, 5, 2, Londres (1984)
4. Crowther, RF y Harkness, N, *Ecological aspects of used water treatment*, Academic Press, Vol 1, Londres (1975)

5. Dahab, MF y Young, JC, "Retention and distribution of biological solids in fixed-bed anaerobic filters", *I International Conference on Fixed-Film Biological Processes*, Kings Island, Ohio (1982)
6. Day, RA y Underwood, AL, *Quantitative analysis*, Prentice Hall, Englewood Cliffs, NJ, (1974)
7. *Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser und Schlammuntersuchung*, Verlag Chemie, Weinheim, RFA (1982)
8. El-Shafie, AT y Bloodgood, E, "Anaerobic treatment in a multiple up flow filter system", *Journal WPCF*, 45, EUA (1973), 2345-2357
9. Ewing, GW, *Instrumental methods of chemical analysis*, Mc Graw-Hill, Tokio (1975)
10. Gaudy, A y Gaudy, E, *Microbiology for environmental scientists and engineers*, Mc Graw Hill, Auckland, EUA (1981)
11. González Martínez, S, "Tratamiento de las aguas de desecho de la industria del nixtamal", *Instituto de Ingeniería*, UNAM, México, DF (1984)
12. Illescas, R, "La teoría química de la formación del nixtamal", *Revista de la Sociedad Mexicana de Historia Natural*, 4, 34 (1943), 129-134
13. Katz, SH, Hediger, ML y Valleroy, LA, "Traditional maize processing technique in the new world", *Science*, 184, EUA (1974), 765-773

14. Kunst, S y Mudrack, K, "Untersuchungen zum anaeroben Abbau von Stärke unter besonderer Berücksichtigung einer Optimierung der Hydrolyse und Versäuerungsstufe", *Gwf-Wasser/Abwasser* 124, RFA (1983), 77-86
15. Lettinga, G, Zeeun, WJ de, Hulshoff Pol, LH, Hubma, SW, Grin, PC, Wiegant, WM, Van Velsen, AFM y Koster, IW, "Anaerobic wastewater treatment using the UASB treatment process", *Símpoio sobre Avances en Digestión Anaerobia*, Iztapalapa, México, DF (1982)
16. Mc Nair, HM, "Cromatografía de gases", *Secretaría General de la Organización de los Estados Americanos*, Programa Regional de Desarrollo Científico y Tecnológico, Washington, DC (1981)
17. Peters, G, Hayes, M y Hiefje, M, *Chemical separations and measurements theory and practice of analytical chemistry*, WB Saunders, Filadelfia (1974)
18. Ramalho, RS, *Introduction to wastewater treatment*, Academic Press, Nueva York, San Francisco, Londres (1977)
19. Sanzin, WD, "Biochemische Reaktions-Mechanismen bei der anaeroben Schlammfaulung", *Wasser und Abwasser-Forschung*, 6, RFA (1968), 246-250
20. Sawyer, CN y Mc Carty, PL, *Chemistry for environmental engineering*, Mc Graw-Hill, Kogakusha, Ltd, Tokio (1978)
21. Schlegel, HG, *Allgemeine Mikrobiologie*, Georg Thieme Verlag, Stuttgart, RFA (1976)

22. Toerien, DF y Hatting, HJ, "The microbiology of anaerobic digestion", *Water Research*, Pergamon Press, 3, Londres (1968), 385-416
23. Trejo-González, A, Feria Morales, A y Wild Altamirano, C, "The role of lime in the alkaline treatment of corn for the tortilla preparation", *Advances in Chemistry Series*, 189, EUA (1982), 242-263
24. Wood, AH y Lindsay, RC, "Device for saturating gas chromatographic carrier gas with formic acid for free fatty acid and barbiturate analyses", *Journal of Chromatographic Science*, 18, EUA (1980), 273-274
25. Young, JC y Mc Carty, PL, "The anaerobic filter for waste treatment", *Journal WPCF*, 41, 5, EUA (1969), R160-R173
26. Young, JC y Dahab, MF, "Operational characteristics of anaerobic packed-bed reactors", *IV Symposium on Biotechnology in Energy Production Conservation*, Gatlinburg, Tennessee, EUA (1982)

