



01177
16
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO
EN INGENIERÍA

CAMPO DEL CONOCIMIENTO: INGENIERÍA AMBIENTAL

EFFECTO DE LA CARGA ORGÁNICA SOBRE
LA FERMENTACIÓN ANAEROBIA DE
AGUA RESIDUAL MUNICIPAL

T E S I S

QUE PRESENTA:

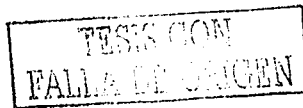
JUAN IGNACIO PÉREZ RAMÍREZ
PARA OBTENER EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA

DIRECTOR:

DR. SIMÓN GONZÁLEZ MARTÍNEZ

MÉXICO, D.F.

2003



2



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

EFFECTO DE LA CARGA ORGÁNICA SOBRE LA FERMENTACIÓN ANAEROBIA DE AGUA RESIDUAL MUNICIPAL

CONTENIDO

	Página
RESUMEN	11
1 INTRODUCCIÓN	12
1.1 TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS PARA LAS AGUAS RESIDUALES	13
1.1.1 Sistemas con biomasa suspendida	14
1.1.2 Sistemas con película biológica	14
1.1.3 Sistemas de lodo granular anaerobio	14
1.2 IMPORTANCIA DE LA FERMENTACIÓN ANAEROBIA DE AGUA RESIDUAL	15
1.3 OBJETIVO Y ALCANCE	17
1.3.1 Objetivo general	17
1.3.2 Alcance	17
2 FERMENTACIÓN ANAEROBIA DE LAS AGUAS RESIDUALES	18
2.1 HIDRÓLISIS Y FERMENTACIÓN	19
2.2 HIDRÓLISIS DE POLÍMEROS	20
2.2.1 Hidrólisis de polisacáridos	21
2.2.2 Hidrólisis de proteínas	22
2.2.3 Hidrólisis de lípidos	22
2.3 TIPOS DE FERMENTACIONES	22
2.3.1 Fermentación de monosacáridos	23
2.3.2 Fermentación propiónica	23
2.3.3 Fermentación butírica	24

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

2.3.4	Fermentación de aminoácidos	24
2.3.5	Fermentación etanólica	24
2.4	FACTORES QUE INFLUYEN SOBRE LA FERMENTACIÓN ANAEROBIA	24
2.4.1	Carga orgánica	25
2.4.2	Características bioquímicas del agua residual	25
2.4.3	Tamaño de las partículas suspendidas en el agua residual	26
2.4.4	Concentración de enzimas hidrolíticas	26
2.4.5	Tiempo de retención celular	26
2.4.6	Tiempo de retención hidráulico	28
2.4.7	pH	29
2.4.8	Temperatura	31
2.4.9	Tóxicos e inhibidores	32
2.4.10	Nutrientes	32
2.5	LA FERMENTACIÓN ANAEROBIA COMO PRETRATAMIENTO	32
2.6	FERMENTACIÓN ANAEROBIA EN REACTORES DISCONTINUOS	33
3	REACTORES DISCONTINUOS	35
3.1	CARACTERISTICAS DE LOS REACTORES DISCONTINUOS	36
3.1.1	El ciclo y sus etapas	37
3.2	VENTAJAS DE LOS REACTORES DISCONTINUOS	38
4	METODOLOGÍA	39
4.1	REACTOR DISCONTINUO FERMENTADOR	39
4.2	CARACTERÍSTICAS DEL AGUA RESIDUAL	41
4.3	PLAN GENERAL DE EXPERIMENTACIÓN	42
4.4	CONDICIONES DE ARRANQUE Y OPERACIÓN	42
4.4.1	Puesta en marcha	42
4.4.2	Experimentación	44
4.5	PLAN DE MUESTREO	44
4.6	ANÁLISIS DEL AGUA RESIDUAL	45

