

UNIVERSIDAD AUTONOMA METROPOLITANA – IZTAPALAPA
CIENCIAS BIOLOGICAS Y DE LA SALUD



Casa abierta al tiempo

DIGESTION ANAEROBIA EN DOS ETAPAS

TESIS

Para Obtener el Grado de
MAESTRO EN BIOTECNOLOGIA

Presenta

PATRICIA OLGUIN LORA

Julio de 1995

UNIVERSIDAD AUTONOMA METROPOLITANA - IZTAPALAPA
CIENCIAS BIOLOGICAS Y DE LA SALUD



Casa Abierta al Tiempo

DIGESTION ANAEROBIA EN DOS ETAPAS

Presentada por:

PATRICIA OLGUIN LORA

Jurado formado por:

M. en C. Oscar Monroy Hermosillo. Presidente

Dr. Jorge Gómez Henández. Secretario

Dr. Hervé Macarie. Vocal

M. en C. Florina Ramírez Vives. Vocal

A handwritten signature in black ink, appearing to be 'Monroy', is written over the list of the jury members. The signature is fluid and cursive, with a long horizontal stroke at the end.

Julio de 1995

RESUMEN

El hecho que la digestión anaerobia se lleve a cabo en varias etapas y que las principales bacterias que intervienen: las fermentativas y las metanogénicas tengan necesidades y velocidades de crecimiento diferentes, permite que el proceso se pueda separar en dos etapas: una de acidificación y una de metanización. En este estudio primero se operaron los reactores de forma separada para estudiar la dinámica de cada reactor. El reactor acidogénico se alimentó con lactosa a diferentes cargas orgánicas volumétricas (0.567 a 15.26 g DQO/l.d). Los resultados obtenidos fueron que a una carga de 0.57g DQO/l.d el reactor se comportó como un reactor metanogénico por su alta eficiencia de eliminación de sustrato, pH=7 y bajas concentraciones de AGV. A medida que se aumentó la velocidad de carga la eficiencia de eliminación de DQO disminuyó hasta un 15% en 15.5 g/l.d y la concentración de ácidos se incrementó, predominando el ácido acético respecto a los otros ácidos.

Para el reactor metanogénico se estudió la influencia de la proporción de ácido acético en la metanogénesis de una mezcla lactosa acetato y se obtuvo que la eficiencia de eliminación más baja (87%) fué cuando se tuvo lactosa como sustrato único y aumentó con la proporción de ácido acético.

Una vez que se encontraron las condiciones de estabilidad de cada reactor, se conectaron en serie y se encontró que el reactor metanogénico se acidificaba por lo que fué necesario recircular la salida y agregar bicarbonato como una forma de control para este reactor.

La eficiencia global del sistema combinado a la velocidad de carga más alta trabajada (3.2 gDQO/l.d) fué de 76.40%.

Se encontró producción de metano y degradación de lactosa en los dos digestores, por lo que se concluye que dado el caracter agregado de los consorcios bacterianos es difícil separar completamente las poblaciones.

OBJETIVOS

1. Objetivo General

Estudiar la digestión anaerobia de la lactosa en dos etapas usando reactores tipo UASB: uno acidogénico y otro metanogénico.

1.1. Objetivos particulares.

1.1.1 Estudiar en el reactor acidogénico los perfiles de los productos a distintas cargas orgánicas sin control de pH.

1.1.2. Estudiar la influencia en la metanogénesis de las distintas proporciones de AGV y carbohidrato en la alimentación.

1.1.3. Calcular las constantes cinéticas de la etapa acidogénica y proponer un modelo con los resultados.

1.1.4. Estudiar la operación y control del sistema de dos reactores en base a la adición de bicarbonato

JUSTIFICACION

Debido a que en el proceso de digestión anaerobia las etapas de acetogénesis y metanogénesis son las reacciones mas sensibles al medio ambiente, es importante tener un sistema que las proteja ante variaciones de velocidad de carga orgánica que repercutirán en un descenso del pH y aumentos en las concentraciones de AGV y de la presión parcial de H_2 .

Este sistema puede ser un reactor de acidogénesis que bajo un apropiado control puede alimentar un efluente con composición constante de acetato. Para establecer este sistema de control, es necesario conocer la cinética de producción de AGV bajo diferentes velocidades de carga orgánica.

A la fecha no se han realizado estudios en un reactor UASB por lo que la influencia de altas concentraciones de biomasa (12 g/l) con tiempos de retención de sólidos alrededor de 25 días, no se conoce. Estos estudios servirán de base para elaborar un modelo de la acidogénesis que permita establecer una estrategia de control de un reactor que alimente al metanogénico con un efluente de composición constante.

INTRODUCCION

1.1 Antecedentes

La digestión anaerobia es un proceso biológico de reacciones en serie, mediante el cual se hidroliza la materia orgánica (proteínas, carbohidratos, lípidos) en ausencia de oxígeno para dar como producto final biogas, principalmente metano y dióxido de carbono. Este proceso se lleva a cabo por un conjunto de especies bacterianas que en condiciones determinadas forman asociaciones estables, tal proceso ha sido descrito por Schoberth,1983.

El esquema mas aceptado de la digestión anaerobia es el propuesto por Mc Inerney y Bryant 1981 y que involucra 3 etapas (Figura 1.1).

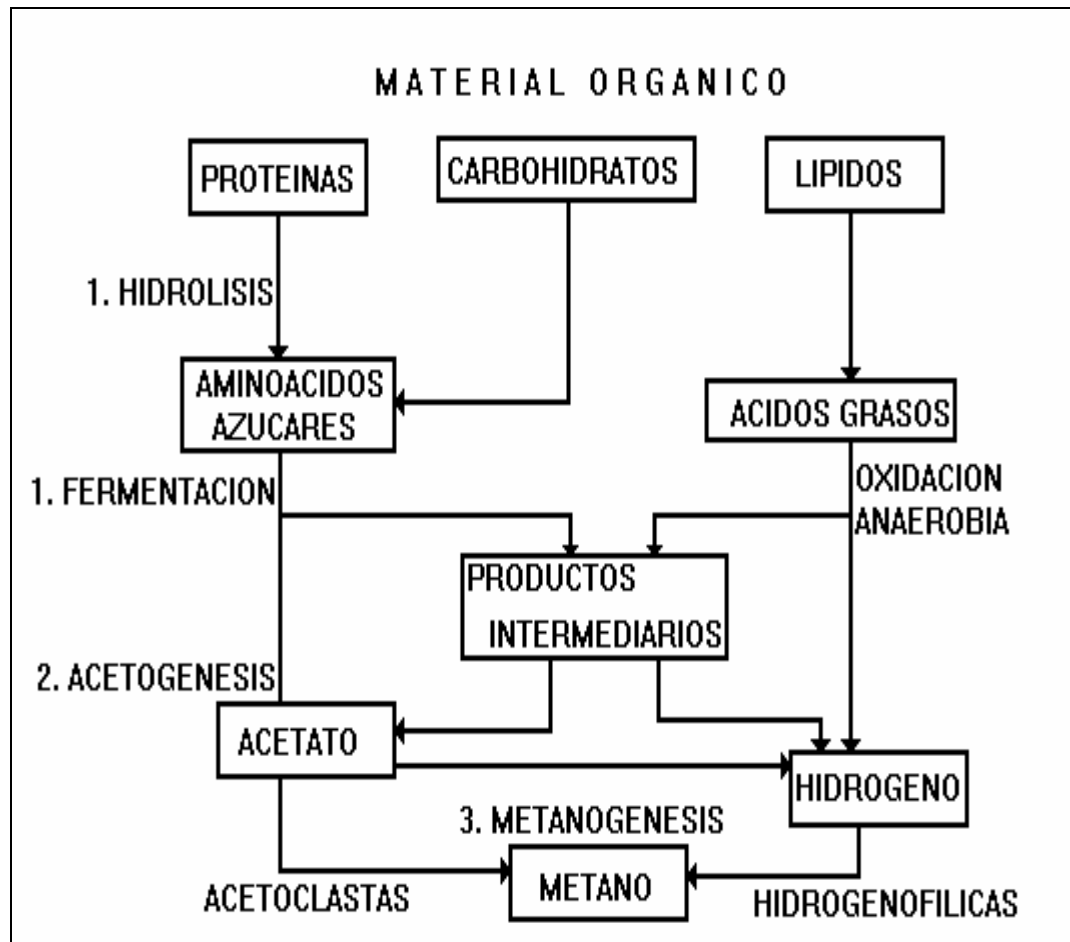


Figura 1.1 Esquema de la digestión anaerobia que involucra 3 etapas:
1. Hidrólisis y fermentación, 2. Acetogénesis y 3. Metanogénesis

Digestión Anaerobia en dos Etapas

En la primera etapa los polímeros son hidrolizados a monómeros orgánicos, los cuales son anaerobicamente fermentados u oxidados. Los productos de esta etapa pueden ser acetato, hidrógeno y ácidos grasos volátiles que en una segunda etapa son transformados en acetato y en una mezcla de H_2/CO_2 , siendo estos los precursores directos del metano, que es producto principal de la tercera etapa de la digestión anaerobia (Smith y Mah, 1966).

La formación microbiológica del metano ocurre desde hace mucho tiempo y no es limitada a los digestores anaerobios, sino que ocurre también en ecosistemas muy diversos, tales como pantanos, arrozales, depósitos bentónicos, partes profundas de océanos y lagos, desechos porcinos, tractos digestivos de animales como termitas e iguanas, excremento humano y medios ambientes extremos como manantiales hipertermofílicos (Balch *et al* 1979, García 1989, Guyot, 1992). Inicialmente la digestión anaerobia se aplicó para desechos complejos de la industria de papel y para desechos y lodos municipales. Actualmente se tratan un sin número de desechos industriales (Speece, 1983).

1.1.1. Microbiología y Bioquímica de la digestión anaerobia

Durante el proceso de la digestión anaerobia tienen lugar diferentes transformaciones bioquímicas como resultado de la variedad de microorganismos que intervienen en la reducción de sustratos, cuyo metabolismo no puede considerarse de forma independiente ya que la eficacia de cada grupo bacteriano depende de los otros.

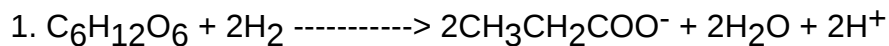
1.1.1.1. Primera etapa: Hidrólisis y Fermentación

En esta etapa los polímeros biológicos se hidrolizan a sus monómeros que después son fermentados a compuestos químicos simples, como ácidos grasos volátiles (C1-C4) y otros ácidos orgánicos (mayores de 5 carbonos); alcoholes y gases como H_2 y CO_2 (Gujer y Zehnder, 1983), de acuerdo a las reacciones del Cuadro 1.1.

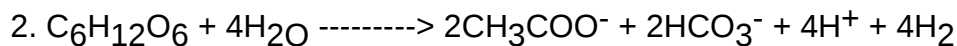
La mezcla de ácidos producidos está en función de la concentración de hidrógeno en el medio (Figura 1.2), cuando esta es baja (5-50 ppm) existe una preferencia en la formación de acético (Mosey, 1983; Harper y Pohland, 1985; Hickey y Switzenbaum, 1988). Cuando aumenta, disminuye la proporción de ácido acético y aumenta la proporción de ácidos de más de 2 carbonos.

Cuadro 1.1

Reacciones de la primera etapa de la digestión anaerobia



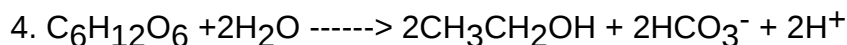
$\Delta G^0 = -358.1 \text{ KJ/reacción}$



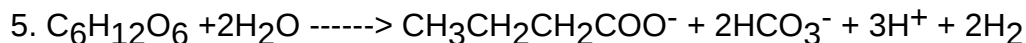
$\Delta G^0 = -206.3 \text{ KJ/reacción}$



$\Delta G^0 = -198 \text{ KJ/reacción}$



$\Delta G^0 = -226 \text{ KJ/reacción}$



$\Delta G^0 = -254.6 \text{ KJ/reacción}$

Thauer, 1977; Zehnder, 1982; Schoberth, 1983; Monroy, 1994.

Esta etapa la llevan a cabo microorganismos diversos (bacterias fermentativas y hongos) que tienen propiedades hidrolíticas. Pueden ser aerobios, anaerobios, facultativos o de respiración estricta. Tienen tiempos de generación cortos del orden de media hora a algunas horas (García, 1989). La composición de la población bacteriana varía mucho en función del tipo del sustrato, Cuadros 1.2 y 1.3 (Andreesen, 1970; García, 1989).

Cuando se tratan de fermentar sustratos fácilmente hidrolizables como los carbohidratos, la hidrólisis y fermentación no son una etapa limitante, al contrario se tiene que controlar la acidogénesis para evitar una acidificación del reactor (Guyot, 1992), sin embargo cuando los sustratos son poco solubles como efluentes que contienen compuestos celulósicos, esta etapa puede considerarse como limitante dentro de la cinética global de la metanogénesis.

Digestión Anaerobia en dos Etapas

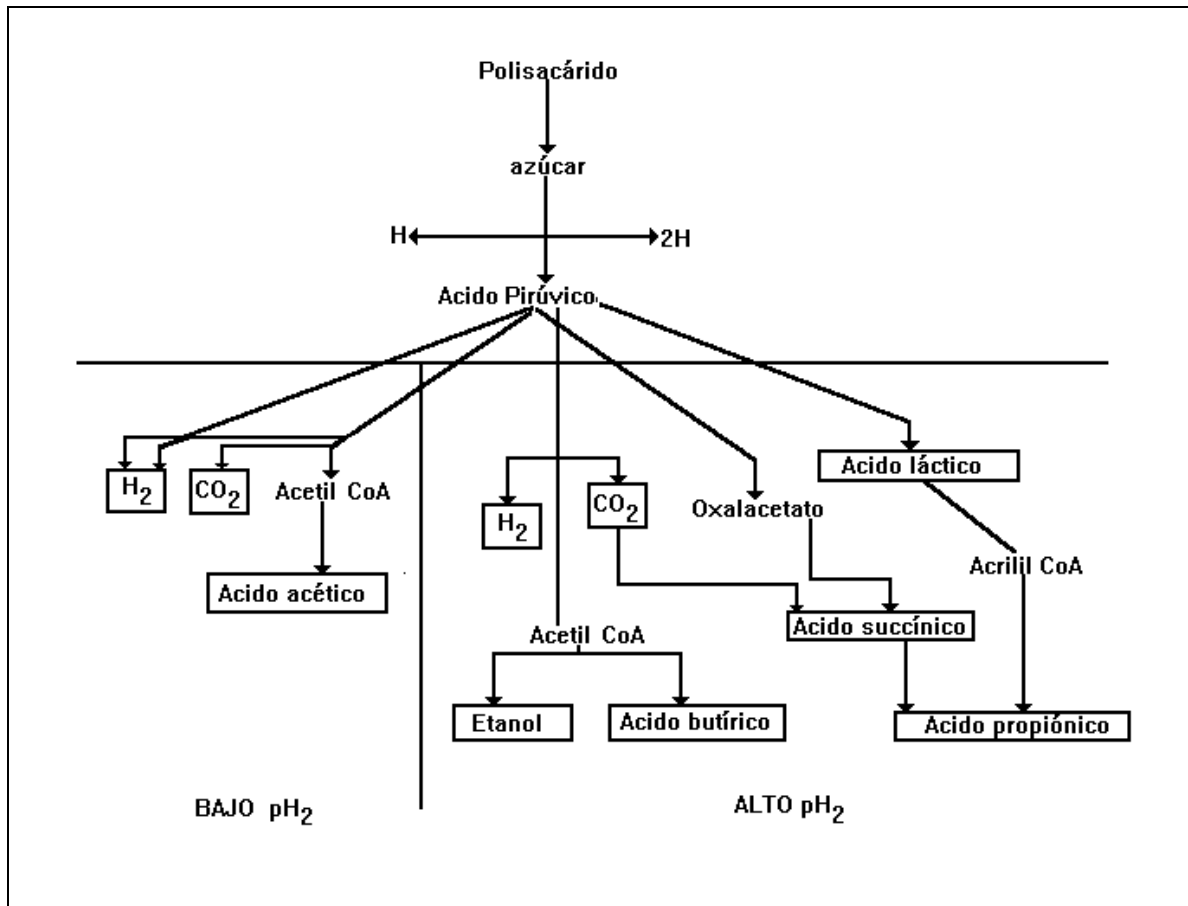


Figura 1.2. Producción de ácidos en función de la concentración de hidrógeno en el medio según Mc. Inerney y Bryant 1980.

Cuadro 1.2

Bacterias hidrolíticas de la digestión anaerobia

SUSTRATO	ESPECIES
Celulosa	<i>Ruminococcus albus</i> <i>Ruminococcus flavifaciens</i> <i>Clostridium cellobioparum</i> <i>Clostridium cellulolyticum</i> <i>Butyrivibrio fibrisolvens</i> <i>Bacteroides succinogenes</i>
Hemicelulosa	<i>Bacteroides ruminicola</i> <i>Butyrivibrio fibrisolvens</i>
Almidón	<i>Bacillus</i> spp. <i>Bacteroides</i> spp. <i>Lactobacillus</i> spp. <i>Micrococcus</i> spp. <i>Pseudomonas</i> spp.
Pectinas	<i>Clostridium butyricum</i> <i>Lachnospira multiparus</i>
Lípidos	<i>Anaerovibrio lipolytica</i> <i>Syntrophomonas</i> spp. <i>Bacillus</i> spp.
Proteínas	<i>Peptococcus anaerobius</i> <i>Staphylococcus</i> spp. <i>Clostridium</i> spp. <i>Bifidobacterium</i> spp.
Compuestos nitrogenados	<i>Micrococcus aerogenes</i> <i>Clostridium acidiurici</i>

García, 1989

Digestión Anaerobia en dos Etapas

Cuadro 1.3

Bacterias fermentativas y sus metabolitos

METABOLITO	ESPECIE
Acetato	<i>Acetofilamentum rigidum</i> <i>Acetivibrio</i> spp. <i>Clostridium formicoaceticum</i>
Acetato y butirato	<i>Eubacterium limosum</i> <i>Acidaminococcus fermentans</i> <i>Butyribacterium methylotrophicum</i>
Acetato y propionato	<i>Propionibacterium</i> spp. <i>Anaerovibrio</i> sp. <i>Veillonella</i> sp.
Lactato	<i>Lactobacillus</i> spp. <i>Streptococcus</i> spp.
Succinato	<i>Succinomonas amylolytica</i> <i>Succinivibrio</i> sp.
Butirato	<i>Butyrvibrio</i> sp. <i>Fusobacterium</i> sp.
Butirato, Isobutirato, Valerato, Isovalerato, Caproato	<i>Megasphaera eldenii</i>

García, 1989

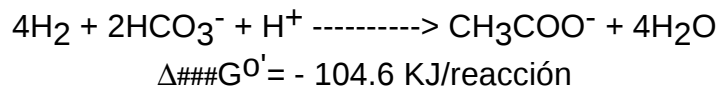
1.1.1.2. Segunda etapa: Acetogénesis

Los productos de la primera etapa son convertidos a acetato y CO₂. Esta etapa es llevada a cabo por las bacterias homoacetogénicas y bacterias sintróficas que son productoras obligadas de hidrógeno (OHPA por sus siglas en inglés), (Thiele *et al*, 1988; Bonne y Bryant, 1980).

1.1.1.2.1 Bacterias Homoacetogénicas

Son bacterias fermentativas que se caracterizan por la producción exclusiva de acetato a partir de compuestos gaseosos (H₂ y CO₂), o a partir de un sustrato carbonado como la glucosa y fructosa. Reducen el CO₂ con los electrones provenientes de la fermentación

del sustrato o el H₂ gaseoso. Generalmente son del género *Clostridium* (Adreesen *et al*, 1970).

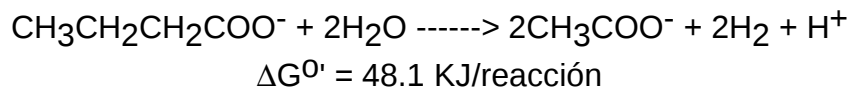
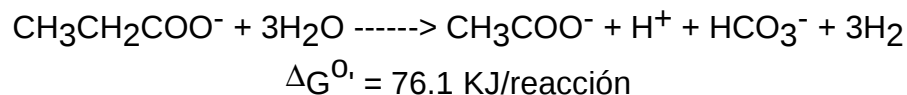


1.1.1.2.2 Bacterias sintróficas ó bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno (OHPA).

Durante la acetogénesis los productos de fermentación producidos anteriormente son convertidos en acetato, hidrógeno y dióxido de carbono por las bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno (OHPA). La termodinámica de las reacciones que llevan a cabo estas bacterias, predice que su metabolismo se ve inhibido por la concentración de hidrógeno en el medio (Mosey, 1983; Widdel, 1986)

Para evitar que el H₂ se acumule en el medio, las bacterias OHPA viven en sintrofia con las bacterias anaerobias estrictas utilizadoras de hidrógeno (hidrogenofílicas).

Entre las bacterias OHPA algunas usan el butirato, otras el propionato como sustrato.

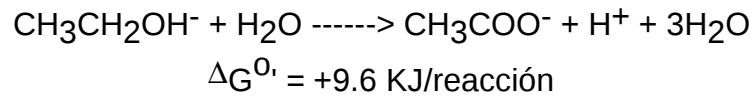


Así tenemos que la hidrólisis del propionato a acetato se paraliza cuando existen concentraciones de H₂ en el biogas del orden de 500 a 50,000 ppm (Boone y Bryant, 1980).

