



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES IZTACALA

"ESTUDIO DEL EFECTO DE LA PRESIÓN
HIDROSTÁTICA SOBRE LA GRANULACIÓN
DE LODO ANAEROBIO"

TESIS

Que para obtener el título de

BIÓLOGO

Presenta

ADRIANA DOMÍNGUEZ ARRIETA

MÉXICO, D.F.

1994



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

DEDICATORIAS

A mis padres Alicia y Ángel porque gracias a su apoyo incondicional y a su cariño he recorrido este camino de la vida sin obstáculos y he podido concluir esta etapa de mi vida. Su alegría y entusiasmo son para mí alicientes para seguir siempre adelante.

A mis hermanos Norma A., Ángel, Alejandro, Alberto, Ana Ma. y Araceli P., por su paciencia y comprensión.

A todos mis amigos, especialmente a Lucy, por compartir conmigo momentos tan maravillosos e inolvidables.

AGRADECIMIENTOS

A la Dra. Susana Saval B. por la asesoría de este trabajo, por su profesionalismo y por ser una excelente amiga.

Al Dr. Adalberto Noyola R. Coordinador de Bioprosesos Ambientales del Instituto de Ingeniería de la UNAM.

Al Instituto de Ingeniería por facilitar las instalaciones para la realización de este trabajo.

CONTENIDO

	<i>pág</i>
RESUMEN	I
LISTA DE TABLAS	II
LISTA DE FIGURAS	IV
NOMENCLATURA	VIII
INTRODUCCIÓN	1
OBJETIVOS	3
I. MARCO TEÓRICO	4
A. Tratamiento anaerobio de aguas residuales	6
1. Interacciones bacterianas	7
2. Factores fisicoquímicos que influyen en la degradación anaerobia	14
3. Reactores empleados para el tratamiento anaerobio de aguas residuales	15

B. GRANULACIÓN	18
1. Fenómeno de granulación	18
2. Características del lodo granular	21
3. Factores que influyen sobre la granulación	27
4. Teorías sobre la formación y estructura del lodo granular	30
5. Fuentes de obtención de inóculo para la generación de lodo granular	38
C. EFECTO DE LA PRESIÓN HIDROSTÁTICA EN SISTEMAS BIOLÓGICOS	41
1. Ambientes marinos	41
2. Cultivo de microorganismos miceliares en fermentadores a gran escala	43
II. ANTECEDENTES	45
III. METODOLOGÍA	48
A. ESTRATEGIA	48
B. DESARROLLO EXPERIMENTAL	50
1. ETAPA 1	50
a. Inoculación de los reactores	50
b. Adaptación de los lodos	51

2. ETAPA 2	51
a. Evaluación del efecto de la presión	51
3. ETAPA 3	52
a. Instalación del reactor UASB	52
b. Inoculación del reactor UASB	53
c. Condiciones de operación del reactor UASB	53
C. TÉCNICAS ANALÍTICAS	54
IV. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	58
V. CONCLUSIONES	115
BIBLIOGRAFÍA	117
APÉNDICE A	130
APÉNDICE B	133
APÉNDICE C	142

RESUMEN

Se llevó a cabo un estudio en reactores con el fin de evaluar el efecto de la presión hidrostática sobre la granulación de lodos anaerobios. Para esto se utilizaron 4 reactores sometidos a diferentes presiones manométricas (0.2, 0.4 y 0.6 kg/cm²) tratando de simular diferentes alturas de reactor (2, 4 y 6 m de columna de agua, respectivamente), otro reactor mantenido a presión atmosférica sirvió como control. Los lodos empleados fueron previamente adaptados al sustrato para evitar su acidificación. Las características de los lodos sometidos a presión fueron muy similares a las del lodo mantenido a presión atmosférica, lo que indicó que la presión en sí, no tuvo efecto sobre el proceso de granulación. Sin embargo, el suministro constante de nutrientes permitió a los lodos mantener muy activo su metabolismo, de tal forma que se observó formación de agregados cuyo diámetro aumentó de 1 a 1.87 mm y su índice volumétrico de lodos disminuyó de 46.89 a 14.73 ml/g (en promedio) después de 6 meses de operación.

La estabilidad de los lodos agregados con buenas características de sedimentación se evaluó en un reactor UASB de laboratorio que operó en continuo con agua residual proveniente de una industria de frituras de papa y maíz. El arranque de este reactor requirió solamente 27 días, y durante la etapa estable se alcanzaron eficiencias de remoción de la materia orgánica (expresada como DQO) cercanas al 90%. Al final de los 6 meses que duró la experimentación, se incrementaron la actividad metanógena de 0.29 a 0.41 gDQO-CH₄/gSSV·d y el diámetro de los agregados de 1.02 a 1.43 mm. Esto indicó que el lodo soportó las condiciones hidrodinámicas impartidas por el flujo ascendente.

LISTA DE TABLAS

No. Tabla	pág.
I.1. Contenido de micronutrientes en las bacterias metanógenas (Scherrer, 1983).	15
I.2. Sustratos en los que se ha observado granulación (adaptado de Hulshoff, 1989).	19
I.3. Actividad metanógena específica de lodos granulares en diferentes aguas residuales (Hulshoff, 1989).	26
I.4. Características de diversas fuentes de inóculo para reactores UASB (Noyola, 1991).	39
III.1. Características del reactor UASB.	52
III.2. Parámetros fisicoquímicos determinados durante el desarrollo experimental.	55
III.3. Parámetros determinados para evaluar las características de los lodos.	56
IV.1. Caracterización del lodo de inóculo y melaza.	61
IV.2. Características de los lodos durante la etapa de adaptación.	66
IV.3. Características de los lodos durante la etapa de presurización.	84
IV.4. Características del inóculo para el reactor UASB.	85
IV.5. Condiciones de operación del reactor UASB.	86
IV.6. Características de los lotes de agua residual industrial.	88
IV.7. Parámetros evaluados durante la operación del reactor UASB.	97
IV.8. Eficiencia de funcionamiento del reactor UASB.	98

IV.9. Características de la cama de lodos al inicio y final de la operación del reactor UASB.	114
IV.10. Especiación de metales en los lodos del reactor UASB.	115

LISTA DE FIGURAS

No. Figura	pág.
I.1. Degradación anaerobia de la materia orgánica y principales géneros bacterianos involucrados (Stronach <i>et al.</i> 1986).	8
I.2. Representación esquemática del reactor de lecho de lodos con flujo ascendente (UASB).	17
I.3. Representación esquemática del crecimiento y desintegración del grano de acuerdo a la concentración de sustrato.	34
I.4. Modelo multicapas de un grano anaerobio (Guiot <i>et al.</i> 1991).	37
III.1. Representación esquemática del reactor empleado para evaluar el efecto de la presión.	49
III.2. Representación esquemática del reactor UASB empleado.	53
IV.1. Perfil de la alcalinidad a pH 5.75 durante la etapa de adaptación.	60
IV.2. Perfil de la alcalinidad total a pH 4.3 durante la etapa de adaptación.	60
IV.3. Perfil del pH durante la etapa de adaptación.	62
IV.4. Concentración de ácido acético en el sobrenadante.	63
IV.5. Concentración de ácido propiónico en el sobrenadante.	63
IV.6. Porcentaje de metano en el biogás durante la etapa de adaptación.	65

IV.7. Porcentaje de CO ₂ en el biogás durante la etapa de adaptación.	65
IV.8. Perfil de la alcalinidad a pH 5.75 durante la etapa de presurización.	68
IV.9. Perfil de la alcalinidad total a pH 4.3 durante la etapa de presurización.	68
IV.10. Perfil de degradación de ácidos grasos volátiles en el sobrenadante del reactor R4 (control).	69
IV.11. Perfil de degradación de ácidos grasos volátiles en el reactor R3 (0.6 kg/cm ²).	70
IV.12. Perfil del pH durante la etapa de presurización.	72
IV.13. Perfil de la relación <i>alfa</i> durante la etapa de presurización.	72
IV.14. Reactores R1 (izquierda) y R2 (derecha) sometidos a presiones manométricas de 0.2 y 0.4 kg/cm ² , respectivamente.	73
IV.15. Acercamiento del reactor R3 sometido a presión manométrica de 0.6 kg/cm ² .	74
IV.16. Volumen total dentro del reactor.	75
IV.17. Volumen de la cama de lodos.	75
IV.18. Concentración de sólidos suspendidos totales en el lodo.	76
IV.19. Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el lodo.	77
IV.20. Porcentaje de sólidos suspendidos volátiles en el lodo.	77
IV.21. Concentración de sólidos suspendidos fijos en el lodo.	78
IV.22. Porcentaje de sólidos suspendidos fijos en el lodo.	79
IV.23. Perfil de la velocidad de sedimentación de los lodos.	80
IV.24. Perfil del índice volumétrico de lodos.	80
IV.25. Diámetro de los agregados.	81
IV.26. Actividad metanógena medida sobre ácido acético.	82
IV.27. Actividad metanógena medida sobre ácido propiónico y butírico.	82

IV.28. Numeración de los grupos bacterianos presentes en el lodo del R3 (0.6 kg/cm ²).	83
IV.29. Perfil la carga orgánica volumétrica suministrada al reactor UASB.	87
IV.30. Perfil de la relación <i>alfa</i> durante la operación del reactor UASB.	89
IV.31. Perfil de la DQO total durante la operación del reactor UASB.	91
IV.32. Perfil de la DQO soluble durante la operación del reactor UASB.	91
IV.33. Eficiencia de remoción de DQO total.	92
IV.34. Eficiencia de remoción de DQO soluble.	93
IV.35. Alcalinidad a pH 5.75 durante la operación del reactor UASB.	94
IV.36. Alcalinidad total durante operación del reactor UASB.	94
IV.37. Perfil del pH durante la operación del reactor UASB.	95
IV.38. Producción volumétrica de biogás.	96
IV.39. Composición del biogás.	96
IV.40. Perfil de sólidos totales durante la operación del reactor UASB.	99
IV.41. Porcentaje de remoción de sólidos totales durante la operación del reactor UASB.	99
IV.42. Perfil de sólidos totales volátiles durante la operación del reactor UASB.	100
IV.43. Porcentaje de remoción de sólidos totales volátiles durante la operación del reactor UASB.	101
IV.44. Perfil de sólidos suspendidos totales durante la operación del reactor UASB.	101

IV.45. Porcentaje de remoción de sólidos suspendidos totales durante la operación del reactor UASB.	102
IV.46. Perfil de sólidos suspendidos volátiles durante la operación del reactor UASB.	103
IV.47. Porcentaje de remoción de sólidos suspendidos volátiles durante la operación del reactor UASB.	103
IV.48. Concentración de nitrógeno total durante la operación del reactor UASB.	104
IV.49. Concentración de nitrógeno amoniacal durante la operación del reactor UASB.	105
IV.50. Concentración de sólidos suspendidos volátiles en la cama de lodos del reactor UASB.	107
IV.51. Proporción de sólidos suspendidos volátiles y fijos en la cama de lodos del reactor UASB.	108
IV.52. Índice volumétrico de lodos durante la operación del reactor UASB.	108
IV.53. Velocidad de sedimentación del lodo del reactor UASB.	109
IV.54. Evolución del diámetro de los agregados.	110
IV.55. Aspecto de los agregados granulares al finalizar la corrida experimental.	111
IV.56. Actividad metanógena específica medida sobre los ácidos acético, propiónico y butírico del lodo del reactor UASB.	112
IV.57. Numeración de los grupos bacterianos presentes en la cama de lodos del reactor UASB.	113

NOMENCLATURA

A -	Bacterias acetoclásticas
AE -	Actividad metanógena específica
AGV's-	Ácido grasos volátiles
DQO -	Demanda química de oxígeno
F -	Bacterias fermentativas
H -	Bacterias hidrogenófilas
IVL -	Índice volumétrico de lodos
NMP -	Número mas probable
NT -	Nitrógeno total
OHP -	Bacterias acetógenas productoras obligadas de hidrógeno, butirótrofas
OHB -	Bacterias acetógenas productoras obligadas de hidrógeno, propionótrofas
ppH ₂	Presión parcial de hidrógeno
ST -	Sólidos totales
STV -	Sólidos totales volátiles
STF -	Sólidos totales fijos
SS -	Sólidos suspendidos
SSV -	Sólidos suspendidos volátiles
SSF -	Sólidos suspendidos fijos
TRH -	Tiempo de retención hidráulica
UASB -	Reactor anaerobio de flujo ascendente y lecho de lodos
VEL. ASC.-	Velocidad ascendente
VEL. SED.-	Velocidad de sedimentación

INTRODUCCIÓN

La granulación es un fenómeno de agregación natural entre los microorganismos anaerobios que degradan la materia orgánica contenida en aguas residuales. Este tipo de agregación proporciona a los microorganismos dos características principales: alta actividad metanógena y alta capacidad de sedimentación. Se ha visto que este fenómeno es precisamente la base de funcionamiento de los reactores anaerobios de lecho de lodos con flujo ascendente, conocidos como UASB, por sus siglas en inglés (Upflow Anaerobic Sludge Blanket).

El tiempo que tarda en ocurrir la granulación puede variar dependiendo de varios factores, entre ellos, el tipo de agua residual, el pH, las características del inóculo, la temperatura y la hidrodinámica del sistema, pero generalmente los granos se aprecian a partir de 6 meses de haber iniciado la operación del reactor.

La baja generación de biomasa en los procesos anaerobios no permite disponer fácilmente de lodo granular con buenas características de sedimentación y resistencia al estrés hidrodinámico, que pueda servir como inóculo para el arranque de nuevos reactores industriales y permita asegurar su estabilidad operacional. Esto ha sido una

limitante para la expansión de la tecnología UASB en México. Por esta razón se han venido realizando estudios enfocados al desarrollo de metodologías rápidas, sencillas y económicas para producir lodo granular que sirva de inóculo para reactores UASB industriales.

Por otro lado, en experimentos realizados con anterioridad en reactores UASB de laboratorio, se ha observado la formación de lodos solamente de tipo floculento-granular pero no granos compactos. Esto posiblemente se debe a que los reactores no han tenido la altura necesaria para observar si la presión hidrostática tiene algún efecto sobre la granulación. Es por eso que surgió el interés por estudiar a la presión hidrostática como un efector del proceso de granulación en lodos anaerobios.

Hasta la fecha no se han reportado estudios en los que se haya observado el efecto de la presión hidrostática sobre la granulación; sin embargo, se sabe que en el cultivo de microorganismos en fermentadores de gran escala, la presión hidrostática juega un papel importante sobre la morfología celular, factor que en combinación con la hidrodinámica del sistema finalmente determinan la eficiencia de su actividad metabólica.

OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

Estudiar el efecto de la presión hidrostática sobre la granulación de lodos anaerobios.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

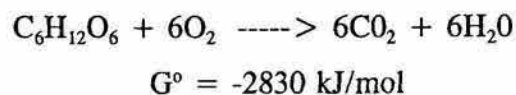
- Caracterizar los lodos obtenidos a las diferentes presiones hidrostáticas.
- Identificar los grupos tróficos presentes en los lodos anaerobios.
- Analizar el proceso de formación de los granos.
- Evaluar la estabilidad de los lodos durante el tratamiento de un agua residual industrial en reactores UASB.

I. MARCO TEÓRICO

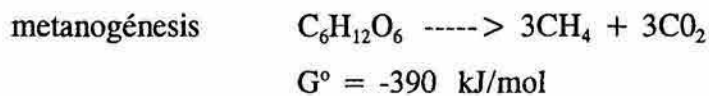
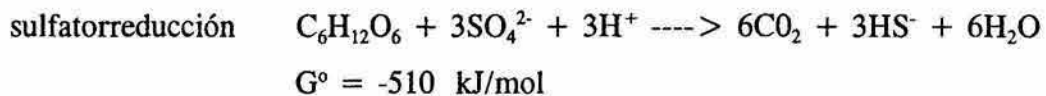
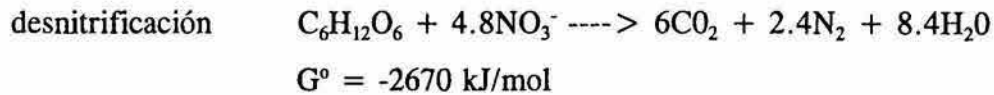
Los procesos biológicos para el tratamiento de aguas residuales de origen doméstico o industrial se han venido usando a nivel mundial desde hace ya varias décadas. Estos procesos se aplican cuando la materia orgánica contenida en el agua residual es biodegradable, lo que permite explotar la capacidad de una gran variedad de microorganismos para digerir compuestos orgánicos complejos y transformarlos en moléculas más sencillas.

En general, existen dos vías para la degradación biológica de la materia orgánica, lo que determina cual de ellas ocurre es la presencia del aceptor final de electrones. Así, se tienen procesos aerobios que requieren oxígeno y procesos anaerobios que ocurren en ausencia de éste.

La reacción que representa en forma global a un proceso aerobio es la siguiente:



Durante la degradación por vía anaerobia, otros compuestos como nitratos, sulfatos o dióxido de carbono actúan como aceptores finales de electrones, las reacciones globales serían las siguientes:



Entre los procesos anaerobios, el más atractivo es la metanogénesis, ya que se obtiene metano como subproducto, el cual puede ser utilizado como energético.

Además de la presencia del aceptor final de electrones, otros factores como las diferencias en los cambios de energía libre (G°) y la afinidad a los sustratos, también determinan la secuencia de reacciones que ocurren durante la transformación de la materia orgánica en condiciones anaerobias (Schink y Thauer, 1987). Estas reacciones bioquímicas, son posibles solamente en un medio reductor y son catalizadas por enzimas secretadas por los mismos microorganismos.

Las primeras descripciones científicas del proceso de metanación datan de finales del siglo XVIII y principios del XIX con los trabajos de Volta y Dalton, pero fue mucho después que se determinó la asociación de la metanogénesis con un proceso microbiológico que se efectúa espontáneamente en la naturaleza cuando una concentración elevada de microorganismos se mantiene en zonas carentes de oxígeno,

como en el caso de lagunas, pantanos, sedimentos marinos o lacustres (Calzada, 1990) y en medios ambientes extremos como en lagunas hipertermofílicas (Guyot, 1992). De hecho, los "fuegos fatuos" y los "dragones" descritos en diferentes formas por varias culturas corresponden probablemente a la ignición de gases derivados de la descomposición metanógena de la materia orgánica.

A escala industrial, el proceso de digestión anaerobia se ha utilizado por más de 50 años en la estabilización de lodos provenientes de plantas de tratamiento de aguas residuales municipales.

A. TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES

Hasta antes de la crisis energética de 1973, se asumía que la digestión anaerobia era un proceso inherentemente inestable, con baja velocidad de crecimiento bacteriano e incapaz de soportar cargas orgánicas substanciales. Sin embargo, el tratamiento anaerobio ofrecía un enorme potencial para la remoción de materia orgánica de varios tipos de agua residual. En la última década, se ha aplicado con gran éxito al tratamiento de aguas residuales provenientes del procesamiento de alimentos y bebidas, de tal forma que en la actualidad es una tecnología ampliamente aceptada.

En el tratamiento anaerobio las bacterias dirigen el 90% de la energía contenida en la materia orgánica (expresada como demanda química de oxígeno, DQO) hacia la producción de un biogás con alto contenido de metano y solamente aprovechan para síntesis celular y funciones vitales, alrededor del 10%. Esto confiere al tratamiento anaerobio ventajas sobre los procesos aerobios ya que en éstos el 60% de la energía contenida en la materia orgánica se transforma en células y el 40% restante se disipa en forma de calor.

La energía contenida en el metano producido puede ser utilizada en la generación de energía calorífica directamente o transformada a mecánica o eléctrica. El proceso puede realizarse en cualquier escala de operación, se requieren instalaciones relativamente sencillas y compactas, lo que reduce notablemente los costos de operación y mantenimiento (Noyola, 1990).

Adicionalmente, los procesos anaerobios presentan otras ventajas como son:

- bajo requerimiento de nutrientes,
- pueden ser aplicadas altas cargas orgánicas,
- la actividad de los lodos anaerobios puede preservarse después de varios meses en ausencia de sustrato,
- los microorganismos permanecen dentro de los reactores formando agregados granulares o biopelículas con alta actividad,
- la biomasa puede adaptarse a diversos tipos de aguas residuales con bajo contenido de compuestos tóxicos.

1. INTERACCIONES BACTERIANAS

En la digestión anaerobia participan diferentes tipos de bacterias, las cuales se clasifican en los siguientes grupos bacterianos:

- bacterias hidrolíticas
- bacterias fermentativas ó acidógenas
- bacterias acetógenas productoras obligadas de hidrógeno (OHPA)
- bacterias metanógenas hidrogenófilas
- bacterias metanógenas acetoclásticas

Su participación en las diferentes etapas del proceso de degradación, así como sus principales sustratos se muestran en la Fig. I.1.

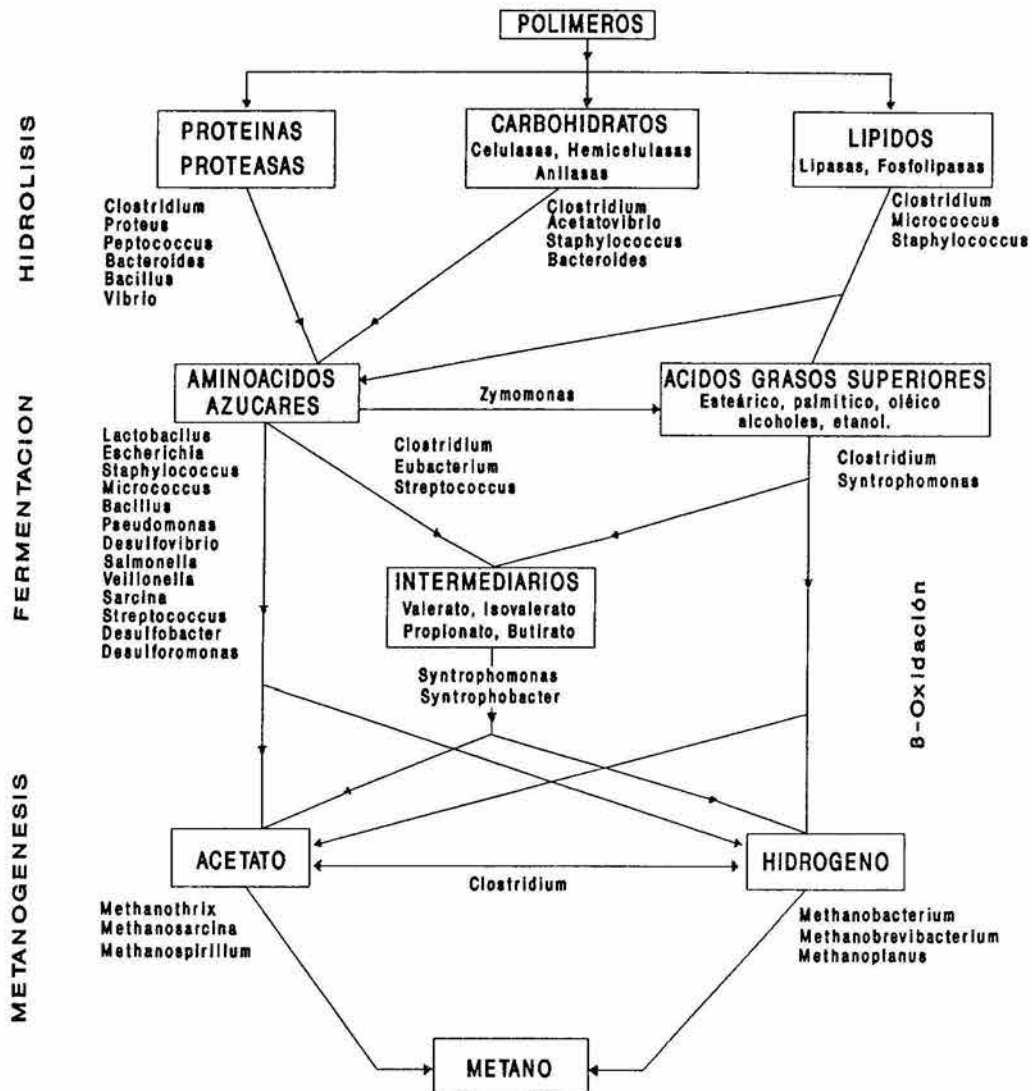


Fig. I.1. Degradación anaerobia de la materia orgánica y principales géneros bacterianos involucrados (Stronach *et al.* 1986).

De esta manera, es posible diferenciar varias etapas que ocurren sucesivamente durante la biotransformación de la materia orgánica hasta metano.

- Hidrólisis y Fermentación
- Acetogénesis
- Metanogénesis

Hidrólisis y Fermentación

En esta etapa se inicia el fenómeno de digestión anaerobia. Los polímeros naturales tales como celulosa, pectina, proteínas, lípidos y polisacáridos, son despolimerizados por bacterias quimioheterótrofas no metanógenas a azúcares libres y aminoácidos, los cuales pueden penetrar la membrana celular. Los monómeros generados son transformados (intracelularmente) por fermentación o acidogénesis en ácidos grasos volátiles (acético, propiónico y butírico), alcoholes (metanol y etanol principalmente), dióxido de carbono e hidrógeno (Gujer y Zehnder, 1983; Guyot, 1992; Rojas, 1988).

Las bacterias responsables de esta etapa pueden ser anaerobias facultativas o estrictas, entre ellas están *Acetovibrio cellulolyticus*, *Clostridium thermocellum*, *C. populetti*, *C. cellulolyticum*, además de otros géneros como *Bacteroides*, *Bacillus*, *Enterobacter*, *Acetobacter* e *Llyobacter* (Guyot, 1992).

Esta primera etapa es muy compleja, ya que cuando se trata de fermentar moléculas solubles fácilmente hidrolizables, la fermentación ocurre rápidamente. Sin embargo, en caso de un exceso de sustrato, la hidrólisis provoca una sobreproducción de ácidos grasos volátiles, los que pueden acidificar el medio hasta valores de pH inhibitorios. Además, se puede producir un exceso de hidrógeno, el cual también inhibe la metanogénesis.

Acetogénesis

Bacterias acetógenas productoras obligadas de hidrógeno. Durante la acetogénesis, los productos de fermentación obtenidos en la etapa anterior, son convertidos en acetato, hidrógeno y dióxido de carbono por un grupo de bacterias denominadas bacterias acetógenas productoras obligadas de hidrógeno ("OHPA": Obligated Hydrogen Producing Acetogen). Estas bacterias son inhibidas por el hidrógeno que producen, por lo que mantienen una estrecha relación con bacterias que remueven el hidrógeno o hidrogenófilas, que son generalmente metanógenas. Cuando el medio contiene sulfatos, las bacterias sulfatorreductoras (BSR) sustituyen a las metanógenas, pero en ausencia de sulfatos, ciertos grupos de BSR pueden establecer una relación sintrófica con las bacterias metanógenas hidrogenófilas denominada "transferencia interespecie de hidrógeno", de la misma manera que las bacterias OHPA.

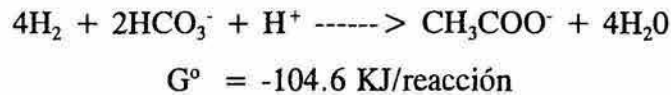
El fenómeno de transferencia interespecie es importante también en la primera etapa. Muchas bacterias fermentativas son capaces de transferir electrones vía hidrógeno a bacterias hidrogenófilas, lo que resulta en un incremento en acetato y por tanto en una ganancia energética. Sin esta transferencia de hidrógeno o su acumulación, las bacterias fermentativas estarían termodinámicamente obligadas a producir mayores cantidades de compuestos tales como etanol, lactato, propionato y butirato, lo que no es bueno ya que el sistema está diseñado naturalmente para una producción máxima de acetato, que es el principal precursor del metano.

Se han detectado 4 tipos de bacterias OHPA capaces de llevar a cabo la degradación de los ácidos grasos:

- *Syntrophomonas wolfei* oxida los ácidos monocarboxílicos saturados de C₄ a C₈ en acetato e hidrógeno (Mc Inerney *et al.* 1981).

- *Syntrophobacter wolinii* oxida el propionato en acetato, CO₂ e hidrógeno (Boone and Bryant, 1980).
- *Syntrophomonas sapovorans* oxida los ácidos grasos saturados de C₄ a C₁₈ y algunos ácidos grasos insaturados (Roy *et al.* 1986).
- *Syntrophospora bryantii* oxida los ácidos grasos de C₄ a C₁₁ (Stieb y Schink, 1985; Zhao *et al.* 1990).

Bacterias homoacetógenas. Son capaces de transformar una mezcla hidrógeno-dióxido de carbono y algunos azúcares como glucosa y fructuosa, en acetato de acuerdo a la reacción:



Algunas de estas bacterias son *Clostridium formicoaceticum* y *Acetobacterium woodii* (Balch *et al.* 1977).

Bacterias sulfatorreductoras (BSR). Estas bacterias son capaces de reducir los sulfatos en sulfuros de hidrógeno. Existen básicamente 2 grupos:

- BSR grupo I. Capaces de oxidar parcialmente el lactato en acetato y dióxido de carbono, la mayoría puede utilizar el etanol. Las más representativas son *Desulfovibrio vulgaris* y *D. desulfuricans*, estas bacterias pueden establecer una transferencia interespecie de hidrógeno con una metanógena en ausencia de sulfatos.
- BSR grupo II. En presencia de sulfatos realizan la oxidación de los ácidos grasos volátiles y de algunos compuestos aromáticos. En ausencia de sulfatos este grupo puede establecer una transferencia interespecie de hidrógeno con las bacterias OHPA, encargadas de degradar los ácidos grasos volátiles.

Metanogénesis

La metanogénesis es la última etapa de la digestión anaerobia y para que se lleve a cabo adecuadamente se requieren 3 condiciones básicas: a) anaerobiosis estricta; b) condiciones reductoras rigurosas (< -330 mV); y c) ausencia de aceptores finales de electrones que favorezcan otras vías que compitan con la metanogénesis. En esta etapa actúan bacterias metanógenas, que son las únicas que pueden transformar anaerobicamente acetato e hidrógeno, en metano (Guyot, 1992).

Las bacterias metanógenas han sido clasificadas dentro de un grupo filogenéticamente diferente al de las *Eubacterias*, éste es el de las *Archaeobacterias*, ya que su pared celular no contiene mureína y su membrana citoplásmica está constituida fundamentalmente por hidrocarburos isoprenoides, en lugar de ésteres de glicerina y ácidos grasos, como el resto de las bacterias (Woese, 1981).

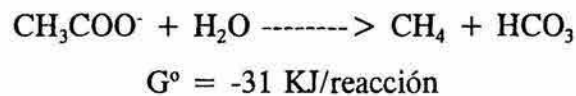
Estas metanobacterias contienen coenzimas específicas que no han sido encontradas en otros géneros bacterianos, como la coenzima M (HS-CoM: coenzima metil-reductasa) cuya función es transportar el grupo metilo del acetato o del metanol bajo la forma de metil-reductasa ($\text{CH}_3\text{-S-CoM}$), al final de la vía metabólica se obtiene metano y se regenera la coenzima M. Otra coenzima específica es el factor 420 (F_{420}) que es un 5-deazaflavin, análogo a la flavina mononucleótido (FMN), funciona como aceptor de electrones, pero a un potencial redox más bajo que la mayoría de las flavinas ($E_v = -373$ Mv). El F_{420} presenta una alta fluorescencia a 420 nm en estado oxidado lo que da a las metanógenas un color azul-verde al ser observadas por microscopía de epifluorescencia (Guyot, 1992; Dolfing y Mulder, 1985).

Las bacterias metanógenas oxidan un número reducido de sustratos: hidrógeno, formato, metanol, metilaminas, acetato, etanol, propanol-2 y ciclopentanol (Rouvière

y Wolfe, 1988; Widdel, 1986). Básicamente estas bacterias pueden dividirse en 2 grupos tróficos:

- **Bacterias hidrogenófilas no acetoclásticas.** Obtienen su energía de la oxidación del hidrógeno en presencia de dióxido de carbono como aceptor de electrones. La mayoría de las bacterias de este grupo pueden utilizar el formato, no pueden utilizar el acetato como fuente de energía, pero algunas lo utilizan como fuente de carbono. Dentro de este grupo se encuentran: *Methanobacterium formacicum* (bacilos); *M. thermoautotrophicum* (especie termofílica, bacilos largos); *Methanospirillum hungatei* (largos filamentos); *Methanobrevibacter* sp. (bacilos cortos).

- **Bacterias metanógenas acetoclásticas.** Producen metano a partir del grupo metilo del acetato según la siguiente ecuación:



Esta reacción es muy importante para la digestión anaerobia ya que el 73% del metano producido proviene del acetato (Smith y Mah, 1966).

Algunas de las bacterias de este grupo pueden utilizar el metanol, las metilaminas y el hidrógeno. Existen dos géneros: *Methanosarcina* y *Methanotherix*.

Las bacterias del género *Methanosarcina* tienen una baja afinidad por el acetato ($K_s = 5 \text{ Mm}$), pueden ser inhibidas por hidrógeno y formato (Guyot y Ramírez, 1989), y pueden utilizar además del acetato, las metilaminas, el metanol y solo algunas, el hidrógeno. Las especies más representativas son: *Methanosarcina barkeri*, *M. mazei*, *M. thermophila* (termófila).

Las bacterias del género *Methanothrix* (ó *Methanosaeta*), forman largos filamentos fácilmente identificables por observación microscópica, tienen una alta afinidad al acetato ($K_s = 0.7 - 1.2 \text{ mM}$) y también pueden usar el metanol. No utilizan el hidrógeno ni el formato y no son inhibidas por ellos. Las especies más representativas son *Methanosaeta concilii* y *M. thermoacetophila* (termófila) (Guyot, 1992).

2. FACTORES FISICOQUÍMICOS QUE INFLUYEN EN LA DEGRADACIÓN ANAEROBIA

Los principales factores que inciden en un proceso anaerobio están relacionados con aquellos parámetros cuyo control permite una mayor actividad de la biomasa. Entre ellos: pH, alcalinidad, temperatura y presencia de micronutrientes.

El tratamiento anaerobio puede desarrollarse adecuadamente a un intervalo de pH comprendido entre 6.2 y 7.8 con un óptimo de 7.0 a 7.2. Fuera de este intervalo, el proceso puede continuar, aunque en forma poco eficiente. Valores por debajo de la neutralidad pueden ser debidos a la acumulación de ácidos grasos volátiles; mientras que los que están por encima indican la formación de amoníaco en exceso (Noyola *et al.* 1989).

El sistema anaerobio es sensible a variaciones de pH debidos a la alcalinidad, que es su sistema amortiguador, el cual permite mantener el pH en un intervalo adecuado. Durante la etapa acidógena de la digestión anaerobia se producen una gran cantidad de ácidos grasos volátiles, si el sistema cuenta con una buena capacidad amortiguadora podrá resistir ésta acumulación de AGV's sin un excesivo descenso en el pH (Rojas, 1988).

La temperatura es un factor importante debido a que la velocidad de las reacciones bioquímicas son afectadas directamente. La temperatura óptima para las bacterias metanógenas es de 37°C, con límites entre 30 y 40°C, aunque el proceso puede llevarse a cabo a otras temperaturas, pero no con la misma eficiencia (Gujer y Zehnder, 1983).

Como todo proceso biológico, el tratamiento anaerobio requiere nutrientes inorgánicos para el buen desarrollo bacteriano. Las bacterias metanógenas contienen algunos micronutrientes como Ni, Fe, Co, en concentraciones más altas que en otros organismos (Tabla I.1), lo cual indica un requerimiento particular de estos elementos, además de azufre, molibdeno, tungsteno (Wolframio) y selenio, que son esenciales para la actividad bacteriana ya que forman parte estructural de las enzimas involucradas (Scherrer, 1983).

Tabla I.1. Contenido de micronutrientes en las bacterias metanógenas (Scherrer, 1983).

MICRO-NUTRIENTES	CONCENTRACIÓN mg/kg células secas
Fe	1800
Ni	100
Co	75
Mo	60
Zn	60
Mn	20
Cu	10

3. REACTORES EMPLEADOS PARA EL TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES

El desarrollo de reactores para el tratamiento de aguas residuales se inició con los trabajos de Young y McCarty (1969), quienes desarrollaron el sistema de filtro

anaerobio con el que se podían aplicar cargas superiores a $3.4 \text{ kg-DQO/m}^3\cdot\text{d}$, obteniéndose eficiencias de remoción del 87% al utilizar ácidos grasos volátiles como sustrato. La tendencia fue desarrollar sistemas que permitieran controlar la biomasa activa dentro del reactor y desacoplar el tiempo de retención celular del tiempo de retención hidráulica, ya que la capacidad de tratamiento de reactores biológicos está dada por la cantidad de biomasa activa que puede ser retenida dentro del sistema y por el tiempo de contacto que pueda establecerse entre el lodo y la materia orgánica contenida en el agua residual.

Los avances en este campo dieron lugar a tres generaciones de reactores anaerobios. A la primera generación pertenecen los sistemas en los que la biomasa se encuentra sedimentada o bien en suspensión, con un mínimo de contacto con el sustrato. Generalmente son de tipo completamente mezclado y sin recirculación de sólidos, por lo que la relación de los tiempos de retención celular e hidráulico (TRC/TRH) es igual a 1. Ejemplo de estos reactores son las fosas sépticas, los tanques Imhoff, así como los digestores convencionales y los completamente mezclados. El reactor de contacto anaerobio, al considerar el reciclado de lodos, aumenta la relación TRC/TRH y lo hace un poco más estable, por lo que constituye una transición entre la primera y la segunda generación.

En los reactores de segunda generación los microorganismos son retenidos dentro del reactor, ya sea adheridos a un soporte formando una biopelícula, o por adhesión entre si formando granos, lo cual permite reducir los tiempos de retención hidráulica. Entre estos reactores se encuentra el filtro anaerobio, reactor tubular de película fija y el reactor de lecho de lodos con flujo ascendente (UASB, Upflow Anaerobic Sludge Blanket).

Los reactores de tercera generación contienen microorganismos adheridos en forma de biopelícula, a un soporte que fluidifica. Utilizan una corriente de recirculación para provocar un flujo ascendente y fluidificar el lecho de las partículas. Su avance consiste en tiempos de retención inferiores a 12 h (Noyola, 1990).

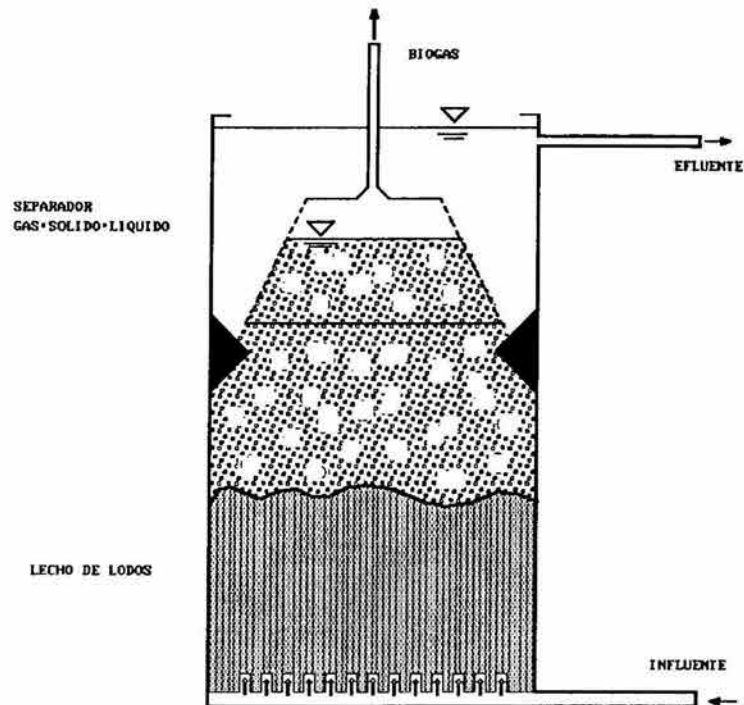


Fig. I.2. Representación esquemática del reactor de lecho de lodos con flujo ascendente (UASB).

Entre los reactores de segunda generación resalta el reactor UASB (Fig. I.2), desarrollado por Lettinga en 1982, que por su simplicidad es el más difundido a nivel mundial. Su gran ventaja radica en que no requiere ningún tipo de soporte para retener la biomasa, lo que implica un ahorro importante en los costos de inversión y reducción en el volumen de reactor. Su principio de funcionamiento se basa en la buena sedimentabilidad de la biomasa, la cual se aglomera en forma de granos compactos con

un alto grado de retención dentro del reactor, con lo que se logran bajos tiempos de retención hidráulica (Noyola, 1991).

B. GRANULACIÓN

Los microorganismos involucrados en la degradación de la materia orgánica tienen la capacidad de autoinmovilizarse. Aquellos que se desarrollan en los reactores de lecho de lodos con flujo ascendente forman agregados granulares, llamados también granos o "pellets". Los granos tienen por lo general forma esférica, su tamaño varía de 0.1 a 5 mm y se forman como resultado de las condiciones hidrodinámicas que rigen al sistema. Poseen una buena sedimentabilidad que evita sean evacuados del reactor, además de una alta actividad metanógena que permite degradar altas concentraciones de sustrato en tiempos cortos.

1. FENÓMENO DE GRANULACIÓN

La granulación fue observada por primera vez durante la operación de un reactor UASB de 6 m³ en la planta CSM (Breda, Holanda en 1973-1974) que trataba aguas residuales de la producción de azúcar de remolacha. Las cargas orgánicas aplicadas fueron superiores a 32 kgDQO/m³·d, con eficiencias de remoción del 80-90% (Lettinga *et al.* 1977). Más tarde este mismo fenómeno se observó con aguas residuales de una industria procesadora de papa (Lettinga *et al.* 1980).

Se ha visto que el lodo granular puede generarse en diferentes tipos de agua residual y en gran variedad de sustratos sintéticos los cuales se enlistan en la Tabla I.2, sin embargo, no todas favorecen el proceso de granulación. Se han detectado algunos problemas en la estabilidad de un lodo granular al ser transferidos de un agua residual a otra, aún siendo del mismo tipo (Archer,1987).

Tabla I.2. Sustratos en los que se ha observado granulación (adaptado de Hulshoff, 1989).

AGUAS RESIDUALES	SUSTRATOS SINTÉTICOS
Azúcar de remolacha	Etanol y propionato
Domésticas	Acetato
Almidón	Mezcla de AGV's
Pulpa y papel	Sacarosa/Glucosa
Bebidas	Gelatina
Destilería	
Melazas	
Lácteos	
Jugo de manzana	

La granulación es un proceso complejo que puede incluir varios pasos como son: la unión física entre partículas pequeñas, el desarrollo de estructuras que aseguren su adhesión y la formación de flóculos (Archer, 1987). Guiot *et al.* (1992) establecieron que el desarrollo del grano resulta de un equilibrio entre el desprendimiento de organismos o partículas más externas y la colonización de ese espacio por crecimiento de nuevas bacterias sobre los granos.

La estructura granular confiere al lodo ciertas ventajas en comparación con los microorganismos suspendidos libremente, como es la resistencia a cortes hidráulicos

extremos y una mayor eficiencia en la transferencia interespecie de hidrógeno y otras formas de reductores equivalentes. Los granos ofrecen un biotipo único donde todos los grupos tróficos responsables de la transformación completa de la materia orgánica hasta metano y CO₂ están presentes dentro del mismo consorcio bacteriano (Dubourguier *et al.* 1987a; Dolfing, 1986).

Dubourguier *et al.* (1988) establecieron ventajas adicionales para la fisiología bacteriana debidas al fenómeno de granulación, éstas son:

1. la generación de gradientes internos estimula las reacciones metabólicas;
2. la agregación de las bacterias lleva a ordenar poblaciones heterogéneas de organismos sintróficos como asociaciones multicelulares, bajo condiciones fisiológicas favorables;
3. se facilitan las relaciones simbióticas entre organismos adyacentes;
4. se reduce la distancia de difusión para intermediarios de la biotransformación, lo que permite conservar cada fracción de energía libre en un mismo sistema de degradación;
5. puede crearse dentro del grano, un microambiente más favorable para que sea posible el metabolismo cuando las condiciones del medio son desfavorables;
6. la granulación puede proteger a las células bacterianas de depredadores como ciliados anaerobios.

El proceso de granulación de los lodos anaerobios ha sido motivo de amplias investigaciones a nivel mundial, y aún no está completamente entendido. Los factores que la afectan son: la composición del agua residual, las condiciones de operación del reactor y la composición de la población bacteriana presente en los lodos inóculo, entre otros no menos importantes.

2. CARACTERÍSTICAS DEL LODO GRANULAR

El lodo granular es un consorcio bacteriano complejo. Sus características están en función de la diversidad de sustratos y condiciones de operación bajo las cuales han sido generados, de ahí que se presente una gran variación tanto en su estructura física como en su ecología microbiana.

Características morfológicas

La variedad en las características de los granos es muy amplia, de hecho, no existe una clara definición de lodo granular. Los agregados bacterianos han sido descritos como flóculos y granos o "pellets". Considerando la definición hecha por Dolfing (1986), los flóculos son aglomerados de una frágil estructura, que al sedimentar forman una capa esponjosa, mientras que los granos o "pellets" presentan una apariencia compacta, y son visiblemente entidades separadas aún después de sedimentar.

De Zeeuw (1987) describió 3 tipos de granos desarrollados a partir de ácidos grasos volátiles en reactores de lecho de lodos con flujo ascendente a nivel laboratorio:

TIPO A: granos esféricos compactos principalmente constituidos por bacterias del tipo *Methanothrix soehngeni* (granos bacilares)

TIPO B: "granos" más o menos esféricos, compuestos por filamentos difusamente entretejidos de *M. soehngeni* (granos filamentosos).

TIPO C: granos esféricos compuestos predominantemente por bacterias del tipo *Methanosarcina* (granos menores de 0.5 mm).

La presencia de *Methanothrix* en los lodos es de suma importancia durante el arranque de reactores UASB, ya que produce cerca del 70% de todo el metano.

Se han encontrado gran variedad de morfologías granulares. Algunos son pequeños agregados en los que se observan poros, los cuales sirven como canales para el transporte de sustrato, intermediarios y productos finales como el biogás. En otros casos los granos son estructuras esféricas bien compactas de tamaño mediano en las que también se observan cavidades para el escape de biogás. Cuando los granos son muy grandes muestran cierta tendencia a flotar, probablemente por estar huecos. Esto puede ser debido a la dificultad para que el biogás salga del interior del grano, o bien para hacer llegar sustrato hasta el centro (Hulshoff, 1989).

Estructura del lodo granular

Dado que el lodo granular, es un consorcio bacteriano, el arreglo de sus constituyentes está en función de las relaciones existentes entre los diferentes grupos tróficos.

Dolfing *et al.* (1985) consideran que los diferentes grupos bacterianos se encuentran distribuidos al azar en el grano. Sin embargo, también se habla de la existencia de estructuras estratificadas en granos alimentados con efluentes industriales y sintéticos (Alibhai y Forster, 1986; Kosarick *et al.* 1990), y bajo condiciones termófilas (Wiegant y de Man, 1986).

McLeod *et al.* (1990) observaron tres diferentes capas con diferentes morfotipos bacterianos y las denominó: núcleo, capa intermedia y capa externa. Guiot *et al.* (1992)

propusieron también la estratificación del grano, resultado de diversos factores entre los que se encuentra la limitación de sustrato.

Características físicas

Las propiedades físicas del lodo granular anaerobio son de gran importancia e incluyen el tamaño del grano y su distribución, sedimentabilidad, densidad, porosidad y tamaño y distribución de poros.

El tamaño de los granos varía ampliamente. El obtener granos de gran tamaño está en función de las fuerzas externas que actúan sobre los aglomerados. Se han obtenido granos con diámetros que van de 0.4 a 2.6 mm (Alibhai y Forster 1986; Grotenhuis *et al.* 1991; Wu *et al.* 1987) y de 3 mm en reactores termófilos inoculados con lodo doméstico digerido (Wiegant y de Man, 1986). Guiot *et al.* (1988a) encontraron tres tamaños de granos crecidos en un sustrato sintético constituido principalmente por sacarosa: granos pequeños, menores a 0.5 mm, granos estándar entre 1 y 3 mm y granos grandes mayores a 3 mm. Por otro lado, Hulshoff (1989), registró granos con diámetros de 0.8 a 2.34 mm, en función de las condiciones de alimentación.

Las propiedades de sedimentación del lodo granular pueden ser evaluadas en el laboratorio determinando el índice volumétrico de lodos (IVL) y su velocidad de sedimentación (V_{sed}). Estos parámetros son indicativos de su densidad, que de acuerdo a Hulshoff (1989), varían entre 1040 y 1080 kg/cm³. Adicionalmente, menciona que, para el lodo granular, valores de IVL de 12 a 20 ml/g son característicos, mientras que Grotenhuis *et al.* (1991) establecen cifras aún menores, entre 7.0 y 12.9 ml/g. Las velocidades de sedimentación generalmente están en el intervalo de 20 a 60 m/h (Ross, 1984; Lui y Hu, 1988).