	Página
4.7 OTROS PARÁMETROS	46
5 RESULTADOS Y DISCUSIÓN	47
5.1 PUESTA EN MARCHA DEL FERMENTADOR	48
5.1.1 Carga orgánica y sólidos suspendidos en el licor mezclado	48
5.1.2 Sólidos suspendidos totales y volátiles	49
5.1.2.1 Sólidos suspendidos en influente y efluente	50
5.1.2.2 Remoción de sólidos suspendidos	51
5.1.3 DQO	52
5.1.3.1 DQO en influente y efluente	52
5.1.3.2 Remoción de DQO	53
5.1.4 pH y temperatura en influente y efluente	54
5.2 COMPORTAMIENTO DURANTE EL PERIODO EXPERIMENTAL	55
5.2.1 Características del agua residual	55
5.2.2 Carga orgánica	56
5.2.3 Sólidos suspendidos en el licor mezclado	57
5.2.4 Sólidos suspendidos totales y volátiles	58
5.2.5 DQO	59
5.2.6 Acidos Grasos Volátiles (AGV)	61
5.2.6.1 AGV totales en el efluente	61
5.2.6.2 Especies de AGV en el efluente	62
5.2.6.3 Porcentajes de ácidos acético y propiónico respecto a los AGVT	64
5.2.7 Grado de acidificación	65
5.2.8 pH	66
5.2.9 Temperatura	67
5.2.10 Tiempo de retención celular	68
5.2.11 Coeficiente de rendimiento	70
5.2.12 Índice volumétrico de lodos	70
5.3 LA FERMENTACIÓN DURANTE LOS CICLOS REPRESENTATIVOS	72
5.3.1 Cargas orgánicas puntuales	72

5.3.2	Sólidos suspendidos	73
5.3.2.1	Remoción de sólidos suspendidos	74
5.3.2.2	Sólidos suspendidos en el licor mezclado	76
5.3.3	Demanda Química de Oxígeno (DQO)	77
5.3.3.1	DQO en influente y efluente	77
5.3.3.2	Remoción de DQO	78
5.3.3.3	DQO soluble en efluente	80
5.3.3.4	Comparación de la DQO soluble durante el proceso de fermentación	80
5.3.4	Acidos Grasos Volátiles (AGV)	82
5.3.4.1	AGV totales en el efluente	82
5.3.4.2	Comparación de los AGV durante el proceso de fermentación	84
5.3.4.3	Perfiles de AGV durante el proceso de fermentación	86
5.3.4.4	Porcentajes de ácidos acético y propiónico respecto a los AGVT	93
5.3.4.5	Grado de Acidificación	94
5.3.4.6	Tasa de producción de AGV	96
5.3.5	DQO soluble y AGV totales durante el proceso de fermentación	97
5.3.6	Relación de AGV totales y DQO soluble (%)	103
5.3.7	pH	104
5.3.8	Temperatura	108
5.3.9	Tiempo de retención celular	111
5.3.10	Coefficiente de rendimiento (Y_{obs})	113
5.3.11	Nitrógeno y fósforo	114
5.3.12	Índice volumétrico de lodos (IVL)	115
6	CONCLUSIONES	117
7	BIBLIOGRAFIA	118
	ANEXO	

FIGURAS

Núm.	Descripción	Página
2.1	Principales rutas metabólicas para la degradación de materia orgánica y producción de AGV	21
2.2	Rutas metabólicas posibles para la fermentación de carbohidratos	23
4.1	Diagrama del fermentador	40
5.1	Valores de la carga orgánica diaria	48
5.2	Sólidos suspendidos totales diarios	49
5.3	Sólidos suspendidos volátiles diarios	50
5.4	Remoción de sólidos suspendidos	51
5.5	Sólidos suspendidos diarios en el reactor	51
5.6	Demanda química de oxígeno total diaria	52
5.7	Demanda química de oxígeno soluble diaria	53
5.8	Remoción de DQO	54
5.9	Ácidos grasos volátiles totales diarios	62
5.10	Especies de AGV en el efluente	63
5.11	Grado de acidificación	65
5.12	pH diario	66
5.13	Temperatura diaria	67
5.14	Tiempo de retención celular diario	68
5.15	Producción de lodos diaria	69
5.16	Índice volumétrico de lodos	71
5.17	Cargas orgánicas puntuales	73
5.18	Sólidos suspendidos en influente y efluente	74
5.19	Remoción de sólidos suspendidos	75
5.20	Sólidos suspendidos en el licor mezclado	77
5.21	Demanda química de oxígeno en influente y efluente	78