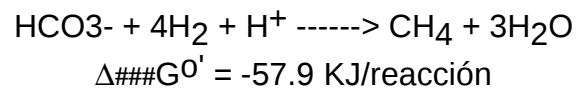
Las OHPA permitieron descubrir el proceso de transferencia de hidrógeno interespecies que es muy importante, debido a que gracias a esta transferencia de electrones es posible que se lleve a cabo la reacción de acetogénesis. Esta transferencia también ocurre con algunas bacterias fermentativas que transfieren electrones vía hidrógeno a las bacterias hidrogenofílicas, lo que promueve la formación de acetato, principal precursor del metano. La transferencia de hidrógeno fué descubierta por Bryant *et al* (1968), quien demostró que la bacteria *Methanobacillus omelianski* (Barker 1941, Bryant *et al*, 1967), era un bicultivo en el cual una bacteria OHPA realizaba la reacción 1 y una metanogénica la reacción 2

Digestión Anaerobia en dos Etapas

Reacción efectuada por las bacterias OHPA (reacción 1)



Reacción realizada por la bacteria metanogénica (BM) (reacción 2)



Algunas bacterias implicadas en esta etapa se presentan en el Cuadro 1.4.

Cuadro 1.4

Bacterias acetogénicas de la digestión anaerobia

Bacterias Homoacetogénicas

Grupo 1:

H^+ (reducción de comp. carbonados) + CO_2 --
--> acetato

Butyribacterium rettgeri

Clostridium acidurici

Pentococcus glycinophilus

Acetobacterium woodii

Grupo 2:

$\text{H}_2 + \text{CO}_2 \text{ -----} > \text{Acetato}$

Acetobacterium noterae

Acetobacterium carbinolicum

Acetogenium kivui

Acetofilamentum rigidum

Bacterias OHPA

Syntrophomonas bryantii

Syntrophobacter wolinii

Syntrophus buswellii

(García 1989).

1.1.1.3. Tercera Etapa: Metanogénesis.

Es la última etapa de la digestión anaerobia, se lleva a cabo por un consorcio de bacterias anaerobias estrictas productoras de metano. Son las únicas capaces de producir metano a partir de acetato, CO_2 e H_2 , de cualquier compuesto metilado como el metanol y las metilaminas, y de ciertos alcoholes en presencia de CO_2 (Balch *et al*, 1979). Son bacterias inhibidas por pequeñas cantidades de oxígeno (cerca de 5 ppm) y que exigen un potencial de oxido reducción inferior a -200 mV (Mah *et al* , 1977).

Forman un grupo morfológico muy diverso, pero unidas fisiológicamente por la producción de metano como producto final de su metabolismo. Sobre la base del análisis de la secuencia del ARN ribosomal 16S estas bacterias han sido clasificadas dentro de un subreino diferente de las Eubacterias: el de las Arqueobacterias (Woese, 1982; Balch *et al*, 1979).

Presentan toda una serie de características fisiológicas, bioquímicas y genéticas que las diferencian de las Eubacterias:

- Su pared celular no contiene mureína que es un péptido glucano de las eubacterias, pero miembros de la familia de las *Methanobacteriaceae* contienen en su pared celular un polímero llamado pseudomureína (Demain, 1985).
- Poseen 6 coenzimas únicas especializadas en la metanogénesis: La coenzima M ó HS-COM, el cofactor F420, la metanopterina ó factor F432, el metanofuran, el factor F430, el componente B ó 7-mercaptoetanolitreonina fosfato (HS-HTP) (Balch *et al*, 1979).

Las bacterias metanogénicas tienen necesidades específicas en oligoelementos ó elementos traza como el fierro, el níquel, el cobalto, el molibdeno, el tungsteno, los sulfuros y el selenio (Speece, 1983).

Se han descrito 65 especies, de las cuales el 67 % son hidrogenotrofas (utilizan el H_2 para reducir el CO_2), 13 % son acetoclásticas o acetotrófas (producen el metano a partir del acetato), 27 % son metilotrofas y pueden utilizar compuestos metilados como el metanol, las metilaminas y el metildisulfuro, y de estas últimas 14 % metilotrofas obligadas (García, 1990).

La mayor parte de estas bacterias se desarrollan dentro de un intervalo de pH entre 6 y 8 con un óptimo de 7 (Madigan, 1988).

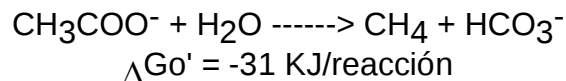
Entre las bacterias metanogénicas conocidas 20 % son termofílicas, se desarrollan en un intervalo de temperatura entre 50 y 60 °C, las otras son mesofílicas crecen a

Digestión Anaerobia en dos Etapas

temperatura entre 30 y 40 °C, no se han encontrado bacterias metanogénicas psicrófilas. Las bacterias termofílicas son más activas que las mesofílicas (Madigan, 1988).

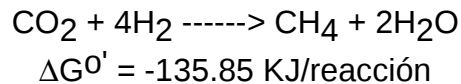
1.1.1.3.1 Bacterias metanogénicas acetoclastas

Estas bacterias producen metano a partir del grupo metilo del acetato, también algunas especies utilizan el metanol, la metilamina y el hidrógeno. Normalmente controlan el pH del medio por la eliminación del acético y producción de CO₂ que disuelto forma una solución amortiguadora de bicarbonato (Fiestas, 1988), de acuerdo con la siguiente reacción:

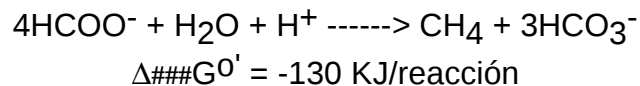


1.1.1.3.2 Bacterias metanogénicas hidrogenotrofas

Obtienen su energía de la oxidación de hidrógeno en presencia de CO₂ como aceptor de electrones (Balch, 1977).



La mayoría de ellas, sin embargo pueden usar el formato (Guyot 1989).



La primera reacción tiene una doble función en el proceso de digestión anaerobia, por un lado producir metano y por el otro eliminar el hidrógeno gaseoso. Esta eliminación controla el potencial redox de la fermentación ya que las bacterias acetogénicas y fermentativas recuperan NAD⁺, lo que les permite continuar la producción del acético.

El hecho que el hidrógeno que eliminan las bacterias hidrogenotróficas regule la producción de ácidos por las bacterias formadoras de ácidos, permite que estas bacterias controlen la digestión anaerobia. (Baresi *et al*, 1978; Ferguson y Mah, 1983; Mosey, 1983).

En el Cuadro 1.5 se presentan algunas bacterias implicadas en la metanogénesis.

Cuadro 1.5
Bacterias metanogénicas

Hidrogenotrofas (1): <i>Methanobacterium, Methanobrevibacter</i> <i>Methanothermus, Methanopyrus</i> <i>Methanococcus, Methanomicrobium</i> <i>Methanolacinia, Methanoculleus</i> <i>Methanogenium, Methanocorpusculum</i>	Acetoclastas (2): <i>Methanosarcina,</i> <i>Methanothrix^(*)</i> <i>Methanosaeta</i>
Metilotrofas (3): <i>Methanolobus, Methanococcoides</i> <i>Methanohalophilus, Methanohalococcus</i>	Hidrogeno- Metilotrofas (4): <i>Methanosphaera</i>
Alcoholotrofas (5) <i>Methanobacterium, Methanospirillum</i> <i>Methanogenium, Methanocorpusculum</i>	

(1): Usan el H₂ y CO₂ y según las especies al formato + H₂; (2): Usan el acetato y según las especies, H₂ + CO₂, formato, metanol y metilaminas; (3): Usan el metanol y las metilaminas; (4) Usan exclusivamente H₂ + metanol; (5): Usan CO₂ + alcohol (2-propanol, 2-butanol, etanol), (*): Su clasificación se encuentra en revisión. García, 1990.

1.1.4. Reactor anaerobio de lecho de lodos con flujo ascendente (UASB).

Lettinga y colaboradores desarrollaron a finales de 1970 el reactor sin empaque alimentado con flujo ascendente, que tiene en la parte superior un sistema de separación gas-líquido-sólido que permite la salida del biogas y limita la salida del material en suspensión (Lettinga, 1980).

El funcionamiento de este reactor se basa en la capacidad de los microorganismos anaerobios a flocular para formar un lecho de lodo en forma de granulos, que pueden tener hasta 5 mm de diámetro y presentan buenas características de sedimentación, además de una excelente actividad metanogénica 0.3-0.5 kg de demanda química de oxígeno (DQO)/kg sólidos suspendidos volátiles (SSV).d (Dolfing, 1985; Grotenhuis *et al* 1991). De esta forma los microorganismos son retenidos dentro del reactor y se puede separar el tiempo de retención de sólidos (TRS) (tiempo de los sólidos suspendidos volátiles o biomasa en el reactor), y el tiempo de retención hidráulica (TRH) (tiempo de residencia del fluido en el reactor).

El reactor UASB acepta cargas hasta de 40 kg DQO/m³.d y TRH de algunas horas ó días dependiendo de las características del efluente a tratar (Lettinga *et al*, 1985). La agitación del medio es sobretodo debida a la producción del gas.

Los problemas principales en el reactor UASB residen en la formación de los gránulos porque es lenta y puede tardar hasta 6 meses. Estos problemas pueden resolverse si se conocen los mecanismos de granulación y los factores implicados en la misma.

Los gránulos están constituidos exclusivamente de bacterias, atrapadas o adheridas a un material particular facilmente sedimentable (Dolfing, 1985). Actualmente se conocen ciertos factores que influyen en la granulación:

- Naturaleza orgánica del efluente. Una buena granulación se obtiene con efluentes que contienen azúcares, proteínas y ácidos grasos, por el contrario la granulación es difícil de obtener en efluentes con lípidos y con los que contienen material en suspensión (Noyola, 1992).
- Naturaleza inorgánica del efluente. Compuestos inorgánicos presentes en el efluente como Ca²⁺, Fe, Ni, Co, Mn y FeS tienen un efecto positivo sobre el crecimiento de los gránulos (Lettinga *et al* 1980; Guiot, 1988; Moreno 1992). El Ca²⁺ y el FeS pueden servir de nucleo inicial en la formación de gránulos y los otros metales sirven para el crecimiento de los microorganismos.

- La concentración de materia orgánica, el tamaño de los gránulos aumenta con la concentración de DQO en el efluente (Grotenhuis *et al* 1991).

El uso de lodo granular como inóculo permite arranques rápidos, pero si se utiliza un lodo no granular se tienen que favorecer las concentraciones altas de sólidos suspendidos volátiles para lograr granulación adecuada y evitar un continuo lavado.

En el tratamiento de desechos que contienen material fácilmente hidrolizable puede ocurrir una sobrecarga de ácidos producidos lo que conduce a una acidificación del reactor. Para este último punto se recomienda trabajar con un proceso en dos etapas (Van den Berg, 1984).

La Figura 1.4 muestra las características del reactor de lecho de lodos con flujo ascendente.

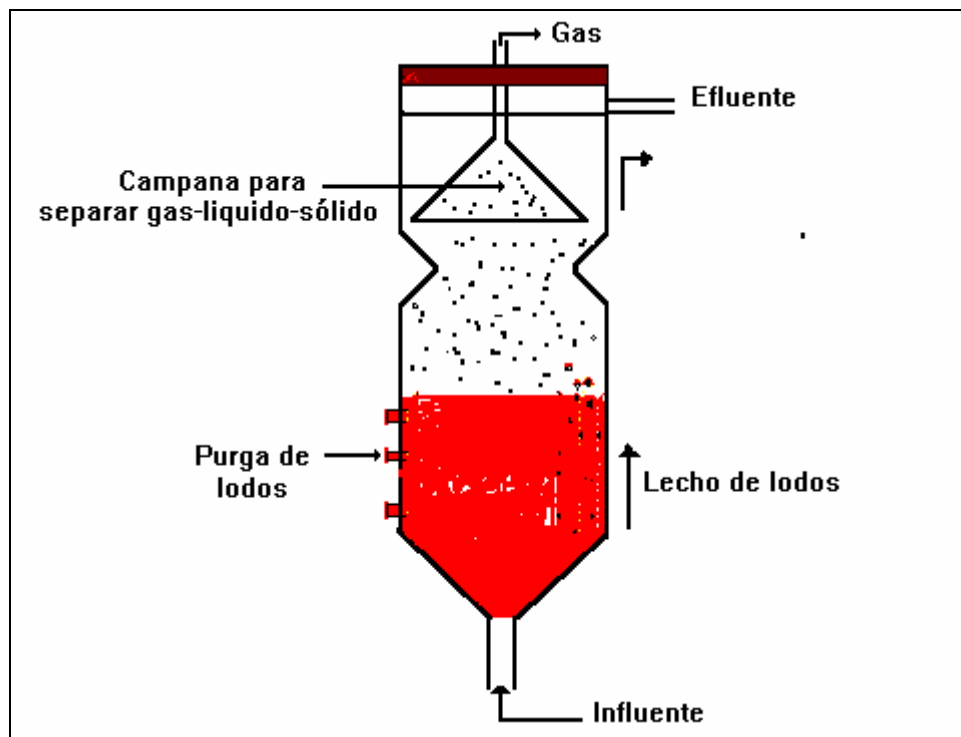


Figura 1.4 Reactor anaerobio de lecho de lodos con flujo ascendente (UASB)

Digestión Anaerobia en dos Etapas

1.1.5. Proceso anaerobio en dos etapas

La digestión anaerobia es una serie de reacciones donde las principales bacterias que intervienen: las fermentativas y las metanogénicas tienen tiempos de generación y necesidades nutricionales muy diferentes, lo que permite separarlas físicamente en dos reactores distintos y realizar el tratamiento de aguas en dos etapas: una fase de acidificación acoplada a una fase de metanización.

Un reactor perfectamente mezclado generalmente es utilizado para la etapa de acidificación, la cual se lleva a cabo a altas velocidades de carga (COV), pH bajos y tiempos de retención hidráulica cortos (6-24 h) (Ghosh 1984, Van den Berg 1984), lo que favorece el desarrollo de bacterias acidogénicas que tienen tiempos de duplicación mucho más pequeños que el de las bacterias sintróficas y las metanogénicas (Cuadro 1.6).

Cuadro 1.6

Tiempo de generación de bacterias de la digestión anaerobia

Bacteria	Sustrato	Td (d)	T (°C)	Ref.
Acidogénicas:		0.02	30	1
Acetogénicas:				
<i>Syntrophomonas wolfei</i>	Butirato	2.2 (*)	35	2
<i>Syntrophomonas sapovorans</i>	Oleato	1.9 (**)	35	3
<i>Syntrophomonas wolinii</i>	Propionato	7.5 (***)		4
Metanogénicas acetoclásticas:				
<i>Methanosarcina barkeri</i> (227)	Acetato	1.44 a 1.5	35-37	5,
<i>Methanosarcina barkeri</i> (TM-1)	Acetato	0.48	50	5
<i>Methanosarcina barkeri</i> (MS)	Acetato	1.39	35-37	6
<i>Methanosarcina mazei</i>	Acetato	0.69 a 1.29	35-37	6
<i>Methanotherix soehngenii</i>	Acetato	9.03	33	5
Metanogénicas hidrogenotrófas:				
<i>Methanobacterium thermoaceticum</i>	CO ₂ /H ₂	0.04-0.13	65	7, 8
<i>Methanobrevibacter arboriphilus</i> AZ	CO ₂ /H ₂	0.5	33	5
<i>Methanospirillum hungatei</i>	CO ₂ /H ₂	0.7	41	9,10
<i>Methanogenium bourgense</i>	CO ₂ /H ₂	0.75	37	10

Td: Tiempo de duplicación, T: Temperatura de desarrollo, (*): Tiempo de duplicación en simbiosis con *Desulfovibrio* sp., (**)y (***):Tiempo de duplicación en simbiosis con *Methanospirillum hungatei*, (1) Guyot, 1992, (2) McInerney y Bryant., 1981; (3) Roy *et al.*, 1986; (4) Boone and Bryant, 1980; (5) Kissalita y Pinder (1989); (6) Zinder and Mah, 1979; (7) Zeikus and Wolfe, 1972; (8) Ferry and Wolfe, 1977; (9) Archer and Kirsop, 1990; (10) Olliver *et al.*, 1986.

Para la etapa de metanización no importa el tipo de reactor, puede utilizarse de película fija, de lecho de lodos con flujo ascendente, o de contacto anaerobio. Aquí las reacciones de acetogénesis y metanogénesis ocurren a pH 7 y tiempos de retención hidráulico mas largos.

Se ha demostrado que en el reactor acidogénico la distribución de ácidos grasos volátiles (AGV) producidos depende del TRH aplicado. Kissalita *et al* (1989), demostró en un reactor agitado continuo que para TRH mayores a 6.7 h, el acetato domina y no hay producción de lactato, en TRH entre 6.7 y 2.4 h baja el acetato y el lactato sube, pero a TRH menores de 2.4 h, hay un lavado de células y baja la acidogénesis de la lactosa

En el reactor metanogénico también el TRH influye sobre el tipo de bacterias metanogénicas presentes, se ha observado que a TRH mayores de 9.6 d predominan las bacterias del género *Methanotrix* y a TRH menores de 6.5 son las *Methanosarcinas* las que predominan (Noike y Cheng, 1990).

Las principales ventajas de la separación de etapas reside en una mejor estabilidad y un control más eficaz de la digestión anaerobia (van den Berg, 1984), por lo que la etapa de metanización se puede operar con una carga superior a la aplicada en un sistema monofásico, es decir; trabajar en los límites de la carga máxima aceptada (Ghosh, 1991), además de que la remoción de la DQO es 20 % mas alto que la de una etapa (Schwitezuebel y Peringer, 1986).

Por el contrario el reactor de separación de etapas necesita una inversión superior a otros procesos. Globalmente el volumen del sistema es el mismo que el de los reactores monofásicos, pero el número de bombas, de válvulas y otros accesos se multiplican por dos. Los costos operacionales son más elevados por que un reactivo alcalino es necesario a la salida del reactor de acidificación para elevar el pH a un valor compatible con la metanización (van den Berg, 1984).

Este tipo de reactor es usado para tratamiento de aguas residuales con compuestos fácilmente acidificables, como las que contienen azúcares o material en suspensión fácilmente hidrolizable y por lo que en un reactor monofásico la desestabilización entre la producción y consumo de ácidos puede inhibir completamente las bacterias metanogénicas.

Hasta la fecha la etapa acidogénica ha sido esencialmente estudiada en reactores de flujo mezclado (RFM), sin embargo tienen problemas de lavado a TRH menores de 2.4h (Kissalita *et al*, 1989), estos problemas pueden resolverse, si el RFM es reemplazado por un reactor de lecho de lodos con flujo ascendente donde la biomasa es retenida en el fondo del reactor

Digestión Anaerobia en dos Etapas

Diferentes autores se han enfocado a estudiar la digestión anaerobia en reactores de 2 etapas lo que permite tener información acerca de las reacciones limitantes en la degradación de tales sustratos y el beneficio que aporta la separación de etapas. El Cuadro 1.7 muestra una revisión del procesos de digestión anaerobia en dos etapas.

Cuadro 1.7

Trabajos de la digestión anaerobia en dos etapas

Autor	Tipo de Reactor		Condiciones de operación
	Acidogenico(1)	Metanogénico (2)	
Cohen <i>et al</i> , 1979	RFM	RFA	(1) 30 °C, pH=6 ,TRH=10h (2) 30 °C, pH=7.8, TRH=100h
Cohen <i>et al</i> , 1980	RFM	RFA	(1) 30 °C, pH=6.2, TRH=10h (2) 30 °C, pH=7.2, THR=100h
Bull <i>et al</i> , 1984	LF	LF:	(1) 35 °C, pH=3.5, TRH=1.66-10h (2) 35 °C, pH=7, TRH=48h
Ghosh, 1984	RFA	RFA	(1) 35 °C, pH=6.1, TRH= 1.1d (2) 35 °C, pH=7.2, TRH= 4.4d
Noike <i>et al</i> , 1990	RFM	RFM	(1) 35 °C, pH=5-6, TRS=0.09-3d (2) 35 °C, pH=7, TRS=5-14d
Ghosh <i>et al</i> , 1985	RFM	FA	(1) 35 °C, pH=4.7, TRH=2.2d (2) 35 °C, pH=7.5, TRH=5.2d
Schwitzguebel <i>et al</i> , 1986	RFM	RFM	(1) 35 °C, pH=5, TRH=6-24h (2) 35 °C, pH=7, TRH1-4d
Kissalita <i>et al</i> , 1989	RFM	RFM	(1) 35 °C, pH=4.5-6, TRH=2.6-6.7h (2) 35 °C, pH=7.
Viñas <i>et al</i> 1990	FA	UASB	(1) 30 °C, pH=5, TRH=5h (2) 30 °C, pH=6.5, TRH=15h

RFM: Reactor de flujo mezclado, RFA: Reactor de flujo ascendente, LF: Reactor de lecho fluidizado, FA: Filtro anaerobio, UASB: Reactor de lecho de lodos con flujo ascendente.

1.1.6. Control de la digestión anaerobia

En los reactores anaerobios llamados de tercera generación, se consiguen tiempos de retención de biomasa mayores que los tiempos de retención hidráulicos, por lo que pueden operar con cargas de alimentación muy altas y se pueden controlar mejor.

Las bases de control de la digestión anaerobia fueron desarrolladas por McCarty en 1964, que no consideró la presión parcial de hidrógeno.

El modelo descrito por McCarty se presenta en la Figura 1.3.

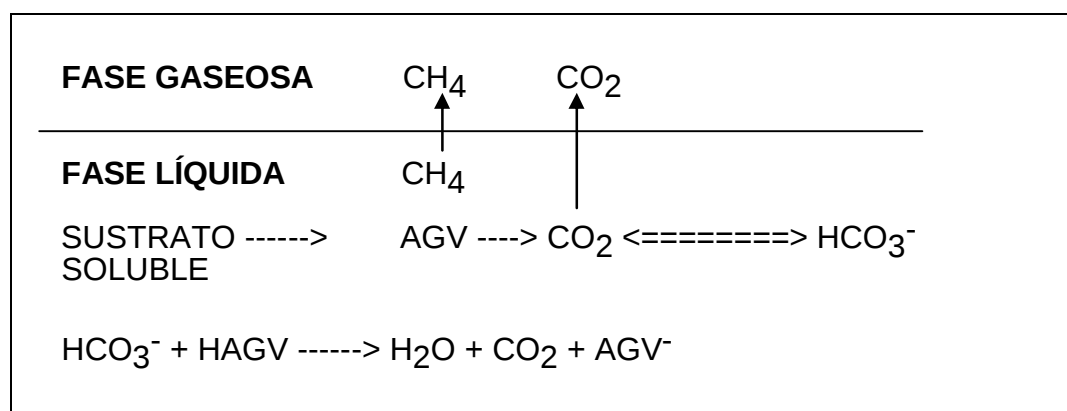


Figura 1.3. Equilibrio CO₂/HCO₃⁻/AGV en la digestión anaerobia.

