



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE  
MEXICO

---

Facultad de Química

*TRATAMIENTO ANAEROBIO DE LOS  
EFLUENTES DE UNA INDUSTRIA  
PRODUCTORA DE CONCENTRADOS  
DE REFRESCOS.*

TESIS  
PARA OBTENER EL TITULO DE:  
QUIMICO  
PRESENTA:  
MARIA TERESA HERRERA ISLAS

México, D.F. 1993

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

## INDICE GENERAL

	PAG.
RESUMEN .....	1
1.0 INTRODUCCION .....	2
2.0 FUNDAMENTOS DE LA DIGESTION ANAEROBIA .....	4
2.1 ETAPAS DEL PROCESO ANAEROBIO .....	9
2.1.1 HIDROLISIS Y FERMENTACION .....	10
2.1.2 ACETOGENESIS .....	12
2.1.3 METANOGENESIS .....	16
2.2 EFECTO DE LAS CONDICIONES FISICOQUIMICAS DEL MEDIO EN LA DIGESTION ANAEROBIA	
2.2.1 TEMPERATURA .....	19
2.2.2 PH Y ALACALINIDAD .....	22
2.2.3 NUTRIMENTOS .....	30
2.2.4 COMPUESTOS TOXICOS .....	34
2.3 REACTORES ANAEROBIOS .....	37
2.3.1 REACTOR UASB .....	39
2.3.2 REACTOR HIBRIDO .....	42
3.0 METODOLOGIA	
3.1 DESCRIPCION DEL ARREGLO DE TRATABILIDAD .....	44
3.2 INOCULACION DE LOS REACTORES .....	46

3.3	PARAMETROS Y TECNICAS ANALITICAS .....	46
3.4	ALIMENTACION, ARRANQUE Y CONDICIONES DE OPERACION .....	47
<b>4.0</b>	<b>RESULTADOS .....</b>	<b>55</b>
4.1	PRIMER PERIODO : INFLUENTE NARANJA - CAMELO (N-C) .....	55
4.2	SEGUNDO PERIODO: INFLUENTE UVA-FRESA (U-F) .....	58
4.3	TERCER PERIODO : INFLUENTE NARANJA - CAMELO (N-C) .....	64
4.4	CUARTO PERIODO : INFLUENTE PEPSICOLA (P) .....	66
4.5	QUINTO PERIODO : INFLUENTE NARANJA - CAMELO (N-C) .....	70
4.6	SEXTO PERIODO : INFLUENTE PEPSICOLA (P) .....	74
4.7	OTROS RESULTADOS .....	77
<b>5.0</b>	<b>DISCUSION .....</b>	<b>82</b>
<b>6.0</b>	<b>CONCLUSION .....</b>	<b>93</b>
<b>7.0</b>	<b>BIBLIOGRAFIA .....</b>	<b>95</b>

**ANEXO**

TABLA 2.1. REACCIONES DE LAS BACTERIAS ACETOGENICAS PRODUCTORAS OBLIGATORIAS DE HIDROGENO (OHPA) .....	15
TABLA 2.2. FUNCIONES FISIOLÓGICAS GENERALES DE LOS PRINCIPALES ELEMENTOS .....	33
TABLA 3.1. ESPECIACION DE METALES DEL LODO ANAEROBIO DE INOCULO .....	47
TABLA 3.2. PARAMETROS ANALIZADOS DURANTE EL ESTUDIO .....	48
TABLA 3.3. CONDICIONES DE OPERACION .....	49
TABLA 3.4. PERIODOS DE ALIMENTACION .....	49
TABLA 3.5. CARACTERIZACION DE LOS INFLUENTES .....	51
TABLA 3.6. MODIFICACIONES REALIZADAS DURANTE EL ESTUDIO .....	53
TABLA 4.1. RESUMEN DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN EL ESTUDIO DEL INFLUENTE NARANJA-CARAMELO (Primer Periodo, N-C) .....	58
TABLA 4.2. RESUMEN DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN EL ESTUDIO DEL INFLUENTE UVA - FRESA (Segundo Periodo, U-F) .....	63
TABLA 4.3. RESUMEN DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN EL ESTUDIO DEL INFLUENTE NARANJA-CARAMELO (Tercer Periodo, N-C) .....	65
TABLA 4.4. RESUMEN DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN EL ESTUDIO DEL INFLUENTE PEPSICOLA CON UNA RECIRCULACION DEL 50% (Cuarto Periodo, P) .....	70
TABLA 4.5. RESUMEN DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN EL ESTUDIO DEL INFLUENTE NARANJA-CARAMELO (Quinto Periodo, N-C) .....	73
TABLA 4.6. RESUMEN DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN EL ESTUDIO DEL INFLUENTE PEPSICOLA (Sexto Periodo, P) .....	77

TABLA 4.7. ESPECIACION DE METALES DEL LODO FINAL (UASB-1) .....	79
TABLA 4.8. ESPECIACION DE METALES DEL LODO FINAL (UASB-2) .....	79
TABLA 4.9. ACIDOS GRASOS VOLATILES (AGV) .....	81
TABLA A.1 pH Y ALCALINIDAD .....	Anexo
TABLA A.2 DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO (DQO) .....	Anexo
TABLA A.3 SOLIDOS TOTALES .....	Anexo
TABLA A.4 SOLIDOS SUSPENDIDOS .....	Anexo
TABLA A.5 SOLIDOS DISUELTOS .....	Anexo
TABLA A.6 NITROGENO AMONIACAL .....	Anexo
TABLA A.7 NITROGENO TOTAL .....	Anexo
TABLA A.8 SULFATOS .....	Anexo
TABLA A.9 SULFUROS .....	Anexo
TABLA A.10 FOSFORO .....	Anexo
TABLA A.11 METALES .....	Anexo
TABLA A.12 PRODUCCION DE METANO .....	Anexo
TABLA A.13 CONDUCTIVIDAD .....	Anexo
TABLA A.14 POTENCIAL DE OXIDO-REDUCCION .....	Anexo
TABLA A.15 COLOR .....	Anexo

## INDICE DE FIGURAS

	PAG.
Fig. 2.1 DIAGRAMA DEL PROCESO DE LA DIGESTION ANAEROBIA .....	11
Fig. 2.2 RELACION ENTRE LA VELOCIDAD DE UNA REACCION QUIMICA Y LA TEMPERATURA .....	21
Fig. 2.3 RELACION ENTRE LA TASA DE CRECIMIENTO Y LA TEMPERATURA .....	21
Fig. 2.4 FRACCION DE ACIDOS GRASOS VOLATILES NO IONIZADOS EN FUNCION DEL pH .....	24
Fig. 2.5 EQUILIBRIO $\text{CO}_2$ / $\text{HCO}_3^-$ / AGV EN LA DIGESTION ANAEROBIA .....	26
Fig. 2.6 EFECTO DEL $\text{H}_2\text{S}$ SOBRE LA ACTIVIDAD METANOGENICA .....	36
Fig. 2.7 REACTOR TIPO UASB .....	40
Fig. 2.8 REACTOR HIBRIDO .....	43
Fig. 3.1 ESQUEMA DE LOS REACTORES ANAEROBIOS empleados .....	45
Fig. 3.2 SISTEMA DE OPERACION DE LOS REACTORES ANAEROBIOS CON RECIRCULACION .....	50
Fig. A.1 pH INFLUENTE .....	Anexo
Fig. A.2 pH EFLUENTE REACTOR-1 .....	Anexo
Fig. A.3 pH EFLUENTE REACTOR-2 .....	Anexo
Fig. A.4 ALCALINIDAD INFLUENTE .....	Anexo
Fig. A.5 ALCALINIDAD EFLUENTE REACTOR-1 .....	Anexo
Fig. A.6 ALCALINIDAD EFLUENTE REACTOR-2 .....	Anexo
Fig. A.7 ALFA EFLUENTE REACTOR-1 .....	Anexo
Fig. A.8 ALFA EFLUENTE REACTOR-2 .....	Anexo
Fig. A.9 DQOt REACTOR-1 .....	Anexo

Fig. A.10 DQOs REACTOR-1 .....	Anexo
Fig. A.11 EFICIENCIA DE REMOCION EN DQOt REACTOR-1 ....	Anexo
Fig. A.12 EFICIENCIA DE REMOCION EN DQOs REACTOR-1 ....	Anexo
Fig. A.13 DQOt REACTOR-2 .....	Anexo
Fig. A.14 DQOs REACTOR-2 .....	Anexo
Fig. A.15 EFICIENCIA DE REMOCION EN DQOt REACTOR-2 ....	Anexo
Fig. A.16 EFICIENCIA DE REMOCION EN DQOs REACTOR-2 ....	Anexo
Fig. A.17 DQOt GLOBAL .....	Anexo
Fig. A.18 DQOs GLOBAL .....	Anexo
Fig. A.19 EFICIENCIA DE REMOCION GLOBAL (DQOt) .....	Anexo
Fig. A.20 EFICIENCIA DE REMOCION GLOBAL (DQOs) .....	Anexo
Fig. A.21 PRODUCCION DE METANO (TPN) REACTOR-1 .....	Anexo
Fig. A.22 TASA DE CONVERSION DE SUSTRATO A METANO REACTOR-1 .....	Anexo
Fig. A.23 PRODUCCION DE METANO (TPN) REACTOR-2 .....	Anexo
Fig. A.24 TASA DE CONVERSION DE SUSTRATO A MATENO REACTOR-2 .....	Anexo
Fig. A.25 PRODUCCION DE METANO (TPN) SISTEMA GLOBAL ...	Anexo
Fig. A.26 TASA DE CONVERSION DE SUSTRATO A METANO SISTEMA GLOBAL .....	Anexo

## RESUMEN

Se llevó a cabo un estudio experimental a nivel laboratorio con el fin de definir las condiciones de operación óptimas para operar dos reactores anaerobios conectados en serie, alimentados con las diferentes descargas generadas por una empresa fabricante de concentrados para refrescos.

Cada agua residual presentó características muy particulares:

- La mezcla Naranja-Caramelo tuvo un pH de 6.94 y una DQOT promedio de 2272 mg/L.
- El pH de la mezcla Uva-Fresa fue de 7.65 con una DQOT de 3386 mg/L en promedio.
- Pepsicola tuvo un pH ácido de 4.1 y una DQOT promedio de 11894 mg/L.

El primer reactor fue del tipo híbrido (UASB + FA) y el segundo reactor fue del tipo de lecho de lodos con flujo ascendente (UASB). Los reactores operaron a 35 °C, bajo diferentes cargas orgánicas dependiendo de la DQO del agua residual alimentada, con un tiempo de retención hidráulica de un día y un volumen total de 5.3 litros.

El sistema global alcanzó eficiencias de remoción en DQO y color del orden del 70% al ser alimentado con las mezclas de sabores Naranja-Caramelo y Uva-Fresa. Sin embargo; con Pepsicola no sucedió lo mismo, ya que solo se logró remover el 30% de la materia orgánica contaminante y el 9% en color.

Con el influente Pepsicola fue necesario instalar al sistema global una recirculación de efluente del UASB-2 para adicionar alcalinidad al reactor UASB-1. Se observó que el sistema global funcionó en dos fases, una acidogénica (UASB-1) y otra metanogénica (UASB-2). Aun bajo estas condiciones fue necesario adicionar bicarbonato de sodio al influente para evitar la total acidificación del UASB-1.

Se concluye que el proceso biológico anaerobio puede aplicarse satisfactoriamente a los efluentes de esta industria de concentrados de refrescos, con excepción del efluente Pepsicola, ya que su carácter poco biodegradable inhibe el proceso y las eficiencias de remoción son muy bajas.

## 1.8 INTRODUCCION

Actualmente la contaminación ambiental es uno de los problemas que preocupa al ser humano. Un grupo de Instituciones de América Latina a principios de la década de los años ochenta, decidió utilizar tecnología de digestión anaerobia como otra alternativa en la solución de este problema, ya que sus características y ventajas se han adaptado con buenos resultados en el tratamiento de aguas residuales industriales.

La digestión anaerobia es un proceso bioquímico, donde los diferentes grupos de bacterias anaerobias (biomasa) al estar en contacto con el agua residual llevan a cabo la degradación biológica de la materia orgánica en ausencia de oxígeno molecular, produciendo principalmente  $CH_4$  y  $CO_2$ .

Una de las características del proceso anaerobio es el tratamiento de desechos líquidos con un alto contenido de materia orgánica, con base en lo anterior se consideró factible que las descargas generadas en la elaboración de concentrados

para refrescos pudieran ser tratados eficientemente por un proceso biológico anaerobio.

Para realizar este tratamiento, se han diseñado diferentes tipos de reactores; los que usan el concepto de biomasa adherida utilizan un soporte en el cual crecen y se desarrollan los microorganismos. Otro tipo de reactor es el llamado UASB (por sus siglas en inglés: Upflow Anaerobic Sludge Blanket), cuyo principio de su funcionamiento se basa en la buena sedimentabilidad de la biomasa y en su elevada actividad metanogénica.

El tratamiento anaerobio de las aguas residuales provenientes de la empresa PEPSICOLA se realizó con el fin de establecer las condiciones óptimas de operación de dos reactores anaerobios conectados en serie, alimentados con diferentes descargas generadas por la empresa. Este arreglo fue establecido con base a utilizar cuatro tanques con que cuenta la empresa.

La digestión anaerobia se puede separar en dos fases: una acidogénica y otra metanogénica, debido a los diferentes grupos de microorganismos que intervienen en cada etapa. El principio de su funcionamiento de este sistema consiste en proporcionar las condiciones apropiadas para cada grupo de bacterias, con el propósito de que degraden la materia orgánica lo más eficientemente posible. Por esta razón, se instalaron dos reactores tipo UASB conectados en serie a nivel laboratorio.

## 2.8 FUNDAMENTOS DE LA DIGESTION ANAEROBIA

El tratamiento de aguas residuales puede realizarse mediante procesos fisicoquímicos, aplicados a las aguas con contaminantes no biodegradables o contaminantes inorgánicos, o procesos biológicos, en donde los componentes principales contenidos en el agua pueden ser degradados por microorganismos.

La materia orgánica contaminante es utilizada como sustrato (alimento) por los microorganismos, de donde obtienen su energía para llevar a cabo sus funciones vitales; de esta manera es posible tratar una diversidad de aguas residuales (desechos líquidos de la industria alimentaria, la agroindustria así como las aguas negras municipales). Los procesos biológicos pueden dividirse de acuerdo a su vía metabólica y al tipo de aceptor final de electrones; es así que se tienen procesos aerobios (requieren de oxígeno) y los anaerobios (requieren la ausencia de oxígeno).

La digestión anaerobia es un proceso biológico donde los microorganismos bajo condiciones reducidas, llevan a cabo una

serie de reacciones bioquímicas, para degradar la materia orgánica hasta metano ( $\text{CH}_4$ ) y dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), con liberación de electrones cuyo receptor final es un compuesto diferente del oxígeno.

Los microorganismos, responsables de que se lleve a cabo el proceso biológico, básicamente generan tres productos en la digestión anaerobia:

- biogás (cuyos principales componentes son  $\text{CH}_4$  y  $\text{CO}_2$ )
- biomasa (lodo anaerobio)
- efluente líquido (agua residual tratada)

La energía liberada en las reacciones bioquímicas es utilizada en su mayor parte para efectuar la conversión de la materia orgánica contaminante a biogás. La digestión anaerobia es realizada por diferentes grupos de bacterias que secretan enzimas específicas que hacen posible tal conversión.

El biogás está compuesto principalmente de metano y dióxido de carbono, pero también puede contener otros compuestos o elementos por ejemplo nitrógeno, hidrógeno y ácido sulfhídrico; la concentración depende de la composición del agua residual.

La producción de biogás involucra una hidrólisis ó rompimiento de los compuestos orgánicos, que generan pequeñas moléculas que penetran fácilmente la membrana celular; estos sencillos compuestos son oxidados a ácidos carboxílicos y por

último, mediante un proceso intracelular de óxido-reducción se produce metano y dióxido de carbono.

Analizando el proceso desde el punto de vista energético, la bacteria anaerobia utiliza un 10% de la energía contenida en su alimento (materia orgánica) para llevar a cabo todas sus funciones metabólicas: crecimiento, reproducción, etc. El 90% restante es utilizado para la producción del gas metano (con poder calorífico de 8,850 kcal/m<sup>3</sup>). La energía contenida en este gas biológico puede ser utilizada como combustible, por lo que este proceso se considera como un productor de energía.

Debido a que sólo un porcentaje menor de la energía contenida en su alimento es utilizado por las bacterias para su reproducción, se tiene una baja producción de biomasa (lodo). La calidad de lodo obtenido es variable, debido a que es el resultado del tratamiento anaerobio efectuado a un cierto tipo de agua residual y sus características van a depender de la composición química del agua en cuestión, ya que:

- entre más compleja es un agua de desecho (respecto al contenido y tipo de materia orgánica), mayor es la fracción de bacterias acidificantes contenidas en el lodo (ya que son las encargadas de llevar a cabo la hidrólisis y fermentación de los compuestos orgánicos presentes). Esto da como resultado un lodo con una baja actividad metanogénica. En la literatura se ha informado que en reactores anaerobios industriales

tipo UASB se han logrado obtener lodos granulares con actividades metanogénicas entre 0.5 a 1.5 kg DQO-CH<sub>4</sub>/kg SSV\*d (Noyola, 1991).

- la presencia de materia inorgánica y materia suspendida en el agua residual, así como la duración de su tratamiento, provocará que la composición mineral de los lodos sea muy variable. El intervalo encontrado de sólidos suspendidos fijos va del 8 al 65 % (Hulshoff, 1989; citado por Moreno, 1991). Los principales cationes contenidos en el grano son: Na<sup>+</sup>, K<sup>+</sup>, Ca<sup>2+</sup>, Mg<sup>2+</sup> y Fe<sup>2+</sup> (Noyola, 1991).
- no todos los lodos anaerobios pueden granular; las causas son diversas: lá difícil biodegradabilidad de la materia de desecho, una alta concentración de amoníaco (> 1000 mg/L, Hulshoff; citado por Noyola, 1991), la presencia de ácidos grasos volátiles (AGV) en el medio a concentraciones mayores de 1.5 g/L y la alta concentración de calcio (> 800 mg/L Mc. Carty; citado por Noyola, 1991), son algunos factores reportados que no favorecen la formación de lodo granular.
- las grasas y aceites no deben exceder una concentración de 200 mg/L, ya que debido a su difícil biodegradación serán acumulados en el grano (adsorbidos), lo que provocará un cambio en la densidad y consecuentemente su flotación.

Un lodo granular anaerobio típico se caracteriza por presentar parámetros como: índice volumétrico de lodos (IVL) entre 10 y 20 ml/g, actividad metanogénica entre 0.8 y 1.5 g DQO-CH<sub>4</sub>/g SSV\*d, velocidad de sedimentación mayor a 10 m/hr y diámetro de grano entre 0.5 y 3 mm (Noyola, 1991).

Los lodos anaerobios pueden preservarse sin alimentación por largos períodos de tiempo sin presentar deterioros, permaneciendo las bacterias en estado de latencia y su actividad biológica no sufre modificaciones significativas, siempre y cuando sean conservados a temperatura ambiente o menores.

## 2.1 ETAPAS DEL PROCESO ANAEROBIO

Las primeras descripciones científicas sobre el proceso de producción del gas biológico data a finales del siglo XVIII e inicios del siglo XIX. A fines del siglo XIX la metanogénesis fue asociada a un proceso microbiológico que se efectúa espontáneamente en la naturaleza como en pantanos, lagunas, etc.

El desarrollo del conocimiento sobre los grupos de microorganismos que participan en este proceso, ha permitido sus aplicaciones en tratamiento de efluentes.

Los reactores anaeróbios representan un ecosistema muy particular, donde diversos grupos de bacterias catalizan la conversión de los compuestos orgánicos a biogás, de forma sumamente controlada y coordinada. En él intervienen bacterias anaerobias facultativas y obligadas (realizan sus funciones vitales en ausencia de oxígeno molecular), el proceso se realiza en tres etapas (Mc.Inerney, 1981; citado por Moreno, 1991):

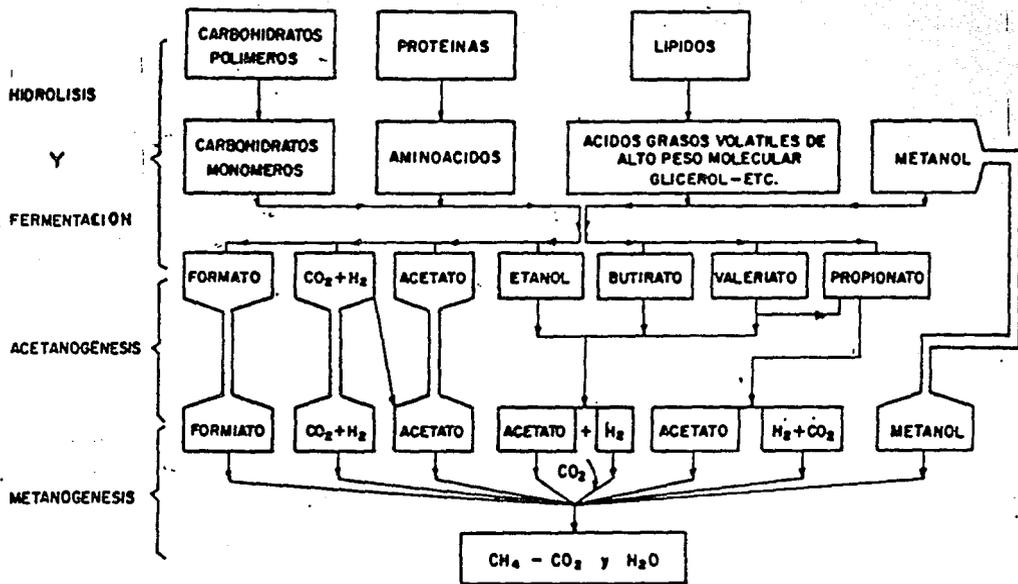
- hidrólisis y fermentación ( acidogénesis ); en

- esta etapa intervienen bacterias hidrolíticas y fermentadoras, formadoras de ácidos grasos volátiles
- acetogénesis; intervienen bacterias productoras de acético e hidrógeno, y
- metanogénesis; llevado a cabo por bacterias metanogénicas (fig. 2.1).

**2.1.1. Primera etapa: hidrólisis y fermentación.** En esta etapa se inicia el proceso de la digestión anaerobia; los compuestos de alto peso molecular como proteínas, lípidos; polisacáridos, etc., son hidrolizados por bacterias quimioheterótrofas no metanogénicas y fermentados a ácidos carboxílicos, alcoholes, hidrógeno y dióxido de carbono. Los principales ácidos carboxílicos que se producen son: ácido acético, propiónico, n- e iso-butírico y n- e iso-valérico conocidos como ácidos grasos volátiles (AGV); los alcoholes que se forman son: etanol y metanol. Estas dos reacciones preliminares de la cadena se realizan por la acción catalizadora de un grupo de bacterias llamadas FERMENTATIVAS que efectúan la hidrólisis y acidogénesis de los compuestos orgánicos presentes en el sustrato original; razón por la cual también se les llama bacterias ACIDOGENICAS.

Las bacterias de esta etapa pertenecen a diferentes grupos y pueden ser bacterias facultativas o estrictas (requieren la ausencia de oxígeno).

Fig. No. 2.1 Diagrama del Proceso de la Digestión Anaerobia, Rojas (1988).



La producción de la mezcla de ácidos grasos volátiles (AGV) es función de la concentración de hidrógeno en el medio. Cuando la concentración de hidrógeno en el biogás producido en la digestión anaerobia es muy baja (5-50 ppm) existe una preferencia por la formación de ácido acético; al aumentar la concentración de hidrógeno disminuye la proporción de ácido acético formado y aumenta la producción de ácidos grasos con más de dos átomos de carbono (Mosey, 1983; citado por Moreno, 1991).

En esta etapa es preciso controlar la formación de ácidos en el reactor anaerobio ya que en caso de una sobrecarga, la hidrólisis de la materia orgánica causaría una sobreproducción de ácidos grasos volátiles con un exceso de hidrógeno en el medio inhibiendo con esto la metanogénesis. Esto se debe a que las bacterias acidogénicas son las de mayor velocidad de crecimiento con un tiempo de duplicación de alrededor de 30 minutos (Guyot, 1998).

**2.1.2. Segunda etapa: Acetogénesis.** Durante la acetogénesis, los productos obtenidos en la fermentación son convertidos en acetato, hidrógeno y dióxido de carbono, por un grupo de bacterias denominadas "Bacterias Acetogénicas Productoras Obligatorias de Hidrógeno" ó OHPA (por sus siglas en inglés: Obligate Hydrogen Producing Acetogen). Su tiempo de duplicación es de 1.5 a 4 días (Moreno, 1991).

Estas bacterias son inhibidas por el hidrógeno que producen,

por lo que están estrechamente relacionadas con las bacterias que remueven el hidrógeno llamadas HIDROGENOFILICAS, estableciéndose así una relación sintrófica, donde la regulación de la digestión anaerobia se lleva a cabo mediante una transferencia interespecie de hidrógeno.

Los principales sustratos de esta etapa son los AGV (principalmente propionato y butirato) y también el etanol, que son transformados a productos precursores del metano. Algunas de las reacciones que se llevan a cabo son las siguientes:



Si el medio contiene sulfatos las bacterias sulfato-reductoras (BSR) substituyen a las metanogénicas. Sin embargo cabe señalar que cuando el medio no tiene sulfatos, ciertos grupos de BSR son capaces de establecer una relación sintrófica con las bacterias metanogénicas hidrogenofílicas de la misma manera que las bacterias OHPA.

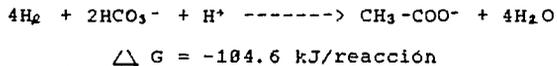
Numerosas bacterias fermentativas son capaces de transferir electrones vía hidrógeno a bacterias hidrogenofílicas, resultando que el sistema se vea favorecido hacia la producción de acetato (principal precursor del metano) y por consecuencia en una ganancia energética. Sin esta transferencia de hidrógeno habría una acumulación de este gas

en el sistema, provocando que la termodinámica de las reacciones bioquímicas de las bacterias fermentativas sean obligadas a producir propionato, butirato, etc.

Las bacterias OHPA y ciertas BSR en ausencia de sulfatos realizan una reacción de acetogénesis a partir de los compuestos de la primera etapa con producción obligatoria de hidrógeno, permitiendo al final un balance energético favorable.

La TABLA 2.1, muestra las diferentes reacciones bioquímicas que realizan las bacterias OHPA, BM y BSR con diferentes sustratos (Guyot, 1998).

A este nivel existe otra etapa llamada homoacetogénesis, que es la producción directa de acetato a partir de agua y dióxido de carbono; de acuerdo a la siguiente reacción:



Las bacterias homoacetogénicas transforman una mezcla de  $\text{H}_2$ - $\text{CO}_2$  y algunos azúcares (glucosa, fructuosa) en acetato. Estas bacterias se encuentran estrechamente relacionadas con las bacterias hidrogenofílicas que actúan como reguladoras del hidrógeno en el medio, ya que son inhibidas por el hidrógeno que producen.

TABLA 2.1. REACCIONES DE LAS BACTERIAS OHPA, BM Y BSR  
(Guyot, 1998).