Núm.	Descripción	Página
5.22	Remoción de DQO total y soluble	79
5.23	DQO soluble en la fermentación anaerobia durante ocho cargas orgánicas	81
5.24	AGV totales en el efluente	82
5.25	AGV en la fermentación anaerobia durante ocho cargas orgánicas	84
5.26	Perfiles de AGV: (a) y (b)	88
5.26	Perfiles de AGV: (c) y (d)	89
5.26	Perfiles de AGV: (e) y (f)	90
5.26	Perfiles de AGV: (g) y (h)	91
5.27	Grado de acidificación	95
5.28	Perfiles de DQO soluble y AGV: (a) y (b)	98
5.28	Perfiles de DQO soluble y AGV: (c) y (d)	99
5.28	Perfiles de DQO soluble y AGV: (e) y (f)	100
5.28	Perfiles de DQO soluble y AGV: (g) y (h)	101
5.29	Relación de AGV totales y DQO soluble	103
5.30	pH durante ocho ciclos de fermentación	105
5.31	Temperatura en ocho ciclos de fermentación	109
5.32	TRC en ocho ciclos de fermentación	111
5.33	Índice volumétrico de lodos	115

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

TABLAS

Núm.	Descripción	Página
4.1	Condiciones de operación del fermentador	44
4.2	Determinación del volumen de recambio	44
4.3	Tiempos de muestreo en un ciclo representativo de cada carga orgánica	45
5.1	Características del agua residual durante el periodo experimental	55
5.2	Cargas orgánicas experimentadas	56
5.3	Tasa de producción de AGV	96
A.1	Resultados generales de experimentación	
A.2	Concentraciones y porcentajes de acético y propiónico	
A.3	Experimento No. 1: Carga orgánica 1.37 kgDQO _T /kgSST·día	
A.4	Experimento No. 2: Carga orgánica 1.59 kgDQO _T /kgSST·día	
A.5	Experimento No. 3: Carga orgánica 0.96 kgDQO _T /kgSST·día	
A.6	Experimento No. 4: Carga orgánica 0.86 kgDQO _T /kgSST·día	
A.7	Experimento No. 5: Carga orgánica 0.74 kgDQO _T /kgSST·día	
A.8	Experimento No. 5: Carga orgánica 0.74 kgDQO _T /kgSST·día	
A.9	Experimento No. 7: Carga orgánica 0.38 kgDQO _T /kgSST·día	
A.10	Experimento No. 8: Carga orgánica 0.25 kgDQO _T /kgSST·día	

SIGLAS

AGV	Ácidos grasos volátiles
AGVT	Ácidos grasos volátiles totales
ATP	Adenosintrifosfato
CO ₂	Dióxido de carbono
DQO	Demanda química de oxígeno
DQO _s	Demanda química de oxígeno soluble
DQO _T	Demanda química de oxígeno total
IVL	Índice volumétrico de lodos
N-NH ₄	Nitrógeno del amonio
N-NO ₃	Nitrógeno de los nitratos
P-PO ₄	Fósforo de los fosfatos
SSLM	Sólidos suspendidos en el licor mezclado
SST	Sólidos suspendidos totales
SSV	Sólidos suspendidos volátiles
TRC	Tiempo de retención celular
TRH	Tiempo de retención hidráulico

RESUMEN

La carga orgánica, variable principal del experimento, define la relación existente entre la carga contaminante que se alimenta a un sistema para tratamiento y la biomasa que la consume y degrada. Para poder establecerla, se mantuvieron constantes la concentración de contaminante en el influente así como los volúmenes de recambio y total del reactor, siendo los sólidos suspendidos en el licor mezclado la variable que dio flexibilidad para obtener cada carga orgánica.