El modelo nos dice que cuando el sustrato se transforma en metano y CO₂, el primero pasa totalmente a la fase gaseosa, mientras que parte del segundo queda en la fase líquida como bicarbonato y carbonato. El equilibrio entre el CO₂ y el bicarbonato es importante en la digestión anaerobia porque controla el pH del sistema

Por otro lado, se ha observado que los ácidos grasos volátiles en su forma protonada (AGVH) resultan potencialmente tóxicos para las bacterias encargadas de la metanogénesis, pero no su forma disociada (AGV⁻). La inestabilidad de los reactores se debe a que hay mayor concentración de AGV que de bicarbonato en el proceso, por lo que es importante medir el potencial de amortiguamiento (PA), que es la diferencia entre bicarbonatos y AGVH; esta es una estrategia para controlar el sistema (Colin, 1985; Iza, 1989).

El modelamiento y control de la digestión anaerobia ha ido evolucionando desde que Mc Carty (1964), introdujo el efecto de la acumulación de AGV. La sobrecarga y acumulación de ácidos grasos volátiles sobre la tasa de metanización fué modelada por Andrews (1969), en donde consideraba los AGV no ionizados como inhibitorios del crecimiento de la población metanogénica.

Digestión Anaerobia en dos Etapas

Gosh (1981), concluyó que la etapa limitante de la conversión de sustratos simples o complejos a productos de fermentación era la hidrólisis, que se puede representar por una cinética de primer orden.

Mosey (1983), modela la regulación de la relación NADH/NAD^+ en la síntesis de los ácidos grasos volátiles

Posteriormente se hizo énfasis en las interacciones de los equilibrios fisicoquímicos con vista a diseñar una estrategia de control del proceso (Rozzi, 1985 y Van Breusegem *et al*, 1990). Moletta *et al* (1986), propusieron un modelo donde introdujeron el pH del lodo como parámetro que permite el calculo de la concentración de AGV no ionizados,

El control automático de la digestión anerobia permite que se detecten a tiempo fallas en el proceso, para que el sistema se restablezca rápidamente y se pueda operar mejor. Se han utilizado modelos que describen las relaciones de los productos gaseosos (H_2 y CO_2) y los efectos adversos que tienen su acumulación sobre los microorganismos (Switzenbaum *et al* 1990). El pH, la concentración de hidrógeno en el gas y el volumen de gas producido han sido medidos con un sistema de control automático, detectando las perturbaciones del sistema por los sensores en línea y permitiendo una rápida respuesta del mismo (Ehlinger *et al*, 1994; Costello, *et al*, 1991).

Recientemente se introdujo un modelo con un balance de biomasa en un UASB con purga periódica, a diferencia de todos los anteriores que son RFM (Alvarez *et al*, 1992). Por último un buen control de la digestión anaerobia deberá mantener condiciones de operación estables, cuyos sistemas de control permitan restablecer el sistema cuando se genera una inestabilidad causada por concentraciones excesivas o diferencias en el caudal. Se debe también tomar en cuenta estrategias para reducir el periodo de arranque del reactor (Monroy 1994).

MATERIALES Y METODOS

2.1. Materiales

2.1.1. Reactores.

La Figura 2.1 es un diagrama del sistema de reactores en serie para la separación de la digestión anaerobia en sus etapas acidogénica y acetogénica-metanogénica.

Muestra los reactores acidogénico y metanogénico conectados mediante un recipiente donde se mezcla el medio que viene del reactor acidogénico y una fracción de la salida del reactor metanogénico que se recircula.

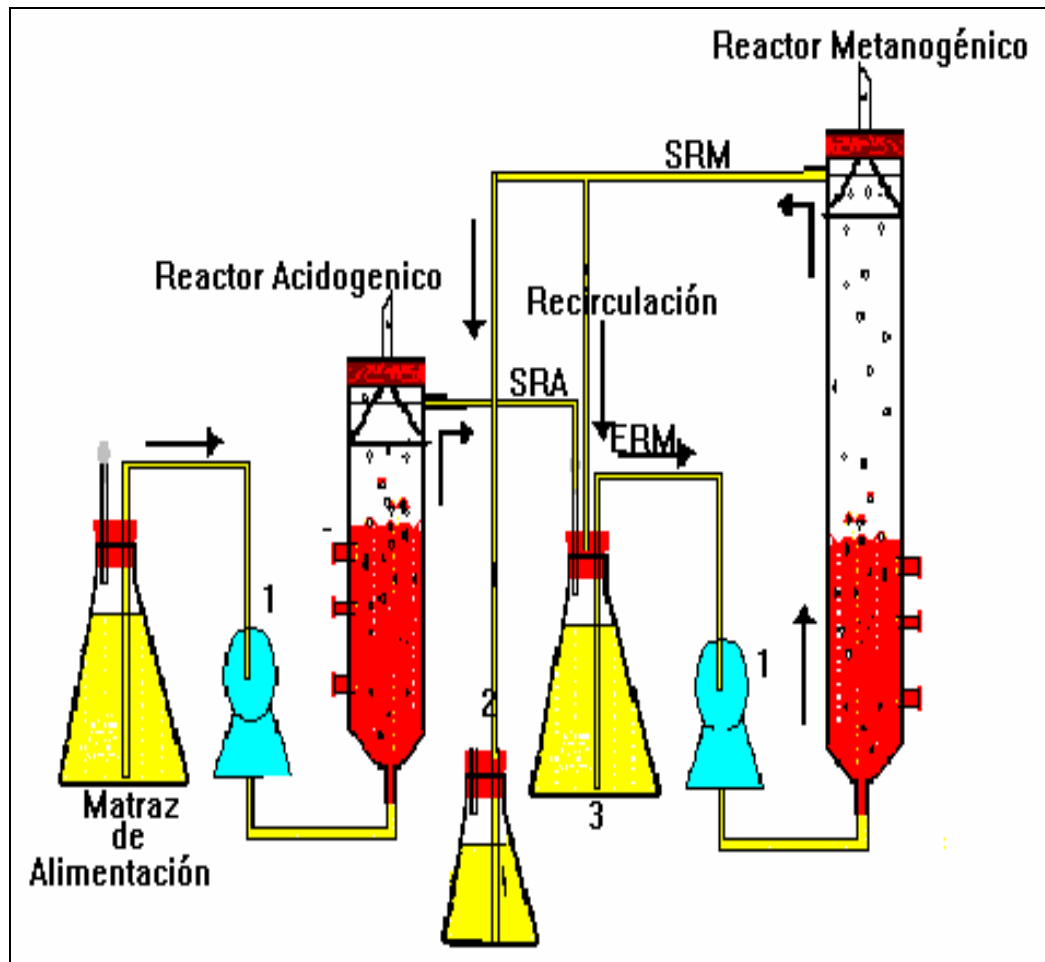


Figura 2.1. Sistema de reactores en serie de la digestión anaerobia en dos etapas. (1. Bomba peristáltica, 2. Recipiente para la salida del reactor metanogénico, 3. Matraz de recirculación, SRA: Salida del reactor acidogénico, ERM: Entrada al reactor metanogénico y SRM: Salida del reactor metanogénico).

Digestión Anaerobia en dos Etapas

Se usaron reactores anaerobios de flujo ascendente (UASB) alimentados en continuo, con un volumen de operación de 1.4 l y una vez que se establecieron los tiempos de residencia relativos, se cambió el reactor acidogénico por uno de 340 ml. En la parte superior de los reactores se colocó una campana de vidrio como separador gas-sólido-líquido. El biogas producido (CO_2 y CH_4) se recolectó en una columna para medir su volumen por el desplazamiento de una solución salina a pH menor de 5, (preparada con 300 g NaCl/l en agua destilada) para evitar la disolución de los gases y rojo de metilo como indicador de pH.

Los reactores se mantuvieron en un cuarto de temperatura controlada a 35 °C durante el tiempo que duró el experimento.

2.1.2. Inóculo.

Los reactores se inocularon con lodos anaerobios provenientes del reactor UASB de la planta piloto de tratamiento de aguas residuales de la UAM-I de 50 m³, con una actividad metanogénica 0.011 moles $\text{CH}_4/\text{gSSV.d}$. El volumen de inóculo y cantidad de sólidos de los reactores cambió de acuerdo a los experimentos, según se muestra en el Cuadro 2.1.

Cuadro 2.1

Volumen de lodos y sólidos suspendidos volátiles de los reactores

Reactor	Experimento	Volumen de lodos (ml)	gSSV/l
Acidogénico	1 al 5	150	22.5
	6	170	29.64
	7	65	29.64
Metanogénico	1 al 5	500	22.42

2.1.3. Medio de Alimentación

Se utilizó el medio mineral RAMM (Shelton y Tiedje, 1984), cuya composición se menciona en el Cuadro 2.2, adicionado de lactosa (grado farmacéutico de la fábrica Lactofrancesa S. A.) para el reactor acidogénico y una mezcla de lactosa/acetato para el reactor metanogénico como sustrato.

El medio de cultivo se preparó en botellas de 5 l, se ajustó el pH a 7 con NaOH 2N y se esterilizó en autoclave a 1.1 Kg/cm² durante 20 minutos.

Cuadro 2.2.
Composición del medio mineral RAMM (1)

Reactivo	(Por litro de solución)
Buffer de Fosfatos a pH = 7	
KH ₂ PO ₄	0.27 g
K ₂ HPO ₄	0.35 g
Sales Minerales	
NH ₄ Cl	0.53 g
CaCl ₂ .2H ₂ O	75 mg
MgCl ₂ .6H ₂ O	100 mg
FeCl ₂ .4H ₂ O	20 mg
Elementos trazas modificados por Zehnder y Whurman	
MnCl ₂ .4H ₂ O	0.5 mg
H ₃ BO ₃	0.05 mg
ZnCl ₂	0.05 mg
CuCl ₂	0.03 mg
NaMO ₄ .2H ₂ O	0.01 mg
CoCl ₂ .6H ₂ O	0.5 mg
NiCl ₂ .6H ₂ O	0.01 mg
Na ₂ SeO ₃	0.01 mg

(1): Shelton and Tiedje, (1984).

Para obtener el medio mineral mencionado se preparan soluciones concentradas con los diferentes reactivos y se mezclan en la proporción que se indica en el cuadro 2.3.

-Solución Mineral 1: K₂HPO₄ (7g/l)

-Solución Mineral 2: KH₂PO₄ (5.4g/l), NH₄Cl (10.6g/l), CaCl₂.2H₂O (1.5 g/l), MgCl₂.6H₂O (2g/l).

-Solución de oligoelementos:

MnCl₂.4H₂O (0.5 g/l), ZnCl₂ (0.05 g/l), H₃BO₃ (0.05 g/l), CuCl₂ (0.03 g/l) NaMO₄.2H₂O (0.01g/l), NiCl₂.6H₂O (0.05g/l), Na₂SeO₃ (0.05g/l), CoCl₂.6H₂O (0.05g/l).

Digestión Anaerobia en dos Etapas

Para preparar la solución de oligoelementos, se disuelven perfectamente en un vaso las dos primeras sales. En otro vaso se disuelven los reactivos restantes excepto el $\text{CoCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ y en un recipiente por separado el $\text{CoCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ agregando 1 ml de HCl concentrado. Finalmente se mezclan y se ajusta el volumen a un litro con agua destilada.

-Solución de $\text{FeCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ (2g/l): Disolver directamente en 1 ml de HCl concentrado, cuando queden algunos cristales sin disolver, agregar agua hasta aforar a un litro.

Cuadro 2.3

Preparación del Medio RAMM

SOLUCIONES	ml / l
Solución Mineral 1	50
Solución Mineral 2	50
Solución de Oligoelementos	1
Solución de $\text{FeCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	10

2.2. Metodos.

2.2.1. Planteamiento experimental:

2.2.1.1. Alimentación de los reactores de manera independiente.

Para la operación de los reactores de manera independiente se diseñó un experimento, que consistió en alimentarlos de acuerdo a los Cuadros 2.4. y 2.5. El reactor acidogénico se alimentó inicialmente con una concentración fija de lactosa y se fué disminuyendo el TRH con objeto de incrementar la velocidad de carga volumétrica (COv), posteriormente se aumentó la concentración de lactosa en la alimentación. El reactor metanogénico se alimentó con una mezcla de acetato y lactosa para observar su rendimiento y concentración de AGV remanentes.

Cuadro 2.4

Condiciones de alimentación del reactor acidogénico

Experimento	TRH (d)	COv (gDQO/l.d)	Lactosa (g/l)
1	2	0.57	1.0
2	1	1.08	1.0
3	0.5	2.25	1.0
4	0.375	3.10	1.0
5	0.25	4.61	1.0
6	0.25	7.81	2.0
7	0.25	15.26	4.0

Cuadro 2.5

Condiciones de alimentación del reactor metanogénico

Experimento	TRH (d)	COv (gDQO/l.d)	Sustrato (g/l)	
			Acetato	Lactosa
1	1	1.00	1.0	0
2	1	1.01	0.75	0.25
3	1	1.07	0.50	0.50
4	1	1.14	0.25	0.50
			0	1.0

2.2.1.2. Alimentación de los reactores conectados en serie.

Una vez que se encontraron las concentraciones de estabilidad de los reactores, se conectaron en serie y el conjunto se alimentó con lactosa. Se varió la velocidad de carga orgánica volumétrica y los tiempos de retención fueron de 6 y 24 horas para los reactores acidogénico y metanogénico respectivamente. Las condiciones de alimentación se muestran en el Cuadro 2.6.

Cuadro 2.6

Condiciones de alimentación de los reactores conectados en serie

Experimento	Lactosa (g/l)	Reactor acidogénico COv (gDQO/l.d)	Reactor metanogénico COv (gDQO/l.d)
1	1	4.23	0.795
2	2	7.81	0.671
3	2	7.81	1.7
4	4	15.26	3.55

2.2.2. Toma de muestras

Se tomó un volumen de muestra líquida de 111 ml en la alimentación del reactor acidogénico, en la salida del mismo y en la salida del reactor metanogénico. Se midió diariamente la producción de gas, el consumo de la DQO, la producción de AGV, la acidez total y la alcalinidad.

2.2.3. Métodos analíticos

2.2.3.1. Demanda Química de Oxígeno (DQO).

Se utilizó un volumen de 10 ml de muestra, se realizaron las diluciones necesarias para que las lecturas estuvieran dentro de un intervalo de 0 - 300 mg/l. y se midió la lactosa como demanda química de oxígeno, usando el método de reflujo cerrado (APHA, 1989), modificado por (Wilson y Jarbas, 1989) usando un horno de microondas casero.

2.2.3.2. Acidez total (AT) y alcalinidad de bicarbonatos y Potencial de amortiguamiento (PA).

Para acidez total, carbonatos y bicarbonatos se utilizó un volumen de 100 ml de muestra, se colocó en un matraz y se midió por titulación según el método de Powell and Archer, (1989).

El potencial de amortiguamiento definido como la diferencia de concentración de bicarbonatos y los ácidos grasos volátiles protonados (HAGV). Se calcula de la siguiente forma:

$$PA = (\text{equivalentes de bicarbonato} - \text{equivalentes de HAGV}).$$

2.2.3.3. Ácidos grasos volátiles (AGV)

La determinación de los ácidos grasos volátiles se realizó por cromatografía de gases sobre 1 ml de la muestra acidificada (10 µl de ácido clorhídrico al 50 % / ml) y

centrifugada (13,000 RPM / 20 min.) en una microcentrífuga Eppendorf. Del sobrenadante se tomó un volumen de 0.2 µl para inyectar al cromatógrafo

El cromatógrafo estaba equipado con un detector de ionización de flama y una columna Megaboro, AT 1000 . Las condiciones de operación del cromatógrafo fueron:

- Temperatura del inyector de 170 °C
- Temperatura de la columna de 150 °C
- Temperatura del detector de 180 °C
- Flujo del gas acarreador (N₂) 5 ml/min.

2.2.3.4. Biogas, metano (CH₄) y dióxido de carbono (CO₂).

Para la determinación de la producción de biogas, sólo se midió el volumen desplazado en el colector y se ajustó a condiciones estandares de presión y temperatura.

Para determinar su composición se tomó del colector de los reactores una muestra de 5 ml , usando una jeringa desechable. Este volumen se inyectó a un tubo Hungate lleno de solución salina saturada que sería desplazada por el gas a través de una aguja hipodérmica de purga. De la fase gaseosa del tubo se tomó una muestra de 0.1 ml para analizarse por cromatografía de gases, en un cromatógrafo de gases Gow-Mac con detector de conductividad térmica y una columna de acero inoxidable empacada con carboxsphere. Las condiciones de operación del cromatógrafo fueron:

- Temperatura del inyector 170° C
- Temperatura de la columna fué 140 °C
- Temperatura del detector 190° C
- Flujo del gas acarreador (He) 30 ml/min
- Corriente de los filamentos 120 mA

2.2.3.5. Curvas de calibración

2.2.3.5.1. Para determinación de acetato, propionato y butirato (ácidos grasos volátiles, AGV).

A partir de una solución madre de una mezcla de acetato de sodio, propionato de sodio y butirato de sodio de 100 mM, se preparó la siguiente curva de calibración (Cuadro 2.7).

Cuadro 2.7.

Curva de calibración para AGV

Estandar de AGV* (mM)	HCl** (μ l)	Agua destilada (μ l)	Solución Madre*** 100 mM (μ l)
1	10	990	10
5	10	950	50
10	10	900	100

*: Estandares de la mezcla de aceto, propionato y butirato (AGV: ácidos grasos volátiles), **: Solución de ácido clorhídrico al 50%, ***: Solución madre de la mezcla de AGV 100 mM

Cada estandar se inyectó por triplicado en el cromatógrafo.

Las áreas obtenidas de acetato, propionato y butirato, fueron correlacionadas con las concentraciones y se realizó una regresión lineal para obtener las concentraciones de las muestras a analizar. La gráfica de la curva estandar se muestra en la Figura 2.2

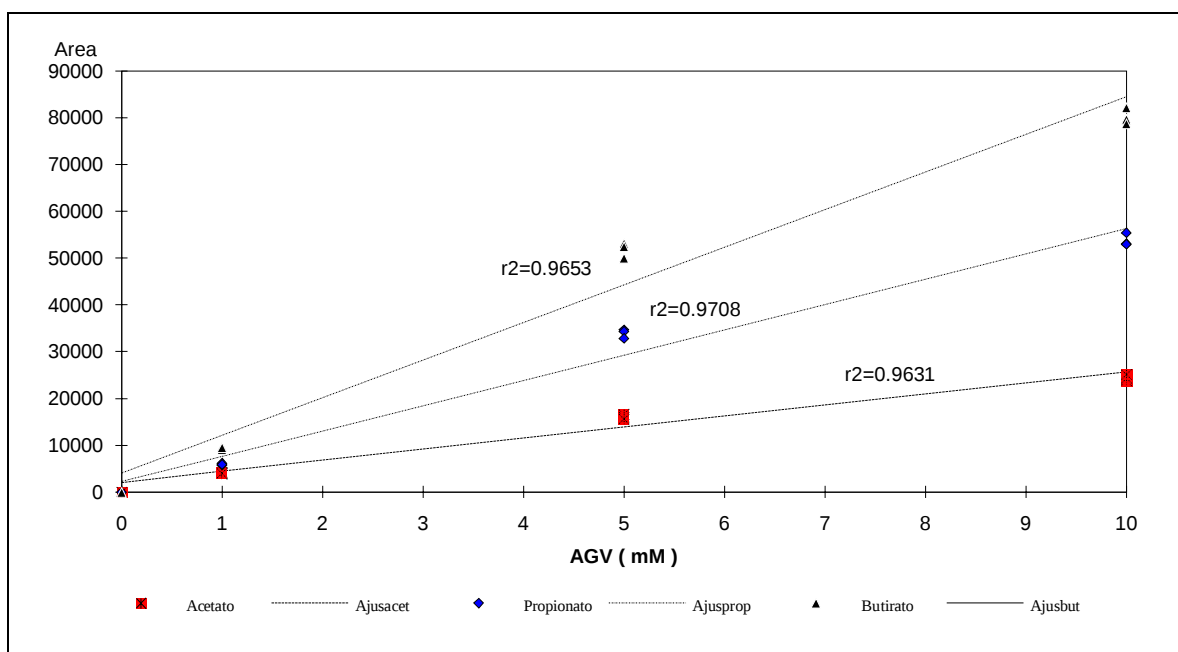


Figura 2.2. Curva de calibración para ácidos grasos volátiles (AGV), r^2 coeficiente de correlación, ajustacet: ajuste para el acetato, Ajustprop: ajuste para el propiónico, Ajustbut: Ajuste para el butirato.

2.2.3.5.2. Para determinación de CH₄ y CO₂

Se prepararon tubos de Hungate llenos de solución salina saturada, a los cuales se les inyectó CH₄ y CO₂ en las proporciones que muestra el Cuadro 2.8.

Cuadro 2.8.

Curva de calibración para CH₄ y CO₂

Tubo No.	ml CO ₂	ml CH ₄	% CO ₂	% CH ₄
1	1	9	10	90
2	3	7	30	70
3	5	5	50	50
4	7	3	70	30
5	9	1	90	10

Cada estandar fué inyectado por duplicado al cromatógrafo y se correlacionó la fracción volumétrica de cada gas en las muestras con la fracción del área de metano en el área total (ACH₄/Atot), que corresponde al área de metano entre la suma de las áreas de metano y dióxido de carbono, según se muestra en la Figura 5.3.