A P P E N D I C E

TABLA A.1 RESULTADOS DE LA CARACTERIZACIÓN DEL NEJAYOTE PROVENIENTE DE DOS INDUSTRIAS

Industria	Tipo del agua	Elemento	pH	Conductividad (µmhos/cm)	Sólidos (mg/l)	Alcalinidad (mg CaCO ₃ /l)	Color (λ)	Turbiedad (UNT)	DBO ₅ (mg O ₂ /l)	DQO (mg O ₂ /l)	Nitrógeno-Kjeldahl (mg N/l)	NH ₄ ⁺ - N (mg N/l)	NO ₃ ⁻ - N (mg N/l)	Fósforo (mg P/l)	Calcio (mg Ca/l)	Sulfatos (mg SO ₄ ⁻ /l)
Grande	Cocim.	Total	11.6	5100	13,310	3,260	570	380	6,190	13,650	118	-	-	27	301	-
		Solub	11.6	5000	11,295	2,600	572	42	6,000	10,020	98	4	22	24	291	2401
		Susp.	-	-	2,015	660	-	-	190	3,630	20	-	-	3	10	-
	Lavado	Total	11.6	2100	3,100	900	560	240	940	3,960	42	-	-	7	290	-
		Solub	11.6	2100	2,540	700	570	30	750	2,290	35	2	13	2	240	1886
		Susp.	-	-	470	200	-	-	190	1,670	7	-	-	5	50	-
Pequeña	Cocim.	Total	11.5	4050	19,490	2,720	569	260	7,875	21,280	291	-	-	178	320	-
		Solub	11.5	4000	17,680	2,540	573	84	6,750	18,560	274	5	-	65	300	1199
		Susp.	-	-	1,810	180	-	-	1,125	2,720	17	-	-	113	20	-

TABLA A.2 RESULTADOS DE LAS MEDICIONES CORRESPONDIENTES A LA PRIMERA CARGA ORGÁNICA CON UN GASTO DE 1223 ml/d.

Reactor	Punto de muestreo	Volumen (l)	Tiempo de retención (d)	Superficie expuesta (m ²)	Carga Orgánica volumétrica (mgDQO/l d)	pH	DQO (mgO ₂ /l)	Alcalinidad (mgCaCO ₃ /l)
1	1	0	0	0		8.3	2057	353
	2	1.15	0.94	0.288	2120	6.5	320	496
	3	2.30	1.88	0.456	1980	6.7	312	496
2	4	3.48	2.82	0.684	1696	6.8	280	476
	5	4.60	3.76	0.912	1884	6.8	248	496
3	6	5.75	4.70	1.140	1272	6.8	272	496
	7	6.90	5.64	1.368	1060	6.9	248	504
4	8	8.05	6.58	1.596	848	6.8	248	504
	9	9.20	7.52	1.824	636	6.9	240	516
5	10	10.35	8.46	2.052	424	6.9	216	536
	11	11.50	9.40	2.280	212	6.9	176	500

TABLA A.3 RESULTADOS DE LAS MEDICIONES CORRESPONDIENTES A LA SEGUNDA CARGA ORGÁNICA CON UN GASTO DE 2300 ml/d.