El experimento consistió en realizar la fermentación anaerobia del agua residual del influente de la planta para tratamiento de Ciudad Universitaria (UNAM) en un reactor discontinuo, con el propósito de determinar con cuál de las ocho cargas orgánicas experimentadas se lograría maximizar la conversión de contaminantes en el agua residual a ácidos grasos volátiles.

En la metodología se establecieron las condiciones bajo las que operó el fermentador anaerobio discontinuo.

El trabajo experimental se dividió en tres etapas para su análisis y discusión: Puesta en marcha, comportamiento durante el periodo experimental y la fermentación durante los ciclos representativos.

En la primera etapa, la puesta en marcha, se discute la información obtenida del monitoreo al sistema para pretratamiento, a partir del inicio de la alimentación de agua residual al fermentador que propició la generación paulatina de la biomasa. En la segunda etapa se analiza y discute la información global obtenida en torno al experimento. En la tercera etapa se eligió un ciclo representativo de 8 horas, el mismo para todas las cargas orgánicas experimentadas, para conocer el desarrollo de la fermentación y todas las variables implícitas en el proceso, durante un ciclo completo.

El seguimiento al proceso de fermentación anaerobia se mantuvo sin inconvenientes durante las primeras seis cargas orgánicas y posteriormente continuó una etapa de reestabilización después de la cual se manejaron las últimas dos cargas orgánicas, con las que el experimento concluyó.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

1. INTRODUCCIÓN

En la actualidad la contaminación de los cuerpos de agua aumenta cada día como consecuencia del desarrollo urbano e industrial. Por otra parte, también se siguen realizando investigaciones para desarrollar nuevas tecnologías que contribuyan a la solución del problema.

El tratamiento de las aguas residuales municipales e industriales ha adquirido importancia al comprenderse el efecto que puede causar sobre el ambiente el vertido de contaminantes a las corrientes naturales.

Entre los contaminantes que puede contener una corriente en la que se descargan aguas residuales municipales, industriales o agrícolas, se encuentran la materia orgánica biodegradable y no biodegradable, nutrientes como nitrógeno y fósforo, pequeñas concentraciones de metales pesados, derivados del petróleo, entre otros.

Al deterioro ambiental causado por el crecimiento urbano e industrial se debe que se hayan implementado normas que impulsan el tratamiento de las aguas residuales para disminuir el grado de contaminación en los cuerpos de agua afectados.

Para resolver este problema es necesario el uso de tecnologías adecuadas según el tipo de agua de que se trate, ya que la composición del agua es variable y los volúmenes que deben tratarse también.

1.1 TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS PARA LAS AGUAS RESIDUALES

El principal objetivo de los tratamientos biológicos para el agua residual es remover la fracción orgánica soluble que queda después de un tratamiento primario, los sólidos suspendidos y los nutrientes tales como NH_4 , NO_3 y PO_4 (Quasim, 1994).

Los tratamientos biológicos involucran la actividad de microorganismos, en contacto con el agua residual, de tal forma que éstos consuman las impurezas. Para que se pueda emplear un tratamiento biológico son necesarios la disponibilidad de poblaciones mixtas de microorganismos activos, sustrato, oxígeno, nutrientes y mantener condiciones ambientales favorables como la temperatura, el pH, tiempo suficiente de contacto, etc.