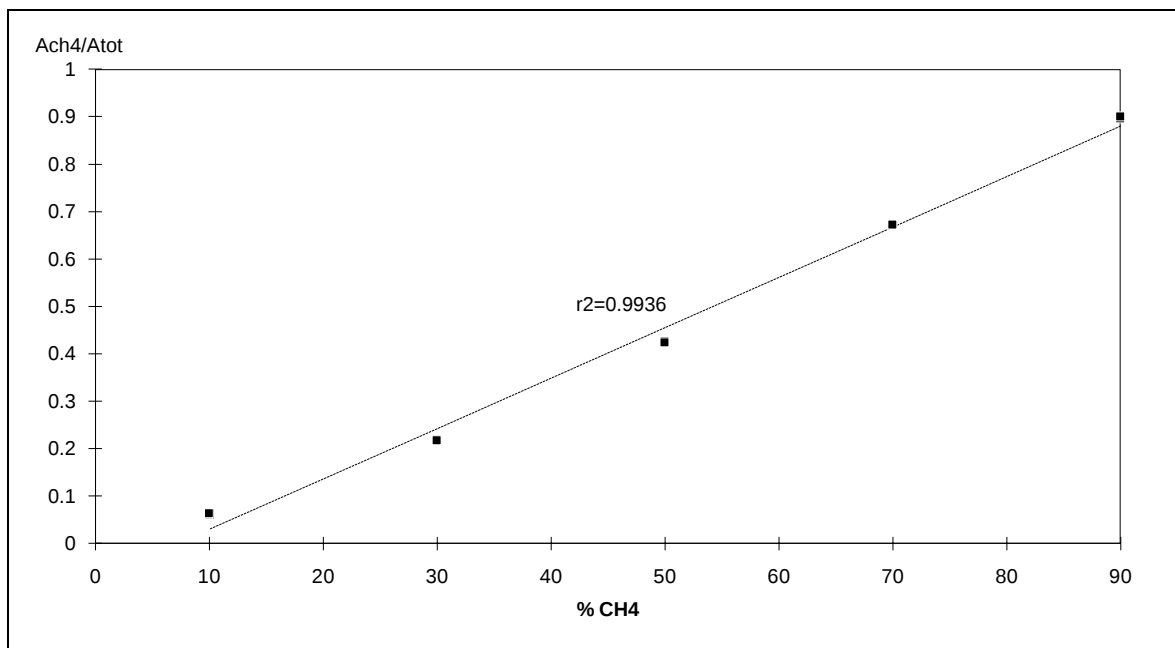


Figura 2.3. Curva de calibración para CH₄

RESULTADOS Y DISCUSION

3.1. Operación independiente de los reactores

3.1.1. Reactor Acidogénico

Las Figuras 3.1 a 3.5 muestran el comportamiento del reactor a lo largo de 157 días de operación en que se fue cambiando la velocidad de carga orgánica mediante cambios en el TRH, en la concentración de la DQO, en la alimentación o en el cambio de la concentración de lodos en el reactor.

En la figura 3.1 se puede apreciar que la eficiencia de eliminación de la DQO disminuye con la disminución del TRH. A los TRH de 2 y 1 día se tiene alta eficiencia de eliminación de la DQO. Sin embargo, el aumento en la concentración de la DQO a la salida conforme disminuye el TRH esta dado por un aumento en la concentración de AGV, con predominancia del acetato, según se muestra en las Figuras 3.2 y 3.3. Esto probablemente se deba al insuficiente tiempo de contacto entre los microorganismos metanogénicos y el sustrato que es aprovechado por las mas activas bacterias acidogénicas.

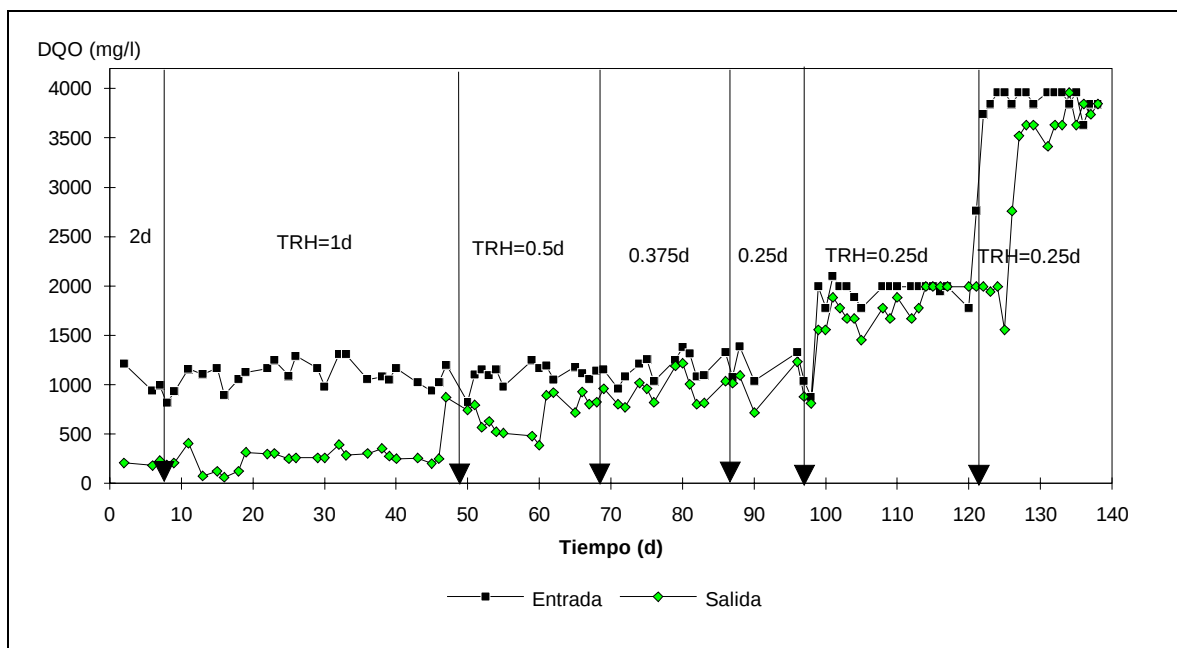


Figura 3.1. Eliminación de la DQO a diferentes TRH para el reactor acidogénico. Las flechas indican el cambio de TRH.

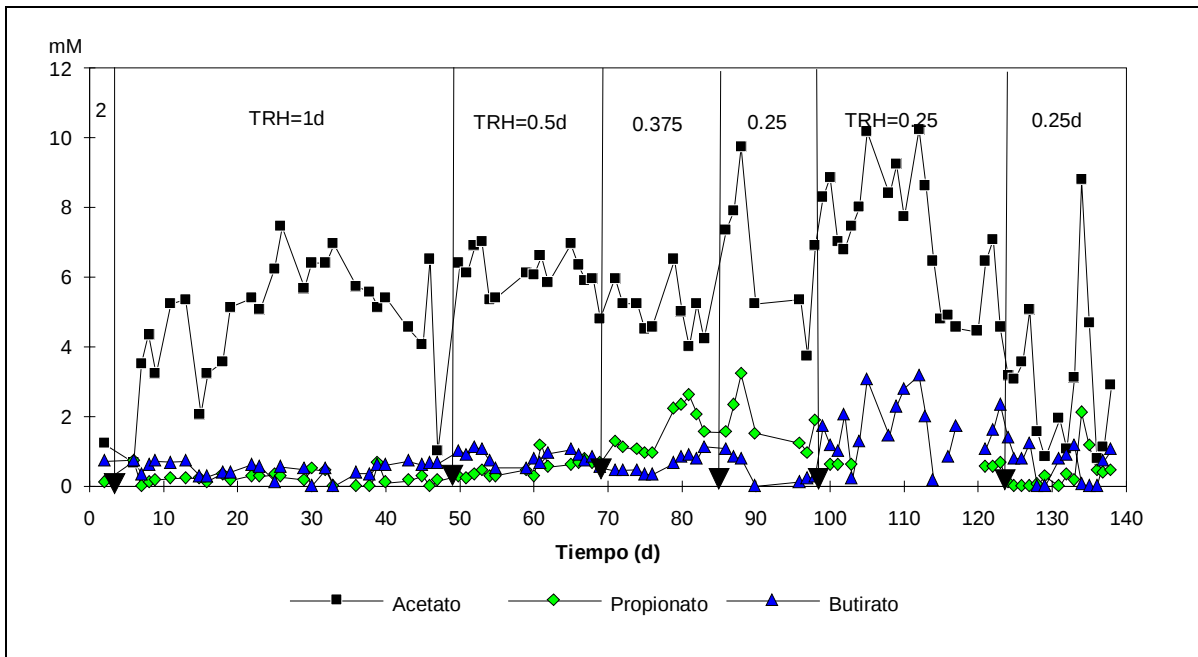


Figura 3.2. Producción de AGV en el reactor acidogénico a diferentes TRH. Las flechas indican el cambio de TRH.

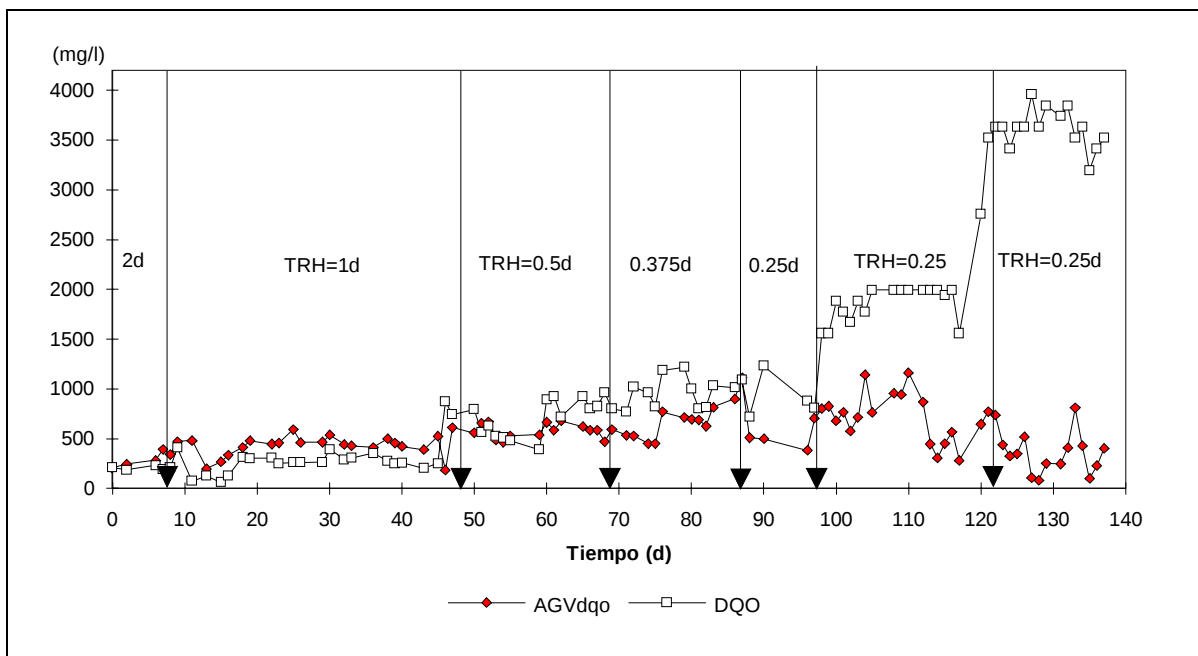


Figura 3.3. Producción de AGV expresado como DQO y DQOtotal de salida en el reactor acidogénico. Las flechas indican el cambio de TRH.

En Figura 3.4 se muestra el comportamiento del pH en el reactor acidogénico, a lo largo de todo el experimento. El pH de la alimentación se ajustó a 7 con NaOH.

Por otro lado se observó que como consecuencia de la producción de AGV, el pH baja en forma abrupta de 7 cuando se tiene un TRH de 2 días a pH de 3.5 cuando se tiene TRH de 1, esto se explica por la generación de AGV que al no ser transformados a metano se acumulan, cambiando el equilibrio $\text{HAGV} \rightleftharpoons \text{AGV}^- + \text{H}^+$ hasta que la especie no protonada consume el bicarbonato presente. El comportamiento del potencial de amortiguamiento (PA) cambia de positivo a negativo de un TRH de 2 días a un TRH 1 día según se ve en la Figura 3.5. En los TRH de 0.375 y 0.25 días el PA vuelve a hacerse positivo indicando tal vez que a altas velocidades de carga la velocidad de producción y disminución de CO_2 excede la de producción de AGVH.

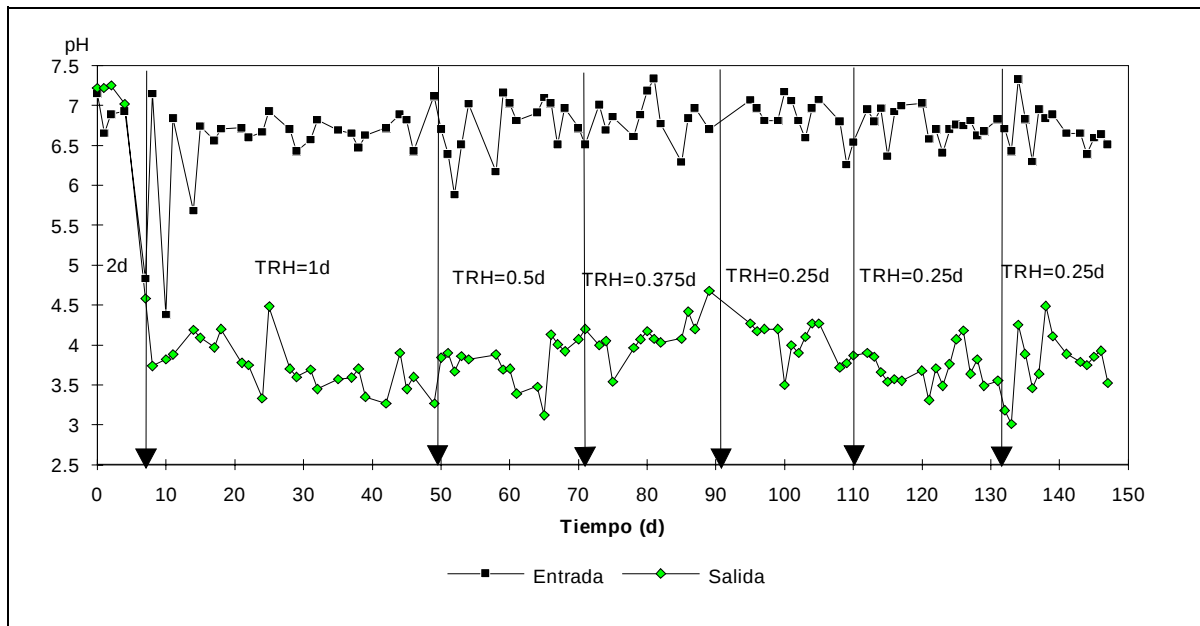


Figura 3.4. Comportamiento del pH a diferentes TRH para el reactor acidogénico. Las flechas indican el cambio de TRH.

El Cuadro 3.1 muestra el promedio de las variables con que se caracterizaron los distintos estados estacionarios a los que se sometió el reactor. La concentración de lactosa se obtiene como la diferencia de la DQO total y la DQO debida a los AGV. Las primeras 5 velocidades de carga orgánica volumétrica, se obtuvieron con el manejo del TRH; y las últimas cargas se obtuvieron aumentando la concentración de la DQO en la alimentación. A partir de estos datos se construye la Figura 3.6 que muestra las eficiencias de eliminación de la DQO, de producción de AGV y de producción de acetato,

en función de la velocidad de carga volumétrica. Los cálculos se muestran en el apéndice 1.

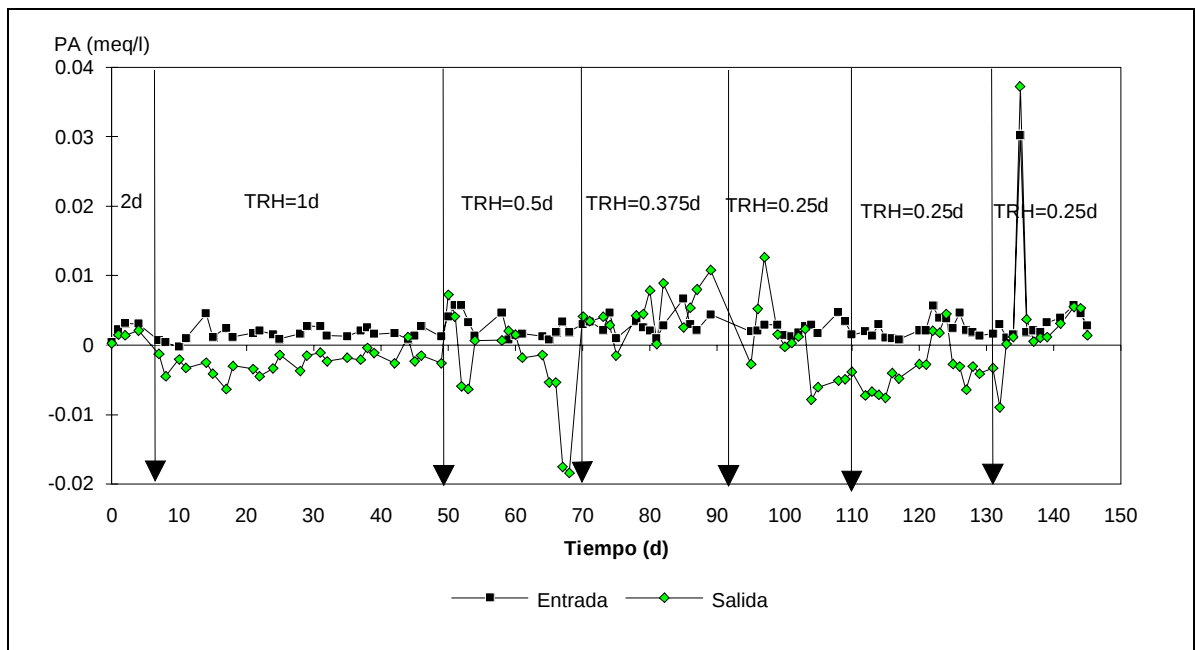


Figura. 3.5. Comportamiento del potencial de amortiguamiento a diferentes TRH para el reactor acidogénico. Las flechas indican el cambio de TRH.

Se aprecia que a 0.57 g/l.d el reactor se comporta como un reactor metanogénico: alta eliminación de sustrato, pH 7.17 y bajas concentraciones de AGV y lactosa residual.

A medida que se aumenta la COV, la eficiencia de eliminación de la DQO disminuye, hasta llegar a 15 % en 15.26 gDQO/l.d.

Cuadro 3.1

Operación del reactor acidogénico en los distintos estados estacionarios

TRH (d)	COv gDQO l.d	COm gDQO gSSV.d	pH _s	PA _s (meq/l)	AGV _s (mgDQO/l)	lactosa _s (mgDQO/l)	DQO _s (mg/l)
2	0.57	0.23	7.17	1.33	113.10	157.01	270.11
1	1.08	0.44	3.75	-2.46	240.63	5.96	246.59
0.5	2.25	0.93	3.76	-2.77	583.50	123.44	706.95
0.375	3.10	1.28	4.05	3.8	893.34	48.56	941.90
0.25	4.61	1.90	4.19	3.92	702.60	243.38	945.98
0.25	7.81	2.25	3.72	-3.82	853.80	846.63	1700.44
0.25	15.26	2.69	3.74	1.81	363.11	3196.29	3559.41

Digestión Anaerobia en dos Etapas

TRH: Tiempo de retención hidráulica, COV: Velocidad de carga orgánica volumétrica, Com: velocidad de carga específica, PA: Potencial de amortiguamiento, AGV: Suma de ácidos grasos volátiles como DQO, DQOs: Demanda química de oxígeno, s: salida del reactor acidogénico.

Respecto a la generación de AGV se observan dos etapas, una de conversión creciente hasta llegar a 76.61% (38.94% de acetato) en 3.1 gDQO/l.d y a otra de conversión decreciente hasta llegar a la COv de 15.26 g DQO/l.d. con 9.5% de conversión de AGV (5.56% de acetato).

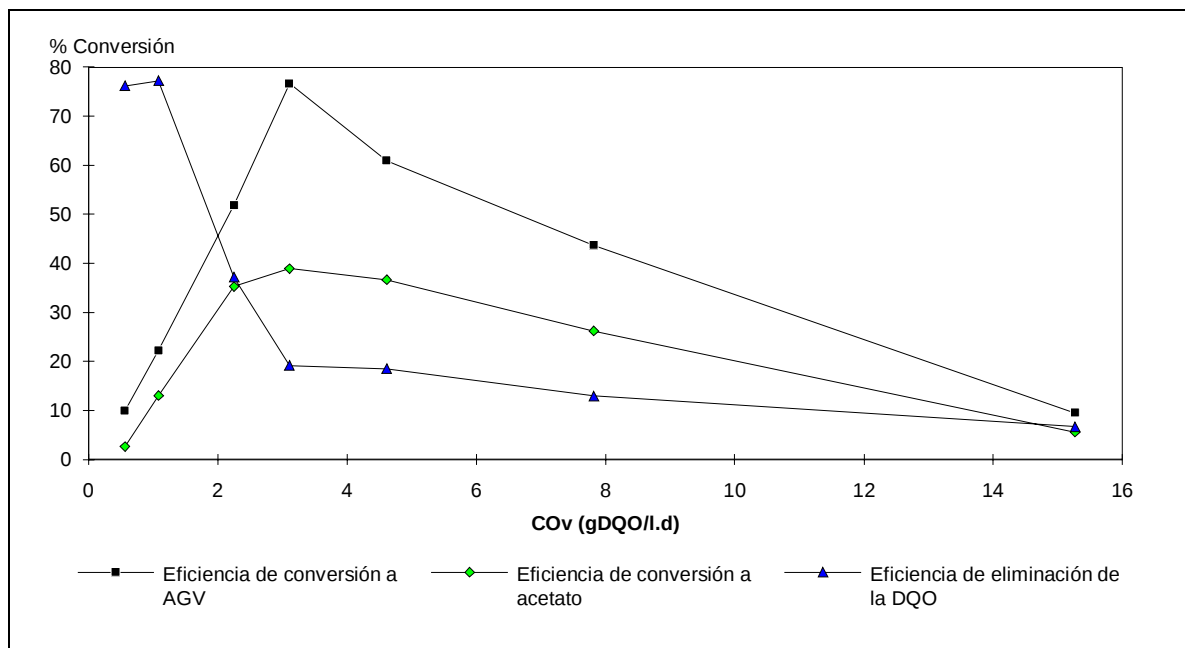


Figura 3.6 Eficiencia de eliminación de la DQO, de conversión de la DQO a AGV y de conversión de la DQO a ácido acético

Se aprecia que a 0.57 g/l.d el reactor se comporta como un reactor metanogénico: alta eliminación de sustrato, pH 7.17 y bajas concentraciones de AGV y lactosa residual.