Composición microbiológica

El lodo granular está constituido por una gran variedad de morfotipos bacterianos agrupados en microcolonias. En general, puede evidenciarse la presencia predominante de la especie bacteriana *Methanothrix soehngenii* (acetógena hidrogenófila), que constituye en ocasiones del 20 al 30% del total de la biomasa (Dolfing *et al.* 1985). En los granos anaerobios se encuentran también microcolonias de bacterias metanógenas hidrogenófilas como *Methanobrevibacter arboriphilicus* y *Methanobacterium formicicum*, la cual tiene gran importancia en las asociaciones sintróficas. Dubourguier *et al.* (1985) identificaron además *Propionobacterium*, *Desulfovibrio* (creciendo en lactato) y *Syntrophobacter* sp.

Las microcolonias responsables de la degradación de propionato están formadas por asociaciones mutualistas de *Syntrophomonas* y *Methanobrevibacter* o *Methanospirillum* (Archer, 1987; Dubourguier *et al.* 1987a, Dubourguier *et al.* 1987b; Prensier *et al.* 1987).

Composición química

La composición química del lodo granular metanógeno se ha referido con base en su composición elemental, la cual varía de acuerdo a la composición del agua residual, la edad del lodo y la presencia de materia orgánica dispersa, así como la incorporación de este material suspendido al interior del grano.

Dolfing (1986) reportó un contenido de cenizas de hasta 23%, mientras que otros autores citan diferentes intervalos, del 8 a 20% (Dubourguier *et al.* 1987b; Dolfing *et al.* 1985), de 21 a 46% (Alibhai y Forster, 1986) y del 11 al 55% en granos crecidos en sacarosa y mezclas de AGV's (Hulshoff, 1989).

Por otro lado, Yoda *et al.* (1989) encontraron un contenido de materia orgánica de 920 a 1560 mg de proteína cruda/gSSV y 140 a 334 mg de azúcares/gSSV, en tanto que Dolfing *et al.* (1985) encontraron del 35 al 60% de proteína y del 6 al 7% de carbohidratos, del total del peso seco.

Los análisis elementales muestran que generalmente los granos contienen Fe y Ni, como precipitados de sulfuro, y además Cu. Dubourguier *et al.* (1987b) reportó que del 30 al 40 % de los minerales se encuentran como precipitados de carbonatos o fosfatos de calcio. Aparentemente los minerales contribuyen tanto a las características de sedimentabilidad del lodo como a su estabilidad.

Actividad metanógena

La actividad específica del lodo granular depende de las condiciones de operación del reactor y del sustrato. En condiciones mesofílicas se han registrado actividades a 30°C y 35°C, de 1.0 y 2.5 gDQO/gSSV·d para sustratos no acidificados y acidificados, respectivamente. Yoda *et al.* (1989) encontraron actividades metanógenas y acidógenas de 1.5 y 4.2 gDQO/gSSV·d, respectivamente, usando como sustratos acetato y glucosa. Guiot *et al.* (1987) registraron valores de 1.3 a 2.6 gDQO/gSSV·d en granos crecidos en sacarosa a 27 - 29°C. Sin embargo, se han reportado valores de actividad específica más altos, de hasta 4.2 a 7.3 gDQO/gSSV·d., en granos cultivados en mezclas de acetato y butirato a 55°C (Wiegant y de Man, 1986).

La actividad metanógena medida en varios sustratos muestra la adaptación de la microflora, los máximos valores se obtienen cuando el sustrato utilizado es el mismo en el que fue desarrollado el lodo. Algunos valores de actividad metanógena de lodos granulares crecidos en aguas residuales industriales se muestran en la Tabla I.3, estos

valores están por debajo de los obtenidos para diferentes cepas puras de *Methanothrix* (4.1 a 13.9 gDQO/gSSV·d) debido a que una considerable parte del lodo consiste de biomasa no metanógena, polímeros extracelulares, sólidos suspendidos volátiles biológicamente inertes y organismos muertos.

La actividad metanógena de lodos floculentos por lo general, es menor a la de lodos granulares. Lodos provenientes de sedimentos de lagunas anaerobias presentan actividades entre 0.001 y 0.005 gDQO/gSSV·d, lodos de fosas sépticas y lodos domésticos digeridos de 0.01 a 0.08 (Noyola, 1991). Esto podría deberse a que la forma granular favorece la asociación de las diferentes especies bacterianas involucradas en el proceso de degradación de la materia orgánica, y consecuentemente una mejor transferencia de masa.

Tabla I.3. Actividad metanógena específica de lodos granulares en diferentes aguas residuales (Hulshoff, 1989).

TIPO DE AGUA RESIDUAL	TEMP. (°C)	ACTIVIDAD METANÓGENA ESPECÍFICA g DQO-CH ₄ /g SSV·d
Jugo de malta diluido	25.0	0.85
Solución de glucosa	25.0	1.20
Bebidas refrescantes	35.0	1.90
Domésticas		0.15
Domésticas	30.0	0.02; 0.04
Almidón de trigo	35.0	0.55
Destilería	32.0	0.60
Bebidas	20.0	0.40
Papel	27.0	
	30.0	0.45
Embutidos	30.0	0.34
Procesamiento de papa	30.0	1.20
Azúcar de remolacha	30.0	1.20
Papel	30.0	0.19; 0.62
Almidón de trigo	30.0	0.70
Destilería	30.0	0.99
Bebidas	30.0	0.45
Rastro	30.0	0.75

Recientemente se ha considerado el contenido de la coenzima F_{420} como una medida de la actividad metanógena potencial del lodo, dado que las bacterias metanógenas son las únicas que contienen dicho cofactor. Dolfing (1986) encontró únicamente correlación entre el contenido de F_{420} y la actividad metanógena potencial para lodos crecidos con formato, lo que no se observó con otros sustratos como acetato e hidrógeno (Dolfing y Mulder, 1985). Esto puede explicarse por el hecho de que la velocidad específica de producción de metano por mol de F_{420} en bacterias metanógenas utilizadoras de formato es más baja que de las bacterias utilizadoras de hidrógeno o de acetato.

3. FACTORES QUE INFLUYEN SOBRE LA GRANULACIÓN

Para entender el proceso de granulación de lodos anaerobios es importante conocer los factores que la afectan. Se afirma que la granulación es, en gran parte, un fenómeno metabólico que depende de la disponibilidad de sustrato (Mahoney *et al.* 1987), por lo que se ve afectado tanto por condiciones ambientales, como las de operación de los reactores UASB.

Condiciones operacionales

Una de las condiciones de operación que es considerada como un factor relevante para el desarrollo granular es la presión de selección, que provoca un lavado de estructuras floculentas al exterior del reactor y permiten la permanencia de estructuras más pesadas dentro de él. Dicha presión de selección puede ser considerada como la suma de la velocidad ascendente y la velocidad de producción de biogás. Ambos factores son importantes en la selección de componentes del lodo con buenas características de

sedimentación (Hulshoff *et al.* 1987). Guiot *et al.* (1988a) mencionan que a velocidades de 1 m/h se favorece el desarrollo de granos de tamaño estándar (1-3 mm), mientras que se restringe el número de pequeñas partículas a velocidades más altas; a 2m/h se obtienen granos grandes con un diámetro mayor a 3mm.

Otras condiciones de operación que afectan la granulación son el procedimiento seguido para incrementar la carga orgánica; la cantidad del lodo de inóculo y características de éste, tales como: actividad metanógena, sedimentabilidad y naturaleza del material inerte (Lettinga *et al.* 1984).

Condiciones ambientales

El tipo de agua residual, su composición, contenido y biodegradabilidad de la materia orgánica dispersa, concentración de cationes mono- y divalentes y la presencia de compuestos inhibitorios, son factores importantes a considerar para el desarrollo de lodo granular (Hulshoff, 1989).

El suplemento de elementos traza, Fe^{2+} , Co^{2+} , Ni^{2+} y Mn^{2+} , es un factor importante para mejorar la actividad microbiana del lodo granular. Los cationes divalentes tienen un efecto positivo en la floculación del lodo disperso, en especial los iones Ca^{2+} , esto se debe a que condensan las capas celulares difusas, lo que resultan en un mayor efecto de las fuerzas de atracción de "van der Waals" (Hulshoff, 1989). Además, pueden conducir a la formación de "puentes de calcio" debido a la formación

de fuertes interacciones entre grupos aniónicos presentes en la matriz orgánica (Guiot *et al.* 1988b).

La temperatura y el pH son factores importantes, ya que actúan sobre las enzimas involucradas, y esto repercute en la actividad metanógena. La temperatura óptima de crecimiento de bacterias mesofílicas es de 35°C; en el intervalo de 20 a 37°C, la actividad microbiana se duplica con un aumento de 10°C. El pH óptimo para la granulación está en un intervalo entre 6.5 y 7.8, a pH neutros se favorece el crecimiento bacteriano (Hulshoff, 1989; Brummeler *et al.* 1985; Sam-Soon *et al.* 1987).

El crecimiento del lodo granular puede ser influenciado también por la concentración de sustrato, Grotenhuis *et al.* (1991) obtuvieron granos grandes a altas concentraciones de sustrato (en este caso propionato), mientras que a concentraciones bajas obtuvieron granos pequeños.

Sam-Soon *et al.* (1988) establecieron que las condiciones propicias para la granulación son: un ambiente con elevada presión parcial de hidrógeno, una fuente no limitada de nitrógeno en forma libre o como sales de amonio, una fuente de cisteína y pH cercano a la neutralidad. Éstas favorecen la síntesis y excreción de polipéptidos por *Methanobacterium* cepa AZ, que inducen la agregación al formar una matriz de soporte (o glicocalix) para los microorganismos.

Varios autores (Sam-Soon *et al.* 1987; Hulshoff, 1989; Alibhai y Forster, 1986; Morgan *et al.* 1991) se han enfocado al estudio del papel de los polímeros extracelulares sobre la granulación. Los polímeros extracelulares le proporcionan al grano una mayor estabilidad y su producción es afectada por el balance nutricional y por la diversidad de la microflora del grano.

La adhesión bacteriana depende también de otros factores tales como: características superficiales, hidrofobicidad y movilidad electroforética de los microorganismos involucrados (Loosdrecht *et al.* 1987).

Existen también factores ambientales que afectan negativamente el fenómeno de granulación entre los que pueden citarse altos niveles de proteínas y de NH_4^+ . Altas concentraciones de cationes univalentes pueden incrementar la carga eléctrica de las partículas lo que evita la agregación, e inhibe la actividad de algunas bacterias metanógenas, especialmente las que intervienen en la degradación del propionato (Hulshoff *et al.* 1983). Una concentración de amonio mayor a 1500 mg/l puede ser tóxica para los microorganismos, lo que provoca disminución en la producción de metano y un incremento en los AGV's (Lettinga *et al.* 1985).

La concentración de Ca^{2+} no debe ser mayor a 450 mg/l, de lo contrario se forman pequeños cristales de CaCO_3 , los cuales actúan como un acarreador de bacterias adheridas y estimulan así un mayor crecimiento disperso y consecuentemente un incremento en el lavado del lodo (Hulshoff *et al.* 1983). Wu *et al.* (1987), encontraron que a 800 mg Ca^{2+} /l los granos presentan un alto contenido de cenizas (36%) y baja actividad metanógena.

4. TEORÍAS SOBRE LA FORMACIÓN Y ESTRUCTURA DEL LODO GRANULAR

La formación de lodo granular anaerobio es muy compleja y no está aún completamente dilucidada. Muchos autores han planteado hipótesis para explicar este fenómeno, sin embargo, ninguna de ellas ha sido completamente aceptada. Se han

establecido varias hipótesis sobre granulación, algunas de ellas pretenden explicar el proceso de formación del lodo granular, éstas son:

- la presión de selección (Hulshoff *et al.* 1987)
- expansión y erosión de la cama de lodos (de Zeeuw, 1987)
- adhesión por sobreproducción de exopolímeros (Sam-Soon *et al.* 1988)
- formación de estructuras tipo "spaghetti" (Weigant, 1987)
- crecimiento y desintegración del lodo granular (Grotenhuis *et al.* 1991)

Otras teorías explican la organización interna del grano:

- modelo de estratificación en granos (Harada *et al.* 1988)
- modelo de agregación de bacterias acidógenas (Dubourguier *et al.* 1988)
- modelo estructurado en multicapas (Guiot *et al.* 1992)

Hipótesis de la presión de selección (Hulshoff *et al.* 1987). Esta hipótesis presupone que la granulación del lodo anaerobio es el resultado de una presión de selección impuesta al sistema, la cual se genera con el incremento gradual de la velocidad ascendente cuando la carga orgánica se aumenta durante el arranque. Los microorganismos dispersos y flóculos se acumulan en la parte más alta del reactor y son lavados, mientras que el lodo más pesado que son los granos compactos permanecen en la parte mas baja del reactor donde la concentración de sustrato es mayor.

Hipótesis de la expansión y erosión de la cama de lodos (de Zeeuw, 1987). Este autor explica la formación de tres diferentes tipos de granos: Tipos A, B y C, que dependen tanto del patrón de arranque como del tiempo de retención hidráulica (TRH). Los granos tipo A, que son los más estables se forman al colonizar *Methanosarcina* las cavidades centrales de *Methanothrix*, cuyo desarrollo se favorece en la etapa inicial por

bajas concentraciones de acetato, en tal situación se presenta lavado de lodos por erosión a altos TRH; bajo estas condiciones predomina *Methanothrix*. Los granos tipo B se forman cuando se presenta lavado de lodo por expansión a bajos TRH independientemente de la concentración de acetato. Los granos tipo C se presentan cuando la concentración de acetato es alta, lo cual favorece el crecimiento de granos huecos e inestables en los que predomina *Methanosarcina*.

Hipótesis de la adhesión por sobreproducción de exopolímeros (Sam-Soon *et al.* 1987). Estos autores establecieron una alta presión parcial de hidrógeno, un exceso de amonio y ausencia de cisteína en un reactor UASB a escala de laboratorio, alimentado con efluentes del proceso de obtención de jugo de manzana. Hicieron un seguimiento de los productos del metabolismo y observaron una estratificación de la cama de lodos donde podían delimitarse tres zonas:

1) Zona activa inferior. Se alcanzó la máxima concentración de ácido acético y propiónico, el nitrógeno amoniacal libre se redujo a un mínimo y el nitrógeno orgánico soluble se incrementó al máximo. En esta zona, se observó el crecimiento del grano con un rendimiento de 0.36 mgSSV/mgDQO utilizada. El incremento en la concentración de ácido propiónico en el medio indicó que la velocidad de generación y utilización de hidrógeno en esta zona fueron diferentes, por lo que se mantuvo una alta presión parcial de hidrógeno (ppH_2). El límite de esta zona fue la altura donde la ppH_2 tenía un valor tal que las bacterias acetógenas pudieron convertir el ácido propiónico en acético, hidrógeno y CO_2 .

2) Zona activa superior. En ésta la DQO soluble se redujo a un mínimo; la concentración de ácidos acético y propiónico llegó casi a cero; la concentración de nitrógeno amoniacal permaneció constante mientras que disminuyó al mínimo valor el

nitrógeno orgánico soluble. En esta zona se observó el rompimiento de granos. La conversión de ácido propiónico en acético pudo explicarse por la baja presión parcial de hidrógeno. Las bacterias metanógenas convirtieron el ácido acético, y el hidrógeno y CO₂ a metano.

3) Zona inactiva superior. Se extendió en la parte más alta de la cama de lodos, en esta zona prácticamente no se detectaron reacciones biosintéticas, ocurrió el rompimiento de granos, y los fragmentos se depositaron en la parte superior de la cama.

En la región de alta presión parcial de hidrógeno, es decir la zona activa inferior, se desarrolló presumiblemente *Methanobacterium* cepa AZ cuya única fuente de energía es el hidrógeno. La alta presión parcial de hidrógeno indujo a esta cepa a sobreproducir todos sus aminoácidos excepto cisteína ya que no tiene la capacidad para sintetizarla. Así, la síntesis de proteínas se vio limitada por la falta de cisteína en el medio y el exceso de aminoácidos promovió a la bacteria a excretar polipéptidos, los cuales actúan como adherentes intercelulares.

Formación de estructuras tipo "spaghetti" (Wiegant, 1987). Bajo las condiciones que prevalecen en la mayoría de los reactores anaerobios, se da predominantemente el desarrollo de la bacteria *Methanothrix*, la cual tiende a crecer en forma de filamentos. La baja concentración de acetato en el efluente y los altos tiempos de retención en el arranque favorecen su desarrollo. Con el incremento de la velocidad ascendente y aumentos escalonados en la carga orgánica, se da la selección de agregados. *Methanothrix* puede enredarse en pequeños nudos microscópicos o bien adherirse a materia dispersa. Se forman inicialmente granos de tipo bacilar y tiempo después de que se observan los primeros granos filamentosos, se da el desarrollo de los granos compactos.

Crecimiento y desintegración del lodo granular (Grotenhuis *et al.* 1991). Esta teoría explica el incremento en el tamaño del grano, por crecimiento y desprendimiento de la biomasa. A elevadas concentraciones del influente, el sustrato penetra al centro de las partículas, el diámetro del grano se incrementa hasta que se da un agotamiento del sustrato en el núcleo. En esas zonas limitadas por sustrato se detiene la actividad celular lo que puede dar como resultado un debilitamiento en la estructura del grano que conduce a su desintegración por efecto de las fuerzas cortantes dentro del reactor. Los minúsculos residuos del grano pueden servir como núcleos de adhesión para la formación de nuevos granos, de esta manera se alcanza un equilibrio entre el crecimiento y la desintegración. Un cambio de concentración de sustrato puede causar una gran zona vacía en el centro del grano, debido al de agotamiento de sustrato, lo que conduce de manera cíclica a un nuevo equilibrio en el tipo de agregados (Fig. I.3).

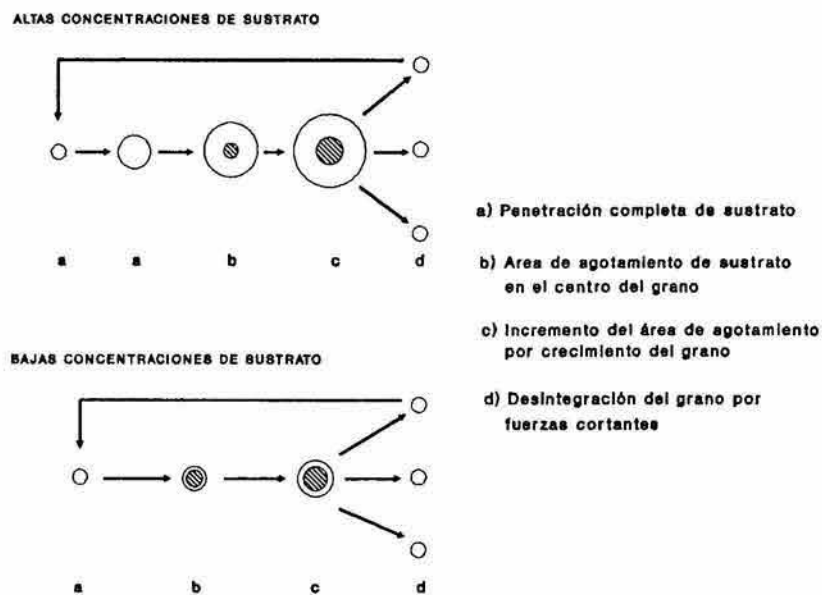


Fig. I.3. Representación esquemática del crecimiento y desintegración del grano de acuerdo a la concentración de sustrato.

Modelo de estratificación en granos (Harada *et al.* 1988). Mediante la examinación por microscopía electrónica de transmisión de estructuras morfológicas de lodos provenientes de reactores UASB alimentados con una gran variedad de aguas residuales, se encontró una clara distribución de microambientes en el interior del grano. En la parte externa están distribuidas predominantemente bacterias hidrolíticas y/o acidógenas, mientras que en la parte interna prevalecen bacterias filamentosas del género *Methanothrix*.

Estos microambientes permiten a los microorganismos de la parte externa suministrar sus productos metabólicos como sustrato a los microorganismos del interior. Así, la granulación tiene ventajas no sólo en lo que toca a buena retención de células dentro del reactor, sino también permite un mejoramiento en la interacción sintrófica entre bacterias acidógenas y metanógenas.

Generalmente, la superficie granular de lodos cultivados en aguas residuales ricas en carbohidratos están cubiertas por una matriz polimérica en la cual están embebidos diversos morfotipos bacterianos. Las cavidades y aberturas de dicha estructura sirven para la transportación de sustrato y productos hacia adentro y fuera del grano.

Modelo de agregación de bacterias acidógenas (Dubourguier *et al.* 1988). Este autor describe varios tipos de aglomerados a través de observaciones directas por microscopía de luz y por medición de su actividad. El modelo propuesto sugiere la agregación de bacterias acidógenas con metanógenas del género *Methanothrix*. Por su estructura filamentosa estas últimas pueden establecer puentes entre varios flóculos debido a su morfología particular y propiedades superficiales por lo que juegan un papel significativo en la estabilidad del grano.

Modelo estructurado en multicapas (Guiot *et al.* 1992). Este es el modelo más desarrollado en el que se propone que los agregados anaerobios son consorcios concéntricos altamente estructurados. La base del modelo está sustentada en trabajos de microscopía electrónica de barrido y transmisión, tamaño de grano y gradientes intragranulares de hidrógeno, además de una amplia revisión de otras investigaciones relacionadas.

El modelo propone una división de zonas tróficas especializadas en todo el radio del grano y concuerda con el modelo de difusión de productos y sustratos propuesto anteriormente por Mc Carty y Smith (1986). El sustrato alimentado al reactor se mueve del seno del líquido a la superficie del grano y difunde en su interior, ahí es transformado en propionato, acetato e hidrógeno. En respuesta a los gradientes de concentración, éstos son difundidos de manera decreciente al interior del grano, lo cual genera tres zonas activas específicas (Fig. I.4) con características particulares que son:

- zona externa de consumo activo de glucosa, hidrógeno y acetato; se encuentran organismos con baja afinidad por el hidrógeno y por el acetato, la actividad acidógena también se encuentra en esta zona y en el seno del líquido.
- zona intermedia de uso activo de propionato, hidrógeno y acetato; están presentes microorganismos con alta afinidad por el hidrógeno y baja afinidad por el acetato, como las bacterias oxidadoras de ácidos grasos volátiles OHPA.
- zona interna o núcleo con utilización activa de acetato por la presencia de microorganismos con alta afinidad al mismo.

Cada una de estas 3 zonas posee morfotipos bacterianos diferentes; la zona interna o núcleo consiste de cavidades con bacterias alargadas del género

Methanosaetas. En la capa media se encuentran organismos del género *Methanobrevibacter* en yuxtaposición con organismos del género *Syntrophobacter*. La capa externa contiene una gran variedad de organismos incluyendo morfotipos acidógenos, del género *Methanococcales* y filamentos de bacterias del género *Methanospirillum*; en esta capa hay una predominancia de bacterias fermentativas.

Otros autores también han observado estratificación en granos crecidos en aguas residuales provenientes de la refinera de azúcar y fécula de maíz (Alibhai y Forster, 1986), y con mezclas de ácidos grasos volátiles (Kosaric *et al.* 1990).

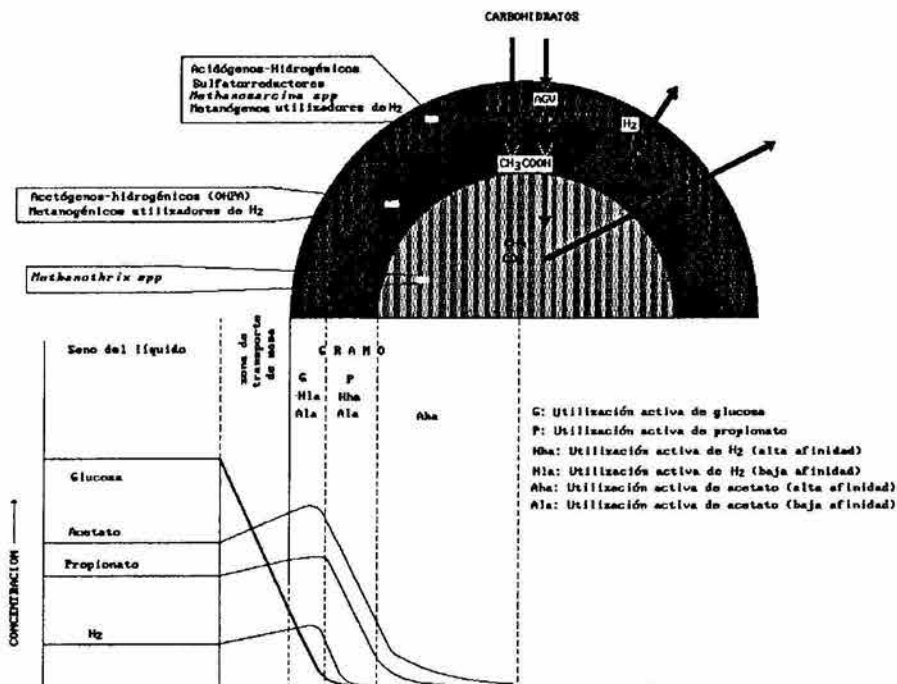


Fig. I.4. Modelo en multicapas de un grano anaerobio (Guiot *et al.* 1991).

Las oxidaciones acetógenas de propionato y butirato son exergónicas sólo si la presión parcial de hidrógeno es menor a 10^{-3} y 10^{-4} atm, respectivamente (Mc Inerney

y Bryant, 1981). La estructura del grano provee sitios internos, llamados micronichos, con hidrógeno disuelto menor a 75 nM, lo que permite que la degradación del propionato sea exergónica, ya que en el interior el H₂ disuelto es del orden de 25 a 40 veces menor que en el seno del líquido. Consistente con el modelo descrito, el H₂ producido, predominantemente por acidógenas, en la fase líquida y capa periférica del grano, difunde hacia el núcleo del grano y el seno del líquido; las bacterias consumidoras de H₂ (géneros como *Methanosarcina*, *Methanococcales*, *Methanospirillum*) también presentes en la capa externa, utilizan el H₂ que difunde hacia el espacio interno del grano.

Los organismos sintróficos presentes en la segunda capa son capaces de consumir el hidrógeno remanente producido por las acetógenas. Este consumo asegura que el nivel de H₂ disuelto será lo suficientemente bajo en el espacio intragranular para permitir la acetogénesis exergónica del propionato, lo cual crea en alguna parte en el interior del grano, una zona activa para las bacterias OHPA oxidadoras de propionato.

Visto a través del modelo descrito, un agregado constituye un arreglo metabólico estable que crea condiciones ambientales óptimas para todos sus miembros. La zona central, ocupada casi exclusivamente por bacterias metanógenas acetoclásticas, dirige el metabolismo general de las poblaciones que lo rodean, al evacuar los metabolitos hacia las capas subyacentes.

5. FUENTES DE OBTENCIÓN DE INÓCULO PARA LA GENERACIÓN DE LODO GRANULAR

Las bacterias anaerobias presentan una síntesis celular muy baja que se refleja en velocidades de crecimiento reducidas. El crecimiento lento de los microorganismos

anaerobios afecta directamente el proceso de arranque del reactor, ya que de no contar con un buen inóculo, el período que tarda la biomasa en alcanzar las condiciones necesarias para el correcto funcionamiento de un reactor UASB puede durar hasta 6 meses. Por ello es importante contar con un inóculo adecuado, tanto en cantidad como en calidad, que permita acelerar la etapa de arranque (Noyola *et al.* 1990).

El inóculo ideal para un reactor UASB es lodo granular generado en otro reactor UASB tratando un agua residual con características similares. Sin embargo, esto es muy difícil de lograr, ya que son pocos los reactores industriales que actualmente están operando, por lo que no se puede disponer de lodo granular de purga, además de que las aguas residuales provienen de diferentes industrias.

Para el arranque de reactores UASB han sido empleados como inóculo materiales de diversos orígenes, entre ellos: lodo anaerobio digerido, lodos domésticos digeridos, lodos activados de purga adaptados en anaerobiosis, estiércol de vaca, sedimentos de lagunas y lodos de fosa séptica. Sin embargo, la actividad metanógena de éstos y la concentración de sólidos suspendidos volátiles son muy bajas, como se observa en la Tabla I.4 (Noyola, 1991).

Tabla I.4. Características de diversas fuentes de inóculo para reactores UASB (Noyola, 1991).

Fuente de lodo de inóculo	Actividad metanógena específica g DQO/gSSV·d	Concentración gSSV/l
granular	0.5 a 1.5	70 a 120
biopelícula en filtros anaerobios o lecho fluidizado	0.4 a 1.2	
domésticos digeridos	0.02 a 0.2	15 a 40
estiércol digerido	0.02 a 0.08	20 a 80
fosa séptica	0.01 a 0.07	10 a 50
laguna anaerobia	0.03	30
estiércol fresco de puerco	0.001 a 0.02	30 a 140
sedimento de laguna	0.002 a 0.005	20 a 50

El lodo doméstico digerido es una buena fuente de inóculo ya que este lodo tiene un completo ecosistema bacteriano que es adecuado para el tratamiento de muchos tipos de agua residual (Wu *et al.* 1987; Hulshoff, 1989). Se ha obtenido lodo granular a partir de lodo digerido bajo condiciones mesofílicas tratando aguas residuales orgánicas como las provenientes de azúcar de remolacha, procesamiento de papa, metanol, cervecerías y cítricos (Wu *et al.* 1987).

La utilización de estiércol de vaca es una buena alternativa de inóculo y ha sido empleado como inóculo en reactores alimentados con ácidos grasos volátiles (Noyola *et al.* 1988), pero es difícil de obtener en cantidades suficientes. Al emplear este material debe tenerse cuidado de eliminar las fibras que flotan ya que pueden causar problemas en la operación (Wiegant y de Man, 1986).

Los lodos de fosa séptica presentan baja actividad y alto contenido de tierra y arcillas, razón por la que pueden tener ciertas características de sedimentabilidad y en ocasiones, flóculos pequeños (Noyola y Briones, 1988).

Se ha visto que una buena fuente de inóculo son los lodos activados de purga, en éstos se encuentra una gran cantidad de bacterias anaerobias, es fácil obtenerlos en grandes cantidades, además de que tienen alta producción de biomasa. El desarrollo de bacterias metanógenas en los lodos activados puede ser atribuido a la existencia de algunos núcleos anaerobios dentro de los flóculos de lodos activados (Wu *et al.* 1987).

Los lodos activados de purga adaptados en anaerobiosis fueron empleados como inóculo en reactores de laboratorio alimentados con medio sintético de ácidos grasos volátiles (Noyola *et al.* 1988), y a nivel piloto en el tratamiento de vinazas (Noyola y Briones, 1988). Estos estudios mostraron que los lodos activados de purga son un

inóculo de buena calidad, ya que pueden desarrollar una alta actividad metanógena y buena sedimentabilidad en un tiempo relativamente corto.

C. EFECTO DE LA PRESIÓN HIDROSTÁTICA EN SISTEMAS BIOLÓGICOS

Los microorganismos que se desarrollan en los reactores UASB industriales están sometidos a cierta presión hidrostática, ya que su altura es por lo menos de 6 m. En experimentos realizados anteriormente en el laboratorio no se ha logrado obtener lodo granular compacto, sólo de tipo floculento-granular, y posiblemente se deba a que los reactores no han tenido la presión hidrostática necesaria para estimular la granulación.

En otros sistemas biológicos como en los ambientes marinos y en el cultivo de microorganismos en fermentadores de escala industrial se sabe que la presión hidrostática tiene influencia directa sobre la actividad metabólica, pero hasta la fecha esta variable no se ha estudiado en lodos anaerobios.

1. AMBIENTES MARINOS

En un ambiente marino la variable más importante es la presión hidrostática, la cual depende naturalmente de la profundidad.

La presión hidrostática en el océano se incrementa cerca de 1 atm (1.033 kg/cm²) por cada 10 m de profundidad (Matsumura y Marquis, 1977; Sharp y Munster, 1986).

Sin embargo, en las zonas más profundas, el aumento de la presión es mayor a 1 atm por cada 10 m, puesto que el agua del fondo es comprimida por la de la superficie (Morita, 1986).

La presión promedio en el fondo del océano, de 380 atm, es inhibitoria para el crecimiento de muchas bacterias, especialmente a bajas temperaturas como las que se dan en las profundidades. No obstante, se han encontrado en el fondo marino bacterias capaces de sobrevivir a las presiones que ahí prevalecen.

De acuerdo a la sensibilidad de los organismos a la presión, Sharp y Muster (1986) definen 3 tipos de especies: especies barofílicas obligadas, que crecen únicamente a elevadas presiones; especies barotolerantes, que se desarrollan entre 1 y 600 atm y especies barosensitivas, que no pueden crecer ni sobrevivir a presiones mayores a 1 atm. Tomando esto como referencia, bien podría decirse que los lodos en reactores UASB industriales están constituidos por algunas especies barotolerantes.

Para algunos microorganismos eucariotas, la principal determinante de la barotolerancia parece ser la disgregación de estructuras microtubulares (Marsland, 1970), la cual resulta en la pérdida de motilidad e inhibición de la división celular (Matsumura y Marquis, 1977). En el caso de organismos procariotas, que no contienen microtubulos, la inhibición del crecimiento por efecto de la presión hidrostática se presenta en otros procesos biosintéticos importantes. El proceso más barosensible es la síntesis de proteínas, por tanto, la falta de crecimiento es reflejo de su inhibición (Landau, 1970).

Marquis *et al.* (1971) encontraron que la barotolerancia en *Streptococcus faecalis* depende de la fuente de sustrato. En presencia de piruvato el cultivo creció únicamente a presiones menores a 200 atm, mientras que en presencia de glucosa el crecimiento se

observó a presiones tan altas como 550 atm. Al adicionar CaCl_2 o MgCl_2 el crecimiento en el medio de glucosa fue posible incluso a 750 atm.

Aparentemente, en los ambientes marinos los cambios en el desarrollo microbiano por efecto de la presión hidrostática se observan solamente a nivel fisiológico, no se ha establecido un efecto a nivel de la morfología celular, posiblemente debido a que en las profundidades del océano hay poco movimiento.

2. CULTIVO DE MICROORGANISMOS MICELIARES EN FERMENTADORES DE GRAN ESCALA

Al cultivar microorganismos en fermentadores industriales, su actividad metabólica puede modificarse, pues la forma de operación difiere de la que se maneja al cultivarlos en matraces agitados. Los cambios más significativos que repercuten en la actividad microbiana están dados por los efectos de: a) la presión hidrostática que ejerce el líquido sobre las células que en un determinado momento se encuentran en la parte inferior del fermentador; b) la presión de operación que se proporciona por una corriente de aire estéril, la cual asegura el suministro de oxígeno a los microorganismos; c) el estrés que ocasionan las fuerzas de corte generadas por la agitación mecánica a través de los impulsores, la cual se requiere para mantener homogéneo el cultivo y permitir que todos los nutrientes, incluyendo el oxígeno, estén en contacto con las células (Saval y Blancas, 1989).

Los microorganismos miceliares pueden desarrollar dos tipos de morfología diferentes: formas filamentosas y agregados ó *pellets*. En cualquiera de los dos casos existe una gran relación entre las variables ingenieriles, las propiedades del medio, y las características propias de cada tipo de microorganismo (Mitard y Riba, 1988).

Las variables ingenieriles en los sistemas de fermentación mantienen un compromiso entre sí. La hidrodinámica se da por la necesidad de transferir el oxígeno contenido en la fase gaseosa a las células, de una manera eficiente a través del mezclado. La combinación de estos factores crea en el sistema una turbulencia tal que las formas dispersas permanecen todo el tiempo en suspensión, mientras que los agregados o *pellets* se moldean en formas esféricas de diámetros variados, dependiendo del microorganismo, pero que pueden alcanzar hasta 8 mm.

Los agregados miceliares que se forman están constituidos netamente por biomasa de una sola especie microbiana, ninguna partícula sólida sirve como soporte, ya que los pocos sólidos que pueden estar presentes en el medio son sustratos y desaparecen al ser consumidos durante la fermentación.

La transferencia de masa en los agregados miceliares se favorece por el mismo mezclado. Los sustratos, incluyendo el oxígeno, deben llegar hasta el interior del *pellet* para permitir la actividad de las células internas, y los productos del metabolismo, entre los que figura el CO₂, deben salir para evitar la muerte celular en el interior. Las fuerzas de corte generadas por la hidrodinámica del sistema, ocasionan una variedad de efectos en el comportamiento y características de los microorganismos miceliares, como es la ruptura de la pared celular o cambios en su morfología (Smith y Lilly, 1990).

El hecho de tratarse de sistemas biológicos no es la única característica que comparten los procesos fermentativos industriales con aquellos para el tratamiento de aguas residuales en reactores tipo UASB. En ambos procesos se generan agregados celulares que están sometidos a una hidrodinámica propia de su sistema y además, comparten muchos de los parámetros que tienen efecto sobre su formación y estabilidad.

III. ANTECEDENTES

El Instituto de Ingeniería de la UNAM cuenta con una tecnología para el tratamiento de aguas residuales con reactores UASB, la cual ha sido transferida a cuatro empresas consultoras en ingeniería ambiental. Como producto de estas transferencias se han construido hasta la fecha, seis reactores que tratan aguas residuales industriales. Los reactores se han inoculado con lodos no-granulares, y aún cuando el arranque ha sido satisfactorio, el tiempo que esto ha llevado es considerable. Dado que aún son pocos los reactores UASB que están operando en México, no se cuenta con el suministro suficiente de lodos granulares que aseguren el rápido arranque de los reactores que están todavía en construcción. Esto hace necesaria la búsqueda de alternativas viables para generación de lodos granulares, aspecto que es de gran importancia para la expansión de la tecnología UASB desarrollada por la UNAM.

En los trabajos de investigación y desarrollo que se han realizado en el Instituto de Ingeniería se ha tratado de buscar alternativas para satisfacer las necesidades de lodo granular de inóculo para reactores UASB. De esta manera, se encontró que los lodos de purga provenientes de sistemas de lodos activados representan una alternativa interesante ya que se adaptan a las condiciones de anaerobiosis en corto tiempo

desarrollando una alta actividad metanógena (Arias y Noyola, 1988; Noyola *et al.* 1990). El proceso tiene la gran ventaja de utilizar como materia prima, un lodo de desecho muy abundante que representa un serio problema para su disposición final.

Entre otras fuentes alternativas de inóculo para reactores UASB están: lodo de fosa séptica y estiércol de vaca (García *et al.* 1988; Noyola y Briones, 1988; García y Mendoza, 1991), así como sedimento de lagunas (Noyola y Bustamante, 1992).

Se ha evaluado el efecto del tipo de sustrato sobre la granulación de lodos anaerobios en reactores UASB. Al respecto se encontró que los lodos activados de purga adaptados en anaerobiosis granulan adecuadamente en presencia de albúmina de huevo y de glucosa, no así con ácidos grasos volátiles, además de que a tiempos de retención hidráulica entre 6 y 12 h y velocidades ascendentes entre 0.05 y 0.02 m/h, se generan lodos con características floculento-granulares con valores de IVL entre 30 y 32 ml/g (Barrena, 1990).

En otros estudios realizados en reactores a nivel de laboratorio, se aplicaron velocidades ascendentes entre 0.012 y 1.0 m/h, alimentando glucosa y melaza como sustratos a una carga orgánica de 0.1 kgDQO/kgSSV·d para ambos. Los resultados obtenidos mostraron que en presencia de glucosa los granos fueron mas grandes, de 1.08 mm de diámetro, comparados con los obtenidos con melaza, 0.8 mm, a la máxima V_{asc} probada, de 1.0 m/h (Rustrián, 1992).

Más tarde, se realizó otro estudio con el interés de transformar en forma continua, lodos activados de purga en lodos anaerobios, en reactores de 4.5 l en los que se evaluaron los efectos de la velocidad ascendente, una agitación intermitente de 5 rpm y la adición de sustrato. Se encontró que al aplicar velocidades ascendentes de hasta 0.3 m/h la sedimentabilidad del lodo se favoreció aunque el lodo no granuló. Al adicionar

la mezcla de melaza-vinaza se observó una granulación temporal con diámetros de grano de 2 mm, a una carga orgánica de 0.5 kgDQO/kgSSV·d y una V_{asc} de 0.3 m/h. Los lodos obtenidos al final del estudio presentaron características floculento-granulares con velocidades de sedimentación entre 2.2 m/h después de un periodo de maduración de 15 días (Moreno, 1994). Posteriormente, el proceso se escaló a un reactor de 600 l con la finalidad de obtener de manera continua, cantidades considerables de lodo con buenas características para servir como inóculo de reactores UASB. De esta manera se obtuvo un lodo con un IVL de 42 ml/g, una velocidad de sedimentación de 3.7 m/h y un diámetro promedio de grano de 2.62 mm. Al aplicar una velocidad ascendente de 5 m/h, el lodo logró mejorar sus características (Palacios, 1993).

Los resultados obtenidos hasta ahora han sido muy valiosos y los conocimientos han podido llevarse a la práctica; no obstante, aún no se cuenta con una metodología rápida y sencilla que permita generar lodo granular en grandes cantidades, de ahí la necesidad de realizar mas investigaciones estudiando otras variables involucradas en el funcionamiento de los reactores UASB.

Tomando en consideración la importancia de la presión hidrostática en otros sistemas biológicos y dado que los reactores UASB a nivel industrial presentan una altura de por lo menos 6 m, lo cual podría jugar un papel importante sobre la formación de lodo granular, se consideró necesario realizar el presente trabajo con el fin de estudiar el efecto único de la presión hidrostática sobre el proceso de granulación a nivel laboratorio.

III. METODOLOGÍA

A. ESTRATEGIA

Para evaluar el efecto único de la presión hidrostática en condiciones estáticas a nivel de laboratorio, se tenían dos caminos. El primero de ellos era colocar columnas con diferentes alturas, de hasta seis metros, tratando de simular diferentes tamaños de reactores industriales, pero este arreglo no sería fácil de operar, ni se podría asegurar por lo menos una parcial homogeneidad en las columnas, además de que la relación altura/diámetro sería muy alta y con ello se observaría una limitación en el movimiento libre del lodo por la cercanía entre las paredes del reactor.

El otro camino, que finalmente se decidió tomar, consistió en aplicar diferentes presiones manométricas a reactores de poca altura con el fin de dar los equivalentes de diferentes columnas de agua. Esto permitió facilidad en la operación de los reactores, la oportunidad de poder aplicar cargas orgánicas volumétricas y másicas similares en todos ellos, tener una relación altura/diámetro tal que se facilitó la hidrodinámica de la cama de lodos solamente por el desplazamiento de las burbujas de biogás y mantener a la presión hidrostática como la única variable a estudiar.

De esta manera, la investigación se llevó a cabo en reactores diseñados con las facilidades para aplicar diferentes presiones manométricas, suministrar nutrientes y muestrear lodos, sobrenadante y biogás, todo esto manteniendo los reactores en condiciones estáticas.

Diseño y construcción de los reactores. Se construyeron cuatro reactores cilíndricos con partes desmontables, el cuerpo de tubo de vidrio con 40 cm de altura y 9 cm de diámetro interno, lo que dio un volumen total de 2.5 l. Se colocaron tapas

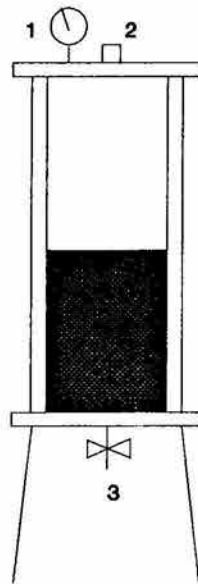


Fig. III.1. Representación esquemática del reactor empleado para evaluar el efecto de la presión. 1) manómetro; 2) puerta de muestreo; 3) válvula.

bridadas de acrílico en las partes superior e inferior del cilindro, adecuadamente atornilladas para evitar fugas. En el centro de la tapa inferior se adaptó una válvula de

bronce (on/off) para permitir la alimentación de nutrientes. La tapa superior tenía una entrada con tapón roscado y sello de hule con orificio para tomar muestras del biogás generado y purgar el excedente con el fin de mantener cada reactor a la presión establecida. Las muestras de lodos fueron tomadas con una pipeta despuntada retirando el tapón roscado. En la tapa superior también se colocó un manómetro para llevar un registro de la presión. La Figura III.1 muestra un esquema de los reactores empleados.

B. DESARROLLO EXPERIMENTAL

La experimentación se realizó en tres etapas, la primera corresponde a la adaptación del lodo de inóculo al sustrato; la segunda etapa sirvió para evaluar el efecto de la presión hidrostática propiamente y en la tercera etapa se operó un reactor UASB alimentado con un agua residual industrial para evaluar la eficiencia del lodo obtenido en la segunda etapa.

1. ETAPA 1

a. Inoculación de los reactores

El lodo inóculo proveniente de un reactor anaerobio, se almacenó a 35°C durante 30 días antes de la inoculación de los reactores. Posteriormente cada uno de los cuatro reactores se inoculó con 890 ml de lodo y el volumen se completó a 1780 ml con un efluente anaerobio.

b. Adaptación de los lodos

La etapa de adaptación consistió en inyectar cada 24 horas, 5 ml de la solución de nutrientes a cada reactor, utilizando para ello una jeringa hipodérmica de vidrio con émbolo de seguridad marca B-D Yale. La solución de nutrientes contenía: melaza, cloruro de amonio y fosfato de amonio, manteniendo una relación DQO:N-NH₄⁺:P-PO₄³⁻ de 1000:5:1, respectivamente. Antes de preparar la solución de nutrientes, la melaza se caracterizó. La concentración de la solución de nutrientes, expresada en términos de demanda química de oxígeno, al inicio fue de 1.84 gDQO/l y se incrementó de manera proporcional al aumento en la carga orgánica deseada. Por una sola vez, al inicio de la corrida experimental, se adicionó 0.2% (v/v) de una solución de elementos traza que contenía: CoCl₂·6H₂O, 0.15 g/l; NiCl₂·6H₂O, 0.10 g/l; (NH₄)₆Mo₇O₂₄·4H₂O, 0.05 g/l y CaCl₂·2H₂O, 0.59 g/l (Guiot *et al.* 1988), para favorecer la metanogénesis.

Los lodos fueron entonces aclimatados a presión atmosférica y una temperatura de 35°C durante 39 días, la carga orgánica inicial fue de 0.2 gDQO/gSSV·d y se llevó a 0.3 gDQO/gSSV·d con aumentos cercanos al 10% de la carga, prácticamente cada 10 días.

2. ETAPA 2

a. Evaluación del efecto de la presión

Una vez concluido el período de adaptación, los reactores R1, R2 y R3 se mantuvieron a presiones manométricas de 0.2, 0.4 y 0.6 kg/cm², respectivamente (valores equivalentes a presiones hidrostáticas de 2, 4 y 6 m de agua, en ese orden). El reactor R4 sirvió como control por lo que se mantuvo a presión atmosférica (0 kg/cm²

de presión manométrica). De la misma forma que se procedió anteriormente, a diario se alimentó la solución de nutrientes con una carga inicial de 0.2 gDQO/gSSV·d. Las tres primeras semanas se trató de mezclar el contenido de los reactores invirtiéndolos varias veces inmediatamente después de la inyección de nutrientes. Posteriormente, los reactores se mantuvieron estáticos; esto significó que la hidrodinámica del sistema dependió únicamente de la turbulencia creada por las burbujas de biogás. A partir de los 42 días, la carga se aumentó en 0.05 gDQO/gSSV·d cada vez. Como criterio para realizar los aumentos de carga se cuantificó la relación *alfa* (alcalinidad de bicarbonatos a pH 5.75/alcalinidad total a pH 4.3) (Jenkis *et al* 1991) en muestras de sobrenadante. Los aumentos de carga procedieron cuando $\alpha > 0.6$.

Los lodos obtenidos después de 192 días de operación a las presiones establecidas, fueron utilizados como inóculo para un reactor UASB de laboratorio.

3. ETAPA 3

a. Instalación del reactor UASB

En la Fig. III.2 se presenta un esquema del reactor UASB empleado, sus dimensiones se muestran en la Tabla III.1.