Reactor	Punto de muestreo	Volumen (l)	Tiempo de retención (d)	Superficie expuesta (m ²)	Carga Orgánica volumétrica (mgDQO/l.d)	pH	DQO mgO ₂ /l	Alcalinidad (mgCaCO ₃ /l)	Acético (mg/l)	Propiónico (mg/l)	Butírico (mg/l)	Valérico (mg/l)
1	1	0	0	0	-	11	6500	1100	34	-	-	-
	2	1.15	0.5	0.228	13000	5.2	4600	400	107	35	7	<4
	3	2.30	1.0	0.456	11700	5.9	3140	800	64	28	4	
2	4	3.45	1.5	0.684	10400	6.1	1960	1240	24	47	<3	
	5	4.60	2.0	0.912	9100	6.5	1080	1580	11			
3	6	5.75	2.5	1.140	7800	6.4	840	1640	<7			
	7	6.90	3.0	1.368	6500	6.6	720	1600				
4	8	8.05	3.5	1.596	5200	6.4	640	1640				
	9	9.20	4.0	1.824	3900	6.6	600	1620				
5	10	10.35	4.5	2.052	2600	6.6	600	1640				
	11	11.50	5.0	2.280	1300	6.8	600	1500				

TABLA A.4 RESULTADOS DE LAS MEDICIONES CORRESPONDIENTES A LA TERCERA CARGA ORGÁNICA CON UN GASTO DE 3884 ml/d.

Reactor	Punto de muestreo	Volumen (l)	Tiempo de retención (d)	Superficie expuesta (m ²)	Carga Orgánica volumétrica (mgDQO/l.d)	pH	DQO (mgO ₂ /l)	Alcalinidad (mgCaCO ₃ /l)	Acético (mg/l)	Propiónico (mg/l)	Butírico (mg/l)	Valérico (mg/l)
1	1	0	0	0	-	11.9	4500	900	48	-	-	-
	2	1.15	0.33	0.228	13636	6.7	2737	1000	45	50	7	10
	3	2.30	0.66	0.456	12272	6.7	1610	1075	33	34	3	<4
2	4	3.45	0.99	0.684	10909	6.9	678	1150	8	<17	<3	
	5	4.60	1.32	0.912	9545	7.0	508	1200	<7			
3	6	5.75	1.65	1.140	8182	7.0	466	1225				
	7	6.90	1.98	1.386	6818	7.1	466	1250				
4	8	8.05	2.31	1.596	6455	7.0	381	1225				
	9	9.20	2.64	1.824	4091	7.2	508	1225				
5	10	10.35	2.97	2.052	2727	7.3	339	1225				
	11	11.50	3.30	2.280	1364	7.0	424	1225				

TABLA A.5 RESULTADOS DE LAS MEDICIONES CORRESPONDIENTES A LA CUARTA CARGA ORGANICA CON UN GASTO DE 3500 ml/d.

Reactor	Punto de muestreo	Volumen (l)	Tiempo de retención (d)	Superficie expuesta (m ²)	Carga Orgánica volumétrica (mgDQO/l.d)	pH	DQO (mgO ₂ /l)	Alcalinidad (mgCaCO ₃ /l)	Acético (mg/l)	Propiónico (mg/l)	Butírico (mg/l)	Valérico (mg/l)
1	1	0	0	0	-	11.6	5460	925	46	-	-	-
	2	1.15	0.33	0.228	16617	6.1	2891	825	113	64	7	<4
	3	2.30	0.66	0.456	14956	6.5	2535	1000	38	35	5	
2	4	3.45	0.99	0.684	13294	6.7	1347	1125	29	34	<3	
	5	4.60	1.32	0.912	11632	6.8	1400	1250	18	30		
3	6	5.75	1.65	1.140	9970	7.1	1347	1300	<7	<17		
	7	6.90	1.98	1.368	8309	7.2	1069	1250				
4	8	8.05	2.31	1.596	6647	7.1	951	1300				
	9	9.20	2.64	1.824	4985	7.2	931	1325				
5	10	10.35	2.97	2.052	3323	7.2	931	1325				
	11	11.50	3.30	2.280	1662	7.2	931	1325				