SUSTRATO	REACCIONES
E t a n o l	<p>a) Reacción realizada por la bacteria OHPA:  <math>\text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-OH} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COOH} + 2\text{H}_2</math>  <math>\Delta G = +9.6 \text{ kJ/reacción}</math></p> <p>b) Reacción realizada por la bacteria metanogénica (BM):  <math>\beta.5\text{HCO}_3^- + 2\text{H}_2\text{O} + \beta.5\text{H}^+ \rightarrow \beta.5\text{CH}_4 + 1.5\text{H}_2\text{O}</math>  <math>\Delta G = -67.5 \text{ kJ/reacción}</math></p> <p>c) Balance de estas dos reacciones (OHPA + BM):  <math>\text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-OH} + \beta.5\text{HCO}_3^- \rightarrow \text{CH}_3\text{-COO}^- + \beta.5\text{CH}_4 + \beta.5\text{H}^+ + \beta.5\text{H}_2\text{O}</math>  <math>\Delta G = -57.9 \text{ kJ/reacción}</math></p>
P R O P I O N A - T O	<p>a) Bacteria OHPA sola:  <math>\text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-COO}^- + 3\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{-COO}^- + \text{H}^+ + 3\text{H}_2 + \text{HCO}_3^-</math>  <math>\Delta G = +76.2 \text{ kJ/reacción}</math></p> <p>b) Balance de la reacción cuando la bacteria se acopla con una bacteria metanogénica:  <math>4\text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-COO}^- + 3\text{H}_2\text{O} \rightarrow 4\text{CH}_3\text{-COO}^- + 3\text{CH}_4 + \text{H}^+ + \text{HCO}_3^-</math>  <math>\Delta G = -102.4 \text{ kJ/reacción}</math></p>
L A C T A T O	<p>a) BSR sola:  <math>2\text{CH}_3\text{-CHOH-COO}^- + 4\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CH}_3\text{-COO}^- + 2\text{HCO}_3^- + 2\text{H}^+ + 4\text{H}_2</math>  <math>\Delta G = +8 \text{ kJ/reacción}</math></p> <p>b) Balance de la reacción cuando la BSR se acopla con una BM:  <math>2\text{CH}_3\text{-CHOH-COO}^- + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CH}_3\text{-COO}^- + \text{H}^+ + \text{HCO}_3^- + \text{CH}_4</math>  <math>\Delta G = -143 \text{ kJ/reacción}</math></p>

Bacterias Acetogénicas Productoras Obligatorias de Hidrógeno (OHPA).

Bacterias metanogénicas (BM).

Bacterias sulfato Reductoras (BSR).

2.1.3. Tercera etapa: *Metanogénesis*. Esta etapa es la última del proceso de la digestión anaerobia y se lleva a cabo por bacterias metanogénicas. Las bacterias metanogénicas están constituidas por varias especies con diferente forma y estructura celular; existen especies mesófilas y termófilas.

Las condiciones que deben prevalecer en el medio, para que la metanogénesis se efectúe eficientemente son: la anaerobiosis estricta, condiciones reductoras rigurosas ( $< -330$  mV), ausencia de aceptores minerales finales que favorezcan otras vías en competición con la metanogénesis, condiciones de temperatura de 30 a 40 °C y pH entre 6.7 - 7.8 (Guyot, 1990).

Estas bacterias son esenciales para la digestión anaerobia porque son los únicos microorganismos capaces de catabolizar anaerobicamente acetato e hidrógeno para producir compuestos gaseosos ( $CH_4$  y  $CO_2$ ).

Las bacterias metanogénicas oxidan un número reducido de sustratos: hidrógeno, formato, metanol, acetato, etanol, propanol-2 y ciclopentano. Básicamente estas bacterias se dividen en dos grandes grupos:

1) *Bacterias hidrogenofílicas no acetoclásticas:*

Obtienen su energía de la oxidación del hidrógeno en presencia de dióxido de carbono como aceptor de electrones. La mayoría de estos grupos de bacterias pueden utilizar el formato como sustrato. las reacciones bioquímicas son:



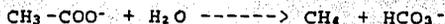
$$\Delta G = -136 \text{ kJ/reacción}$$



$$\Delta G = -135 \text{ kJ/reacción}$$

## II) *Bacterias metanogénicas acetoclásticas:*

Producen metano a partir del ácido acético. de acuerdo a la siguiente reacción:



$$\Delta G = -31 \text{ kJ/reacción}$$

esta reacción es muy importante debido a que el 73% de metano producido proviene del acetato.

El crecimiento de estas bacterias es demasiado lento, con un tiempo mínimo de duplicación de dos a tres días y algunas no se ven afectadas por la concentración de hidrógeno presente en el gas.

Normalmente controlan el pH del medio con la eliminación del ácido acético y producción de dióxido de carbono. que disuelto forma una solución buffer de bicarbonato.

Bacterias sulfato reductoras (BSR): cuando hay presencia de sulfatos. las BSR tienen la capacidad de reducir los sulfatos a sulfuros de hidrógeno, utilizando el sulfato como un aceptor final de electrones en la cadena respiratoria y la materia orgánica como donador de electrones. La cantidad de H<sub>2</sub>S formado dependerá de la cantidad de sulfato presente en



**2.2. EFECTO DE LAS CONDICIONES FISICOQUIMICAS DEL MEDIO EN LA DIGESTION ANAEROBIA.** Existe un gran número de factores físicos y químicos que influyen en el metabolismo de los microorganismos. Debido a su lenta velocidad de crecimiento, las bacterias anaerobias son muy sensibles a los cambios fisicoquímicos de su medio ambiente: temperatura, pH, alcalinidad, presencia de sustancias tóxicas, concentración de materia orgánica así como la carencia de nutrientes. Cualquier alteración en el medio ambiente originará un desequilibrio del proceso anaerobio trayendo como consecuencia que el sistema biológico se destruya. El conocimiento de estas influencias ambientales permite tener un mejor control del proceso anaerobio.

**2.2.1. Temperatura.** La temperatura es uno de los factores ambientales más importantes que influyen en el crecimiento y supervivencia de los microorganismos.

La velocidad de las reacciones bioquímicas es función directa de la temperatura, y obedece la ley de Arrhenius:

$$\log v = \frac{-\Delta H}{2.303 RT}$$

donde:

v = velocidad de reacción.

$\Delta H$  = energía de activación de la reacción.

R = cte. de los gases.

T = temperatura (°K).

La representación gráfica de la velocidad de una reacción química en función de  $1/T$  es una línea recta con pendiente negativa. En la fig. 2.2, se observa que a mayor temperatura mayor velocidad de reacción. La fig. 2.3 muestra la influencia de la temperatura en la tasa de crecimiento de las bacterias, conforme la temperatura aumenta las reacciones químicas y enzimáticas en la célula bacteriana son más rápidas, al igual que su crecimiento. Sin embargo, más allá de cierta temperatura los componentes celulares se vuelven sensibles a estas temperaturas elevadas y pueden inactivarse en forma irreversible. Por encima de este punto las funciones celulares caen drásticamente. Así pues, para cada microorganismo existe una temperatura mínima por debajo de la cual no es posible su crecimiento, una temperatura óptima en donde se tiene el crecimiento máximo y una temperatura máxima en la cual no es posible su crecimiento.

Las reacciones que ocurren en la digestión anaerobia se pueden realizar en tres diferentes intervalos de temperatura:

Psicrófilo : 0 - 20 °C

Mesófilo : 20 - 40 °C

Termófilo : 45 - 65 °C

Las bacterias anaerobias presentan rangos de temperatura específicos en los cuales su productividad es óptima. Como la metanogénesis es la fase primordial de la digestión anaerobia se ha encontrado que la temperatura óptima para el crecimiento de las bacterias metanogénicas mesófilas es de

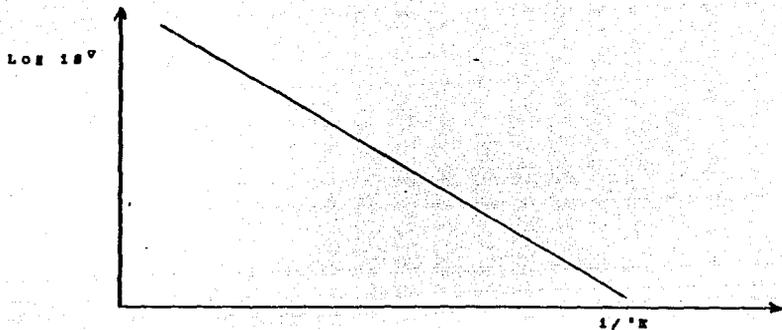


Fig. 2.2. Relación entre la velocidad de una reacción química y la temperatura.

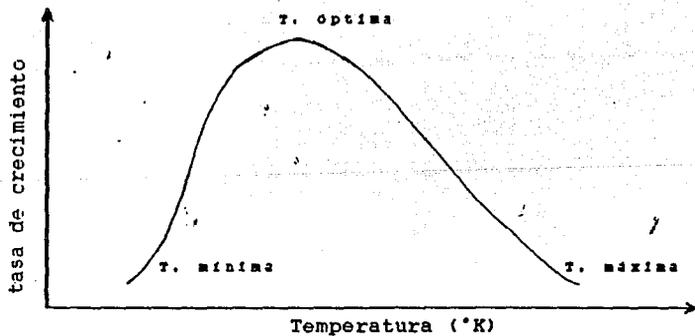


Fig. 2.3. Relación entre la tasa de crecimiento y la temperatura.

35°C con un rango de temperatura entre 30 -40°C (Van Den Berge, 1977; citado por Rojas, 1988).

El efecto a bajas temperaturas hace posible la conservación del lodo biológico durante largo tiempo almacenado a temperatura ambiente sin pérdida apreciable de su actividad metanogénica.

**2.2.2. pH y alcalinidad.** El equilibrio ácido-base de una solución se expresa por su valor de pH (potencial de hidrógeno).

Cada microorganismo tiene un margen dentro del cual es posible su crecimiento. La mayoría de los ambientes naturales tienen valores de pH entre 5 y 9.

Las bacterias metanogénicas, que son la clave del proceso de la digestión anaerobia, son muy sensibles a los cambios de pH. La metanogénesis ocurre a valores de pH entre 6.7 y 7.8. La influencia del pH sobre la producción de metano está relacionada con la concentración de ácidos grasos volátiles (ácido acético, propiónico y butírico) provenientes del proceso de acidificación; estos son tóxicos en su forma no ionizada, forma que predomina cuando el valor de pH en el digester anaerobio es bajo, provocando con esto la inhibición de las bacterias metanogénicas (fig. 2.4).

Los ácidos en su forma no ionizada, penetran más fácilmente al citoplasma de las bacterias metanogénicas, alterando el

equilibrio de protones que debe prevalecer ahí.

Las bacterias acidogénicas son las responsables de la producción de los ácidos grasos volátiles (AGV). Estas resisten pH tan bajos como 4.5, valor que se puede alcanzar cuando un reactor está en la etapa crítica, y se dice que el reactor está ácido.

El efecto del descenso de pH sobre la biomasa, depende del tiempo de duración del choque, del valor de pH mínimo obtenido y de la concentración de ciertos compuestos como AGV, nitrógeno amoniacal, sulfuros en el reactor.

A valores de pH bajos puede producirse la desnaturalización de proteínas, las cuales son difíciles de biodegradar en esta forma; siendo su biodescomposición más lenta y como consecuencia bajo el porcentaje de metano producido (Rojas, 1988).

El DNA y el ATP son destruidos a un pH ácido, el RNA y fosfolípidos son sensibles a pH muy alcalinos.

La recuperación de un reactor a choques de pH ácidos es muy lenta, mientras que a pH altos la situación parece no ser tan crítica cuando se controla el choque, ya que la producción de metano se normaliza pronto.

Aunque el medio inicial puede ser el adecuado para el crecimiento de los microorganismos, el posterior desarrollo de una población bacteriana puede estar severamente limitada

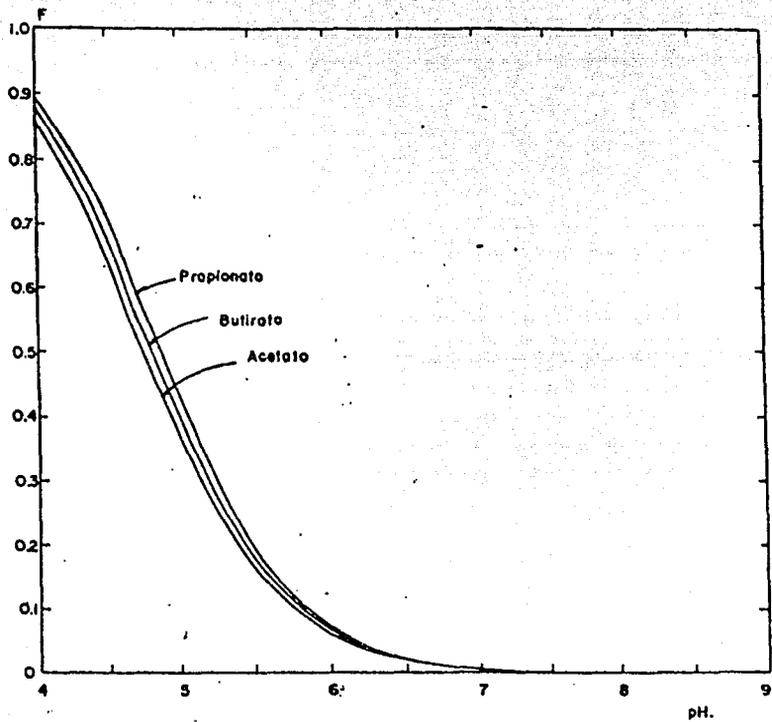


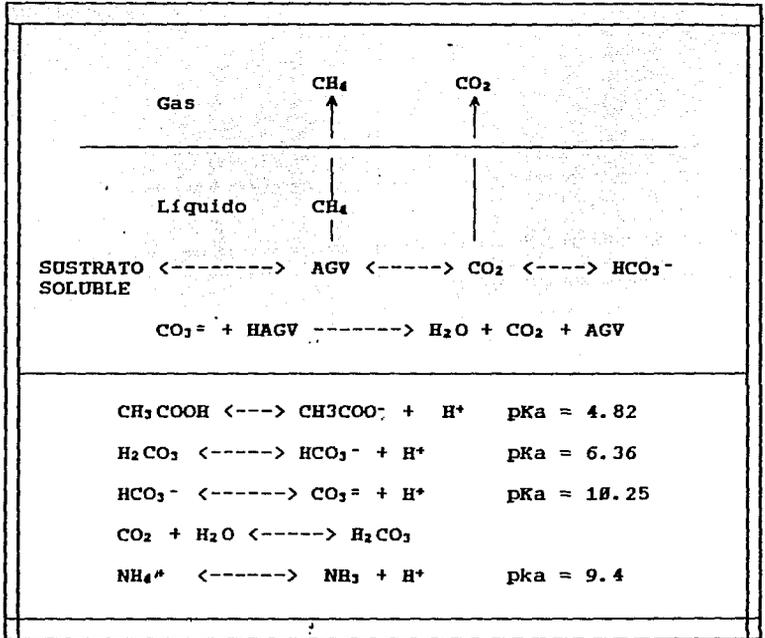
Fig. 2.4. Fracción de Acidos Grasos Volátiles no ionizados en función del pH, Rojas (1988).

por los cambios bioquímicos que se producen debido al crecimiento y metabolismo de los propios microorganismos. Por ejemplo: los productos obtenidos en la fermentación son ácidos grasos, provocan el descenso del pH. Cuando se eleva el pH del medio es por que se libera amoniaco de la descomposición (desaminación) de los aminoácidos, proteínas o de otros compuestos orgánicos con nitrógeno. La reducción de sulfatos por las bacterias sulfatoreductoras lleva a la formación de sulfuros, que precipitan los metales nutrientes, o dependiendo del pH, pueden formar  $H_2S$  en concentraciones inhibitorias.

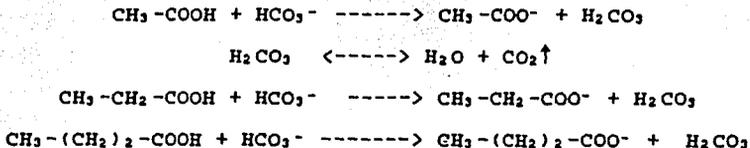
El valor de pH medido en el efluente del reactor está principalmente regulado por los ácidos grasos, dióxido de carbono y amoniaco. Fig. 2.5 (Monroy, 1992).

Como se mencionó, las bacterias acidificantes poseen una mayor actividad que las bacterias formadoras de metano, provocando problemas de acidificación en los reactores; esto puede evitarse manteniendo en el digester una óptima capacidad buffer. El sistema buffer o amortiguador permite mantener el pH en el rango adecuado. El control del pH puede realizarse por medio de la adición de compuestos químicos alcalinos. El más recomendado para un digester anaeróbico es el bicarbonato de sodio, ya que es el único que no perturba el balance físico-químico del medio que rodea a la susceptible comunidad biológica, y no presenta grave problema en caso de sobredosificación (Rojas, 1988).

Fig. 2.5 EQUILIBRIO CO<sub>2</sub> / HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> / AGV EN LA DIGESTION ANAEROBIA, Monroy (1992).

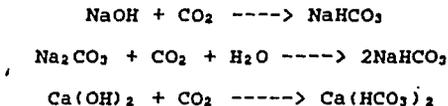


En presencia de protones (H<sup>+</sup>), el bicarbonato es transformado en ácido carbónico, que es un ácido extremadamente débil y se descompone espontáneamente en dióxido de carbono y agua, el primer compuesto por ser gas es liberado a la atmósfera, creando en el medio condiciones alcalinas que neutralizan a los AGV y los transforman en sus respectivas sales.



La concentración de bicarbonato en el efluente puede medirse como alcalinidad y se expresa en mg CaCO<sub>3</sub>/l. La alcalinidad es un parámetro que proporciona información sobre el equilibrio ácido/base que se da en el sistema, entre los AGV y HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> generados.

Los reactivos químicos como la sosa cáustica (NaOH), carbonato de sodio (sosa ash, Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) y cal (Ca(OH)<sub>2</sub>), tiene el problema de reaccionar con el CO<sub>2</sub> soluble, de acuerdo a las siguientes reacciones (Rojas, 1998):



El equilibrio es desplazado hacia la formación de sales de bicarbonato, trayendo como consecuencia que el CO<sub>2</sub> de la fase gaseosa pase a la fase acuosa originando con esto una presión negativa (vacío) en el sistema que puede ocasionar la entrada de aire en el reactor. Por otro lado, los iones calcio reaccionan con los iones bicarbonato presentes en el efluente dando como producto CaCO<sub>3</sub> que a pH mayores de 6.3 precipitan, lo cual crea problemas de depósitos e incrustaciones en las tuberías del sistema.



Por otro lado, la alcalinidad puede proporcionar una indicación adecuada del estado general del reactor, al identificar la acumulación de AGV. En este sentido, el método de titulación potenciométrica propuesto por Jenkins et al. (1991) incluye una titulación intermedia a pH de 5.75 en lugar de un pH de 4.3, usando el mismo método normalizado. La titulación de la alcalinidad hasta un pH igual a 4.3, abarca no solamente la neutralización de los iones bicarbonatos si no también las sales de los ácidos grasos (acetato, propionato y butirato). La selección del pH de 5.75 busca cuantificar la capacidad buffer útil, debida a bicarbonatos ( $\text{HCO}_3^-$ ) del sistema. A este valor de pH, aproximadamente el 80% de la alcalinidad es debida principalmente a los iones bicarbonatos, el porcentaje restante es debido a las sales de los ácidos grasos volátiles presentes en el medio (20%), por lo que se introduce un error pequeño.

Un reactor anaerobio puede presentar una alcalinidad total elevada; pero una baja alcalinidad debida a bicarbonatos.

Por lo tanto la diferencia entre el volumen gastado para la titulación de la muestra hasta  $\text{pH}=4.3$ , menos el volumen gastado hasta  $\text{pH}=5.75$ , será el volumen consumido por los AGV presentes.

a  $\text{pH}=4.3$       alcalinidad total =  $\text{HCO}_3^-$  + AGV (sales)

a  $\text{pH}=5.75$       alcalinidad útil =  $\text{HCO}_3^-$

La relación de alcalinidades  $\alpha$ , se define como:

$$\alpha = \frac{\text{Alcalinidad debida a bicarbonatos medida a pH=5.75}}{\text{Alcalinidad total medida a pH=4.3}}$$

y es indicadora del equilibrio entre los diversos grupos bacterianos (acidógenicos y metanogénicos) y representa la capacidad buffer real del sistema debida a bicarbonatos para neutralizar los ácidos grasos volátiles formados. De este modo si:

- $\alpha < 0.5$  se tienen condiciones ácidas (inhibitorias) dentro del reactor, ya que la fracción de iones bicarbonato presentes es menor que la fracción de ácidos grasos volátiles (AGV).
- $\alpha \geq 0.5$  se tiene buenas condiciones de operación en el reactor, donde los bicarbonatos existen en mayor concentración que los AGV.
- $\alpha = 0.7$  se tiene una excelente capacidad buffer en el digester anaerobio.

La relación de alcalinidades se utiliza como un parámetro de control de estabilidad en el comportamiento del reactor, en relación a la acumulación de los AGV en el medio y permite detectar cambios con cierta anticipación, de manera de modificar las condiciones de operación antes de la acidificación del reactor.

2.2.3 **Nutrientes.** En digestión anaerobia, por ser un proceso biológico, los microorganismos deben tomar del medio todas las sustancias que requieran para la síntesis de su material celular y para la generación de su energía; estas sustancias se denominan nutrientes. La asimilación de éstos siguen una secuencia de pasos que son mencionados a continuación (Menroy, 1992):

- a) transporte del sustrato del seno del líquido a la interfase fluido-agregado microbiano.
- b) difusión a través del conglomerado (transporte a través de los poros).
- c) reacciones intermediarias.
- d) difusión de los productos intermedios a otros sitios de reacción.
- e) reacción de productos intermedios a productos finales.
- f) difusión de los productos finales hacia la superficie del agregado.
- g) transporte de los productos a través de la interfase agregado-fluido.

Un medio debe contener todos los nutrientes necesarios en cantidades apropiadas; la ausencia o falta de éstos limitan la eficiencia del proceso.

Los principales nutrientes requeridos para el crecimiento son: C, N, P y S, llamados macronutrientes. El carbono se encuentra presente en el agua residual como materia orgánica; en caso de que no se encuentren presentes los demás elementos o estén en cantidades deficientes, se suministra en forma de sales como amoníaco, fosfato o sulfato, respectivamente.

El amoníaco es la principal fuente de nitrógeno y es esencial para la mayoría de las bacterias, los aminoácidos por el contrario sólo son utilizados por algunas bacterias.

El  $H_2S$  juega un doble papel en la digestión anaerobia; a bajas concentraciones estimula la actividad metanogénica y a elevadas concentraciones la inhibe en la fase acuosa.

Para la digestión anaerobia se ha reportado como nivel límite de concentración de ácido sulfhídrico disuelto entre 200-300 mg  $H_2S/L$ . Igualmente se ha establecido que la concentración de  $H_2S$  en el biogás no debe exceder del 6% (Mah, citado por Rojas, 1988).

La cantidad de estos macronutrientes que se requieren durante la alimentación son determinados por la relación teórica: 400 DQO/5N/1P/0.2S; esta relación depende de la DQO presente en el agua residual (Noyola, 1991) y de la carga aplicada al reactor. A bajas cargas la relación DQO:N puede ser 1000:5.

Además, se requiere de elementos trazas\* para casi todos los microorganismos, los cuales estimulan la tasa de digestión

\* traducido del término del inglés trace.

anaerobia. Para las bacterias metanogénicas estos micronutrientes metálicos son:  $\text{Fe}^{2+}$ ,  $\text{Ni}^{2+}$ ,  $\text{Co}^{2+}$ ,  $\text{Mo}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Mn}^{2+}$ ,  $\text{Cu}^{2+}$ ,  $\text{Zn}^{2+}$  (Tabla No.2.2).

El  $\text{Ni}^{2+}$ ,  $\text{Fe}^{2+}$  y  $\text{Co}^{2+}$  deben ser adicionados a un digestor anaerobio para obtener una buena producción de biomasa. Sin embargo la adición conjunta de  $\text{Ni}^{2+}$  y  $\text{Co}^{2+}$  aumenta hasta un 42% la producción de  $\text{CH}_4$  (Muray, 1981; citado por Rojas, 1988).

La adición de  $\text{Fe}^{2+}$  en forma de  $\text{FeCl}_2$  a concentraciones pequeñas de 5-10 mM/l aumenta considerablemente la tasa de conversión del ácido acético a  $\text{CH}_4$  (Hoban y Van Den Berg, 1979; citado por Rojas, 1988). Las bacterias que transforman el ácido acético a  $\text{CH}_4$  en la etapa de fermentación metanogénica, requiere del elemento hierro. Otra forma en que se puede adicionar el hierro es en forma de quelatos, por ejemplo el EDTA; en esta forma acomplejada el hierro estará disponible para su asimilación microbial.

**TABLA No.2.2. FUNCIONES FISIOLÓGICAS GENERALES DE LOS PRINCIPALES ELEMENTOS.**

Elemento	Funciones Fisiológicas
C	Constituyente de materiales celulares orgánicos.
N	Constituyente de proteínas, ácidos nucleicos, coenzimas.
S	Constituyente de proteínas (en los aminoácido de cisteína y metionina); de algunas coenzimas (por ejemplo: CoA cocarboxilasa).
P	Constituyente de ácidos nucleicos, fosfolípidos, coenzimas.
K	Cofactor de algunas coenzimas.
Mg	Importante catión celular; cofactor inorgánico en muchas reacciones enzimáticas incluyendo aquellas que requieren ATP, funciona uniendo las enzimas a los sustratos.
Mn	Cofactor inorgánico de varias enzimas, a veces reemplazando al Mg.
Ca	Cofactor de algunas enzimas (por ejemplo proteinasas).
Fe	Constituyente de citocromos y otras hemo o no hemoproteínas, cofactor de un/ cierto número de enzimas.
Co	Constituyente de la vitamina B12 y de sus coenzimas derivadas.
Cu,Mo,Zn	Constituyentes inorgánicos de enzimas especiales.
Ni	Para el óptimo crecimiento y activación de las bacterias matanogénicas.

2.2.4 *Compuestos tóxicos.* Las bacterias metanogénicas y otros microorganismos anaerobios pueden ser inhibidos en su actividad microbiana por la presencia de sustancias tóxicas.

Cuando los elementos tóxicos presentes en el agua residual tienen bajas concentraciones, ejercen su efecto bacteriostático reversible y no bactericida en las bacterias anaerobias.

Los compuestos que se consideran tóxicos en un sistema anaerobio se les agrupa en tres categorías:

- compuestos cuya toxicidad esta relacionada con el pH, por ejemplo los ácidos grasos volátiles (AGV), amoníaco y ácido sulfhídrico.
- compuestos con una inmediata o irreversible toxicidad, como muchos solventes orgánicos y algunos venenos fuertes.
- compuestos que con un pequeño aumento en la concentración se vuelven tóxicos, como los iones metálicos.

Los valores extremos de pH, por sí mismos son tóxicos para las bacterias metanogénicas. Los AGV, amoníaco y ácido sulfhídrico presentan propiedades ácido-base, donde la especie tóxica es la no ionizada, ya que estas moléculas pueden atravesar fácilmente la pared celular de las bacterias metanogénicas. Una vez dentro se disocian produciendo un cambio en el pH interno de la célula.

El  $H_2S$  se forma por la degradación de proteínas (cisteína y

metionina), y por la reducción de sulfatos y sulfitos. Este es un compuesto tóxico para las bacterias metanogénicas a concentraciones del orden de 100 mgH<sub>2</sub>S/L. La Fig. 2.6 muestra el efecto inhibitorio (%) del H<sub>2</sub>S no disociado en la producción de metano.

Algunos de los compuestos de toxicidad inmediata (Pojas, 1988), son:

- compuestos clorados (CCl<sub>4</sub>, CH<sub>2</sub>Cl<sub>2</sub> y CH<sub>3</sub>Cl), son tóxicos a concentraciones muy bajas o iguales a 1mg/L. Una sobrecarga de estos compuestos requieren de varios días de recuperación para la actividad metanogénica.
- formaldehído es un compuesto orgánico que produce desnaturalización de las proteínas.
- otro compuesto muy tóxico para las bacterias anaerobias obligadas es el O<sub>2</sub>. Su presencia en el sistema anaerobio puede cambiar las condiciones de funcionamiento y producir grandes fallas en la actividad metanogénica y en el crecimiento de la biomasa. Sin embargo las bacterias facultativas presentes, en el reactor ayudan a eliminarlo del medio, lo cual disminuye el riesgo de toxicidad.