A medida que se aumenta la COv, la eficiencia de eliminación de la DQO disminuye, hasta llegar a 15 % en 15.26 gDQO/l.d.

Respecto a la generación de AGV se observan dos etapas, una de conversión creciente hasta llegar a 76.61% (38.94% de acetato) en 3.1 gDQO/l.d y a otra de conversión decreciente hasta llegar a la COv de 15.26 g DQO/l.d. con 9.5% de conversión de AGV (5.56% de acetato).

La Figura 3.7 muestra que la concentración de AGV se incrementa con el aumento de la velocidad de carga predominando el acético respecto a los otros ácidos. A una COv de 4.6 g DQO/l.d, la proporción de ácido acético tiene un valor máximo de 8 mM (60 % del

total de ácidos producidos), en tanto que la lactosa residual es mínima. Kissalita *et al* (1989), obtienen a velocidades de 12.6 gDQO/l concentraciones de ácidos propiónico y butírico mas altas (16 y 31 mM, repectivamente) que no resultan convenientes para alimentar un reactor metanogénico.

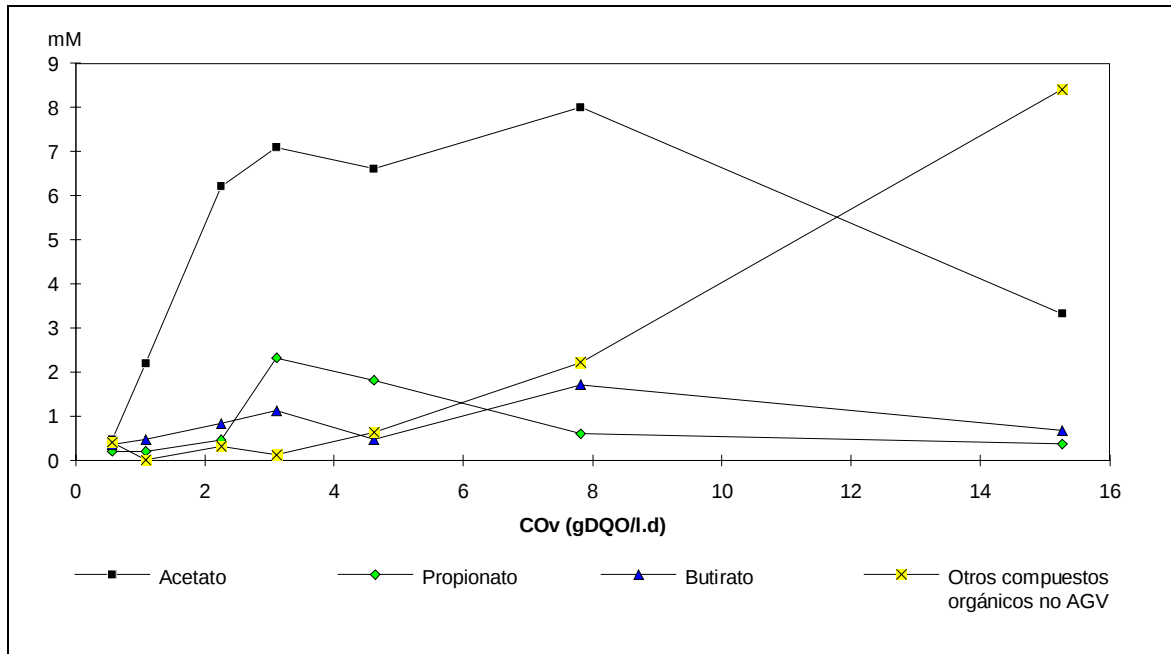


Figura 3.7. Productos de la fermentación de la lactosa, en el reactor acidogénico.

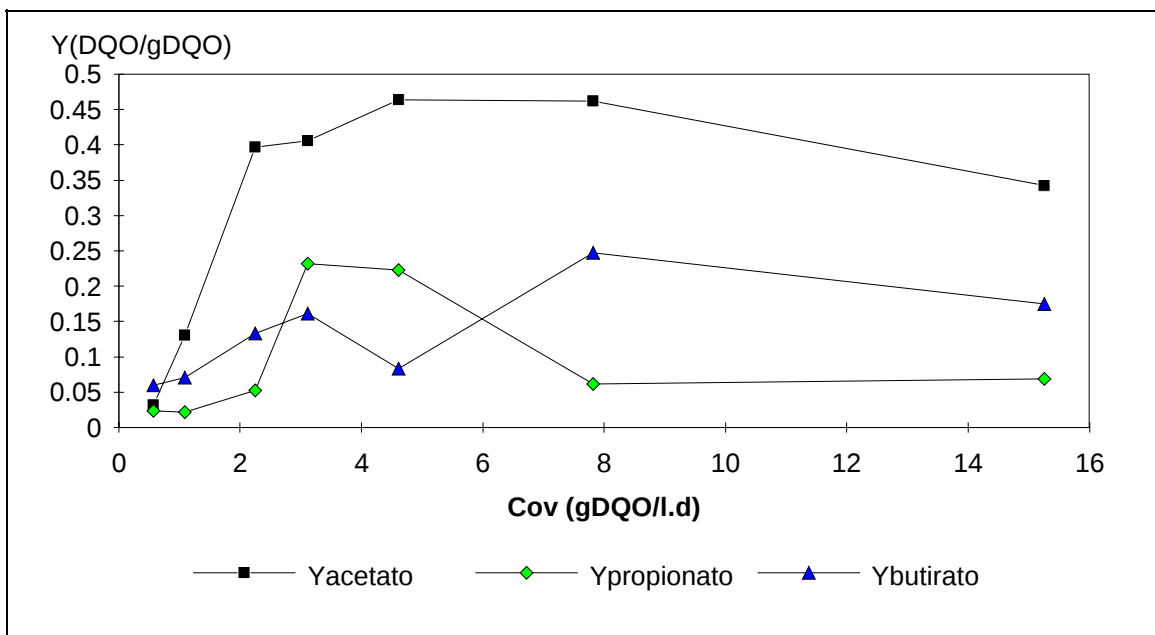


Figura 3.8. Variación del coeficiente de rendimiento para los ácidos acético, propiónico y butírico, en el reactor acidogénico.

La Figura 3.8 muestra el coeficiente de rendimiento de cada AGV en relación a la DQO inicial $\left[Y_{p/s} = \frac{P}{S_o - S} \right]$, los cuales se obtuvieron tomando los datos de los AGV generados divididos entre la concentración de lactosa en el influente en base DQO (Apéndice 1, tabla 1). Se puede encontrar que el máximo valor 0.46g/g se da a una carga de 4.61 gDQO/l.d (0.25d de TRH). Sin embargo la proporción de ácido acético en la DQO a la salida tiene su máximo a 3.1 gDQO/l.d con 38.94% de la DQO como ácido acético.

Las curvas de la Figura 3.6 sugieren algún tipo de inhibición a cargas superiores a 3.1 gDQO/l.d por lo que se probó un modelo de inhibición por sustrato. La Figura 3.9 muestra los valores experimentales y las curvas ajustadas de las ecuaciones 3.1 y 3.2 de producción de AGV y de eliminación de DQO. La curva de consumo de DQO sugiere que la concentración de DQO residual (suma de AGV + lactosa) es altamente inhibitoria ($K_i=70$ mg/l) y requiere de un alto K_s aparente (3500 mg/l) que hace que después de una velocidad de carga orgánica óptima de 4.6 g/l.d, la eficiencia de degradación disminuya. La producción de ácidos también muestra una cinética de inhibición por sustrato pero ahora indica que la concentración de DQO residual no es inhibitoria ($K_{ii}=5700$ mg/l) y si de alta afinidad ($K_a=300$ mg/l).

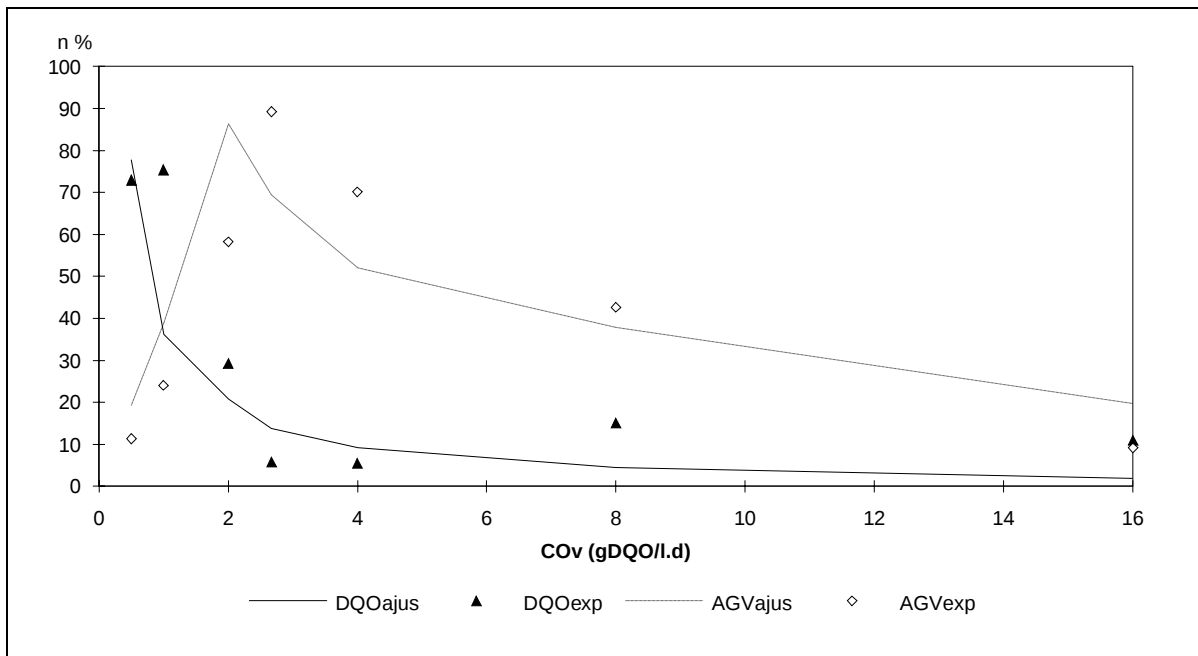


Figura 3.9. Eficiencia de degradación de la DQO y Conversión de la DQO a AGV. Valores experimentales y ajuste al modelo de inhibición por sustrato de las ecuaciones 3.1 y 3.2.

Las ecuaciones 3.1 y 3.2 muestran los valores de las constantes ajustadas. Se usan los valores de las constantes de rendimiento obtenidas en los experimentos (Figura 3.8). Los valores de $\mu_{\max}$, K_s y Y_x estan reportados en la literatura (Pavlostatis y Giraldo 1991).

Para obtener el modelo de inhibición de la eliminación de la DQO (ecuación 3.1) se partió de la ecuación de inhibición por sustrato:

$$\mu_{IS} = \frac{\mu_m S}{K_s + S + \frac{S^2}{K_i}}$$

Y de la ecuación de un reactor de flujo mezclado:

$$t_M = \frac{S_0 - S}{V_s}$$

$$\eta = \frac{\mu_m X}{Y_s B_v} \left(\frac{1}{\frac{K_s}{S} + 1 + \frac{S}{K_i}} \right) \dots\dots\dots (3.1)$$

en donde:

η : eficiencia de eliminación de la DQO, $\mu_m = 0.4 \text{ d}^{-1}$, $Y_s = 0.15$, $K_s = 3500 \text{ mg/l}$,
 $K_i = 70$, B_v : carga orgánica volumétrica.

Para obtener el modelo de inhibición de la formación de AGV, se partó de la ecuación:

$$\mu_{Ia} = \frac{\mu_m S}{K_a + S + \frac{S^2}{K_{ii}}}$$

Y de la ecuación de un reactor de flujo mezclado:

$$t_M = \frac{A}{V_A}$$

Digestión Anaerobia en dos Etapas

$$\eta_a = \frac{\mu_m X Y_p}{Y_s B v} \left(\frac{1}{\frac{K_a}{S} + 1 + \frac{S}{K_{ii}}} \right) \dots\dots\dots (3.2)$$

En donde:

η_a : eficiencia de producción de AGV, $\mu_m = 0.4 \text{ d}^{-1}$, $Y_s = 0.15$, $K_a = 300 \text{ mg/l}$

$K_{ii} = 5700 \text{ mg/l}$

La Figura 3.10 muestra la proporción de ácido acético en el efluente de salida del reactor acidogénico. Se aprecia que a la COv de 0.5 gDQO/l.d, cuando el reactor es de una sola etapa, tiene una alta eficiencia de remoción de DQO y una baja proporción de ácido acético. Por otro lado cuando se muestra una mínima reducción de DQO (18%), se obtiene un 60 % de proporción de ácido acético en la salida, a una COv de 4.6 gDQO/l.d. A partir de 7.8 gDQO/l.d la proporción de ácido acético en el efluente disminuye hasta 10 %.

Este experimento cinético nos sugiere que la acidogénesis esta limitada tanto por la velocidad de carga orgánica como por la concentración de ácidos en el reactor y que la velocidad óptima será la que produzca un efluente que pueda ser metanizado rápida y establemente en el reactor metanogénico.

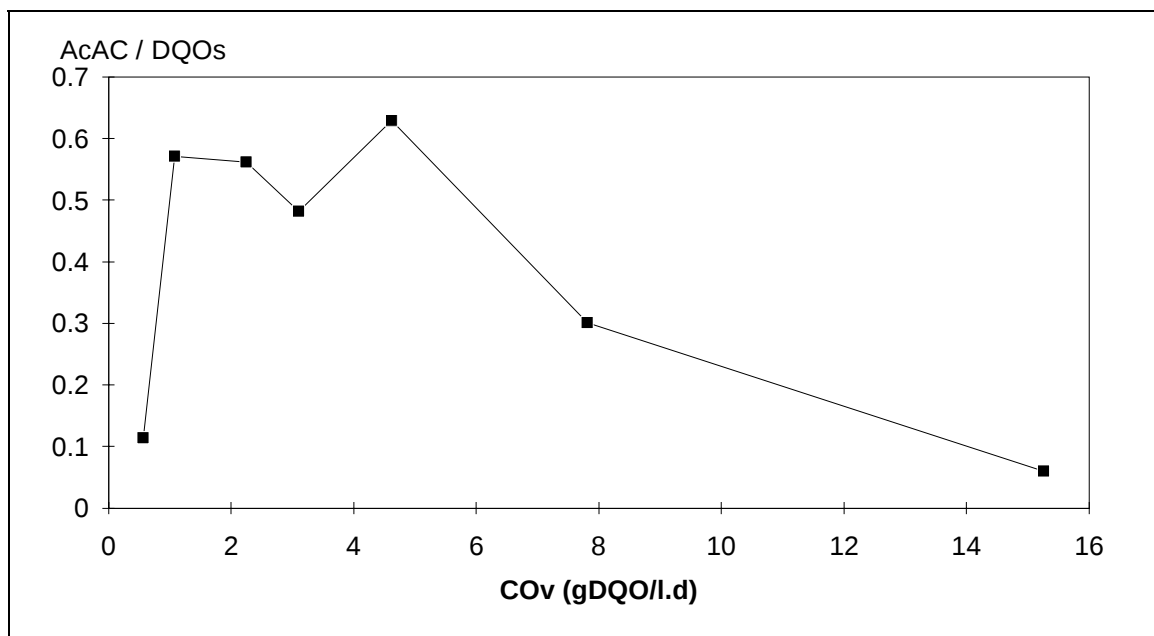


Figura. 3.10. Producción de acetato con respecto al DQO de salida del reactor acidogénico

3.1.2. Reactor Metanogénico

En el segundo reactor o reactor metanogénico se estudió la influencia de la proporción del ácido acético en la metanogénesis de una mezcla acetato/lactosa. Aunque la eficiencia de eliminación de DQO sufrió pocas variaciones según se aprecia en la Figura 3.11, se observaron cambios en otras variables que se tienen que analizar con cuidado.

La alta eficiencia de eliminación de DQO para todas las concentraciones, se debió a que se trabajó en condiciones de carga baja (1gDQO/l.d, 0.137g DQO/gSSV.d) con objeto de analizar el efecto de la proporción de ácido acético en la alimentación.

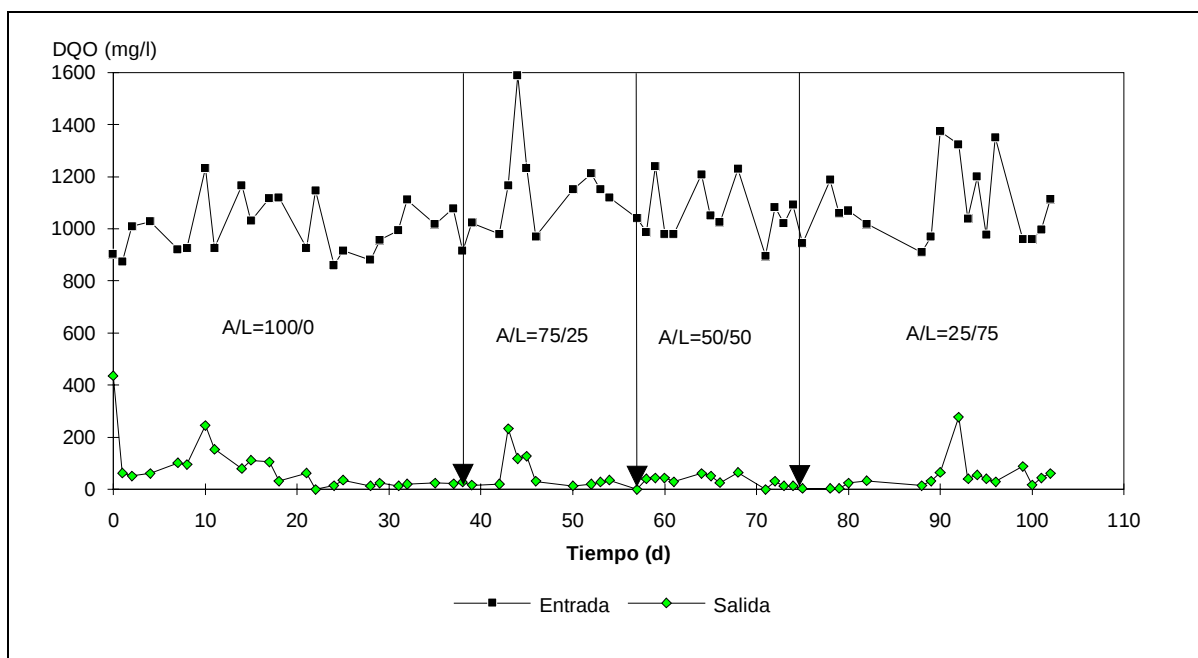


Figura 3.11. Comportamiento de la DQO en el reactor metanogénico.
A/L:proporción acetato/lactosa (g acetato/ g lactosa).

La Figura 3.12 muestra la gráfica de la variación del pH en el reactor metanogénico, el cual disminuye notoriamente desde pH=8.5 con 100% de acetato en la alimentación, hasta llegar a pH 7.3 cuando se tiene un 25% de acetato. Esta reducción de pH se puede deber a la formación de AGV producidos a partir de la fermentación de la lactosa.

Digestión Anaerobia en dos Etapas

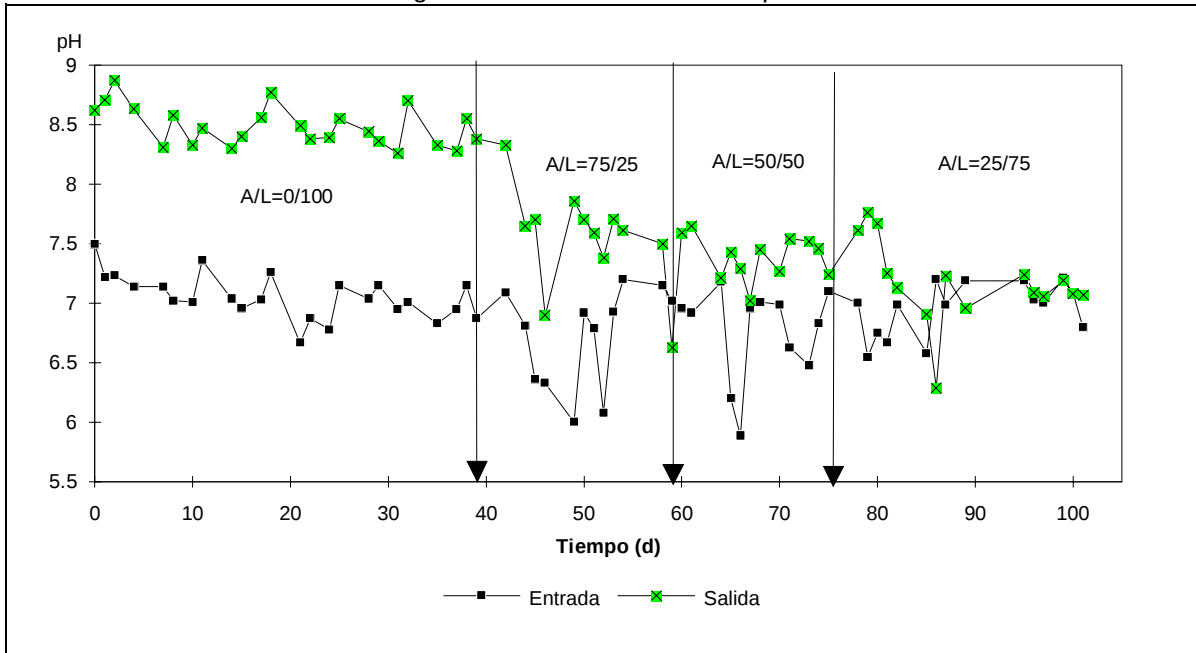


Figura 3.12. Comportamiento del pH en el reactor metanogénico, A/L: proporción acetato/lactosa.