Entre los tratamientos biológicos para aguas residuales municipales que se emplean con más frecuencia, se pueden diferenciar tres tipos principales: los sistemas con biomasa suspendida, película biológica y lodo granular anaerobio.

1.1.1 Sistemas con biomasa suspendida

Los sistemas de tratamiento con biomasa suspendida son aquellos en los cuales los microorganismos permanecen en suspensión, convirtiendo la materia orgánica en nuevo material celular, que posteriormente remueven del sistema mediante sedimentación u otros procesos físicos. El proceso más común es el de lodos activados. En este sistema los microorganismos son mezclados con el agua residual de la que obtiene la materia orgánica para alimentarse; se agrupan formando flóculos que se conocen como lodos activado. Posteriormente se realiza la sedimentación para separar los sólidos suspendidos del agua tratada, de los cuales una parte es reciclada al tanque de aireación para mantener la concentración de microorganismos en el licor mezclado mientras que los lodos excedentes son purgados.

1.1.2 Sistemas con película biológica

La población activa de microorganismos se desarrolla sobre un medio sólidos, que puede ser piedra o un material sintético como el plástico; la remoción de la materia orgánica se lleva a cabo cuando el agua residual entra en contacto con la biopelícula.

Existen dos procesos que son los más conocidos dentro de esta clasificación: Los filtros percoladores y los discos rotatorios biológicos. El filtro percolador consiste en un lecho poco profundo formado por un medio sumamente permeable al que se adhieren los microorganismos y a través del cual percola el agua residual y circula el aire necesario para oxidar la materia orgánica. Los discos rotatorios biológicos están formados por una serie de discos de material sintético parcialmente sumergidos montados sobre una flecha que rota lentamente dentro de un tanque; los discos están espaciados unos de otros, para que la materia orgánica del agua residual y el aire puedan estar en contacto con la capa fija de microorganismos.

1.1.3 Sistemas de lodo granular anaerobio

En los tratamientos anaerobios del agua residual se genera el consorcio de microorganismos que se agrupan en forma de gránulos, los cuales se caracterizan porque crecen en ausencia de oxígeno y alcanzan concentraciones mayores que las que se

logran tener en los sistemas aerobios. Este tipo de tratamiento ha sido utilizado con frecuencia para tratar efluentes industriales, aunque de acuerdo con Monroy (2000), en México cada vez se emplean más las tecnologías anaerobias para el tratamiento de aguas residuales municipales, siendo los más utilizados los reactores anaerobios de flujo ascendente (UASB). Los reactores UASB están formados por una interfase de lodo anaerobio granular y otra de agua tratada; el agua residual se distribuye desde el fondo del reactor y asciende a través de la cama de lodos anaerobios, donde la materia orgánica se convierte en biogas, que se colecta en la parte superior del reactor.

1.2 IMPORTANCIA DE LA FERMENTACIÓN ANAEROBIA DE AGUA RESIDUAL

El estudio de la fermentación anaerobia de agua residual es importante debido a que es un proceso necesario en ciertos sistemas para tratamiento de aguas residuales donde se persiguen fines específicos:

- 1) En el tratamiento de remoción biológica de fósforo existen etapas alternadas bajo condiciones anaerobias y aerobias en que los microorganismos utilizan el fósforo proveniente de los fosfatos, polifosfatos y fósforo orgánico contenidos en el agua residual para sustento, síntesis celular, transporte de energía y almacenamiento; en la etapa anaerobia los microorganismos liberan fosfato soluble ($P-PO_4$) una vez que se producen ácidos grasos volátiles (AGV) a partir del sustrato alimentado en esta etapa. De esta forma el fósforo soluble contenido en el agua residual que ingresa a la etapa aerobia es capturado por los microorganismos respectivos y, finalmente, puede removerse purgando la cantidad excedente de lodo producida en esta etapa, o sometiendo a los microorganismos a una nueva etapa biológica bajo condiciones anóxicas.
- 2) En el tratamiento anaerobio de agua residual la fermentación anaerobia se utiliza para la hidrólisis de moléculas de mayor tamaño a otras solubles como los AGV, que son el sustento principal de los microorganismos metanogénicos. Haciendo referencia a los sistemas UASB, la existencia de la etapa de fermentación o acidificación del agua residual, permite reducir el tiempo de retención hidráulico en los reactores y por lo tanto, reducir su costo. Además, el control del proceso anaerobio se beneficia al contar con una etapa independiente de fermentación porque en ella puede controlarse el pH del agua