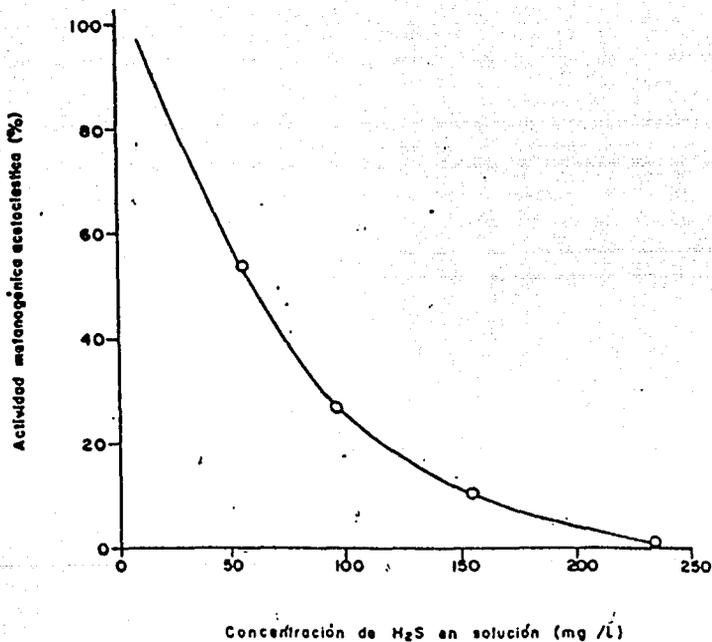


Fig. 2.6 Efecto del H<sub>2</sub>S sobre la actividad metanogénica, Rojas (1988).

### 2.3 REACTORES ANAEROBIOS.

Para el tratamiento de aguas residuales por medio del proceso anaerobio se han desarrollado diferentes tipos de reactores. Con excepción de las primeras versiones, todos ellos pretenden crear las condiciones adecuadas para que las tasas de remoción de sustrato alcanzadas durante el proceso sean altas. Los reactores de segunda y tercera generación, también llamados de alta tasa, se han clasificado en dos categorías: los que usan el concepto de biomasa no adherida y los del tipo de película adherida. En la segunda generación de reactores, los microorganismos son retenidos en su interior por medio de un soporte fijo o bien por su alta sedimentación, cuando los microorganismos forman pequeños granos de una alta sedimentabilidad que permite retenerlos. Los reactores de la tercera generación utilizan soportes lo suficientemente pequeños y ligeros para que puedan ser fluidificados mediante recirculación.

En el diseño de los reactores anaerobios se consideran los siguientes parámetros: la cantidad de materia orgánica que el digestor puede degradar en un determinado tiempo (  $BV = \text{Carga}$

orgánica volumétrica, expresada en kgDQO/m<sup>3</sup>d), el tiempo que permanece el agua residual dentro del reactor (TRH = Tiempo de retención hidráulica, expresado en horas o días), la tasa con que entra el agua residual al reactor ó flujo volumétrico (Q = gasto ó flujo, expresada en m<sup>3</sup>/d) y volumen del reactor (V, expresado en m<sup>3</sup>). El tiempo de retención y la carga orgánica están definidos de la siguiente manera:

$$TRH = \frac{V}{Q} \qquad Bv = \frac{Q C}{V}$$

donde la concentración total de materia orgánica presente en el agua residual, se representa por C, (KgDQO/m<sup>3</sup>).

Estos parámetros deben ser controlados con el fin de evitar:

- que se de un arrastre de biomasa causada por tiempos de retención demasiado cortos (caso reactor de lecho de lodos).
- una sobre carga orgánica (Bv), causa una excesiva producción de ácidos grasos volátiles, provocando con esto su acumulación en el medio y la inhibición del sistema por acidificación. La acidificación del reactor se traduce en el agotamiento de la alcalinidad bicarbonatada del medio originando la disminución del pH y la inhibición de la metanogénesis.

**2.3.1 Reactor UASB.** El reactor anaerobio de lecho de lodos con flujo ascendente, UASB (por sus siglas en inglés: Upflow Anaerobic Sludge Blanket) es un sistema anaerobio de alta tasa. Este tipo de reactor fue desarrollado por Lettinga y colaboradores en Holanda a mediados de la década de los setenta. Por su simplicidad se difundió a varios países y su gran ventaja consiste en que no requiere ningún tipo de soporte para retener la biomasa. El principio de su funcionamiento se basa en la buena sedimentabilidad de la biomasa, la cual se aglomera en forma de granos y cuenta con una elevada actividad metanogénica, la biomasa con estas características se denomina lodo granular.

El reactor UASB es un sistema que opera con flujo ascendente y consta de dos partes principales: cama de lodo anaerobio (biomasa) y separador de gas-sólido-líquido. La Fig. 2.7 muestra que el agua residual (influyente) entra por la parte inferior del reactor y atraviesa el lecho de lodos. Cuando la materia orgánica presente en el agua residual entra en contacto con los microorganismos aglomerados en forma de granos ocurre la degradación. La buena sedimentabilidad del lodo evita que sea evacuado por el flujo ascendente del agua. El efluente clarificado por la acción del separador gas-sólido-líquido, (agua residual tratada) es evacuado por la parte superior del reactor. El gas se recolecta y sale para ser quemado o eventualmente aprovechado.

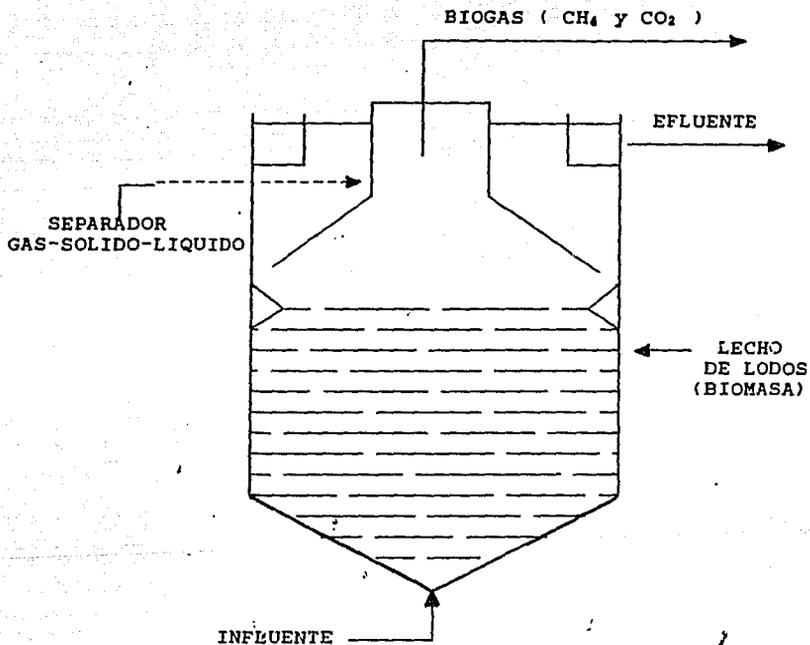


Fig. 2.7 Reactor tipo Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB).

Las características que presenta este tipo de reactor son (Noyola, 1998):

- soporta altas cargas orgánicas (hasta de 20 kgDQO/m<sup>3</sup>d).
- bajo requerimiento de energía.
- balance positivo de energía ( bajo consumo de energía y producción de metano ).
- no requiere medio de soporte.
- construcción relativamente simple (bajo costo).
- con el inóculo apropiado se puede arrancar inmediatamente.
- aplicable a pequeña y gran escala.
- operación y mantenimiento comparativamente simple.
- se pueden desarrollar instalaciones compactas.
- el tratamiento se vuelve factible a bajas temperaturas.

Por otro lado, algunos de los inconvenientes que presenta son:

- no todas las aguas favorecen la granulación provocando con esto la desintegración del grano y lavado del mismo.
- requerimiento de inóculo con determinadas características: alta sedimentabilidad, buena actividad metanogénica y forma granular.
- sensibles a sólidos suspendidos, grasas y

aceites presentes en el influente.

- sensibles a aguas que formen precipitados provocando su acumulación en la cama de lodos.
- necesidad de realizar en algunos casos un postratamiento o un pretratamiento.
- cuando se alimenta con un agua residual cuyas características son diferentes a las que estuvo aclimatado el lodo, el periodo de adaptación del lodo anaerobio al nuevo sustrato puede ser lento; la duración del periodo está relacionado con su grado de biodegradabilidad.

**2.3.2 Reactor híbrido.** La capacidad del lodo anaerobio de fijarse a una gran variedad de soportes, dió origen a la combinación del reactor UASB y del Filtro Anaerobio (FA), resultando un reactor híbrido (fig. 2.8).

El soporte es introducido dentro del reactor UASB justo antes de llegar a la zona de sedimentación, donde la biomasa se adhiere entre los espacios del soporte sobre el que se establece y desarrolla, evitando con esto la pérdida masiva de lodos dentro del reactor. Para este tipo de reactores se recomienda que la zona empacada se encuentre ubicada entre 0.5 y 0.7 de la altura del reactor (Noyola, 1991).

El material de soporte debe ser químicamente inerte a los compuestos químicos que contiene el agua residual y a los compuestos que se producen durante las reacciones

bioquímicas. Los tipos de soportes que se pueden utilizar son: plástico, piedra, cerámica, etc.

La principal ventaja de este arreglo es que se eficientiza el volumen del reactor, al desarrollarse una actividad metabólica en la zona empacada, la cual está vacía en un reactor UASB convencional. Por otro lado, el empaque puede limitar la pérdida de lodo de la cama al constituir una barrera a su flotación.

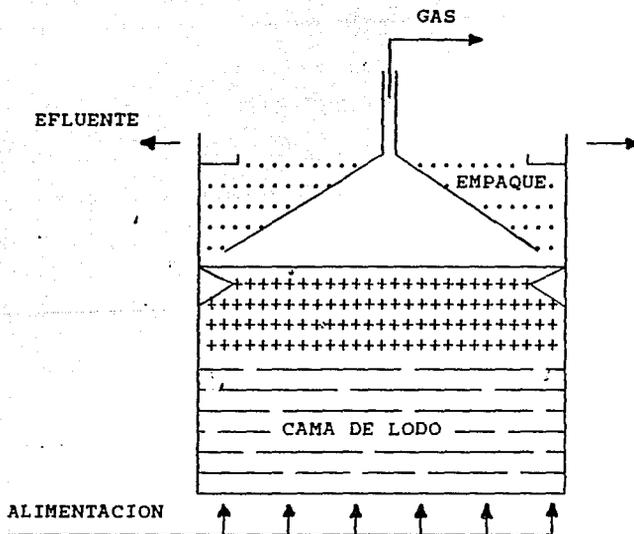


Fig. 2.8 Reactor Híbrido.

### 3.2 METODOLOGIA

3.1 DESCRIPCION DEL ARREGLO DE TRATABILIDAD. Los efluentes que descarga la empresa PEPSICOLA en la elaboración de los concentrados para preparar refrescos, fueron tratados por vía anaerobia utilizando dos reactores conectados en serie.

Se consideró la existencia de cuatro tanques con que cuenta la empresa para fijar tanto las condiciones de operación de los reactores como su arreglo.

El primer reactor fue del tipo híbrido (UASB + FA) construido de acrílico y empacado con ocho anillos *ball* de 3.5 cm de diámetro, situados en la parte intermedia del reactor, justo abajo del separador de gas-líquido-sólido. El segundo reactor fue del tipo de lecho de lodos con flujo ascendente (UASB). Sus dimensiones y geometría se muestran en la figura 3.1.

Las partes constitutivas de ambos reactores son: tapón de hule que contiene un embudo recolector de efluente (agua residual tratada) y se encuentra acoplado a un dispositivo que tiene la función de separar las fases sólido-gas-líquido.

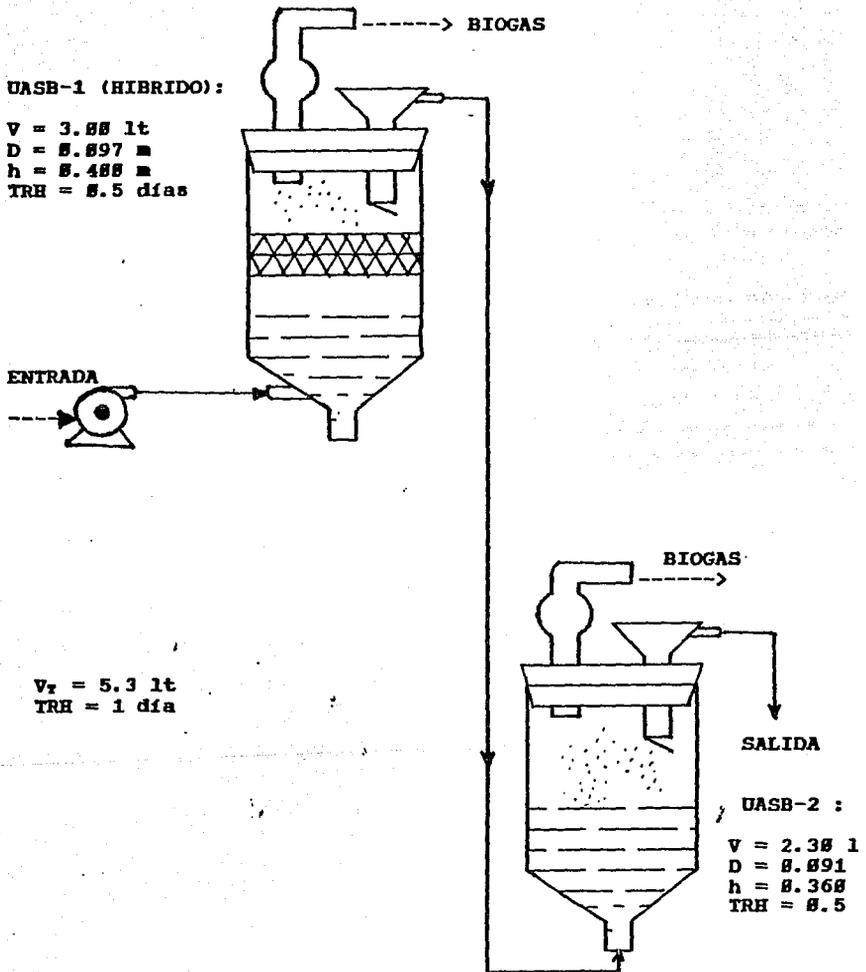


Fig. 3.1. Esquema de los Reactores Anaerobios empleados.

Este capta el biogás producido e impide la salida de la materia en suspensión por el efluente. El biogás producido en los reactores fue evacuado por la parte alta y se dirigió hacia una probeta invertida llena de agua en donde se midió por desplazamiento. Debido a que los reactores se encuentran conectados en serie, el reactor UASB-1 fue alimentado por medio de una bomba peristáltica Masterflex; mientras el reactor UASB-2 se alimentó por gravedad.

**3.2 INOCULACION DE LOS REACTORES.** Antes de cerrar el extremo superior de los reactores se inocularon con un litro de lodo anaerobio. Las características fisicoquímicas del lodo inoculado fueron:

SST = 32130 mg/l  
SSV = 18535 mg/l  
SSF = 13595 mg/l  
ST = 34085 mg/l  
STV = 19630 mg/l  
STF = 14435 mg/l  
IVL = 52 mg/l  
Velocidad de sed. = 2.81 m/h

La especiación de metales realizado al lodo anaerobio inicial, se presenta en la Tabla 3.1.

**3.3. PARAMETROS Y TECNICAS ANALITICAS.** Los análisis efectuados durante el tratamiento biológico de los influentes y efluentes de los reactores (UASB-1 y UASB-2) así como su frecuencia de su determinación se mencionan en la Tabla 3.2.

TABLA 3.1. ESPECIACION DE METALES DEL LODO ANAEROBIO DE INOCULO.

µg/g SST	METALES INTERCAMBIABLES (1)	METALES ADSORBIDOS (2)	METALES LIGADOS A MATERIA ORGANICA (3)	METALES EN FORMA DE CARBO-NATOS (4)	METALES EN FORMA DE SUL-FUROS (5)
Ca	77.2	ND	7.5	ND	4.4
Mg	21.5	4.3	0.85	10.0	7.1
Fe	6.2	11.5	33.6	68.5	206.0
Zn	0.3	0.9	5.0	2.5	2.2
Cu	ND	ND	ND	2.8	18.3
Cd	1.1	1.2	1.88	1.4	1.3
Ni	ND	ND	ND	ND	ND

ND: No Detectado                      SST: Sólidos suspendidos totales  
 (1) extracción con  $KNO_3$             (2) en KF                      (3) en  $Na_4P_2O_7$   
 (4) en EDTA                              (5) en  $HNO_3$

Las técnicas de análisis para cuantificar los influentes y efluentes de los reactores, se hicieron de acuerdo al Standard Methods (AHPA, 1980). Los análisis de composición de AGV y biogás se realizó por cromatografía de gases.

3.4 ALIMENTACION, ARRANQUE Y CONDICIONES DE OPERACION. Con el fin de apegarse a los tipos de descarga de la empresa, el sistema se alimentó con diferentes influentes (mezclas denominadas naranja-caramelo, uva-fresa y pepsicola), cada uno con periodos de alimentación distintos, las condiciones de operación aplicadas a los reactores UASB durante todo el estudio se mencionan en la Tabla 3.3.

TABLA 3.2. PARAMETROS ANALIZADOS DURANTE EL ESTUDIO.

PARAMETRO	SIGLAS	FRECUENCIA (veces por semana)
Potencial de Hidrógeno	pH	6
Alcalinidad	Alc.	6
Sólidos totales	ST	2
Sólidos totales fijos	STF	2
Sólidos totales volátiles	STV	2
Sólidos suspendidos totales	SST	2
Sólidos suspendidos volátiles	SSV	2
Sólidos suspendidos fijos	SSF	2
Demanda química de oxígeno total	DQOt	5
Demanda química de oxígeno soluble	DQOs	5
Nitrógeno total Kjeldahl	NTK	2
Nitrógeno amoniacal	N-NH <sub>4</sub>	2
Sulfatos	SO <sub>4</sub>	2
Sulfuros	S	2
Fósforo	P	2
Producción y composición de biogás		6 6
Color		2
Potencial Ox-Red.	ORP	1
Conductividad		1
Acidos grasos volátiles	AGV	6
Caracterización de metales (Na, K, Ca, Fe, Cu, Co, Mo, Ni y Zn)		1

TABLA 3.3. CONDICIONES DE OPERACION.

INFLUENTE	TRH días	Bv KgDQO/m3d	DQOt mg/L	Q ml/min
Naranja-Caramelo	1	2.4	2388	4.0
Uva-Fresa	1	3.4	3446	4.0
Pepsicola *	1	11.8	11843	2.0
Pepsicola (sexto periodo)	2	5.9	11843	2.0

\* no toma en cuenta la recirculación del UASB-2 al UASB-1 con 2 ml/min.

El sistema global (UASB-1 + UASB-2) se operó con un tiempo de retención hidráulica total de 24 horas, a 35°C.

Durante el estudio del agua denominada Pepsicola se presentó un desequilibrio del proceso anaerobio, provocando con esto la necesidad de recircular parte del efluente (fig. 3.2).

Los diferentes influentes se alimentaron como se indica en la siguiente tabla:

TABLA 3.4. PERIODOS DE ALIMENTACION.

PERIODO		INFLUENTE	DURACION (días)
1o.	Del 17/03/92 al 05/04/92	Naranja-Caramelo	20
2o.	Del 06/04/92 al 24/04/92	Uva-Fresa	18
3o.	Del 25/04/92 al 26/04/92	Naranja-Caramelo	2
4o.	Del 27/04/92 al 13/05/92	Pepsicola	17
5o.	Del 14/05/92 al 20/05/92	Naranja-Caramelo	6
6o.	Del 21/05/92 al 30/05/92	Pepsicola	10

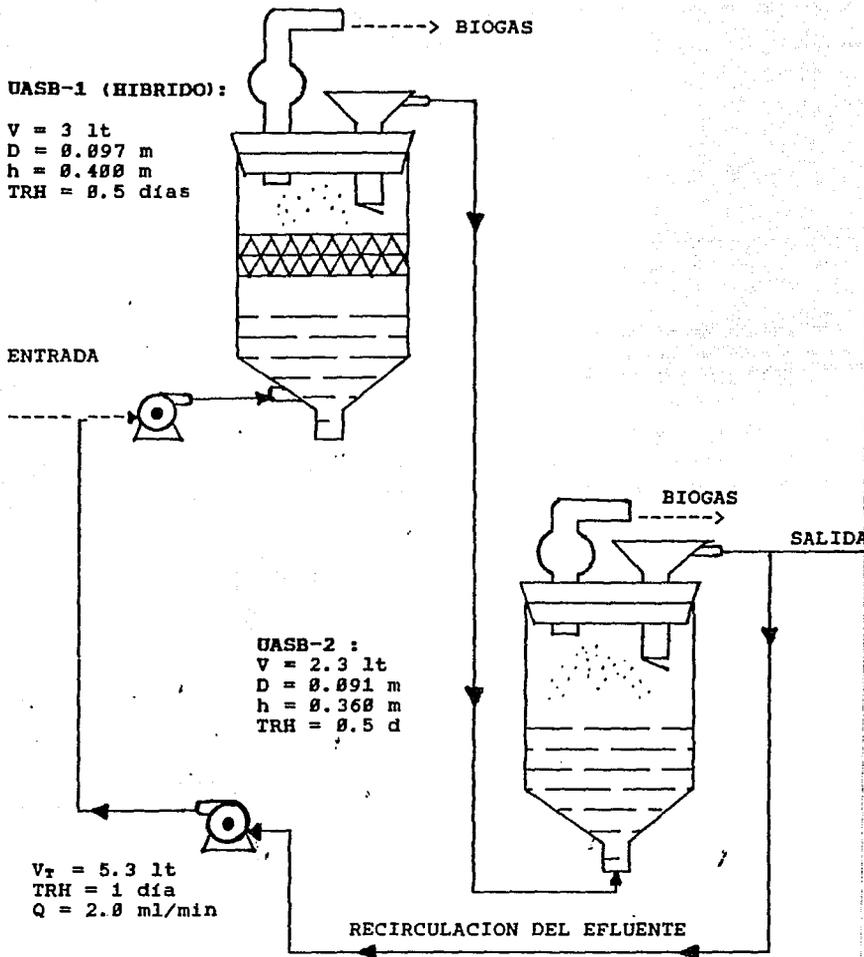


Fig. 3.2. Sistema de operación de los Reactores Anaerobios con Recirculación.

La caracterización promedio efectuada a los influentes, se presentan en la Tabla 3.5.

TABLA 3.5. CARACTERIZACION DE LOS INFLUENTES (expresados en mg/l, excepto pH)

PARAMETRO	Naranja-Caramelo			Uva-Fresa			Pepsicola		
	M	STD	n	M	STD	n	M	STD	n
pH	6.94	0.24	17	7.65	0.28	15	4	0	1
Alc. total	414.4	74.5	17	1010.65	365	15	-	-	-
DQOt	2272	225	13	3386	251	14	11844	1123	13
DQOs	1676	344	13	2785	294	14	10772	823	13
ST	1389	760	5	1848	329	3	9145	309	4
STV	565	310	5	491	75	3	6923	1040	4
STF	824	459	5	1357	310	3	2222	801	4
SST	785	498	6	90	37	3	237	42	3
SSV	367	254	6	50	36	3	163	73	3
SSF	418	265	6	40	16	3	73	34	3
SDT	604	262	5	1758	292	3	8908	267	4
SDV	198	56	5	441	39	3	6760	967	4
SDF	406	203	5	1317	294	3	2140	767	4
SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	67	41	5	103	28	5	53	37	2
S <sup>=</sup>	ND	-	-	33	14	5	64	9	2
PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	7	0.4	3	8	1.5	5	28	0	1
N-NH <sub>3</sub>	38	12	4	46	12	4	140	0	1
NTK	76	11	4	68	11	2	407	0	1
Na <sup>+</sup>	197	31	4	257	107	3	621	74	2
K <sup>+</sup>	244	54	4	303	14	3	2	1	1
Ca <sup>2+</sup>	11	6	4	216	98	2	34	1	2

TABLE 3.5. CONTINUACION (CARACTERIZACION DE LOS INFLUENTES, expresados en mg/l, excepto pH).

PARAMETRO	Naranja-Caramelo			Uva-Fresa			Pepsicola		
	M	STD	n	M	STD	n	M	STD	n
Mg <sup>2+</sup>	6	1	4	3	0.5	3	1	1	2
Fe <sup>2+</sup>	14	7	4	6	3	3	4	1	2
Zn <sup>2+</sup>	0.35	0.17	4	0.2	1	1	ND	-	-
Cu <sup>2+</sup>	ND	-	-	ND	-	-	ND	-	-
Co <sup>2+</sup>	2	0	3	2	0	1	3	1	2
Mo <sup>2+</sup>	ND	-	-	0	3	3	ND	-	-
Ni <sup>2+</sup>	ND	-	-	ND	-	-	ND	-	-

M = media  
 STD = desviación estándar  
 n = número de muestras  
 ND = No Detectado

A lo largo del estudio se adicionaron los nutrientes requeridos y se realizaron algunos cambios en las condiciones de operación de los reactores. La Tabla 3.6 muestra las modificaciones efectuadas para el tratamiento de las diferentes aguas residuales.

TABLA 3.6. MODIFICACIONES REALIZADAS DURANTE EL ESTUDIO.

Influente alimentado y duración del periodo de alimentación con ese influente	Modificación efectuada	Duración de la modificación (días)
NARANJA-CARAMELO (20 días) día 1	Adición de $H_3PO_4$ y $NH_4Cl$ a partir del día 8 (24/03/92)	11
Uva-Fresa (19 días) día 21	Adición de 1 g/L $NaHCO_3$ el día 22 (07/04/92)	1
	Adición de 1.5 g/L $NaHCO_3$ el día 23 (08/04/92)	1
	Adición de 2 g/L $NaHCO_3$ desde el día 25 (10/04/92)	15
	Adición de $H_3PO_4$ y $NH_4Cl$ desde el día 23 (08/04/92)	15
	Adición de micronutrientes metálicos (Co,Mo,Ni,Fe y Cu) desde el día 30 (15/04/92)	9
NARANJA-CARAMELO (2 días) día 40	Adición de $H_3PO_4$ , $NH_4Cl$ y micronutrientes metálicos (Co,Mo,Ni,Fe y Cu)	2
PEPSICOLA (17 días) día 42	Adición de micronutrientes metálicos (Co,Mo,Ni,Fe y Cu) y adición de $(NH_4)_2HPO_4$ desde el día 42 (27/04/92)	17
	Adición de 0.75 g/L $NaHCO_3$ hasta pH de 6.3 el día 42	1
	Adición de 1.3 g/L $NaHCO_3$ hasta pH de 7.0 el día 43	1
	Adición de 6 g/L $NaHCO_3$ hasta pH de 7.8 el día 44	1
	Recirculación del 100% días 45 (01/04/92) y 46 (02/05/92)	2

**TABLA 3.6. CONTINUACION (MODIFICACIONES REALIZADAS DURANTE EL ESTUDIO).**

Influente alimentado y duración del periodo de alimentación con ese influente	Modificación efectuada	Duración de la modificación (días)
PEPSICOLA (17 días) día 42	Adición de 1.2 mg/L NaHCO <sub>3</sub> a pH de 7 con recirculación del 50% de efluente y por lo tanto disminución del gasto de alimentación a la mitad durante los días 47 (03/05/92) y 48 (04/05/92)	2
	Adición de 0.76 mg/L NaHCO <sub>3</sub> a pH de 6.5 con recirculación del 50% desde el día 49 (05/05/92)	9
NARANJA-CARAMELO (6 días) día 59	Adición de micronutrientes metálicos (Co, Mo, Ni, Fe y Cu)	6
PEPSICOLA (9 días) día 66	Adición de NaHCO <sub>3</sub> , micronutrientes metálicos, disminución del gasto de alimentación a la mitad sin recirculación	9

#### 4. RESULTADOS

Los resultados obtenidos durante los 75 días de operación del proceso anaerobio, se presentan gráficamente para ambos reactores en el Anexo. El comportamiento que presenta cada uno de los influentes se detalla a continuación, de acuerdo al orden con que se alimentaron.