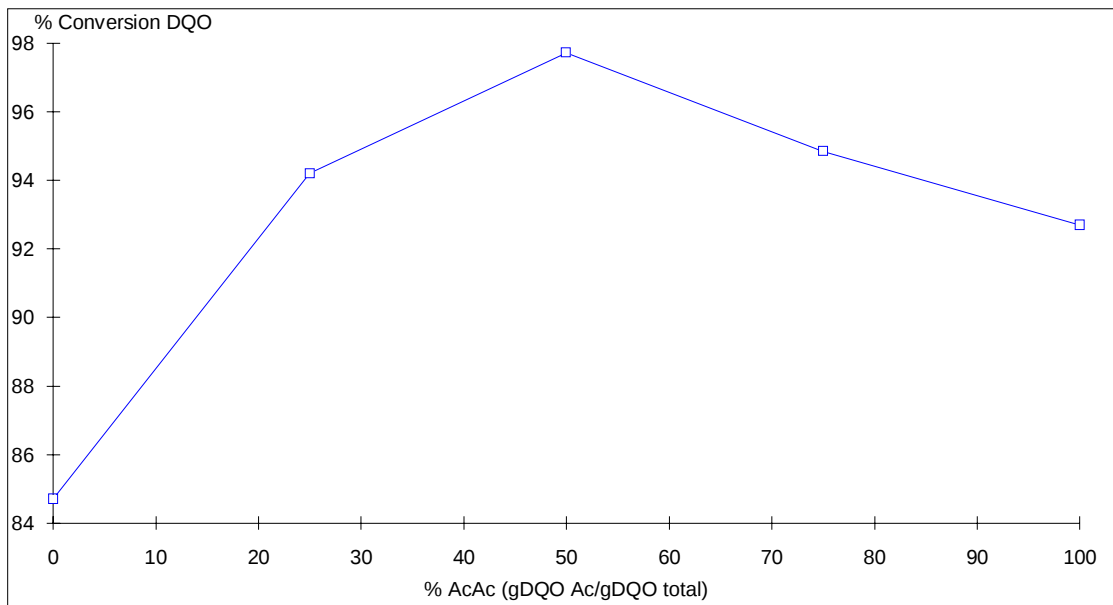


Figura 3.13. Eliminación de DQO en el reactor metanogénico a diferentes proporciones de ácido acético/DQO

La Figura 3.13 muestra la influencia de la proporción ácido acético y lactosa sobre la eficiencia de eliminación de DQO a una COv de 1 gDQO/l.d y una COM de 0.137 gDQO/gSSV.d. Se puede observar que la eficiencia más baja (87%) se obtiene con lactosa como sustrato único, al incrementar la proporción de acetato, aumenta la eficiencia de conversión hasta llegar al 98% con un 50% de ácido acético. Esto sugiere el efecto benéfico del acético, pues disminuye la necesidad de las reacciones acidogénicas y acetogénicas y por tanto la formación de hidrógeno, favoreciendo con esto la formación metanogénica.

A partir de la mezcla 50% la eficiencia disminuye 5 puntos al llegar a 100% de acetato en la alimentación. Este comportamiento podría sugerir por un lado que un reactor metanogénico puro alimentado con 100 % acetato es menos eficiente que uno con alimentación mixta debido a la participación de todas las bacterias del consorcio en la estabilidad del reactor.

Este experimento muestra que una proporción de acetato entre 25 y 50% en la alimentación del reactor metanogénico es adecuada para una alta eficiencia debido probablemente al mayor PA (1.9 meq/l) Cuadro 3.2.

Cuadro 3.2.

Características del reactor metanogénico en diferentes estados estacionarios

$\frac{gAcAc\ DQO}{gDQO_{total}}$	$\frac{COM}{gDQO/gSSV.d}$	$\frac{COv}{gDQO/l.d}$	Eliminación DQO (%)	pHs	PAs (meq/l)	$CH_4_{teo}(l/l.d)$	$CH_4_{exp}(l/l.d)$
1.00	0.1203	1.00	92.68	8.47	0.11	0.33	0.32
0.75	0.1221	1.01	94.84	7.5	1.19	0.37	0.36
0.50	0.1290	1.07	97.71	7.4	1.54	0.38	0.38
0.25	0.1371	1.14	93.92	7.04	1.92	0.40	0.35
0	0.104	1.0	87.56	7.16	1.57	0.34	0.21

$gAcAcDQO/gDQO_{total}$: gramos de ácido acético dividido entre la DQO total de entrada; COM: velocidad de carga orgánica másica; COv: velocidad de carga orgánica volumétrica; Eliminación DQO (%): eficiencia de eliminación de la DQO; PAs: potencial de amortiguamiento; CH_4_{exp} : metano medido en los experimentos, CH_4_{teo} : Metano calculado, s: salida del reactor metanogénico.

3.1.3. Operación de los reactores en serie

Una vez encontradas las condiciones de productividad y estabilidad (4.6 a 7.9 g/l.d para obtener entre 25 y 50 % de ácido acético en el efluente acidogénico) de los reactores acidogénico y metanogénico por separado, se procedió a conectarlos en serie con objeto de estudiar su operación a mayores velocidades de carga orgánica.

Se trabajó con tres velocidades de carga orgánica (4.23, 7.81 Y 15.26 g/l.d) para el reactor acidogénico (Figura 3.14) y cuatro para el reactor metanogénico (0.671, 0.795, 1.7 y 3.55 g/l.d), de acuerdo a los valores del Cuadro 3.3 que también muestra las velocidades de carga globales. La eficiencia de eliminación de DQO en el primer reactor es baja, y alto el porcentaje de producción de AGV como era de esperarse (Figura 3.15).

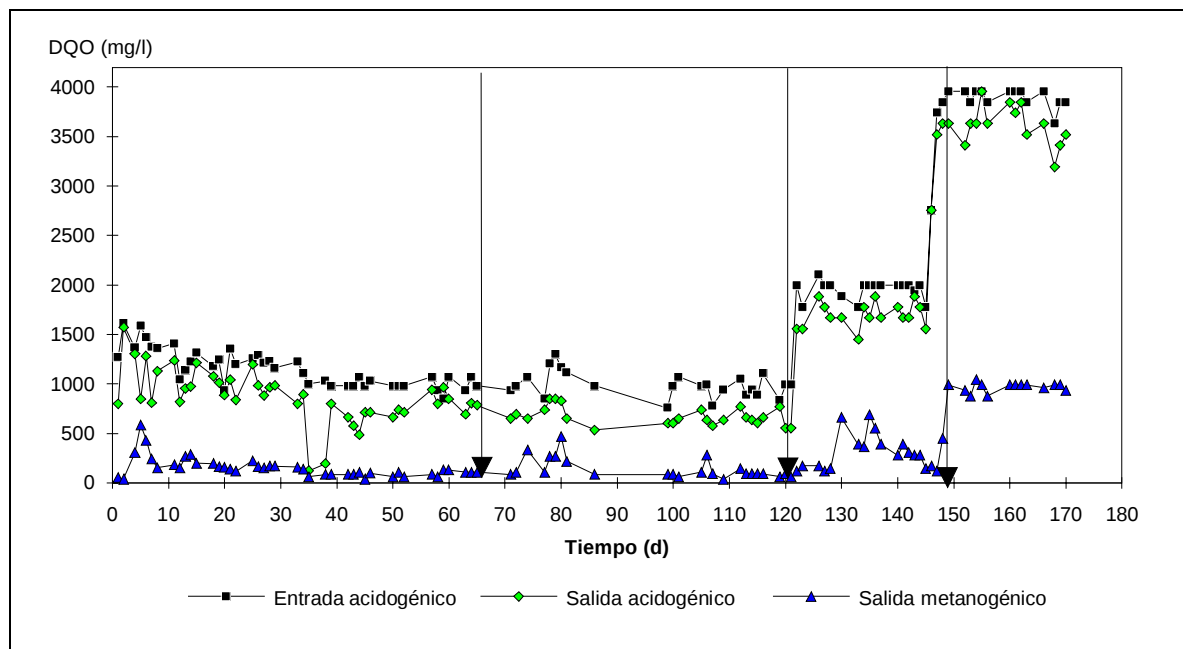


Figura 3.14. Eliminación de DQO de los reactores en serie. Las flechas indican el cambio en la velocidad de carga orgánica volumétrica en los reactores.

Cuadro 3.3

Características de los reactores anaerobios conectados en serie

REACTOR ACIDOGENICO							
Experi mento	COv gDQO l.d	COM gDQO gSSV.d	pHs	Eliminación DQO (%)	Conversión Acidogénesis %	Conversión Acetogénesis %	PA meq/l
1	4.23	0.3371	3.94	24.31	52.48	40	3.28
2	4.23	0.3371	3.94	24.31	52.48	40	3.28
3	7.81	2.25	3.72	12.96	43.70	26	-3.82
4	15.26	2.69	3.74	6.71	9.51	5.56	1.81

REACTOR METANOGENICO						
Experi mento	COv gDQO l.d	COM gDQO gSSV.d	pHs	Eliminación DQO (%)	% AcAc Alimentado	PA meq/l
1	0.795	0.1031	7.13	88.08	53.06	0.195
2	0.671	0.1739	6.7	78.81	53.06	0.26
3	1.7	0.2196	7.08	81.12	28.22	0.28
4	3.55	0.4598	7.28	76.39	5.59	0.19

Condiciones globales de los reactores en serie			
Experi mento	COv gDQO/l.d	COM gDQO/gSSV.d	Eliminación DQO (%)
1	0.8	0.093	88.27
2	1.6	0.14	82.39
3	3.2	0.233	81.12
4	3.2	0.44	76.40

La Figura 3.15 nos muestra 3 fases del comportamiento de los reactores en serie. En la primera fase se observa que a la salida del reactor acidogénico el 52% de la DQO es AGV, por lo que hay aproximadamente 251 mg/l de lactosa no convertida a AGV. De los AGV el 40% es ácido acético (Ver balance de DQO en Apéndice 1), también se observa que la producción de los otros ácidos en esta fase es muy baja (21 mg/l de propiónico y 130 mg/l de butírico en base DQO). Para el reactor metanogénico como la remoción de DQO es aproximadamente del 88% la salida de AGV en este reactor es nula.

Por otro lado en la segunda fase de la Figura 3.15 se observa que al incrementar la alimentación de DQO, la conversión de ácidos disminuye a un 43%, la cantidad de acetato

Digestión Anaerobia en dos Etapas

producido es de 26% y la lactosa no convertida es de 853 mg/l. En el reactor metanogénico quedan 320 mg/l de DQO no eliminados.

La última fase de la Figura 3.15 nos muestra que al incrementar la concentración de alimentación en el reactor la eficiencia de conversión de ácidos en la etapa acidogénica disminuye a 9% por lo que se alimenta a la etapa metanogénica 3196 mg/l de lactosa que no es fácilmente degradada ya que acidifica al reactor con regularidad.

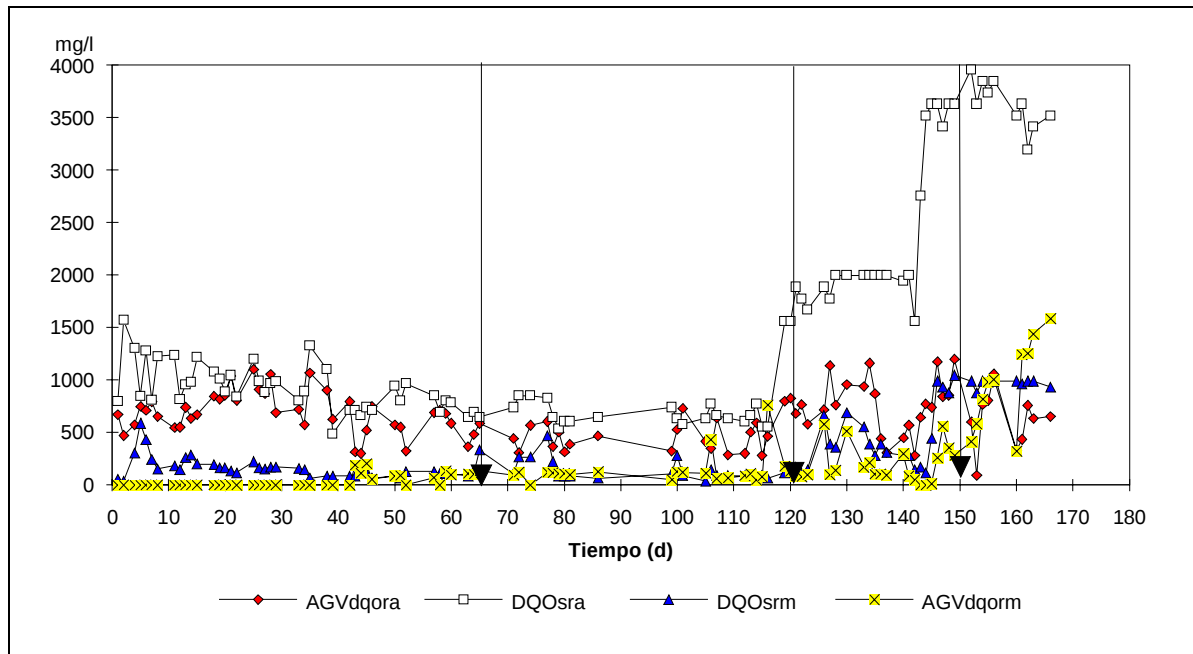


Figura 3.15. DQO y AGV en base DQO de los reactores en serie. AGVdqora y AGVdqorm: ácidos grasos volátiles en base DQO a la salida del reactor acidogénico y metanogénico; DQOsra y DQOsm: Demanda química de oxígeno a la salida del reactor acidogénico y metanogénico. Las flechas indican el cambio en la velocidad de carga orgánica volumétrica en los reactores.

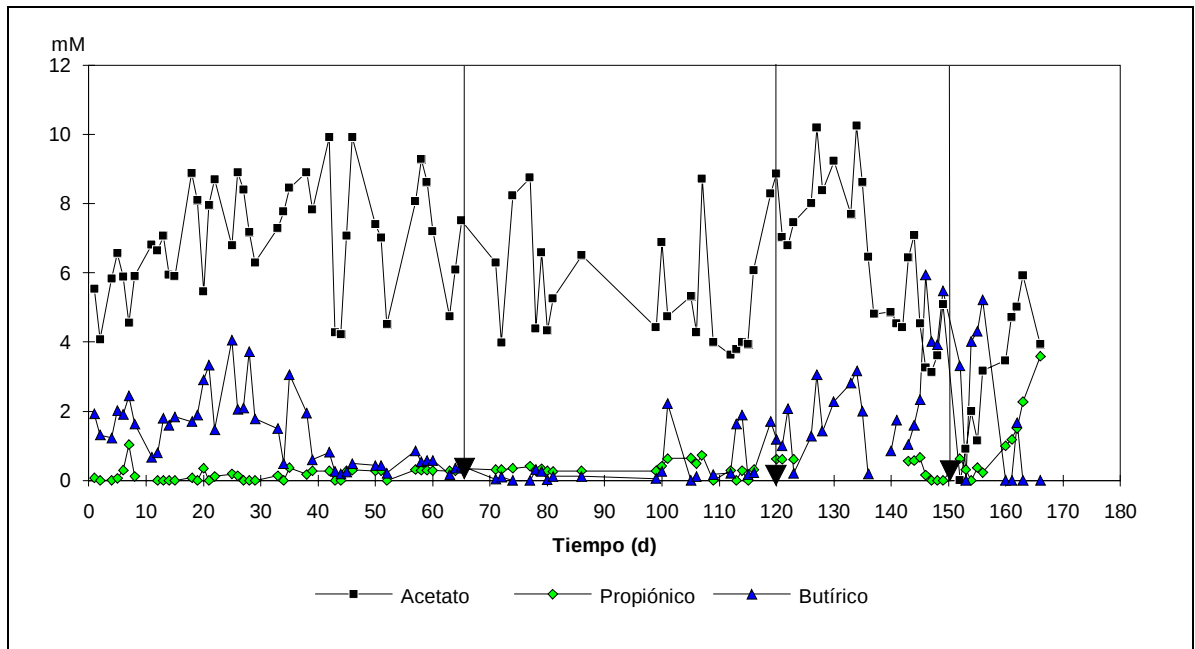


Figura 3.16. Producción de AGV en el reactor acidogénico. Las flechas indican el cambio en la velocidad de carga orgánica volumétrica en los reactores.

Las Figura 3.16 y 3.17 muestran los AGV de salida en el reactor acidogénico y metanogénico respectivamente, se observa que en el reactor acidogénico, el acetato es el AGV que predomina. Para el reactor metanogénico la producción de ácidos no convertidos a metano se incrementa al incrementarse la concentración de alimentación.

Digestión Anaerobia en dos Etapas

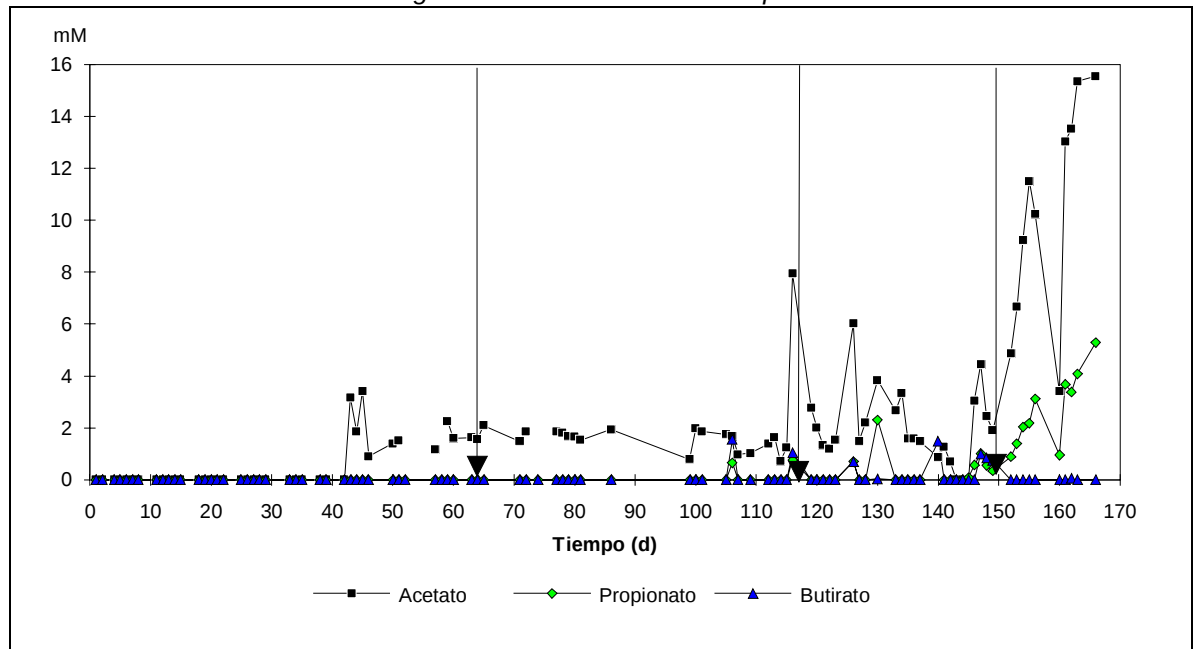


Figura 3.17. AGV de salida en el reactor metanogénico. Las flechas indican el cambio en la velocidad de carga orgánica volumétrica en los reactores.

La Figura 3.18 muestra el comportamiento del pH de los reactores en los diferentes experimentos. Se observó que el pH del reactor metanogénico disminuía de manera frecuente con el aumento en la concentración de DQO de alimentación, por lo que fué necesario adicionar bicarbonato para compensar el potencial de amortiguamiento (Figura 3.19). Para mantenerlo positivo fué necesario agregar bicarbonato de acuerdo a la relación:

$$\frac{meqAGV}{l} * V_r = meq(bicarbonato) / l,$$

en donde: V_r : Volumen de reactor.

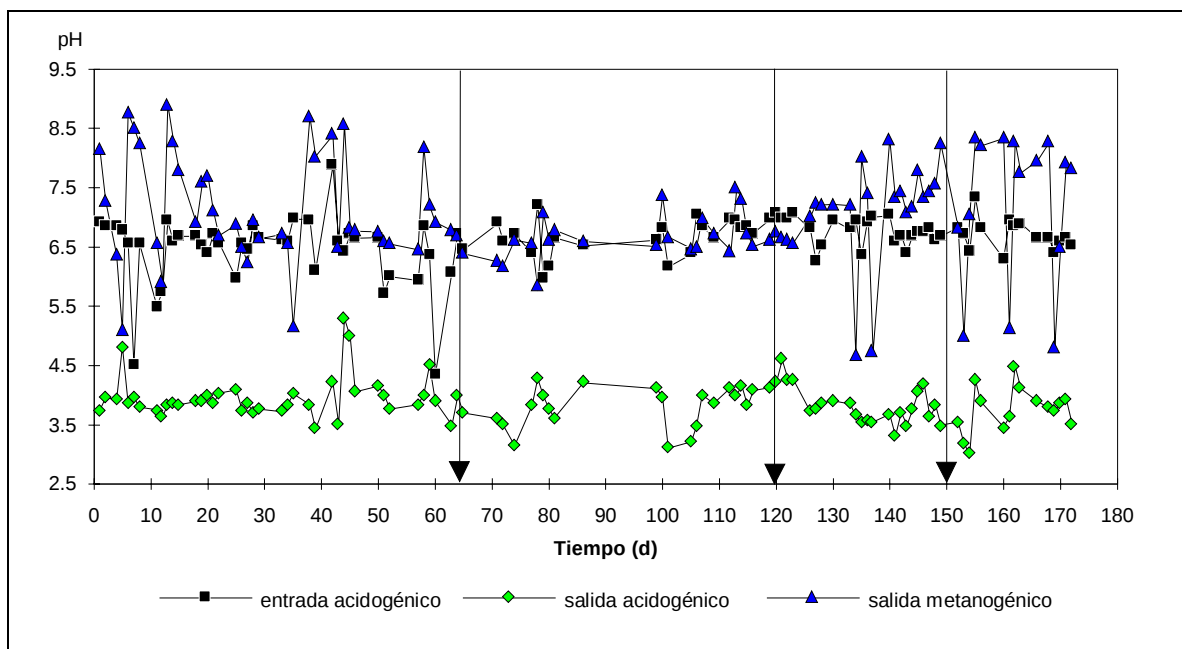


Figura 3.18. Comportamiento del pH en los reactores en serie. Las flechas indican el cambio en la velocidad de carga orgánica volumétrica en los reactores.