residual que se alimentará a los reactores UASB y servir como etapa de amortiguamiento de flujos y carga de contaminantes (incluyendo productos tóxicos).

3) La fermentación anaerobia se utiliza en la biodegradación de compuestos nitroaromáticos y colorantes azo, que no puede lograrse totalmente en un sistema aerobio.

Los tres casos expuestos anteriormente evidencian la importancia de utilizar la fermentación anaerobia en los tratamientos biológicos de agua residual.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

1.3 OBJETIVO Y ALCANCE

1.3.1 Objetivo general

Evaluar y determinar las condiciones bajo las cuales opera mejor un reactor discontinuo fermentador para maximizar la conversión de contaminantes en el agua residual municipal en ácidos grasos volátiles.

1.3.2 Alcance

Este trabajo de investigación implica un estudio a nivel planta piloto utilizando un reactor anaerobio discontinuo con biomasa suspendida. Se observará el desarrollo de la producción de ácidos grasos volátiles en el agua residual municipal a tratar, al variar ocho veces la carga orgánica.

2. FERMENTACIÓN ANAEROBIA DE LAS AGUAS RESIDUALES

La fermentación anaerobia es un proceso microbiológico que se utiliza para producir ácidos grasos volátiles (AGV) a partir de materiales orgánicos complejos. La importancia de este proceso radica en que por una parte, al alimentar AGV a un tratamiento para remoción biológica de nutrientes (N y P), se logra mejorar la eficiencia del mismo, y por otra, es indispensable en el tratamiento anaerobio del agua residual para lograr la posterior fase metanogénica.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

2.1 HIDRÓLISIS Y FERMENTACIÓN

La fermentación es un proceso metabólico regenerador de ATP en el que los productos en que se divide el sustrato orgánico sirven a la vez de donadores de hidrógeno y de aceptores de hidrógeno. Las transformaciones que conducen a la fosforilación del ADP son reacciones de oxidación. La célula se libera del carbono oxidado en forma de anhídrido carbónico. Los pasos de la oxidación son deshidrogenaciones; el hidrógeno es transferido al NAD. Como aceptor del hidrógeno presente, en forma de NADPH₂ actúan productos intermedios de la degradación del sustrato. En la regeneración del NAD éstos se reducen, y los productos de reducción obtenidos son excretados por la célula (Schlegel, 1997). Los procesos de fermentación, en sentido estricto, son aquellos procesos de obtención de energía en los que el hidrógeno, producto de la oxidación de los compuestos de carbono, pasa finalmente a un receptor orgánico de electrones (Cuevas et al., 1998).