Tabla III.1. Características del reactor UASB.

diámetro del reactor (cm)	9.1
altura del reactor (cm)	90
relación altura/diámetro	9.9
volumen útil (ml)	5853

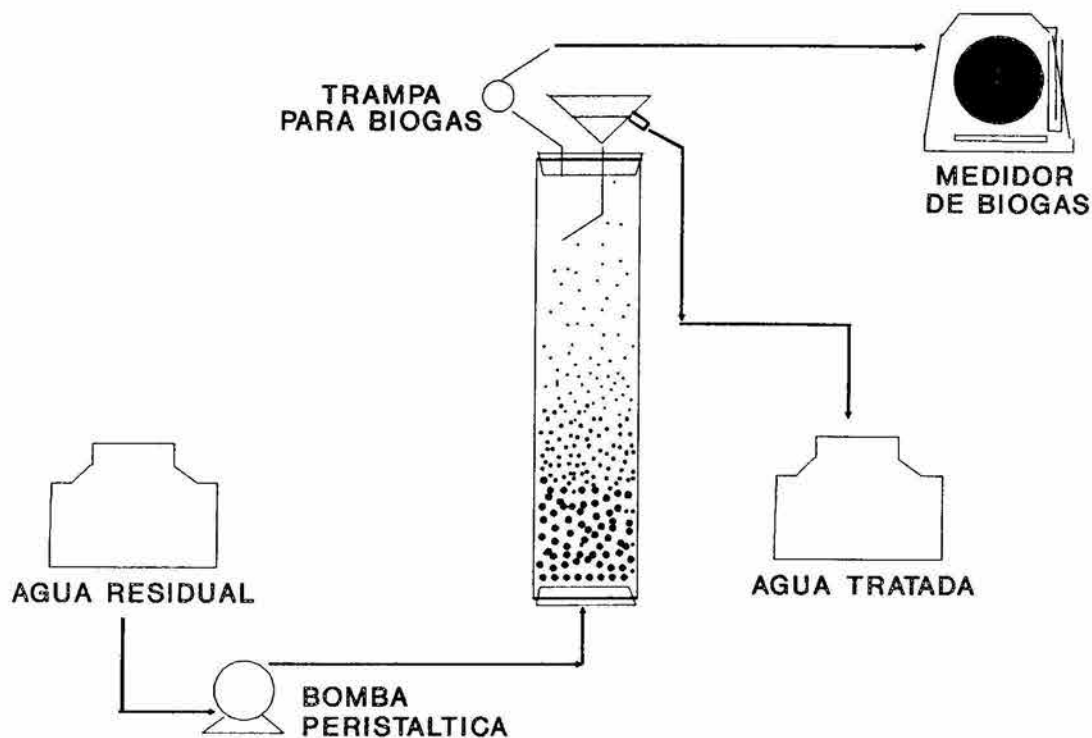


Fig. III.2. Representación esquemática del reactor UASB empleado.

b. Inoculación del reactor UASB

Para inocular el reactor se utilizaron los lodos obtenidos de los reactores operados en la etapa 2.

c. Condiciones de operación del reactor UASB

El reactor se alimentó con agua residual procedente de una industria de frituras de papa y maíz (Barcel, S.A. de C.V.). El pH se le ajustó con NaOH 6N para dar valores entre 7 y 7.3 y se introdujo al reactor, por la parte inferior, con ayuda de una

bomba peristáltica con control de velocidad marca Masterflex, Cole Parmer. El reactor se operó a temperatura ambiente en el intervalo entre 17 y 22.5°C.

C. TÉCNICAS ANALÍTICAS

El seguimiento de los procesos se hizo mediante técnicas analíticas que rutinariamente se manejan en el laboratorio. Para evaluar las características de los lodos, de la melaza empleada y de los flujos de alimentación y salida de los reactores se hicieron las determinaciones que se indican en la Tabla III.2.

Algunas otras determinaciones, específicamente de tipo microbiológico, fueron realizadas únicamente en las muestras de lodos, de acuerdo a la Tabla III.3.

La cuantificación del nitrógeno total kjeldahl se hizo en muestra digeridas en un digestor Büchi (modelo 430) con unidad de destilación (modelo 315), mientras que la determinación de nitrógeno amoniacal se hizo con ayuda de un espectrofotómetro (Perkin-Elmer, Lambda 3B, UV/VIS), según las técnicas analíticas reportadas en APHA-AWWA-WPFC (1990).

La cuantificación de grupos bacterianos por la técnica de Número Más Probable (NMP: bacterias acetoclásticas, hidrogenófilas, fermentativas, sulfatorreductoras, propionótrofas "OHP" y butirótrofas "OHB"), diámetro de grano, actividad metanógena específica, velocidad de sedimentación e índice volumétrico de lodos (IVL) se realizaron de acuerdo al Manual de Técnicas de Laboratorio de Procesos Anaerobios (en preparación). La medición del IVL se modificó según las condiciones del estudio.

La preparación de los medios de cultivo, transferencia de sustratos y técnicas de inoculación fueron hechas según Hungate (1969) y Balch *et al.* (1979).

El diámetro de los granos se midió de acuerdo a lo establecido por Mahoney *et al.* (1987), en un microscopio American Optical modelo 1138 con ocular de Wipple calibrado con reglilla micrométrica.

Tabla III.2. Parámetros fisicoquímicos determinados durante el desarrollo experimental.

PARÁMETRO	MUESTRAS DE LODOS	MELAZA	INFLUENTE AL REACTOR	EFLUENTE DEL REACTOR
demanda química de oxígeno (DQO) total		X	X	X
DQO soluble		X	X	X
pH		X	X	X
alcalinidad			X	X
sólidos totales (ST)		X	X	X
sólidos totales volátiles (STV)		X	X	X
sólidos totales fijos (STF)		X	X	X
sólidos suspendidos totales (SST)	X	X	X	X
sólidos suspendidos volátiles (SSV)	X	X	X	X
sólidos suspendidos fijos (SSF)	X	X	X	X
sulfatos (SO_4^{2-})	X	X		
sulfuros (S^{2-})	X	X		
fosfatos (PO_4^{3-})	X	X		
nitrógeno total (NT)		X	X	X
nitrógeno amoniacal ($N-NH_4^+$)		X	X	X
nitrógeno orgánico (N_{org})		X	X	X
grasas y aceites (G y A)			X	
cobalto (Co^{2+})	X	X		
hierro (Fe^{3+})	X	X		
niquel (Ni^{2+})	X	X		

Para la determinación de ácidos grasos volátiles (acético, propiónico y butírico), las muestras se fijaron previamente con HCl al 50% y se centrifugaron a 14,000 rpm en una centrífuga Eppendorf (modelo 5415C). La concentración de estos se determinó en un cromatógrafo de gases (SRI 8610) con detector de ionización de flama y columna de sílice fundida SUPEROX FA (Alltech), conectado a una unidad de cómputo y utilizando el programa peaksimple (SRI Instruments). Se utilizó nitrógeno como gas acarreador. Se inyectaron muestras de 0.15 microlitros con una microjeringa Hamilton.

Tabla III.3. Parámetros determinados para evaluar las características de los lodos.

especiación de metales: intercambiables adsorbidos en orgánicos como carbonatos como sulfatos
diámetro de grano (mm)
índice volumétrico de lodos (IVL)
velocidad de sedimentación (V_s)
actividad metanógena en acético
actividad metanógena en propiónico y butírico
bacterias fermentativas (NMP-F)
bacterias metanógenas acetoclásticas (NMP-A)
bacterias metanógenas hidrogenófilas (NMP-H)
bacterias sulfatorreductoras (NMP-S)
bacterias productoras obligadas de hidrógeno utilizadoras de propiónico (NMP-OHP)
bacterias productoras obligadas de hidrógeno utilizadoras de butírico (NMP-OHB)

El volumen de biogás producido en los reactores UASB se cuantificó mediante la técnica de la probeta invertida o en casos de altos volúmenes con un medidor de gas (Wet Test Gas Meter, marca Precision Scientific). La proporción de metano y dióxido

de carbono en el biogás se determinó en un cromatógrafo de gases con detector de conductividad térmica (Fisher Gas Partioner modelo 1200) de doble columna (Porapak Q y malla molecular 5A), se utilizó helio como gas acarreador a un flujo de 25 ml/min. El volumen de muestra de biogás inyectado al cromatógrafo fue de 0.5 ml.

La cuantificación de metales en el agua residual (Sterritt, 1987) y la especiación de metales pesados en muestras de lodos (Stover *et al.* 1976) se llevaron a cabo con ayuda de un espectrofotómetro de absorción atómica Perkin Elmer, modelo 1100 B.

La determinación de demanda química de oxígeno (DQO) se hizo por el método de reflujo cerrado; los ortofosfatos por el método colorimétrico del ácido vanadomolibdofosfórico; grasas y aceites, por el método de extracción Soxhlet, y sólidos por gravimetría, de acuerdo a las técnicas analíticas estándar reportadas en APHA-AWWA-WPFC (1990).

Como criterio para el aumento de carga orgánica se utilizó la relación *alfa*, que es la relación entre las alcalinidades medidas a pH 5.75 y a 4.3. La primera es indicativa de la capacidad amortiguadora del sistema y se da por la presencia de los iones bicarbonato que se generan tras la disolución del CO₂ en la fase acuosa. La diferencia entre la alcalinidad debida a bicarbonatos a pH 5.75 y la alcalinidad total a pH 4.3 indica la cantidad de ácidos grasos volátiles presentes en forma de sales (acetato, propionato, butirato) (Jenkis *et al.* 1991).

IV. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Los resultados se presentarán de acuerdo a las tres etapas experimentales desarrolladas. En todas ellas se llevó un riguroso seguimiento de las alcalinidades y de la relación *alfa*, con el fin de detectar y, en su caso, evitar posibles problemas de acidificación del sistema. La alcalinidad en un proceso anaerobio es una medida de la capacidad amortiguadora debida especialmente a los iones bicarbonato que se generan por la disolución del CO_2 , de tal forma que entre mayor sea su valor más fácilmente se podrá mantener un pH a pesar del aumento en la generación de iones hidronio. La relación *alfa*, que es la relación entre la alcalinidad debida a bicarbonatos a pH 5.75 y la alcalinidad total a pH 4.3, indica que la metanogénesis se está realizando de manera adecuada cuando su valor está entre 0.7 y 0.8, pero si su valor se reduce a 0.5, se corre el riesgo de que el sistema se acidifique y consecuentemente se inhiba la metanogénesis.

ETAPA 1. Adaptación de los lodos

Cuando se inició el estudio no se había contemplado la etapa de adaptación, por lo que los reactores se alimentaron con la solución de nutrientes y se les aplicó la

presión manométrica establecida. El resultado casi inmediato fue acidificación en todos los sistemas, la cual fue más notoria conforme la presión aplicada fue mayor. Esta acidificación se registró en principio por el pH que había disminuido a 6.5, una caída en los valores de *alfa* que llegó a 0.35 y la acumulación de ácidos grasos volátiles, principalmente acético. Estas observaciones respondían seguramente a una inhibición de las bacterias acetógenas por un aumento en la presión parcial de hidrógeno debido a una mayor presión de operación de los reactores. Cabe señalar, que los lodos empleados no recibieron carga orgánica durante su previa transformación en lodos anaerobios, por lo que se consideró necesario estimular su actividad metabólica mediante un suministro constante de un sustrato fácilmente degradable como son las melazas. Así, en el esquema final del trabajo desarrollado se incluyó la etapa de adaptación de los lodos a carga orgánica, antes de aplicar presión manométrica.

Las características del lodo inóculo se presentan en la Tabla IV.1, como se observa la concentración de los sólidos suspendidos volátiles fue muy similar a la de los sólidos suspendidos totales, había sólo un 3.5% de sólidos disueltos, además, la proporción de sólidos totales volátiles correspondió a un 57.6%, cifra que es indicativa del contenido de material celular. En cuanto al contenido de nitrógeno, la mayor proporción fue de origen orgánico, del 98.7%.

La actividad metanógena específica del lodo inóculo, medida sobre acetato, fue baja, de 0.07 gDQO-CH₄/gSSV·d, pero debe tomarse en consideración que éste anteriormente fue lodo aerobio flocculento proveniente de la purga de un sistema de lodos activados que se transformó en anaerobio en ausencia de sustrato. Por sus características, índice volumétrico de lodos de 50.44 ml/g y velocidad de sedimentación de 1.92 m/h, se trataba de un lodo tipo flocculento-granular.

En las Figs. IV.1 y IV.2 se presentan los valores de alcalinidad de bicarbonatos y la total, respectivamente, que se obtuvieron durante la experimentación. Se observa, que las cifras iniciales, en promedio de 1500 y 3000 mg CaCO₃/l, respectivamente, se redujeron dentro de los primeros ocho días y después se observó una tendencia al

Tabla IV.1. Caracterización del lodo de inóculo y melaza.

PARÁMETRO	LODO INÓCULO	MELAZA
DQOt (mg/l)		990000
DQOs (mg/l)		960000
(%)		96.96
ST (mg/l)	18320	960000
STV (mg/l)	10550	805000
(%)	57.6	83.9
STF (mg/l)	7770	155000
(%)	42.4	16.1
SST (mg/l)	17680	91000
SSV (mg/l)	10360	3000
(%)	58.6	80.2
SSF (mg/l)	7320	18000
(%)	41.4	19.8
SO ₄ ²⁻ (mg/l)		5.74
S ²⁻ (mg/l)		3677.6
PO ₄ ³⁻ (mg/l)	2652	2984
NT (mg/l)	8333	9631
N-org (mg/l)	8240	903
(%)	98.88	93.77
N-NH ₄ ⁺ (mg/l)	93	600
(%)	1.11	6.22
azúcares (mg/l)		689903
Co ²⁺ (mg/l)	ND	ND
Mo ²⁺ (mg/l)	ND	ND
Ni ²⁺ (mg/l)	ND	ND
Fe ²⁺ (mg/l):		
intercambiables	8.31	
adsorción	32.52	
orgánicos	49.26	
carbonatos	227.94	
sulfatos	414.98	

ND: no detectado

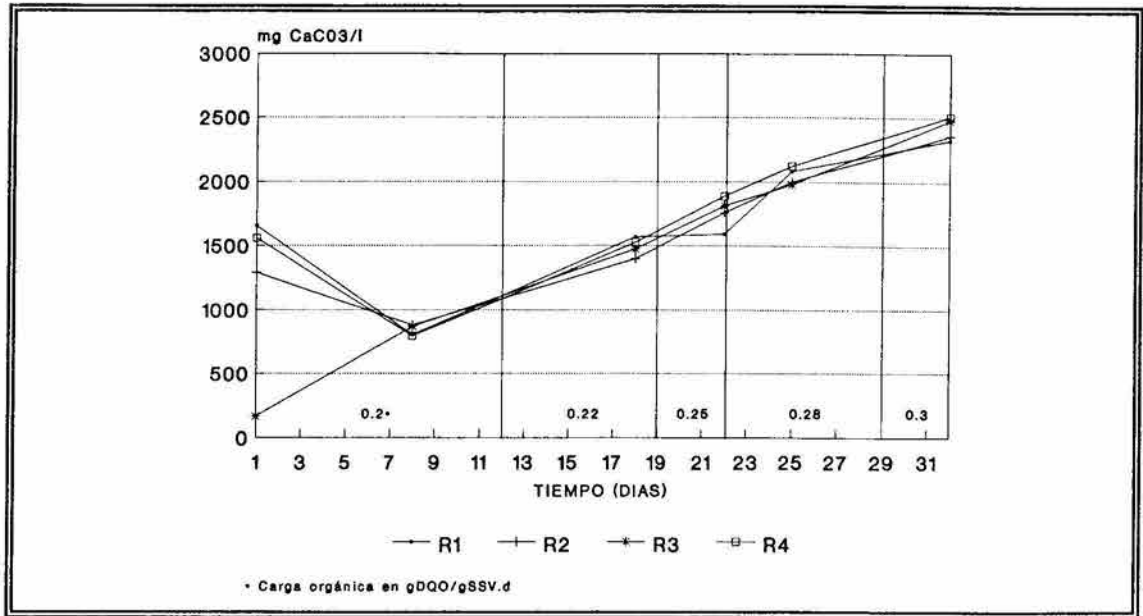


Fig. IV.1. Perfil de la alcalinidad a pH 5.75 durante la etapa de adaptación.

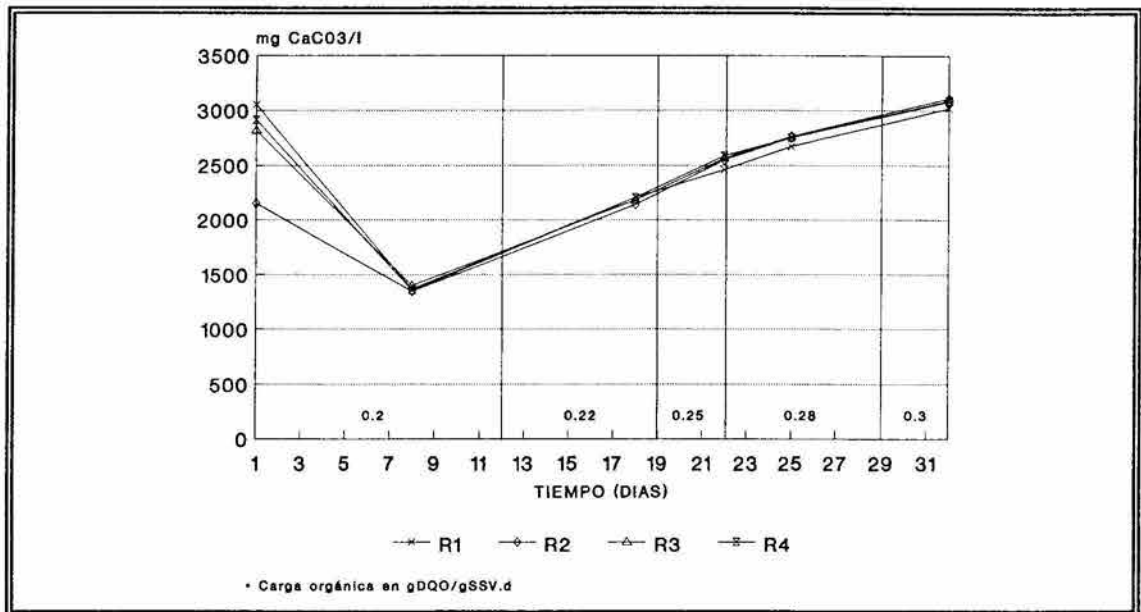


Fig. IV.2. Perfil de la alcalinidad total a pH 4.3 durante la etapa de adaptación.

incremento llegando a valores cercanos al inicial en el caso de la alcalinidad total, y hasta alrededor de 2500 mg CaCO₃/l en la alcalinidad debida a bicarbonatos.

Cuando se inició la corrida experimental, la relación *alfa* fue de 0.57, en promedio, esta cifra era de esperarse dado que los lodos no estaban adaptados a recibir carga orgánica, sin embargo, su valor fue aumentando paulatinamente llegando a 0.78 al final de la etapa de adaptación. Al alimentar sustrato se redujo ligeramente el pH (Fig. IV.3), de 7 a 6.5 durante 11 días, pero con el suministro continuo de nutrientes se estimuló la actividad microbiana, por lo que se incrementó y permaneció en un intervalo de 7 a 7.5 durante el resto de la experimentación.

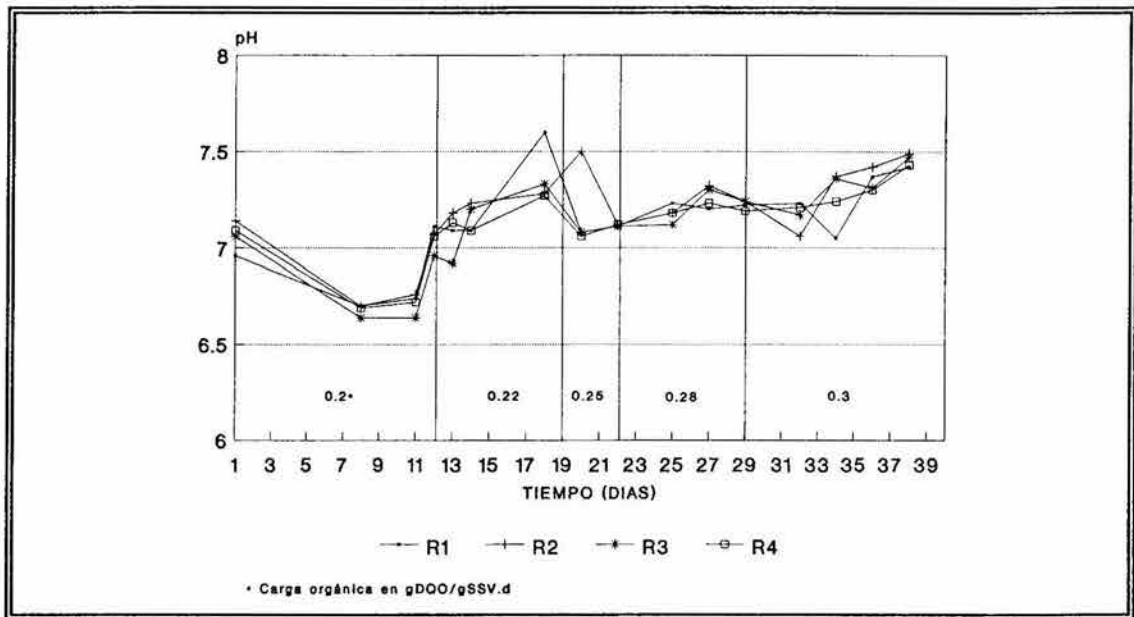


Fig. IV.3. Perfil del pH durante la etapa de adaptación.

En esta etapa se observó acumulación de ácidos acético (Fig. IV.4) y propiónico (Fig. IV.5) cuando se aumentó la carga de 0.2 a 0.22 g DQO/g SSV·d. La concentración de acético aumentó de 50 a 200 mg/l y la de propiónico en los reactores

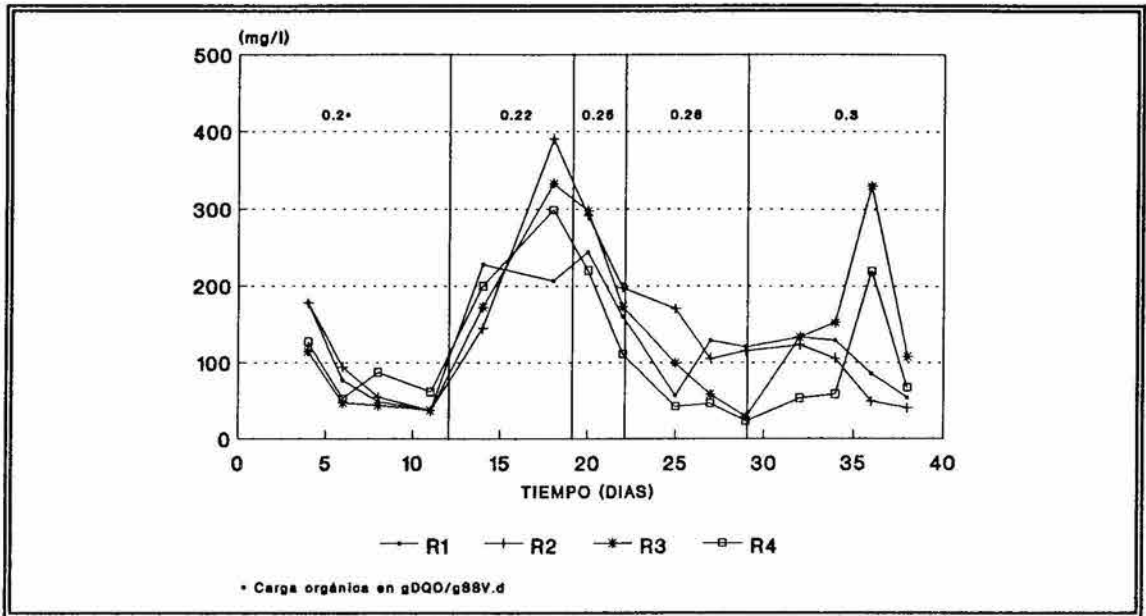


Fig. IV.4. Concentración de ácido acético en el sobrenadante.

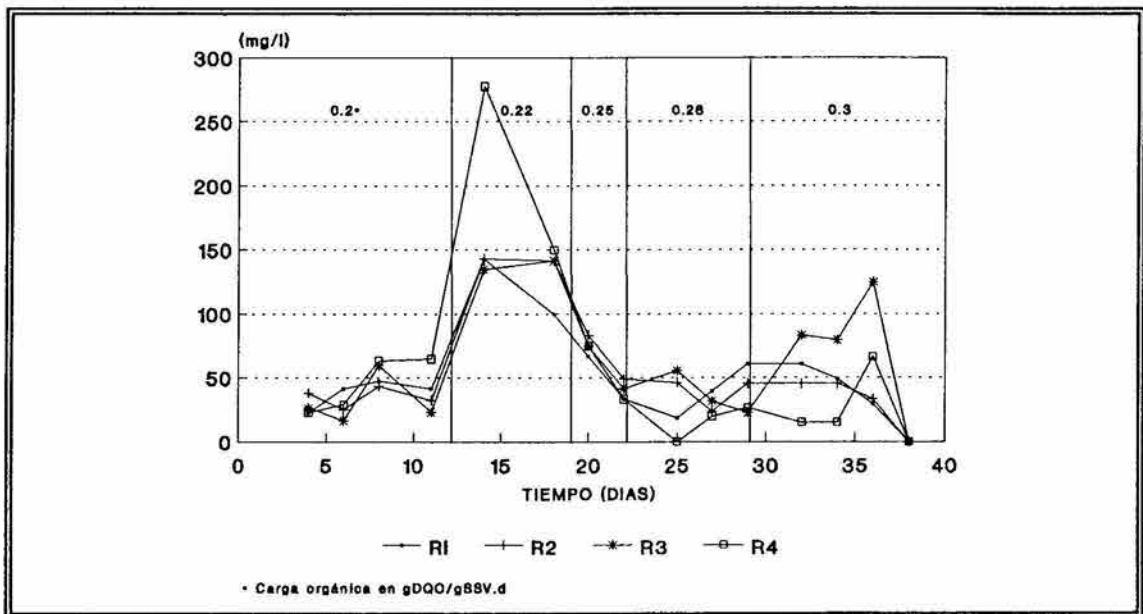


Fig. IV.5. Concentración de ácido propiónico en el sobrenadante.

R1 a R3 aumentó de 40 a 140 mg/l en promedio, a excepción del R4 donde el aumento fue superior a los 250 mg/l. En ninguno de los reactores se observó acumulación de ácido butírico. Este comportamiento es común para un lodo que se está adaptando a carga orgánica. Según muestran estas figuras los siguientes aumentos de carga, a partir de 0.25 gDQO/gSSV·d, fueron soportados sin problema pues prácticamente no se observó acumulación de ácidos grasos volátiles, por el contrario, los perfiles de concentración mostraron una tendencia a la disminución. En la carga de 0.3 g DQO/g SSV·d se observó un ligero ascenso en la concentración de AGV's, pero sin alcanzar valores inhibitorios.

Aparentemente las bacterias responsables de la degradación de la materia orgánica, establecieron rápidamente un equilibrio entre la producción y consumo de ácidos grasos lo que se reflejó también en un aumento en la producción de biogás. La proporción de metano y CO₂ en el biogás producido se presenta en las Figuras IV.6 y IV.7. Como se puede observar, la proporción de metano al inicio fue de 35%, y se incrementó a 50% en promedio y la de CO₂, que fue registrada a partir de los 11 días, se mantuvo prácticamente constante, a 45% durante esta etapa. En ambos casos, algunos puntos se salen de la tendencia general, pero es parte de la variabilidad propia del sistema en estudio.

En la Tabla IV.2 se presentan las características de los lodos antes y después del período de adaptación. Un aspecto que se esperaba es la disminución en la concentración de sólidos en todas sus formas, debido a la dilución por la adición diaria de nutrientes. En términos generales, se puede observar un ligero incremento en la proporción de sólidos suspendidos volátiles como resultado de un incremento en la biomasa bacteriana presente en el lodo, esto ocasionó una reducción en los sólidos suspendidos fijos.

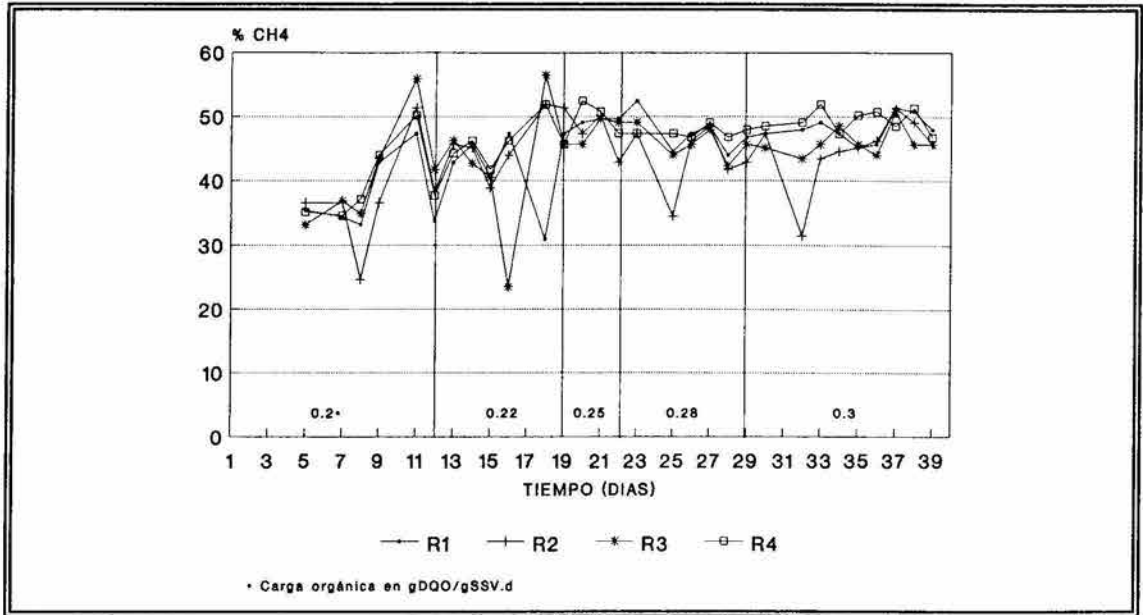


Fig. IV.6. Porcentaje de metano en el biogás durante la etapa de adaptación.

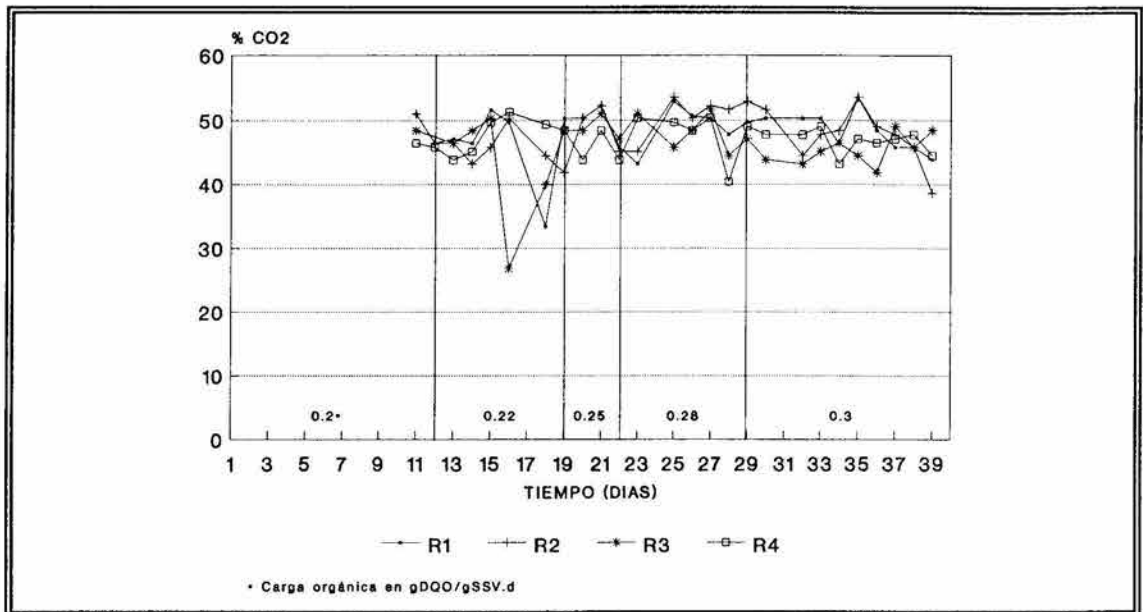


Fig. IV.7. Porcentaje de CO₂ en el biogás durante la etapa de adaptación.

El IVL mostró una ligera tendencia a la disminución en los reactores R2, R3 y R4, pero no así en el R1. La velocidad de sedimentación aumentó en todos los reactores de 1.19 a 3.50 m/h, en promedio. Esto probablemente fue reflejo de una tendencia a la agregación de los lodos.

Tabla IV.2. Características de los lodos durante la etapa de adaptación.

PARÁMETRO	R1	R2	R3	R4	PROMEDIO	DESVIACIÓN ESTÁNDAR	COEF. DE VARIACIÓN (%)
ST (mg/l)							
inicial	24380	25000	26840	25780	25500	1061.19	4.16
final	16300	21625	20000	20100	19506	2263.14	11.60
SSV (mg/l)							
inicial	14400	14860	15920	15140	15080	637.7	4.22
final	10450	13225	12550	12603	12207	1210.76	9.91
SSV (%)							
inicial	59.1	59.4	59.3	58.7	59.13	0.30	0.52
final	64.1	61.2	62.8	62.7	62.7	1.18	1.89
SSF (mg/l)							
inicial	9980	10140	10920	10640	10420	436.04	4.18
final	5800	8400	7450	7500	7288	1083.4	14.86
SSF (%)							
inicial	40.9	40.6	40.7	41.3	40.9	0.30	0.75
final	35.6	38.8	37.2	37.3	37.2	1.30	3.51
IVL (ml/g)							
inicial	47.57	58.40	54.39	57.40	54.4	4.88	8.98
final	49.07	46.24	45.00	47.26	46.9	1.72	3.66
V_s (m/h)							
inicial	1.24	1.02	1.28	1.21	1.19	0.11	9.68
final	3.82	3.30	3.53	3.30	3.50	0.24	7.05
$AE_{acético}$ (gCH_4 - DQO/gSSV·d)							
inicial	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07		
final	0.58	0.46	0.53	0.51	0.52	0.049	9.55

La actividad metanógena específica al final del período de adaptación fue de 0.58, 0.46, 0.53 y 0.51 $gDQO-CH_4/gSSV \cdot d$ para los reactores 1, 2, 3 y 4, respectivamente, el valor promedio fue $0.52 gCH_4-DQO/gSSV \cdot d$. La adición de

elementos traza al inicio de la corrida y la constante adición de sustrato favorecieron la actividad metanógena de los lodos.

Tomando en cuenta que durante esta etapa de adaptación los cuatro reactores fueron sometidos a las mismas condiciones de operación, el comportamiento de los lodos debe ser similar. En la última columna de la Tabla IV.2 se muestra el coeficiente de variabilidad obtenido para los diferentes parámetros evaluados, esto da una medida de la variabilidad intrínseca del sistema.

ETAPA 2. Evaluación del efecto de la presión hidrostática

En esta segunda etapa, los reactores R1, R2 y R3 se mantuvieron a presiones manométricas de 0.2, 0.4 y 0.6 kg/cm², respectivamente, equivalente a columnas de agua de 2, 4 y 6 m, en ese mismo orden. El reactor R4 se mantuvo a presión atmosférica y sirvió como control.

Los reactores se comenzaron a operar con una carga orgánica de 0.2 gDQO/gSSV·d y se fue aumentando paulatinamente para evitar que los lodos sometidos a presión se acidificaran.

En las figuras donde se presentan los resultados, están marcados los aumentos de carga que se realizaron. Al inicio hay dos períodos marcados con la misma carga, de 0.2 gDQO/gSSV·d, en el primero se trató de mezclar el contenido de los reactores invirtiéndolos varias veces inmediatamente después de la inyección de nutrientes, pero a partir del día 22 los reactores se mantuvieron estáticos. Con esto, la turbulencia provocada por el escape de las burbujas de biogás generadas en la parte inferior de la cama, fue el único factor que promovió el movimiento en la cama de lodos.

El efecto de la presión se puede observar claramente en los valores de alcalinidad y de pH. En los primeros 35 días de operación, se observó un aumento constante, aunque leve, en las alcalinidades a pH 5.75 (Fig. IV.8) y en la total (Fig. IV.9). Posteriormente se incrementaron hasta casi el doble cuando las cargas aumentaron a 0.25 y 0.3 gDQO/gSSV·d, pero después el día 84 las alcalinidades disminuyeron ligeramente. En el reactor control disminuyeron hasta cerca de los valores iniciales después de los 100 días de operación, y permanecieron estables el resto de la corrida. Se puede apreciar que mientras mayor fue la presión aplicada al reactor, mayor fue la solubilización del CO₂ en el sobrenadante, lo que dio valores de alcalinidad en los reactores R1, R2 y R3, mayores que en el reactor control.

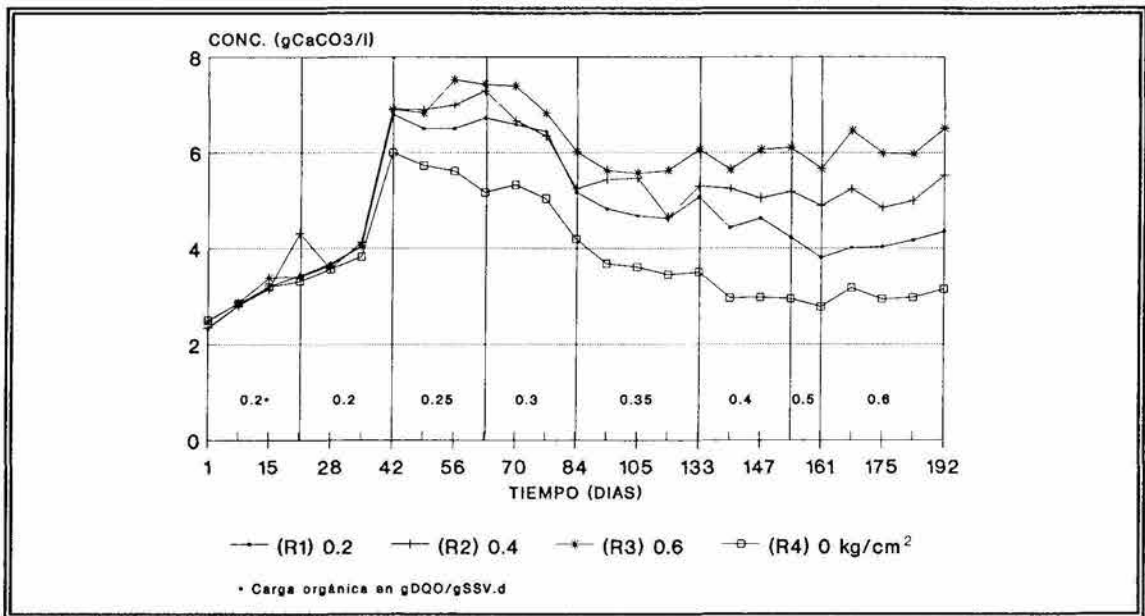


Fig. IV.8. Perfil de la alcalinidad a pH 5.75 durante la etapa de presurización.

La diferencia entre ambas alcalinidades fue siempre mínima, lo que sugirió una muy baja concentración de ácidos grasos y para comprobarlo se hizo un seguimiento de

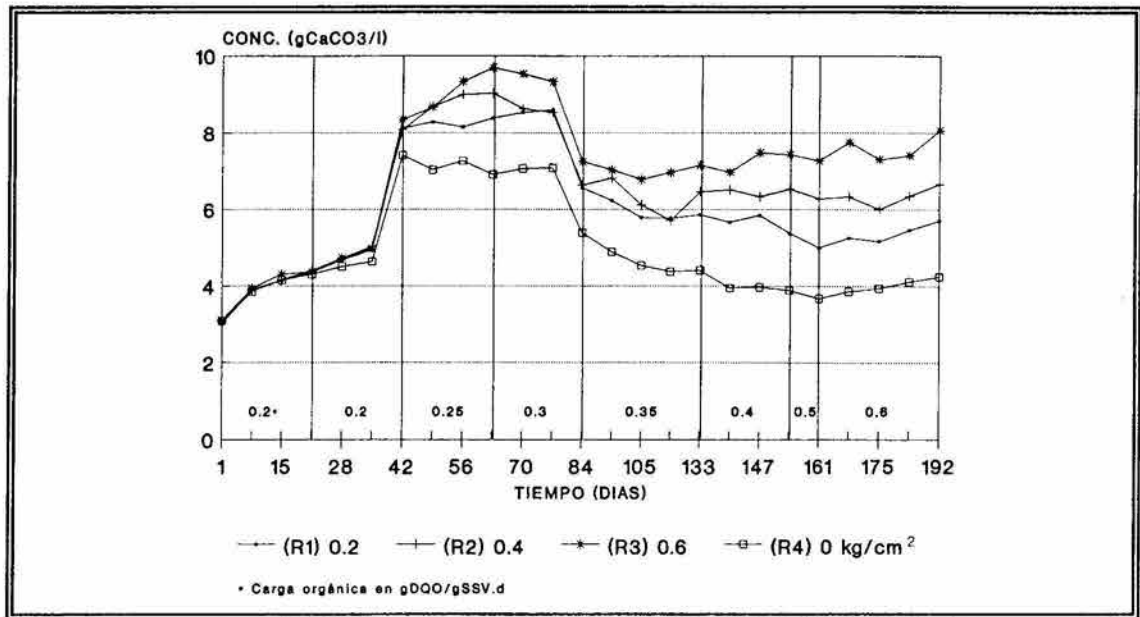


Fig. IV.9. Perfil de la alcalinidad total a pH 4.3 durante la etapa de presurización.

la degradación de ácidos grasos volátiles en el sobrenadante a lo largo de 48 h, tanto en el reactor control (R4) como en el reactor sometido a 6 kg/cm² (R3). Para esto, se permitió que los lodos agotaran el sustrato presente en el sistema dejándolos sin alimentación dos días, antes de iniciar la prueba.

En las figuras IV.10 y IV.11 se presentan los perfiles de degradación de ácidos grasos en los reactores R4 y R3, respectivamente. En ambos casos se detectó únicamente la presencia de ácidos acético y propiónico. Se observó un comportamiento irregular en la concentración de dichos ácidos a través del tiempo, probablemente se debió a que la distribución del sustrato a lo largo de la cama de lodos no fue homogénea por las condiciones estáticas en las que se encontraban los reactores. De acuerdo a Sam-Soon *et al.* (1987) el hecho de haber encontrado solamente estos dos ácidos grasos sugiere la acción de las bacterias acidógenas.

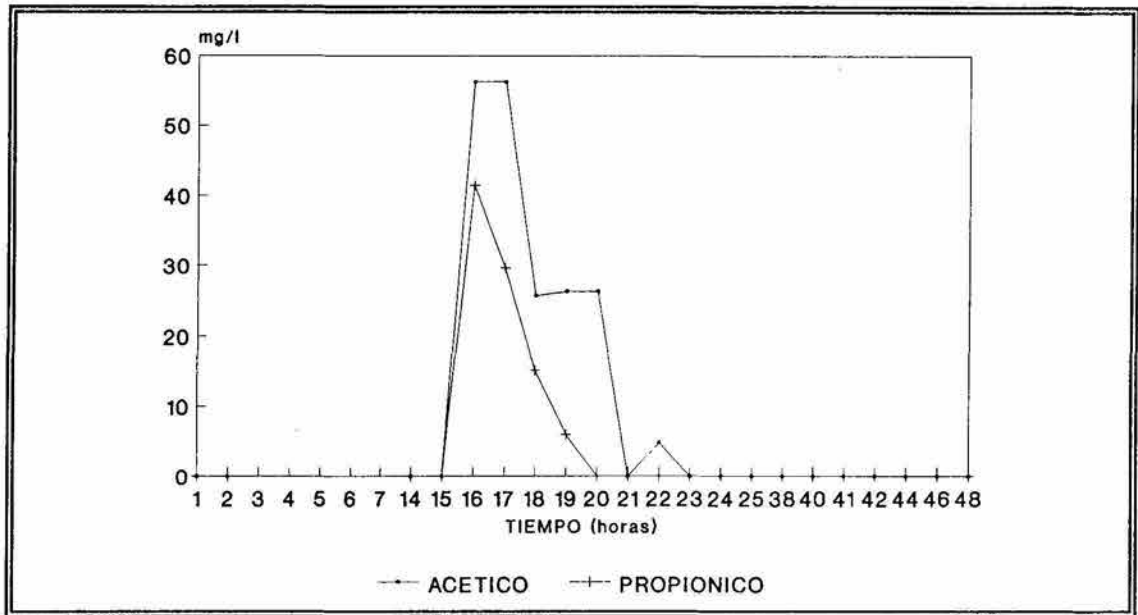


Fig. IV.10. Perfil de degradación de ácidos grasos volátiles en el sobrenadante del reactor R4 (control).

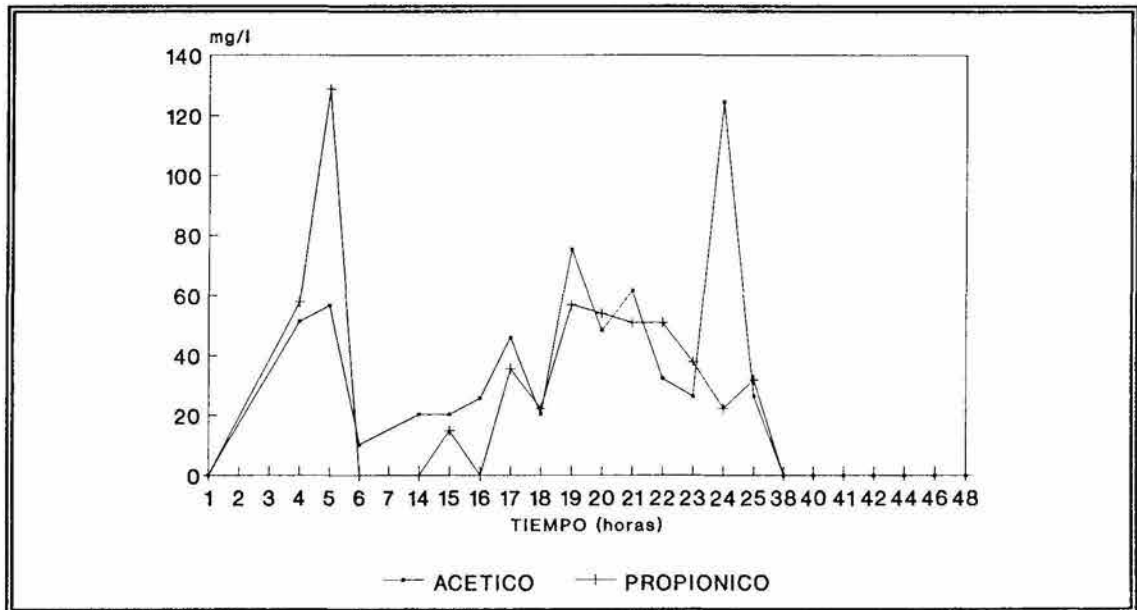


Fig. IV.11. Perfil de degradación de ácidos grasos volátiles en el sobrenadante del reactor R3 (0.6 kg/cm²).

En el reactor control, la concentración de propiónico fue menor que la de acético, contrario con lo sucedido en el reactor a 0.6 kg/cm². En el reactor control la presencia de acetato y propionato se detectó entre las 16 y 23 horas después de la alimentación. En cambio, en el reactor a 0.6 kg/cm² su presencia se detectó poco tiempo después de la alimentación y hasta las 38 horas. Las concentraciones de AGV's en ambos reactores fueron muy bajas, por abajo de 60 mg/l a excepción de sólo dos puntos en el R3 que llegaron a 130 mg/l. Aunque no fue posible realizar mediciones de la concentración del hidrógeno disuelto, podría pensarse también que este gas se acumuló en la fase líquida a medida que se tuvieron mayores presiones manométricas, lo que puede incrementar la presión parcial de hidrógeno (ppH₂). De acuerdo a Sam-Soon *et al.* (1990), a altas ppH₂ la oxidación de ácido propiónico a acético es más lenta, comparada con el tiempo requerido para la misma reacción a una ppH₂ menor. Esto podría explicar el hecho de que en el reactor 3, donde la ppH₂ es mayor por efecto de la presión aplicada, la concentración de ácido propiónico fuera mayor que la de acético y su degradación requiriera más tiempo.

El pH tendió a valores menores conforme se aplicó mayor presión pero siempre se mantuvo por arriba de 7.0 (Fig. IV.12). Generalmente, a presión atmosférica parte del CO₂ generado se disuelve y parte se libera manteniéndose un equilibrio, pero cuando se ejerce presión en el sistema se disuelve más CO₂ en forma proporcional a la presión ejercida. El CO₂ al disolverse reacciona con las moléculas de agua formando un ácido que al disociarse libera sus protones. Esto se refleja en el pH, de tal forma que en los reactores presurizados, el pH fue ligeramente menor, comparado con el control.

Por lo que respecta a la relación *alfa*, los valores fueron muy cercanos entre sí y siempre por arriba de 0.7 (Fig. IV.13), lo que permitió que la metanogénesis ocurriera favorablemente.