La Figura 3.20 muestra las producciones experimentales y teóricas de matano en el reactor acidogénico. Se observó que la producción no fué constante y que la producción experimental fué mayor que la calculada, debido a errores en la medición, por lo que no es posible hacer conclusiones a partir de estos resultados. El porcentaje de metano obtenido en este reactor se muestra en la Figura 3.21, se observó que este fué aproximadamente de 70 %, aunque disminuyó en la última etapa del experimento cuando se aumento la concentración de DQO en la alimentación y hubo una mayor producción de AGV. La producción de metano en el reactor acidogénico nos indica la presencia de bacterias metanogénicas, probablemente hidrogenotrofas en su mayoría.

Digestión Anaerobia en dos Etapas

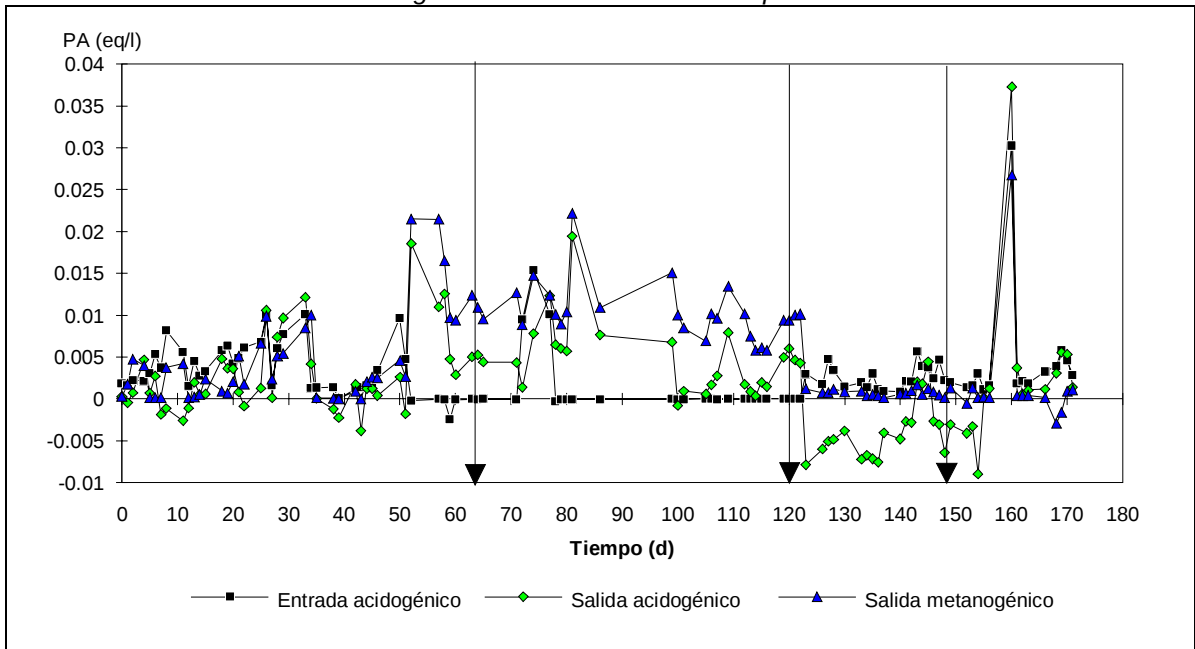


Figura 3.19. Potencial de Amortiguamiento en los reactores en serie. Las flechas indican el cambio en la velocidad de carga orgánica volumétrica en los reactores.

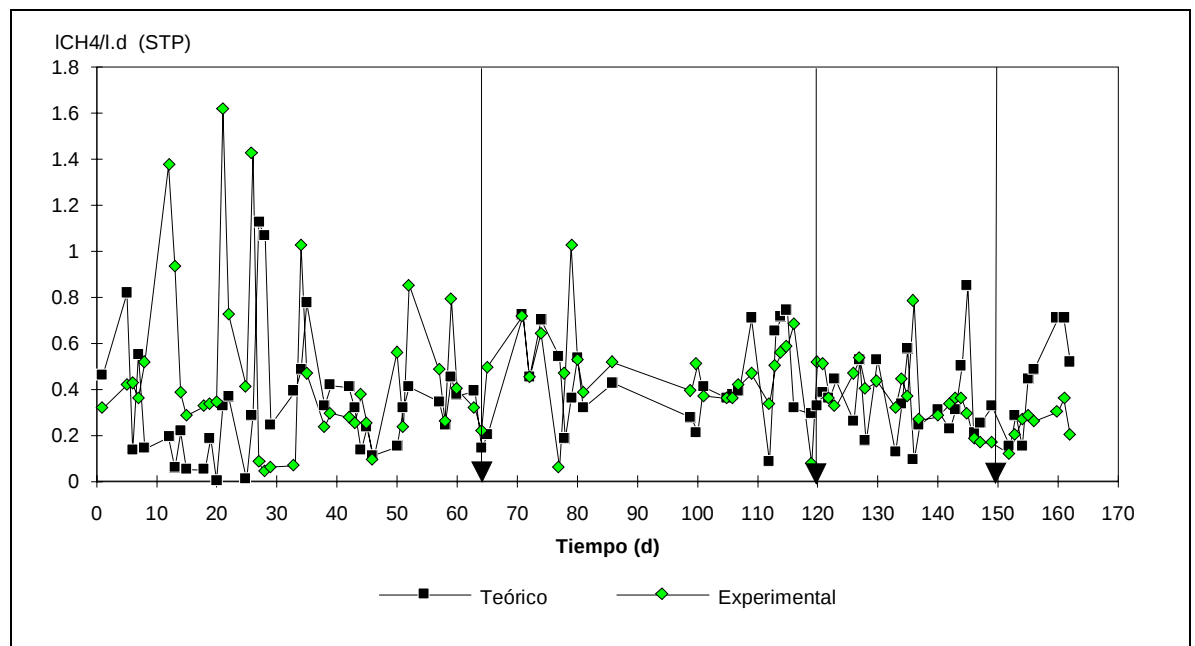


Figura 3.20. Producción de metano en el reactor acidogénico en condiciones estandar de presión y temperatura (STP). Las flechas indican el cambio en la velocidad de carga orgánica volumétrica en los reactores.

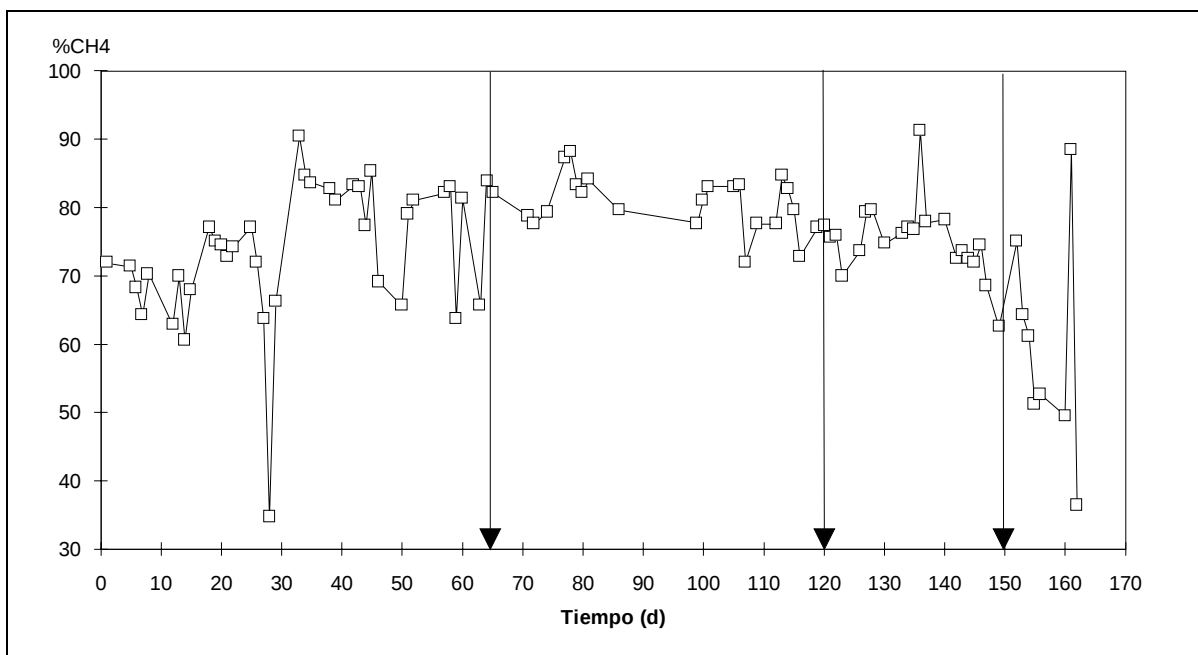


Figura 3.21. Porcentaje de metano en el reactor acidogénico. Las flechas indican el cambio en la velocidad de carga orgánica volumétrica en los reactores.

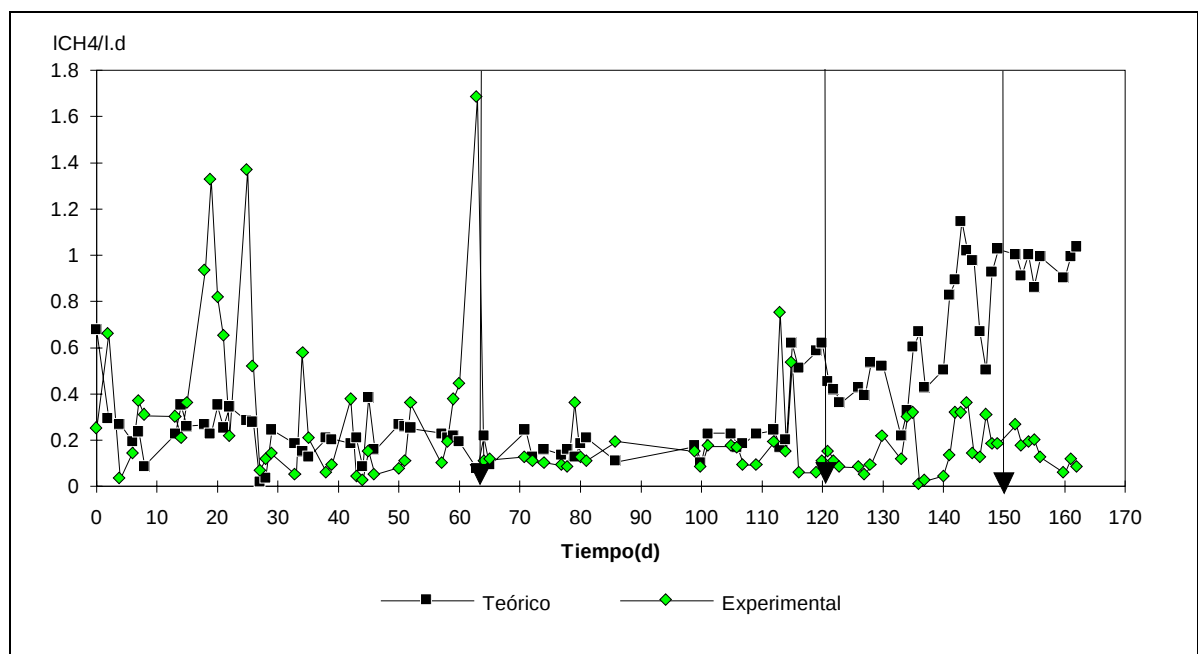


Figura 3.22. Producción de metano en el reactor metanogénico en condiciones estándar de presión y temperatura (STP). Las flechas indican el cambio en la velocidad de carga orgánica volumétrica en los reactores.

Digestión Anaerobia en dos Etapas

La Figura 3.22 muestra la producción de metano en el reactor metanogénico se observa que en la primera etapa del experimento la producción de metano coincide con el valor teórico y en las últimas etapas del experimento la producción de metano disminuyó. Esto esta relacionado con el aumento de la concentración de DQO en la alimentación, la cual tuvo como consecuencia la acumulación de AGV en el reactor metanogénico y la disminución del potencial de amortiguamiento. El porcentaje de metano en este reactor se muestra en la Figura 3.23. También se observa que este disminuyó en las últimas etapas del experimento como consecuencia de la adición de HCO_3^- que se transforma en CO_2 al neutralizar a los AGV.

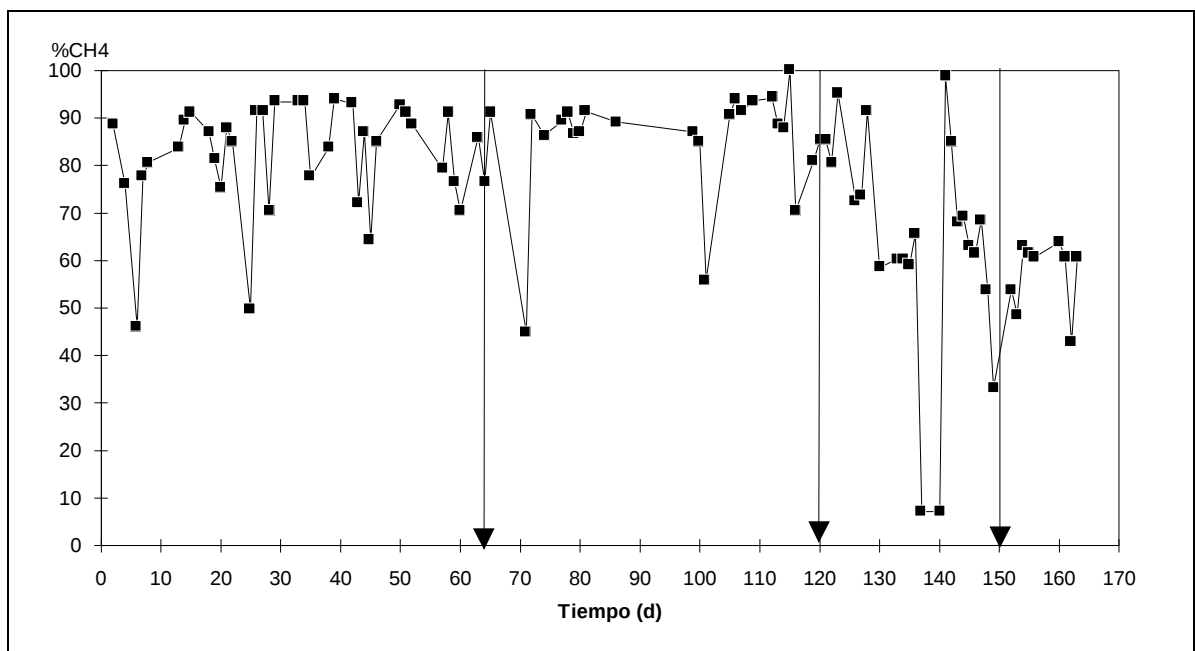


Figura 3.23. Porcentaje de metano en el reactor metanogénico. Las flechas indican el cambio en la velocidad de carga orgánica volumétrica en los reactores.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1. Es posible trabajar con un reactor de lecho de lodos con flujo ascendente (UASB) como reactor acidogénico hasta una velocidad de carga másica de 2.6 gDQO de lactosa /gSSV.d, para producir un efluente con 5% de ácido acético y 7 % de eliminación de la DQO. Al alimentarse al reactor metanogénico se obtiene una eficiencia global de 76% con una COM global de 0.44 gDQO/gSSV.d

2. En todas las velocidades de carga estudiadas en el reactor acidogénico se obtuvo una mayor concentración de ácido acético (60% respecto al total de los AGV). Kissalita *et al* (1989), obtiene a velocidades de 12.6 gDQO/l concentraciones de ácidos propiónico y butírico mas altas (16 y 31 mM, repectivamente) que no resultan convenientes para alimentar un reactor metanogénico.

3. En el reactor acidogénico se obtuvo, a una velocidad de carga de 4.6 gDQO/l.d, un valor de 60 % de acetato respecto al DQO de salida. Esta proporción de acetato en la DQO de alimentación en el reactor metanogénico, da la mejor eliminación de la DQO en este reactor. Esto coincide con los experimentos realizados con el reactor metanogénico independizado cuando se obtuvo la mayor eficiencia de eliminación de la DQO en una mezcla 50/50 (acetato/lactosa).

4. El punto anterior sugiere que en el reactor metanogénico hay coexistencia de bacterias acidogénicas con bacterias acetogénicas y metanogénicas. Esto se comprueba con la producción de metano en los dos reactores, por lo que se concluye que no es posible tener unicamente acidogénesis en el primer reactor, ni unicamente metanogénesis en el segundo reactor

5. El modelo de inhibición por sustrato para el consumo de la DQO demostró que la concentración de la DQO residual fué inhibitoria con $K_i=70$ mg/l y un $K_s=3500$ mg/l, por el contrario, para la producción de ácidos, la DQO residual no resultó inhibitorio ($K_{ia}= 5700$, $K_{sa}=300$).

6. Durante la operación de los reactores en serie se obtuvo que el pH y el PA en el reactor metanogénico disminuyeron con el aumento de la velocidad de carga, por lo que se adicionó bicarbonato y se recirculó el medio como una estrategia de control para evitar la acidificación del reactor metanogénico.

7- Es necesario estudiar la población bacteriana en los dos reactores al cambiar las condiciones de alimentación y verificar la coexistencia de organismos acidogénicos y metanogénicos en ambos reactores.

8. Se necesita trabajar el reactor metanogénico a cargas más altas para demostrar la estabilidad del proceso en dos etapas y la estrategia de control por adición de bicarbonatos.

REFERENCIAS

- Alvarez, J., Monroy, O. and Ruíz, V. (1992). Model and control strategies of two stage anaerobic digester. In: Modeling and control of Biotechnical processes. Karim, M. N. G.(ed). IFAC Symposia series. Colorado, U. S. A. pp: 191-194.
- Andreesen, J.R., Gottschalk, G. and Schlegel, H.G. (1970). *Clostridium formicoaceticum* nov. spec. isolation, description and distinction from *C. aceticum* and *C. thermoaceticum*. **Arch. Microbiol.** **72**: 154-174.
- Andrews J. F. (1969). Dynamic model of the anaerobic digestion process. **J. sanit engng. Div. Proc. Am Soc. civ. Engrs S. A.** **1**: 95-116.
- APHA/AWWA/WPCF. (1989). Standard Methods for the examination of water wastewater. 17th edition, Joint Editorial Board.
- Archer, D. B. Kirsop, B. H. (1990). The microbiology and control of anaerobic digestion. In: Anaerobic digestion: a Waste treatment Technology. A. Wheatley (ed)., Elsevier Science Publishing Co., London, U.K. pp:43-91.
- Balch, W. E., Fox, G. E. Magrum, L. J., Woese, C. R. and Wolfe, R.S. (1979). Methanogens: Reevaluation of a unique biological group. **Microbiol. Rev.**, **43** (2): 260-296.
- Balch, W. E., Schoberth, S., Tanner, R. S., and Wolfe, R. S. (1977). Acetobacterium, a new genus of hydrogen-oxidizing, carbon dioxide-reducing, anaerobic bacteria. **Int. J. Syst. Bacteriol.** **27**: 355-361.
- Baresi, W. E., Mah, R. A., Ward, D. M. and Kaplan, I. R. (1978). Methanogenesis from acetate: enrichment studies. **Appl. Environ. Microbiol.** **36**: 186-197.
- Barker, H. A. (1941). Studies on the methane fermentation: V Biochemical activities of *Methanobacterium omelianskii*. **J. Biol. Chem.** **137**: 153-167.
- Boone, D. R. and Bryant M. P. (1980). Propionate-degrading bacterium, *Syntrophobacter wolinii* sp. nov. gen, from methanogenic ecosystems. **Appl. Environ. Microbiol.** **40**: 626-632.
- Bryant, M. P., Wolin, E. A., Wolin, M. J. and Wolfe, R. S. (1967). *Methanobacillus omelianskii* a symbiotic association of two species of bacteria. **Arch. Mikrobial.** **59**: 20-31.

Digestión Anaerobia en dos Etapas

-Bull M. A., Sterritt R. M. and Lester J. N. (1984). An evaluation of single and separated phase anaerobic industrial wastewater treatment in fluidized bed reactors. **Biotechnol. Bioeng.** **26**: 1054-1065.

-Cohen, R. S., Zoetener, A., van Deursen and van Andel, J. G. (1979). Anaerobic digestion of glucose with separated acid production and methane formation. **Wat. Res.** **13**: 571 - 580.

-Cohen, A., Breure, A. M., Van Andel and Van Deursen (1980). Influence of Phase Separation on the Anaerobic Digestion of Glucose-I Maximum COD-Turnover Rate During Continuous Operation. **Wat. Res.**, **14**: 1439-1448.

-Colin, F. (1985) Definition de methodes de contrôle et suivi de fermenteurs methaniques. **Trib. Cebedeau.** **38**: 3- 11.

-Costello, D. J. Greenfield, P. F. and Lee, P. L. (1991). Dynamic modelling of a single-stage high-rate anaerobic reactor-I. Model derivation. **Wat. Res.**, **25** (7): 847-858.

-Demain, A. L. and Solomon, N. A. (1985). Biology of industrial microorganisms. The Benjamin/Cummings Publishing Company, INC, California. U. S. A. pp: 189-222.

-Dolfing, J. (1985). Kinetics of methane formation by granular sludge at low substrate concentration in particle size distribution of methanogenic granular sludge in UASB reactors. **Appl. Microbiol. Biotechnol.** **22**: 77-81.

-Ehlinger, F., Escoffier, J. P. Couderc, J. P., Leyris, J. P. and Moletta, R. (1994). Development of an automatic control system for monitoring an anaerobic fluidized-bed. **Wat. Sci. Tech.** **29** (10-11): 289-295.