**4.1 PRIMER PERIODO: INFLUENTE BARAJA - CARAMELO (N-C).** El arranque de los reactores se llevó a cabo con este influente: su valor promedio de pH fue de 6.94 (fig. A.1). El valor de pH obtenido en los efluentes tendió a disminuir ligeramente: para el reactor-1 su valor promedio se encuentra alrededor de 7.16 (fig. A.2) y el pH del reactor-2 disminuyó desde 7.73 hasta valores promedio de 7.37 (fig. A.3).

En las gráficas de alcalinidad se observan dos valores: una Alc.5.75 (medida a un valor de pH=5.75) que es la alcalinidad útil debido a los iones bicarbonato y la Alc.4.3 (medida a un pH=4.3) que es la alcalinidad total debida a los iones

bicarbonato más las sales de los AGV presentes en el medio. Los valores promedio de alcalinidad total que se tuvieron, son: 414 mg/L  $\text{CaCO}_3$  en el influente (fig. A.4), 517 mg/L  $\text{CaCO}_3$  en el efluente del reactor-1 (fig. A.5) y 566 mg/L  $\text{CaCO}_3$  en el efluente del reactor-2 (fig. A.6). En estas figuras, se puede apreciar que desde del día 7 de operación los valores obtenidos en el sistema son estables, lo cual indica que el inóculo se adaptó en un tiempo muy corto al sustrato.

La relación alfa entre alcalinidades indica la fracción de la alcalinidad total (Alc.<sub>T</sub>) que corresponde a la alcalinidad aportada por los iones bicarbonatos (Alc.<sub>BC</sub>). Los valores de alfa obtenidos en el tratamiento de este influente son: 0.64 en el efluente del reactor-1 (fig. A.7) y de 0.74 para el reactor-2 (fig. A.8). El reactor-1 obtuvo valores de alfa muy cercanos a 0.7, mientras el reactor-2 sobrepasó éste valor por lo que indica una favorable respuesta del sistema (Jenkins et.al. 1991).

La cantidad de materia orgánica medida en el influente fue de 2272 mg/L de DQOt y 1609 mg/L de DQOs, en promedio. En el efluente del reactor-1 se obtuvo un valor promedio de 1304 mg/L en DQOt (fig. A.9) y de 965 mg/L en DQOs (fig. A.10). El valor de DQOt, en el efluente del reactor-2 fue de 882 mg/L (fig. A.13) y de 662 mg/L de DQOs en promedio (fig. A.14).

La eficiencia de remoción de materia orgánica que presentó el reactor-1 es el siguiente: el día 7 de operación se comienza

a notar un incremento alcanzando valores máximos del 57.9% en DQOt (fig. A.11) y 57.14% en DQOs (fig. A.12), removiendo en promedio el 42.6% de la materia orgánica total y el 48.7% de la materia orgánica soluble.

A partir del día 14 de operación se observa un fuerte incremento en la eficiencia de remoción del reactor-2, llegando a valores máximos de 52.78% en DQOt (fig. A.15, día 17) y 51.72% en DQOs (fig. A.16, día 17).

La producción de metano disminuyó en forma marcada en el reactor-1 logrando valores promedio de 0.195 L CH<sub>4</sub>/d a TPN y el contenido de metano en el biogás fue de 66.5%. En el reactor-2 se observó que la producción de biogás fue aumentando hasta valores de 0.3 L CH<sub>4</sub>/d (TPN), con un contenido del 68.5% de metano en el biogás. La conversión de metano obtenida es de 0.04 y 0.094 L CH<sub>4</sub>/g DQO<sub>removida</sub> para los reactores 1 y 2 respectivamente (figuras A.22 y A.24).

El sistema global (UASB-1 + UASB-2) muestra un incremento en sus eficiencias de remoción, el valor máximo alcanzado en DQOt es del 71.2% (fig. A.19, el día 15) y la cantidad máxima de DQOs removida por el sistema fue del 72% (fig. A.20). En promedio se tiene el 60.4% de eficiencia de remoción en DQOt y 58.4% en DQOs.

La cantidad de biogás producido por el sistema global (fig. A.25) como su tasa de conversión de sustrato a metano (fig. A.26) aumentan desde el día 9 de operación. Los valores

alcanzados fueron : 0.496 L CH<sub>4</sub>/d ( TPN ) y 0.06 L CH<sub>4</sub>/g DQO<sub>removida</sub>.

La Tabla 4.1, muestra un resumen de los resultados obtenidos durante el primer periodo de alimentación del sistema con el influente Naranja-Caramelo.

**TABLA 4.1. RESUMEN DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN EL ESTUDIO DEL INFLUENTE NARANJA-CARAMELO (Primer Periodo N-C).**

REACTOR	pH	Alc. 5.75 mg/L CaCO <sub>3</sub>	Alc. 4.3 mg/L CaCO <sub>3</sub>	ALFA	DQOt mg/L
UASB-1	7.16	333.0	517.0	0.64	1304
UASB-2	7.37	417.0	566.0	0.74	882

DQOs mg/L	% Ef. global en DQOt	% EF. global en DQOs	BIOGAS L CH <sub>4</sub> /d	T.C. LCH <sub>4</sub> /gDQO <sub>rem</sub>
965	60.4	58.4	0.332	0.06
662				

ST mg/L	STV mg/L	STF mg/L	SST mg/L	SSV mg/L	SSF mg/L
1183.2	556.8	526.4	368.0	285.0	145.0
1044.0	441.6	602.4	170.0	105.0	65.0

La Tabla A.11 del Anexo, muestra que el sistema acumuló en el lodo metales como Na, Fe y Zn, ya que las cantidades reportadas en los efluentes son menores a las registradas en el influente; el Fe se retuvo en 58% y el Zn en 50%.

4.2 SEGUNDO PERIODO: INFLUENTE UVA - FRESA (U-F). A partir del día 21 de operación (07/04/92) se empieza alimentar con el influente Uva-Fresa (mezcla: 50 % Uva y 50 % Fresa), con un pH de 7.8 (fig. A.1). pero a pesar de tener este valor se observa al día siguiente (día 22) una fuerte disminución de pH en ambos reactores, llegando a valores de 5.87 en el efluente del R-1 (fig. A.2) y de 6.45 en el efluente del R-2 (fig. A.3); los valores de alfa registrados para este día fueron de 0.07 reactor-1 (fig. A.8) y 0.32 reactor-2 (fig. A.9). Las caídas en los pH's y alfas de los reactores indicaron que el sistema se encontraba inhibido por la acumulación de los ácidos grasos volátiles (AGV). midiendose una concentración de ácido propiónico de 490.5 mg/L en el reactor-1 y de 604 mg/L en el reactor-2. Estas concentraciones moderadas de AGV fueron suficientes para consumir la poca alcalinidad originalmente presente en la mezcla Uva-Fresa. Por lo anterior, se adicionó al influente alcalinidad en forma de bicarbonato de sodio (1 g  $\text{NaHCO}_3$ /L infl.) el día 22, elevando su pH a 7.71. El día 23 se observa que el pH del efluente del reactor-1 mejora aumentando hasta un valor de 6.2, mientras que el reactor-2 disminuye a un valor de 6.12, por lo que a partir de este instante se adiciona 1.5 g  $\text{NaHCO}_3$ /L infl. Sin embargo, a pesar de la adición de un agente amortiguador, los días 24 y 25 de operación, el pH descendió en reactor-1 de 6.21 a 6.0, por lo que también su alfa

disminuye de 0.29 a 0.16; en el reactor-2 se observó un ligero incremento en su pH y alfa obteniendo valores de 6.3 y 0.26 respectivamente. Debido a que el comportamiento de los reactores sigue siendo el mismo hasta el día 25, se decide adicionar al influente 2 g  $\text{NaHCO}_3/\text{L}$  para evitar la acidificación del reactor-1. A partir del día 28 de operación se observa una respuesta favorable del sistema, el pH como su alfa en ambos reactores se incrementan gradualmente, alcanzando valores de pH de 6.78 para el reactor-1 y de 7.5 para el reactor-2 (día 38). Los valores promedio de pH en el efluente del reactor-1 fue de 6.6 (fig. A.2) y de 7.25 en el efluente del reactor-2 (fig. A.3).

La alcalinidad total del influente (fig. A.4) al inicio era de 184.5 mg/L  $\text{CaCO}_3$ ; con la adición de  $\text{NaHCO}_3$  aumenta hasta un valor promedio de 1225 mg/L  $\text{CaCO}_3$ , ayudando con esto a la recuperación del proceso anaerobio. Se observa un fuerte incremento en las alcalinidades de los efluentes de ambos reactores, lográndose controlar la acidificación de los reactores principalmente la del reactor-2. Los valores promedio de alcalinidad total obtenidos fueron: 1067 mg/L  $\text{CaCO}_3$  en el reactor-1 (fig. A.5) y 1322 mg/L  $\text{CaCO}_3$  en el reactor-2 (fig. A.6).

Del mismo modo, en las figuras A.8 y A.9 se puede apreciar que a partir del día 23 de operación con la adición de bicarbonato de sodio hay un incremento en los valores de alfa en ambos efluentes, llegando a valores de 0.43 para el

reactor-1 y 0.66 para el reactor-2, siendo más evidente su incremento en este último; el valor obtenido en el reactor-1 indica que operó como un reactor ligeramente acidogénico, mientras que el reactor-2 se llevó a cabo la metanogénesis.

La cantidad de materia orgánica contaminante que tuvo el influente fue de: 3386 mg/L en DQOt y 1712 mg/L en DQOs. En el efluente del reactor-1 se determinó una concentración de 2553 mg/L en DQOt (fig. A.9) valor que prácticamente no varió durante este estudio y 2222 mg/L en DQOs (fig. A.10), con una eficiencia de remoción del 24% en DQOt (fig. A.11). En DQOs se observa un aumento desde el día 28 de operación llegando a un valor máximo del 30% (fig. A.12); en promedio logró remover el 22% de DQOs.

El comportamiento que mostró el reactor-1 con respecto a su producción de biogás (fig. A.21) fue un incremento hasta un valor de 0.249 L CH<sub>4</sub>/d a TPN, pero desde el día 33 de operación tiende a disminuir llegando a un valor de 0.059 L CH<sub>4</sub>/d (TPN) con un contenido del 56.4% de metano, confirmando con esto su funcionamiento como reactor acidogénico y trayendo como consecuencia la poca producción de biogás. La conversión de metano lograda por el reactor es de 0.038 L CH<sub>4</sub>/g DQO<sub>removida</sub> (fig. A.22).

La tendencia que presentaron las gráficas de DQO del reactor-2 (figuras A.13 y A.14) entre los días 20 y 25 fue hacia el incremento; esto se debe a que gran parte de la biomasa estaba inhibida por la acumulación de AGV en el medio

(Tabla 4.9), originando con esto que la cantidad de materia orgánica presente en el efluente del reactor-2 no sea degradada en su mayor parte. Después del día 25 se muestra claramente la recuperación del sistema, donde la cantidad de DQO presente en el efluente empieza a disminuir, hasta valores de 1082 mg/L en DQOt y 782 mg/L en DQOs.

Las figuras A.15 y A.16 muestran un ligero incremento en la remoción de DQO, pero es hasta los últimos días de operación en donde el reactor-2 alcanza su máxima remoción, siendo del orden del 66.67% de DQOt y 69.23% de DQOs (día 39), con una producción de biogás de 1.842 L CH<sub>4</sub>/d (día 38) y un contenido del 75.7 % de metano (fig. A.23).

Analizando el proceso en forma global (UASB-1 + UASB-2) se logró remover el 74% de DQOt (fig. A.19) y 77% en DQOs (fig. A.20). La cantidad máxima de biogás producido fue de 1.9 L CH<sub>4</sub>/d (fig. A.25) con una tasa de conversión de sustrato a metano de 0.193 L CH<sub>4</sub>/g DQO<sub>removida</sub> (fig. A.26).

Se adicionaron cantidades conocidas de H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> y NH<sub>4</sub>Cl para satisfacer la relación 400 DQO/ 5 N/ 1 P el día 23. La cantidad de fósforo requerido fue de 8.62 mg/L y de nitrógeno 43 mg/L. También se empezó adicionar micronutrientes metálicos el día 30 (15/04/92):

Co: 0.5 mg/L  
Cu: 0.5 mg/L  
Ni: 0.5 mg/L  
Mo: 0.5 mg/L  
Fe: 5 mg/L

En este periodo no se observa una retención clara de algún metal; el sodio se encuentra en mayor concentración en los efluentes debido a la adición de bicarbonato de sodio y el molibdeno se encuentra en concentraciones relativamente altas en el agua original, Tabla A.11 del Anexo.

La Tabla 4.2, muestra un resumen de los resultados obtenidos durante el segundo periodo de alimentación del sistema con el influente Uva - Fresa.

**TABLA 4.2. RESUMEN DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN EL ESTUDIO DEL INFLUENTE UVA - FRESA (Segundo Periodo U-F).**

REACTOR	pH	Alc. 5.75 mg/L CaCO <sub>3</sub>	Alc.4.3 mg/L CaCO <sub>3</sub>	ALFA	DQOt mg/L
UASB-1	6.6	464.7	1067.0	0.43	2553
UASB-2	7.25	881.5	1322.0	0.66	1002

DQOs mg/L	% Ef. global en DQOt	% EF. global en DQOs	BIOGAS L CH <sub>4</sub> /d	T. C. LCH <sub>4</sub> /gDQO <sub>rea</sub>
2222	74.0	77.14	1.90	0.193
782				

ST mg/L	STV mg/L	STF mg/L	SST mg/L	SSV mg/L	SSF mg/L
2798.7	1177.4	1621.3	130.0	50.0	80.0
2250.7	990.7	1260.0	163.0	90.0	73.0

#### 4.3 TERCER PERIODO : INFLUENTE NARANJA - CARAMELO (N-C).

El día 40 (25/04/92) y 41 (26/04/92) se vuelve a alimentar con el influente Naranja-Caramelo, debido a que no se había recibido aún el influente Pepsicola. Al regresar con este influente, se tiene un valor de pH igual a 7.14 (fig. A.1) y una alcalinidad total de 656 mg/L CaCO<sub>3</sub> en promedio (fig. A.4).

El pH del reactor-1 fue de 6.9 (fig. A.2) y del reactor-2 de 7.34 (fig. A.3), con alcalinidades totales de 533 mg/L CaCO<sub>3</sub> (fig. A.5) y 758.5 mg/L CaCO<sub>3</sub> (fig. A.6), respectivamente. Los valores de alfa son: 0.46 para el reactor-1 (fig. A.7) con una tendencia a aumentar y 0.75 para el reactor-2 (fig. A.8).

La cantidad de materia orgánica contaminante que tuvo el influente fue de 2462 mg/L DQOt y 1070.3 mg/L DQOs.

El efluente del reactor-1 tuvo un valor de 1723 mg/L en DQOt (fig. A.9) lográndose remover el 34.4% de DQOt (fig. A.11) y 1415 mg/L en DQOs (fig. A.10) presentando una eficiencia de remoción del 27.9% (fig. A.12). La producción de biogás en el reactor-1 es de 0.349 L CH<sub>4</sub>/d (fig. A.21) con un contenido del 76.2% en metano y una tasa de conversión de 0.074 L CH<sub>4</sub>/g DQOremovida (fig. A.22).

El reactor-2 tuvo a su salida 872 mg/L en DQOt (fig. A.13) alcanzando una eficiencia de remoción del 46.4% (fig. A.15) y 759 mg/L de DQOs (fig. A.14) removiendo un 35.48% de la

materia orgánica soluble (fig. A.16). Se obtuvo una producción de 0.661 L CH<sub>4</sub>/d (fig. A.23) con un contenido del 79.7% de metano y una tasa de conversión de sustrato a metano de 0.159 L CH<sub>4</sub>/g DQO<sub>removida</sub> (fig. A.24).

Como sistema global se tuvieron eficiencias de remoción del 64.5% en DQOt (fig. A.19) y 55.5% de DQOs (fig. A.20), con una producción de biogás de 1.009 L CH<sub>4</sub>/d (fig. A.25) y una tasa de conversión de sustrato a metano de 0.018 L CH<sub>4</sub>/g DQO<sub>removida</sub> (fig. A.26).

Se adicionó desde el día 40 de operación micronutrientes (Co, Cu, Ni, Mo y Fe) y macronutrientes (H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> y NH<sub>4</sub>Cl).

La Tabla 4.3, muestra un resumen de los resultados obtenidos durante el tercer periodo de alimentación del sistema con el influente Naranja-Caramelo.

TABLA 4.3. RESUMEN DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN EL ESTUDIO DEL INFLUENTE NARANJA-CARAMELO (Tercer Periodo N-C).

REACTOR	pH	Alc. 5.75 mg/L CaCO <sub>3</sub>	Alc. 4.3 mg/L CaCO <sub>3</sub>	ALFA	DQOt mg/L
UASB-1	6.9	225.5	492.0	0.46	1723
UASB-2	7.34	430.5	574.0	0.75	872
DQOs mg/L	% Ef. global en DQOt	% EF. global en DQOs	BIOGAS L CH <sub>4</sub> /d	T. C. LCH <sub>4</sub> /gDQO <sub>rem</sub>	
1415	64.5	55.5	1.009	0.018	
759					

**4.4 CUARTO PERIODO : INFLUENTE PEPSICOLA (P).** El día 42 (27/04/92) se empieza a alimentar el sistema con concentrado de Pepsicola, presentando marcadas diferencias en relación a las dos mezclas precedentes. Debido al pH ácido (pH = 4.01) y alcalinidad nula que presentó el influente fue necesario adicionar desde el principio bicarbonato de sodio (0.75 g/L influente) para elevar su valor de pH hasta 6.32 (fig. A.1).

Además se añadieron nutrientes:

- se adicionó macronutrientes a partir del día 43 ( 28/04/92 ) : 0.7 g(NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub>/L influente y 0.0057 ml H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>/L influente.
- y micronutrientes metálicos a partir del día 42 (27/04/92):

Co: 0.5 mg/L  
Cu: 0.5 mg/L  
Ni: 0.5 mg/L  
Mo: 0.5 mg/L  
Fe: 5 mg/L

Operando bajo estas condiciones, al día siguiente (día 43) los pH de ambos reactores disminuyeron hasta un valor de 5.93 (reactor-1, fig. A.2) y 6.6 en el efluente del reactor-2 (fig. A.3), con valores alfa de 0.12 y 0.66 respectivamente. A causa de la acidificación que mostró el reactor-1 se tuvo que adicionar más NaHCO<sub>3</sub> al influente (1.3 g/L) llevándolo a un valor de pH igual a 7.06. Los valores de pH que presentaron ambos reactores el día 44 aún fueron bajos, 5.86 reactor-1 y 6.64 reactor-2. Siendo

insuficiente ésta cantidad se tuvo que adicionar por tercera vez, más  $\text{NaHCO}_3$  (6 g/L) elevando el pH del influente hasta un valor de 7.83 (día 44). Con esta cantidad de  $\text{NaHCO}_3$  se consiguió la recuperación del sistema el día 45, pero como la cantidad de  $\text{NaHCO}_3$  adicionado al influente era muy grande, se decidió aprovechar la alcalinidad producida por el reactor-2 para limitar la adición externa de bicarbonatos en el influente, por lo que se incorporó un sistema con recirculación.

Los días 45 y 46 se operó con una recirculación del 100% (no se alimentó con agua residual Pepsicola). El comportamiento que mostró el sistema en estos días, es un fuerte incremento en el pH del reactor-1 y del reactor-2 llegando a valores de 8.42 y 8.21 respectivamente. Los valores de alcalinidad total que se tuvieron en estos días fueron de: 448 mg/L  $\text{CaCO}_3$  para el reactor-1 (fig. A.5) con un valor de alfa igual a 0.76 (fig. A.7) y 3567 mg/L  $\text{CaCO}_3$  para el reactor-2 (fig. A.6) teniendo un valor de alfa igual a 0.87 (fig. A.8), lo que indica una respuesta favorable del sistema.

A partir del día 47 de operación se empezó a alimentar con una recirculación del 50%, es decir se alimenta con 50% del influente y el 50% restante con el efluente del reactor-2, reduciendo a la mitad el gasto de alimentación de agua bruta ( $Q = 2$  ml/min). El pH del agua residual Pepsicola se llevó hasta un valor de 6.72 adicionando 1.2 g  $\text{NaHCO}_3$ /L; con esto se pretendía evitar una inhibición por pH altos. Se observa

que los valores de pH tan altos que se habían alcanzado (día 46) empiezan a disminuir llegando a valores de 7.02 reactor-1 y 7.38 reactor-2 (día 48).

Desde el día 49, el pH del influente se llevó a un valor de 6.6 adicionando 0.76 g  $\text{NaHCO}_3/\text{L}$  y se continuó recirculando el 50% del efluente del reactor-2. Estas condiciones prevalecieron hasta el final del periodo Pepsicola. La figura A.2 muestra cómo el pH del efluente del reactor-1 se situó en 6.81, mientras que el pH del reactor-2 tuvo una tendencia a disminuir logrando valores promedio de 7 (fig. A.3). Los valores de alcalinidad total obtenidos son: 461 mg/L  $\text{CaCO}_3$  para el influente (fig. A.4), 972 mg/L  $\text{CaCO}_3$  en el efluente del reactor-1 (fig. A.5) con un valor de alfa igual a 0.58 (fig. A.7) y de 1199 mg/L  $\text{CaCO}_3$  (fig. A.6) con alfa igual a 0.73 para el reactor-2 (fig. A.8).

El valor promedio de DQO que tuvo el influente fue de 11894 mg/L DQOt y 10955 mg/L DQOs. El reactor-1 presentó un valor de 9423 mg/L de DQOt (fig. A.9) y 8901 mg/L de DQOs (fig. A.10), las eficiencias de remoción que se obtuvieron para este reactor son de 23.5% en DQOt (fig. A.11) y 18.44% en DQOs (fig. A.12).

La producción de biogás en el reactor-1 sólo fue de 0.0334 L  $\text{CH}_4/\text{d}$  a TPN (fig. A.21), con un 54% de metano en el biogás y 0.0020 L  $\text{CH}_4/\text{g DQO}_{\text{removida}}$  como tasa de conversión (fig. A.22).

El reactor-2 tuvo un valor de 8691 mg/L en DQOt (fig. A.13) y 8354 mg/L en DQOs (fig. A.14). La tendencia que muestra el reactor-2 con respecto a su eficiencia de remoción es a disminuir llegando a un valor de 9.78% en DQOt (fig. A.15, día 57) y de 1.82% en DQOs (fig. A.16, día 57). La máxima producción de metano que se tuvo fue el día 50 de operación (1.52 L/d CH<sub>4</sub> a TPN); después de este día se observa una disminución, llegando a un valor de 1.17 L CH<sub>4</sub>/d (día 57) con un contenido del 75.4% de metano y una tasa de conversión de sustrato a metano de 0.251 L CH<sub>4</sub>/g DQO<sub>removida</sub> (fig. A.24).

Los valores de remoción obtenidos por el sistema global disminuyen, llegando a valores de: 29.5% en DQOt (fig. A.19) y 23.45% en DQOs (fig. A.20), con una producción de biogás de 1.2 L CH<sub>4</sub>/ d a TPN (fig. A.25) y una tasa de conversión del 0.065 L CH<sub>4</sub>/g DQO<sub>removida</sub> (fig. A.26).

La Tabla 4.4, muestra un resumen de los resultados obtenidos durante el cuarto periodo de alimentación del sistema con el influente Pepsicola.

**TABLA 4.4. RESUMEN DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN EL ESTUDIO DELx INFLUENTE PEPSICOLA CON UNA RECIRCULACION DEL 50% (Cuarto Periodo P).**

REACTOR	pH	Alc. 5.75 mg/L CaCO <sub>3</sub>	Alc. 4.3 mg/L CaCO <sub>3</sub>	ALFA	DQOt mg/L
UASB-1	6.81	553.5	972.8	0.57	9423
UASB-2	7.0	738.0	1199.0	0.73	8691

DQOs mg/L	% Ef. global en DQOt	% EF. global en DQOs	BIOGAS L CH <sub>4</sub> /d	T.C. LCH <sub>4</sub> /gDQO <sub>re</sub> a
8901	29.5	23.45	1.200	0.065
8354				

ST mg/L	STV mg/L	STF mg/L	SST mg/L	SSV mg/L	SSF mg/L
9253.0	4778.0	4475.0	805.0	595.0	210.0
8344.0	4462.0	3882.0	550.0	400.0	150.0

**4.5 QUINTO PERIODO : INFLUENTE NARANJA - CARAMELO (N-C).**

El día 58 (14/05/92) de operación se vuelve a alimentar por tercera vez con Naranja - Caramelo, adicionando micronutrientes: 0.5 mg/L (Co, Cu, Ni y Mo) y 5 mg/L Fe .

A pesar de permanecer en refrigeración por dos meses, el aspecto que presentó fue diferente. A simple vista se observó un cambio de color, pasando de naranja a un color negro-verdoso y con un alto contenido de sólidos.

El influente tuvo un pH de 7.0 (fig. A.1), el pH del efluente

del reactor-1 (fig. A.2) y del reactor-2 (fig. A.3) tienden a aumentar y finalmente a estabilizarse en un valor promedio de 7.13 y 7.25 respectivamente.

Los valores de alcalinidad determinados en este influente (fig. A.4) fueron diferentes a los que se habían obtenido anteriormente, lo que indica que la materia orgánica presente en el agua residual sufrió alguna transformación en su composición química originando con esto un aumento en su alcalinidad, teniendo valores de 1411 mg/L  $\text{CaCO}_3$ .

En los efluentes el aumento de alcalinidad no varió demasiado (fig. A.5 y A.6); las alcalinidades totales obtenidas fueron de 524 mg/L  $\text{CaCO}_3$  para el reactor-1 y 687 mg/L  $\text{CaCO}_3$  para el reactor-2. Se puede observar que los reactores no produjeron alcalinidad.

El alfa del reactor-1 tiende a aumentar hasta un valor de 0.54 (fig. A.7); mientras que el reactor-2 no alteró su valor de alfa ( $\alpha=0.71$ ) con el cambio de influente (fig. A.8).

Se midió una DQOt en el influente de 2590 mg/L y de 1637 mg/L de DQOs. El efluente del reactor-1 tuvo una DQOt de 1974 mg/L (fig. A.9) y 1491 mg/L en DQOs (fig. A.10). La cantidad de DQOt removida por el reactor-1 (fig. A.11) pasó de un valor de 19.44% (día 59) hasta un valor de 27.13% (día 65), que es el valor máximo que se alcanzó en este reactor. Para la DQOs (fig. A.12) no presentó una clara tendencia al principio, ya que aumenta hasta un valor del 19.05% de eficiencia (día 64)

pero después disminuye a 7.89% (día 65).

La cantidad de materia orgánica que se determinó a la salida del reactor-2 fue de 1892 mg/L en DQOT (fig. A.13) y 963 mg/L en DQOs (fig. A.14).

El biogás producido por el reactor-1 (fig. A.21) disminuye hasta un valor de 0.004 L CH<sub>4</sub>/d (día 60 y 61). Una vez recuperado el proceso anaerobio alcanza valores similares a los que se habían obtenido anteriormente 0.132 L CH<sub>4</sub>/d (día 64) con un contenido del 67.38% de metano. La tasa de conversión de sustrato a metano (fig. A.22) en el reactor-1 presenta el mismo comportamiento, pasando de un valor mínimo de 0.001 L CH<sub>4</sub>/g DQO<sub>removida</sub> (día 61) hasta un valor de 0.048 L CH<sub>4</sub>/g DQO<sub>removida</sub> (día 64).

La producción de biogás en el reactor-2 tiende a disminuir hasta llegar a un valor de 0.36 L CH<sub>4</sub>/d (fig. A.23) con un contenido del 77% de metano y una tasa de conversión de sustrato a metano de 0.281 L CH<sub>4</sub>/g DQO<sub>removida</sub> (fig. A.24).