En la etapa de hidrólisis y fermentación se inicia el fenómeno de la digestión anaerobia. Los polímeros naturales, carbohidratos, proteínas y lípidos, son hidrolizados por bacterias acidogénicas a azúcares libres, aminoácidos y amonio y, ácidos grasos y glicerol, respectivamente, los cuales pueden penetrar la membrana celular y ser transformados intracelularmente por fermentación o acidogénesis en ácidos grasos volátiles, alcoholes, dióxido de carbono e hidrógeno. De acuerdo con Gujer y Zehnder (1983), la contribución de los lípidos en la fermentación anaerobia es pequeña, en comparación con la de los carbohidratos y proteínas. Eastman (1981) señala que la hidrólisis de materia orgánica particulada es el paso limitante en la fase acidogénica de la digestión anaerobia y que para maximizar la cantidad de materia solubilizada, es necesario optimizar las condiciones para la hidrólisis y no las condiciones de fermentación. Agrega también que estos dos procesos están ligados, porque los microorganismos hidrolíticos obtienen su energía de la fermentación, es decir, de los productos solubles. Por otra parte, menciona que los carbohidratos y proteínas son fermentados en la fase acidogénica mientras que los lípidos son fermentados junto con los AGV en la fase metanogénica de la digestión anaerobia. Otros autores señalan que durante la fase acidogénica de la digestión anaerobia de lodos primarios (Elefsiniotis; Oldham, 1994), compuestos orgánicos complejos, principalmente carbohidratos, proteínas y lípidos, son convertidos anaeróticamente en AGV y otros compuestos solubles de bajo peso molecular.

Las bacterias responsables de esta etapa son facultativas. El grado de fermentación de los sustratos se ve reflejado por el tipo y cantidad de bacterias presentes en el medio. Los monosacáridos y aminoácidos generados en la etapa de hidrólisis de polímeros son los primeros que utilizan las bacterias acidogénicas para obtener energía por medio de la fermentación. Esta 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.

Los ácidos orgánicos que resultan de la fermentación anaerobia del agua residual son conocidos como ácidos grasos volátiles y son los productos intermedios más importantes generados durante la digestión anaerobia de la materia orgánica (Dohányos et al., 1985). Estos ácidos, de bajo peso molecular, presentan una solubilidad notoria con el agua, siendo los primeros cuatro (etanol, acético, propiónico y butírico) los que se pueden mezclar más fácilmente en cualquier proporción (Solomons, 1999) y a medida que aumenta la complejidad del ácido disminuye su solubilidad. Existen referencias que reportan los ácidos acético, propiónico y butírico como los productos más importantes obtenidos de la fermentación anaerobia de aguas residuales domésticas o industriales (v. Münch et al., 1991 y 1998), aunque los ácidos isobutírico, valérico y caproico pueden aparecer aportando concentraciones muy pequeñas.

2.2 HIDRÓLISIS DE POLÍMEROS

La hidrólisis es el proceso donde las sustancias particuladas o sólidos suspendidos de alto peso molecular son convertidas en moléculas pequeñas mediante la acción de enzimas hidrolíticas excretadas por las bacterias hidrolíticas. Sin la hidrólisis, las moléculas de alto peso molecular no pueden ser absorbidas ni utilizadas por las bacterias como fuente de carbón y energía (v. Münch et al., 1997). La hidrólisis de polímeros orgánicos en el agua residual puede ser de tres tipos: de carbohidratos o polisacáridos, de proteínas y de lípidos (Gujer y Zehnder, 1983). Los carbohidratos constituyen el 40% de los contaminantes en el agua residual, mientras que las proteínas y los lípidos aportan cada uno el 30%; estos productos son convertidos en azúcares simples, en aminoácidos y amonio y, en ácidos grasos y glicerol, respectivamente (Brinch et al., 1994, v. Münch et

al., 1997). En la figura 2.1 se muestran las principales rutas metabólicas para la degradación de materia orgánica y producción de ácidos grasos volátiles.

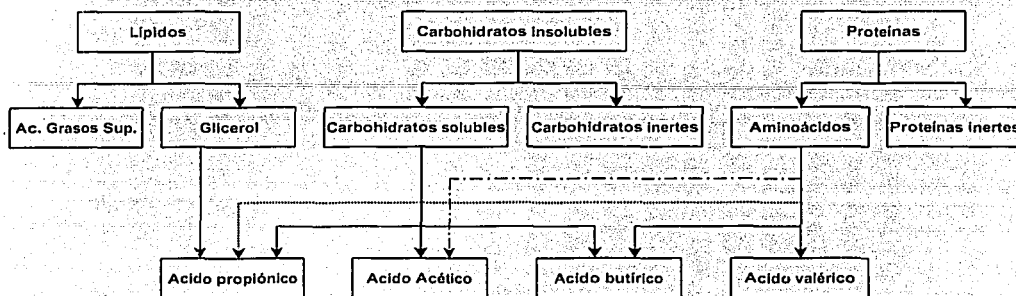


Fig. 2.1 Principales rutas metabólicas para la degradación de materia orgánica y producción de AGV (Angelidaki et al., 1999, modificado)