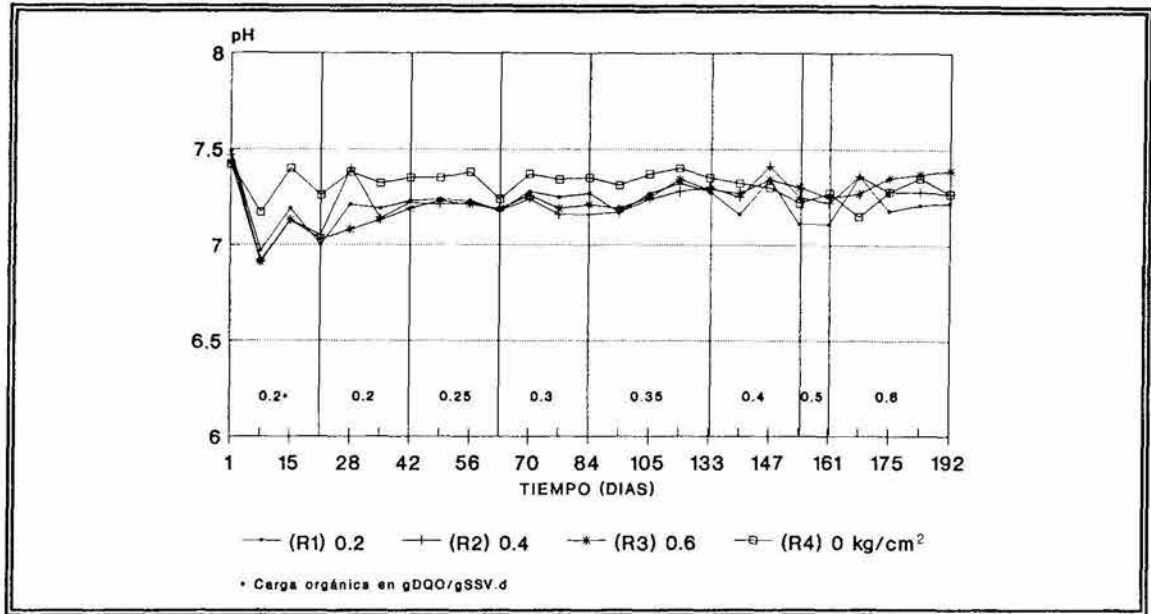


Fig. IV.12. Perfil del pH durante la etapa de presurización.

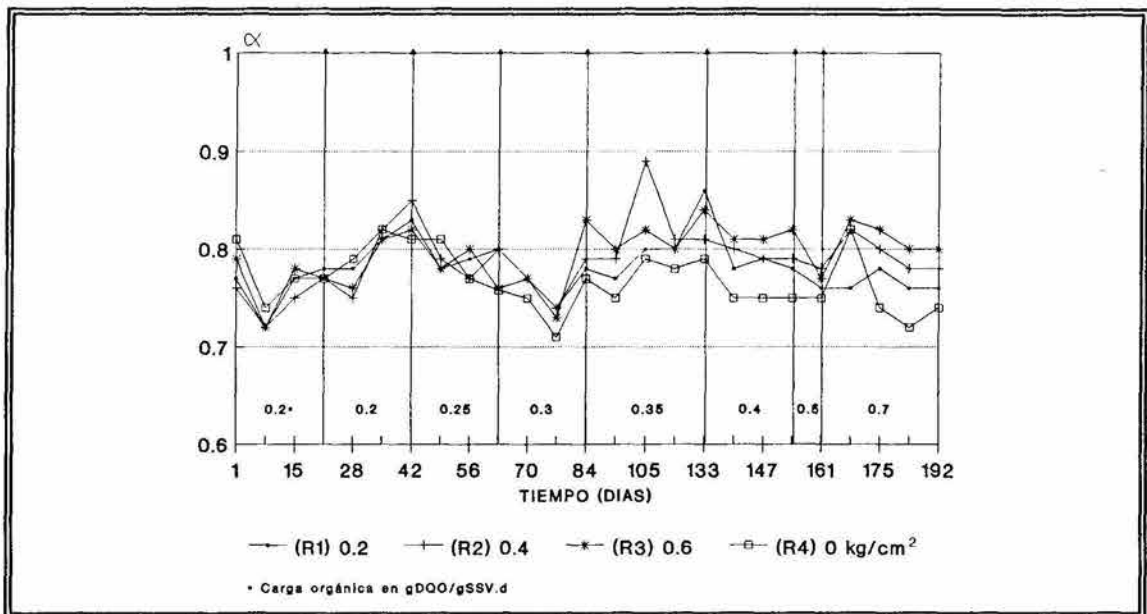


Fig. IV.13. Perfil de la relación *alfa* durante la etapa de presurización.

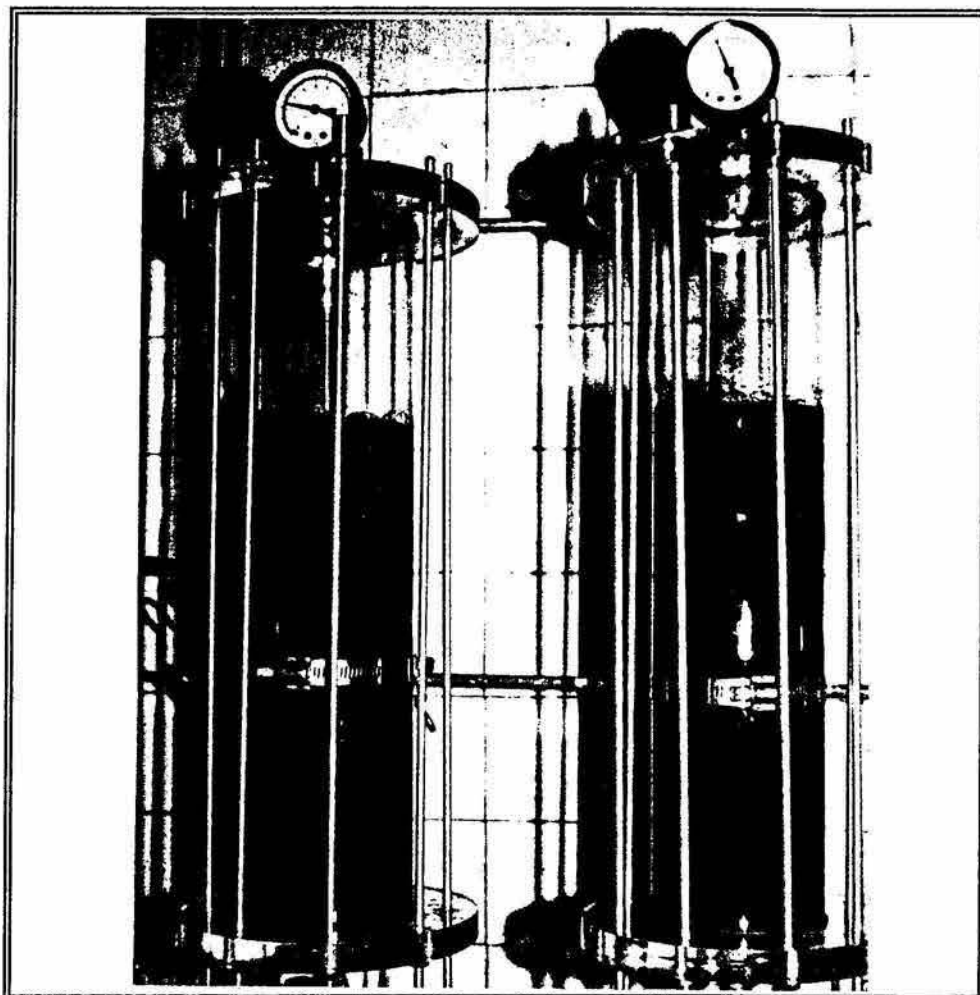


Fig. IV.14. Reactores R1 (izquierda) y R2 (derecha) sometidos a presiones manométricas de 0.2 y 0.4 kg/cm², respectivamente.

La proporción de metano en el biogás mostró un mínimo aumento del 50 al 55%, y el contenido de CO₂ se mantuvo constante en aproximadamente 50%. En ambos casos no se observaron diferencias entre los cuatro reactores. En la Fig. IV.14 se presenta una vista de los reactores, R1 y R2, en los que se puede apreciar en la zona superior del contenido del reactor, muchas burbujas del biogás producido, incluso se observa que la cama de lodos del R1 está separada del fondo del reactor debido a la

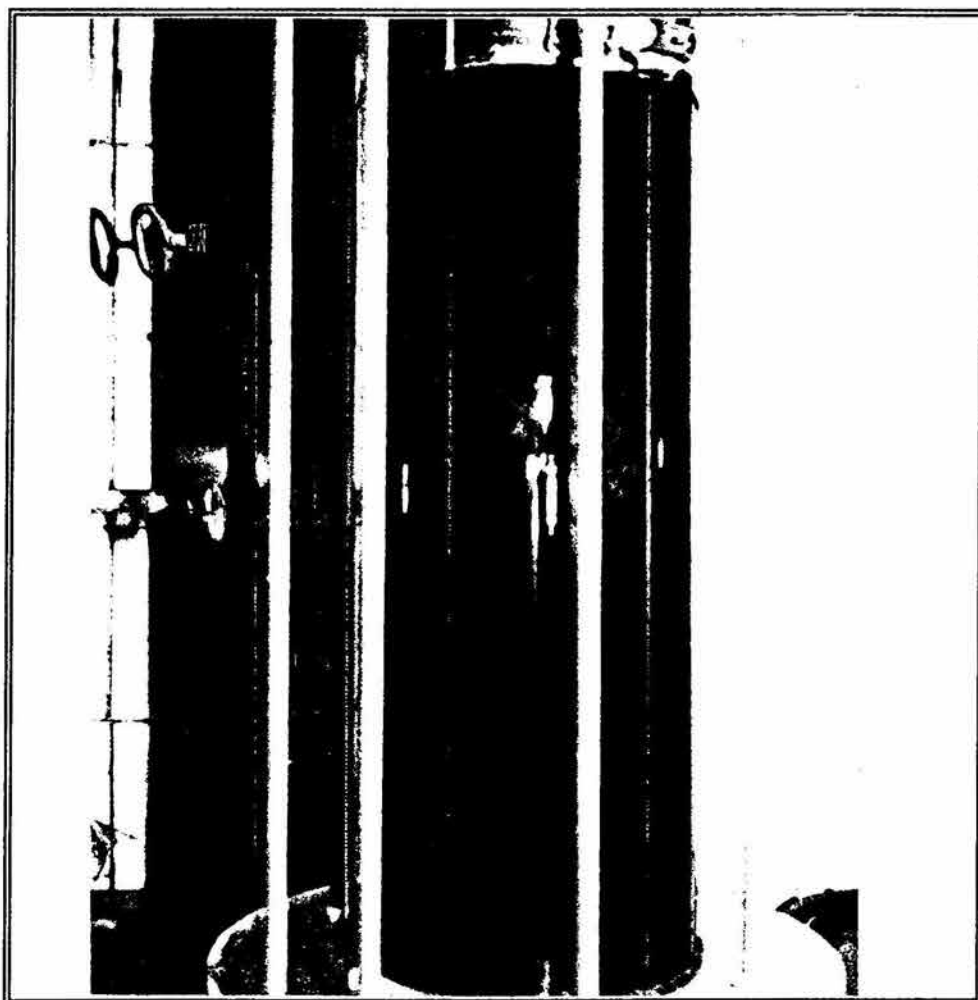


Fig. IV.15. Acercamiento del reactor R3 sometido a presión manométrica de 0.6 kg/cm^2 .

gran cantidad de biogás que ocasionalmente se acumulaba en la zona inferior. En la Fig. IV.15, se aprecia el movimiento ascendente del lodo promovido por las burbujas generadas en la parte inferior de la cama. De los días 141 al 144 se midió, de manera puntual, el volumen de biogás producido por el reactor mantenido a presión atmosférica, que se obtuvo en promedio 1750 ml/d , de los cuales el 53% correspondía a CH_4 y el 47% a CO_2 .

El volumen contenido en el reactor mostró tendencia al aumento debido a la adición de nutrientes (Fig. IV.16), mientras que el de la cama de lodos (Fig. IV.17) disminuyó. Esto se debió principalmente a la toma de muestras, y dado que las bacterias metanógenas tienen largos tiempos de duplicación, el tiempo transcurrido entre un muestreo y otro no fue suficiente para recuperar la biomasa retirada. Como pudo observarse el comportamiento de los cuatro reactores fue muy similar.

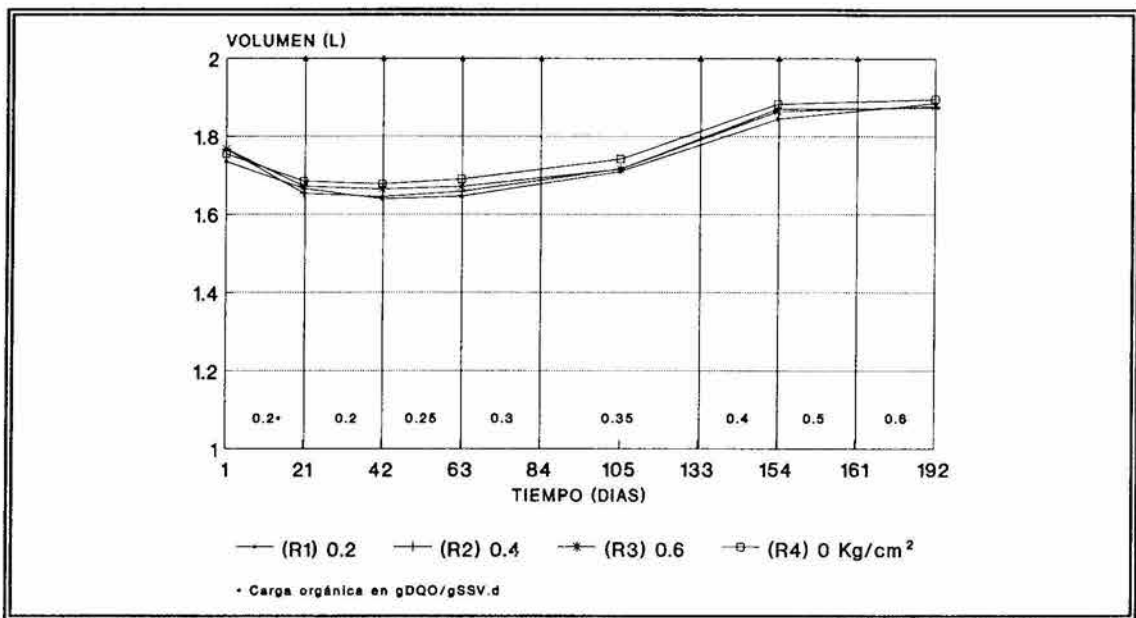


Fig. IV.16. Volumen total dentro del reactor.

La concentración de sólidos suspendidos totales se incrementó cuatro veces (de 20 a 80 mg/l, en promedio (Fig. IV.18) como resultado del aumento en los volátiles (Fig. IV.19). Sin embargo, esto no se reflejó en la Fig. IV.20 donde se muestra que el porcentaje de estos últimos se redujo ligeramente, debido a que la concentración de sólidos suspendidos fijos (Fig. IV.21) y su proporción (Fig. IV.22) tendió a aumentarse por la alta proporción de sólidos suspendidos fijos en la melaza (19.8%).

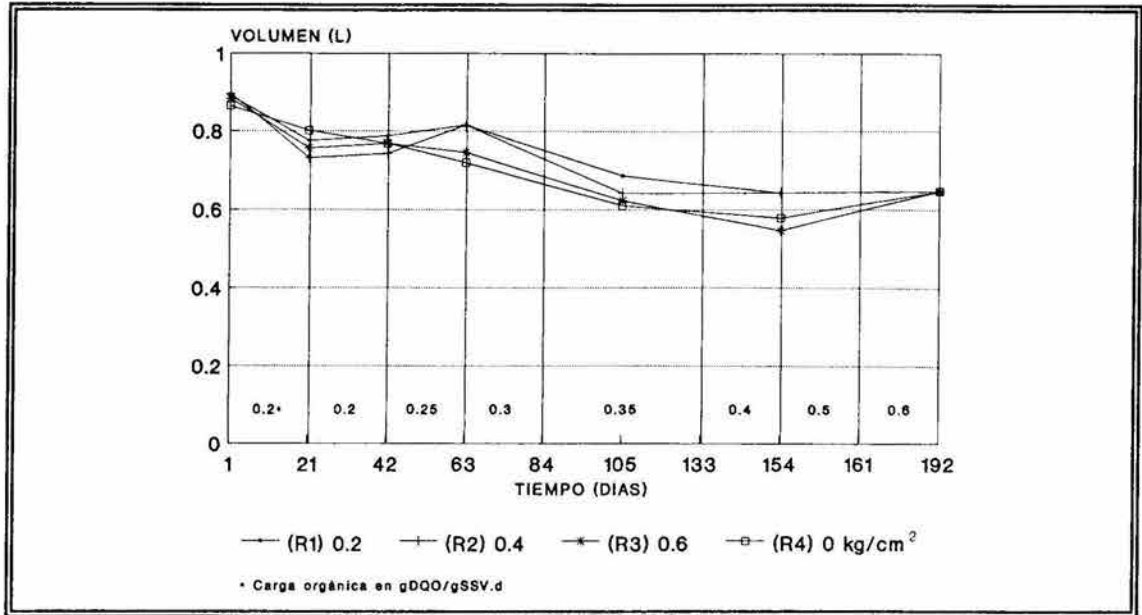


Fig. IV.17. Volumen de la cama de lodos.

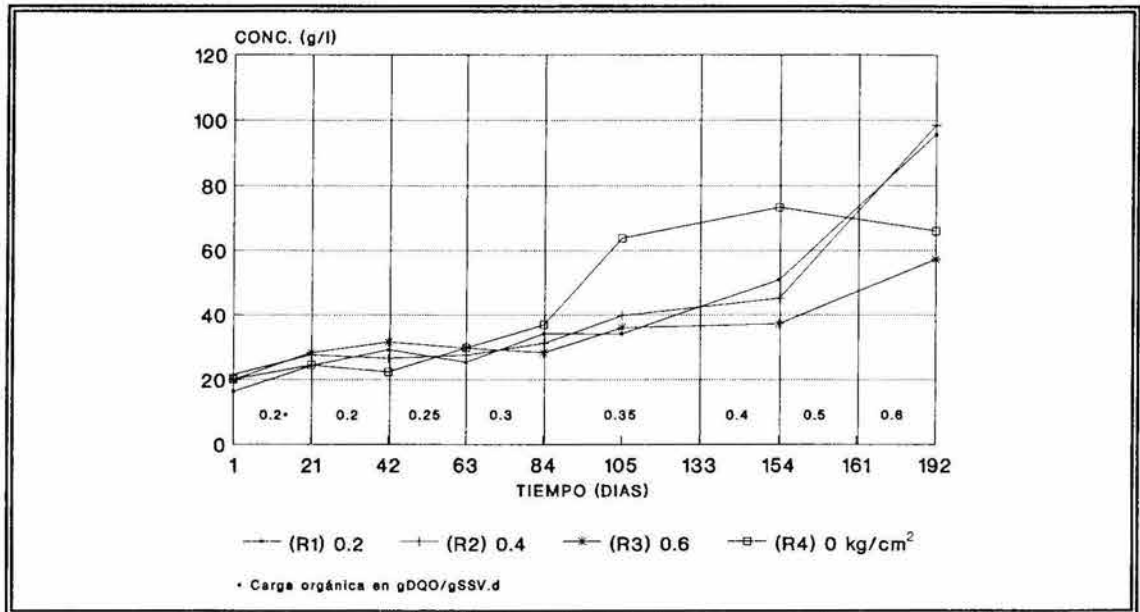


Fig. IV.18. Concentración de sólidos suspendidos totales en el lodo.

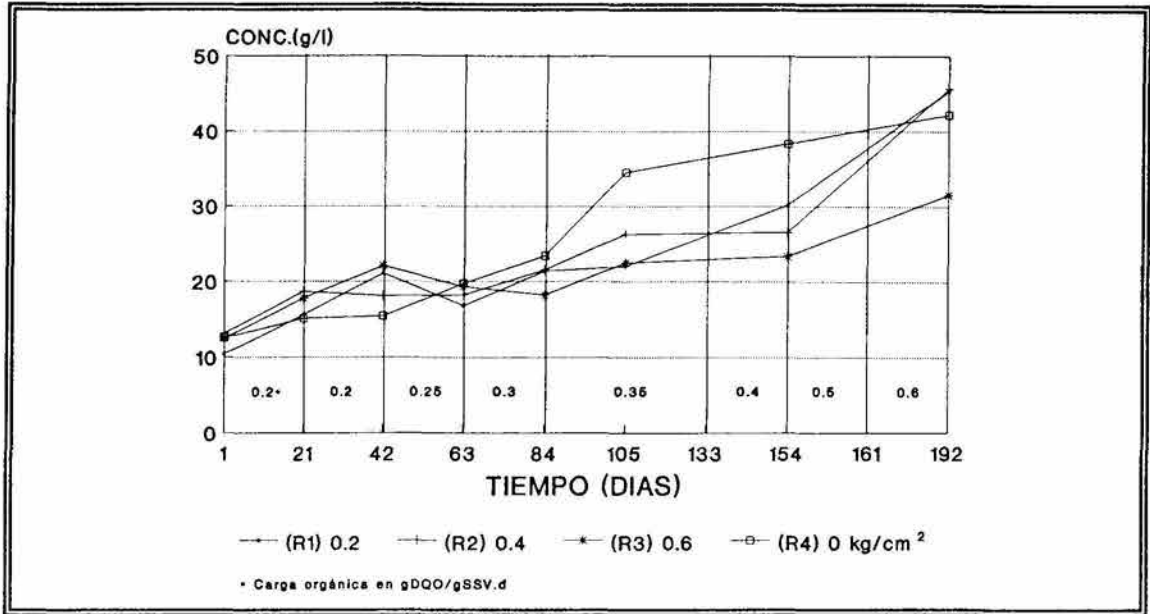


Fig. IV.19. Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el lodo.

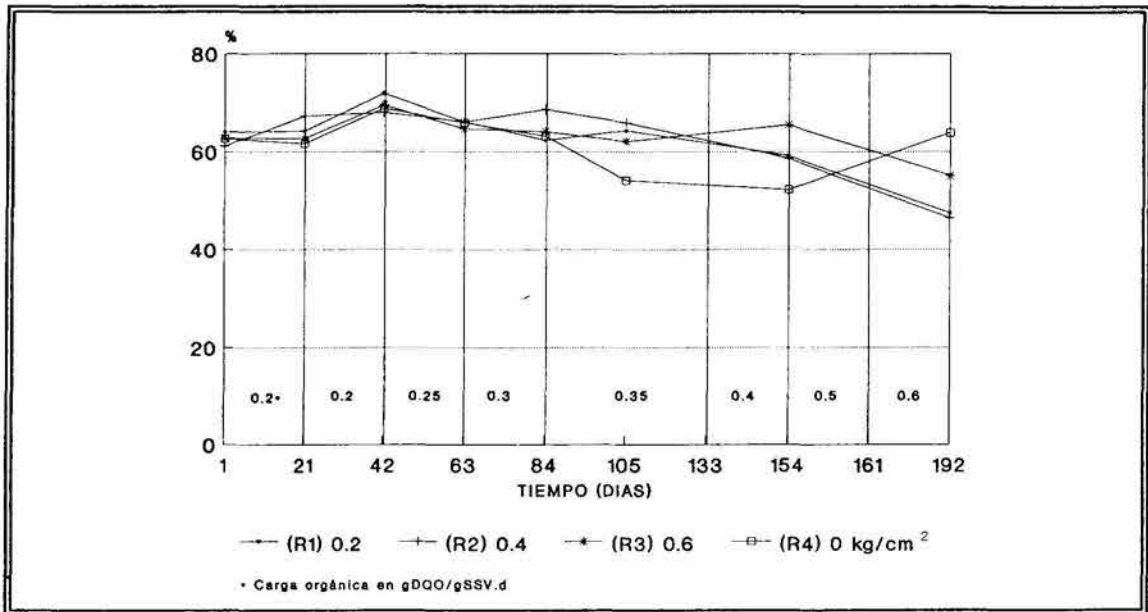


Fig. IV.20. Porcentaje de sólidos suspendidos volátiles en el lodo.

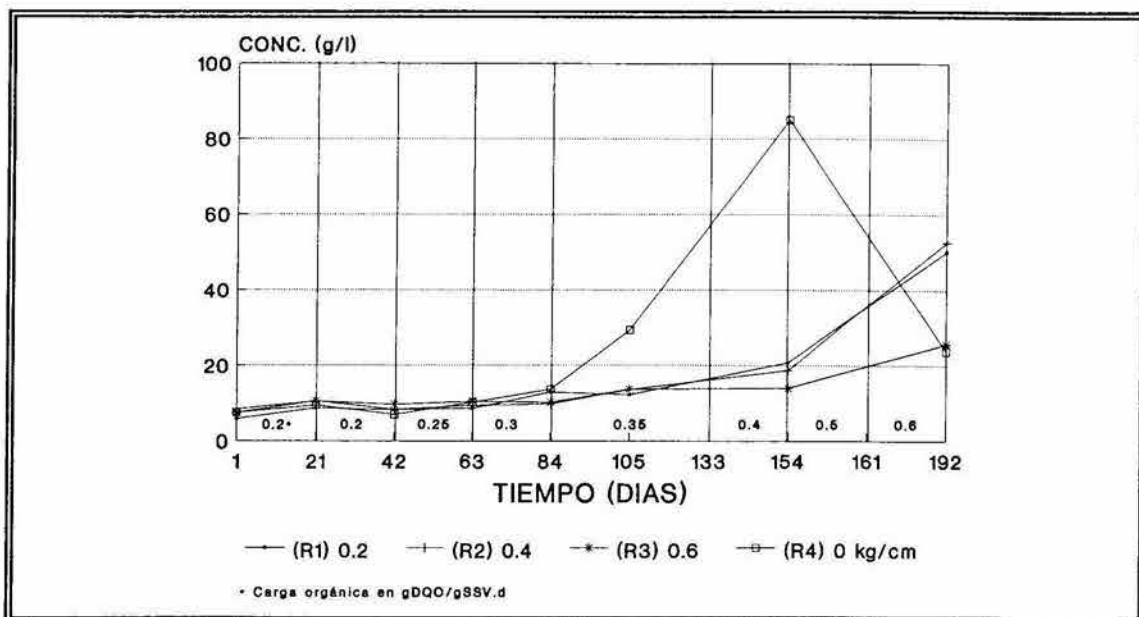


Fig. IV.21. Concentración de sólidos suspendidos fijos en el lodo.

La velocidad de sedimentación de los lodos mostró un comportamiento irregular, una tendencia al incremento los primeros 100 días y después se redujo a valores cercanos al inicial (Fig. IV.23), esto debido al aumento en la concentración de sólidos suspendidos ya que el lodo floculento retiene más tiempo las burbujas de gas. En cambio el IVL mostró una tendencia a la disminución de 46.89 a 14.73 ml/g al final de la experimentación (Fig. IV.24). El diámetro de los agregados aparentemente no mostró variación antes de los 105 días, pero después de este tiempo se incrementó de 1 a 1.8 mm y se mantuvo así el resto de la experimentación (Fig. IV.25). Los valores de IVL obtenidos al final de la corrida caen dentro del intervalo reportado para lodos tipo granular, que va de 10 a 20 ml/g (Lettinga *et al.* 1980), sin embargo, la proporción de granos presentes en la cama de lodos fue muy baja y se encontraba solamente en el fondo del reactor, donde se tomaron las muestras, el resto de la cama de lodos presentó características floculento-granulares.

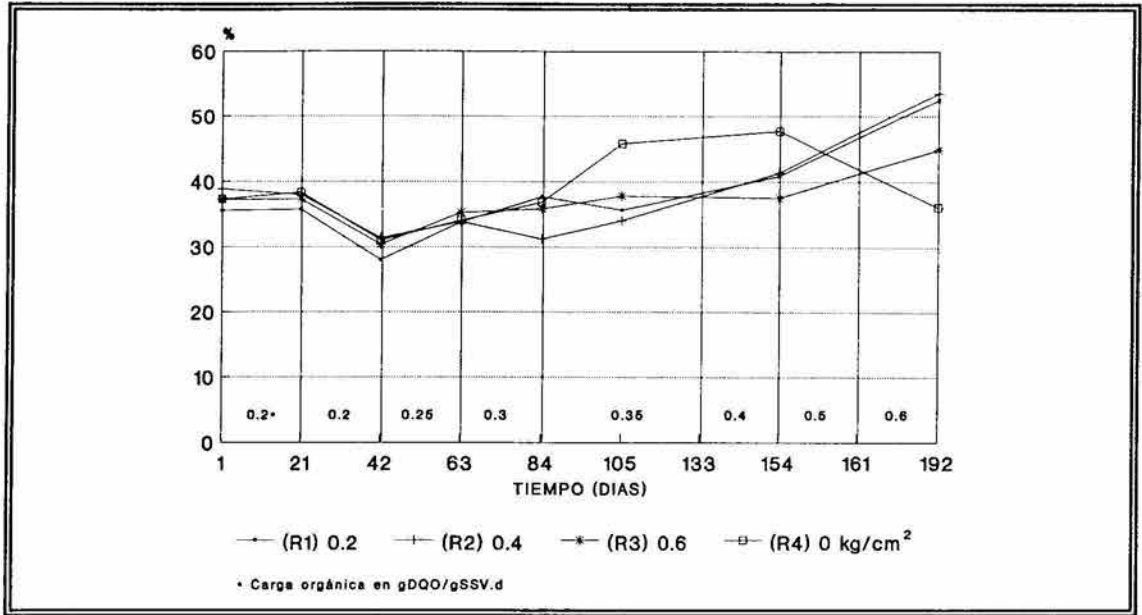


Fig. IV.22. Porcentaje de sólidos suspendidos fijos en el lodo.

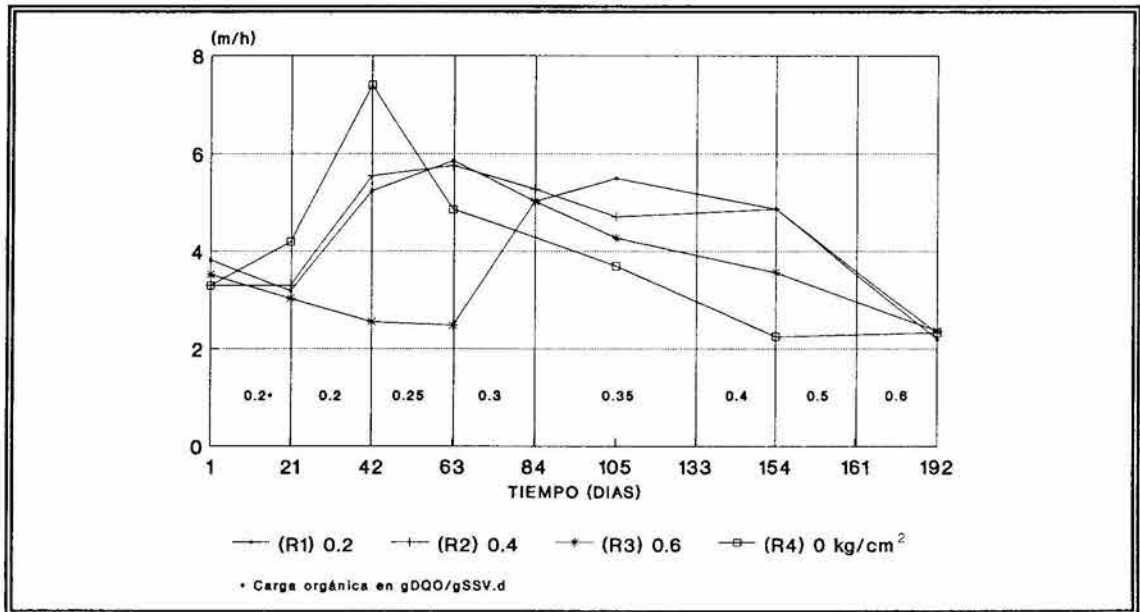


Fig. IV.23. Perfil de la velocidad de sedimentación de los lodos.

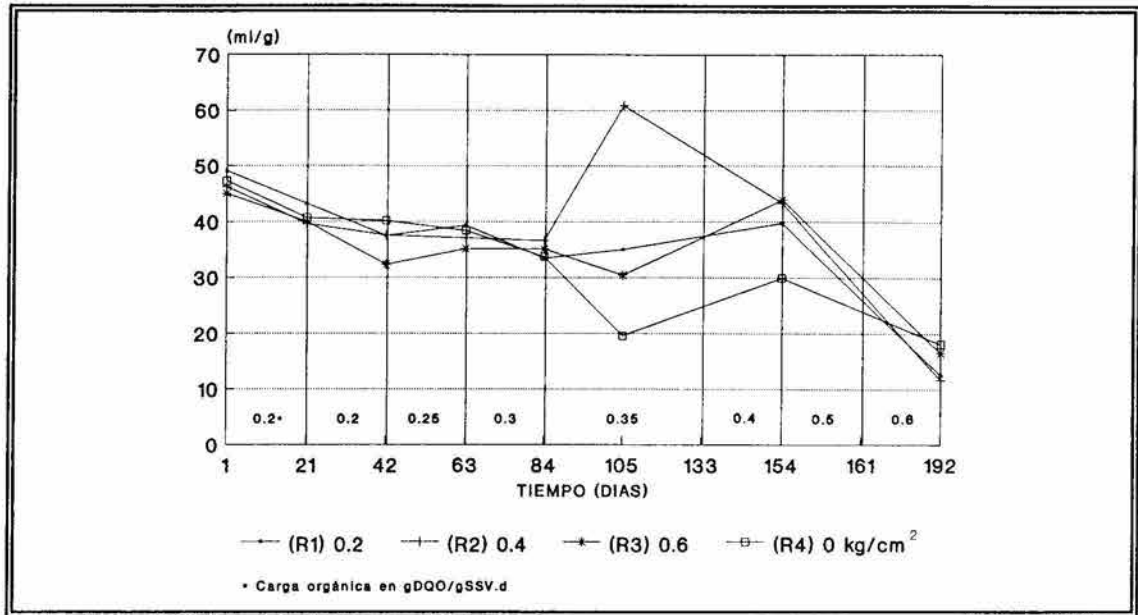


Fig. IV.24. Perfil del índice volumétrico de lodos.

La actividad metanógena medida sobre ácido acético mostró tendencia a la disminución, sin embargo, después de la carga de 0.3 gDQO/gSSV·d la actividad metanógena pareció recuperarse alcanzando los valores iniciales, excepto en el reactor 2 donde se observó una reducción inexplicable (Fig. IV.26). Un comportamiento similar ocurrió con la actividad medida sobre ácidos propiónico y butírico (Fig. IV.27), pero en este caso los lodos de los reactores R3 y R4 mostraron todavía tendencia a la disminución y fue hasta después de los 84 días cuando la actividad se empezó a recuperar a valores cercanos a los iniciales. Con el aumento de carga a 0.5 kgDQO/kgSSV·d, nuevamente las actividades medidas sobre los tres ácidos grasos volátiles decayeron a valores por debajo del inicial. La posible disolución de hidrógeno en el líquido por efecto de la presión podría explicar el desequilibrio en la actividad de los grupos bacterianos, sin embargo, lo mismo se observó en el lodo control. Si la actividad metanógena de los lodos control medida sobre los ácidos propiónico y butírico hubiera sido menor a la de los lodos sometidos a presión, sugeriría que éstos últimos

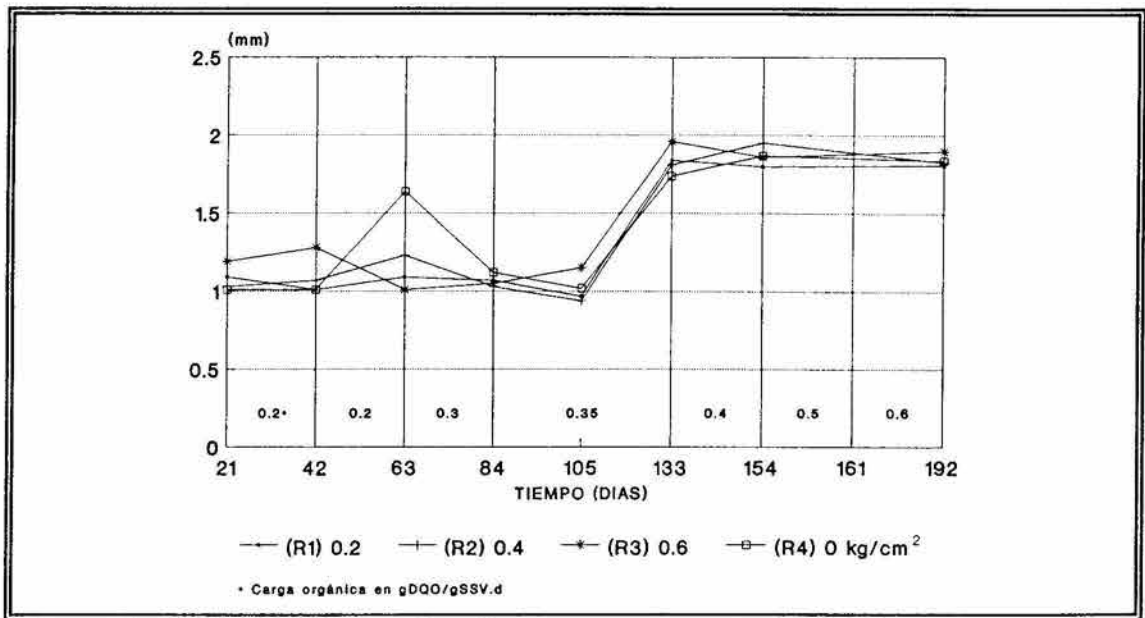


Fig. IV.25. Diámetro de los agregados.

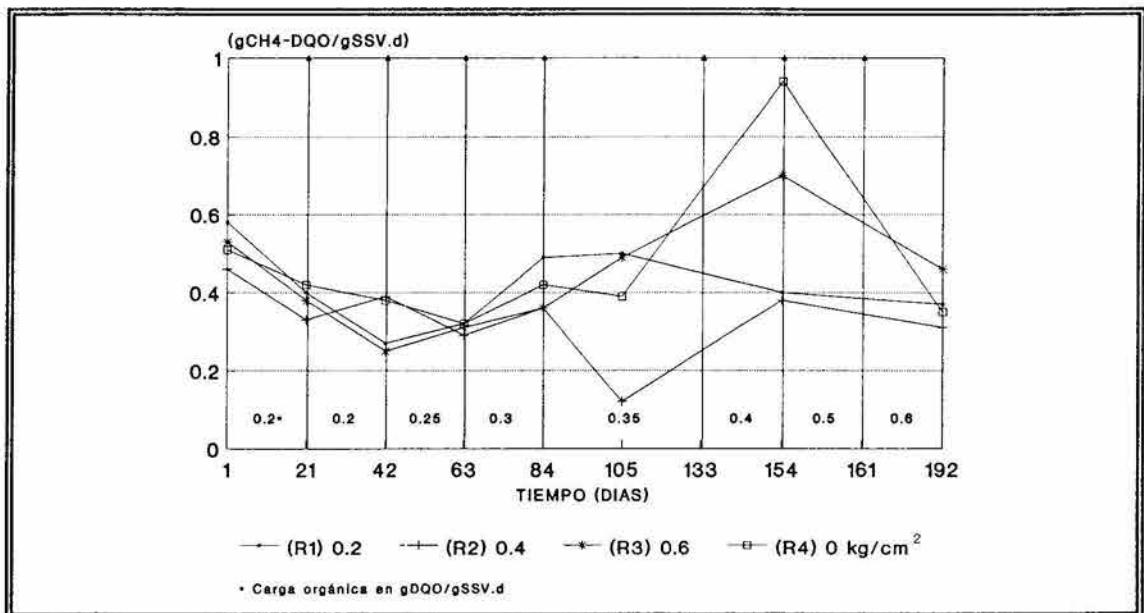


Fig. IV.26. Actividad metanógena medida sobre ácido acético.

podían tolerar mayores concentraciones de hidrógeno o bien, mayores cargas orgánicas a presión atmosférica. Si esto hubiera sido cierto, se debió observar una mayor actividad conforme se incrementó la presión, sin embargo, este comportamiento solamente se observó en las muestras tomadas el día 154. Lo que sí se puede decir en general, es que fue necesario dar tiempo para que los lodos se aclimataran al aumento en la carga orgánica, ya que la actividad, aunque de manera un poco irregular, mostró una tendencia a incrementarse con el tiempo.

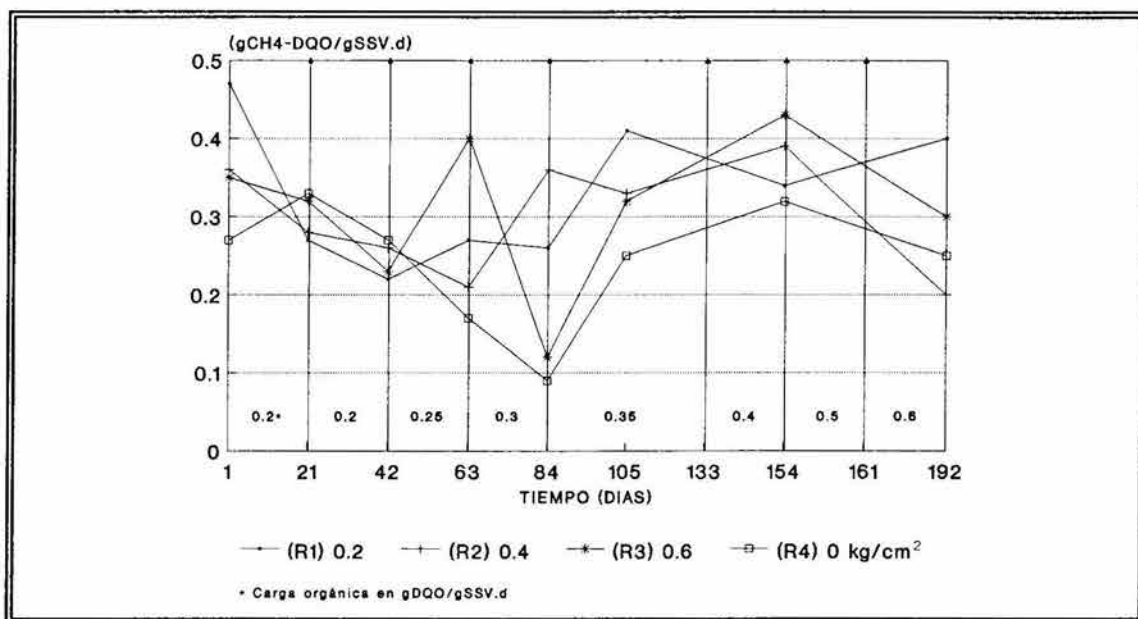


Fig. IV.27. Actividad metanógena medida sobre ácidos propiónico y butírico.

En la Fig. IV.28, se presenta la concentración de cada uno de los grupos bacterianos presentes en el lodo del reactor R3, determinada por la técnica de Número Más Probable (NMP). Se hicieron dos muestreos, a los días 42 y 105, y los resultados se compararon con el lodo inóculo. En general, se observó un aumento más notorio con las bacterias fermentativas y las metanógenas hidrogenófilas, ya que se favoreció su desarrollo al adicionar un sustrato con alto contenido de azúcares. Como se esperaba,

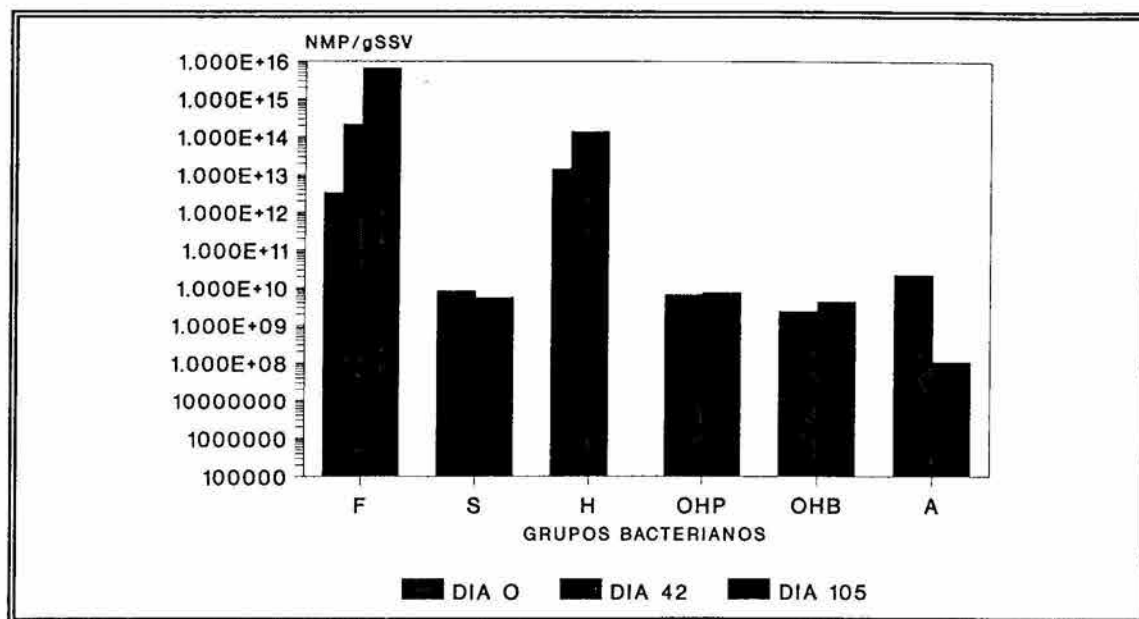


Fig. IV.28. Numeración de los grupos bacterianos presentes en el lodo del R3 (0.6 kg/cm²)

la concentración de las bacterias sulfatorreductoras prácticamente se mantuvo constante en todos los reactores, debido a que no se suministraron sulfatos al medio, aunque los resultados obtenidos para el reactor R4 mostraron alguna irregularidad, esto puede deberse a la incertidumbre de la técnica de cuantificación empleada. Los otros grupos bacterianos, como las bacterias productoras obligadas de hidrógeno a partir de ácidos propiónico (OHP) y butírico (OHB), y las metanógenas acetoclásticas aunque presentaron algunas irregularidades, más bien se mantuvieron constantes.

De manera general puede observarse que los parámetros evaluados en los cuatro reactores, no presentaron variación entre ellos, a excepción de lo que se observa en la alcalinidad. En algunos casos, el comportamiento de los reactores sometidos a las diferentes presiones difirieron con respecto al control, como por ejemplo en las concentraciones de ácidos grasos volátiles y de sólidos suspendidos, pero esto

aparentemente es parte de una variación experimental intrínseca y no efecto de las diferentes presiones aplicadas.

En la Tabla IV.3 se comparan las características de los lodos antes y después de haber sido sometidos a presión. En este último caso se calculó el promedio de los cuatro reactores debido a que no presentaron diferencias, la actividad metanógena específica disminuyó en un 30%. El IVL se redujo a cifras que corresponden a lodos tipo granular, pero extrañamente la velocidad de sedimentación disminuyó cuando lo que se esperaba era un aumento.

Tabla IV.3. Características de los lodos durante la etapa de presurización

PARAMETRO	INICIAL	FINAL
$AE_{acético}$ (gCH_4 -DQO/ $gSSV \cdot d$)	0.52	0.37
IVL (ml/g)	46.89	14.73
V_s (m/h)	3.48	2.31
DIÁMETRO DE AGREGADOS (mm)	1.08	1.84

Los resultados obtenidos mostraron que la presión hidrostática medida a través de la presión manométrica no tuvo efecto sobre el desarrollo de granos compactos, pero sí se obtuvieron agregados de hasta 1.8 mm de diámetro, con un muy buen valor de IVL, de 14.73 ml/g. Esto fue resultado de una aclimatación de los lodos a la alimentación continua de sustrato y a los aumentos en la carga orgánica que conjuntamente estimularon la organización interna de los microorganismos de tal forma que lograron agregarse. Aparentemente la granulación no se ve afectada por la presión hidrostática de los reactores, lo que se necesita es una altura que permita el recorrido de los lodos, mientras se "moldean" por efecto de la velocidad ascendente.

ETAPA 3. Inoculación y arranque de un reactor anaerobio UASB a nivel laboratorio

Durante esta etapa experimental se evaluó la eficiencia y estabilidad del lodo obtenido en la etapa 2, durante el tratamiento de un agua residual. Para inocular el reactor UASB se mezclaron los lodos obtenidos en los cuatro reactores operados en la etapa anterior, en virtud de que el comportamiento de los lodos sometidos a presión fue el mismo que el del control.

Tabla IV.4. Características del inóculo para el reactor UASB.

PARÁMETRO	VALOR OBTENIDO
IVL (ml/g)	16.15
V_s (m/h)	1.13
SST (mg/l)	114500
SSV: (mg/l) (%)	52050 45.46
SSF: (mg/l) (%)	62450 54.54
diámetro de agregados (mm)	1.8
actividad metanógena específica ($\text{gCH}_4\text{-DQO/gSSV}\cdot\text{d}$)	
$AE_{\text{acético}}$	0.39
$AE_{\text{propiónico}}$	0.33
$AE_{\text{butírico}}$	0.35
grupos bacterianos (bacterias/gSSV):	
NMP-F	1.95E15
NMP-S	8.63E10
NMP-H	1.86E16
NMP-A	3.11E10
NMP-OHP	2.12E11
NMP-OHB	3.33E10

Las características del inóculo se presentan en la Tabla IV.4. Su actividad metanógena específica fue buena debido a que las bacterias metanógenas se encontraban en gran número como resultado de su estimulación a través de la constante alimentación de sustrato. En la Tabla IV.5 se presentan las condiciones de operación del reactor UASB.