El sistema global logró una eficiencia de remoción en DQOT promedio del 45.65% (fig. A.19) y un 40.4% en DQOs (fig. A.20); sin embargo se puede observar que los tres primeros días que se alimentó este influente (días 58, 59 y 60) la eficiencia de remoción cayó, no habiendo remoción el día 59 debido a la influencia del agua Pepsicola. Al final del periodo se obtuvo un 59.8% en la remoción de la DQOT, valor cercano al obtenido en el primer periodo.

El sistema global produjo 0.462 L CH<sub>4</sub>/d (fig. A.25) con una tasa de conversión de 0.065 L CH<sub>4</sub>/g DQO<sub>removida</sub> (fig. A.26).

En general se pudo apreciar que el sistema global logra recuperar las mismas condiciones previamente alcanzadas en el primer periodo, tomando para esto alrededor de seis días.

La Tabla 4.5, muestra un resumen de los resultados obtenidos durante el quinto periodo de alimentación del sistema con el influente Naranjas-Caramelo.

**TABLA 4.5. RESUMEN DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN EL ESTUDIO DEL INFLUENTE NARANJA-CARAMELO (Quinto Periodo N-C ).**

REACTOR	pH	Alc. 5.75 mg/L CaCO <sub>3</sub>	Alc. 4.3 mg/L CaCO <sub>3</sub>	ALFA	DQOt mg/L
UASB-1	7.13	235.8	524.0	0.54	1974
UASB-2	7.25	486.9	687.0	0.71	1092

DQOs mg/L	% Ef. global en DQOt	% EF. global en DQOs	BIOGAS L CH <sub>4</sub> /d	T.C. LCH <sub>4</sub> /gDQO <sub>rea</sub>
1491	45.65	40.4	0.462	0.065
963				

ST mg/L	STV mg/L	STF mg/L	SST mg/L	SSV mg/L	SSF mg/L
2160.0	1064.0	1096.0	577.0	343.0	233.0
1626.0	714.0	912.0	360.0	273.0	87.0

**4.6 SEXTO PERIODO : INFLUENTE PEPSICOLA (P).** El día 66 (21/05/92) se decidió operar de nuevo con el influente Pepsicola, con adición de micronutrientes (Co, Cu, Ni, Mo y Fe). El gasto es reducido a la mitad ( $Q = 2 \text{ ml/min}$ ) y no se incorpora recirculación al sistema, ya que en este periodo se pretendía operar el sistema como un proceso en dos etapas, con el reactor-1 acidogénico y el reactor-2 metanogénico.

Como ya se había mencionado, el pH de este influente es ácido, por lo que se tiene que adicionar desde el inicio  $\text{NaHCO}_3$  (1 g/L). Su pH fue llevado a 6.52 (fig. A.1) con una alcalinidad total de 560.3 mg/L  $\text{CaCO}_3$  en promedio (fig. A.4). Al no haber contribución de alcalinidad por la recirculación del efluente del reactor-2, el pH del reactor-1 (fig. A.2) como el del reactor-2 (fig. A.3) tienden a disminuir hasta un valor de 6.0 y 7.0 respectivamente.

El valor de alcalinidad total del reactor-1 (fig. A.5) se mantuvo en 656 mg/L  $\text{CaCO}_3$  durante los tres últimos días de este periodo. Sin embargo no sucede lo mismo para la Alc.s.75, ya que los valores tienden a disminuir hasta un valor de 61.5 mg/L  $\text{CaCO}_3$ , indicando acumulación de AGV en el efluente del reactor-1 (Tabla 4.9) y como consecuencia el valor alfa también disminuye hasta un valor de 0.09 (fig. A.7). Por lo tanto, el reactor-1 presenta acidificación a partir del día 69 (25/05/92) de operación, teniendo un valor de alfa igual a 0.35, sin que el reactor-2 se vea afectado con un valor alfa igual a 0.7.

La alcalinidad total y la alcalinidad útil del reactor-2 (fig. A.6) disminuyen pero la diferencia en ambas se conserva, por lo que este reactor no presenta acidificación; el valor de Alc.  $\alpha$  alcanzado es de 984 mg/L  $\text{CaCO}_3$ . Del mismo modo, el valor alfa del reactor-2 (fig. A.8) también tiende a disminuir hasta un valor de 0.63.

Como se observa en las figs. A.9 y A.10; la cantidad de materia orgánica que se determinó en el efluente del reactor-1 tiende a aumentar hasta el grado de obtener el mismo valor del influente con que es alimentado (día 75). Este comportamiento es confirmado con las gráficas de eficiencia de remoción de DQOt y DQOs que presentó el reactor-1 (figs. A.11 y A.12), por lo que se tiene una clara tendencia a disminuir conforme se presenta la acidificación del reactor hasta el grado de no remover materia orgánica (0% en eficiencia de remoción), como era de esperarse.

La concentración de materia orgánica que se determinó en el efluente del reactor-2 tiende a incrementarse hasta el día 71, a partir de éste instante se mantiene casi constante a lo largo del periodo, llegando a valores de 8186 mg/L en DQOt (fig. A.13) y de 7779 mg/L en DQOs (fig. A.14). La eficiencia de remoción de DQO disminuye hasta un valor de 17.86% en DQOt (fig. A.15) y 15% en DQOs (fig. A.16).

La cantidad de biogás producido (fig. A.21) como la tasa de conversión de sustrato a metano (fig. A.22) del reactor-1,

presenta una disminución gradual; los valores obtenidos son de 0.203 L CH<sub>4</sub>/d con un contenido del 42.8% de metano y de 0.048 L CH<sub>4</sub>/g DQO<sub>removida</sub>. El reactor-2 presenta un ligero incremento, llegando a un valor de 0.899 L CH<sub>4</sub>/d (fig. A.23) con un contenido del 53.2% de metano y una tasa de conversión de sustrato a metano de 0.094 L CH<sub>4</sub>/g DQO<sub>removida</sub> (fig. A.24).

El porcentaje de remoción del proceso global tiende a disminuir llegando a un valor de 17.86% en DQOt (fig. A.19) y 15% en DQOs (fig. A.20). La producción de biogás fue de 0.87 L CH<sub>4</sub>/d (fig. A.25) con una tasa de conversión de sustrato a metano de 0.056 L CH<sub>4</sub>/g DQO<sub>removida</sub> (fig. A.26).

La Tabla 4.6, muestra un resumen de los resultados obtenidos durante el sexto periodo de alimentación del sistema con el influente Pepsicola.

**TABLA 4.6. RESUMEN DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN EL ESTUDIO DEL INFLUENTE PEPSICOLA (Sexto Periodo P).**

REACTOR	pH	Alc. 5.75 mg/L CaCO <sub>3</sub>	Alc4.3 mg/L CaCO <sub>3</sub>	ALFA	DQot mg/L
UASB-1	6.0	61.5	687.0	0.09	9851
UASB-2	7.0	635.0	984.0	0.63	8186

DQOs, mg/L	% Ef. global en DQot	% EF. global en DQOs	BIOGAS L CH <sub>4</sub> /d	T.C. LCH <sub>4</sub> /gDQO <sub>rem</sub>
9378	17.86	15.0	0.87	0.056
7779				

ST mg/L	STV mg/L	STF mg/L	SST mg/L	SSV mg/L	SSF mg/L
8740.0	4108.0	4632.0	1330.0	1070.0	337.0
7755.0	5001.0	2754.0	537.0	417.0	120.0

**4.7 OTROS RESULTADOS.** Con respecto al color se lograron eficiencias de remoción, del 71% para el agua residual Naranja-Caramelo. El color registrado para el influente es de 10417 unidades en la escala de Pt/Co y se obtiene a la salida de 3000 unidades en la misma escala. Al influente Uva-Fresa no fue posible determinar la cantidad de color removido por el sistema, debido a que la escala Pt/Co no es capaz de medir el color ligeramente rosa que presentó el influente, pero el efluente del reactor-2 tuvo un valor de 2417 unidades. La cantidad de color removido por el sistema para el influente

Pepsicola fue del 9.4%: el color que presentó Pepsicola es de 55000 unidades Pt/Co y el efluente es de 50000 unidades Pt/Co.

Las características del lodo final fueron:

REACTOR-1	REACTOR-2
SST: 29835 mg/L	SST: 37645 mg/L
SSV: 18900 mg/L	SSV: 24420 mg/L
SSF: 10935 mg/L	SSF: 13225 mg/L

Al finalizar el estudio se realizó una especiación de metales al lodo de cada reactor, los resultados se reportan en las Tablas 4.7 y 4.8.

Al comparar la tabla de especiación de metales del lodo inicial (Tabla 3.1) con las tablas anteriores, se observa en el reactor-1 que el calcio se acumuló en forma de metal intercambiable en un 151% y en forma de carbonato en un 45%. El magnesio se acumuló como metal adsorbido en 58%, ligado a materia orgánica en 276%, en forma de carbonatos en 11% y en 128% en forma de sulfuros.

La acumulación de hierro se presentó en todas las formas de metales reportadas. Se acumuló en 2160% como metal intercambiable, en 4325% como metal adsorbido, ligado a materia orgánica en 736%, como carbonato en 554% y en forma de sulfuro 117%.

Por su parte, la acumulación de zinc fue de 233% en forma de metal intercambiable, como metal adsorbido se acumuló en 44%, como metal ligado a materia orgánica en 62%, en forma de

**TABLA 4.7. ESPECIACION DE METALES DEL LODO FINAL (UASB-1).**

µg/g SST	METALES INTERCAMBIABLES	METALES ADSORBIDOS	METALES LIGADOS A MATERIA ORGANICA	METALES EN FORMA DE CARBONATOS	METALES EN FORMA DE SULFUROS
Ca	194.0	ND	ND	44.6	ND
Mg	16.6	6.8	3.2	20.0	16.2
Fe	140.1	444.0	281.0	448.0	447.0
Zn	1.0	1.3	8.1	8.4	37.5
Cu	ND	0.3	1.0	1.3	11.1
Co	1.3	7.0	3.0	7.7	8.7
Cd	1.0	1.2	1.8	2.0	2.1
Ni	2.3	9.0	6.4	7.4	8.0

ND: No Detectado

**TABLA 4.8. ESPECIACION DE METALES DEL LODO FINAL (UABS-2).**

µg/g SST	METALES INTERCAMBIABLES	METALES ADSORBIDOS	METALES LIGADOS A MATERIA ORGANICA	METALES EN FORMA DE CARBONATOS	METALES EN FORMA DE SULFUROS
Ca	119.5	ND	ND	125.0	8.7
Mg	14.6	3.4	2.4	16.6	12.2
Fe	92.7	365.3	189.1	347.0	322.5
Zn	0.5	0.9	2.7	5.7	28.3
Cu	ND	ND	0.5	0.3	11.9
Co	0.5	3.2	1.3	2.1	4.0
Cd	0.9	1.1	1.5	1.5	1.7
Ni	0.8	4.5	3.2	3.5	3.2

ND: No Detectado

ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA

carbonatos la acumulación fue de 236% y un 1604% como sulfuro. El cadmio tuvo una acumulación de 43% en forma de carbonatos y de 62% en forma de sulfuro.

El níquel se acumuló en las diversas formas, 2% como metal intercambiable, en 9% como metal adsorbido, 6% ligado a materia orgánica, 7% como carbonato y en forma de sulfuro el 8%.

En el reactor-2, el calcio se acumuló en 55% como metal intercambiable y en 98% en forma de sulfuros. La acumulación del magnesio fue de 182% como metal ligado a materia orgánica y en 72% como sulfuro.

El hierro se acumuló también en fuertes cantidades; en 1395% como metal intercambiable, en 3076% como metal adsorbido, como metal ligado a materia orgánica en 463%, en forma de carbonatos 406.5% y como sulfuros en 56%. El zinc se acumuló en forma de metal intercambiable en 67% en forma de carbonato y sulfuro en 128% y 1186% respectivamente, y el cadmio se acumuló en forma de metal adsorbido en 167% y en 30.8% en forma de sulfuro. La acumulación del Ni fue de 4% como metal adsorbido de 3.5% como metal en forma de carbonato y en 3.2% como metal ligado materia orgánica y en forma de sulfuro.

TABLA 4.9. ACIDOS GRASOS VOLATILES (Acido acético, propiónico y butírico, expresados en mg/L). ( --- NO DETECTADO )

DIA	FECHA	REACTOR UASB-1			REACTOR UASB-2		
		Ac.	Prop.	But.	Ac.	Prop.	But.
Uva-Fresa							
22	07/04/92	---	498.5	---	---	603.6	---
23	08/04/92	---	920.4	23.5	---	752.8	9.6
25	10/04/92	---	1585.5	---	21.1	1350.3	7.8
28	13/04/92	58.5	1568.8	---	35.1	1424.4	13.1
29	14/04/92	27.2	1352.2	---	35.1	1396.9	---
30	15/04/92	35.1	1652.0	---	35.1	1110.6	---
31	16/04/92	58.5	1780.1	---	46.8	920.4	---
32	17/04/92	38.0	1295.7	---	38.0	791.4	---
35	20/04/92	27.0	1243.0	---	58.5	236.0	---
36	21/04/92	24.1	1575.7	---	148.5	227.6	---
37	22/04/92	---	1499.4	---	137.0	156.2	---
38	23/04/92	---	1602.0	---	89.7	313.8	---
39	24/04/92	48.0	1459.4	---	23.4	144.1	---
Pepsicola (cuarto periodo)							
44	29/04/92	387.0	326.0	92.9	44.0	24.4	---
46	01/05/92	200.0	96.7	11.8	21.0	---	---
47	02/05/92	89.0	46.0	---	27.0	---	---
48	03/05/92	359.0	184.2	9.9	34.0	---	---
49	04/05/92	294.0	169.0	21.7	41.0	---	---
50	05/05/92	493.0	253.1	23.7	44.0	---	---
51	06/05/92	291.0	149.3	19.7	31.0	---	---
52	07/05/92	322.0	171.0	35.3	33.0	---	---
53	08/05/92	253.0	124.9	23.7	27.0	---	---
54	09/05/92	226.0	118.4	31.5	24.0	---	---
55	11/05/92	195.0	96.7	21.9	31.0	---	---
56	12/05/92	182.0	96.6	27.8	---	---	---
57	13/05/92	154.0	74.5	23.7	---	---	---
Naranja-Caramelo (quinto periodo)							
59	15/05/92	270.0	164.4	---	---	---	---
60	16/05/92	274.0	166.6	---	---	---	---
63	18/05/92	244.4	155.7	---	---	---	---
65	20/05/92	211.1	155.7	---	---	---	---
Pepsicola (sexto periodo)							
66	21/05/92	---	142.8	---	---	---	---
67	22/05/92	332.0	359.8	17.1	---	---	---
68	23/05/92	311.0	320.3	23.7	---	---	---
70	25/05/92	256.0	274.3	41.4	---	---	---
71	26/05/92	276.9	309.1	59.1	---	---	---
72	27/05/92	205.0	236.8	51.5	---	---	---
73	28/05/92	362.0	350.8	90.6	10.0	5.9	---
75	30/05/92	410.0	335.4	72.9	20.5	13.2	---

## 5.0 DISCUSION

El arranque de los reactores se efectuó alimentando el sistema con la mezcla naranja-caramelo. En las gráficas de alcalinidad (figuras A.5 y A.6), siguiendo la evolución de la Alc. s.7s (debida a  $\text{HCO}_3^-$ ) se puede apreciar la fase de adaptación del inóculo al sustrato. Comparando la alcalinidad total del influente (448 mg/L  $\text{CaCO}_3$ ) con la de los efluentes (517 mg/L  $\text{CaCO}_3$  reactor-1 y 566 mg/L  $\text{CaCO}_3$  reactor-2), se muestra un incremento por lo que se tiene una respuesta favorable del sistema; los valores de alcalinidad obtenidos durante este periodo son estables.

La relación alfa muestra la capacidad amortiguadora real del sistema establecido por el equilibrio que existe entre los diversos grupos de bacterias, acidogénicas y metanogénicas. Los valores de alfa obtenidos (0.64 reactor-1 y 0.74 reactor-2) en el tratamiento anaerobio de este influente se encuentran arriba de 0.5 (valor límite, donde la cantidad de bicarbonatos presentes en el sistema empieza a ser limitada), lo cual indica que ambos reactores no presentan problemas de

acidificación. Cuando se tiene un valor de  $\alpha \geq 0.7$  se garantiza que no hay acumulación de AGV's; este valor se considera como un indicador correcto del balance de la digestión anaerobia (Jenkins et al., 1991).

La producción interna de alcalinidad depende del tipo de agua residual y de la concentración de sustrato con que se alimenta el proceso anaerobio. Se tendrá un incremento importante mientras más concentrada sea el agua residual y el estado de oxidación del carbono orgánico sea mayor (forma más oxidada) ya que se favorece la producción de  $\text{CO}_2$ .

Como las características de un lodo acidogénico no son granulares y sedimentables, se decidió empacar parcialmente el reactor-1, siendo un reactor del tipo híbrido (UASB + FA). Con esto se pretendía evitar la evacuación de la biomasa si el reactor presentaba una acidificación drástica.

Cuando se alimentó con el influente uva-fresa, a pesar de tener un valor de pH de 7, éste carecía de alcalinidad ( $184.5 \text{ mg/L CaCO}_3$ ) por lo que al transcurrir el primer día de operación se observa un cambio brusco con respecto al comportamiento que había presentado el sistema anteriormente. Con el fin de ayudar a la recuperación del proceso anaerobio, se adicionó diferentes cantidades de bicarbonato de sodio al influente.

Comparando la alcalinidad total promedio del influente ( $1225 \text{ mg/L CaCO}_3$ ) con la de los efluentes ( $1867 \text{ mg/L CaCO}_3$  reactor-

1 y 1322 mg/L CaCO<sub>3</sub> reactor-2) se observa que el reactor-1 no produce alcalinidad. Por otro lado, la diferencia entre la Alc.5.75 (464.7 mg/L CaCO<sub>3</sub>) y la Alc.4.3 (1067 mg/L CaCO<sub>3</sub>) con alfa de 0.44, del reactor-1 es apreciable y por lo tanto la cantidad de AGV's presentes en el medio es considerable (39.55 mg/L de ácido acético y 1510.3 mg/L de ácido propiónico Tabla 4.9).

Se puede observar en las figuras A.7 y A.8 que a partir del día 32 de operación en adelante, el sistema global prácticamente se dividió en dos fases. El valor promedio de alfa obtenido en el reactor-1 ( $\alpha=0.46$ ) indica que operó como un reactor acidogénico, mientras que el reactor-2 ( $\alpha=0.75$ ) funcionó como un reactor metanogénico.

Una de las razones principales por lo que el reactor-1 tiende a ser acidogénico es la carga orgánica aplicada; en el caso del influente uva-fresa la Bv para este reactor fue de 6.8 Kg DQO/m<sup>3</sup>d.

La eficiencia de remoción (figs. A.11 y A.12) es baja, por lo que la cantidad de materia orgánica presente en el efluente del reactor-1 (figs. A.9 y A.10) se mantiene casi constantes a lo largo de este periodo. El comportamiento anterior se debe a que solamente se lleva a cabo la primera etapa de la digestión anaerobia: la hidrólisis (rompimiento hidrolítico de las moléculas de alto peso molecular) y fermentación que es la formación de los ácidos grasos volátiles (acético, propiónico y butírico) que se quedan

disueltos y no se logra la producción de biogas. Este punto se puede corroborar en la TABLA 4.9, donde la cantidad de estos ácidos es elevada en el reactor-1 y se mantienen casi constantes durante todo el periodo.

Analizando los días 28 al 29 de operación, el aumento de la DQO en el efluente del reactor-2 se debe a una inhibición de la digestión anaerobia (principalmente la actividad de las bacterias metanogénicas) por la acumulación de AGV y a la disminución de su pH, provocando con esto que la conversión de la materia orgánica hasta metano y dióxido de carbono sea frenada, lo que repercute naturalmente en su eficiencia de remoción de DQO (figs. A.15, A.16, A.19 y A.20), producción de biogás (figs. A.23 y A.25) y en la tasa de conversión de sustrato a metano (fig. A.26), donde se obtienen valores mínimos. A partir del día 30 de operación el sistema se empieza a recuperar con la adición de bicarbonato de sodio y nutrientes. Por lo tanto, se observa una disminución de la DQO en el efluente del reactor-2, incrementando fuertemente su eficiencia de remoción hasta un 66.67 % de DQOT (fig. A.15) y 69.23 % en PQOs (fig. A.16), y su producción de biogás (fig. A.23) pasa de valores de 0.46 L CH<sub>4</sub>/d a 1.9 L CH<sub>4</sub>/d (TPN) con un contenido de metano del 75%.

Por su parte, la cantidad de AGV en el efluente del reactor-2 disminuye conforme aumenta la relación alfa (23.4 mg/L acético y 144 mg/L propiónico al término del periodo 2), indicando con esto su recuperación progresiva y confirmando

su funcionamiento como reactor metanogénico. A partir del día 30, el ácido propiónico disminuye notablemente en este reactor (Tabla 4.9) y la producción de biogás se incrementa (fig. A.23).

Antes del día 31 la producción de biogás del reactor-1 es inestable (fig. A.21); una vez estabilizado dicho reactor, su comportamiento es más claro y la cantidad de biogás producido sufre una disminución llegando a un valor de 0.094 L CH<sub>4</sub>/d (TPN) con un contenido del 55.6% de metano, debido a su funcionamiento como reactor acidogénico. La tasa de conversión de sustrato a metano presenta el mismo comportamiento llegando a un valor mínimo de 0.026 L CH<sub>4</sub>/g DQO<sub>removida</sub>.

En las figuras A.19 y A.20 se observa que las eficiencias de remoción alcanzadas por el sistema global fueron altas a partir del día 35 de operación, siendo del 74% en DQOt y 77% en DQOs. La producción de biogás fue incrementándose gradualmente durante este periodo produciendo 1.9 L/d CH<sub>4</sub> (TPN) y la conversión de sustrato a metano lograda es de 0.193 L CH<sub>4</sub>/g DQO<sub>removida</sub>.

Con el objeto de ver el comportamiento que presenta el sistema global, se vuelve a alimentar los días 40 y 41 con Naranja-Caramelo que corresponde al tercer periodo. Al regresar con este influente se observa que el cambio brusco del tipo de influente no afectó al sistema global en este caso, removiendo en promedio el 64.5% de DQOt y 55% en DQOs.

En el cuarto periodo, debido a las características particulares del influente Pepsicola (pH ácido = 4.01, sin alcalinidad y alta DQO) se tiene la necesidad de adicionar desde el principio diferentes cantidades de bicarbonato de sodio para elevar su pH (fig. A.1) y evitar la acidificación drástica de los reactores.

La cantidad de bicarbonato de sodio requerido para elevar el pH de los efluentes (fig.A.2 y A.3) y mantenerlos en el intervalo óptimo fue muy grande (6 g/L de influente), por lo que se incorpora al sistema una recirculación de efluente.

Con la recirculación se observa el incremento de la Alc.5.75 de los dos reactores, siendo una manera de aprovechar la alcalinidad producida por el proceso de la digestión anaerobia y proporcionar la capacidad buffer ( $\text{HCO}_3^-$ ) que debe prevalecer en el sistema para contribuir a su estabilidad.

La cantidad promedio de AGV's en el reactor-1 fue de 232 mg/L de acético, 119 mg/L de propiónico y 26.3 mg/L de butírico.

La TABLA 4.9 muestra que en el reactor-2 la cantidad de AGV en el efluente es pequeña hasta el día 55 (31 mg/L de ácido acético), y nula a partir del día 56 con ausencia de propiónico y butírico que existía en el reactor-1, por lo que actuó como un reactor metanogénico.

En el reactor-1 se remueve el 21% de la DQOt, mientras que en el reactor-2 sólo remueve el 8%. Esto indicaría que ambos

reactores estuvieron funcionando como reactores UASB metanogénicos y que el agua residual Pepsicla tiene una alta concentración de materia orgánica no biodegradable ó no transformable a ácidos grasos volátiles. Esto puede ser por la naturaleza misma del desecho o por alguna inhibición.

Por otra parte, en los resultados de producción de biogás (fig. A.21) se observa que el reactor-1 disminuyó su producción el día 54 hasta valores de 0.009 L CH<sub>4</sub>/d a TPN y presentando después un incremento, logrando producir 0.03 L CH<sub>4</sub>/d el día 57; mientras, en el reactor-2 (fig. A.23) se obtuvieron valores promedio de 1.18 L CH<sub>4</sub>/d. Estos resultados son aparentemente contradictorios con las eficiencias de remoción de materia orgánica obtenida.

Para observar si el sistema lograba recuperar condiciones de estabilidad, se decidió alimentar por tercera vez con el influente Naranja-Caramelo (quinto periodo), desde el día 58 de operación con una duración de 6 días.

Los valores de pH (7.13 R-1, fig.A.2 y 7.25 R-2, fig.A.3), Alc. 4.3 (524 mg/L CaCO<sub>3</sub> R-1, fig.A.5 y 687 mg/L CaCO<sub>3</sub> R-2, fig.A.6) y alfa del R-2 ( $\alpha=0.71$ ) son muy semejantes a los que se habían obtenido anteriormente. En general, pudo observarse que el sistema global logra recuperar las condiciones alcanzadas durante el primer periodo el día seis de operación, llevandole alrededor de 5 días para conseguirlo. La influencia de un influente con una DQOt de 11840 mg/L se hizo sentir en forma clara.

El valor alfa del reactor-1 ( $\alpha=0.54$ ) alcanzado durante este periodo no es parecido al del primer periodo ( $\alpha=0.64$ ); sin embargo la tendencia que presenta es a incrementarse. Por lo tanto, es posible que si se hubiera alimentado por más tiempo con este influente se hubiese alcanzado el mismo valor.

Se puede notar en la TABLA 4.9 que no hay presencia de AGV en el efluente del reactor-2 debido su valor de  $\alpha > 0.7$ .

La cantidad promedio de AGV's determinados en el efluente del reactor-1 es de 249.9 mg/L de acético y 160.6 mg/L de propiónico.

La cantidad de materia orgánica removida por el sistema global fue de 57.98% en DQOt y 40.4% en DQOs. La figura A.25 indica que el sistema obtuvo valores de producción de 0.46 L  $CH_4$ /d, pero la conversión de sustrato a metano disminuye en forma marcada, obteniendo 0.011 L  $CH_4$ /g DQO<sub>removida</sub> el día 64. Se puede observar que el sistema no llegó a alcanzar las mismas eficiencias de remoción ni la producción de biogás obtenidos en el primer periodo, indicando probablemente que le tomaría más tiempo al sistema el lograr condiciones semejantes a las de ese periodo. Las causas que se atribuyen al comportamiento mostrado por el sistema durante este periodo son: la DQO tan alta con que se estuvo alimentando el sistema (influyente Pepsicola), el carácter aparentemente inhibitor de esa agua residual y la inestabilidad que presentó el sistema con los influentes Uva-Fresa y Pepsicola,

siendo insuficiente este periodo para su recuperación total.

Para finalizar el estudio, se optó por observar el comportamiento del sistema global permitiendo que el reactor-1 funcionara como reactor acidogénico y el reactor-2 como metanogénico, por lo que a partir del día 66 se alimenta por segunda vez con Pepsicola (sexto periodo) con un gasto igual a 2 ml/min donde se reduce la carga orgánica volumétrica a la mitad (5.9 kg DQO/m<sup>3</sup>d) y sin recirculación.

En este periodo el pH del influente es llevado a un valor de 6.52 con 0.76 mg/L de NaHCO<sub>3</sub> (fig.A.1). En las figuras A.2 y A.3, puede apreciarse el descenso del pH de los efluentes, 6.0 para el reactor-1 y 7.0 para el reactor-2.