-Ferguson, T. J. and Mah, R. A. (1983). Effect of H₂-CO₂ on methanogenesis from acetate or methanol in *Methanosarcina* spp. **Appl. Environ. Microbiol.** **46**: 348-355.

-Ferry, J. G., Wolfe, R. S. (1977). Nutritional and biochemical characterization of *Methanospirillum hungatei*. **Appl. Environ. Microbiol.** **34** (4): 371-376.

-Fiestas, R.U. J. (1988). Bases de los procesos anaerobios:aspectos microbiológicos. en: Tercer Seminario de Depuración Anaerobia de Aguas residuales. Universidad de Valladolid (ed).Valladolid, España. pp: P2.1-P2.19.

-García, J. L. (1989). Cours de DEA de Biologie Cellulaire et Microbiologie. "Ecologie microbienne de la digestion anaerobie". Universités d'Aix-Marseille I et II. 50 pages.

-García, J. L. (1990). Taxonomy and ecology of methanogenesis. **FEMS Microbiol. Rev.**, **87**:297-308.

-Ghosh, S. (1991). Pilot-scale demonstration of two-phase anaerobic digestion of activated sludge. **Wat. Tech.** **23**: 1179-1188.

-Ghosh, S. (1984). Advanced two-phase digestion of sewage sludge. Paper presented at symposium on energy from biomass and wastes 8. Lake Buena Vista, Florida. USA. January 30-February 3. pp: 1-20.

-Ghosh, S. (1981). Kinetics of acid-phase fermentation in anaerobic digestion. **Biotechnol. Bioeng. Symp.** **11**: 301-313.

-Ghosh, S., Ombregt, J. P., and Pipyen (1985). Methane production from industrial wastes by two-phase anaerobic digestion. **Wat. Res.** **19** (9): 1083 - 1088.

-Grotenhuis, J. T. C., Kissel, J. C., Plugge, C. M., Stams, A. J. M. and Zehnder, A. J. B. (1991). Role of substrate concentration in particle size distribution of methanogenic granular sludge in UASB reactors. **Wat. Res.** **25** (1): 21-27.

-Guiot, S. R., Gorur, S. S., Kennedy, K. J. (1988). Nutritional and environmental factors contributing to microbial aggregation during upflow anaerobic sludge bed-filter (UBF) reactor start-up. In: Anaerobic Digestion 1988. Proc 5th Int. Symp., E. R. Hall and P. N. Hobson (eds)., Pergamon Press, New York, U. S. A., pp: 47-53

-Gujer, W., Zehnder, A.J. B. (1983). Conversion processes in anaerobic digestion. **Wat. Sci. Tech.** **15**: 127-167.

-Guyot, J. P. (1992). Introducción a la microbiología de la digestión anaerobia, en bioprocesos anaerobios para el tratamiento de efluentes industriales. UAM, ORSTOM, IMP (eds). Mayo. UAM-I, México., pp: 4-21.

-Guyot J. P. and Ramírez F. (1989). Inhibition of anaerobic acetate degradation by formate. **Biotechnol. Lett.** **11**:365-368.

-Harper, S. R. and Pohland F. G. (1985). Biotechnology report: Recent developments in hydrogen management during anaerobic biological wastewater treatment. **Biotechnol. Bioeng.** **28**:585-602.

-Hickey, R. F. and Switzenbaum, S. M. (1988). The role of intermediate and product gases as regulators and indicators of anaerobic digestion. In: Poster papers. 5th. Int. Symp. Anaerobic Digestion. A. Tilche, A. Rozzi (eds). Monduzzi Editore Bologna, Italy. pp. 43-47.

-Iza, L. J. (1989). El Control de la Operación de los Digestores Anaerobios de Aguas Residuales. En: Digestión Anaerobia de Aguas Residuales. Ed. Fernández-Polanco (eds). Servicio de Publicaciones Universidad de Valladolid, Valladolid.

Digestión Anaerobia en dos Etapas

-Kissalita, W.S., Lo, K. V. and Pinder, K. L. (1989). Influence of dilution rate on the acidogenic phase products distribution during two phase lactose anaerobiosis. **Biotechnol. Bioeng.** **34**: 1235-1250.

-Lettinga, G., Van Vesel, A. F.M., Hobma, de Zeeuv, S.W. and Klapwijk, A. (1980). Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment. **Biotechnol. Bioeng.** **12**: 699-734.

-Lettinga, G., Zeeuw, de W., Hulshoff, L. P., Wiegant, W., Rinzema, A. (1985). Anaerobic wastewater treatment based on biomass retention with emphasis on the UASB-process. Anaerobic digestion, 5th International Symposium. China state. Biogas association. pp. 279-301.

-Madigan, M. T. (1988). Microbiology, physiology, and ecology of phototrophic bacteria in: Biology of Anaerobic Microorganisms. Zehnder, A.J.B (editor). Wiley-Liss. New York. U.S. A. Pp: 39-111.

-Mah, R. A. Ward, D. M. Baresi, L., Glass, T. L. (1977). Biogenesis of methane. Ann. **Rev. Microbiol.**, **31**: 309-341.

-McCarty, P. L. (1964). Anaerobic waste treatment fundamentals. Part II: Environmental requirements and control. **Public works.** **95** (10), 123.

-McInerney, M.J. and Bryant, M.P. (1981), Basic principles of bioconversions in anaerobic digestion and methanogenesis. In: S. S. Sofer and O. R. Zabrosky (eds). Biomass conversion process for energy and fuels. Plenum Publishing Corporation, pp. 277-296.

-Moletta, R., Verrier, D., Albagnac, G. (1986). Dynamic modelling of anaerobic digestion. **Wat. Res.**, **20** (4): 427-434.

-Monroy, O. (1994). Digestión anaerobia. Tratamiento anaerobio. III Taller y Seminario Latinoamericano. Tratamiento anaerobio de aguas residuales. M. Viñas, M. Soubes, L. Borzacconi, L. Maxi (eds). Montevideo, 25-28 octubre 1994. Universidad de la República. Montevideo-Uruguay. pp: 185-340.

-Monroy, O. (1992). Control de la digestion anaerobia, en Bioprocesos anaerobios para el tratamiento de efluentes industriales. UAM, ORSTOM, IMP (eds). Mayo. UAMI, México. pp: 160-186.

-Moreno, G. (1992). La digestión anaerobia en el tratamiento de aguas residuales. Memorias del primer diplomado internacional de química ambiental del agua. Modulo: Tratamiento anaerobio de aguas residuales, UNAM. México. pp: 1-39.

-Mosey F. (1983). Mathematical modelling of the anaerobic digestion process: regulatory mechanism for the formation of short chain volatile acids from glucose. **Wat. Sci and Tech.**, **15** (8/9): 209-232

-Noike Tatsuya and Cheng Zhang Tian. (1990). Comparison of one-phase and two-phase anaerobic digestion processes in characteristics of substrate degradation and bacterial population levels. **Wat. Sci. Tech.**, **23**: 1157-1166.

-Noyola, A. (1992). Reactores anaerobios de segunda y tercera generación., en bioprocesos anaerobios para el tratamiento de efluentes industriales. UAM, ORSTOM, IMP (eds). Mayo. UAMI, México., pp:22-54.

-Olliver, B., Mah, R. A., García, J. L., Bonne, R. D. (1986). Isolation and characterization of *Methanobacterium bourgense* sp. nov. **Int. J. Syst. Bacteriol.**, **36** (2):297-301.

-Pavlostathis, S. G. and Giraldo Gómez, E. (1991). Kinetics of anaerobic treatment. **Wat. Sci. Tech.**, **24** (8): 35-39.

-Powell, G. A. and Archer, D. A. (1989). On Line Titration Method for Monitoring Buffer Capacity and Total Volatile Fatty Acid Levels in Anaerobic Digesters. **Biotechnol. Bioeng.**, **33**:570-577.

-Roy, F. Samain, E., Dubourguier, H. C., Albagnac, G. (1986). *Syntrophomonas sapovorans* sp. nov., a new obligately proton reducing anaerobe oxidizing saturated and unsaturated log chain fatty acids. **Arch. Microbiol.**, **145**:142-147.

-Rozzi, A. Di Pinto A. C. and Brunetti, A. (1985) Anaerobic process control by bicarbonate monitoring. **Environ. Technol. Lett.**, **6**: 594-601.

-Schoberth, S. M. (1982). Methanogenic flora and their metabolic routes. Memorias del segundo simposio panamericano de combustibles y productos químicos v a fermentación "Avances en digestion anaerobia". Rolz et al (eds). ICAITI. D. F., México., pp: 2-17.

-Schwizguebel J.P. and Peringer P. (1986). Methane production by two phase anaerobic digestion, in Biology of Anaerobic Bacteria by H.C. Dubourguier et al. Elsevier Sc. Pub. , Amsterdam. pp: 28-33.

-Shelton, D. R. and Tiedje, J. M. (1984). General Method for Determining Anaerobic Biodegradation Potential. **Appl. and Environ. Microbiol.**, **47** (4): 850-857.

-Smith, P.H. and Mah R.A. (1966). Kinetics of acetate metabolism during sludge digestion. **Appl. Microbiol.**, **14**: 368-371.

Digestión Anaerobia en dos Etapas

-Speece, R. E. (1983). Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment. **Environ. Sci. and Tech.**, **17**: 416A - 427A.

-Switzenbaum, M. S; Giraldo-Gómez, E., Hichey, R. F. (1990). Monitoring of the methane fermentation process. **Enzyme. Microb. Technol.**, **12**: 722-730.

-Thauer, R. K., Jungermann, K., Decker, K. (1977). Energy conservation in chemotrophic anaerobic bacteria. **Bacteriol. Rev.**, **41** (1):100-180.

-Thiele, J. H., Chartrain, M., Zeikus, G. (1988). Control of interspecies electron flow during anaerobic digestion: role of floc formation in syntrophic methanogenesis. **App. Environ. Microbiol.**, **54** (1): 10-19.

-Van Breusegem V., Beteau, J.F., Tomei, M. C., Rozzi, A., Cheruy, A., Bastin, G. (1990). Bicarbonate control strategies for anaerobic digestion processes. IFAC World Congress, Tallin URSS.

-Van den Berg (1984). Developments in methanogenesis from industrial wastewater. **Can. J. Microbiol.**, **30**: 975-990.

-Viñas, M. (1990). Separación de etapas acidogénica y metanogénica: un ejemplo con agua residual de fabricación de pulpa termomecánica. Memorias de la conferencia de tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina. UNAM, ORSTOM, UAM-I, SEDUE y CONACYT (eds). Noviembre, UANAM, México. pp: 201-207.

-Widdel, F. (1986). Growth of methanogenic bacteria in pure culture with 2-propanol and other alcohols as hydrogen donors. **Appl. Environ. Microbiol.**, **51**: 1056-1062.

-Wilson, F. J. and Jarbas, J. R. (1989). "Chemical Oxygen Demand (COD) using microwave digestion. **Wat. Res.**, **23** (8): 1069-1071.

-Woese, C. (1982). Archaeobacterias. **Ciencia**, **44**: 48-61.

-Zehnder, A.J.B., Ingvorsen, K., Marti, T. (1982). Microbiology of methane bacteria. In: Anaerobic Digestion 1981. Proc. 2nd Int. Symp., D. E. Hughes, D. A. Stafford, B. I. Wheatley, W. Baader, G. Lettinga, E. J. Nyns, W. Verstraete, R. L. Wentworth, (eds)., Elsevier Biochemical Press, Amsterdam, Holanda. pp. 45-68.

-Zeikus, J. G., Wolfe, R. S. (1972). *Methanobacterium thermoautotrophicus* sp. n., an anaerobic autrophic, extreme thermophile. **J. Bacteriol.**, **109** (2):707-713.

-Zinder, S. H. and Mah, R. A. (1979). Isolation and characterization of a thermophilic strain of Methanosarcina unable to use H₂-CO₂ for methanogenesis. **Appl. Environ. Microbiol.**, **38** (5): 996-1008

APENDICE 1

TABLA 1
TABLA DE CALCULO PARA LA ELABORACIÓN DE LAS FIGURAS 3.6 a 3.10
DEL REACTOR ACIDOGÉNICO

	A	B	C	D	E	F	G	H
1	PMLac(g/ml)	So ₁ (mM)						
2	342	2.923977						
3								
4	TRH (d)	So=DQOe (mg/l)	S=DQOs (mg/l)	EficienciaR emoción (%)	Acetato (mM)	Propion (mM)	Butirato (mM)	Suma AGV (mM)
5	2	1134	270.12	76.18	0.48	0.21	0.37	1.06
6	1	1083	246.60	77.23	2.20	0.21	0.48	2.89
7	0.5	1125	706.95	37.16	6.21	0.47	0.84	7.52
8	0.375	1166	941.90	19.15	7.10	2.32	1.13	10.55
9	0.25	1154	945.98	18.45	6.61	1.82	0.48	8.91
10	0.25	1189.925	1007.03	15.37	6.65	0.04	1.2	7.89
11	0.25	996.64	745.56	25.19	7.33	0.22	0.48	8.03
12	0.25	993.42	671.62	32.39	5.94	0.32	0.39	6.65
13	0.25	1953.64	1700.44	12.96	8	0.61	1.72	10.33
14	0.25	3815.82	3559.41	6.71	3.32	0.38	0.68	4.38
15	AcAc (mgDQO/l)	AcProp (mgDQO/l)	AcButir (mgDQO/l)	Suma AGV (mgDQO/l)	%AGV (gDQO/gDQO)	AAc/AGV (%)	Ls (mgDQO/l)	Ls (mM)
16	30.70	23.46	58.93	113.09	41.87	27.14	157.01	0.4128
17	140.71	23.46	76.45	240.63	97.58	58.47	5.96	0.0156
18	397.19	52.51	133.79	583.50	82.53	68.07	123.44	0.3245
19	454.11	259.23	179.98	893.33	94.84	50.83	48.56	0.1276
20	422.77	203.36	76.45	702.59	74.27	60.17	243.38	0.6399
21	425.334	4.46	191.13	620.93	61.66	68.49	386.09	1.0152
22	468.82	24.58	76.45	569.86	76.43	82.26	175.69	0.4619
23	379.92	35.75	62.11	477.79	71.14	79.51	193.82	0.5096
24	511.68	68.16	273.96	853.80	50.21	59.92	846.63	2.2262
25	212.34	42.46	108.31	363.11	10.20	58.47	3196.29	8.4045
26	COv (g/l*d)	Acidogen Eficiencia (%)	Acetogen Eficiencia (%)	Y (a/s) (mg/mg)	Y (p/s) (mg/mg)	Y (b/s) (mg/mg)	Ac/DQOs (mg/mg)	Ac/DQOe (mg/mg)
27	0.567	9.97	2.70	0.031	0.0240	0.0603	0.1136	0.0270
28	1.083	22.21	12.99	0.1306	0.0217	0.0709	0.5706	0.1299
29	2.25	51.86	35.30	0.3965	0.0524	0.1333	0.5618	0.3530
30	3.109	76.61	38.94	0.4063	0.2319	0.1610	0.4821	0.3894
31	4.61	48.09	38.24	0.4642	0.2233	0.0839	0.4469	0.3663
32	4.75	57.17	47.04	0.5291	0.0055	0.2377	0.4223	0.3574
33	3.98	60.88	36.63	0.5710	0.0299	0.0931	0.6288	0.4704
34	3.97	52.18	35.74	0.4751	0.0447	0.0776	0.5656	0.3824
35	7.81	43.70	26.19	0.4622	0.0615	0.2474	0.3009	0.2619
36	15.26	9.51	5.56	0.3427	0.0685	0.1748	0.0596	0.0556

Los datos de la tabla 1 se obtuvieron de la siguiente forma:

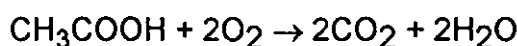
$$\text{Eficiencia remoción}(\%) = \left(\frac{S_0 - S}{S_0} \right) * 100 = \left(\frac{B_5 - C_5}{B_5} \right) * 100 = 76.18$$

$$\text{Suma AGV}(\text{mM}) = [E_5 + F_5 + G_5] = 1.06$$

$$\text{AcAc}(\text{mgDQO} / \text{l}) = [E_5(\text{mM})] * \frac{60\text{mgAcetato}}{1\text{mmol}} * \frac{1.066\text{mgDQO}}{1\text{mgAcetato}} = 30.70$$

de donde:

1.066 gDQO/g Acetato se obtiene de la reacción de oxidación:

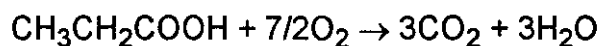


$$\text{la da: } \frac{64\text{Oxígeno}}{60\text{gAcetato}} = 1.066\text{gOxígeno} / \text{gAcetato}$$

$$\text{Ac Prop}(\text{mgDQO} / \text{l}) = \left[F_5(\text{mM}) * \frac{74\text{mg Pr opionato}}{1\text{mmol}} * \frac{1.51\text{mgDQO}}{1\text{mg Pr opionato}} \right] = 23.46$$

de donde:

1.51 gDQO/g Propionato se obtiene de la reacción de oxidación:

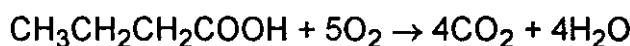


$$\text{la da: } \frac{112\text{gOxígeno}}{74\text{g Pr opionato}} = 1.51\text{gOxígeno} / \text{g Pr opionato}$$

$$\text{AcBut}(\text{mgDQO} / \text{l}) = G_5(\text{mM}) * \frac{88\text{mgBut}}{1\text{mmol}} * \frac{1.81\text{mgDQO}}{1\text{mgBut}} = 58.93$$

de donde:

1.81mgDQO/mg Butirato se obtiene de la reacción de oxidación:



$$\text{la da: } \frac{160\text{gOxígeno}}{88\text{gButirato}} = 1.81\text{gOxígeno} / \text{gButirato}$$

$$\text{Suma AGV}(\text{mgDQO} / \text{l}) = [A_{16} + B_{16} + C_{16}]$$

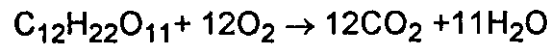
$$\%AGV(gDQO/gDQO) = \left[\frac{D_{16}}{G_{16} + D_{16}} * 100 \right] = 41.87$$

$$AAc / AGV (\%) = \left[\frac{E_s * 60 * 1.066}{D_{16}} \right] * 100 = 27.14$$

$$Ls(mgDQO/l) = [C_s - D_{16}] = 157.01$$

$$Ls(mM) = \left[\frac{G_{16}}{A_2 * 1.12} \right] = 0.4128$$

1.12 corresponde a la DQO teórica de la lactosa en g/g, de la reacción de oxidación:



$$\text{lo que da: } \frac{384gOxígeno}{345gLactosa} = 1.12gOxígeno / gLactosa$$

$$COv(g/l*d) = \left[\frac{B_5}{1000(A_5)} \right] = 0.567$$

$$Acidogen(\%) = \left[\frac{D_{16}}{B_5} * 100 \right] = 9.27$$

$$Acetogen(\%) = B_{27} * F_{16} = 2.70$$

$$Y_{\frac{a}{s}} = \left(\frac{A_{16}}{D_{16}} \right) = 0.031$$

$$Y_{\frac{p}{s}} = \left(\frac{B_{16}}{D_{16}} \right) = 0.0240$$

$$Y_{\frac{B}{s}} = \left(\frac{C_{16}}{D_{16}} \right) = 0.0603$$

$$Ac / DQO_s (mg / mg) = \frac{A_{16}}{C_s} = 0.1136$$

$$Ac / DQO_s (mg / mg) = \frac{A_{16}}{B_s} = 0.0270$$

GLOSARIO DEL APENDICE

-TRH = Tiempo de retención hidráulica

- $S_0 = DQO_e$ = La demanda química de oxígeno medida en la alimentación del reactor.

- $S = DQO_s$ = La demanda química de oxígeno medida en la salida del reactor acidogénico.

-Acetato (mM) = Acetato medido por cromatografía.

-Propion (mM) = Propionato medido por cromatografía.

-Butirato (mM) = Butirato medido por cromatografía

-PM_{lac} (mg/mol) = Peso molecular de la lactosa

- SO_1 (mM) = moles de lactosa en la alimentación

- $S_0 = DQO_e$ (mg/l) = Sustrato de alimentación, medido como DQO

-Eficiencia de Remoción (%) = Eficiencia de remoción de la DQO

- $S = DQO_s$ (mg/l) = Sustrato a la salida del reactor acidogénico, medido como DQO.

-Suma AGV (mM) = Suma de Ácidos grasos volátiles (Acético, propiónico, butírico).

-Suma AGV (mg DQO/l) = Suma de Ácidos grasos volátiles en base DQO

- L_s (mg DQO/l) = Lactosa en la salida del reactor acidogénico en base DQO

- L_s (mM) = Lactosa en la salida del reactor acidogénico

-%AGV (gDQO/gDQO) = Porcentaje de la DQO de salida que representan los ácidos grasos volátiles.

-AcAc/AGV (%) (gDQO/gDQO) = Porcentaje de ácido acético respecto a los AGV producidos

-D (d⁻¹) = Tasa de dilución

-AcAC (mgDQO/l) = Acido acetico en base DQO

-AcProp (mgDQO/l) = Acido propiónico en base DQO

-AcBut (mg/DQO/l) = Acido butírico en base DQO

-COv (gDQO/l.d) = Carga orgánica volumétrica

-Acidogen (%) = Eficiencia de conversión de la DQO a AGV.

-Acetogen Eficiencia (%) = Eficiencia de acetogénesis (producción de acetato

-Y(a/s)(mgDQO/mgDQO) = mg de acetato respecto los AGV producidos.

-Y (p/s)(mgDQO/mgDQO)= mg de propiónico respecto a los AGV producidos

-Y (b/s)(mgDQO/mgDQO) = mg de butirico respecto a los AGV producidos.

-Ac/DQOs (mg/mg) = fracción que representa el ácido acético en la DQO de salida del reactor acidogénico.

-Ac/DQOe (mg/mg) = fracción que representa el ácido acético con respecto a la DQO de entrada.