Tabla IV.5. Condiciones de operación del reactor UASB.

PARÁMETRO	VALOR ESTABLECIDO
inóculo: volumen (ml) proporción (% , v/v) SSV (g)	1400 24 72.87
flujo de alimentación (ml/h)	487.75
tiempo de retención hidráulica (h)	12
carga orgánica: másica (gDQO/gSSV·d) volumétrica (gDQO/l·d)	0.240 - 1.005 3.007 - 12.58
velocidad ascendente (m/h)	0.074

Durante la operación del reactor se utilizaron 9 diferentes lotes de agua residual, el promedio de los parámetros evaluados se presentan en la Tabla IV.6. Como se puede observar la variabilidad de éstos es muy alta a excepción del pH, que presentó un coeficiente de variabilidad de 9.66%. Esta situación aunque estadísticamente significa un problema, tiene la ventaja de que permite realizar el trabajo bajo las condiciones reales que se tienen en el tratamiento de aguas residuales.

En la Fig IV.29 se presenta la variación de la carga orgánica volumétrica aplicada al reactor, en función del lote de agua residual alimentado el cual se indica con números dentro de las gráficas.

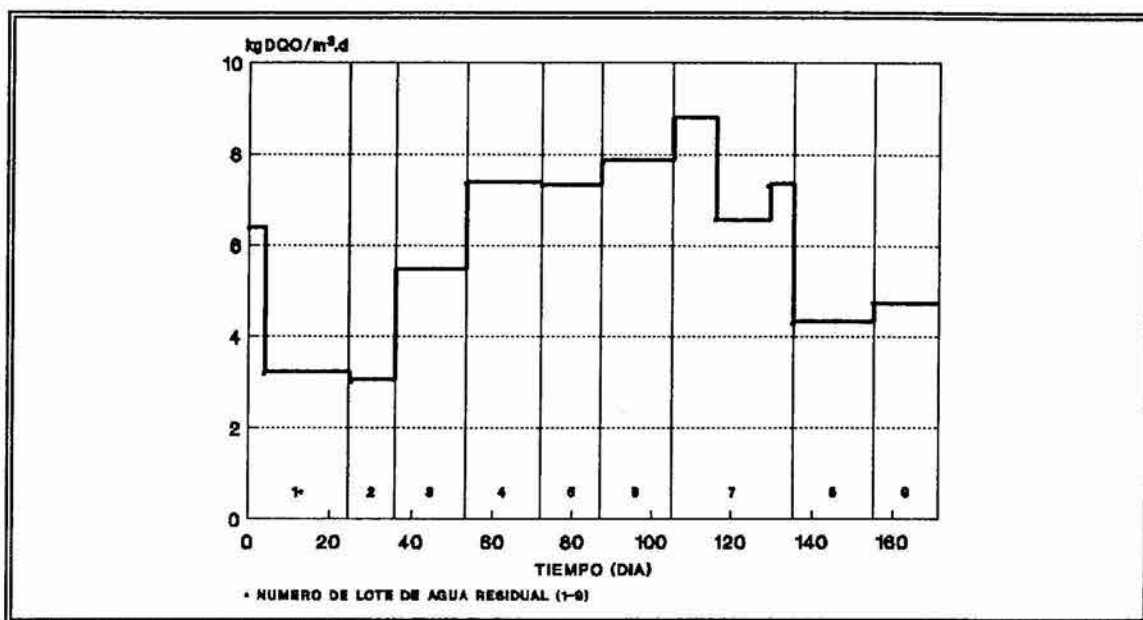


Fig. IV.29. Perfil de la carga orgánica volumétrica suministrada al reactor UASB.

El primer día de operación, se introdujo el agua residual al 100%, con una DQO de entrada de 6300 mg/l. El reactor no soportó la carga orgánica, ya que se observó una disminución de la relación *alfa* hasta un valor de 0.4, lo cual indicó que el sistema se estaba acidificando. Las condiciones de operación establecidas y la alimentación del agua residual implicaron un cambio muy brusco en comparación con las condiciones a las que el lodo había sido aclimatado. El cambio de una temperatura de 35° C a temperatura ambiente y la adición de un sustrato con características completamente diferentes a la solución de melazas, se vió reflejado en la actividad microbiana, ya que como ocurre en otros sistemas, las poblaciones bacterianas anaerobias son sensibles a cambios bruscos en el medio que las rodea.

Para recuperar el sistema, a partir del día 4 el agua residual se diluyó al 50% y la carga se fue aumentando paulatinamente en un 25% cada vez, primero por

incremento en la concentración de DQO del agua residual, es decir, disminuyendo la dilución, y después por disminución en el TRH hasta alcanzar, el día 26, las condiciones de operación establecidas inicialmente, esto fue cuando se intrdujo el agua residual sin diluir y a un TRH de 12 hrs.

Tabla IV.6. Características de los lotes del agua residual industrial.

PARÁMETRO	VALORES PROMEDIO	DESVIACIÓN ESTÁNDAR (\pm)	COEFICIENTE DE VARIABILIDAD (%)
DQO _i (mg/l)	3433.55	1449.10	42.20
DQO _o (mg/l)	2939.55	1094.84	37.24
ST (mg/l)	3012.22	1308.55	43.44
STV (mg/l)	2127	940.67	44.22
STF (mg/l)	881.22	593.36	67.33
SST (mg/l)	225.55	139.02	61.63
SSV (mg/l)	194.22	114.5	58.95
SSF (mg/l)	31.33	27.56	87.97
PO ₄ ⁻³ (mg/l)	19.12	5.20	27.21
NTK (mg/l)	143.26	81.79	57.09
N-NH ₄ ⁺ (mg/l)	36.80	11.40	30.99
G y A (mg/l)	30.22	18.92	62.63
pH	4.89	0.47	9.66

Durante el arranque se llevó a cabo un seguimiento de la relación *alfa* que, como se estableció anteriormente es la relación de alcalinidades a pH 5.75 y la total a pH 4.3. La cuantificación de este parámetro además de ser rápida y sencilla, nos permite conocer las condiciones de funcionamiento del reactor al indicarnos la proporción de

bicarbonatos presentes que son responsables de la capacidad amortiguadora del sistema, así como de los ácidos grasos generados por la degradación de la materia orgánica. De esta forma, cuando la relación *alfa* es de 0.7, el sistema tiene una capacidad amortiguadora equivalente al 70%, si la relación *alfa* se encuentra por debajo de este valor, es indicativo de que el sistema comienza a acidificarse (Rojas, 1988).

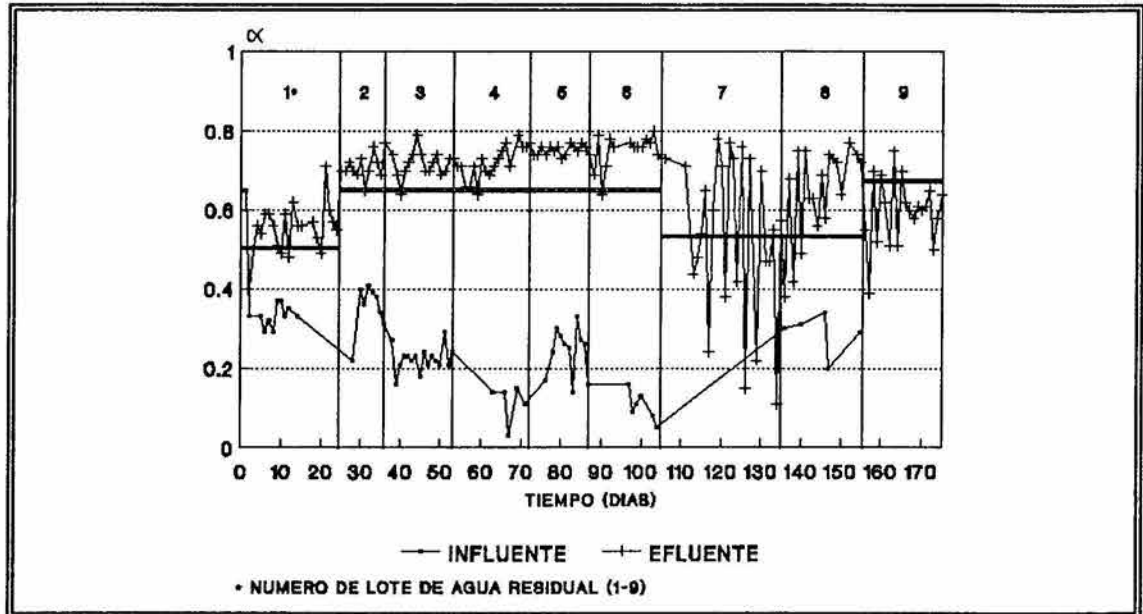


Fig. IV.30. Perfil de la relación *alfa* durante la operación del reactor UASB.

Considerando a la relación *alfa* como criterio para el aumento de la carga orgánica, se determinó diariamente para proceder de la siguiente manera:

- valores de *alfa* mayores a 0.55, se aumentó la carga en un 25%
- valores de *alfa* entre 0.5 y 0.55, se alimentó con la misma carga del día anterior
- valores de *alfa* menores a 0.5, se recirculó el efluente hasta superar el valor de 0.5

Durante los primeros 26 días se alimentó con el primer lote de agua residual, al cual se añadió urea con el propósito de incrementar la concentración de nitrógeno y mantener una relación DQO:N-NH₄⁺:P-PO₄³⁻ de 400:5:1, propuesta por Noyola (1993). Los siguientes lotes de agua residual contenían una concentración mayor de nitrógeno y la relación de nutrientes pudo mantenerse fácilmente sin la necesidad de añadir urea.

De acuerdo a los valores de *alfa* obtenidos durante la operación del reactor UASB se pueden apreciar cuatro períodos, los cuales se indican con barras en la Fig. IV.30. Estos períodos fueron: de arranque, estable, inestable y de recuperación. Cada uno de ellos se describe en detalle a continuación.

PERÍODO DE ARRANQUE. El período de arranque del reactor requirió solamente 27 días, en los cuales se alimentó el lote 1 del agua residual industrial. En las Figs. IV.31 y IV.32 se presentan los perfiles de la DQO total y soluble, respectivamente. Como podrá observarse, debido al alto valor de DQO de ese lote de agua residual, se observó una variación importante en la DQO del efluente y consecuentemente bajas eficiencias de remoción, pero con tendencia al aumento (Fig. IV.33 y IV.34). Los primeros 20 días de operación se produjo un lavado de la melaza que el lodo acumuló en la etapa de presurización, de ahí que no se observó aumento en la remoción de DQOs y los máximos valores alcanzados fueron del 60%. El posterior aumento de ésta indicó que el reactor soportó los aumentos de carga orgánica.

La alcalinidad a pH 5.75 en el influente se registró alrededor de los 500 mg CaCO₃/l, mientras que en el efluente los valores fueron más altos principalmente por la disolución del CO₂. Esto hizo que se presentaran mayores fluctuaciones, de 800 a 1700 mg/l para la alcalinidad debida a bicarbonatos (Fig. IV.35), y de 1200 a 2700 mg/l para la alcalinidad total (Fig. IV.36). En el influente los valores de *alfa* fueron muy bajos, mientras que en el efluente se obtuvieron valores de 0.55 en promedio (Fig.

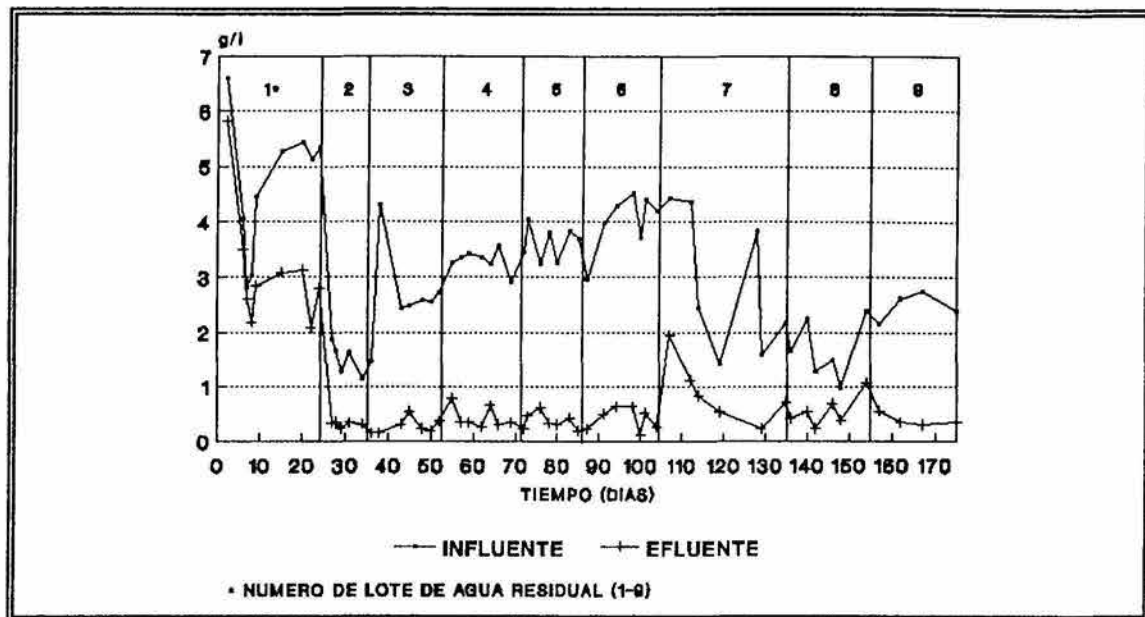


Fig. IV.31. Perfil de la DQO total durante la operación del reactor UASB.

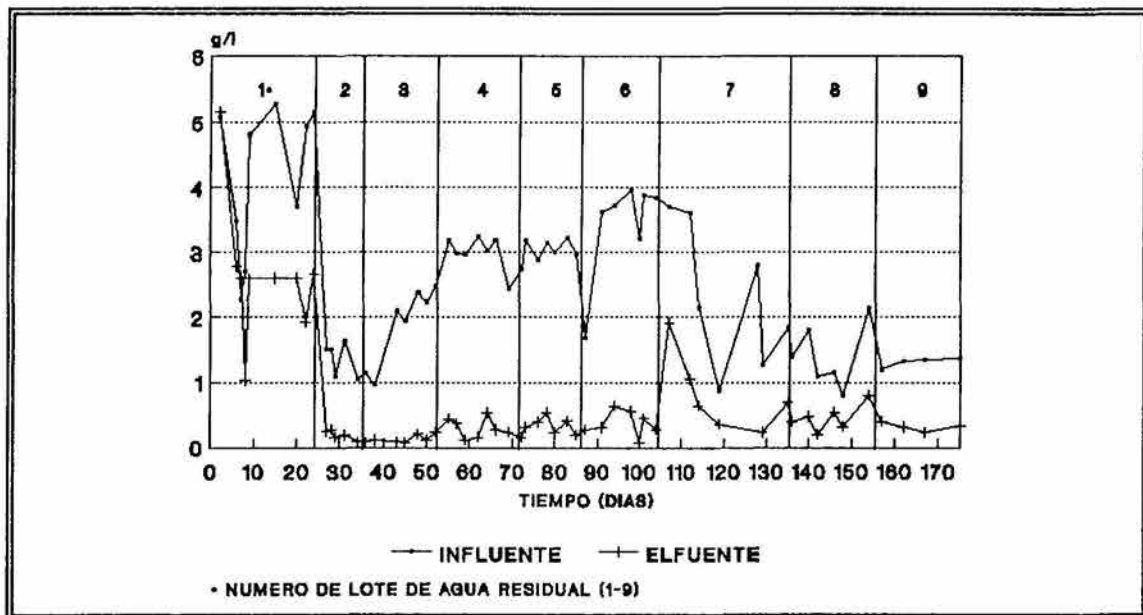


Fig. IV.32. Perfil de la DQO soluble durante la operación del reactor UASB.

IV.30). El pH durante este período se mantuvo dentro del intervalo que va de 7 a 7.65 (Fig. IV.37) tanto en influente como en efluente, este valor se encuentra dentro del intervalo conveniente para que se lleve a cabo la metanogénesis. La producción volumétrica de biogás durante este período (Fig. IV.38) presentó incrementos mínimos como respuesta a los cambios de carga orgánica, se registró un volumen máximo de 6.5 l/d con una proporción promedio de metano de 81% (Fig. IV.39).

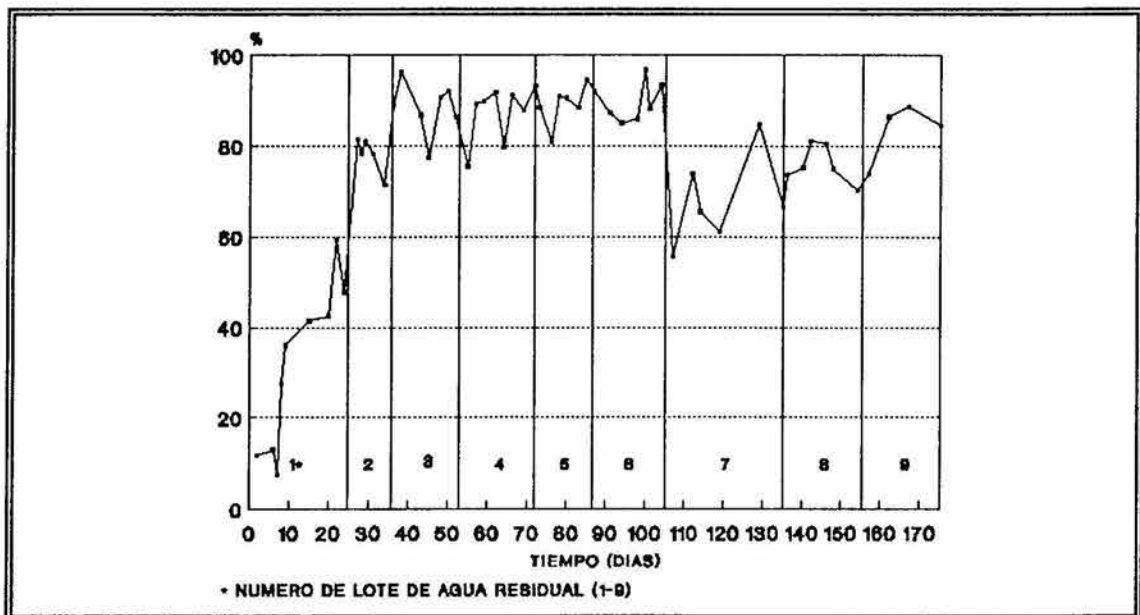


Fig. IV.33. Eficiencia de remoción de DQO total.

Como era de esperarse, este período fue corto debido a que el lodo de inóculo presentaba una buena actividad ($0.39 \text{ gCH}_4\text{-DQO/gSSV}\cdot\text{d}$) y las bacterias metanógenas se encontraban en gran número como resultado de su estimulación a través de la constante alimentación de sustrato.

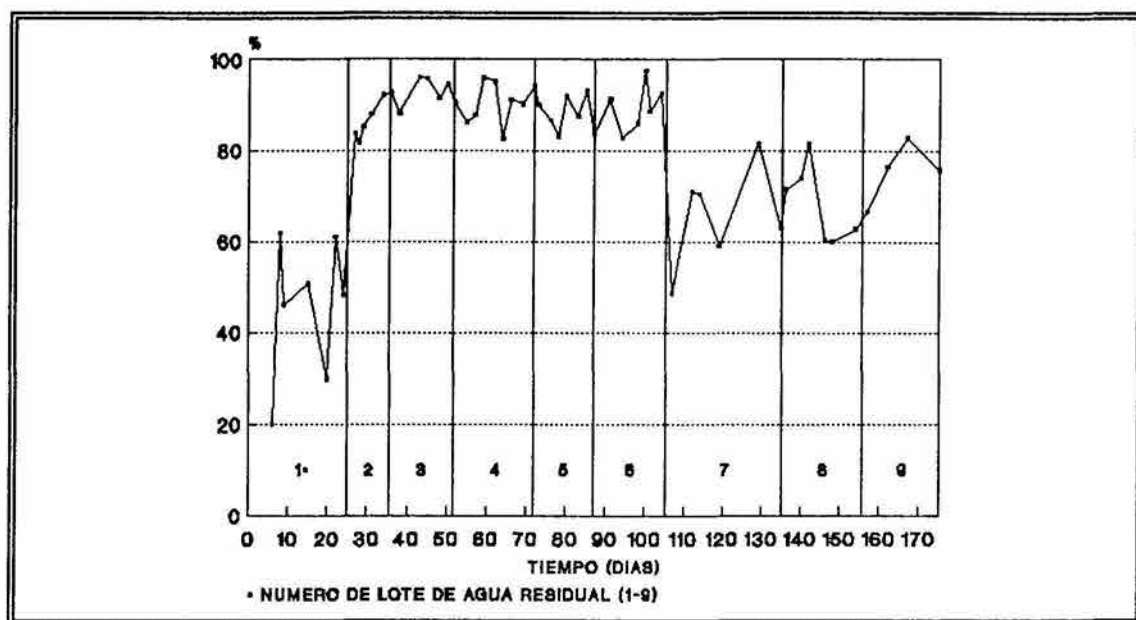


Fig. IV.34. Eficiencia de remoción de DQO soluble.

PERÍODO ESTABLE. El período de operación estable abarcó del día 27 al 104, se inició con la alimentación del lote 2 del agua residual. Se logró mantener constante la DQO de alimentación, 3070 mg/l para la total y 2584 mg/l para la soluble; a la salida se obtuvieron en promedio DQO_t y DQO_s de 380 y 281 mg/l respectivamente (Tabla IV.7), por lo que las eficiencias de remoción promedio fueron de 87.5%.

La alcalinidad debida a bicarbonatos en el influente fue en promedio de 175 mg $CaCO_3/l$, y a la salida de 957 mg $CaCO_3/l$ (Fig. IV.35). La alcalinidad total fue de 870 y 1365 mg $CaCO_3/l$ para el influente y el efluente, respectivamente (Fig. IV.36). Esto indicó que la capacidad amortiguadora del sistema, durante el período estable fue buena. Esto puede corroborarse con los resultados obtenidos para la relación *alfa* (Fig. IV.30), en el influente tenía un valor de 0.21, mientras que en el efluente aumentó a un valor promedio de 0.71 donde se mantuvo con pocas variaciones. Los valores de *alfa* y el pH del efluente, que en promedio fue cercano a 7 (Fig. IV.37), aseguraron las condiciones

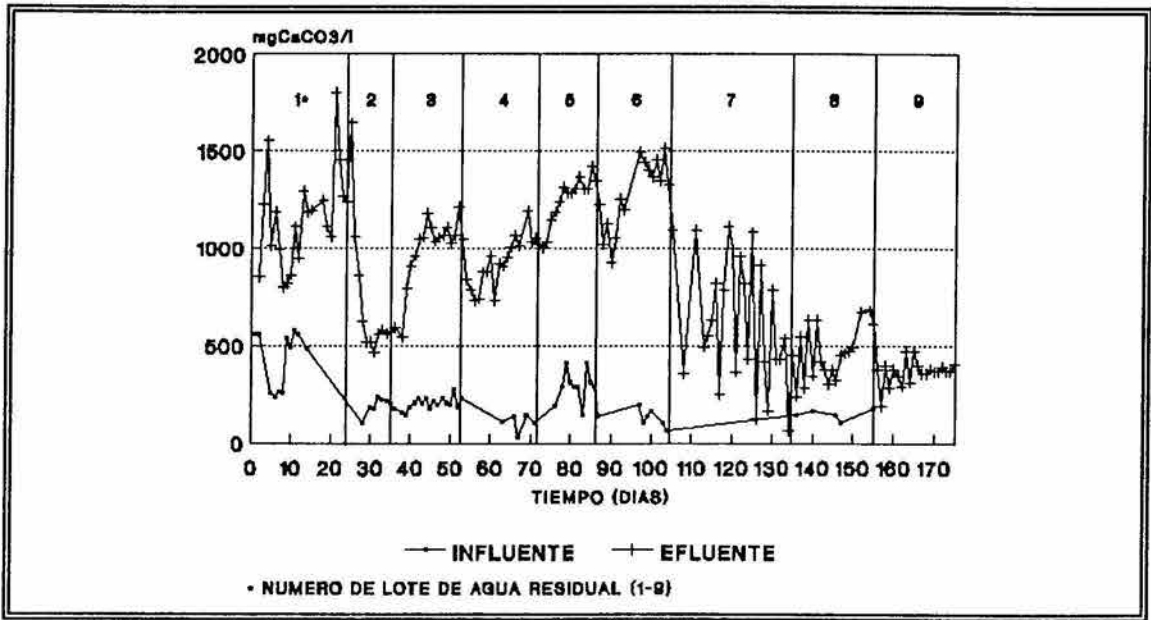


Fig. IV.35. Alcalinidad a pH 5.75 durante la operación del reactor UASB.

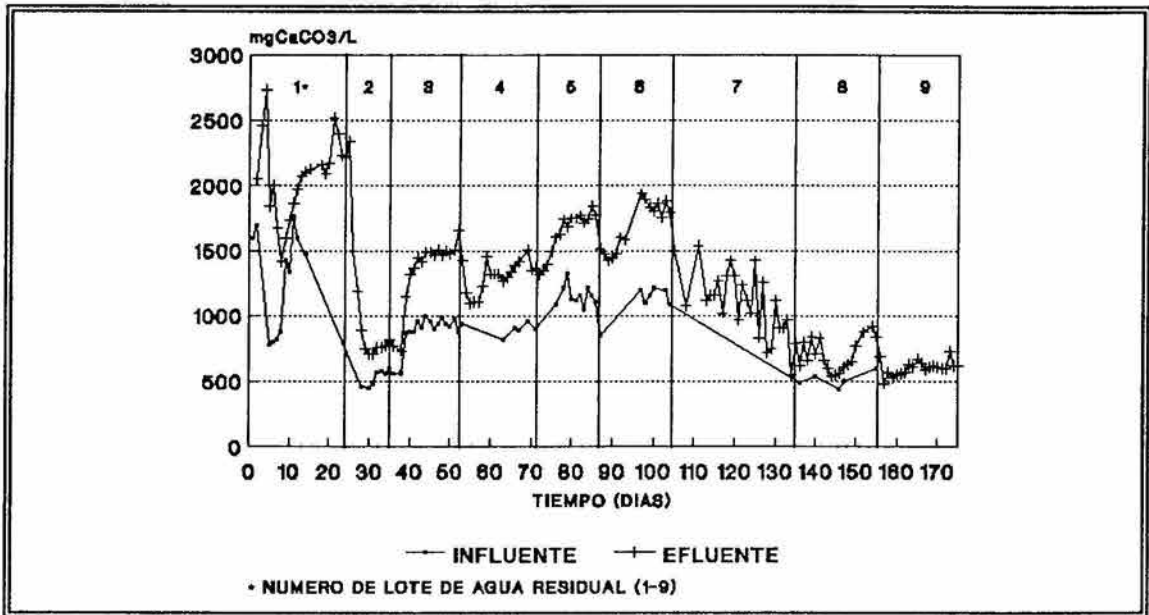


Fig. IV.36. Alcalinidad total durante la operación del reactor UASB.

adecuadas para que se realizara la metanogénesis. Como prueba de esto, se registraron cifras altas en el volumen de biogás producido (Fig. IV.38), cuyo promedio fue de 19.86 l/día (Tabla IV.8) con un contenido de metano de 73.34% y 19.64% de CO₂ (Fig. IV.39).

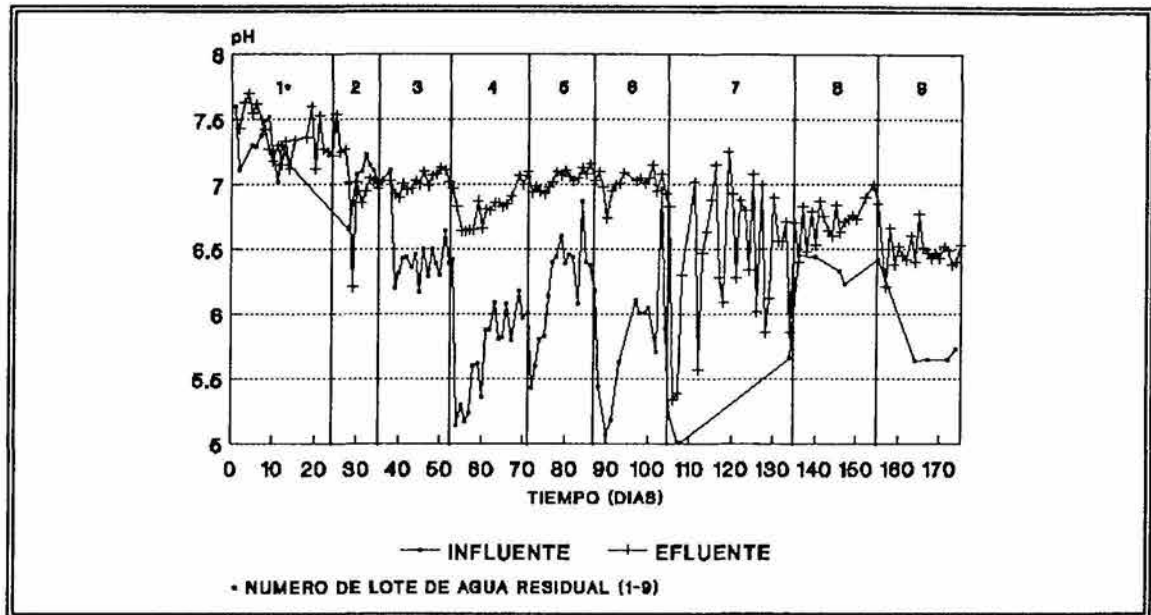


Fig. IV.37. Perfil del pH durante la operación del reactor UASB.

El perfil de sólidos totales se presenta en la Fig. IV.40. La determinación de este parámetro se realizó a partir del día 29, después de alcanzadas las condiciones de operación establecidas, ya que la inestabilidad del reactor durante el arranque y el lavado de melaza habían influido en la concentración de sólidos del efluente durante los primeros días. Los valores más altos registrados para el influente fueron de 4.5 a 5 g/l cuando se alimentaron los lotes de agua residual 5 y 6. La eficiencia de remoción máxima para sólidos totales fue alrededor de 44% (Fig. IV.41). El contenido de los sólidos totales volátiles, que en promedio fue del 52% de los sólidos totales, se mantuvo prácticamente constante en la corriente de alimentación (Fig. IV.42) y la eficiencia de

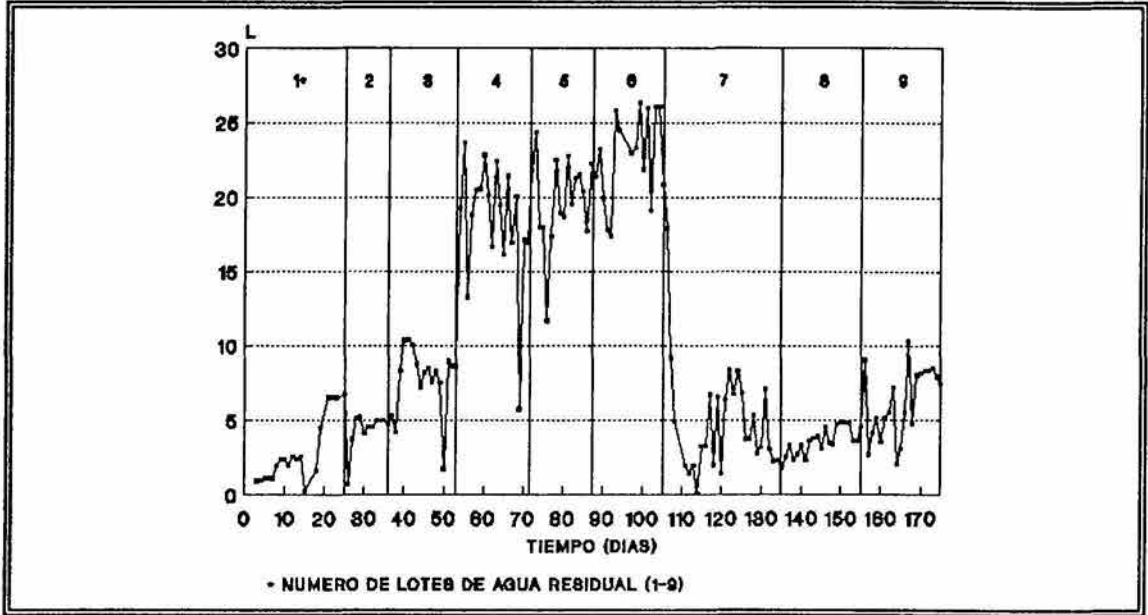


Fig. IV.38. Producción volumétrica de biogás.

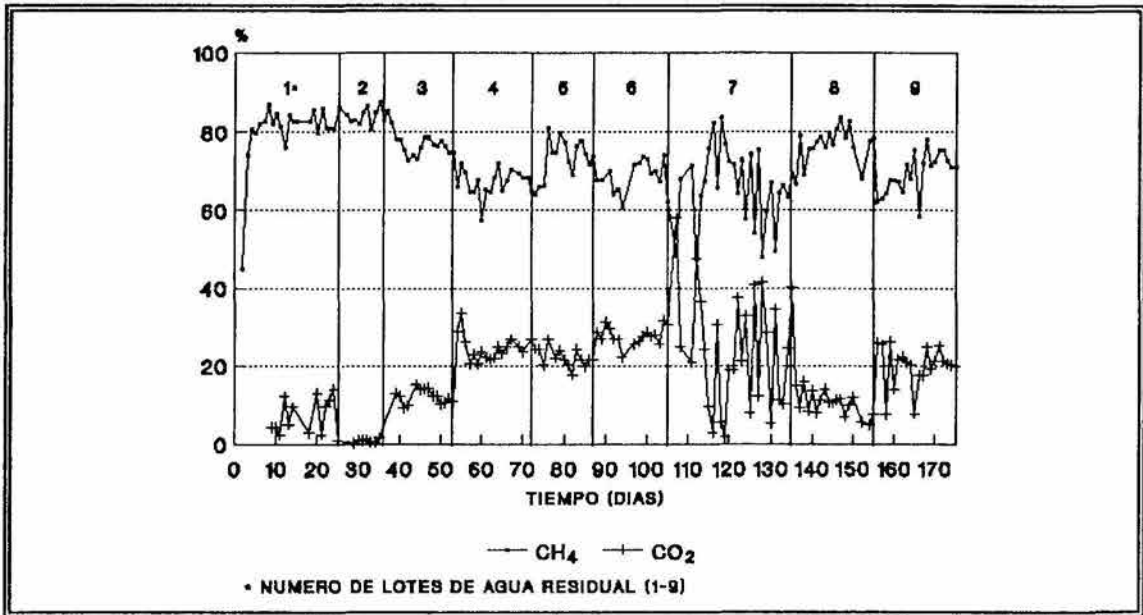


Fig. IV.39. Composición del biogás.

remoción fue superior al 70% (Fig. IV.43). El contenido de sólidos totales fijos fue aproximadamente el 45% de los sólidos totales y los valores registrados para influente y efluente fueron muy cercanos entre sí, por lo que prácticamente no se registró remoción (Tabla IV.8).

Tabla. IV.7. Parámetros evaluados en el efluente durante la operación del reactor UASB.

PERÍODO	ARRANQUE	ESTABLE		INESTABLE	RECUPERACIÓN
DURACIÓN (DÍAS)	27 DIAS (0 - 27)	76 DIAS (28 - 104)		50 DIAS (106 - 155)	19 DIAS (156 - 174)
PARÁMETRO	INTERVALO	PROM	% VAR	INTERVALO	INTERVALO
DQOt (mg/l)	348 - 5822	380.3	182.65	238 - 1954	311 - 560
DQOt (mg/l)	245 - 5175	281.19	182.65	200 - 1915	233 - 400
STT (mg/l)		1861.03	413.92	1004 - 2548	1028 - 1204
STV (mg/l)		463.10	114.01	432 - 1120	344 - 584
STV (%)		25.87	8.08	34.17 - 60.15	32.69 - 48.50
STF (mg/l)		1390.71	389.68	400 - 1428	596 - 708
STF (%)		73.65	27.42	39.84 - 65.16	51.49 - 67.30
SST (mg/l)		83.87	61.66	48 - 240	40 - 48
SSV (mg/l)		64.13	59.65	44 - 232	36 - 44
SSV (%)		72.64	17.56	70.37 - 97.56	81.81 - 91.66
SSF (mg/l)		19.73	14.96	4 - 32	4 - 8
SSF (%)		27.42	17.59	2.43 - 29.62	8.33 - 18.18
Alcalinidad a pH 5.75 (mgCaCO ₃ /l)	820 - 1646.4	956.76	375.66	63.2 - 4953	190 - 474.3
Alcalinidad a pH 4.3 (mgCaCO ₃ /l)	1188 - 2730	1365.44	391.11	537.5 - 1539	485 - 731
pH	7.12 - 7.63	6.78	1.13	5.34 - 7.25	6.21 - 6.77
ALFA	0.4 - 0.72	0.71	0.12	0.11 - 0.8	0.39 - 0.75
NT (mg/l)		105	36.8	67.2 - 184.8	201.6 - 212.8
N-NH ₄ (mg/l)		34.2	16.1	39.1 - 59.3	20.5 - 32.4
N-org. (mg/l)		66.8	38.1	28.1 - 144.3	169.2 - 169.2

Tabla. IV.8. Eficiencia de funcionamiento del reactor UASB.

PERÍODO	ARRANQUE	ESTABLE		INESTABLE	RECUPERACIÓN
DURACIÓN (DÍAS)	27 DIAS (0 - 27)	76 DIAS (28 - 104)		50 DIAS (106 - 155)	19 DIAS (155 - 174)
PARÁMETRO	INTERVALO	PROM	% VAR	INTERVALO	INTERVALO
REM DQOt (%)	8 - 82	85.71	9.51	56-85	74 - 89
REM DQOs (%)	20 - 84	88.58	7.92	48-82	67 - 83
REM STT (%)		39.76	10.90	13.35 - 47.38	46.57 - 53.62
REM STV (%)		70.97	13.74	40.18 - 63.27	65.38 - 73.94
REM STF (%)		2.45	9.18	3.40 - 49.49	7.81 - 17.55
REM SST (%)		73.11	22.47	22.86 - 85	79.66 - 92.70
REM SSV (%)		49.64	114.67	24.53 - 85.07	80.95 - 92.97
REM SSF (%)		37.70	60.77	0 - 87.50	0 - 85.71
BIOGÁS (l/d)	0.3 - 6.5	19.86	4.07	0.1 - 14.5	2.07 - 10.3
% CH ₄	45 - 87	73.34	6.66	43 - 80	59 - 78
% CO ₂	2.5 - 14	19.64	8.67	2 - 58	8 - 26

Los sólidos suspendidos totales que en promedio representaron el 12% de los sólidos totales, mostraron mucha variación, aunque los valores más altos alcanzados en el influente fueron de 900 mg/l, para el lote 5 (Fig. IV.44). La eficiencia de remoción promedio fue superior al 70% (Fig. IV.45). Los sólidos suspendidos volátiles (Fig. IV.46) fueron retenidos con una eficiencia de remoción de alrededor del 49.64% (Fig. IV.47). La eficiencia de remoción de sólidos suspendidos fijos fue del 37.70% (Tabla IV.8).

Como puede observarse, la mayor remoción de sólidos se dió para los volátiles, tanto en los totales como en los suspendidos, ya que constituyen la fracción orgánica biodegradable de los sólidos. La remoción de sólidos fijos fue baja debido a que estos están constituidos por material no biodegradable.

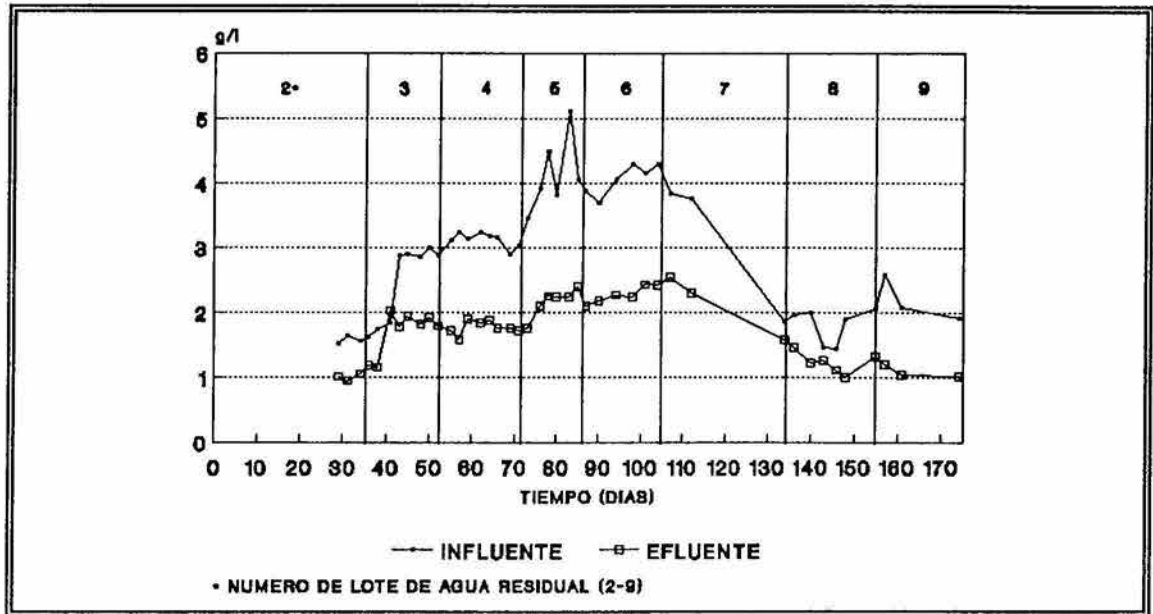


Fig. IV.40. Perfil de sólidos totales durante la operación del reactor UASB.

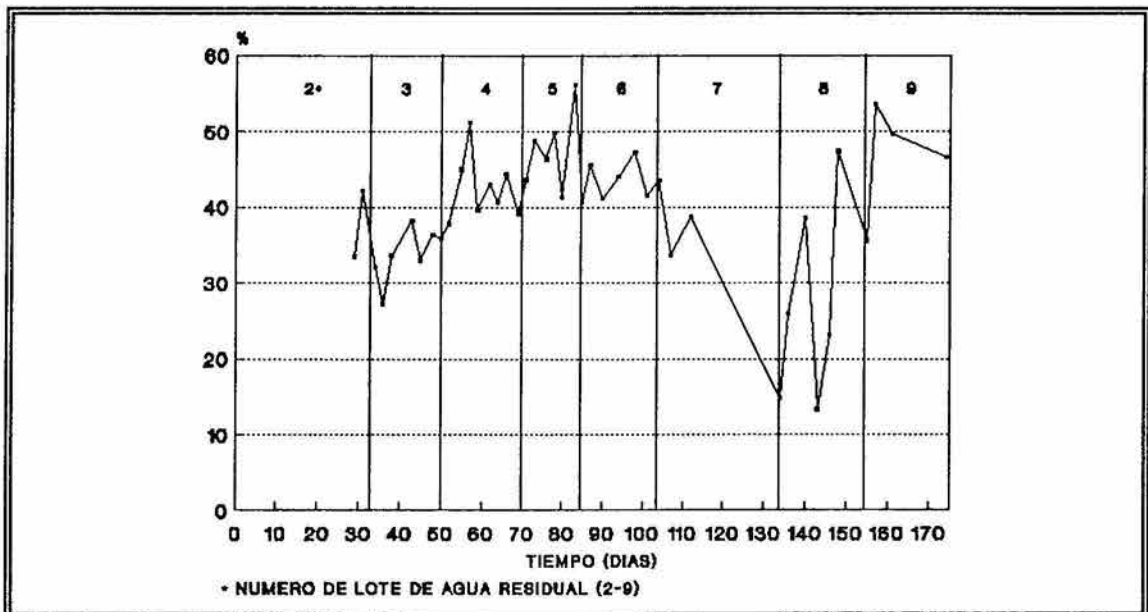


Fig. IV.41. Porcentaje de remoción de sólidos totales durante la operación del reactor UASB.

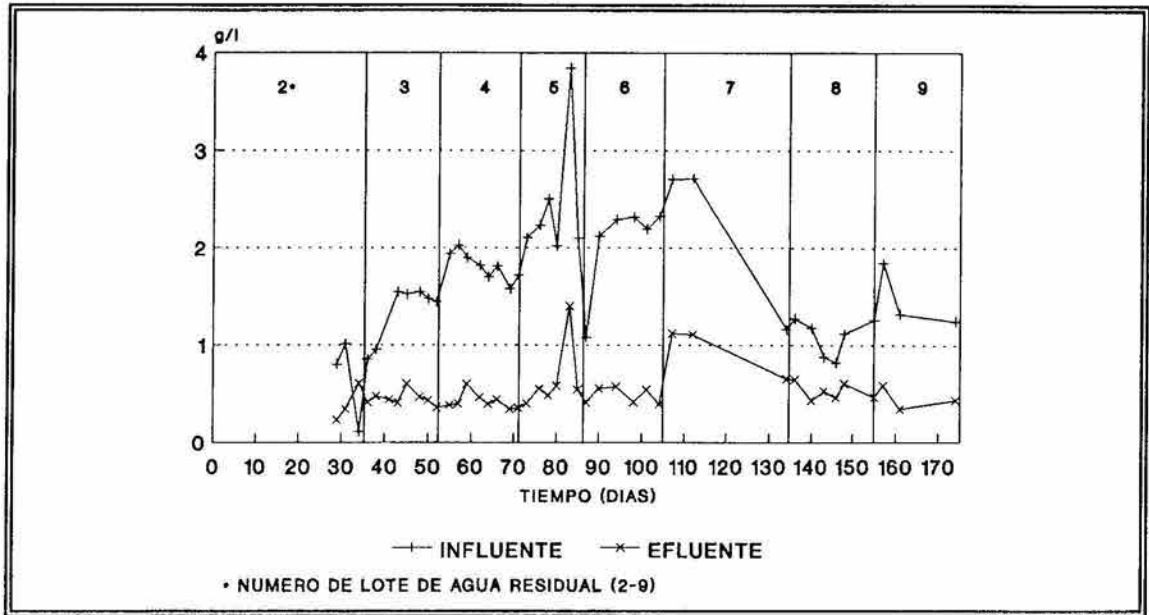


Fig. IV.42. Perfil de sólidos totales volátiles durante la operación del reactor UASB.

En la Fig. IV.49 se observa que el contenido de nitrógeno total en el influente fue muy bajo aunque mostró variaciones importantes, entre 50 y 300 mg/l. Las concentraciones registradas para el efluente fueron muy cercanas a las del influente. Algo similar ocurrió con el nitrógeno inorgánico (Fig. IV.49), sin embargo, se observó un 68% de remoción de nitrógeno orgánico (Tabla IV.8), el cual los microorganismos asimilaron para la síntesis celular.

PERÍODO INESTABLE. Con la alimentación del agua residual del lote 7 se presentó una desestabilización del reactor. La DQO total del agua residual fue de 4415 mg/l, que es un poco más alta que la que tenían los lotes anteriores. La remoción de DQO bajó bruscamente hasta casi el 60%, aunque nunca a menos del 50%. A causa de esta caída, se decidió diluir el agua residual y mantener el TRH en 12 h, con esto se redujo la carga orgánica (Fig. IV.29) y las eficiencias de remoción de DQO_t y DQO_s disminuyeron a 65% en promedio (Figs. IV.33 y IV.34, respectivamente).

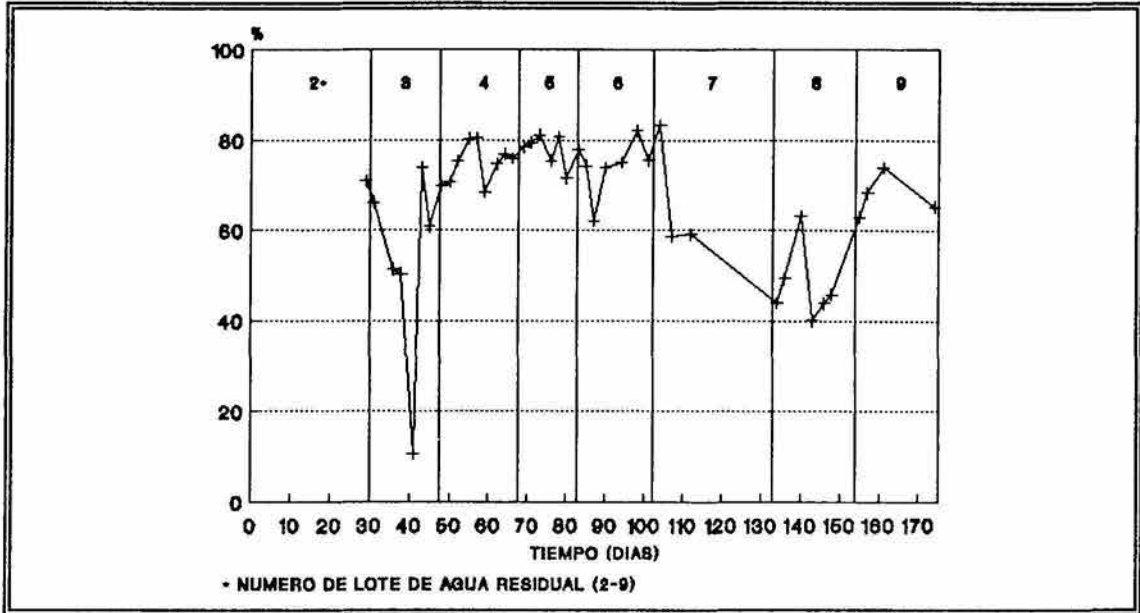


Fig. IV.43. Porcentaje de remoción de sólidos totales volátiles durante la operación del reactor UASB.