La alcalinidad total del reactor-1 se mantiene en un valor de 656 mg/L CaCO<sub>3</sub> (fig.A.4), pero la capacidad buffer del sistema desciende gradualmente hasta un valor de 61.5 mg/L CaCO<sub>3</sub>, lo que indica una acumulación de AGV en el efluente (410 mg/L de acético, 335.4 mg/L de propiónico y 72.9 mg/L de butírico) y por lo tanto la relación alfa también cae hasta un valor de 0.09, presentando acidificación el reactor (fig.A.7 y Tabla No.7.10). Debido al estado de "stress" en que se encuentra el reactor se tiene una inhibición de la metanogénesis. Como consecuencia, el reactor-1 pierde su capacidad de remover materia orgánica, obteniéndose 0% de eficiencia de remoción en DQO en el último día (figs.A.11 y A.12).

La alcalinidad total y la alcalinidad útil del reactor-2 (fig.A.6) disminuyen, pero la diferencia en ambos se conserva. Se puede apreciar en la TABLA 4.9 entre los días 66 al 72 con un valor de  $\alpha \approx 0.7$ , que en este intervalo no se presenta acumulación de AGV en el efluente. A partir del día 73 empieza a existir una cierta cantidad de AGV en el efluente del reactor-2 y además se tiene un ligero incremento conforme pasan los días, llegando a valores de 20.5 mg/L de acético y 13.2 mg/L de propiónico. Por esta razón el valor alfa y la eficiencia de remoción en DQO que presentó el reactor-2 disminuyen, situándose en un valor de 0.63 y 17.8% respectivamente.

Las eficiencias de remoción para el sistema global son bajas, 17.86% en DQOt (fig.A.19) y 15% en DQOs (fig.A.20). Por otra parte, el porcentaje de eficiencia global que se tuvo el último día de operación fue removido exclusivamente por el reactor-2.

Al eliminar la recirculación del sistema, se observa que las eficiencias de remoción alcanzadas anteriormente con el influente Pepsicola (cuarto periodo) no se vuelven a obtener, por lo que el sistema global sólo logró remover el 17.8% de DQOt y el 15% de DQOs. Esto indica que la cantidad de  $\text{NaHCO}_3$  adicionando al influente no es suficiente para mantener la estabilidad del proceso anaerobio y que el sistema bajo estas condiciones de operación no es capaz de producir su propia alcalinidad útil ( $\text{HCO}_3^-$ ), como era de esperarse, ya que se

pretendía hacer acidogénico. Con esto se provoca que el reactor-1 sufra una drástica acidificación y como consecuencia la inhibición de la actividad de la biomasa. En base al análisis de estos resultados conviene instalar un sistema con recirculación en vez de un sistema en dos fases para el tratamiento anaerobio de Pepsicola; ya que se obtienen mejores eficiencias de remoción con una recirculación del 58% de efluente, siendo del orden del 29.5% en DQOt y 23.5% en DQOs.

## 6. CONCLUSIONES

El sistema global (UASB-1 + UASB-2) obtuvo aceptables eficiencias de remoción de materia orgánica con las mezclas Naranja-Caramelo y Uva-Fresa siendo del orden del 65% y 74% respectivamente.

El proceso anaerobio también fue capaz de remover color a las mezclas Naranja-Caramelo y Uva-Fresa con una eficiencia del 70%, registrando a la salida del reactor UASB-2 valores de 2500 unidades de Pt/Co.

Se observó en general que el reactor UASB-1 no produce alcalinidad, por lo que será necesario adicionar  $\text{NaHCO}_3$  al influente.

El reactor UASB-1 operó frecuentemente durante el estudio como reactor acidogénico, teniendo valores de  $\alpha$  menores a 0.7 por lo que se manifiesta una acumulación de ácidos grasos volátiles en su efluente predominando el ácido propiónico y acético. Por su parte, el reactor UASB-2 alcanzó valores de  $\alpha$  0.7 y la concentración de éstos ácidos orgánicos llegó a

ser nula.

Al instalar una recirculación del efluente del reactor UASB-2 se aprovecha la alcalinidad producida por el proceso de digestión anaerobia como se pudo observar con el influente Pepsicola, siendo otra forma de proporcionar  $\text{HCO}_3^-$  al sistema. Con esto los reactores anaerobios recuperan condiciones de estabilidad, lográndose obtener valores de alfa superiores a 0.5 y pH's óptimos.

Cuando se vuelve a alimentar una mezcla de sabores después de Pepsicola, que tiene un efecto aparentemente inhibitor, el sistema requiere de un periodo relativamente largo (5 a 6 días) para poder recuperar condiciones de operación aceptables.

El análisis de resultados, indica que esta tecnología de tratamiento anaerobio no es el adecuado para las condiciones de descarga de la empresa PEPSICOLA. Esta conclusión fue tomada con base en los resultados obtenidos por el agua residual de la elaboración del concentrado Pepsicola y por ser la de mayor producción. Lográndose remover únicamente el 30% de la materia orgánica contaminante y el 9% en color, indicando la existencia de un porcentaje importante de materia orgánica no biodegradable o inclusive inhibitora. Sin embargo esto no significa que no puedan ser tratados, una de las alternativas sería un proceso de evaporación.

## 7.0 BIBLIOGRAFIA

Albagnac G. (1990). "Anaerobic Processes for Water Treatment." Conferencias sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina. Instituto de Ingeniería (UNAM), pp 73-82.

Calzada J. (1990). "Digestión Anaerobia en América Latina. Aspectos Generales". En: Conferencias sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina, Instituto de Ingeniería (UNAM), Documento interno: Instituto Centro Americano de Investigación y Tecnología Industrial, pp 83-95.

Cuervo F. (1988). "Generalidades sobre Tratamiento Anaerobio de aguas residuales". Manual del curso tratamiento anaerobio de aguas residuales microbiología y bioquímica. Facultad de Ingeniería Departamento Ingeniería Sanitaria. Medellín - Colombia.

Guiot R. S. (1990). "Bioimmobilization in Anaerobic Reactors". Conferencias sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina, Instituto de Ingeniería (UNAM), pp 1-13.

Guyot J. (1990). "Introducción a la microbiología de los Digestores Anaerobios". Conferencias sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina, Instituto de Ingeniería (UNAM), pp 83-95.

Hickey R. F., Wu W. M., Veiga M. C. and Jones R. (1991). Start-Up, Operation, Monitoring and Control of High-rate Anaerobic Treatment Systems. En: Wat. Sci. Tech. Great Britain, Vol. 24, No. 8, pp 207-255.

Jenkins R; Morgan M. and Zhang X. (1991). Measuring the usable carbonate alkalinity of operating anaerobic digesters. Research Journal WPCF, 63 28-34.

Lettinga G. and Hulshoff (1990). "Design and operational experiences with the UASB-Process". Conferencias sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina. Instituto de Ingeniería (UNAM), pp 47-65.

Matilde S. y Muxi L. (1990). "Ensayos para la evaluación de potencial metanogénico de inóculos y efluentes". Conferencias sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina. Instituto de Ingeniería (UNAM).

Monroy H. (1992). "Control de la Digestion Anaerobia. Bioprocesos Anaerobios para el tratamiento de aguas residuales industriales". Curso organizado por UAM-ORSTOM-IMP. UAM Iztapalapa.

Montalvo S. y Sánchez E. (1990). "Filtros Anaerobios experiencia Cubana". Conferencias sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina, Intituto de Ingeniería (UNAM), pp 291-300.

Moreno R. G. (1991). "Microbiología y Bioquímica de la Digestión Anaerobia". Primer Diplomado Internacional de Química Ambiental del Agua. Facultad de Química e Instituto de Ingeniería (UNAM).

Noyola (1991). "Diseño de Reactores Anaerobios". Primer Diplomado Internacional de Química Ambiental del Agua. Facultad de Química e Instituto de Ingeniería (UNAM).

Noyola (1991). "Inoculación y arranque de reactores anaerobios". Primer Diplomado Internacional de Química Ambiental del Agua. Facultad de Química e Instituto de Ingeniería (UNAM).

Noyola (1990). "Tratamiento Anaerobio de aguas residuales: Una experiencia de adaptación de tecnología en México". Curso Organizado por UAM-ORSTOM-IMP. UAM Iztapalapa.

Rojas CH. (1988). "Factores ambientales que inciden en la aplicación de los procesos anaerobios". Manual del curso tratamiento anaerobio de aguas residuales microbiología y bioquímica. Universidad del Valle Cali - Colombia, Prof. Depto. Procesos Químicos y Biológicos.

Speece E. (1983). Anaerobic biotechnology for industrial waste-water treatment. Environ. Sc. Technol, 17 419A - 427A.

Speece E. (1990). "Toxicity fate in Anaerobic Processes". Tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina. Intituto de Ingeniería (UNAM).

Stronach M. S; Rudd T. and Lester N. J. (1986). "Anaerobic Digestion Processes in Industrial Wastewater Treatment". Springer - Verlag, Berlin Heidelberg.

Switzenbaum S; Gomez G. and Hickey F. (1990). "Control of Anaerobic Digesters". Tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina. Intituto de Ingeniería (UNAM). pp 29-46.

Tilche A. and Vieira S. M. M. (1991). Discussion Report on Reactor Design of Anaerobic Filters and Sludge Bed Reactors. En: Wat. Sci. Tech. Great Britain, Vol. 24, No. 8, pp 193-206.

Weiland P. and Rozzi (1991). The start - up, operation and monitoring of high - rate anaerobic treatment systems: discussor's report. En: Wat. Sci. Tech., Vol. 24, No. 8 pp 257-277.

# ***ANEXO***

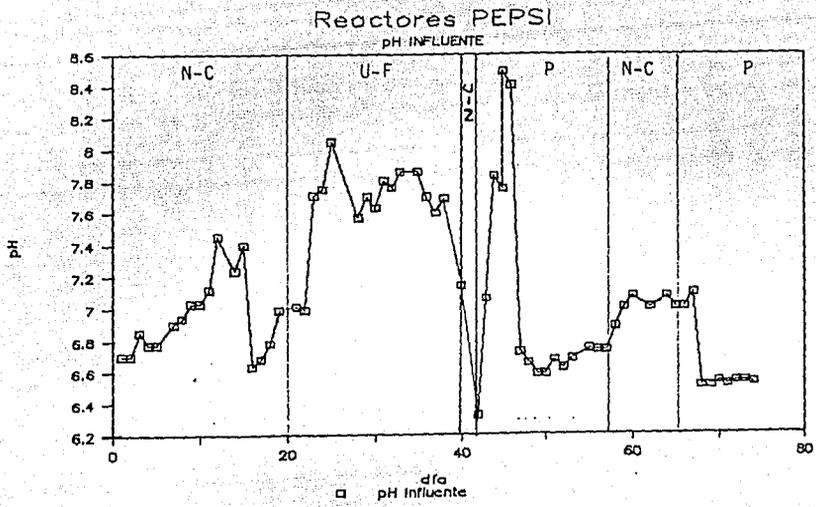


Figura A.1

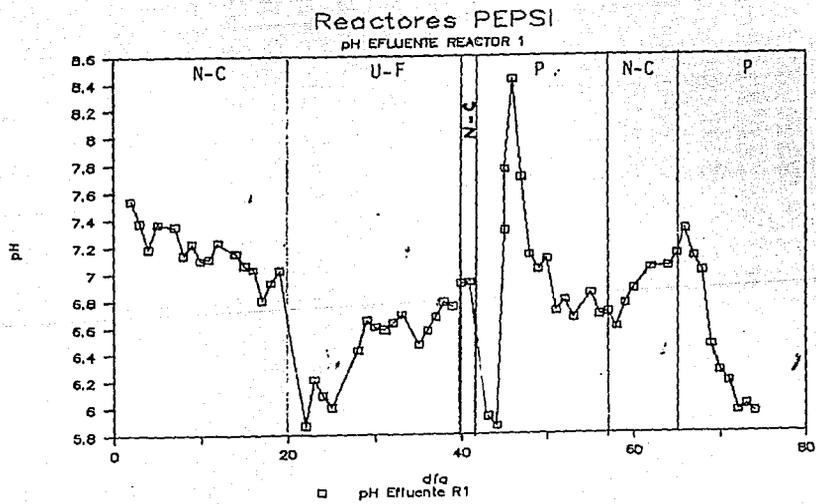
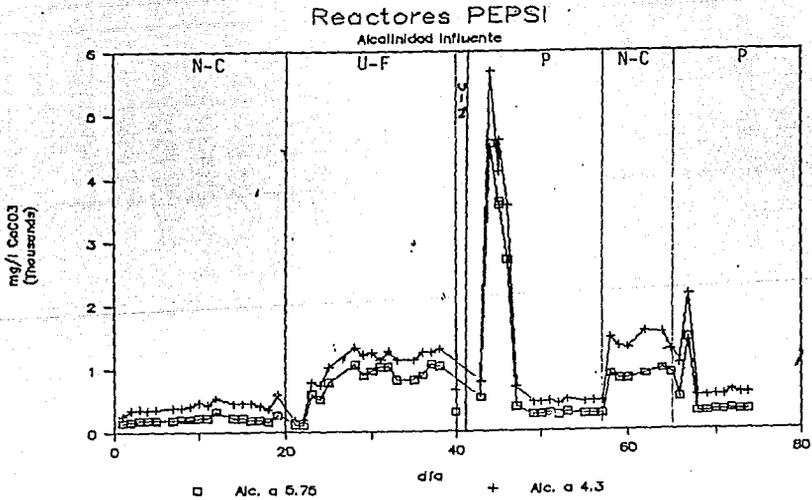
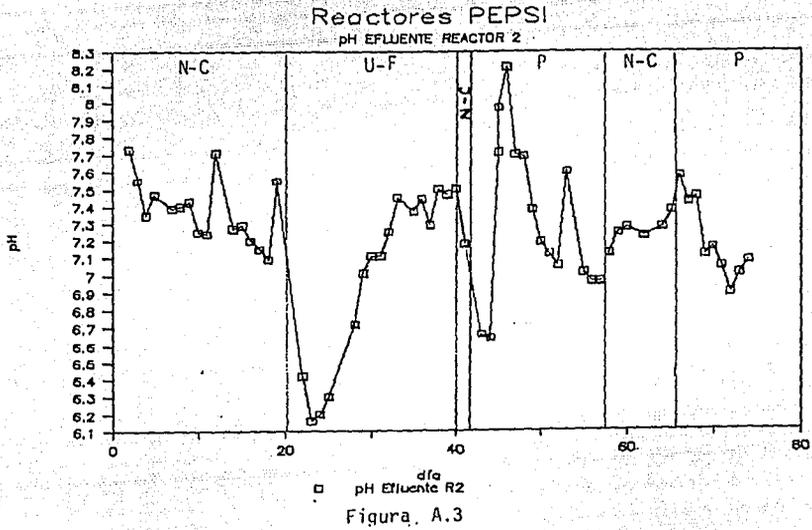