TABLA A.6 RESULTADOS DE LAS MEDICIONES CORRESPONDIENTES A LA QUINTA CARGA ORGÁNICA CON UN GASTO DE 2500 ml/d

Reactor	Punto de muestreo	Volumen (l)	Tiempo de retención (d)	Superficie expuesta (m ²)	Carga Orgánica volumétrica (mgDQO/l.d)	pH	DQO (mgO ₂ /l)	Alcalinidad (mgCaCO ₃ /l)
1	1	0	0	0	-	11.1	6060	1125
	2	1.15	0.46	0.228	13174	6.6	3780	850
	3	2.30	0.92	0.456	11857	6.7	1770	1400
2	4	3.45	1.38	0.684	10599	6.8	1455	1375
	5	4.60	1.84	0.912	9222	6.8	1023	1450
3	6	5.75	2.30	1.140	7094	7.0	825	1450
	7	6.90	2.76	1.368	6587	7.0	630	1550
4	8	8.05	3.22	1.596	5270	7.0	610	1550
	9	9.20	3.68	1.824	3952	7.0	610	1625
5	10	10.35	4.14	2.052	2635	7.0	610	1625
	11	11.50	4.60	2.280	1317	7.1	610	1625

TABLA A.7 RESULTADOS DE LAS MEDICIONES CORRESPONDIENTES A LA SEXTA CARGA ORGÁNICA CON UN GASTO DE 1500 ml/d.

Reactor	Punto de muestreo	Volumen (l)	Tiempo de retención (d)	Superficie expuesta (m ²)	Carga Orgánica volumétrica (mgDQO/l.d)	pH	DQO (mgO ₂ /l)	Alcalinidad (mgCaCO ₃ /l)
1	1	0	0	0	-	10.4	6445	1200
	2	1.15	0.77	0.228	8407	6.8	1910	1300
	3	2.30	1.54	0.456	7566	6.9	1600	1325
2	4	3.45	2.31	0.684	6725	7.1	820	1350
	5	4.60	3.08	0.912	5885	7.1	685	1350
3	6	5.75	3.85	1.140	5044	7.1	625	1375
	7	6.90	4.62	1.368	4203	7.1	625	1350
4	8	8.05	5.39	1.596	3363	7.1	625	1350
	9	9.20	6.16	1.824	2522	7.2	625	1375
5	10	10.35	6.93	2.052	1681	7.2	625	1375
	11	11.50	7.70	2.280	840	7.2	625	1375

TABLA A.8 RESULTADOS DE LAS MEDICIONES DE LA CANTIDAD Y COMPOSICIÓN DE LOS GASES PRODUCIDOS

Reactor	PRIMERA CARGA ORGÁNICA			SEGUNDA CARGA ORGÁNICA			TERCERA CARGA ORGÁNICA		
	Volumen de gas (l/d)	% CH ₄	% CO ₂	Volumen de gas (l/d)	% CH ₄	% CO ₂	Volumen de gas (l/d)	% CH ₄	% CO ₂
1	1.4	58	42	2.88	47	53	2.98	55	45
2		67	33	3.36	66	34	6.96	57	43
3	0.06	67	33	1.79	66	34	1.38	56	44
4		70	30	0.75	74	26	0.66	59	41
5		74	26	0.33	72	28	0.31	67	33
TOTAL	1.46	62	38	9.11	58	42	13.29	60	40

Reactor	CUARTA CARGA ORGÁNICA			QUINTA CARGA ORGÁNICA			SEXTA CARGA ORGÁNICA		
	Volumen de gas (l/d)	% CH ₄	% CO ₂	Volumen de gas (l/d)	% CH ₄	% CO ₂	Volumen de gas (l/d)	% CH ₄	% CO ₂
1	5.40	44	56	5.28	44	56	4.8	52	48
2	3.60	61	39	4.08	64	36	0.36	60	40
3	2.40	51	49	1.20	62	38	0.12	63	37
4	1.50	66	34	0.58	62	38	0.12	65	35
5	0.72	70	30	-	53	47	-	64	36
TOTAL	13.62	64	36	11.14	63	37	5.40	49	51