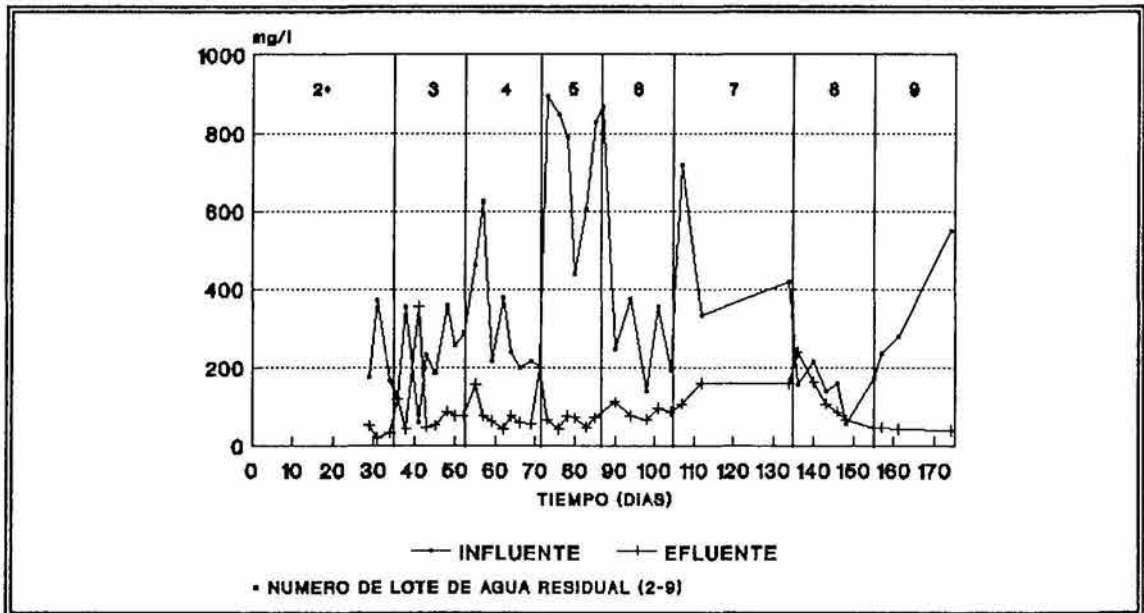


Fig. IV.44. Perfil de sólidos suspendidos totales durante la operación del reactor UASB.

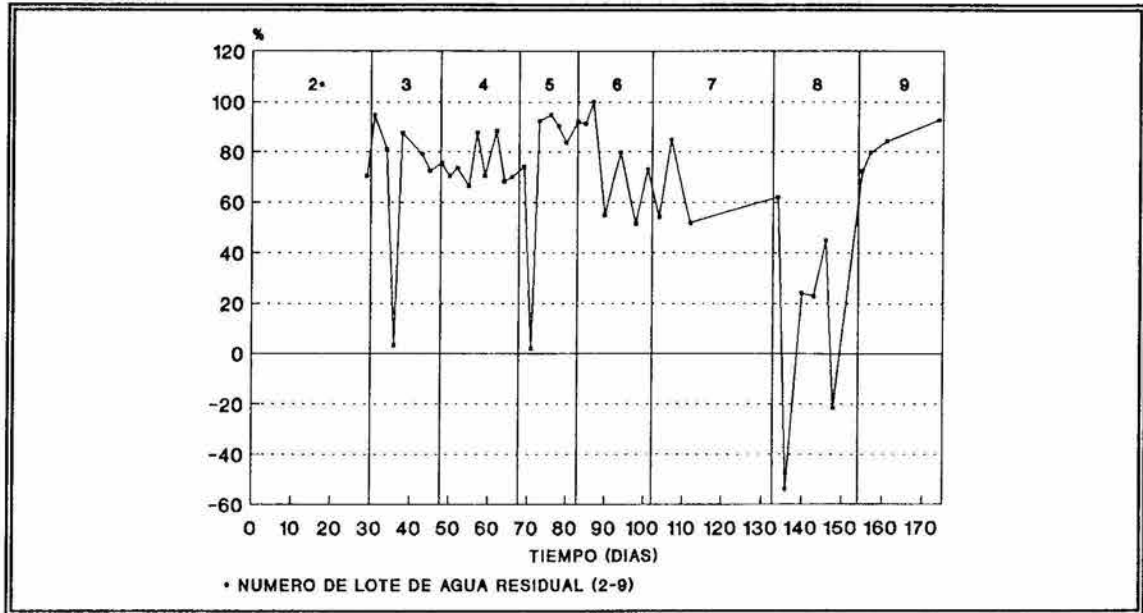


Fig. IV.45. Porcentaje de remoción de sólidos suspendidos totales durante la operación del reactor UASB.

Posteriormente se incrementó lentamente la carga orgánica siguiendo el criterio que se tomó para el arranque, con la finalidad de favorecer el funcionamiento del reactor.

Durante este período se observó una reducción en la capacidad amortiguadora del sistema, la alcalinidad a pH 5.75 y la total en el efluente disminuyeron hasta por debajo de 1000 mg/l, lo que propició que se obtuvieran valores de pH bajos, de hasta 5.3 (Tabla IV.7), presentado sólo en algunas ocasiones valores cercanos a 7. Cabe mencionar que no fue posible mantener el pH del influente en valores cercanos a la neutralidad ya que su valor se reducía a un intervalo de 5.0 - 5.4 pocas horas después de haberse neutralizado el agua residual, situación que no ocurrió con los lotes empleados anteriormente. La relación de alcalinidades en el efluente se comportó de manera muy irregular, obteniéndose en algunas ocasiones valores cercanos a 0.8 y en otras hasta por debajo de 0.2 (Tabla IV.7). Estos valores provocaron inhibición en las bacterias metanógenas y como consecuencia hubo un descenso en la producción

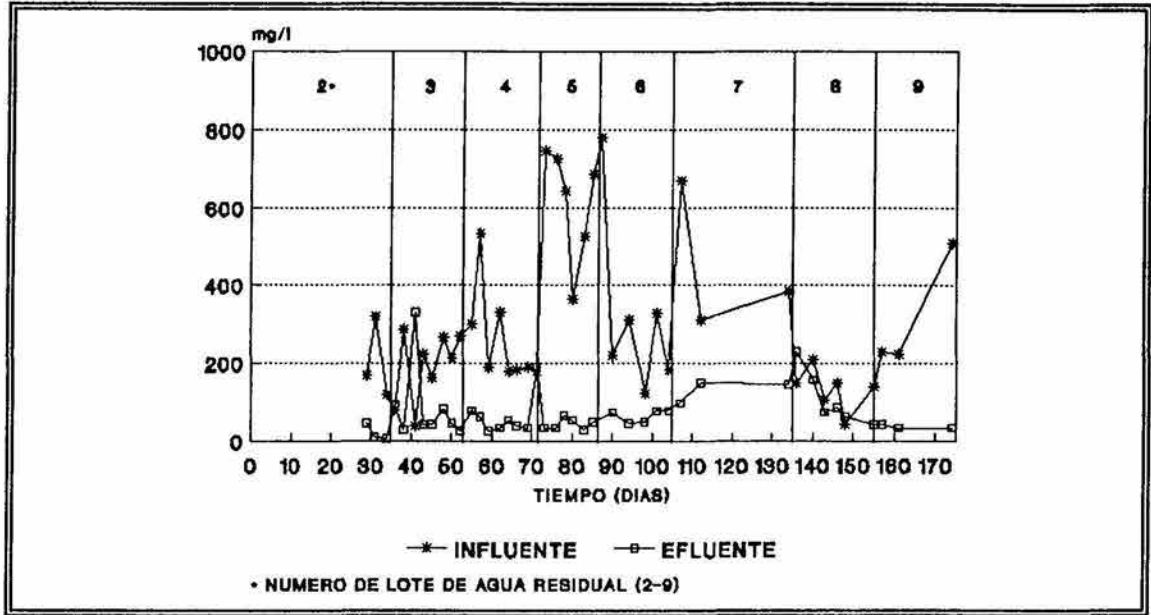


Fig. IV.46. Perfil de sólidos suspendidos volátiles durante la operación del reactor UASB.

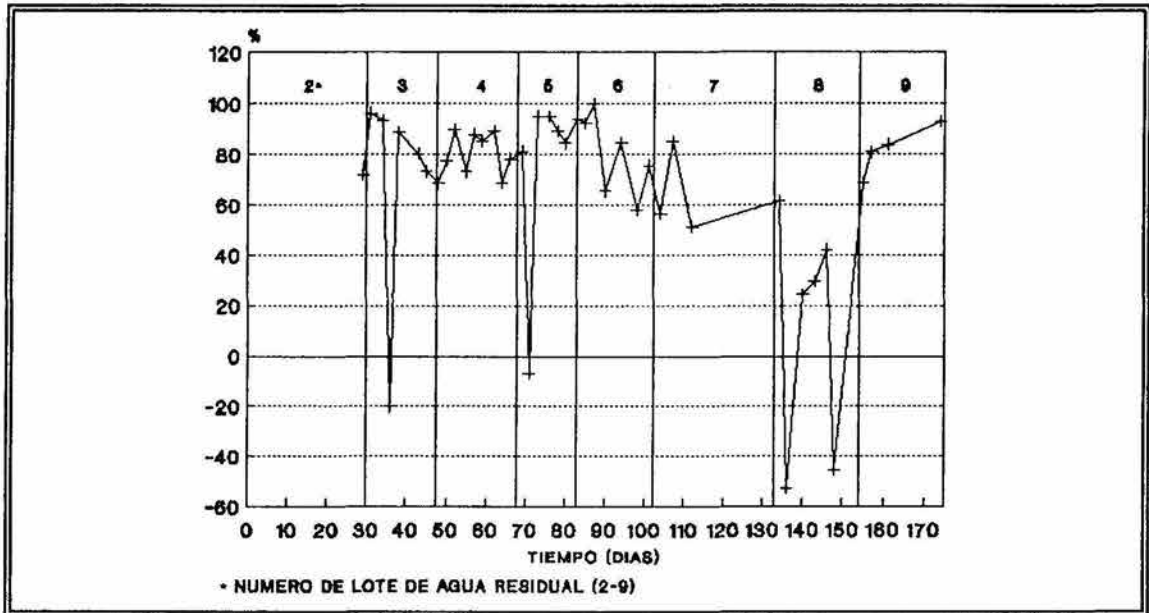


Fig. IV.47. Porcentaje de remoción de sólidos suspendidos volátiles durante la operación del reactor UASB.

volumétrica de biogás, hasta 10 l/d. La proporción de metano disminuyó, tanto que en ocasiones fue menor que la de dióxido de carbono (Tabla IV.7), lo que indicó inhibición parcial del proceso de metanogénesis. Esto provocó que la fase acidogénica predominara, con la consecuente acumulación de ácidos grasos volátiles.

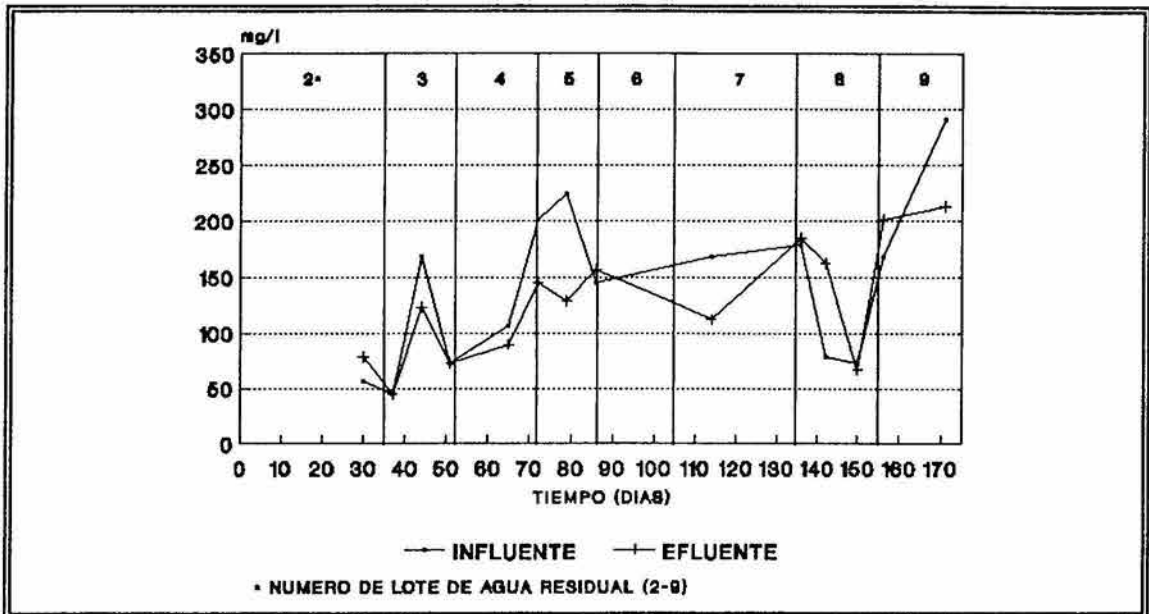


Fig. IV.48. Concentración de nitrógeno total durante la operación del reactor UASB.

Los análisis que se practicaron, no aportaron información suficiente para determinar la causa de la desestabilización del sistema, por tanto se pueden hacer algunas especulaciones. Tal vez se debió a la presencia de otros compuestos que no pudieron ser detectados, los cuales produjeron algunos efectos tóxicos sobre la biomasa.

La concentración de sólidos totales en el lote 7 de agua residual fue baja y el contenido de sólidos suspendidos fue mayor que en el lote 6, sin embargo, como se puede observar en las Fig. IV.41 y IV.44, durante este tiempo disminuyó la remoción

de sólidos totales volátiles y suspendidos volátiles por la disminución de la actividad bacteriana a causa de la propia inestabilidad del sistema.

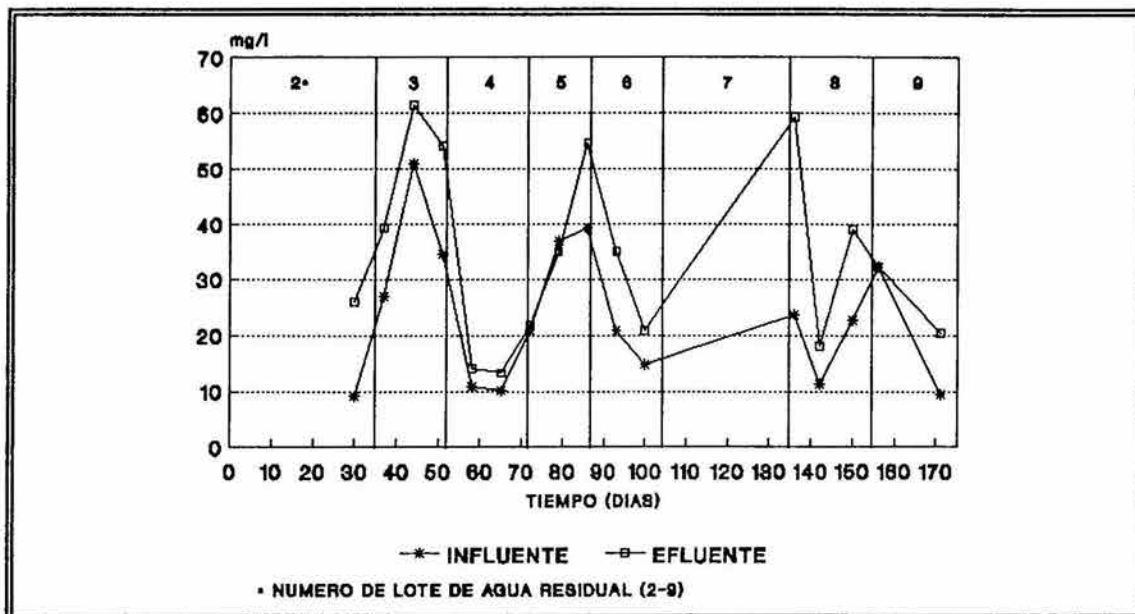


Fig. IV.49. Concentración de nitrógeno amoniacal durante la operación del reactor UASB.

En algunos casos, los resultados obtenidos al determinar sólidos en el efluente fueron extraños, lo cual dió origen a valores negativos en la eficiencia de remoción. Esto ocurrió cuando se alimentó el lote 8 de agua residual, probablemente debido a que las muestras se tomaron en el momento preciso en que se presentó un lavado de lodos.

El período inestable se prolongó hasta el día 155 que también abarcó el tiempo de alimentación con el lote 8 de agua residual. La recuperación del reactor se inició al introducir el agua residual del lote 8, por lo que aún se considera este tiempo dentro de la etapa de inestabilidad.

PERÍODO DE RECUPERACIÓN. Esta última fase corresponde al período de alimentación con el lote 9 de agua residual. Este intervalo comprendió 19 días, por lo que solamente permitió observar tendencias de la recuperación del sistema ya que concluyó la operación del reactor UASB.

Los valores de algunos de los parámetros determinados, tendieron a estabilizarse durante esta etapa (Tabla IV.7 y IV.8), aunque aún estaban lejanos de los valores registrados en la etapa estable, como es el caso de la alcalinidad en el efluente, la relación *alfa* y la producción volumétrica de biogás. En lo que respecta a la remoción de DQO y sólidos, más que estabilidad, se observó una tendencia al incremento, pero en estos casos tampoco se alcanzaron los niveles de la etapa estable. Se dió un porcentaje de remoción de DQO_t y DQO_s , dentro de los intervalos de 74 - 89% y 67 - 83%, respectivamente. Como puede observarse se lograron buenas eficiencias de remoción a pesar de que el sistema no se encontraba en condiciones óptimas. La remoción de sólidos totales volátiles se encontró en el intervalo que va de 65.38 a 73.94%, mientras que la remoción de sólidos suspendidos volátiles se incrementó con respecto a la obtenida durante el período estable, alcanzando valores cercanos al 93%. La proporción de metano en el biogás se incrementó hasta un intervalo de 59 a 78% (Tabla IV.8) y disminuyó la de CO_2 , esto indicó recuperación en la actividad metanógena de la biomasa.

CARACTERÍSTICAS DEL LODO DEL REACTOR UASB. A lo largo de la operación del reactor se tomaron muestras de la cama de lodos a diferentes tiempos para evaluar sus características.

Se observó una disminución en la concentración de sólidos suspendidos (Fig. IV.50), debido al lavado de la melaza acumulada. La proporción de volátiles se incrementó, mientras que disminuyó la de los fijos (Fig. IV.51), esto puede explicarse

por el hecho de que la melaza con la que se alimentó el lodo en la etapa previa contenía una alta concentración de sólidos suspendidos fijos, que por las condiciones estáticas en las que estaba el lodo en la etapa de presurización se acumularon. Al ser sometido a flujo ascendente se dió un lavado de dichos sólidos.

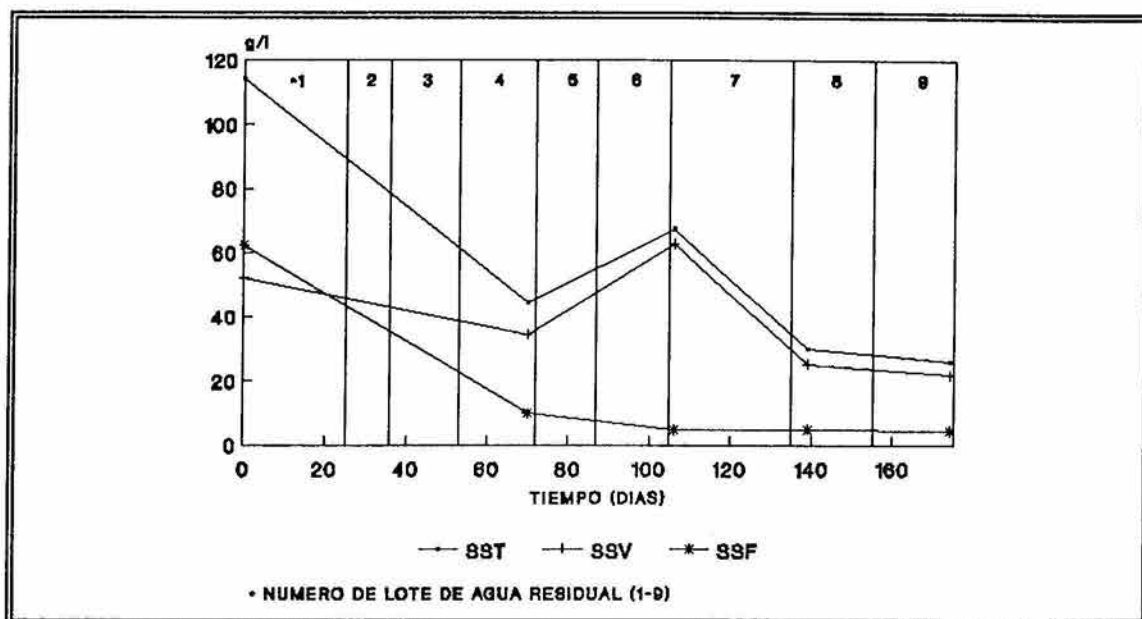


Fig. IV.50. Concentración de sólidos suspendidos volátiles en la cama de lodos del reactor UASB

El IVL al principio tendió a aumentar (Fig. IV.51), esto se debe a que el lodo cambio su consistencia al adicionar el agua residual, además, se dió una expansión de la cama de lodos por efecto del flujo ascendente impartido al sistema. A partir del día 70 disminuyó como consecuencia del incremento en el diámetro de los agregados (Fig. IV.54). Durante el período inestable, se dió nuevamente un gran aumento en el IVL, de 14 ml/g hasta valores de 36 ml/g. Esto se debió posiblemente a que no se liberó el biogás contenido en agregados por dificultad de transferencia dentro de ellos, con ello disminuyó su densidad y consecuentemente su capacidad de sedimentación.

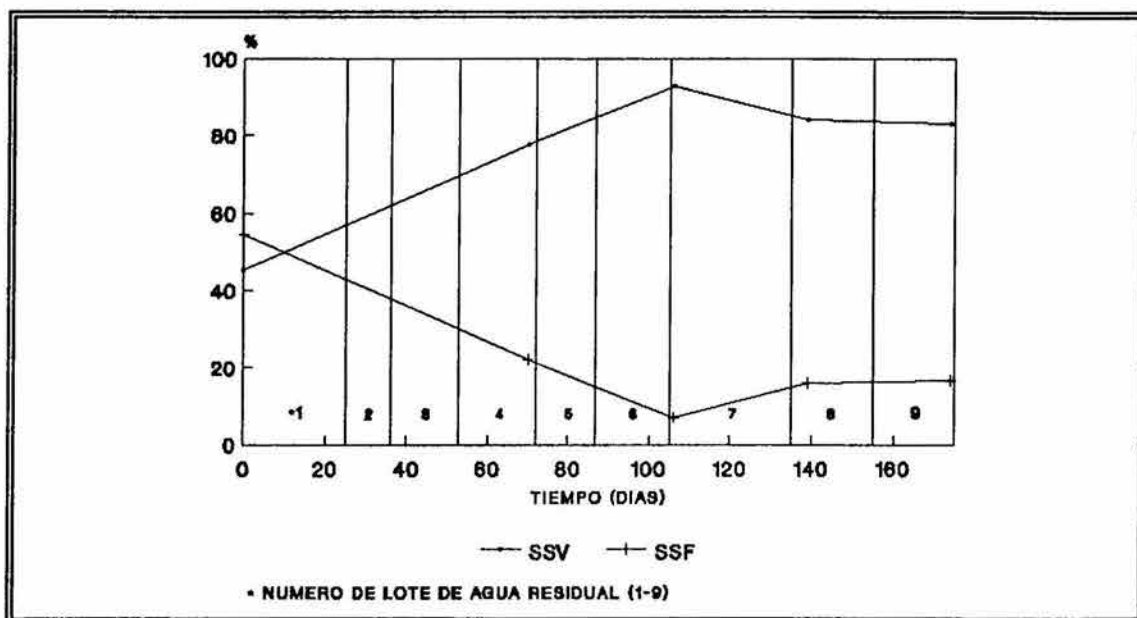


Fig. IV.51. Proporción de sólidos suspendidos volátiles y fijos en la cama de lodos del reactor UASB.

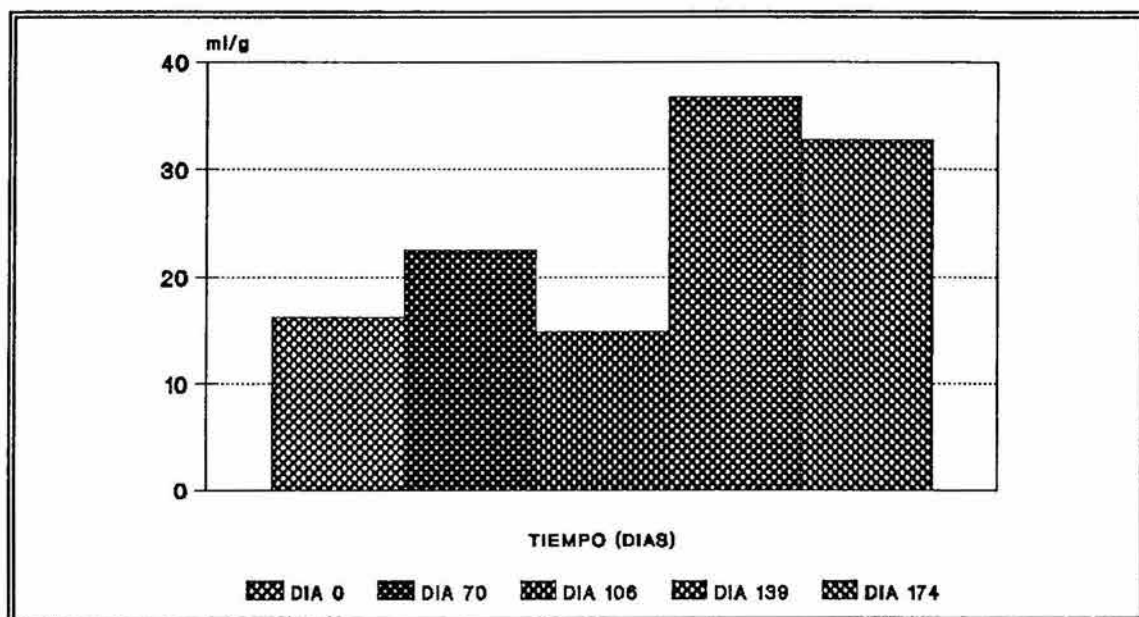


Fig. IV.52. Índice volumétrico de lodos durante la operación del reactor UASB.

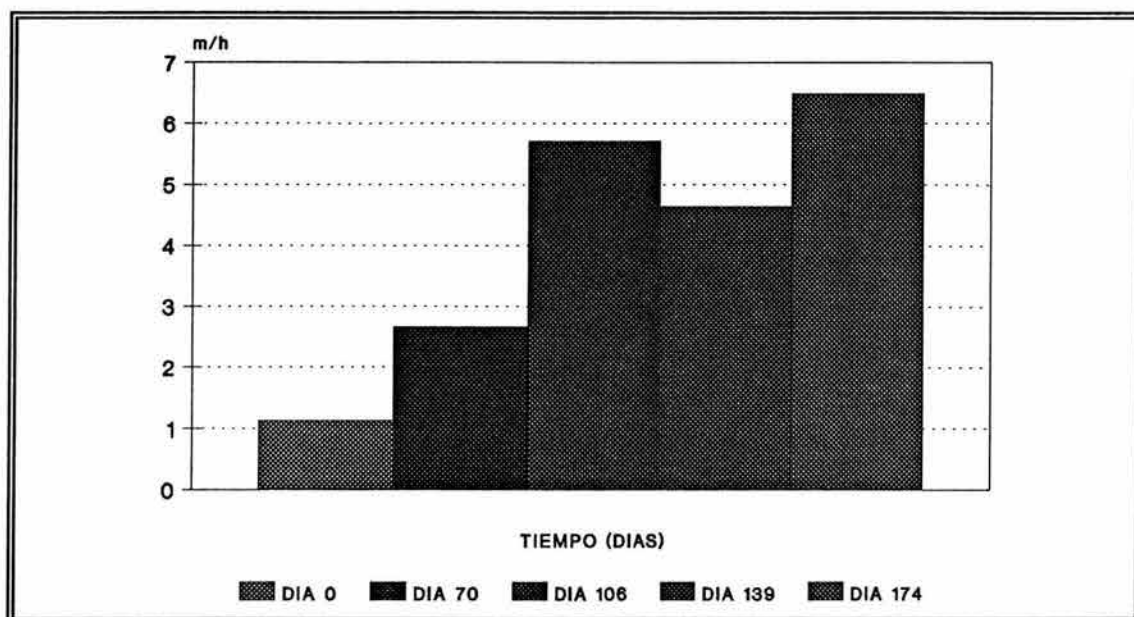


Fig. IV.53. Velocidad de sedimentación del lodo del reactor UASB.

En la Fig. IV.53 se observa que la velocidad de sedimentación mostró una importante tendencia al incremento, de 1.13 al inicio a 6.49 m/h al final de la experimentación. Con la alimentación del lote 7 de agua residual, disminuyó de 5.17 a 4.64 m/h, pero tendió a la recuperación. Los valores obtenidos en velocidad de sedimentación y en IVL indican que el lodo tiene buenas propiedades aunque no alcance los valores reportados para lodos granulares que son de 10 m/h para la velocidad de sedimentación y de 10 a 20 ml/g para el IVL (Noyola, 1991).

El diámetro de los agregados al final de la etapa de presurización fue de 1.84 mm, pero dado que tenía una consistencia muy frágil, al momento de hacer las transferencias para inocular el reactor UASB ocurrió su disgregación, quedando en un tamaño promedio de 1.13 mm al inicio de la operación del reactor. Por efecto de la velocidad ascendente algunas partículas se disgregaron aún más y el diámetro promedio registrado fue de 1.02 mm. Posteriormente la tendencia fue al incremento hasta un valor

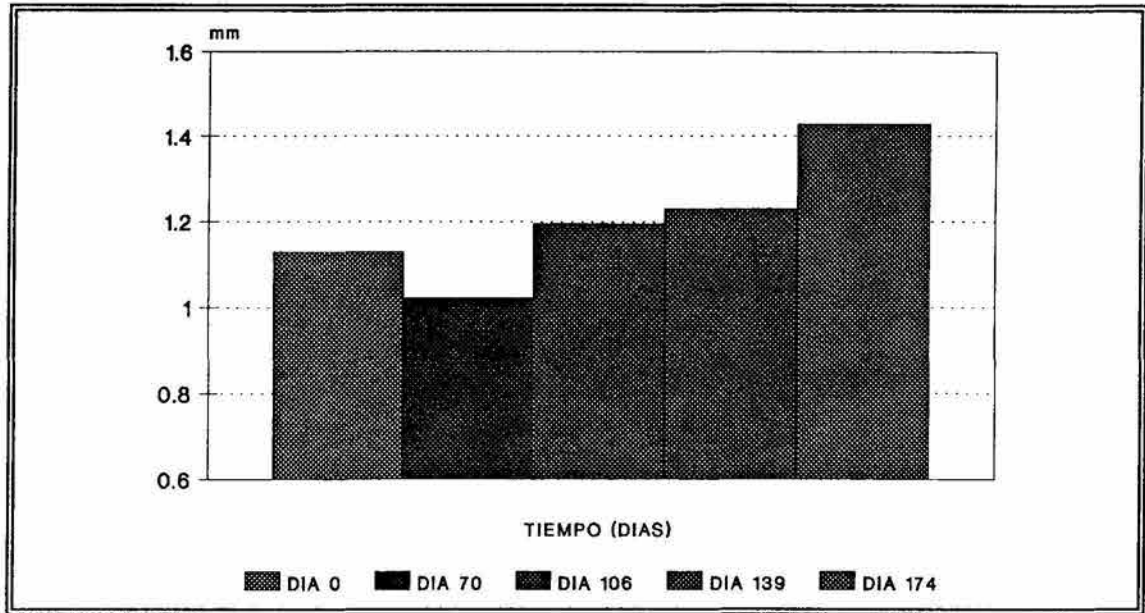


Fig. IV.54. Evolución del diámetro de los agregados.

de 1.43 mm al final de la corrida (Fig. IV.54). Sin embargo, durante el período de inestabilidad del reactor el aumento en el diámetro de los agregados fue mínimo. Esto se debió a que la producción de biogás disminuyó, por lo que la turbulencia dentro de la cama de lodos disminuyó considerablemente.

En la Fig. IV.55 se puede observar el aspecto de los agregados granulares obtenidos al final de la corrida experimental. Tomando como referencia la escala que aparece al lado izquierdo de la fotografía, se puede decir que los agregados alcanzaron diámetros de hasta 4 o 5 mm. Sin embargo, esto solamente se observó a través de las paredes del reactor, porque las muestras que fueron tomadas con nucleador en la parte central de la cama de lodos, registraron un diámetro promedio de 1.43 mm.

La actividad metanógena específica de los agregados granulares, medida sobre los ácidos grasos volátiles acético, propiónico y butírico (Fig. IV.56) mostraron perfiles

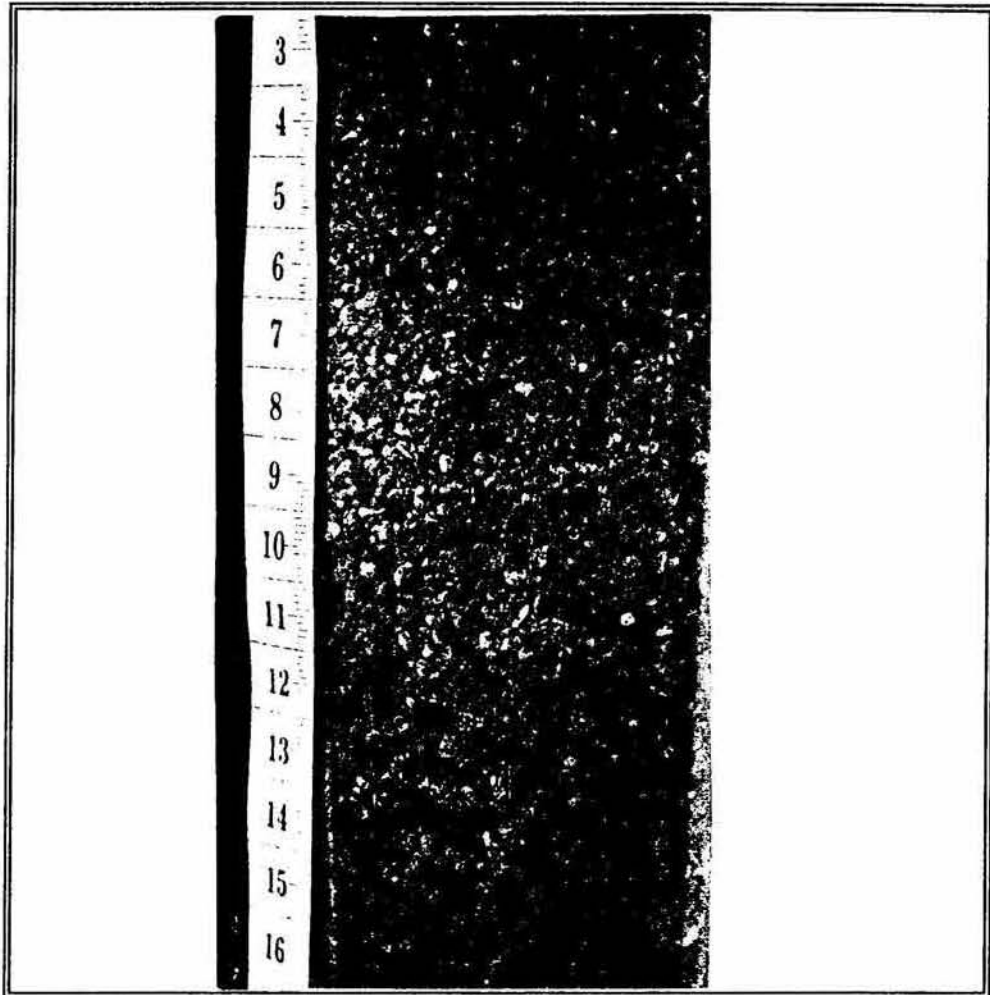


Fig. IV.55. Aspecto de los agregados granulares al finalizar la corrida experimental.

muy similares entre sí. A los 70 días de operación, los niveles de actividad se incrementaron por aclimatación al sustrato, en más de cuatro veces, pero para el siguiente muestreo el día 106, en todos los casos se observó una tendencia a la disminución. Los menores niveles de actividad se observaron durante la etapa de inestabilidad que corresponde a la muestra del día 136.

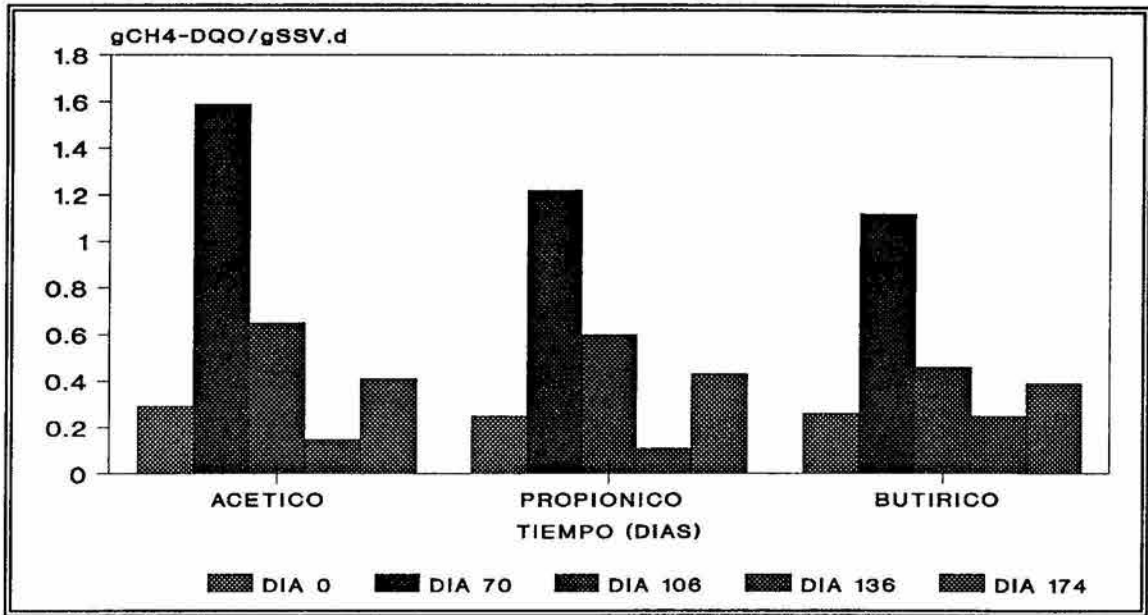


Fig. IV.56. Actividad metanógena específica medida sobre los ácidos acético, propiónico y butírico del lodo del reactor UASB.

La reducción en la actividad metanógena durante el período de desestabilización podría ser una respuesta al pH tan bajo (5 - 5.6) que se tenía para el influente, el cual no pudo ser neutralizado, como ya se mencionó. Aunque no se midió el pH en la cama de lodos es posible que éste se encontrara en ese intervalo, lo que provocó una parcial inhibición de las bacterias metanógenas de tal forma que presentaron mayor dificultad para degradar el sustrato. A pesar de esto, a partir del día 139 la actividad tendió al incremento hasta alcanzar al final de la corrida valores de 0.41, 0.43 y 0.39 gCH₄-DQO/gSSV·d para los ácidos acético, propiónico y butírico, respectivamente (Tabla IV.9).

La pérdida de actividad metanógena se reflejó también en la reducción del número de bacterias de los diferentes grupos involucrados en la degradación anaerobia. Esto puede apreciarse en la Fig. IV.57, en la que a pesar de la variabilidad intrínseca de la determinación, sí es posible establecer tendencias. Como respuesta al cambio de

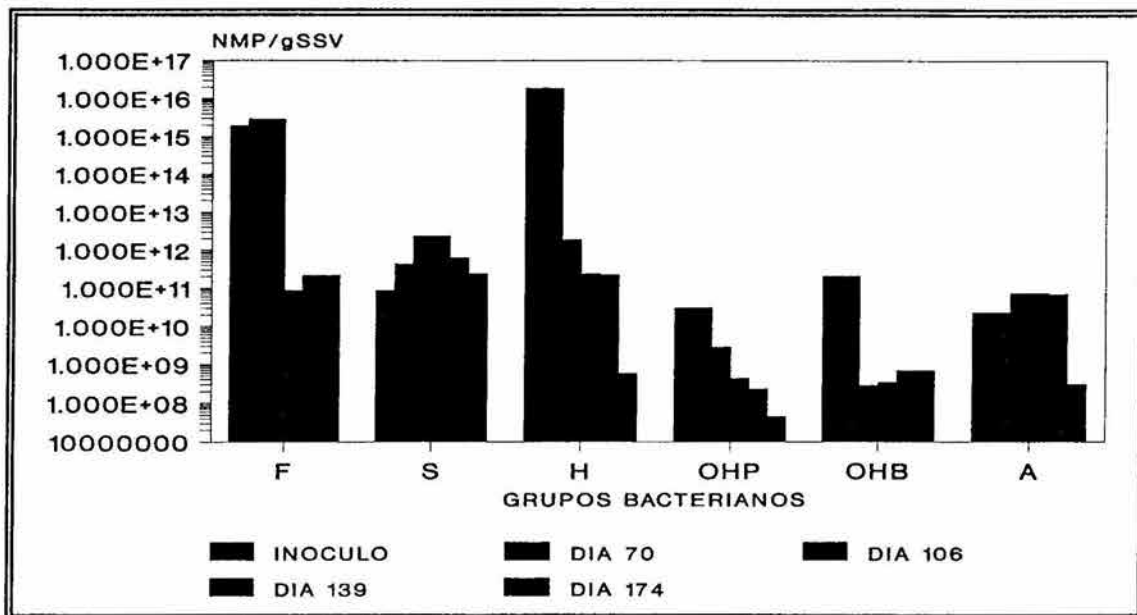


Fig. IV.57. Numeración de los grupos bacterianos presentes en la cama de lodos del reactor UASB.

sustrato, las bacterias fermentativas tendieron a disminuir hasta casi la mitad de su número para el día 106. El número más probable de bacterias propionótrofas y butirótrofas también presentó tendencia a la disminución, esto se debe por una parte a que el agua residual contenía una baja concentración de ácidos propiónico y butírico (ver Apéndice C), y además un bajo contenido de carbohidratos, por lo que se produjo una menor cantidad de ácidos grasos volátiles durante la fase acidógena. El número de bacterias sulfatorreductoras permaneció casi constante ya que no se administró sulfato al medio. También debe señalarse que las bacterias metanógenas acetoclásticas presentaron mucha variabilidad y al final se redujeron a casi la mitad de la población. La población de las bacterias hidrogenófilas también mostró una tendencia a la disminución la cual fue muy marcada en la última muestra que se tomó.

Como puede observarse en la Tabla IV.9, el lodo obtenido al finalizar la operación del reactor UASB mejoró algunas de sus características durante el tratamiento

del agua residual. La actividad metanógena específica medida sobre ácido acético se incrementó de 0.39 a 0.41, dicho incremento se reflejó en las buenas eficiencias de remoción alcanzadas durante el período estable. La velocidad ascendente impartida al lodo durante la operación del reactor UASB, también favoreció sus características de sedimentación, con lo que se dió un importante incremento en la velocidad de sedimentación, de 1.13 m/h que presentaba el lodo inóculo, hasta 6.49 m/h del lodo al final de la corrida. El diámetro de los agregados se incrementó desde 1.02 a 1.43 mm. Estas características aunque están un poco lejos de los valores reportados para un lodo netamente granular, permitieron al lodo permanecer dentro del reactor, sin ser evacuado por efecto del flujo de alimentación.

Tabla IV.9. Características de la cama de lodos, al inicio y final de la operación del reactor UASB.

PARÁMETRO	INICIAL	FINAL
IVL (ml/g)	16.15	32.73
V _s (m/h)	1.13	6.49
SST (mg/l)	114500	25970
SSV (%)	45.46	83.21
SSF (%)	54.54	16.79
DIAMETRO DE AGREGADOS (mm)	1.13	1.43
AE _{acético} *	0.39	0.41
AE _{propiónico} *	0.33	0.43
AE _{butírico} *	0.35	0.39
NMP**-F	1.95E15	2.19E11
NMP**-S	8.63E10	2.35E11
NMP**-H	1.86E16	5.78E8
NMP**-OHP	3.11E10	4.62E7
NMP**-OHB	2.12E11	6.94E8
NMP**-A	3.33E10	3.00E8

* Actividad metanógena específica (gCH₄-DQO/gSSV.d)

** Número Más Probable de los diferentes grupos bacterianos: F, fermentativas; S, sulfatorreductoras; H, metanógenas hidrogenófilas; OHP, propionótrofas; OHB, butirótrofas; A, metanógenas acetoclásticas.

Con el estudio realizado quedó demostrado que la aclimatación a la que estuvo sometido el lodo le permitió tener un comportamiento similar al de un lodo granular y lo más importante es que esto ocurrió bajo condiciones reales, como son a temperatura ambiente, y con gran variación en la carga orgánica en el influente.

COMENTARIOS FINALES

De manera simultánea a la realización del presente trabajo, se realizó otro en el que se promovió la agregación física del lodo al someterlo a velocidades ascendentes entre 1 y 50 m/h, en una columna de vidrio de 1m de altura y 3.9 cm de diámetro (Mendoza, 1994). Los granos resultantes de dicho tratamiento presentaron un diámetro de 1.47 cm y velocidad de sedimentación de 4.3 m/h. Al comparar estos resultados con los valores promedio obtenidos al final de la etapa 2 del presente trabajo encontramos cifras muy cercanas, diámetro de 1.8 cm y velocidad de sedimentación de 2.31 m/h. Esto muestra que a pesar de haber sometido los lodos a tratamientos diferentes, los resultados son comparables.

Los lodos obtenidos por Mendoza (1994) también fueron empleados para tratar el agua residual industrial en un reactor UASB de la misma forma que se procedió en la etapa 3 en este trabajo. Al comparar el funcionamiento de ambos reactores, se encontró que el arranque requirió de 60 días, el doble del tiempo que tomaron los lodos obtenidos en el presente estudio que fue de 27 días. Esto se debió a que la agregación del lodo obtenido por Mendoza (1994) ocurrió en ausencia de sustrato, por lo que su actividad metanógena se vio reducida.

Noyola y Bustamante (1992) establecieron que la granulaci3n y el aumento de la actividad metan3gena son fen3menos que est3n 3ntimamente relacionados, lo cual se comprueba con los resultados obtenidos en este estudio. Por otro lado, Dubourguier *et al.* (1988) estableci3 que la agregaci3n se da como consecuencia de una activaci3n metab3lica de los microorganismos involucrados, situaci3n que tambi3n se pudo comprobar durante la realizaci3n de este trabajo, con la constante alimentaci3n de sustrato en ausencia de velocidad ascendente, lo cual estimul3 la actividad metab3lica y consecuentemente la agregaci3n del lodo.

La metodolog3a empleada en este estudio es muy simple y puede ser llevada a la pr3ctica como una acci3n previa a la inoculaci3n de un reactor UASB dentro de un recipiente o bien ya inoculado el reactor, pero antes de alimentar el agua residual que vaya a ser tratada. Esto promover3a la actividad microbiana y con esto la organizaci3n de los agregados, permitiendo as3 alcanzar en un menor tiempo, el arranque del reactor UASB.

V. CONCLUSIONES

- El período de adaptación al que fué sometido el lodo favoreció sus características; la actividad metanógena se incrementó de 0.07 a 0.52 gCH₄-DQO/gSSV·d, el IVL se redujo de 54.4 a 46.9 ml/g y la velocidad de sedimentación aumentó de 1.19 a 3.50 m/h.
- La presión hidrostática no tuvo efecto sobre el desarrollo de granos compactos, sin embargo, se observó la formación de agregados cuyo diámetro aumentó de 1.1 a 1.8 mm y su IVL se redujo de manera importante de 50 a 15 ml/g, debido a una aclimatación del lodo a la carga orgánica.
- La constante alimentación de sustrato durante la etapa de presurización, favoreció la actividad metabólica de la biomasa, lo que permitió un rápido arranque del reactor UASB, de solamente 27 días.
- Los lodos agregados durante la etapa de presurización resistieron la variación de la carga orgánica en el influente, al operar el reactor UASB, de la misma manera que lo hacen lodos granulares.