Figura A.2



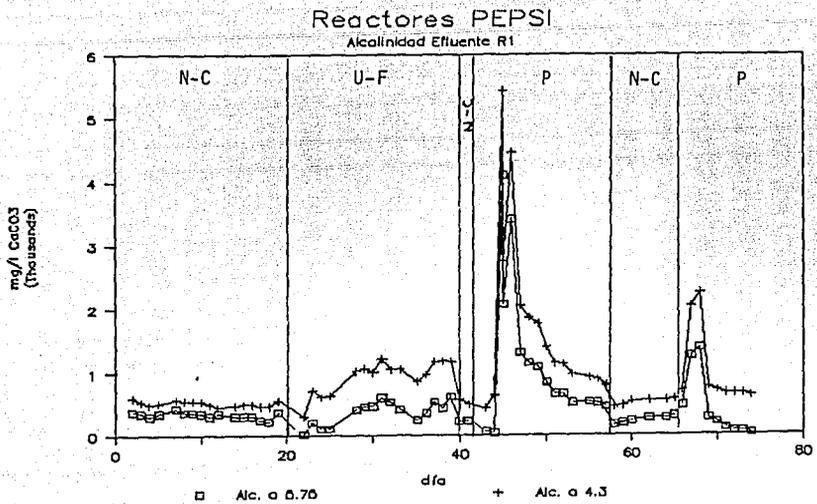


Figura A.5

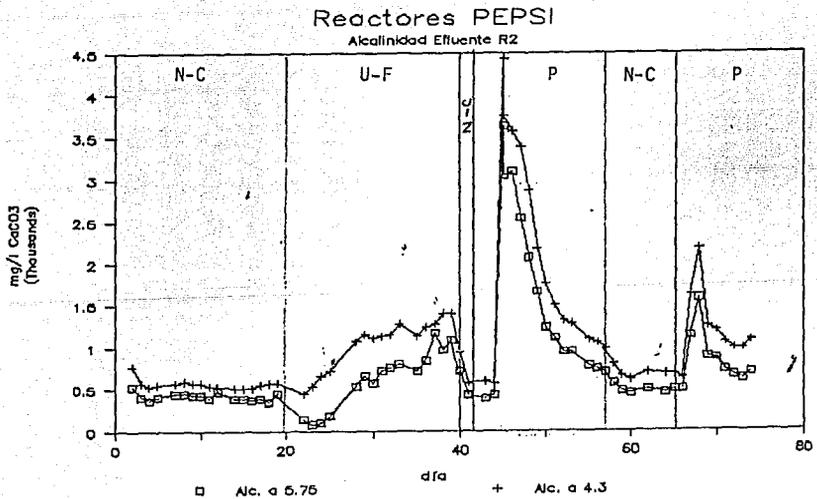


Figura A.6

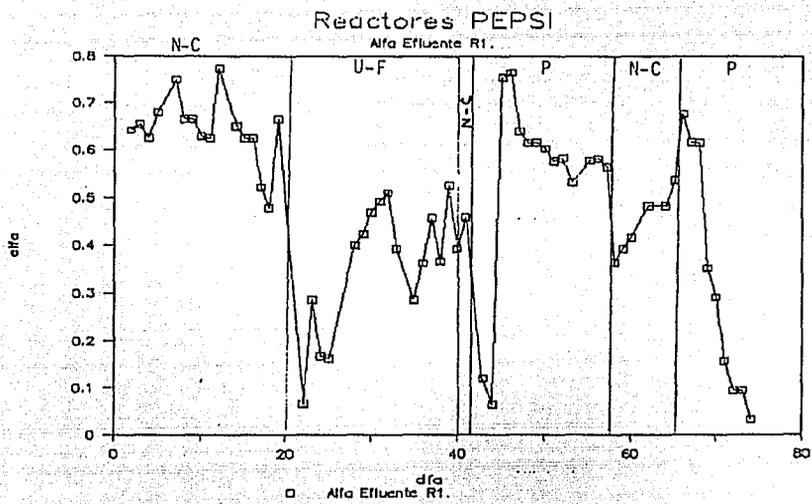


Figura A.7

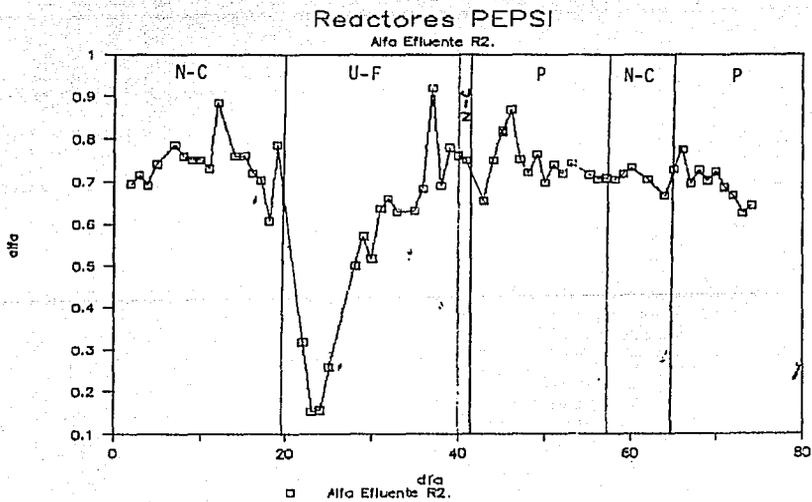


Figura A.8

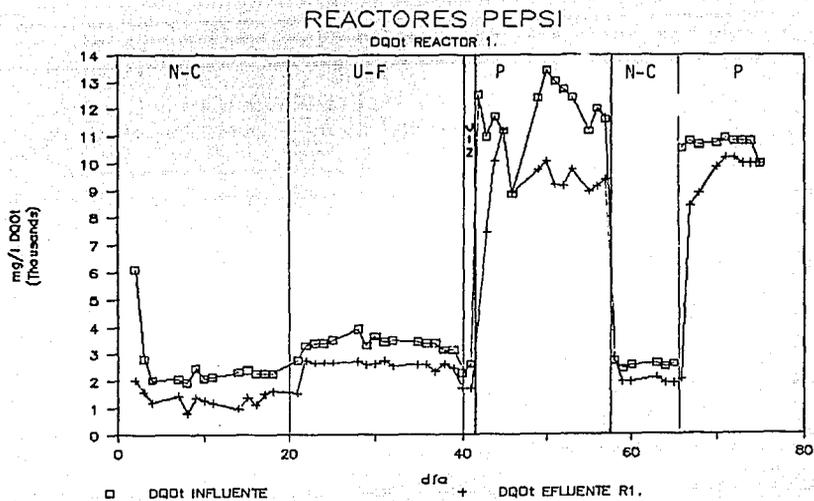


Figura A.9

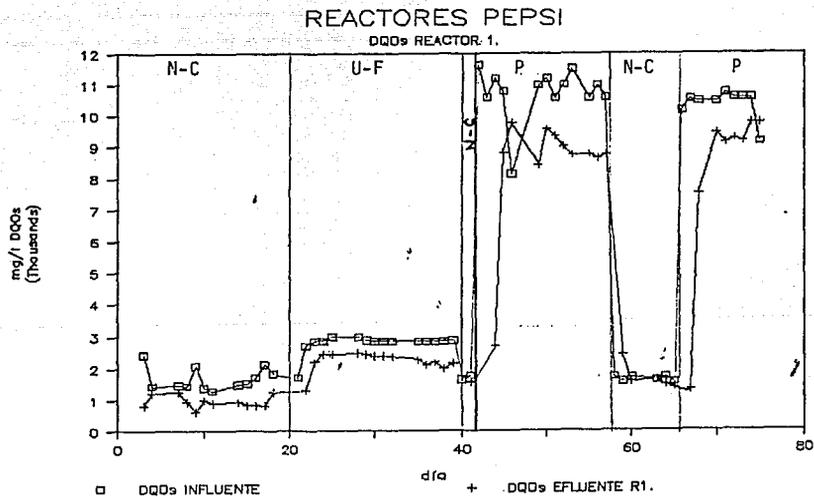


Figura A.10

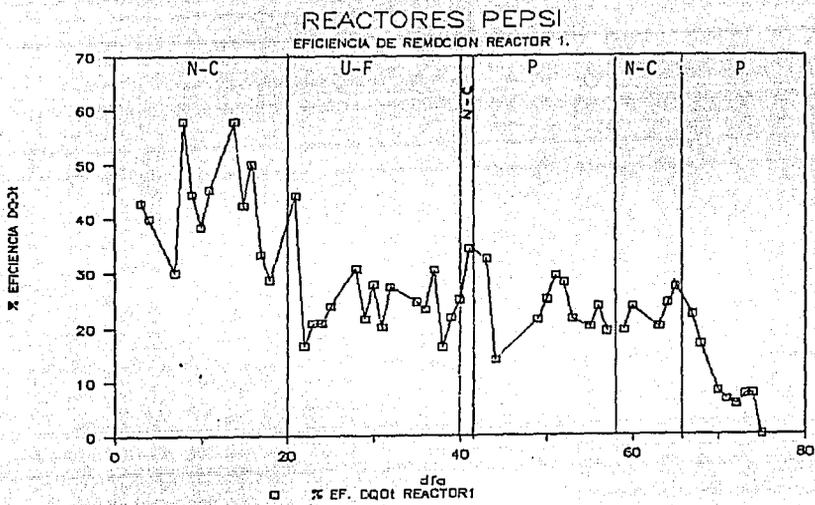


Figura A.11

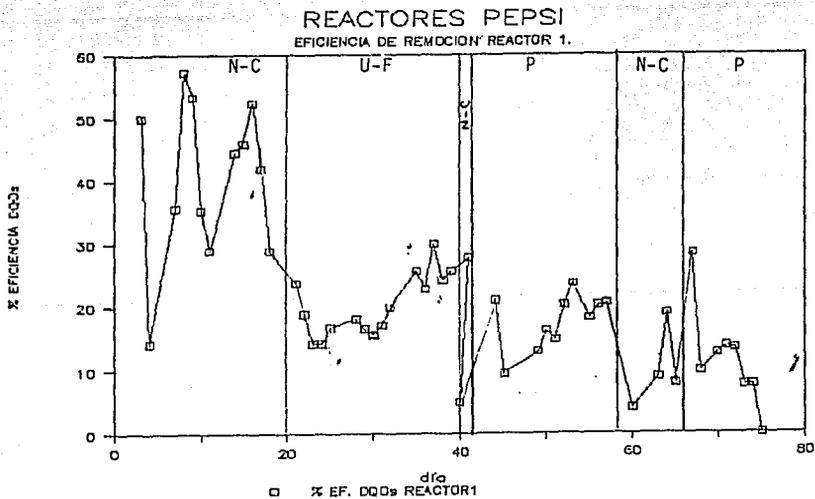


Figura A.12

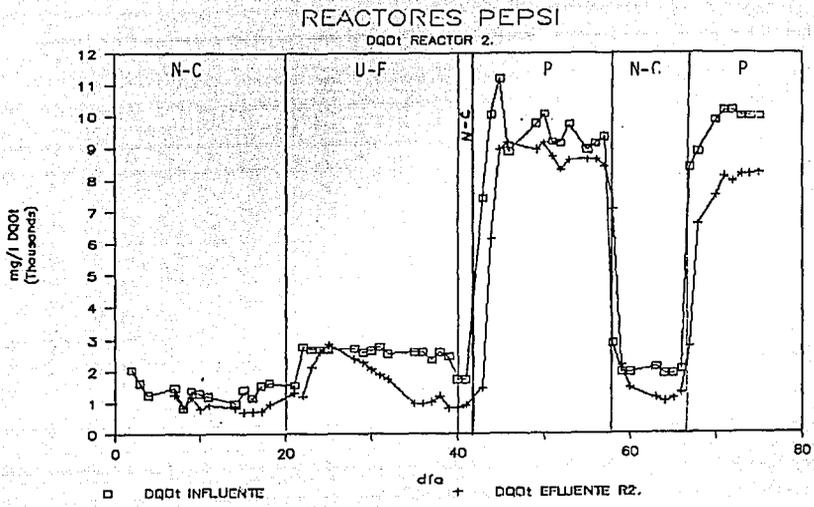


Figura A.13

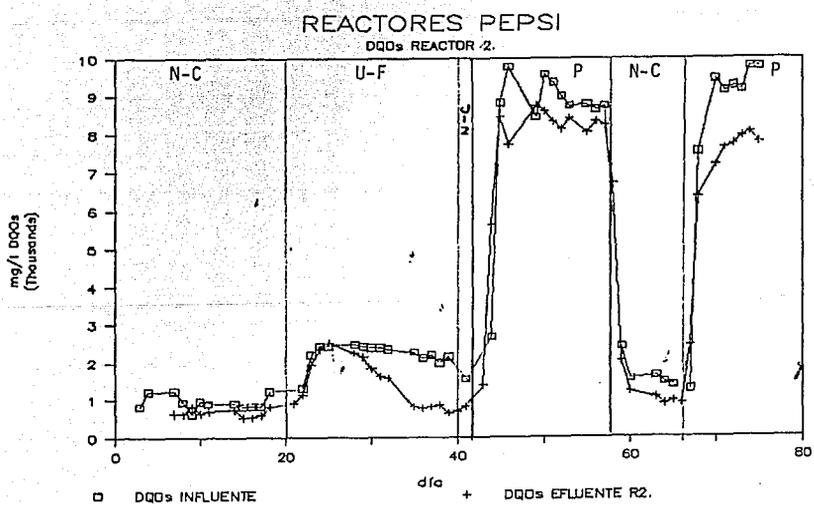


Figura A.14

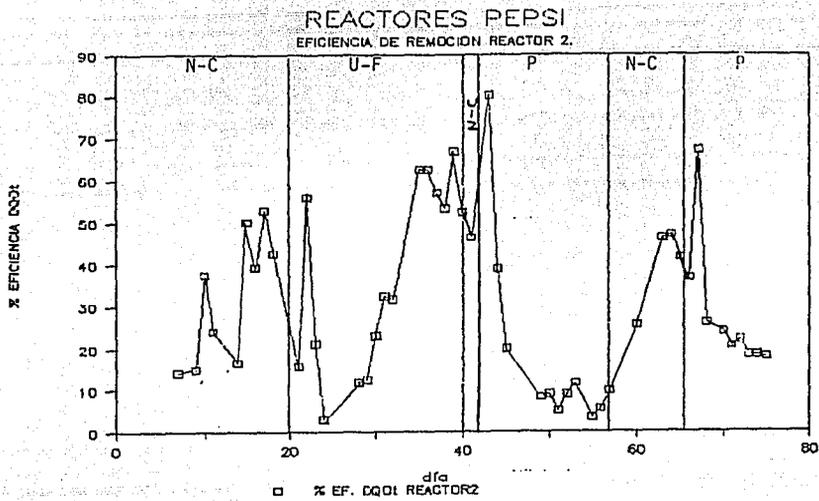


Figura A.15

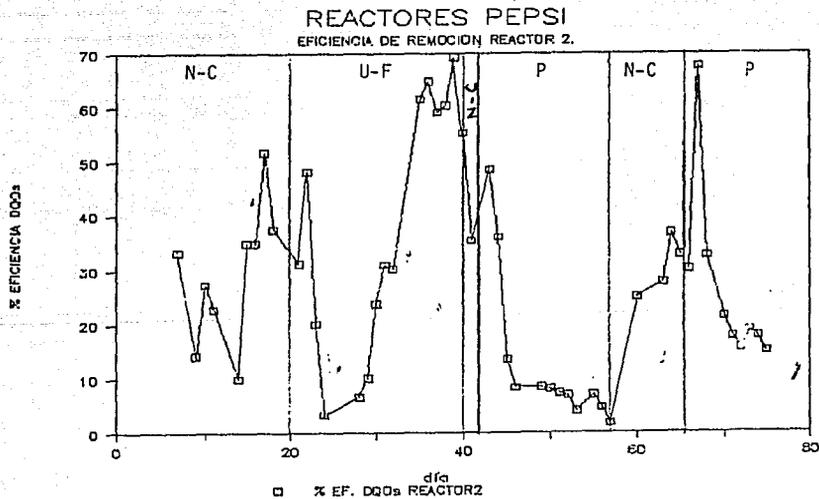


Figura A.16



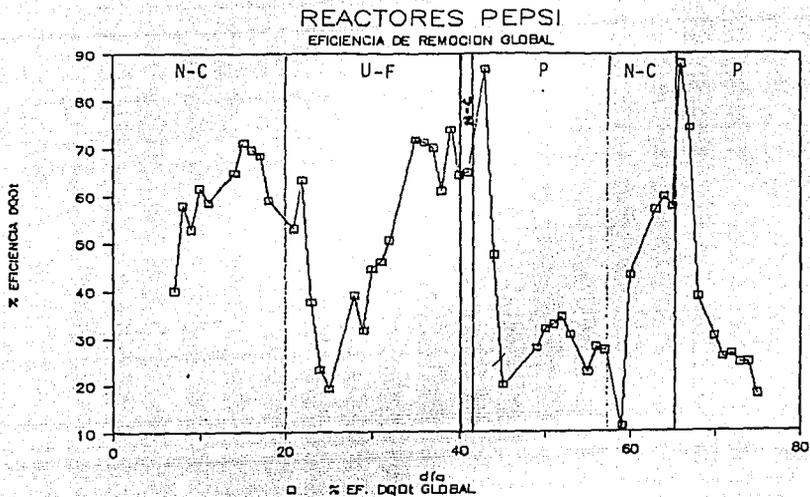


Figura A.19

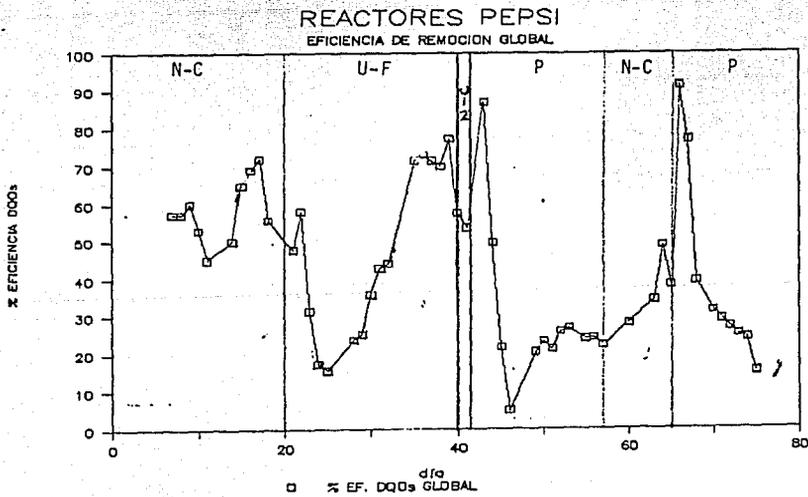


Figura A.20

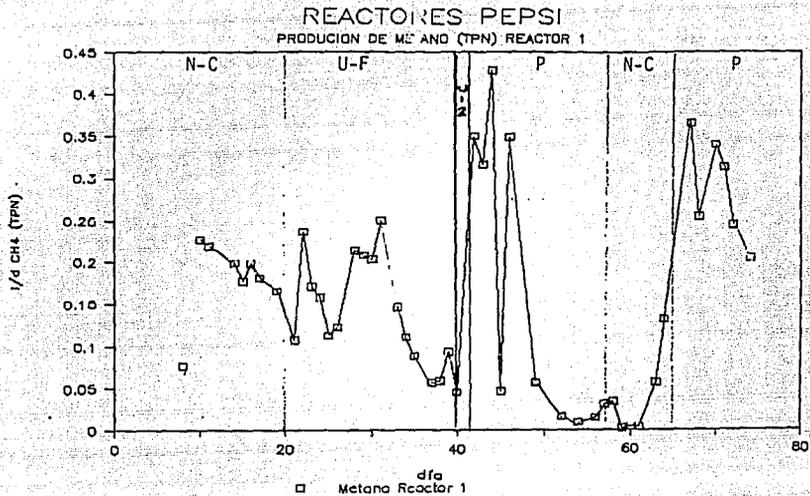


Figura A.21

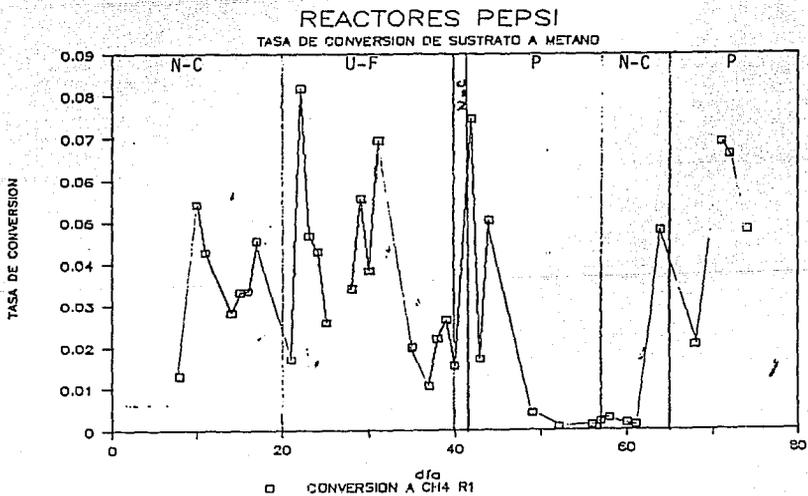


Figura A.22

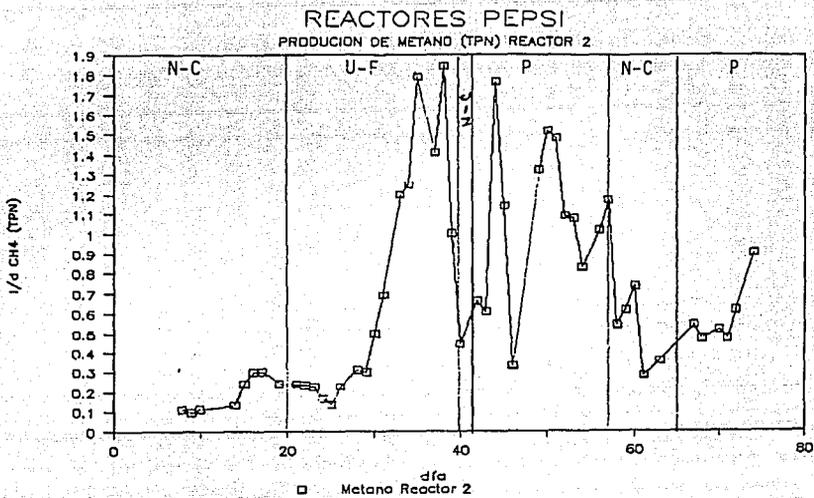


Figura A.23

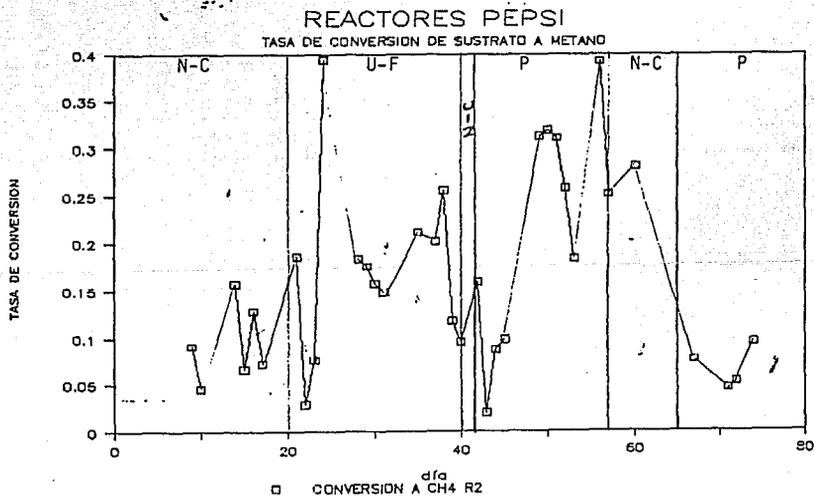


Figura A.24

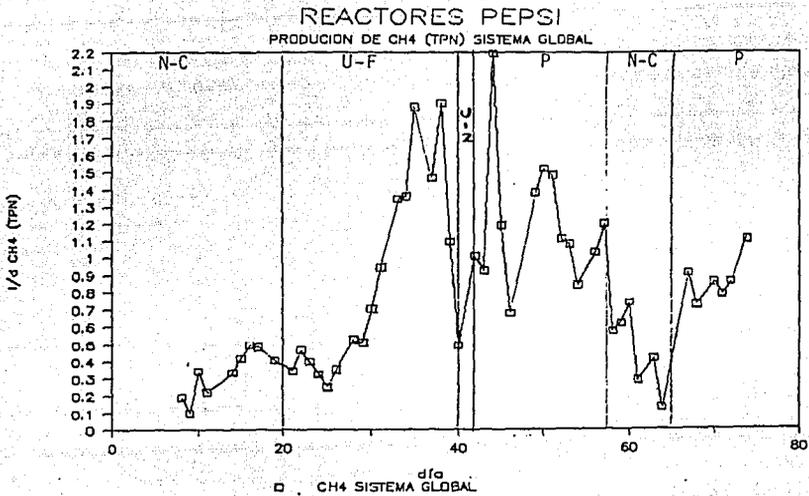


Figura A.25

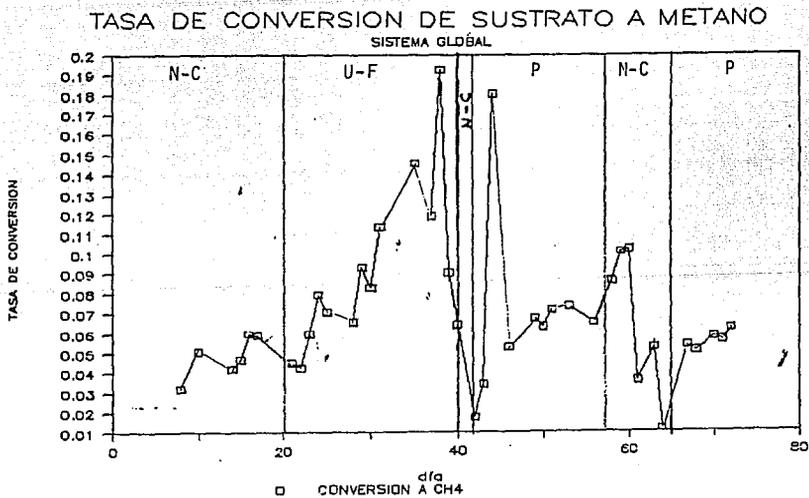


Figura A.26

TABLA A.1

DIA	FECHA	pH y ALCALINIDAD											
		INFLUENTE pH	INFLUENTE mg/l CaCO3 a pH 5.75	INFLUENTE mg/l CaCO3 a pH 4.3	INF. PEPSI ALFA	EFLUENTE REACTOR1 pH	EFLUENTE.R1 mg/l CaCO3 a pH 5.75	EFLUENTE.R1 mg/l CaCO3 a pH 4.3	EFLUENTE.R1 ALFA	EFLUENTE REACTOR2 pH	EFLUENTE.R2 mg/l CaCO3 a pH 5.75	EFLUENTE.R2 mg/l CaCO3 a pH 4.3	EFLUENTE.R2 ALFA
	NARANJA-CARAMELO												
1.00	17/03/92	6.70	150.92	258.72	0.58								
2.00	18/03/92	6.70	164.00	348.50	0.47	7.54	385.92	600.32	0.64	7.73	536.00	771.84	0.69
3.00	19/03/92	6.85	184.50	369.00	0.50	7.38	348.50	533.00	0.65	7.55	410.00	574.00	0.71
4.00	20/03/92	6.77	184.50	348.50	0.53	7.19	307.50	492.00	0.63	7.35	369.00	533.00	0.69
5.00	21/03/92	6.77	184.50	369.00	0.50	7.37	348.50	512.50	0.68	7.47	410.00	553.50	0.74
7.00	23/03/92	6.90	184.50	389.50	0.47	7.35	430.50	574.00	0.75	7.39	451.00	574.00	0.79
8.00	24/03/92	6.94	205.00	389.50	0.53	7.14	369.00	553.50	0.67	7.40	451.00	594.50	0.76
9.00	25/03/92	7.03	205.00	410.00	0.50	7.22	369.00	553.50	0.67	7.43	430.50	574.00	0.75
10.00	26/03/92	7.03	225.50	471.50	0.48	7.10	348.50	553.50	0.63	7.25	430.50	574.00	0.75
11.00	27/03/92	7.12	225.50	430.50	0.52	7.11	307.50	492.00	0.63	7.24	389.50	533.00	0.73
12.00	28/03/92	7.45	328.00	533.00	0.62	7.23	348.50	451.00	0.77	7.71	471.50	533.00	0.88
14.00	30/03/92	7.24	225.50	451.00	0.50	7.15	307.50	471.50	0.65	7.27	389.50	512.50	0.76
15.00	31/03/92	7.40	225.50	451.00	0.50	7.06	307.50	492.00	0.63	7.29	389.50	512.50	0.76
16.00	01/04/92	6.63	184.50	451.00	0.41	7.03	307.50	492.00	0.63	7.20	369.00	512.50	0.72
17.00	02/04/92	6.68	184.50	410.00	0.45	6.80	246.00	471.50	0.52	7.15	389.50	553.50	0.70
18.00	03/04/92	6.78	164.00	369.00	0.44	6.93	225.50	471.50	0.48	7.09	348.50	574.00	0.61
19.00	04/04/92	6.99	266.50	594.50	0.45	7.02	369.00	553.50	0.67	7.55	451.00	574.00	0.79
	UVA-FRESA												
21.00	06/04/92	7.01	123.00	184.50	0.67								
22.00	07/04/92	6.99	102.50	184.50	0.56	5.87	20.50	307.50	0.07	6.42	143.50	451.00	0.32
23.00	08/04/92	7.71	594.50	779.00	0.76	6.21	205.00	717.50	0.29	6.16	82.00	533.00	0.15
24.00	09/04/92	7.75	512.50	738.00	0.69	6.09	102.50	615.00	0.17	6.20	102.50	656.00	0.16
25.00	10/04/92	8.05	779.00	1025.00	0.76	6.00	102.50	635.50	0.16	6.30	184.50	717.50	0.26
28.00	13/04/92	7.57	1066.00	1332.50	0.80	6.43	410.00	1025.00	0.40	6.72	533.00	1066.00	0.50
29.00	14/04/92	7.70	881.50	1209.50	0.73	6.65	451.00	1066.00	0.42	7.01	656.00	1148.00	0.57
30.00	15/04/92	7.63	963.50	1250.50	0.77	6.60	471.50	1004.50	0.47	7.11	574.00	1107.00	0.52
31.00	16/04/92	7.80	1025.00	1127.50	0.91	6.58	594.50	1209.50	0.49	7.11	717.50	1127.50	0.64
32.00	17/04/92	7.76	1025.00	1271.00	0.81	6.63	533.00	1045.50	0.51	7.25	758.50	1148.00	0.66
33.00	18/04/92	7.86	820.00	1127.50	0.73	6.69	410.00	1045.50	0.39	7.45	799.50	1271.00	0.63
35.00	20/04/92	7.86	820.00	1127.50	0.73	6.47	246.00	861.00	0.29	7.37	717.50	1137.75	0.63
36.00	21/04/92	7.70	881.50	1250.50	0.70	6.57	348.50	963.50	0.36	7.44	840.50	1230.00	0.68
37.00	22/04/92	7.60	1066.00	1250.50	0.85	6.67	533.00	1168.50	0.46	7.29	1168.50	1271.00	0.92
38.00	23/04/92	7.69	1035.25	1301.75	0.80	6.78	430.50	1178.75	0.37	7.50	963.50	1394.00	0.69
39.00	24/04/92					6.75	615.00	1168.50	0.53	7.47	1086.50	1394.00	0.78

TABLA A.1. (CONTINUACION)

DIA	FECHA	INFLUENTE pH	pH y ALCALINIDAD											
			INFLUENTE mg/l CaCO3 a pH 5.75	INFLUENTE mg/l CaCO3 a pH 4.3	INF. PEPSI ALFA	EFLUENTE REACTOR1 pH	EFLUENT. R1 mg/l CaCO3 a pH 5.75	EFLUENT. R1 mg/l CaCO3 a pH 4.3	EFLUENT. R1 ALFA	EFLUENTE REACTOR2 pH	EFLUENT. R2 mg/l CaCO3 a pH 5.75	EFLUENT. R2 mg/l CaCO3 a pH 4.3	EFLUENT. R2 ALFA	
	NARANJA-CARAMELO													
40.00	25/04/92	7.14	307.50	656.00	0.47	6.92	225.50	574.00	0.39	7.50	717.50	943.00	0.76	
41.00	26/04/92					6.93	225.50	492.00	0.46	7.18	430.50	574.00	0.75	
	PEPSICOLA													
42.00	27/04/92	6.32												
43.00	28/01/92	7.06	533.00	779.00	0.68	5.93	51.25	430.50	0.12	6.66	389.50	594.50	0.66	
44.00	29/04/92	7.83	4530.50	5678.50	0.80	5.86	41.00	635.50	0.06	6.64	430.50	574.00	0.75	
45.00	30/04/92	7.75	3567.00	4100.00	0.87	7.31	4100.00	5432.50	0.75	7.71	3628.50	4428.00	0.82	
45.00	01/04/92	8.49	3628.50	4592.00	0.79	7.76	2070.50	2747.00	0.75	7.97	3054.50	3751.50	0.81	
46.00	02/05/92	8.40	2706.00	3567.00	0.76	8.42	3403.00	4448.50	0.76	8.21	3095.50	3567.00	0.87	
47.00	03/05/92	6.72	389.50	697.00	0.56	7.70	1112.00	2650.50	0.64	7.70	542.00	1382.50	0.75	
48.00	04/05/92	6.65				7.13	1112.00	1855.50	0.02	7.09	2070.50	2870.00	0.72	
49.00	05/05/92	6.58	266.50	451.00	0.59	7.02	1086.50	1763.00	0.62	7.38	1660.50	2173.00	0.76	
50.00	06/05/92	6.52	266.50	451.00	0.59	7.10	840.50	1394.00	0.60	7.19	1230.00	1763.00	0.70	
51.00	07/05/92	6.67	267.00	471.50	0.61	6.71	656.00	1137.75	0.58	7.12	1107.00	1496.50	0.74	
52.00	08/05/92	6.62	256.25	430.50	0.60	6.79	656.00	1127.50	0.58	7.05	943.00	1312.00	0.72	
53.00	09/05/92	6.68	297.25	492.00	0.60	6.66	512.50	963.50	0.53	7.60	943.00	1271.00	0.74	
55.00	11/05/92	6.74	266.50	451.00	0.59	6.84	533.00	922.50	0.58	7.01	779.00	1086.50	0.72	
56.00	12/05/92	6.73	266.50	471.50	0.57	6.68	512.50	881.50	0.58	6.96	738.00	1045.50	0.71	
57.00	13/05/92	6.73	266.50	471.50	0.57	6.70	451.00	799.50	0.56	6.96	697.00	984.00	0.71	
	NARANJA-CARAMELO													
58.00	14/05/92	6.88	881.50	1455.50	0.61	6.59	164.00	451.00	0.36	7.12	563.75	799.50	0.71	
59.00	15/05/92	7.00	820.00	1332.50	0.62	6.76	184.50	471.50	0.39	7.24	471.50	656.00	0.72	
60.00	16/05/92	7.07	820.00	1312.00	0.63	6.87	225.50	543.25	0.42	7.27	451.00	615.00	0.73	
62.00	18/05/92	7.00	881.50	1558.00	0.57	7.03	266.50	553.50	0.48	7.22	492.00	697.00	0.71	
64.00	19/05/92	7.07	963.50	1537.50	0.63	7.04	266.50	553.50	0.48	7.27	451.00	676.50	0.67	
65.00	20/05/92	7.00	902.00	1271.00	0.71	7.13	307.50	574.00	0.54	7.37	492.00	676.50	0.73	
	PEPSICOLA													
66.00	21/05/92	7.00	512.50	1045.50	0.49	7.31	471.50	697.00	0.68	7.57	492.00	635.50	0.77	
67.00	22/05/92	7.09	1455.50	2132.00	0.68	7.11	1250.50	2029.50	0.62	7.42	1127.50	1619.50	0.70	
68.00	23/05/92	6.50	287.00	533.00	0.54	7.00	1373.50	2234.50	0.61	7.45	1578.50	2173.00	0.73	
69.00	25/05/92	6.50	287.00	533.00	0.54	6.45	266.50	758.50	0.35	7.11	871.25	1240.25	0.70	
70.00	26/05/92	6.53	307.50	553.50	0.56	6.26	205.00	707.25	0.29	7.15	861.00	1189.00	0.72	
71.00	27/05/92	6.51	307.50	553.50	0.56	6.18	102.50	656.00	0.16	7.04	717.50	1045.50	0.69	
72.00	28/05/92	6.53	328.00	615.00	0.53	5.96	61.50	656.00	0.09	6.89	656.00	984.00	0.67	
73.00	29/05/92	6.53	307.50	574.00	0.54	6.00	61.50	656.00	0.09	7.00	615.00	984.00	0.63	

TABLA A.2

DIA	FECHA	DEMANDA	QUIMICA	DE	OXIGENO	PEPSI		REACTOR 2		%E.DQOT	%E.DQOs	%E.DQOT	%E.DQOs	%E.GLOBAL	%E.GLOBAL
		FECHA	INFLUENTE	PEPSI	EFLUENTE	REACTOR 1	EFLUENTE	REACTOR 2	%E.DQOT	%E.DQOs	%E.DQOT	%E.DQOs	%E.GLOBAL	%E.GLOBAL	
		mg/l DQOT	mg/l DQOs	mg/l DQOT	mg/l DQOT	mg/l DQOs	mg/l DQOT	mg/l DQOs	R.1	R.1	R.2	R.2	DQOT	DQOs	
2.00	18/03/92					813.56									
3.00	19/03/92	2823.53	2420.17	1613.45	1210.08				42.86	50.00					
4.00	20/03/92	2051.28	1435.90	1230.77	1230.77				40.00	14.29					
7.00	23/03/92	2077.92	1454.55	1454.55	935.06	1246.75	623.33		30.00	35.71	14.29	33.33	40.00	57.14	
8.00	24/03/92	1948.72	1435.90	820.51	615.38	820.51	615.38		57.89	57.14			57.89	57.14	
9.00	25/03/92	2482.76	2068.97	1379.31	965.52	1172.41	827.59		44.44	53.33	15.00	14.29	52.78	60.00	
10.00	26/03/92	2097.48	1371.43	1290.76	887.39	806.72	645.38		38.46	35.29	37.50	27.27	61.54	52.94	
11.00	27/03/92	2174.36	1271.79	1189.74	902.56	902.56	697.44		45.28	29.03	24.14	22.73	58.49	45.16	
14.00	30/03/92	2338.46	1476.92	984.62	820.51	820.51	738.46		57.89	44.44	16.67	10.00	64.91	50.00	
15.00	31/03/92	2420.51	1517.95	1394.87	820.51	697.44	533.33		42.37	45.95	50.00	35.00	71.19	64.86	
16.00	01/04/92	2277.97	1708.47	1138.98	813.56	691.53	528.81		50.00	52.38	39.29	35.00	69.64	69.05	
17.00	02/04/92	2593.81	2123.89	1529.23	1231.65	722.12	594.69		33.33	42.00	52.78	51.72	68.52	72.00	
18.00	03/04/92	2277.97	1830.51	1627.12	1301.69	935.59	813.56		28.57	28.89	42.50	37.50	58.93	55.56	
	UVA-FRESA														
21.00	06/04/92	2766.10	1708.47	1545.76	1301.69	1301.69	894.92		44.12	23.81	15.79	31.25	52.94	47.62	
22.00	07/04/92	3322.03	2711.86	2766.10	2196.61	1220.34	1138.98		16.73	19.00	55.88	48.15	63.27	58.00	
23.00	08/04/92	3389.83	2847.46	2684.75	2440.68	2115.25	1952.54		20.80	14.29	21.21	20.00	37.60	31.43	
24.00	09/04/92	3389.83	2847.46	2684.75	2440.68	2603.39	2359.32		20.80	14.29	3.03	3.33	23.20	17.14	
25.00	10/04/92	3525.42	2983.05	2684.75	2481.36	2847.46	2522.03		23.85	16.82			19.23	15.45	
28.00	13/04/92	3932.20	2983.05	2725.42	2440.68	2400.00	2277.97		30.69	18.18	11.94	6.67	38.97	23.64	
29.00	14/04/92	3322.03	2881.36	2603.39	2400.00	2277.97	2155.93		16.71	12.50	10.17	31.43	45.88	25.18	
30.00	15/04/92	3661.02	2847.46	2644.07	2400.00	2033.90	1830.51		27.78	15.71	23.08	23.73	64.44	35.71	
31.00	16/04/92	3457.63	2847.46	2766.10	2359.32	1871.19	1627.12		20.00	17.14	32.35	31.03	45.88	42.86	
32.00	17/04/92	3525.42	2847.46	2562.71	2277.97	1749.15	1586.44		27.31	20.00	31.75	30.36	50.38	44.29	
35.00	20/04/92	3457.63	2847.46	2603.39	2115.25	976.27	813.56		24.71	25.71	62.50	61.54	71.76	71.43	
36.00	21/04/92	3389.83	2847.46	2603.39	2196.61	976.27	772.88		23.20	22.86	62.50	64.81	71.20	72.86	
37.00	22/04/92	3389.83	2847.46	2359.32	1993.22	1016.95	813.56		30.40	30.00	56.90	59.18	70.00	71.43	
38.00	23/04/92	3118.64	2847.46	2603.39	2155.93	1220.34	854.24		16.52	24.29	53.13	60.38	60.87	70.00	
39.00	24/03/92	3145.30	2871.79	2461.54	2133.33	820.51	656.41		21.74	25.71	66.67	69.23	73.91	77.14	