- El lodo presentó una muy buena eficiencia para la remoción de la materia orgánica contenida en un agua residual industrial, obteniéndose cerca del 90% de remoción de DQO, y cerca del 70% en la remoción de sólidos volátiles durante el período estable.

- El lodo soportó las condiciones hidrodinámicas impartidas por el flujo ascendente en el reactor UASB, los agregados aumentaron ligeramente su diámetro de 1.13 a 1.43 mm y su velocidad de sedimentación se incrementó de 1.13 a 6.49 m/h.

- La metodología empleada en este estudio es simple y puede ser llevada a la práctica como una acción previa a la inoculación de un reactor UASB. Al promover la actividad bacteriana y la agregación de la biomasa, permitiría un menor tiempo de arranque del reactor.

BIBLIOGRAFÍA

- Alibhai K.R., Forster C.F. (1986) "Physicochemical and biological characteristics of sludge produced in anaerobic upflow sludge blanket reactors". Enzyme Microb. Technol., Vol. 8.
- APHA-AWWA-WPFC. (1990) "Standard methods for examination of water and wastewater". 16 th edition. American Public. Health Asociation. Washington D.C. pp 1268.
- Archer D.B. (1987) "Report on the microbiological aspects of granulation". Proccedings Seminar Workshop: Anaerobic Digestion; GASMAT, Netherlands, p.p.
- Arias O.A. y Noyola R.A. (1988) "Tratamiento de un agua residual urbana mediante el reactor anaerobio de lecho de lodos (UASB). En avances de Ingeniería Química, Leyva R., Medellin F. y Navarro J. Editores, UASLP, p.p. 477-483.
- Balch W.E., Fox G.E., Magrum L.J. and Wolfe R.S. (1979) "Methanogens: reevaluation of a unique biological group". Microbiol. Rev. 43, 260-296.
- Balch W.E., Shoberth S., Taner R. and Wolfe S. (1977) "Acetobacterium a new genus of hydrogen oxidizing carbon-dioxide reductors". in J. Syst. Bacteriol. 27: 355-361.

- Barrena G. C. (1990) Efecto del sustrato, de la carga hidráulica y del tiempo de retención hidráulica sobre la granulación de lodos en reactores anaerobios de lecho de lodos (UASB). Facultad de Ciencias. Tesis de maestría en Ciencias (Biología). UNAM.
- Boone D. R. and Bryant M. P. (1980) "Propionate degrading bacterium, *Syntrophobacter wolinii* sp. nov. gen. nov., from methanogenic ecosystems". Appl. Environ. Microbiol. 40(3): 626-632.
- Brummeler E.T., Hulshoff L.M., Dolfig J., Lettinga G. and Zehnder A.J.B. (1985) "Methanogenesis in an Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor at pH 6 on an Acetate-Propionate Mixture". Appl. Environ. Microbiol. 49, 1472-1477.
- Calzada J.F. (1990) "Digestión anaeróbica en América Latina". Aspectos Generales. Memorias de conferencias sobre tratamiento anaeróbico de aguas residuales en América Latina. Ciudad Universitaria, D.F., p.p. 67-72.
- De Zeeuw W.J., (1987) "Granular sludge in UASB reactors" Proceedings Seminar Workshop: Anaerobic Digestion; GASMAT, Netherlands, p.p.
- Dolfig J. (1985) "Kinetics of methane formation by granular sludge at low substrate concentrations. The influence of mass transfer limitation". Appl. Microbiol. Biotechnol. 22:77-81.
- Dolfig J. (1986) "Granulation in UASB reactors". Water Science and Technology, 12, p.p 15-25.
- Dolfig J., Griffioen A., van Neerven A.R.W. and Zevenhizen L.P.T.M. (1985) "Chemical and bacteriological composition of granular methanogenic sludge". Can. J. Microbiol. 31:744-750.
- Dolfig J. and Mulder J.M. (1985) "Comparison of Methane Production Rate and Coenzyme F₄₂₀ Content of Methanogenic Consortia in Anaerobic Granular Sludge". Appl. Environ. Microbiol. 49(5):1142-1145.

- Dubourguier H.C., Archer D.B. and Prensier G. (1988) "Structure and metabolism of methanogenic microbial conglomerates". 5th Int. Symp. on Anaer. Dig., Bologna, Italy, pp. 13-21.
- Dubourguier H.C., Buisson M.N., Tisser S.P., Prensier G. and Albagnac G. (1987b) "Structural characteristics and metabolic activities of granular methanogenic sludge on a mixed defined substrate". Proceedings Seminar Workshop: Anaerobic Digestion; GASMAT, Netherlands, p.p.
- Dubourguier H.C., Prensier G. and Albagnac G. (1987a) "Structure and microbial activities of granular anaerobic sludge". Proceedings Seminar Workshop: Anaerobic Digestion; GASMAT, Netherlands, p.p.
- Dubourguier H.C., Prensier H.C., Samain E. and Albagnac G. (1985) Granular methanogenic sludge. In: Palz, W., J. Coombs and D.O. Hall (Ed.): Energy from biomass. Elsevier Applied Science Publisher, p.p. 542-546.
- García A. D. y Mendoza F. S. (1991) Estudio del arranque de reactores UASB alimentados con varias clases de efluentes e inoculados con lodos activados adaptados o estiércol fresco de vaca. Tesis de licenciatura en Biología. ENEP Iztacala. UNAM.
- García R.S., Silva G. y Guyot J.P. (1988) "Selección de fuentes potenciales de inóculos naturales para digestores anaerobios". En XIX Congreso Nacional de Microbiología, Monterrey, N.L., México, 26-29 abril.
- Grotenhuis J.T.C., Kissel J.C., Plugge C.M., Stams A.J. and Zehnder A.J.B. (1991) "Role of substrate concentration in particle size distribution of methanogenic granular sludge in UASB reactors". Wat. Res. Vol. 25, No. 1, p.p 21-27.
- Grotenhuis J.T., Van Lier J., Plugge C.M., Stams A.J. (1988) "Effect of calcium removal on size and strength of methanogenic granules". 5th Int. Symp. on Anaer. Dig., Bologna, Italy, pp. 117-120

- Gujer W. and Zehnder A. J.B. (1983) "Conversion processes in anaerobic digestion". Water Science & Technology. Vol 15. pp 127-167.
- Guiot R.S., Gorur S.S., Bourque D. and Samson R. (1987) "Metal effect on microbial aggregation during upflow anaerobic sludge bed-filter (UBF) reactor start-up". Proceedings Seminar Workshop: Anaerobic Digestion; GASMAT, Netherlands, p.p.
- Guiot S.R., Pauss A., Bourque D., Housseini H., Lavoie L., Beaulieu C. and Samson R. (1988) "Effect of upflow liquid velocity on granule size distribution in an upflow anaerobic bed-filter (UBF) reactor". 5th Int. Symp. on Anaer. Dig., Bologna, Italy, pp. 121-124.
- Guiot S.R., Gorur S.S and Kennedy K.J. (1988b) Nutritional and environmental factors contributing to microbial aggregation during upflow anaerobic sludge bed-filter (UBF) reactor start-up. In: Anaerobic Digestion. (E.R. Hall and P.N. Hobson eds.) Pergamon Press, p.p. 47-53.
- Guiot S.R., Pauss A. and Costerton J.W. (1992b) "A structured model of the anaerobic granule consortium". Wat. Sci. Tech. Vol 25, No. 7 p.p. 1-10.
- Guyot J. P. (1992) "Introducción a la microbiología de los digestores anaerobios". Curso: Bioprocesos anaerobios para el tratamiento de efluentes industriales. UAM-I, ORSTOM, IMP.
- Guyot J. P. and Ramirez F. (1989) "Inhibition of the anaerobic acetate degradation by formate". Biotechnol. Lett. 11(5): 365-368.
- Harada H., Endo G., Tohya Y. and Momonoi K. (1988) "High rate performance and its related characteristics of granulated sludges in UASB reactors treating various wastewaters". 5th Int. Symp. on Anaer. Dig., Bologna, Italy, p.p. 1011-1019.
- Hulshoff P.L.W., (1989) The phenomenon of granulation of anaerobic sludge. Doctoral Thesis. Wageningen. Agricultural University. Netherlands. p.p 120.

- Hulshoff P., Heijnekamp L.W. and Lettinga G. (1987) "The selection pressure as a driving force behind the granulation of anaerobic sludge". Proceedings Seminar Workshop: Anaerobic Digestion; GASMAT, Netherlands, p.p.
- Hulshoff Pol L., Zeew de W., Velzeboewr C. T. M. and Lettinga G. (1983) "Granulation in UASB reactors". Water Science & Technology. Vol 15. pp 291-304.
- Hungate R.E. (1969) A roll tube for cultivation of strict anaerobes. In: J.R. Norris and D.W. Ribbons (Editories). Methods in Microbiology. Vol 3b. Academic Press, New York, p.p. 117-132.
- Jenkins S.R., Morgan J.M. and Zhang X. (1991) "Measuring the usable carbonate alkalinity of operating anaerobic digesters". Research Journal WPCF, vol. 63:1, p.p. 28-34
- Kosaric N., Blaszczy R., Orphan L. and Valladares J. (1990) "The characteristics of granules from upflow anaerobic sludge blanket reactors". Wat. Res. Vol. 24, No. 12, pp. 1473-1477.
- Landau J.V. (1970) Hydrostatic pressure on the biosynthesis of macromolecules. In: A.M. Zimmerman (Ed.). High pressure effects on cellular process. Academic Press. Inc., New York, p.p. 45-70.
- Lettinga G., Pette K.C., de Vletter R. and Wind E. (1977) "Anaerobic treatment of beet sugar wastewater on semi-technical scale". CSM-report, Amsterdam, The Netherlands (in Dutch).
- Lettinga G., van Velsen A.F.M., Hobma S.W. de Zeeuw W. and Klapwijk A. (1980) "Use of the Upflow Sludge Blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment". Biotech. Bioeng., 22, p.p. 699-734.

- Lettinga G., Hulshoff L., Koster I., Wiegant W., de Zeeuw W., Rinzema A., Grin D., Roersma R. and Hobma S. (1984) "High-rate anaerobic wastewater treatment using the UASB reactor under a wide range of temperature conditions". Biotechnol. Genet. Engng. Rev. 2, 253-284.
- Lettinga G., de Zeeuw W., Hulshoff L., Wiegant W. and Rinzema A. (1985) Anaerobic wastewater treatment based on biomass retention with emphasis on the UASB process. In: Anaerobic Digestion (China State Biogas Association, eds), Guangzhou, China. p.p 279-301.
- Lui A.B. and Hu J.C. (1988) "A study on the formation of granular sludge in upflow anaerobic sludge blanket reactor at ambient temperature and its properties". Report Tsinghua University, Beijing, China.
- Loosdrecht M., Lyklema J., Norde W., Schraa G. and Zehnder A.J.B. (1987) "The role of bacterial cell wall hydrophobicity as a measure to predict the initial steps of bacterial adhesion". Appl. Environ. Microbiol., 53, p.p. 1893-1897.
- Mahoney E. M., Varangu L., Cairns W., Kosaric W. and Murray R. (1987) "The effect of Calcium on Microbial Aggregation during UASB reactor start up". Water Science & Technology. Vol 19. pp 249-260.
- Manual de Técnicas de Laboratorio. Grupo de Investigación en Procesos Anaerobios, Coordinación de Ingeniería Ambiental, Instituto de Ingeniería, UNAM. En preparación.
- Marsland D. (1970) Pressure-temperature studies on the mechanisms of cell division. In: A.M. Zimmerman (Ed.). High pressure effects on cellular processes. Academic Press. Inc., New York, p.p. 259-312.
- Matsumura P. and Marquis E.R. (1977) "Energetics of streptococcal growth inhibition by hydrostatic pressure". Appl. Environ. Microbiol., 33(4):885-892.
- Marquis R.E., Brown W.P. and Fenn W.O. (1971) "Pressure sensitivity of streptococcal growth in relation to catabolism". J. Bacteriol. 105:504-511.

- McCarty P.L. and Smith D.P. (1986) "Anaerobic wastewater treatment". Environ. Science and Technology. 20:1200-1206.
- McLeod F.A., Guiot S.R. and Costerton J.W. (1990) "Layered structure of bacterial aggregates produced in an Upflow Anaerobic Sludge Bed and Filter reactor". Appl. Environ. Microbiol. 56(6):1598-1607.
- McInerney M.J. and Bryant M.P. (1981) "Anaerobic degradation of lactate by syntrophic associations of *Methanosarcina barkei* and *Desulfovibrio* species and effect of H₂ on acetate degradation". Appl. Environ. Microbiol. 41(2):346-354.
- McInerney M.J., Bryant M.P., Hespell R.B. and Costerton J.W. (1981) "*Syntrophomonas wolfei* gen. nov. sp. nov., an anaerobic, syntrophic, fatty acid-oxidizing bacterium". Appl. Environ. Microbiol. 41(4): 1029-1039.
- Mendoza S.L. (1994) Efecto de la velocidad ascendente en la granulación de lodo de purga, proveniente de un reactor UASB. Tesis de Licenciatura en Biología, ENEP-Iztacala, UNAM. En trámite.
- Mitard A. and Riba J.P. (1988) "Morphology and growth of *Aspergillus niger* ATCC 26036 cultivated at several shear rates". Biotechnol. Bioeng. 32:835-840.
- Moreno R.G. (1994) Obtención de lodos granulares en un reactor UASB a partir de lodos de purga. Facultad de Ciencias. Tesis de Maestría en Ciencias (Biología). UNAM.
- Morgan J.W., Elvison L.M. and Forster C.F., (1991) "The impact of anaerobic extracellular polymers on the metabolism of granular anaerobic sludge" Environmental Technology, Vol. 12, p.p 421-430.
- Morita R.Y. (1986) Pressure as an extreme environment. In microbes in extreme environments. (Eds. R.A. Herbert and G.A. Codd) pp. 171-185. Department of Biological Sciences, University of Dundee, Dundee, UK

- Noyola R.A. (1990) "Tratamiento anaerobio de aguas residuales: una experiencia de adaptación de tecnología en México". Memorias de conferencias sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina. UNAM, México.
- Noyola R.A. (1991) "Inoculación y arranque de reactores anaerobios". Primer Diplomado Internacional de Química del agua. Modulo: Tratamiento anaerobio de aguas residuales. Fac. de Química, Instituto de Ingeniería, UNAM. México.
- Noyola R.A. (1993) "Tratamiento anaerobio de aguas residuales". Tratamiento anaerobio de aguas residuales: Curso Internacional México-Centroamérica. 16 al 24 de agosto. Instituto de Ingeniería-ICAITI. UNAM. México.
- Noyola A. y Briones R. (1988) "Tratamiento de vinazas a escala piloto: Inoculación y arranque de reactores tipo lecho de lodos y filtro anaerobio". VI Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, A.C. Querétaro, Qro.10-13 agosto.
- Noyola R.A., Briones R. y Jiménez C. (1989) "Tratamiento anaerobio de vinazas a nivel piloto con dos tipos de reactores avanzados". 1ª y 2ª partes. Informe de los proyectos 8335 y 8362-9341, Instituto de Ingeniería, UNAM. 154 p.
- Noyola R.A. y Bustamante B.N. (1992) "Evolución del inóculo en un reactor de lecho de lodos a escala industrial". VIII Congreso de la Sociedad Mexicana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental (SMISAAC), Cocoyoc, Mor.
- Noyola R.A., Guyot J.P. y Monroy O. (1988) "Comparación experimental de dos tipos de reactores anaerobios avanzados". en Memorias del Primer Simposio Nacional sobre Ingeniería Ambiental, Intituto de Ingeniería, UNAM, 179-197.
- Noyola R.A., Moreno R.G., Calderón M.C., González U.L. (1990) "Digestión de lodos de purga para su tratamiento y transformación en inóculo anaerobio granular". 1a. Parte. Informe de los proyectos 8361 y 9340. Instituto de Ingeniería, UNAM, 112 pp.

- Palacios R.M.G. (1993) Producción de lodo de inóculo anaerobio para reactores UASB, a escala piloto. Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química. Facultad de Química. UNAM. México, D. F. p.p. 101.
- Prensier G., Dubourguier H.C., Thoma I., Albagnac G. and Buisson M.N., (1987) "Specific immunological probes for studying the bacterial associations in granules and biofilms" Proceedings Seminar Workshop: Anaerobic Digestion; GASMAT, Netherlands, p.p.
- Rojas Ch.O. (1988) "Factores Ambientales que inciden en la aplicación de los procesos anaerobios". Manual del curso: Tratamiento anaerobio de aguas residuales. Medellín - Colombia.
- Roy F., Samain E., Charles D. and Albagnac G. (1986) "*Syntrophomonas sapovorans* sp. nov., a new obligately proton reducing anaerobic oxidizing saturated and unsaturated long chain fatty acids". Arch. Microbiol. 145:142.147.
- Ross W.R. (1984) "The phenomenon of sludge pelletization in the treatment of maize processing waste". Water SA, 10, p.p. 197-204.
- Rouvière P. and Wolfe R. (1988) "Novel biochemistry of methanogenesis". J. Biol. Chem. 163(17): 7913-7916.
- Rustrián P.E. (1992) Obtención de lodo granular anaerobio a partir de lodos de purga de un sistema de lodos. Tesis de Maestría en Tecnología de Fermentaciones. Instituto Tecnológico de Veracruz. SEP.
- Sam-Soon P.A.L.N.S., Loewenthal R.E, Dold P.L. and Marais G.v.R. (1987) "Hypothesis for pelletisation in upflow anaerobic sludge bed reactor" Water SA. Vol. 13, No. 2
- Sam-Soon P.A.L.N.S., Lowenthal R.E., Wentzel M.C. and Dold P.L. (1988) "Pelletization in upflow anaerobic sludge bed reactors". en 5th Int. Symp. on Anaer. Dig., Italia, p.p. 55-60.

- Sam-Soon P.A.L.N.S., Loewenthal R.E, Wentzel M.C. and Marais G. v. R. (1990). "Growth of biopellets on glucose in upflow anaerobic sludge bed (UASB) systems". Water SA. Vol. 16, No.3.
- Saval S. y Blancas A. (1989) "Escalamiento de procesos biotecnológicos. El porqué de una planta piloto". ICYT, 11(154):48-51.
- Schink B. and Thauer R.K. (1987) "Energetics of syntrophic methano formation and the influence of agregation" Proccedings Seminar Workshop: Anaerobic Digestion; GASMAT, Netherlands, p.p.
- Sharp R.S. and Munster M.J. (1986) Bateriological implications for microorganisms from extreme environments. In: Microbes in extreme environments (Eds. R.A. Herbert and G. A. Codd) pp. 215-295.
- Smith J. and Lilly M.D. (1990) "The effect of agitation on the morphology and penicillin production of *Penicillium chrysogenum*". Biotechnol. and Bioeng., 35:1011-1023.
- Smith P.H. and Mah R.A. (1966) "Kinetics of acetate metabolism during sludge digestion". Appl. Microbiol., 14:368-371.
- Sterritt R.M. (1987) Determination of heavy metals in wastewater matrices. En Heavy metals in wastewater and sludge treatment process. Vol. 1. CRC Press. Boca Raton, Florida p.p. 106-121.
- Stieb M. and Schink B. (1985) "Anaerobic oxidation of fatty acids by *Clostridium bryantii* sp. nov., a sporeforming, obligately syntrophic bacterium". Arch. Microbiol., 140:387-390.
- Stover R. C., Sommers L. E. and Silviera d. J. (1976) "Evaluation of metals in wastewater sludge". Journal WPCF. Vol 48. No 9. September. pp 2165-2175.
- Stronach S.M., Rudd T. and Lester J.N. (1986) "Anaerobic digestion processes in industrial wastewaters treatment". Springer Berlag, Germany. 120 p.

- Wiegant W.M., (1987) "The "Spaghetti theory on anaerobic sludge formation or the inevitability of granulation" Proceedings Seminar Workshop: Anaerobic Digestion; GASMAT, Netherlands, p.p.
- Wiegant W.M. and de Man A.W.A. (1986) "Granulation of biomass in thermophilic Upflow Anaerobic Sludge Blanket reactors treating acidified wastewaters". Biotech. and Bioeng. Vol. XXVIII, p.p. 718-727.
- Widdel F. (1986) "Growth of methanogenic bacteria in pure culture with 2-propanol and other alcohols as hydrogen donors". Appl. Environ. Microbiol. 51(5):1056-1062.
- Woese C.R. (1981) "Archibacterias". Investigación y Ciencia (Edición en español de Scientific American). Barcelona, España. 59:48-61.
- Wu W., Hu J., Gu X., Zhao Y., Zang H. and Gu G. (1987) "Cultivation of anaerobic granular sludge in UASB reactors with aerobic activated sludge as seed". Water Res. 21: 787-799.
- Young J. and McCarty P.L. (1969) "The anaerobic filter for waste treatment". Water Poll. Control. Fed. 41:160-173.
- Yoda M., Kitagawa M. and Miyaji Y., (1989), " Granular sludge formation in the anaerobic expanded microcarrier bed process", Wat. Sci. Tech., Vol. 21, Brighton, p.p. 109-120.
- Zhao H., Yong D., Woese G. and Bryant M. (1990) "Assignment of *Clostridium bryantii* to *Syntrophospora bryantii* gen. nov., comb. nov. on the basis of a 16s rRNA sequence analysis of its crotonate-grown pure culture". Int. J. Syst. Bacteriol. 40:40-44.

APÉNDICE A
RESULTADOS EXPERIMENTALES
ETAPA 1: ADAPTACIÓN

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 1 DE ADAPTACION: pH, ALCALINIDADES, ALFA

DIA	R1				R2			
	pH	mgCaCO ₃ /l		ALFA	pH	mgCaCO ₃ /l		ALFA
		pH 5.75	pH 4.3			pH 5.75	pH 4.3	
1	6.96	1654	3053	0.54	7.14	1293	2152	0.60
8	6.70	806	1367	0.58	6.70	880	1346	0.65
11	6.74				6.76			
12	7.11				7.07			
13	7.09				7.18			
14	7.09				7.23			
18	7.60	1569	2205	0.71	7.28	1399	2141	0.65
20	7.08				7.50			
22	7.11	1590	2459	0.68	7.12	1760	2548	0.69
25	7.23	2081	2672	0.77	7.18	1999	2754	0.72
27	7.20				7.32			
29	7.22				7.24			
32	7.23	2326	3019	0.77	7.06	2356	3080	0.76
34	7.05				7.37			
36	7.37				7.42			
38	7.42				7.49			

DIA	R3				R4			
	pH	mgCaCO ₃ /l		ALFA	pH	mgCaCO ₃ /l		ALFA
		pH 5.75	pH 4.3			pH 5.75	pH 4.3	
1	7.06	1675	2820	0.59	7.09	1558	2915	0.53
8	6.64	869	1399	0.62	6.69	795	1357	0.58
11	6.64				6.72			
12	6.96				7.06			
13	6.92				7.13			
14	7.20				7.09			
18	7.33	1473	2184	0.67	7.27	1526	2205	0.69
20	7.08				7.06			
22	7.11	1813	2565	0.70	7.12	1887	2586	0.72
25	7.12	1979	2764	0.71	7.18	2122	2754	0.77
27	7.30				7.23			
29	7.24				7.19			
32	7.17	2479	3111	0.79	7.21	2509	3091	0.81
34	7.36				7.24			
36	7.31				7.30			
38	7.47				7.43			

DIA	ACEITICO EN SOBRENADANTE				PROPIONICO EN SOBRENADANTE			
	R1	R2	R3	R4	R1	R2	R3	R4
4	177.8	177.8	114.3	127.0	22.7	37.9	26.5	22.7
6	76.7	94.3	47.2	53.1	41.7	25.0	16.7	29.2
8	49.2	54.6	43.7	87.2	47.6	43.6	59.5	63.5
11	37.0	37.0	37.0	61.7	41.7	32.4	23.1	64.8
14	227.8	144.4	172.2	200.0	142.8	142.8	134.9	277.7
18	206.8	390.8	333.3	298.8	100.0	141.6	141.6	149.9
20	244.0	291.6	297.6	220.2	66.6	83.3	75.0	75.0
22	160.5	197.5	172.8	111.1	33.3	48.8	41.7	33.3
25	56.7	170.2	99.3	42.5	18.5	46.3	55.5	0.0
27	128.6	105.3	58.5	46.8	39.7	23.8	31.7	19.8
29	120.7	114.9	28.7	23.0	60.6	45.4	22.7	26.5
32	133.1	122.5	133.1	53.2	60.6	45.4	83.3	15.1
34	128.6	105.3	152.0	58.5	49.2	45.4	79.5	15.1
36	85.6	48.9	330.2	220.2	29.2	33.3	124.9	66.6
38	53.8	40.3	107.5	67.2	0.0	0.0	0.0	0.0

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 1 DE ADAPTACION: BIOGAS

DIA	METANO EN BIOGAS				CO2 EN BIOGAS			
	R1	R2	R3	R4	R1	R2	R3	R4
5	35.5	36.6	33.2	35.2				
7	34.4	36.6	36.9	34.6				
8	33.2	24.7	34.9	37.2				
9	42.8	36.6	43.4	44.0				
11	47.4	51.4	55.9	50.2	51.0	51.0	48.4	46.4
12	33.8	38.3	41.7	37.7	46.4	46.4		45.8
13	42.8	45.7	46.2	44.3	47.1	46.4	46.4	43.8
14	45.7	45.1	42.7	46.2	46.4	43.2	48.4	45.1
15	40.6	38.9	40.6	41.7	51.6	45.8	50.3	49.7
16	47.4	44.0	23.5	46.2	49.7	50.3	26.9	51.3
18	30.9	51.9	56.5	51.9	33.4	44.5	39.9	49.4
19	47.4	51.4	45.7	45.7	50.3	41.9	48.4	48.4
20	49.1	47.4	45.7	52.5	50.3	50.3	48.4	43.8
21	49.6	50.2	49.6	50.8	52.3	52.3	51.0	48.4
22	49.6	42.8	49.1	47.4	45.8	45.1	47.1	43.8
23	52.5	47.4	49.1	47.4	43.2	45.1	51.0	50.3
25	44.5	34.5	44.0	47.4	53.0	53.6	45.8	49.7
26	47.4	46.2	45.7	46.8	50.7	50.3	48.4	48.4
27	48.5	48.5	47.9	49.1	50.3	52.3	51.6	50.3
28	44.0	41.7	42.3	46.8	47.7	51.6	44.5	40.4
29	46.8	42.8	45.7	47.9	49.7	53.0	47.1	49.0
30	47.4	47.4	45.1	48.5	50.3	51.6	43.8	47.7
32	47.9	31.5	43.4	49.1	50.3	44.5	43.2	47.7
33	49.1	43.4	45.7	51.9	50.3	47.7	45.1	49.0
34	47.4	44.5	48.5	47.4	46.4	48.4	46.4	43.2
35	45.1	45.1	45.7	50.2	53.6	53.6	44.5	47.1
36	45.7	46.2	44.0	50.8	48.4	49.0	41.9	46.4
37	51.4	51.4	50.8	48.5	45.8	47.7	49.0	47.1
38	50.8	49.1	45.7	51.4	45.8	45.8	45.7	47.7
39	47.9	45.7	45.7	46.8	43.8	38.6	48.4	44.5

APÉNDICE B
RESULTADOS EXPERIMENTALES
ETAPA 2: PRESURIZACIÓN

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 2 DE PRESURIZACION: pH, ALCALINIDADES, ALFA

DIA	(R1) 0.2 kg/cm2				(R2) 0.4 kg/cm2			
	pH	mgCaCO3/l		ALFA	pH	mgCaCO3/l		ALFA
		pH 5.75	pH 4.3			pH 5.75	pH 4.3	
1	7.49				7.47			
7	6.97	2815	3896	0.72	6.92	2815	3896	0.72
15	7.19	3213	4141	0.77	7.13	3162	4162	0.75
21	7.00	3434	4357	0.78	7.05	4313	4399	0.77
28	7.21	3682	4680	0.78	7.40	3578	4722	0.75
35	7.19	4035	4940	0.81	7.14	4129	5034	0.82
42	7.23	6802	8123	0.83	7.22	6918	8090	0.85
49	7.24	6505	8288	0.78	7.21	6901	8701	0.79
56	7.23	6505	8155	0.79	7.22	7000	9014	0.77
63	7.18	6731	8390	0.80	7.18	7305	9044	0.80
70	7.28	6587	8549	0.77	7.24	6667	8645	0.77
77	7.25	6444	8613	0.74	7.16	6348	8549	0.74
84	7.27	5173	6564	0.78	7.16	5246	6637	0.79
91	7.17	4831	6234	0.77	7.17	5441	6820	0.79
105	7.27	4685	5795	0.80	7.24	5466	6124	0.89
119	7.32	4624	5775	0.80	7.28	4644	5713	0.81
133	7.28	5075	5870	0.86	7.30	5296	6463	0.81
140	7.16	4436	5671	0.78	7.25	5252	6510	0.80
147	7.34	4634	5848	0.79	7.41	5054	6334	0.79
154	7.11	4228	5379	0.78	7.25	5191	6530	0.79
161	7.11	3809	5002	0.76	7.22	4898	6279	0.78
168	7.36	4017	5263	0.76	7.36	5241	6337	0.82
175	7.18	4038	5177	0.78	7.28	4854	6014	0.80
189	7.21	4169	5471	0.76	7.28	4997	6354	0.78
192	7.22	4357	5725	0.76	7.27	5528	6662	0.78

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 2 DE PRESURIZACION: pH, ALCALINIDADES, ALFA

DIA	(R3) 0.6 kg/cm2				(R4) 0 kg/cm2			
	pH	mgCaCO3/l		ALFA	pH	mgCaCO3/l		ALFA
		pH 5.75	pH 4.3			pH 5.75	pH 4.3	
1	7.43				7.42			
7	6.91	2876	3947	0.72	7.17	2856	3856	0.74
15	7.13	3386	4304	0.78	7.40	3203	4151	0.77
21	7.03	3413	4378	0.77	7.26	3318	4304	0.77
28	7.08	3640	4742	0.76	7.38	3567	4514	0.79
35	7.13	4056	4971	0.81	7.32	3827	4638	0.82
42	7.19	6904	8354	0.82	7.35	6010	7413	0.81
49	7.23	6835	8684	0.78	7.35	5729	7033	0.81
56	7.21	7529	9345	0.80	7.38	5613	7264	0.77
63	7.19	7433	9698	0.76	7.24	5168	6906	0.76
70	7.26	7401	9538	0.77	7.37	5327	7066	0.75
77	7.19	6827	9347	0.73	7.34	5040	7082	0.71
84	7.21	6027	7247	0.83	7.35	4197	5396	0.77
91	7.19	5624	7027	0.80	7.31	3684	4892	0.75
105	7.25	5569	6782	0.82	7.37	3617	4542	0.79
119	7.34	5623	6965	0.80	7.40	3460	4381	0.78
133	7.29	6069	7150	0.84	7.35	3509	4414	0.79
140	7.27	5649	6973	0.81	7.32	2968	3950	0.75
147	7.34	6069	7481	0.81	7.30	2979	3972	0.75
154	7.30	6112	7430	0.82	7.22	2951	3893	0.75
161	7.25	5662	7263	0.77	7.27	2784	3684	0.75
168	7.27	6465	7754	0.83	7.15	3179	3866	0.82
175	7.35	5993	7303	0.72	7.28	2943	3952	0.74
189	7.37	5978	7412	0.80	7.35	2978	4125	0.72
192	7.39	6508	8074	0.80	7.27	3155	4258	0.74

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 2 DE PRESURIZACION: BIOGAS

DIA	PORCENTAJE DE METANO (%)				PORCENTAJE DE CO2 (%)			
	(R1) 0.2 kg/cm2	(R1) 0.4 kg/cm2	(R1) 0.6 kg/cm2	(R4) 0 kg/cm2	(R1) 0.2 kg/cm2	(R1) 0.4 kg/cm2	(R1) 0.6 kg/cm2	(R4) 0 kg/cm2
1	50.98	53.53	50.47	52.01	45.78	40.57	40.57	40.57
2	46.91	52.01	49.96	43.35	43.83	43.18	43.18	50.99
3	46.40	47.42	46.91	45.89	45.13	43.18	43.18	49.04
4	50.47	51.49	52.01	41.31	51.64	50.99	50.34	45.78
5	51.49	53.53	54.54	48.95	56.20	56.20	54.90	54.90
7	50.98	50.47	50.47	48.95	54.25	45.13	51.64	45.78
8	44.36	40.29	41.31	41.82	50.34	55.55	56.20	47.74
9	45.89	45.38	47.93	48.44	52.29	54.90	54.90	50.34
10	47.42	50.47	49.45	52.01	54.25	54.90	54.90	54.25
11	50.47	51.49	48.95	51.49	54.90	50.34	54.25	52.29
12	52.01	50.98	50.98	50.47	56.20	52.95	54.90	51.64
14	45.89	46.40	44.87	48.44	46.43	47.08	46.43	43.18
15	43.86	42.84	41.31	51.49	50.99	49.04	50.99	50.34
16	44.87	43.35	42.84	41.82	49.04	50.34	50.99	43.18
17	50.47	46.91	50.98	52.01	50.99	51.64	51.64	50.99
18	49.95	50.47	46.91	47.93	53.60	52.95	49.04	49.69
19	48.44	47.42	48.44	45.89	50.34	48.39	50.99	46.43
21	47.93	49.96	49.45	49.45	51.64	51.64	52.95	47.08
22	42.33	42.84	74.82	48.44	50.34	53.60	54.25	52.29
23	44.87	46.40	47.42	50.48	48.39	50.34	50.99	51.64
24	48.44	50.98	50.47	50.47	52.29	53.60	53.60	53.60
25	50.47	49.45	49.96	50.47	54.90	54.25	54.25	52.29
26	49.45	50.47	48.95	49.45	54.25	54.25	54.25	51.64
28	52.51	50.98	51.49	52.01	50.99	54.90	56.85	52.95
29	44.36	43.35	40.80	42.33	44.48	45.78	49.04	47.08
30	48.44	49.96	46.40	47.42	50.99	52.29	49.04	52.29
31	48.44	49.96	49.45	46.91	48.39	54.25	53.60	52.95
32	51.49	50.98	49.45	49.45	56.20	54.90	52.95	53.60
33	50.47	50.98	50.47	50.98	53.60	52.95	52.95	52.95
35	45.89	46.40	46.40	46.40	47.08	49.04	49.69	45.13
36	41.82	43.35	42.33	45.89	43.83	50.34	50.34	49.04
37	48.44	44.36	47.42	48.95	50.99	49.04	50.99	49.69
38	44.87	45.38	43.86	43.86	48.39	48.39	46.43	46.43
39	49.96	50.98	49.45	52.51	57.50	57.50	56.20	55.55
40	48.95	49.45	48.95	49.96	52.95	55.55	54.90	50.34
42	50.98	51.49	52.51	53.02	55.55	56.20	56.85	52.29
43	41.82			45.38	49.04	50.99	54.25	47.74
44	49.45	46.40	44.36	46.91	52.90	49.69	48.39	47.74
45	46.40	45.89	45.38	47.42	49.69	49.04	48.39	47.08
46	48.44	47.93	49.45	50.47	54.25	53.60	54.25	52.29

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 2 DE PRESURIZACION: BIOGAS

DIA	PORCENTAJE DE METANO (%)				PORCENTAJE DE CO2 (%)			
	(R1) 0.2 kg/cm2	(R1) 0.4 kg/cm2	(R1) 0.6 kg/cm2	(R4) 0 kg/cm2	(R1) 0.2 kg/cm2	(R1) 0.4 kg/cm2	(R1) 0.6 kg/cm2	(R4) 0 kg/cm2
47	52.01	52.51	51.49	51.49	54.25	54.90	54.90	54.90
49	48.44	48.44	50.47	48.44	52.29	52.29	52.29	48.39
50	43.45	42.84	48.45	47.42	50.34	49.69	47.08	48.39
51	43.35	42.84	48.45	43.35	52.29	50.99	47.74	47.74
52	43.86	44.87	49.45	49.96	52.95	50.34	51.64	50.34
53	44.87	46.91	46.40	48.95	54.25	52.65	51.64	49.74
54	47.93	48.44	46.91	52.01	53.60	52.95	51.64	49.04
56	47.42	48.44	47.42	50.98	52.29	52.95	52.29	44.48
57	50.98	47.93	47.42	53.02	50.99	53.60	53.60	48.39
58	48.95	47.93	49.45	50.98	51.64	51.64	53.60	49.04
59	53.02	51.49	52.00	55.05	56.20	56.20	56.20	53.60
60	47.93	47.42	48.44	48.44	47.74	50.34	48.39	45.78
61	53.02	53.02	52.01	54.04	55.55		56.20	50.99
63	50.98	50.98	52.01	51.00	52.29	50.99	56.20	53.60
64	46.91	44.87	41.31	48.95	51.64	53.60	52.95	47.74
65	50.47	47.93	47.93	52.00	52.95	49.60	52.29	50.34
66	46.40	45.38	46.91	50.47	49.64	49.69	49.69	49.04
67	52.51	49.96	50.47	50.98	53.60	49.69	53.60	50.34
68	48.95	48.95	47.93	50.98	52.95	54.25	54.25	49.69
70	49.45	47.42	49.96	55.05	52.95	54.90	50.99	50.36
71	46.91			44.96	49.69	54.90	54.90	50.99
72	52.51	51.49	52.01	53.53	53.60	50.34	50.99	49.69
73	49.45	48.95	47.93	49.96	50.99	49.04	49.69	47.74
74	47.93	46.91	48.44	49.45	52.29	50.34	51.64	47.08
75	50.98	48.95	50.98	50.40	50.99	50.34	51.64	46.43
77	52.51	54.04	52.51	58.11				54.25
78	48.44	44.87	44.87	55.56				56.20
79	51.49	49.46	50.98	51.49	56.25		52.29	45.78
80	49.95	50.47	50.47	51.49	50.99	51.64	50.99	47.78
81	47.42	46.40	46.40	49.96	53.60	52.95	52.95	46.43
82	50.98	48.95	50.98	52.00	52.95	51.64	54.25	47.74
84	43.86	47.93	45.38	46.91	50.34	50.34	49.04	45.78
85	46.20	43.03	42.50	54.67				49.69
86	52.02	50.44	47.26	49.91	51.64	49.69	51.64	48.39
87	52.02	56.26	51.49	52.20				50.34
88	48.45	49.91	52.02	56.26	52.95	52.95	54.90	49.69
89	51.49	52.55	52.02	55.73	52.95	52.95	54.90	49.04
91	52.55	51.49	52.02	52.24			52.29	49.69
92	50.97	44.61	46.73	54.67	60.11	58.16	56.20	50.34
93	52.55	49.91	49.38	54.67	49.69	49.69	47.74	45.78

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 2 DE PRESURIZACION: BIOGAS

DIA	PORCENTAJE DE METANO (%)				PORCENTAJE DE CO2 (%)			
	(R1) 0.2	(R1) 0.4	(R1) 0.6	(R4) 0	(R1) 0.2	(R1) 0.4	(R1) 0.6	(R4) 0
94	52.55	54.67	52.02	52.20	52.95	52.95	54.25	47.08
95	52.55	50.44	53.08	52.20	51.64	51.64	51.64	54.25
96	53.08	50.97	52.55	53.61	47.08	47.08	49.04	46.43
98	54.14	56.26	54.14	52.55	58.16	56.85	51.64	46.43
99	52.55	50.97	53.61	57.85	58.16	54.90	54.90	44.39
100	52.02	54.14	52.02	55.73	59.95	51.64	59.95	48.39
101	48.32	50.97	49.91	55.73	55.05	54.90	54.90	50.99
102	48.85	48.32	48.85	54.67	54.25	49.69	51.64	48.39
103	53.08	56.26	54.67	58.91	56.20	56.85	57.50	52.95
105	49.38	49.91	48.85	55.73	54.90	53.60	52.29	53.60
106	44.08	41.97	39.85	52.02	47.74	52.95	52.95	45.78
107	48.32	46.73	45.14	46.73	46.43	45.78	44.48	46.43
108	47.26	51.49	48.32	50.44	43.83	49.04	45.13	44.48
109	53.61	52.55	49.91	50.97	49.69	48.39	48.39	43.18
110	52.20	52.55	54.14	56.79	52.95	51.64	55.55	50.34
112	45.14	50.97	54.14	53.08	48.39	54.90	55.55	48.39
113	50.44	50.44	48.85	51.49	49.69	50.34	49.04	45.13
114	51.49	53.08	50.44	52.55	51.64	39.95	52.29	47.08
115	53.08	44.61	45.67	55.78	52.95	65.32	45.13	51.64
119	59.43	58.91	58.91	58.91	65.32	54.90	58.81	54.90
120	47.26	50.44	44.08	55.78	57.50	56.20	57.46	49.69
121	54.14	52.55	51.49	53.08	58.16	53.60	53.60	48.39
122	52.20	52.55	52.20	54.67	53.60	49.69	53.60	49.04
126	54.67	52.20	54.14	56.26	62.06	59.46	61.41	50.34
127	55.78	53.08	53.08	51.49	53.60	55.55	56.20	46.43
128	55.78	55.78	52.55	57.32	58.16	57.50	56.20	52.95
129	57.32	52.20	54.67	52.20	55.55	54.25	56.85	52.95
130	53.61	54.14	53.08	53.61	54.90	53.60	53.60	51.64
131	48.85	52.20	55.78	56.26	55.55	54.90	56.20	56.20
133	50.44	50.44	48.85	49.91	56.85	52.29	52.29	48.39
134	47.26	47.26	44.08	48.32	52.95	52.95	52.95	42.08
135	49.38	49.91	49.91	51.49	54.90	46.43	47.74	46.43
136	48.85	48.85	49.91	48.85	45.78	45.13	48.39	45.78
137	51.49	50.97	49.91	51.49	52.95	49.04	50.99	46.43
138	52.20	54.67	53.61	51.49	50.34	49.69	49.69	44.48
140	48.32	49.38	50.97	50.97	60.76	50.99	50.99	42.53
141	44.08	44.08	44.08	50.44	52.29	51.64	51.64	45.78
142	49.91	48.85	49.38	50.97	52.95	47.08	48.39	42.53
143	52.20	52.60	52.20	52.55	57.50	53.60	56.20	46.43
144	62.32	55.09	55.09	56.65	54.25	52.29	52.29	50.99

RESULTADOS EXPERIMENTALES, ETAPA 2 DE PRESURIZACION: BIOGAS

DIA	PORCENTAJE DE METANO (%)				PORCENTAJE DE CO2 (%)			
	(R1) 0.2 kg/cm2	(R1) 0.4 kg/cm2	(R1) 0.6 kg/cm2	(R4) 0 kg/cm2	(R1) 0.2 kg/cm2	(R1) 0.4 kg/cm2	(R1) 0.6 kg/cm2	(R4) 0 kg/cm2
145	56.75	50.11	54.54	55.65	51.64	52.29	49.69	47.08
147	51.77	50.66	56.20	43.47	59.46	56.85	50.34	44.48
148	49.56	58.41	50.11	55.65	54.90	49.04	52.95	51.64
149	55.65	57.86	53.30	56.20	56.20	50.34	55.55	51.64
150	53.98	57.86	53.43	55.65	54.25	53.60	50.34	49.69
151	52.32	55.09	51.22	57.31	54.27	50.34	52.95	47.08
152	57.86	56.20	57.31	57.86	53.60	50.99	52.29	50.34
155	53.98	53.98	56.75		56.85	56.85	52.95	
156	53.43	60.63	56.20	53.98	58.81	49.04	56.20	50.34
157	53.98	56.75	56.98	57.86	58.16	53.60	52.29	53.60
161	56.20	52.88	54.54	42.91	60.11	57.50	56.20	46.43
162	53.43	53.43	52.88	55.65	54.25	50.34	49.04	49.69
163	51.22	50.11	56.75	54.54	54.90	56.81	54.25	49.04
164	58.41	55.65	57.86	60.07	56.85	61.41	56.20	54.25
165	52.88	52.53	55.65	56.75	57.50	60.76	54.25	49.69
166	53.98	52.88	62.32	53.43	50.99	53.60	50.34	46.43
168	55.65	58.41	53.98	56.20	65.32	67.27	64.67	49.69
169	55.09	55.09	52.88	49.56	52.95	50.99	49.04	57.50
170	52.88	55.09	54.54	55.09	54.90	56.20	53.60	52.95
171	53.43	52.88	53.98	55.65	54.25	54.25	51.64	50.99
172	50.11	50.11	51.22	52.88	52.95	50.99	50.34	46.43
173	55.65	53.98	55.09	55.09	51.64	50.34	51.64	49.04
175	58.41	58.41	56.20	58.41	54.90	54.25	56.20	52.95
176	55.65	55.65	53.98	49.56	49.04	49.04	49.04	53.60
180	55.95	55.24	58.08	41.79	47.49	44.84	42.19	37.78
182	63.03	64.45	61.62	56.66	63.03	35.13	37.78	45.72
183	55.95	41.79	55.24	54.53	41.31	35.13	37.78	43.96
184	51.70	54.53	54.53	55.24	48.37	45.72	45.72	44.84
185	50.99	53.12	53.83	54.53	51.01	49.25	49.25	52.72
187	54.53	55.24	55.24	55.95	48.37	47.49	49.25	49.25
189	48.87	50.99	52.41	52.41	53.66	51.01	50.13	43.07
190	54.53	55.24	55.24	55.95	52.78	52.78	53.66	43.96
191	53.88	57.37	56.66	56.66	51.01	50.13	48.37	48.37

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 2 DE PRESURIZACION: CARACTERISTICAS DE LOS LODOS

DIA	(R1) 0.2 kg/cm2					(R2) 0.4 kg/cm2				
	SST (mg/l)	SSV (mg/l)	SSV (%)	SSF (mg/l)	SSF (%)	SST (mg/l)	SSV (mg/l)	SSV (%)	SSF (mg/l)	SSF (%)
1	16300	10450	64.11	5800	35.58	21625	13225	61.15	8400	38.84
21	24325	15625	64.23	8700	35.76	27775	18700	67.32	10550	37.98
42	29300	21100	72.01	8200	27.98	26625	18125	68.07	8350	31.36
63	25425	16825	62.17	8600	33.82	27600	18250	66.12	9350	33.87
84	34300	21375	62.31	12925	37.68	31375	21575	68.76	9800	31.23
105	34200	22000	64.32	12200	35.67	39800	26250	65.95	13550	34.04
154	51050	30200	59.15	20850	40.84	45250	26550	58.67	18700	41.32
192	98700	45420	46.01	50275	50.93	98525	45750	46.43	52775	53.56

DIA	(R3) 0.6 kg/cm2					(R4) 0 kg/cm2				
	SST (mg/l)	SSV (mg/l)	SSV (%)	SSF (mg/l)	SSF (%)	SST (mg/l)	SSV (mg/l)	SSV (%)	SSF (mg/l)	SSF (%)
1	20000	12550	62.75	7450	37.25	20100	12600	62.68	7500	37.31
21	28400	17800	62.67	10600	37.32	24575	15150	61.64	9425	38.35
42	31700	22075	69.63	9625	30.36	22400	15450	68.97	6950	31.02
63	29825	19300	64.71	10525	35.28	29950	19750	65.94	10200	34.05
84	28425	18225	64.11	10200	35.88	37050	23400	63.15	13650	36.84
105	36150	22450	62.10	13675	37.90	63800	34575	54.19	29225	45.80
154	37350	23350	62.51	14000	37.48	73400	38375	52.28	35025	47.71
192	57300	31575	55.10	25725	44.89	66025	42175	63.87	23850	36.12

VELOCIDAD DE SEDIMENTACION
(m/h)

DIA	(R1) 0.2 kg/cm2	(R1) 0.4 kg/cm2	(R1) 0.6 kg/cm2	(R1) 0 kg/cm2
-----	--------------------	--------------------	--------------------	------------------

1	3.82	3.30	3.53	3.30
21	3.19	3.30	3.03	4.19
42	5.24	5.55	2.55	7.40
63	5.86	5.76	2.48	4.86
84	5.03	5.28	5.03	
105	5.50	4.71	4.27	3.70
154	4.87	4.87	3.57	2.25
192	2.20	2.33	2.37	2.37

INDICE VOLUMETRICO DE LODOS
(ml/g)

DIA	(R1) 0.2 kg/cm2	(R1) 0.4 kg/cm2	(R1) 0.6 kg/cm2	(R1) 0 kg/cm2
-----	--------------------	--------------------	--------------------	------------------

1	49.07	46.24	45.00	47.26
21	43.16	39.61	39.97	40.69
42	37.54	37.55	32.33	40.17
63	39.33	37.13	35.20	38.39
84	33.52	36.65	35.18	33.73
105	35.08	60.88	30.42	19.59
154	39.73	43.31	43.89	29.96
192	12.53	11.67	16.57	18.17

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 2 DE PRESURIZACION: CARACTERISTICAS DE LOS LODOS

ACTIVIDAD METANOGENA AL ACETICO
(gCH₄-DQO/gSSV.d)

DIA	(R1) 0.2 kg/cm ²	(R2) 0.4 kg/cm ²	(R3) 0.6 kg/cm ²	(R4) 0 kg/cm ²
1	0.58	0.46	0.53	0.51
21	0.40	0.33	0.38	0.42
42	0.27	0.39	0.25	0.38
63	0.32	0.29	0.31	0.32
84	0.49	0.36	0.36	0.42
105	0.50	0.12	0.49	0.39
154	0.40	0.38	0.70	0.94
192	0.37	0.31	0.46	0.35

ACTIVIDAD METANOGENA AL PROPIONICO
Y BUTIRICO (gCH₄-DQO/gSSV.d)

(R1) 0.2 kg/cm ²	(R2) 0.4 kg/cm ²	(R3) 0.6 kg/cm ²	(R4) 0 kg/cm ²
0.47	0.36	0.35	0.27
0.27	0.28	0.32	0.33
0.22	0.26	0.23	0.27
0.27	0.21	0.40	0.17
0.26	0.36	0.12	0.09
0.41	0.33	0.32	0.25
0.34	0.39	0.43	0.32
0.40	0.20	0.30	0.25

VOLUMEN DE LA CAMA DE LODOS (ml)

DIA	(R1) 0.2 kg/cm ²	(R2) 0.4 kg/cm ²	(R3) 0.6 kg/cm ²	(R4) 0 kg/cm ²
1	890.2	896.5	883.8	864.7
21	776.1	731.6	757.0	801.6
42	787.5	742.9	768.4	768.4
63	815.2	815.2	745.2	719.8
105	687.1	642.5	623.4	610.7
154	642.5	642.5	547.1	578.9
192	648.0	648.0	648.0	648.0

VOLUMEN TOTAL (ml)

(R1) 0.2 kg/cm ²	(R2) 0.4 kg/cm ²	(R3) 0.6 kg/cm ²	(R4) 0 kg/cm ²
1736.3	1768.1	1768.1	1755.4
1666.8	1654.0	1673.1	1685.9
1639.9	1646.3	1665.4	1678.1
1646.8	1659.5	1672.2	1691.3
1711.3	1717.7	1717.7	1743.1
1844.9	1870.3	1864.0	1883.1
1885.1	1873.5	1877.4	1895.5

DIAMETRO DE AGREGADOS (mm)

DIA	(R1) 0.2 kg/cm ²	(R2) 0.4 kg/cm ²	(R3) 0.6 kg/cm ²	(R4) 0 kg/cm ²
21	1.09	1.03	1.19	1.01
42	1.01	1.07	1.28	1.01
63	1.09	1.23	1.01	1.64
84	1.07	1.03	1.05	1.12
105	0.97	0.94	1.15	1.02
133	1.84	1.81	1.96	1.74
154	1.80	1.95	1.86	1.87
192	1.81	1.83	1.90	1.84

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 2 DE PRESURIZACION: CARACTERISTICAS DE LOS LODOS

NUMERACION BACTERIANA

GRUPO BACTERIANO	(R1) 0.2 kg/cm2			(R2) 0.4 kg/cm2		
	DIA 0	DIA 42	DIA 105	DIA 0	DIA 42	DIA 105
FERMENTATIVAS	3.4E+12	5.1E+16	8.0E+14	3.4E+12	3.8E+13	6.7E+13
SULFATORREDUCTORAS	8.4E+09	2.3E+09	1.3E+11	8.4E+09	3.8E+09	1.1E+11
HIDROGENOFILAS	1.4E+13	4.2E+14		1.4E+13	3.8E+16	
PROPIONOTROFAS	6.8E+09	8.1E+08	1.0E+11	6.8E+09	2.0E+08	9.5E+09
BUTIROTROFAS	2.4E+09	2.3E+08	2.7E+11	2.4E+09	7.1E+08	5.7E+11
ACETOCLASTICAS	2.4E+09	11300000	1.1E+11	2.4E+10	1180000	1.8E+08

GRUPO BACTERIANO	(R3) 0.6 kg/cm2			(R4) 0 kg/cm2		
	DIA 0	DIA 42	DIA 105	DIA 0	DIA 42	DIA 105
FERMENTATIVAS	3.4E+12	2.2E+14	6.7E+15	3.4E+12	3.6E+16	2.9E+14
SULFATORREDUCTORAS	8.4E+09	3.0E+09	5.6E+09	8.4E+09	3.6E+14	5.1E+10
HIDROGENOFILAS	1.4E+13	1.4E+14		1.4E+13	3.6E+16	
PROPIONOTROFAS	6.8E+09	3.0E+14	7.8E+09	6.8E+09	7.9E+16	5.1E+09
BUTIROTROFAS	2.4E+09	4.7E+08	4.5E+09	2.4E+09	3.2E+09	3.6E+09
ACETOCLASTICAS	2.4E+10	3310000	1.1E+08	2.4E+10	1010000	2.0E+10

APÉNDICE C
RESULTADOS EXPERIMENTALES
ETAPA 3: REACTOR UASB

EJEMPLOS DE CALCULOS REALIZADOS DURANTE LA FASE EXPERIMENTAL

1. VOLUMEN ÚTIL. V_u . (l)

$$V_u = h * A$$

Donde:

h = Altura del reactor desde el fondo hasta la salida del efluente = 90 cm

A = Área transversal del reactor = 65.03 cm²

Sustituyendo:

$$V_u = 90 \text{ cm} * 65.03 \text{ cm}^2 = 5853 \text{ cm}^3 = 5.8 \text{ l}$$

2. FLUJO DE ALIMENTACIÓN. Q (l/h)

$$Q = \frac{V_r}{TRH}$$

Donde:

V_r = Volumen útil del reactor = 5.8 l

TRH = Tiempo de retención hidráulica = 12 h

Sustituyendo:

$$Q = \frac{5.8 \text{ l}}{12 \text{ h}} = 0.487 \text{ l/h}$$

3. VELOCIDAD ASCENDENTE. V_{asc} . (m/h).

$$V_{asc} = \frac{Q}{A}$$

Donde:

$$Q = \text{Flujo de alimentación} = 487.75 \text{ cm}^3/\text{h}$$

$$A = \text{Área de la sección transversal} = 65.03 \text{ cm}^2$$

Sustituyendo:

$$\text{Vasc.} = \frac{487.75 \text{ cm}^3/\text{h}}{65.03 \text{ cm}^2}$$

4. CARGA ORGÁNICA MÁSICA. B_m . (KgDQO/KgSSV·d)

$$B_m = \frac{C_i \cdot Q}{V_c \cdot \text{SSV}_L}$$

Donde:

$$C_i = \text{DQO}_i \text{ del agua residual} = 0.00636 \text{ KgDQO/l}$$

$$Q = \text{Flujo de alimentación} = 11.52 \text{ l/d}$$

$$V_c = \text{Volumen de lodo en el reactor} = 1.4 \text{ l}$$

$$\text{SSV}_L = \text{Concentración de SSV en lodo} = 0.05205 \text{ KgSSV/l}$$

Sustituyendo:

$$B_m = \frac{(0.00636 \text{ kgDQO/l})(11.52 \text{ l/d})}{(1.4 \text{ l})(0.05205 \text{ KgSSV/l})} = 1.005 \text{ kgDQO/kgSSV} \cdot \text{d}$$

5. CARGA ORGANICA VOLUMETRICA. B_v . (KgDQOt/m³·d)

$$B_v = \frac{C_i \cdot Q}{V_r}$$

Donde:

$$C_i = \text{DQO}_i \text{ del agua residual} = 6.36 \text{ KgDQO/m}^3$$

$$Q = \text{Flujo de alimentación} = 0.01152 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$V_r = \text{Volumen útil del reactor} = 0.0058 \text{ m}^3$$

Sustituyendo:

$$Bv = \frac{(6.36 \text{ KgDQOt/m}^3)(0.01152 \text{ m}^3/\text{d})}{0.0058 \text{ m}^3} = 12.589 \text{ KgDQOt/m}^3 \cdot \text{d}$$

6. RELACION ALTURA DIAMETRO.

h/d

Donde:

$$h = \text{Altura del reactor} = 90 \text{ cm}$$

$$d = \text{Diámetro del reactor} = 9.1 \text{ cm}$$

Sustituyendo:

$$h/d = 90 \text{ cm} / 9.1 \text{ cm} = 9.89$$

ETAPA 3. Características de los lotes de agua residual industrial.

PARÁMETRO	LOTE 1	LOTE 2	LOTE 3	LOTE 4	LOTE 5	LOTE 6	LOTE 7	LOTE 8	LOTE 9
DQO ₅ (mg/l)	6360	1514	2744	3704	3686	3935	4415	2160	2384
DQO ₅ (mg/l) (%)	4768 74.96	1268 83.75	2496 90.96	3426 92.49	3294 89.36	3177 80.73	3999 90.57	1990 92.12	2038 85.48
ST (mg/l)	4996	1652	1244	3736	3496	3792	3980	1457	2757
STV (mg/l) (%)	2676 53.6	1008 61	840 67.5	3052 81.7	2744 78.5	2892 76.3	3088 77.6	1168 80.2	1675 60.8
STF (mg/l) (%)	2320 46.4	644 39.0	404 32.5	684 18.3	752 21.5	900 23.7	892 22.4	289 19.8	1082 39.2
SST (mg/l)	528	372	148	140	200	92	134	187	229
SSV (mg/l) (%)	440 83.3	320 86	136 91.9	120 85.7	192 96	80 87	130 97	144 77	186 81.2
SSF (mg/l) (%)	88 16.7	52 14	12 8.1	20 14.3	8 4	12 13	4 3	43 23	43 18.8
PO ₄ ³⁻ (mg/l)	27.5	12.5	14.3	17.1	25.02	19.3	20.6	13.7	22.1
NTK (mg/l)	31	78.4	95.2	162.4	218.4	200	212.8	44.8	246.4
N-NH ₄ ⁺ (mg/l) (%)	25 80	38.4 49	36.5 38	20.07 12	43.26 20	43.76 22	56.15 26	25.7 57	42.4 17
G y A (mg/l)	17.6	14	19.1	17	35.4	21.6	43.3	30.5	73.5
pH	4.45	5.33	4.5	4.58	5.1	4.19	5.38	5.49	5.02
acético (mg/l)	516.24	32.52	138.21	173.44	138.21	181.6	111.11	181.57	108.4
propiónico (mg/l)	676.76	94.37	154.26	29.03	23.59	72.59	67.15	61.70	54.44
butírico (mg/l)	131.91	14.40	ND	4.32	ND	46.10	18.73	8.64	5.76
valérico (mg/l)	86.86	12.32	ND	ND	ND	13.60	ND	ND	ND
Fe (mg/gSST)	4.4	2	2	2	8	4	4	4	8
Co (mg/gSST)	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	ND	nd
Mg (mg/gSST)	36	28	32	28	48	28	20	24	nd
Ni (mg/gSST)	5.2	4.8	6	4.2	6.2	4.2	4.4	4	nd

ND: No detectado

nd: No determinado

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 3. REACTOR UASB: TEMPERATURA

TEMPERATURA °C			TEMPERATURA °C			TEMPERATURA °C		
DIA	INF	EFL	DIA	INF	EFL	DIA	INF	EFL
1	18.00	21.50	30	18.00	20.00	60	19.50	20.00
2	17.00	18.00	31	18.00	20.00	61	20.00	21.00
	20.00	22.00		17.00	22.00		21.00	22.50
3	16.00	18.00	30	19.00	21.00	62	20.50	20.50
	18.00	21.00		22.00	23.00		19.00	22.50
4	17.00	18.00	31	18.00	19.00	63	18.50	19.00
	19.00	22.00	32	19.00	21.00	64	19.00	19.00
5	16.00	18.00	33	18.50	20.50	65	20.50	21.50
6	16.00	19.00	34	19.50	21.00	66	18.00	18.00
7	18.00	19.00		18.00	22.00	67	19.00	19.00
	19.00	21.00	35	18.00	19.50	68	18.50	19.00
8	18.00	19.50		17.00	20.00	69	17.50	18.00
	18.00	21.00	36	19.00	20.00	70	17.00	18.00
9	18.00	19.50		16.50	20.50	71	17.00	18.50
	18.00	21.00	37	19.50	21.00	72	18.00	19.50
10	13.00	19.50		17.00	17.50	73	19.00	21.00
	18.00	21.00	38	18.50	20.00	74	18.00	20.00
11	18.00	20.00	39	18.50	20.50	75	20.00	21.00
	21.00	22.00	40	20.00	21.00	76	20.50	21.50
12	18.00	21.00	41	20.00	21.50	77	21.00	22.00
13	18.50	20.00	42	19.00	21.00	78	22.00	23.00
14	19.00	21.50	43	19.00	21.50	79	22.50	23.00
	21.00	23.00	44	19.00	21.00	80	20.00	21.00
15	18.00	19.50	45	19.50	21.00	81	22.00	23.00
	18.00	23.00	46	19.00	21.00	82	20.50	21.00
16	17.00	18.00	47	18.00	18.00	83	20.00	21.50
17	16.50	18.00	48	17.50	18.00	84	19.00	20.00
	20.00	21.50	49	17.00	18.00	85	19.00	19.50
18	18.00	18.00		18.00	22.00	86	20.00	20.50
		21.00	50	19.00	21.00	87	20.00	21.00
19	18.00	20.00		17.50	22.50	88	19.50	21.00
20	18.50	20.00	51	20.00	21.50	89	19.00	19.50
21	19.00	20.00	52	20.00	21.00	90	20.00	21.00
22	18.00	19.50	53	19.50	21.00	91	20.50	21.50
23	18.50	20.00	54	18.50	20.00	92	20.50	22.00
26	19.00	20.00	55	19.00	20.00	93	19.00	20.00
27	19.00	19.50	56	20.00	21.00	94	20.00	21.50
28	20.00	20.50		16.50	19.50	95	20.00	21.00
	21.50	22.50	57	19.00	20.00	96	20.00	21.50
29	17.00	22.50	58	19.00	20.00	97	20.00	21.50
	20.00	20.00	59	19.00	20.00	98	20.50	21.50

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 3. REACTOR UASB: TEMPERATURA

TEMPERATURA °C			TEMPERATURA °C		
DIA	INF	EFL	DIA	INF	EFL
99	20.00	21.50	136	20.00	21.50
100	20.00	21.50	137	21.00	22.00
101	19.50	21.00	138	20.00	21.00
102	19.00	20.00	139	21.00	21.00
103	17.00	18.50	140	20.00	22.00
104	17.50	19.00	141	20.00	21.50
105	18.00	18.00	142	20.50	22.50
106	20.00	21.00	143	20.00	22.00
107	19.00	20.00	144	18.50	20.00
108	19.50	21.50	145	20.50	22.00
109	18.00	19.00	146	21.00	22.00
110	19.50	21.00	147	20.50	22.50
111	19.00	20.00	148	20.00	21.00
112	19.00	20.00	149	19.50	20.50
113	18.50	19.50	150	19.50	21.50
114	19.00	21.00	151	20.00	21.00
115	20.00	22.00	152	20.50	22.00
116	19.50	21.50	153	20.00	21.50
117	20.00	21.50	154	20.00	21.50
118	18.00	19.00	155	21.00	21.50
119	19.00	21.50	156	20.50	21.00
120	19.50	21.50	158	21.00	21.50
121	20.00	21.00	159	20.00	21.00
122	19.00	20.50	161	19.50	21.00
123	21.00	21.50	162	19.50	20.50
124	21.00	21.50	163	19.50	21.50
125	21.00	21.00	164	19.50	21.00
126	20.50	21.00	165	20.50	21.50
127	21.00	21.50	166	17.50	19.50
128	20.00	21.50	167	17.50	19.00
129	21.00	21.50	168	17.00	18.50
130	19.50	21.00	169	20.00	21.50
131	20.50	22.00	170	21.00	21.50
132	21.00	21.50	171	19.50	21.50
133	21.00	21.00	172	20.50	21.50
134	22.00	22.00	173	17.50	19.50
135	17.00	19.50	174	21.00	21.50

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 3. REACTOR UASB: DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO

DIA	DQOt	DQOs	DQOt	DQOs	% DE REMOCION	
	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	DQOt	DQOs
	INFLUENTE		EFLUENTE			
2	6598.4	5094.3	5822.1	5175.2	11.76	0.00
6	4039.2	3484.8	3510.6	2792.6	13.09	19.86
7	2816.8	2279.5	2605.2	2605.2	7.51	0.00
8	3029.9	2711.0	2192.7	1033.9	27.63	61.86
9	4449.8	4819.3	2843.4	2602.4	36.10	46.00
15	5280.0	5280.0	3088.0	2608.0	41.52	50.61
20	5447.4	3710.5	3126.3	2605.3	42.61	29.79
22	5140.6	4947.8	2088.4	1927.7	59.38	61.04
24	5360.0	5168.0	2800.0	2680.0	47.76	48.14
27	1882.3	1514.0	347.4	245.5	81.55	83.78
28	1665.3	1502.0	359.2	277.6	78.43	81.52
29	1271.5	1080.8	238.4	158.9	81.25	85.29
31	1643.0	1640.0	354.4	193.3	78.43	88.21
34	1134.6	1053.5	324.2	81.0	71.43	92.31
36	1469.4	1142.9	163.3	81.6	88.89	92.86
38	4320.0	960.0	160.0	112.0	96.30	88.33
41	1585.0	1569.0	894.1	772.2	43.59	50.79
43	2432.0	2112.0	320.0	82.0	86.84	96.12
45	2480.0	1952.0	560.0	80.0	77.42	95.90
48	2585.6	2386.3	242.4	202.0	90.63	91.54
50	2560.0	2240.0	200.0	120.0	92.19	94.64
52	2732.9	2497.1	374.6	235.8	86.29	90.56
55	3266.9	3187.2	796.8	438.2	75.61	86.25
57	3372.5	2980.4	360.8	360.8	89.30	87.89
59	3442.0	2972.6	352.0	117.3	89.77	96.05
62	3372.5	3254.9	274.5	156.9	91.86	95.18
64	3240.9	3021.9	656.9	525.5	79.73	82.61
66	3580.3	3186.9	314.8	275.4	91.21	91.36
69	2921.1	2447.4	355.3	236.8	87.84	90.32
72	3451.0	2745.1	235.3	156.9	93.18	94.29
73	4051.9	3194.8	467.5	311.7	88.46	90.24
76	3241.2	2893.9	617.4	385.9	80.95	86.67
78	3807.7	3153.8	346.2	538.5	90.91	82.93
80	3272.7	3000.0	311.7	233.8	90.48	92.21
83	3825.5	3221.5	443.0	402.7	88.42	87.50
85	3695.4	2980.1	198.7	198.7	94.62	93.33
87	2960.5	1697.4	236.8	276.3	92.00	83.72
91	3987.0	3635.2	508.1	312.7	87.25	91.40
94	4280.0	3720.0	640.0	640.0	85.05	82.80
98	4514.9	3960.4	633.7	554.5	85.96	86.00
100	3716.1	3212.9	116.1	77.4	96.88	97.59
101	4414.7	3893.0	521.7	441.5	88.18	88.66

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 3. REACTOR UASB: DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO

DIA	DQOt	DQOs	DQOt	DQOs	% DE REMOCION	
	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	DQOt	DQOs
	INFLUENTE		EFLUENTE			
104	4198.0	3841.6	277.2	277.2	93.40	92.78
107	4416.9	3713.4	1954.4	1915.3	55.75	48.42
112	4349.5	3611.7	1126.2	1048.5	74.11	70.97
114	2431.9	2152.8	837.2	637.9	65.57	70.37
119	1425.7	871.3	554.5	356.4	61.11	59.09
128	3830.6	2814.3				
129	1589.4	1271.5	238.4	235.0	85.00	81.52
135	2174.5	1852.3	724.8	684.6	66.67	63.04
136	1663.4	1386.1	435.0	396.0	73.85	71.43
140	2240.5	1815.8	552.6	473.7	75.33	73.91
142	1284.3	1083.6	240.8	200.7	81.25	81.48
146	1548.2	1157.6	694.5	540.2	80.53	60.33
148	986.8	789.5	394.7	315.8	75.03	60.00
154	2384.6	2153.8	1076.9	800.0	70.37	62.86
157	2160.0	1200.0	560.0	400.0	74.07	66.67
162	2618.9	1329.0	351.8	312.7	86.57	76.47
167	2757.3	1359.2	310.7	233.0	88.73	82.86
174	2400.0	1366.2	369.2	332.3	84.62	75.68

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 3. REACTOR UASB: pH, ALCALINIDADES, ALFA

DIA	mgCaCO ₃ /l				ALFA	mgCaCO ₃ /l			
	pH	pH 5.75	pH 4.3			pH	pH 5.75	pH 4.3	ALFA
	INFLUENTE					EFLUENTE			
1	7.60	561.1	1594.0		0.65				
2	7.11	561.1	1694.0		0.33	7.43	852.4	2052.5	0.40
3						7.63	1230.1	2460.1	0.50
4						7.70	1553.8	2729.9	0.56
5	7.30	259.0	776.9		0.33	7.55	1014.3	1845.1	0.54
6	7.29	237.4	798.5		0.29	7.62	1186.9	2006.9	0.59
7	7.37	265.8	820.0		0.32	7.50	992.7	1672.5	0.59
8	7.49	259.0	874.0		0.29	7.42	798.5	1413.5	0.56
9	7.52	539.5	1424.3		0.37	7.27	820.0	1596.9	0.51
10	7.25	496.3	1338.0		0.37	7.18	863.2	1737.2	0.49
11	7.02	582.7	1758.8		0.33	7.30	1111.4	1866.7	0.59
12	7.30	561.0	1596.9		0.35	7.15	949.5	1974.6	0.48
13						7.33	1294.8	2071.7	0.62
14	7.15	489.7	1479.6		0.33	7.12	1187.9	2104.8	0.56
15						7.34	1198.3	2125.7	0.56
18						7.36	1250.4	2156.9	0.57
19						7.60	1114.9	2094.4	0.53
20						7.12	1062.8	2167.4	0.49
21						7.53	1802.7	2521.6	0.71
22						7.27	1458.8	2396.6	0.60
23						7.25	1271.2	2229.9	0.57
24						7.22	1240.0	2219.5	0.55
25						7.54	1646.4	2344.5	0.70
26						7.25	1062.8	1500.5	0.70
27						7.27	858.6	1187.9	0.72
28	6.65	104.2	458.5		0.22	7.02	625.2	885.7	0.70
29						6.21	521.0	750.2	0.69
30	7.08	187.6	448.1		0.40	7.02	521.0	708.6	0.73
31	7.10	177.1	479.3		0.36	6.86	468.9	708.6	0.65
32	7.23	239.7	573.1		0.41	6.95	562.7	760.7	0.70
33	7.15	229.2	583.5		0.39	7.05	583.5	760.7	0.76
34	7.11	218.8	562.7		0.38	7.03	562.7	771.1	0.72
35	7.00	208.4	604.4		0.34	6.97	573.1	823.2	0.69
36	7.03	177.1	562.7		0.31	7.03	593.9	771.1	0.77
38	7.11	157.1	565.4		0.27	7.03	544.4	732.9	0.74
39	6.20	146.6	869.0		0.16	6.93	795.7	1151.7	0.69
40	6.32	188.5	879.5		0.21	6.90	910.9	1319.2	0.64
41	6.43	209.4	879.5		0.23	7.01	963.2	1361.1	0.70
42	6.44	230.3	963.2		0.23	6.96	1047.0	1444.9	0.72
43	6.36	209.0	910.9		0.22	6.97	1057.5	1413.5	0.74
44	6.46	230.3	994.7		0.23	7.03	1183.1	1486.7	0.79
45	6.17	178.0	963.2		0.18	7.00	1109.8	1486.7	0.74

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 3. REACTOR UASB: pH, ALCALINIDADES, ALFA

DIA	mgCaCO3/1				ALFA	mgCaCO3/1			
	pH	INFLUENTE				pH	EFLUENTE		
		pH 5.75	pH 4.3			pH 5.75	pH 4.3		
46	6.50	219.9	900.4	0.24	7.10	1036.5	1465.8	0.70	
47	6.29	198.9	942.3	0.21	6.99	1057.5	1502.7	0.70	
48	6.50	230.3	984.2	0.23	7.07	1067.4	1465.8	0.72	
49	6.39	209.4	942.3	0.22	7.08	1109.8	1497.2	0.74	
50	6.30	198.9	921.4	0.21	7.13	1026.1	1476.3	0.69	
51	6.64	282.7	973.7	0.29	7.11	1067.9	1507.7	0.70	
52	6.39	188.5	879.5	0.21	7.02	1214.5	1654.3	0.73	
53	6.42	230.3	942.3	0.24	6.97	1047.0	1423.9	0.73	
54	5.14				6.83	837.6	1172.6	0.71	
55	5.30				6.64	785.3	1099.3	0.71	
56	5.17				6.64	732.9	1109.8	0.66	
57	5.24				6.65	743.4	1109.8	0.66	
58	5.60				6.65	879.5	1225.0	0.71	
59	5.62				6.87	879.5	1455.3	0.64	
60	5.36				6.66	963.2	1319.2	0.73	
61	5.88				6.81	731.8	1319.2	0.70	
62	5.84				6.80	921.4	1319.2	0.69	
63	6.09	115.2	816.7	0.14	6.86	910.9	1266.9	0.71	
64	5.81				6.86	952.8	1298.2	0.73	
65	5.82				6.83	1005.1	1340.2	0.75	
66	6.08	136.1	910.9	0.14	6.85	1067.9	1382.0	0.77	
67	5.80	31.4	890.0	0.03	6.91	1015.6	1413.4	0.71	
69	6.18	146.6	963.2	0.15	7.07	1193.6	1507.7	0.79	
70	5.97				7.00	1032.9	1349.1	0.76	
71	6.01	105.4	895.9	0.11	7.10	1054.0	1370.2	0.76	
72	5.43				6.94	1020.3	1317.5	0.77	
73	5.60				6.99	1001.3	1349.1	0.74	
74	5.81				6.95	1033.0	1391.3	0.74	
75	5.83				6.93	1148.9	1496.7	0.76	
76	6.14	189.7	1085.6	0.17	6.98	1191.0	1602.1	0.74	
77	6.40				7.02	1243.7	1623.2	0.76	
78	6.44	295.1	1212.1	0.24	7.10	1317.5	1739.1	0.75	
79	6.60	411.1	1328.0	0.30	7.07	1285.9	1686.4	0.76	
80	6.39	316.2	1127.8	0.28	7.11	1285.9	1749.6	0.73	
81	6.46	295.1	1117.2	0.26	7.06	1307.0	1749.6	0.74	
82	6.44	295.1	1159.4	0.25	7.03	1370.2	1770.7	0.77	
83	6.08	147.6	1043.5	0.14	7.05	1307.0	1718.0	0.76	
84	6.87	411.1	1212.1	0.33	7.13	1306.4	1739.1	0.75	
85	6.40	316.2	1159.4	0.27	7.08	1422.9	1844.5	0.77	
86	6.38	295.1	1106.7	0.26	7.16	1349.1	1770.7	0.76	
87	6.18	137.0	853.7	0.16	7.03	1227.8	1517.8	0.74	

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 3. REACTOR UASB: pH, ALCALINIDADES, ALFA

DIA	mgCaCO3/l				ALFA	mgCaCO3/l			
	pH	pH 5.75	pH 4.3			pH	pH 5.75	pH 4.3	
	INFLUENTE					EFLUENTE			
88	5.44					7.10	1022.4	1475.6	0.69
89						6.98	1127.8	1422.9	0.79
90	5.07					6.74	927.5	1444.0	0.64
91	5.18					6.95	1054.0	1475.6	0.71
92						7.00	1254.3	1602.1	0.78
93	5.63					7.01	1201.6	1581.0	0.76
94						7.09			
97	6.11	200.3	1201.6	0.16		7.03	1496.7	1939.4	0.77
98	6.01	105.4	1096.2	0.09		7.05	1444.0	1897.2	0.76
99	6.01	137.0	1159.0	0.11		7.01	1401.8	1834.0	0.76
100	6.05	168.6	1212.1	0.13		7.05	1370.2	1802.3	0.76
101						7.15	1454.5	1865.6	0.78
102	5.71					6.95	1349.1	1749.6	0.77
103	5.97	105.4	1201.6	0.08		7.08	1517.8	1886.7	0.80
104	5.89	63.2	1085.6	0.05		6.93	1328.0	1791.8	0.74
105	5.23					6.83	1096.2	1496.7	0.73
106						5.34			0.73
107	5.01					5.39			
108	5.01					6.30	358.4	1075.1	
111						7.02	1096.2	1538.8	0.71
112						5.57			
113						6.47	4953.4	1117.2	0.44
114						6.63	550.6	1159.4	0.48
115						6.88	632.4	1159.4	0.54
116						7.15	822.1	1264.8	0.65
117						6.28	253.0	1022.4	0.24
118						6.91	788.4	1307.0	0.60
119						7.25	1117.3	1422.9	0.78
120						6.93	998.1	1307.0	0.71
121						6.28	368.9	969.7	0.38
122						6.88	959.1	1233.2	0.77
123						6.80	822.1	1117.2	0.73
124						6.34	432.1	1022.4	0.42
125						7.08	1085.6	1422.9	0.76
126						6.02	126.5	832.7	0.15
127						7.00	917.0	1254.3	0.73
128						5.86	421.6	716.7	
129						6.12	168.6	748.3	0.22
130						6.90	790.5	1117.2	0.70
131						6.56	432.1	906.4	0.47
132						6.56	432.1	906.4	0.47
133						6.71	537.5	969.7	0.55

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 3. REACTOR UASB: pH, ALCALINIDADES, ALFA

DIA	mgCaCO ₃ /l				ALFA	mgCaCO ₃ /l			
	pH	pH 5.75	pH 4.3			pH	pH 5.75	pH 4.3	ALFA
	INFLUENTE					EFLUENTE			
134	5.66					5.86	63.2	548.1	0.11
135						6.70	453.2	790.5	0.57
136	6.45	147.6	487.8	0.30		6.40	242.4	621.9	0.38
137						6.83	548.1	801.0	0.68
138						6.48	284.6	664.0	0.42
139						6.79	632.4	843.2	0.75
140	6.44	168.6	537.5	0.31		6.53	347.8	706.2	0.49
141						6.87	632.4	832.7	0.75
142						6.75	421.6	664.0	0.63
143						6.64	379.4	600.8	0.63
144						6.60	305.7	537.5	0.56
145						6.84	379.4	548.1	0.69
146	6.33	147.6	438.5	0.34		6.63	326.7	558.6	0.58
147	6.23	105.4	505.9	0.20		6.71	453.8	611.3	0.74
148						6.73	463.8	632.2	0.73
149						6.76	474.3	653.5	0.72
150						6.73	495.4	769.4	0.64
152						6.90	674.6	874.8	0.77
154						7.00	685.1	917.0	0.74
155	6.42	179.2	600.8	0.29		6.85	611.3	843.2	0.72
156						6.50	379.4	685.1	0.55
157						6.21	189.7	484.8	0.39
158						6.66	400.5	569.2	0.70
159						6.38	284.6	532.5	0.52
160						6.52	379.4	548.1	0.69
161						6.45	347.8	558.6	0.62
162						6.42	295.1	569.2	0.51
163						6.60	474.3	632.4	0.75
164	5.64					6.40	316.2	611.3	0.51
165						6.77	474.3	674.6	0.70
166						6.51	400.5	642.9	0.62
167	5.65					6.47	358.4	590.2	0.60
168						6.43	358.4	611.3	0.58
169						6.47	381.8	621.8	0.61
170						6.43	370.9	610.9	0.60
171						6.52	370.9	600.0	0.61
172	5.65					6.49	392.7	600.0	0.65
173						6.38	370.9	730.9	0.50
174	5.73					6.40	370.9	621.8	0.58

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 3. REACTOR UASB: BIOGAS

DIA	BIOGAS ml	CH4 %	CO2 %	DIA	BIOGAS ml	CH4 %	CO2 %
2		44.83		47	7575	78.61	14.25
3	950	74.09		48	8364	76.84	12.25
4	1000	80.88		49	7575	76.56	12.25
5	1130	79.84		50	1736	77.72	10.25
6	1130	82.07		51	9000	76.56	10.67
7	1130	82.82		52	8640	74.64	11.79
8	1960	86.91		53	8640	74.67	10.98
9	2380	82.07	4.25	54	19253	65.99	28.97
10	2380	84.68	4.25	55	23672	71.95	33.70
11	2000	81.33	2.49	56	13300	69.68	26.13
12	2580	76.11	12.19	57	18800	64.83	20.45
13	2420	84.31	5.13	58	20500	64.83	22.97
14	2560	82.82	9.55	59	20550	67.72	20.45
15	300	82.82		60	22820	57.38	23.61
18	1600	82.82	2.93	61	20150	65.59	22.19
19	4500	85.80		62	16670	64.83	21.72
20		79.84	13.07	63	22430	68.40	22.03
21	6550	86.17	2.49	64	19480	71.98	24.97
22	6550	80.96	9.55	65	16140	65.10	23.17
23	6550	80.96	11.31	66	21430	67.72	24.87
24		80.90	13.96	67	16950	70.34	26.76
25	6800	86.32	0.90	68	20100		
26	720			69	5750	69.56	24.87
27	3750	84.31		70	17140	68.51	23.61
28	5200	82.82		71	16960	68.51	
29	5250	83.21	0.26	72	21800	64.97	26.76
30	4150	82.19	1.01	73	24370	64.31	24.37
31	4600	85.10	1.01	74	17980	66.15	24.24
32	4600	86.79	1.20	75	17980	66.54	20.14
33	5050	80.66	0.63	76	11710	81.10	26.76
34	5050	85.00	0.63	77	17370	74.67	
35	5050	87.81	1.52	78	22500	74.67	22.03
36	4734	83.21		79	18910	79.66	23.92
37	5365	85.25		80	18700	77.29	21.56
38	4261	82.32		81	22800	72.44	20.14
39	8364	78.10	12.88	82	19550	69.16	17.77
40	10415	78.10	12.25	83	21320	76.51	24.24
41	10416	75.57	9.28	84	21500	77.69	21.72
42	10100	72.74	9.85	85	20390	74.54	19.82
43	8837	74.27		86	17710	71.66	21.56
44	7256	73.04	15.19	87	22240	73.65	21.53
45	8222	76.02	13.82	88	21390	67.72	28.66
46	8522	78.73	14.14	89	23200	67.72	26.76

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 3. REACTOR UASB: BIOGAS

DIA	BIOGAS ml	CH4 %	CO2 %	DIA	BIOGAS ml	CH4 %	CO2 %
90	19930		31.18	135	1800	69.37	40.32
91	17790	70.08	29.60	136	2540	66.84	15.10
92	17340	64.31	26.76	137	3340	79.22	9.14
93	25840	65.62	26.76	138	2300	69.11	15.95
94	24490	60.77	22.16	139	2700	75.90	8.45
97	23000	71.79	25.66	140	3300	75.82	13.77
98	23280	72.00	26.27	141	2330	77.36	7.84
99	26380	73.75	27.57	142	3650	78.69	11.18
100	21860	73.23	28.63	143	3800	76.03	13.91
101	26000	69.56	27.45	144	3920	79.76	10.50
102	19090	70.08	28.04	145	3080	76.83	10.50
103	26135	67.46	25.68	146	4600	80.69	11.35
104	26130	74.02	31.57	147	3490	83.62	11.52
105	20880	62.21	30.69	148	3410	78.43	7.09
106	1790			149	4750	82.69	9.82
107	9190	48.16	58.05	150	4880	76.03	12.03
108	4920	68.25	24.80	151	4870		
111	1950	71.39	20.97	152	4870	68.04	5.56
112	14500	43.07	47.46	153	3640		
113	1950	63.79	36.57	154	3640	77.76	4.88
114	100	67.34	24.36	155	4580	78.29	7.77
115	3270	75.62	9.78	156	9100	62.32	25.84
116	3270	82.30	2.96	157	2710	63.12	25.50
117	6730	65.74	30.72	158	4190	64.45	7.60
118	2000	83.77	5.59	159	5200	67.78	26.18
119	6610	77.23	2.03	160	3530	67.78	14.08
120	1420	72.42	19.08	161	5170	67.51	21.75
121	6420	71.88	19.08	162	5530	64.85	22.43
122	8390	64.40	37.69	163	7230	71.77	20.90
123	6780	72.95	21.26	164	2070	68.04	20.38
124	8340	57.85	32.89	165	3070	75.50	7.77
125	6880	74.29	7.92	166	5550	58.59	17.66
126	3750	54.24	40.80	167	10310	72.17	17.66
127	3750	75.36	12.26	168	4790	78.03	24.82
128	5400	47.81	41.69	169	8050	71.50	19.36
129	2800	59.79	28.70	170	8150	72.57	21.41
130	3200	67.24	5.22	171	8340	75.50	25.16
131	7100	49.46	34.56	172	8370	75.50	21.41
132	3100	64.45	11.18	173	8540	72.84	20.64
133	2220	66.58	10.16	174	7950	71.00	2

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 3. REACTOR UASB: SOLIDOS TOTALES

DIA	INFLUENTE					EFLUENTE				
	ST mg/l	STV mg/l	STV %	STF mg/l	STF %	ST mg/l	STV mg/l	STV %	STF mg/l	STF %
29	1528	800	52.35	728	47.64	1016	232	22.83	784	77.16
31	1652	1008	61.01	674	40.79	956	340	35.56	616	64.43
34	1560	110	7.05	460	29.48	1060	604	56.98	456	43.01
36	1632	848	51.96	784	48.03	1188	412	34.68	776	65.31
38	1740	952	54.71	788	45.28	1156	472	40.83	604	52.24
41	1852	488	26.34	1364	73.65	2036	436	21.41	1300	63.85
43	2896	1548	53.45	1348	46.54	1788	404	22.59	1384	77.40
45	2908	1524	52.40	1384	47.59	1948	596	30.59	1352	69.40
48	2876	1548	53.83	1328	46.17	1832	464	25.32	1368	74.67
50	3012	1476	49.00	1536	50.99	1932	432	22.36	1500	77.63
52	2888	1444	50.00	1444	50.00	1796	356	19.82	1440	80.17
55	3132	1936	61.81	1196	38.18	1724	380	22.04	1344	77.95
57	3256	2028	62.28	1228	37.71	1588	396	24.93	1192	75.06
59	3152	1896	60.15	1256	39.84	1904	596	31.30	1308	68.69
62	3252	1816	55.84	1436	44.15	1852	460	24.83	1392	75.16
64	3180	1700	53.45	1480	46.54	1888	392	20.76	1496	79.23
66	3176	1812	57.05	1364	42.94	1768	436	24.66	1352	76.47
69	2904	1576	54.26	1328	45.73	1768	340	19.23	1428	80.76
71	3056	1716	56.15	1340	43.84	1724	352	20.41	1372	79.58
73	3464	2104	60.73	1360	39.26	1772	396	22.34	1376	77.65
76	3936	2236	56.80	1700	43.19	2112	548	25.94	1564	74.05
78	4504	2504	55.59	2000	44.40	2260	480	21.23	1780	78.76
80	3836	2020	52.65	1816	47.34	2252	576	25.57	1676	74.42
83	5126	3842	74.95	1284	25.04	2248	848	37.72	1400	62.27
85	4060	2100	51.72	1960	48.27	2408	540	22.42	1868	77.57
87	3884	1080	27.80	2804	72.19	2112	408	19.31	1740	82.38
90	3716	2120	57.05	1596	42.94	2188	552	25.22	1636	74.77
94	4068	2296	56.44	1772	43.55	2276	572	25.13	1704	74.86
98	4304	2316	53.81	1988	46.18	2268	412	18.16	1956	86.24
101	4168	2196	52.68	1976	47.40	2440	536	21.96	1904	78.03
104	4304	2324	53.99	1980	46.00	2432	388	15.95	2044	84.04
107	3844	2708	70.44	1163	30.25	2548	1120	43.95	1428	56.04
112	3760	2716	72.23	1044	27.76	2304	1108	48.09	1196	51.90
134	1868	1164	62.31	704	37.68	1592	652	40.95	940	59.04
136	1976	1272	64.37	704	35.62	1464	644	43.98	820	56.01
140	2000	1176	58.80	824	41.20	1228	432	34.17	796	64.82
143	1468	876	59.67	592	40.32	1272	524	41.19	748	58.80
146	1452	820	56.47	632	43.52	1116	460	41.21	656	58.78
148	1908	1116	58.49	792	41.50	1004	604	60.15	400	39.84
155	2068	1256	60.73	812	39.26	1332	464	34.83	868	65.16
157	2596	1844	71.03	752	28.96	1204	584	48.50	620	51.49
161	2088	1320	63.21	768	36.78	1052	344	32.69	708	67.30
174	1924	1248	64.86	676	35.13	1028	432	42.02	596	57.97

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 3. REACTOR UASB: SOLIDOS SUSPENDIDOS

DIA	SST	SSV	SSV	SSF	SSF	SST	SSV	SSV	SSF	SSF
	mg/l	mg/l	‰	mg/l	‰	mg/l	mg/l	‰	mg/l	‰
INFLUENTE					EFLUENTE					
29	176	172	97.72	4	2.27	52	48	92.30	4	7.69
31	372	320	86.02	52	13.97	20	12	60.00	8	40.00
34	168	120	71.42	48	28.57	32	8	25.00	24	75.00
36	124	80	64.51	44	35.48	120	96	80.00	24	20.00
38	356	288	80.89	68	19.10	44	32	72.72	12	27.27
41	60	40	66.66	20	33.33	356	332	93.25	24	6.74
43	232	224	96.55	8	3.44	48	44	91.66	4	8.33
45	188	164	87.23	24	12.76	52	44	84.61	8	15.38
48	360	268	74.44	32	8.88	88	84	95.45	4	4.54
50	256	216	84.37	40	15.65	76	48	63.15	28	36.84
52	288	272	94.44	16	5.55	76	28	36.84	48	63.15
55	464	300	64.65	164	35.34	156	80	51.28	76	48.71
57	624	536	85.89	88	14.10	76	64	84.21	12	15.78
59	216	192	88.88	24	11.11	64	28	43.75	36	56.25
62	380	332	87.36	48	12.63	44	36	81.81	8	18.18
64	240	180	75.00	60	25.00	76	56	73.68	20	26.31
66	200	184	92.00	16	8.00	60	40	66.66	20	33.33
69	216	192	88.88	24	11.11	56	36	64.28	20	37.71
71	204	180	88.23	24	11.76	200	192	96.00	8	4.00
73	896	748	83.48	148	16.51	68	36	52.94	32	47.05
76	848	728	85.84	120	14.15	44	36	81.81	8	18.18
78	788	644	81.72	144	18.27	76	68	89.47	8	10.52
80	440	364	82.72	76	17.27	72	56	77.77	16	22.22
83	604	528	87.41	46	12.58	48	32	66.66	16	33.33
85	828	688	83.09	140	16.90	72	52	72.22	20	27.77
87	868	780	89.86	88	10.13					
90	248	220	88.70	28	11.29	112	76	67.85	36	32.14
94	376	312	82.97	24	6.38	76	48	63.15	28	36.84
98	140	124	88.57	16	11.42	68	52	76.47	16	23.52
101	356	328	92.13	28	7.86	96	80	83.33	16	16.66
104	192	184	95.83	8	4.16	88	80	90.90	8	9.09
107	720	670	93.05	44	6.11	108	100	92.59	8	7.40
112	332	312	93.97	20	6.02	160	152	95.00	8	5.00
134	420	384	91.42	36	8.57	160	148	92.50	12	7.50
136	156	152	97.43	4	2.56	240	232	96.66	8	3.33
140	216	212	98.14	4	1.85	164	160	97.56	4	2.43
143	140	108	77.14	32	22.85	108	76	70.37	32	29.62
146	160	152	95.00	8	5.00	88	88	100.00	0	0.00
148	56	44	78.57	12	21.42	68	64	94.11	4	5.88
155	172	140	81.39	32	18.60	48	44	91.66	4	8.33
157	236	231	97.88	5	2.11	48	44	91.66	4	8.33
161	280	224	80.00	56	20.00	44	36	81.81	8	18.18
174	548	512	93.43	4	0.72	40	36	90.00	4	10.00

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 3. REACTOR UASB: EFICIENCIA DE REMOCION DE SOLIDOS

DIA	ST	STV	STP	SST	SSV	STF
29	33.51	71.00	-7.69	70.45	72.09	0.00
31	42.13	66.27	8.61	94.62	96.25	84.62
34	32.05		0.87	80.95	93.33	50.00
36	27.21	51.42	1.02	3.23	-20.00	45.45
38	33.56	50.42	23.35	87.64	88.89	82.35
41	-9.94	10.66	4.69		-730.00	-20.00
43	38.26	73.90	-2.67	79.31	80.36	50.00
45	33.01	60.89	2.31	72.34	73.17	66.67
48	36.30	70.03	-3.01	75.56	68.66	87.50
50	35.86	70.73	2.34	70.31	77.78	30.00
52	37.81	75.35	0.28	73.61	89.71	-200.00
55	44.96	80.37	-12.37	66.38	73.33	53.66
57	51.23	80.47	2.93	87.82	88.06	86.36
59	39.59	68.57	0.00	70.37	85.42	-50.00
62	43.05	74.67	3.06	88.42	89.16	83.33
64	40.63	76.94	-1.08	68.33	68.89	66.67
66	44.33	75.94	0.88	70.00	78.26	-25.00
69	39.12	78.43	-7.53	74.07	81.25	16.67
71	43.59	79.49	-2.39	1.96	-6.67	66.67
73	48.85	81.18	-1.18	92.41	95.19	78.38
76	46.34	75.49	8.00	94.81	95.05	93.33
78	49.82	80.83	11.00	90.36	89.44	94.44
80	41.29	71.49	7.71	83.64	84.62	78.95
83	56.15	77.93	-9.03	92.05	93.94	65.22
85	40.69	74.29	4.69	91.30	92.44	85.71
87	45.62	62.22	37.95	100.00	100.00	100.00
90	41.12	73.96	-2.51	54.84	65.45	-28.57
94	44.05	75.09	3.84	79.79	84.62	-16.67
98	47.30	82.21	1.61	51.43	58.06	0.00
101	41.46	75.59	3.64	73.03	75.61	42.86
104	43.49	83.30	-3.23	54.17	56.52	0.00
107	33.71	58.64	-22.79	85.00	85.07	81.82
112	38.72	59.20	-14.56	51.81	51.28	60.00
134	14.78	43.99	-33.52	61.90	61.46	66.67
136	25.91	49.37	-16.48	-53.85	-52.63	-100.00
140	38.60	63.27	3.40	24.07	24.53	0.00
143	13.35	40.18	-26.35	22.86	29.63	0.00
146	23.14	43.90	-3.80	45.00	42.11	100.00
148	47.38	45.88	49.49	-21.43	-45.45	66.67
155	35.59	63.06	-6.90	72.09	68.57	87.50
157	53.62	68.33	17.55	79.66	80.95	20.00
161	49.62	73.94	7.81	84.29	83.93	85.71
174	46.57	65.38	11.83	92.70	92.97	0.00

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 3. REACTOR UASB: NITROGENO

DIA	N-TOTAL	N-NH4	N-org	N-TOTAL	N-NH4	N-org
	mg/l	mg/l	mg/l		mg/l	mg/l
	INFLUENTE			EFLUENTE		
30	56.0	9.1	46.9	78.4	25.9	52.5
37	44.8	26.8	18.0	44.8	39.2	5.6
44	168.0	51.0	117.0	123.2	61.5	61.7
51	72.8	34.5	38.3	72.8	54.3	18.5
58		10.9			14.1	
65	106.4	10.0	96.4	89.6	13.3	76.3
72	201.6	20.8	180.8	145.6	21.7	123.9
79	224.0	37.0	187.0	128.8	35.0	93.8
86	145.6	39.2	106.4	156.8	54.8	102.0
93		20.8			35.0	
100		14.8			20.9	
114	168.0			112.0		
136	179.2	23.7	155.5	184.8	59.3	125.5
142	78.4	11.3	67.2	162.4	18.1	144.3
150	72.8	22.6	50.2	67.2	39.1	28.1
156	168.0	32.3	135.7	201.6	32.4	169.2
171	291.2	9.5	281.7	212.8	20.5	192.3

RESULTADOS EXPERIMENTALES. ETAPA 3. REACTOR UASB: CARACTERISTICAS DE LOS LODOS

DIA	SST mg/l	SSV mg/l	SSV %	SSF mg/l	SSF %
0	114500	52050	45.46	62450	54.54
70	44360	34520	77.82	9840	22.18
106	67450	62720	92.99	4730	7.01
139	29913	25113	83.95	4800	16.05
174	25970	21610	83.21	4360	16.79

DIA	IVL ml/g	Vs m/h	DIAMETRO DE GRANO mm
0	16.15	1.13	1.13
70	22.54	2.66	1.02
106	14.82	5.17	1.20
139	36.67	4.64	1.23
174	32.73	6.49	1.43

DIA	ACTIVIDAD METANOGENA AL		
	ACETICO	PROPIONICO	BUTIRICO
	gDQO-CH ₄ /gSSV.d		
0	0.29	0.25	0.26
70	1.59	1.22	1.12
106	0.65	0.60	0.46
139	0.15	0.11	0.25
174	0.41	0.43	0.39