TABLA A.2. (CONTINUACION)

DIA	DEMANDA	QUIMICA	DE	OXIGENO	REACTOR 1	PEPSI	REACTOR 2	%E.DQOT	%E.DQOS	%E.DQOT	%E.DQOS	%E.GLOBAL	%E.GLOBAL
	FECHA	INFLUENTE	PEPSI	EFLUENTE		EFLUENTE							
	NARANJA-CARAMELO	mg/l DQOT	mg/l DQOS	mg/l DQOT	mg/l DQOS	mg/l DQOT	mg/l DQOS	R.1	R.1	R.2	R.2	DQOT	DQOS
40.00	25/04/92	2297.44	1641.03	1723.08	1558.97	820.51	697.44	25.00	5.00	52.38	55.26	64.29	57.50
41.00	26/04/92	2625.64	1764.10	1723.08	1271.79	923.08	820.51	34.38	27.91	46.43	35.48	64.84	53.49
	PEPSCOLA												
42.00	27/04/92	12512.82	11623.93							80.27	48.43	86.67	66.92
43.00	28/04/92	10983.05	10576.27	7423.73	2684.75	1464.41	1383.05	32.41					
44.00	29/04/92	11692.31	11179.49	10051.28	8820.51	6153.85	5641.03	14.04	21.10	38.78	36.05	47.37	49.54
45.00	30/04/92	11186.44	10779.66	11186.44	9762.71	8949.15	8440.68		9.43	20.00	13.54	20.00	21.70
46.00	01/05/92	8847.46	8135.59	8898.31	8440.68	9152.54	7728.81				8.43		5.00
49.00	04/05/92	12406.78	10983.05	9762.71	9559.32	8949.15	8745.76	21.31	12.96	8.33	8.51	27.87	20.37
50.00	05/05/92	13423.73	11186.44	10067.80	9355.93	9152.54	8593.22	25.00	16.36	9.09	8.15	31.82	23.18
51.00	06/05/92	13016.95	10576.27	9203.39	9000.00	8745.76	8338.98	29.30	14.90	4.97	7.34	32.81	21.15
52.00	07/05/92	12711.86	10983.05	9152.54	8745.76	8338.98	8135.59	28.00	20.37	8.89	6.98	34.40	25.93
53.00	08/05/92	12410.26	11487.18	9743.59	8769.23	8615.38	8410.26	21.49	23.66	11.58	4.09	30.58	26.79
55.00	11/05/92	11186.44	10576.27	8949.15	8644.07	8644.07	8033.90	20.00	18.27	3.41	7.06	22.73	24.04
56.00	12/05/92	12000.00	10983.05	9152.54	8745.76	8644.07	8338.98	23.73	20.37	5.56	4.65	27.97	24.07
57.00	13/05/92	11593.22	10576.27	9355.93	8389.83	8440.68	8237.29	19.30	20.67	9.78	1.82	27.19	22.12
	NARANJA-CARAMELO												
58.00	14/05/92	2735.04	1709.40	2871.79	2410.26	7076.92	6717.95						
59.00	15/05/92	2440.68	1559.32	1966.10	1559.32	2169.49	2033.90	19.44				11.11	
60.00	16/05/92	2576.27	1694.92	1966.10	1627.12	1464.41	1220.34	23.68	4.00	25.52	25.00	43.16	28.00
63.00	18/05/92	2644.07	1606.78	2115.25	1464.41	1138.98	1057.63	20.00	8.86	46.15	27.78	56.92	34.18
64.00	19/05/92	2522.03	1708.47	1911.86	1383.05	1016.95	874.58	24.19	19.05	46.81	36.76	59.68	48.81
65.00	20/05/92	2623.73	1545.76	1911.86	1423.73	1118.64	955.93	27.13	7.89	41.49	32.86	57.36	38.16
	PEPSCOLA												
66.00	21/05/92	10525.42	10169.49	2054.24	1281.36	1301.69	894.92			36.63	30.16	87.63	91.20
67.00	22/05/92	10779.66	10525.42	8389.83	7525.42	2779.66	2440.68	22.17	28.50	66.87	67.57	74.21	76.81
68.00	23/05/92	10666.67	10461.54	8871.79	9435.90	6564.10	6358.97	16.83	9.80	26.01	32.61	38.46	39.22
70.00	25/05/92	10717.95	10461.54	9846.15	9128.21	7487.18	7179.49	8.13	12.75	23.96	21.35	30.14	31.37
71.00	26/05/92	10881.36	18428.81	10169.49	9254.24	8084.75	7627.12	6.54	13.74	20.50	17.58	25.70	28.91
72.00	27/05/92	10779.66	10576.27	10169.49	9152.54	7932.20	7728.81	5.66	13.46	22.00	15.56	26.42	26.92
73.00	28/05/92	10779.66	10576.27	9966.10	9762.71	8135.59	7932.20	7.55	7.69	18.37	18.75	24.53	25.00
74.00	29/05/92	10779.66	10576.27	9966.10	9762.71	8135.59	8033.90	7.55	7.69	18.37	17.71	24.53	24.04
75.00	30/05/92	9966.10	9152.54	9966.10	9152.54	8186.44	7779.66	0.00	0.00	17.86	15.00	17.86	15.00

TABLA A.3

DIA	FECHA	SOLIDOS TOTALES									
		INFLUENTE mg/l ST	INFLUENTE mg/l STV	INFLUENTE mg/l STF	EFLUENTE REACTOR 1 mg/l ST	EFLUENTE REACTOR 1 mg/l STV	EFLUENTE REACTOR 1 mg/l STF	EFLUENTE REACTOR 2 mg/l ST	EFLUENTE REACTOR 2 mg/l STV	EFLUENTE REACTOR 2 mg/l STF	
	NARANJA-CARAMELO										
3	19/03/92	780	336	444	856	424	432	756	332	424	
9	25/03/92	1116	448	668	788	384	404	688	296	392	
11	27/03/92	832	328	504	660	296	364	564	208	356	
14	30/03/92	2684	1604	1680	1660	696	964	1440	540	900	
18	03/04/92	2176	992	1184	1952	984	968	1772	832	940	
19	04/04/92	748	284	464							
	UVA-FRESA										
23	08/04/92	1432	412	1020	2128	996	1132	2076	1036	1040	
25	10/04/92	1876	592	1284	3120	1216	1904	2276	1208	1068	
37	22/04/92	2236	468	1768	3148	1320	1828	2400	728	1672	
	PEPSCOLA										
44	29/04/92	8772	5164	3608	9948	3452	6496	6064	1360	4704	
50	05/05/92	8908	7152	1756	9772	3372	6400	10388	5100	5288	
52	07/05/92	9448	7636	1812	8312	6032	2760	8652	5532	3120	
55	11/05/92	9452	7740	1712	8480	6256	2224	8272	5856	2416	
	NARANJA-CARAMELO										
58	14/05/92	3600	1312	2288	2900	1700	1200	6104	4368	1736	
62	18/05/92	2684	1252	1432	2184	1032	1152	1620	692	928	
64	20/05/92	9784	3924	5860	2136	1096	1040	1632	736	896	
	PEPSCOLA										
71	27/05/92	9232	4820	4412	8988	6448	2540	7568	4980	2588	
72	28/05/92	9452	7740	1712				7668	5128	2540	
73	29/05/92	8908	7152	1756	8816	2832	5984	7972	5304	2668	
74	30/05/92	9784	3924	5860	8416	3044	5372	7812	4592	3220	

TABLA A.4

DIA	FECHA	SOLIDOS SUSPENDIDOS								
		INFLUENTE mg/l SST	INFLUENTE mg/l SSV	INFLUENTE mg/l SSF	EFLUENTE REACTOR 1 mg/l SST	EFLUENTE REACTOR 1 mg/l SSV	EFLUENTE REACTOR 1 mg/l SSF	EFLUENTE REACTOR 2 mg/l SST	EFLUENTE REACTOR 2 mg/l SSV	EFLUENTE REACTOR 2 mg/l SSF
NARANJA-CARAMELO										
3	19/03/92	400	220	180	610	430	180	320	200	120
9	25/03/92	1260	520	740	350	310	40			
11	27/03/92	900	330	570	320	220	100	100	60	40
14	30/03/92	1520	840	680	200	80	120	100	60	40
18	03/04/92	560	240	320	360	180	180	160	100	60
19	04/04/92	70	50	20						
UVA-FRESA										
23	08/04/92	50	30	20	130	70	60	100	40	60
25	10/04/92	80	20	60	130	30	100	90	40	50
37	22/04/92	140	100	40				300	190	110
PEPSICOLA										
44	29/04/92				860	600	280	370	270	100
50	05/05/92	280	220	60	930	560	370	880	500	380
52	07/05/92	250	210	40	1000	910	90	560	530	30
55	11/05/92	180	60	120	410	310	100	390	300	90
NARANJA-CARAMELO										
58	14/05/92	1860	460	1400	270	190	80	310	270	40
62	18/05/92	2130	820	1310	470	270	200	350	280	70
64	20/05/92	300	230	70	990	570	420	420	270	150
PEPSICOLA										
71	27/05/92	510	440	70	2710	2180	530			
72	28/05/92				870	840	30	550	410	140
73	29/05/92				1000	710	290	560	440	120
74	30/05/92				740	550	190	500	400	100

TABLA A.5

DIA	FECHA	SOLIDOS DISUELTOS											
		INFUENTE	INFUENTE	INFUENTE	EFUENTE	EFUENTE	EFUENTE	EFUENTE	EFUENTE	EFUENTE			
		mg/l	SDV	mg/l	SDV	mg/l	SDV	mg/l	SDV	mg/l	SDV	mg/l	SDV
	MARAHUA-CARAMELO												
3	19/03/92	380	116	264									
9	25/03/92				438	74		364	436	132		324	
11	27/03/92				340	76		264	464	148		316	
14	30/03/92	1164	164	1000	1460	616		844	1340	480		860	
18	03/04/92	1616	752	864	1592	804		788	1612	732		830	
19	04/04/92	678	234	444									
	UVA-FRESA												
23	03/04/92	1332	382	1000	1998	926		1072	1976	996		930	
25	10/04/92	1796	572	1224	2996	1186		1804	2186	1168		1018	
37	22/04/92	2096	368	1728					2100	538		1562	
	PEPSICOLA												
44	29/04/92				9068	2352		6216	5694	1090		4604	
50	05/05/92	8628	6932	1696	8842	2812		6030	9568	4600		4908	
52	07/05/92	9192	7426	1772	7812	5122		2690	8092	5002		3090	
55	11/05/92	9272	7680	1592	8070	5946		2124	7882	5556		2326	
	MARAHUA-CARAMELO												
58	14/05/92	1740	852	888	2630	1510		1120	5794	4098		1696	
63	18/05/92	554	432	122	1714	762		952	1270	412		858	
65	20/05/92	9434	3694	5790	1146	526		620	1212	466		766	
	PEPSICOLA												
71	27/05/92	8722	4380	4342	6278	4268		2010					
72	28/05/92								7118	4718		2400	
73	29/05/92				7816	2122		5694	7412	4864		2548	
74	30/05/92				7676	2494		5182	7312	4192		3120	

TABLA A.6

DIA	FECHA	NITROGENO AMONIAICAL	
		INFLUENTE	EFLUENTE R1. EFLUENTE R2.
		ng/l N-NH4+	ng/l N-NH4+
	NARANJA-CARAMELO		
7.00	23/03/92	22.33	20.12
8.00	24/03/92	50.60	42.84
10.00	26/03/92	46.17	43.39
15.00	31/03/92		32.59
17.00	02/04/92	38.41	47.55
	UVA-FRESA		
22.00	07/04/92	58.08	51.43
24.00	09/04/92	29.82	30.93
29.00	14/04/92	55.67	78.59
36.00	21/04/92	42.01	72.77
	PEPSICOLA		
56.00	12/05/92	139.83	180.28
	NARANJA-CARAMELO		
62.00	18/05/92	12.92	11.82
	PEPSICOLA		
71.00	27/05/92	157.67	150.75
73.00	29/05/92		124.42
74.00	30/05/92		150.05

TABLA A.7

DIA	FECHA	NITROGENO TOTAL KJELDAHL		
		INFLUENTE	EFLUENTE R1.	EFLUENTE R2.
		ng/l N.K	ng/l NTK	ng/l NTK
	HARANJA-CARAMELO			
8.00	24/03/92	83.85	78.86	80.25
10.00	26/03/92	86.90	71.66	83.35
15.00	31/03/92	61.13	77.20	77.48
17.00	02/04/92	71.11	104.63	86.07
	UVA-FRESA			
22.00	07/04/92	73.88	84.96	93.00
24.00	09/04/92	52.54	66.33	65.29
	PEPSICOLA			
56.00	12/05/92	407.23	364.84	449.63
	HARANJA-CARAMELO			
58.00	14/05/92	39.52		
59.00	15/05/92	63.07	63.62	55.86
	PEPSICOLA			
71.00	27/05/92	563.63	480.50	474.96
73.00	29/05/92		499.20	571.94
74.00	30/05/92		506.13	477.04

TABLA A.8

SULFATOS

DIA	FECHA	INFLUENTE g/l SO4	EFL. R.1 g/l SO4	EFL. R.2 g/l SO4
<b>NARANJA-CARAMELO</b>				
1.0000	17/03/92	0.0494		
3.0000	19/03/92	0.0494	0.0082	0.0494
10.0000	26/03/92	0.1482	0.0000	0.0000
16.0000	01/04/92	0.0576	0.0329	0.0494
17.0000	02/04/92	0.0329		0.0165
18.0000	03/04/92		0.1070	0.0247
<b>UVA-FRESA</b>				
21.0000	06/04/92		0.0165	0.1152
23.0000	08/04/92	0.1317	0.0988	0.1646
28.0000	13/04/92	0.0741	0.0906	0.0412
29.0000	14/04/92	0.1152	0.1070	0.1152
33.0000	18/04/92	0.1317	0.1070	0.0329
37.0000	22/04/92		0.0823	0.0082
39.0000	24/04/92	0.0659		
<b>NARANJA-CARAMELO</b>				
40.0000	25/04/92	0.0823		
<b>PEPSICOLA</b>				
44.0000	29/04/92	0.0165	1.2430	0.0494
49.0000	05/05/92	0.5186	0.1976	0.1976
51.0000	07/05/92		0.5022	0.0494
52.0000	08/05/92		0.2470	0.0576
55.0000	11/05/92	0.0906	0.4775	0.4034
<b>NARANJA-CARAMELO</b>				
58.0000	14/05/92	0.2881	0.0329	0.0906
62.0000	18/05/92	0.4034	0.1646	0.0988
<b>PEPSICOLA</b>				
71.0000	27/05/92	0.0412	0.0659	0.0494
74.0000	30/05/92	0.0000	0.5680	0.0082

TABLA A.9

DIA	FECHA	SULFUROS		
		INFL. P.M. $\mu\text{g/l S}^-$	EPL. R.7 $\mu\text{g/l S}^-$	EPL. R.8 $\mu\text{g/l S}^-$
	NARANJA-CARAMELO			
2.00	18/03/92	45.59	ND	ND
9.00	25/03/92	ND	ND	ND
11.00	27/03/92	ND	ND	ND
16.00	01/04/92	ND	36.85	ND
18.00	03/04/92		37.95	ND
	UVA-FRESA			
21.00	06/04/92		56.38	ND
23.00	08/04/92	55.27	ND	ND
28.00	13/04/92	36.75	18.33	18.33
30.00	15/04/92	36.85	36.85	18.42
31.00	16/04/92	18.42	55.27	36.85
35.00	20/04/92		ND	ND
37.00	22/04/92	18.29		
38.00	23/04/92		36.85	ND
	PEPSICOLA			
42.00	27/04/92	ND		
44.00	29/04/92		27.53	9.10
49.00	05/05/92	73.60	110.45	110.45
50.00	06/05/92		82.80	82.80
55.00	11/05/92	55.18	55.18	64.39
	NARANJA-CARAMELO			
58.00	14/05/92	27.53	27.53	27.53
64.00	19/05/92	18.42	36.85	36.85
	PEPSICOLA			
71.00	27/05/92	73.60	92.02	73.60
74.00	30/05/92	73.60	73.60	92.02

TABLA A.10

DIA	FECHA	POSFORO		
		INFLUENTE mg/l P	EFLUENT.R1. mg/l P	EFLUENT.R2. mg/l P
	NARANJA-CARAMELO			
7.00	23/03/92	7.13	6.54	6.10
10.00	26/03/92	7.13	6.54	6.10
15.00	31/03/92	7.94	6.62	7.30
	UVA-FRESA			
22.00	07/04/92	6.25	10.44	5.95
24.00	09/04/92	8.70	10.44	7.79
25.00	10/04/92	6.49	7.94	8.45
29.00	14/04/92	20.20	9.20	5.73
31.00	16/04/92	6.90	6.10	6.65
36.00	21/04/92		4.52	
39.00	24/04/92			
	PEPSICOLA			
42.00	27/04/92	28.23		
55.00	11/05/92			
	NARANJA-CARAMELO			
58.00	14/05/92	46.94		
62.00	18/05/92	27.86	177.50	127.40
	PEPSICOLA			
71.00	27/05/92	31.10		

TABLA A.11

DIA	FECHA	METALES			mg/l K			mg/l Ca			mg/l Hg			mg/l Fe			mg/l Zn			
		mg/l Na			INFL.	EF.	R1.EF.R2.	INFL.	EF.	R1. EF.P2.	INFL.	EF.	R1. EF.P2.	INFL.	EF.	R1. EF.P2.	INFL.	EF.	R1. EF.P2.	
		H-CARAMELO																		
11	27/03/92	188	171	181	262	226	208	17	0.6	30	6	5	6	3	2	2	0.4	0.2	0.2	
14	30/03/92	256	239	247	186	196	216	18	23	23	8	8	7	18	7	3	0.2	0.2	0.2	
17	02/04/92	172	187	178	288	302	304	6	11	15	6	6	5	23	12	6	0.6	0.2	0.2	
18	03/04/92	179	181	183	306	318	310	4	9	16	5	6	6	12	11	5	0.2	0.2	0.2	
		U-FRESA																		
24	09/04/92	408	431	381	316	318	380		10	15	3	4	4	10	8	10	0.2	6	1	
28	13/04/92	189	695	603	308	300	280	0.4	3	8	4	4	5	3	5	10	10	0.2	3	
36	21/04/92	174	661	668	284	286	270	2	10	7	3	5	4	6	7	7	ND	4.8	ND	
		PEPSICOLA																		
42	27/04/92	548	376	475	112	164	342	33	29	25	1	1	1	4	15	6		0.28	1.6	
53	09/05/92		864	867		300	342		39	32		2	2		15	5		0.7	0.8	
55	11/05/92	695	844	881	314	346	334	35	35	35	2	2	2	4	6	6	1.4	0.32	0.34	
		H-CARAMELO																		
65	20/05/92	355	450	441	358	384	314	129	49	45	2	3	2	4	24	2	1.55	1.58	1.1	
		PEPSICOLA																		
71	26/05/92	796	822	926	366	358	250	44	60	54	2	2	3	6	12	7	1.52	3.76	5.08	



TABLA A.12

Produccion de metano

DIA	FECHA		REACTOR 1	REACTOR 1	REACTOR 1	REACTOR 2	REACTOR 2	REACTOR 2	SISTEMA	SISTEMA
			% CH <sub>4</sub> en el Biogás	(1/d) CH <sub>4</sub> TPN	TASA DE CONVERSION	% CH <sub>4</sub> en el Biogás	(1/d) CH <sub>4</sub> TPN	TASA DE CONVERSION	(1/d) CH <sub>4</sub> TPN	GLOBAL TASA DE CONVERSION
4.000	20/03/92	N-C	62.570			56:150				
5.000	21/03/92		72.970			70:590				
7.000	23/03/92		68.450			66:850				
8.000	24/03/92		67.380	0.077	0.013	65:200	0.112		0.189	0.032
9.000	25/03/92					63.400	0.098	0.091	0.098	
10.000	26/03/92		67.400	0.227	0.054	69.000	0.115	0.046	0.342	0.051
11.000	27/03/92		68.980	0.219	0.0	74.860			0.219	
14.000	30/03/92		65.510	0.199	0.028	66.440	0.134	0.157	0.333	0.042
15.000	31/03/92		62.570	0.177	0.033	66.310	0.241	0.067	0.418	0.047
16.000	01/04/92		66.850	0.198	0.033	72.465	0.292	0.128	0.496	0.060
17.000	02/04/92		63.905	0.181	0.045	67.115	0.303	0.072	0.484	0.059
19.000	04/04/92		65.246	0.165		77.278	0.241		0.407	
21.000	06/04/92	U-F	73.000	0.108	0.017	75.110	0.236	0.186	0.344	0.045
22.000	07/04/92		69.000	0.236	0.082	74.300	0.230	0.029	0.466	0.043
23.000	08/09/92		56.960	0.171	0.047	62.300	0.226	0.076	0.397	0.060
24.000	09/04/92		57.220	0.157	0.043	62.040	0.167	0.394	0.324	0.079
25.000	10/04/92		52.940	0.113	0.026	62.940	0.137		0.249	0.071
26.000	11/04/92		55.880	0.123		64.176	0.228		0.350	
28.000	13/04/92		54.016	0.213	0.034	66.583	0.310	0.183	0.523	0.066
29.000	14/04/92		52.679	0.208	0.056	63.909	0.298	0.176	0.505	0.093
30.000	15/04/92		56.957	0.203	0.038	70.059	0.499	0.157	0.701	0.083
31.000	16/04/92		56.689	0.249	0.059	72.465	0.690	0.148	0.939	0.114
32.000	17/04/92									
33.000	18/04/92		66.310	0.145		85.567	1.196		1.341	
34.000	19/04/92		56.689	0.110		74.870	1.249		1.358	
35.000	20/04/92		54.283	0.088	0.020	72.198	1.790	0.211	1.877	0.146
36.000	21/04/92									
37.000	22/04/92		52.410	0.057	0.011	70.320	1.410	0.202	1.466	0.119
38.000	23/04/92		56.423	0.059	0.022	75.674	1.842	0.256	1.900	0.193
39.000	24/04/92		55.620	0.094	0.026	74.337	1.002	0.117	1.095	0.091
40.000	25/04/92	N-C	68.450	0.046	0.015	80.750	0.446	0.095	0.492	0.064
42.000	27/04/92	N-C	76.200	0.349	0.074	79.685	0.661	0.159	1.009	0.018
43.000	28/04/92	P	69.989	0.316	0.017	73.270	0.607	0.020	0.923	0.034
44.000	29/04/92		54.283	0.428	0.050	67.650	1.764	0.087	2.191	0.180
45.000	30/04/92		41.717	0.047		67.380	1.141	0.098	1.188	
46.000	01/05/92		52.590	0.348		59.435	0.332		0.680	0.053
47.000	02/05/92									
49.000	04/05/92		54.550	0.057	0.004	72.198	1.323	0.313	1.380	0.067
50.000	05/05/92		54.016			73.000	1.520	0.319	1.519	0.063
51.000	06/05/92		52.947			68.989	1.482	0.311	1.482	0.072
52.000	07/05/92		55.350	0.015	0.001	69.790	1.090	0.258	1.106	
53.000	08/05/92		52.410			67.385	1.079	0.184	1.078	0.073
54.000	09/05/92		54.559	0.009		70.861	0.831		0.840	
56.000	11/05/92		57.560	0.016	0.001	73.267	1.016	0.392	1.031	0.065
57.000	12/05/92		59.096	0.031	0.002	75.406	1.170	0.251	1.209	
58.000	13/05/92	N-C	56.155	0.034	0.003	69.524	0.543		0.576	0.086
59.000	14/05/92		46.529	0.003		72.733	0.617		0.620	0.101
60.000	15/05/92		57.220	0.004	0.002	77.550	0.734	0.281	0.738	0.102
61.000	16/05/92		60.430	0.004	0.001	77.011	0.283		0.287	0.036
63.000	18/05/92		66.850	0.057		77.540	0.360		0.417	0.053
64.000	19/05/92		67.385	0.132	0.048	76.477			0.132	0.011

TABLA A.12. (CONTINUACION)

DIA	FECHA	REACTOR 1	REACTOR 1	REACTOR 1	REACTOR 1	REACTOR 2	REACTOR 2	SISTEMA	SISTEMA
		% CH <sub>4</sub> en el Biogás	(1/d) CH <sub>4</sub> TPN	TASA DE CONVERSION	% CH <sub>4</sub> en el Biogás	(1/d) CH <sub>4</sub> TPN	TASA DE CONVERSION	(1/d) CH <sub>4</sub> TPN	GLOBAL TASA DE CONVERSION
65.000	20/05/92	P 64.177			73.267				
66.000	21/05/92								
67.000	22/05/92	58.829	0.164		69.790	0.542	0.076	0.907	0.054
68.000	23/05/92	51.340	0.254	0.920	70.060	0.473		0.726	0.051
70.000	25/05/92	65.513	0.339		70.326	0.516		0.854	0.058
71.000	26/05/92	54.550	0.313	0.889	66.050	0.473	0.045	0.785	0.057
72.000	27/05/92	54.550	0.244	0.866	69.520	0.613	0.053	0.857	0.062
73.000	28/05/92	53.480			68.989				
74.000	29/05/92	42.786	0.203	0.048	53.214	0.899	0.094	1.101	

TABLA A.13

DIA	FECHA	CONDUCTIVIDAD		
		$\mu\text{S}/\text{cm}$ INFLUENTE	$\mu\text{S}/\text{cm}$ EFLUENTE R1.	$\mu\text{S}/\text{cm}$ EFLUENTE R2.
	N-CARAMELO			
7	23/03/92	1067	1300	1248
16	01/04/92	970	1142	1218
	U-FRESA			
22	07/04/92	936	1076	644
28	13/04/92	675	2808	2216
36	21/04/92	660	2842	2944
	PEPSICOLA			
44	29/04/92	1768	8840	3900
56	12/05/92	1925	3410	3465

TABLA A.14

DIA	FECHA	POTENCIAL DE OXIDO REDUCCION	
		ORP $\pm\text{V}$ EFLUENTE R1.	ORP $\pm\text{V}$ EFLUENTE R2:
	N-CARAMELO		
7	23/03/92	-194	-198
16	01/04/92	-236	-265
	U-FRESA		
22	07/04/92	-218	-270
28	13/04/92	-315	-338
36	21/04/92	-311	-313
	PEPSICOLA		
44	29/04/92	-296	-310
49	05/05/92	-350	-359
56	12/05/92	-334	-340

TABLA A.15

DIA	FECHA	COLOR (escala Pt/Co)			EFICIENCIA GLOBAL
		INFLUENTE	EFLUENTE R1.	EFLUENTE R2.	
	M-CARAMELO				
10	23/03/92	10833	3500	3000	72.3
11	27/03/92	10833	3500	3000	72.3
14	30/03/92	10000	3500	3000	70
16	01/04/92	10000	3500	3000	70
	UVA-FRESA				
25	10/04/92	--	2500	2500	
28	13/04/92	--	1250	2500	
29	14/04/92	--	1750	1750	
37	22/04/92	--	2000	2250	
	PEPSICOLA				
45	30/04/92	62500	50000	56250	10
50	06/05/92	62500	50000	50000	20
57	13/05/92	55000	50000	50000	9.1
62	18/05/92		40000	32500	
74	30/05/92	55000	45000	50000	9.1

-- no se puede determinar en la escala Pt/Co