Eastman y Ferguson (1981), Chyi y Dague (1994) y Fox et al. (1994), citan que la hidrólisis o solubilización de la materia orgánica es el paso más importante de la fase acidogénica y afirman que la afectan factores tales como la temperatura, el pH, la biomasa como fuente de enzimas hidrolíticas, el tipo de sustrato, el tamaño de partícula y la concentración remanente de partículas biodegradables.

2.2.1 Hidrólisis de polisacáridos

La mayor parte de los hidratos de carbono existentes en la naturaleza aparecen en forma de polisacáridos de elevado peso molecular; en el agua residual se les encuentra en sus formas solubles, insolubles e inertes, siendo la glucosa el polisacárido que los microorganismos fermentadores utilizan con mayor rapidez, con respecto a los almidones solubles y la celulosa (Noike et al., 1985). Los polisacáridos insolubles son hidrolizados a carbohidratos solubles (glucosa principalmente) y a su vez son convertidos en AGV y material celular. Los productos que se obtienen de la hidrólisis de monosacáridos son el etanol y los ácidos acético, propiónico y butírico, principalmente (Dinopoulou, 1988; Angelidaki et al., 1999), aunque Noike et al. (1985) citan que pueden obtener además ácidos isobutírico, valérico y caproico en pequeñas concentraciones.

2.2.2 Hidrólisis de proteínas

La molécula de proteína es un polímero orgánico de elevado peso molecular compuesto por una cadena larga de aminoácidos. En el agua residual se les puede encontrar en forma soluble, insoluble e inerte; al llevarse a cabo la hidrólisis, mediante la acción de enzimas proteolíticas que atacan y rompen los enlaces peptídicos de las proteínas y péptidos, se obtienen polipéptidos, péptidos simples y aminoácidos libres, que se difunden lentamente por ósmosis, a través de la membrana semipermeable, al interior de la célula para ser convertidos a ácidos grasos volátiles (Alexander, 1980). Angelidaki et al. (1999) citan que los principales ácidos grasos volátiles que se obtienen de la degradación de las proteínas son los ácidos acético, propiónico, butírico y valérico.

2.2.3 Hidrólisis de lípidos

Las grasas o lípidos son un grupo de moléculas orgánicas insolubles en agua, que al hidrolizarse son convertidas a glicerol y ácidos grasos de cadena larga, mediante endoenzimas (lipasas) excretadas al medio por bacterias lipolíticas; el glicerol es convertido en ácido propiónico (Angelidaki et al., 1999). Por otra parte, Gujer y Zehnder (1983) señalan que durante la hidrólisis de lípidos se obtienen principalmente ácidos grasos superiores, de los cuales sólo el 5% contribuyen a la producción de ácidos grasos volátiles.

2.3 TIPOS DE FERMENTACIONES

Las principales especies de AGV que se obtienen de la fermentación anaerobia del agua residual son los ácidos acético y propiónico (Dinopoulou et al., 1988) y además butírico, valérico y caproico (Chyi y Dague, 1994; Elefsiniotis et al., 1994). Para obtenerlos, los monosacáridos y aminoácidos generados en la etapa de hidrólisis de polímeros son el principal sustrato que utilizan las bacterias para obtener energía por medio de fermentación (Cuevas et al., 1998). Algunos productos formados en la fermentación de monosacáridos se originan desde el piruvato (ver figura 2.2).

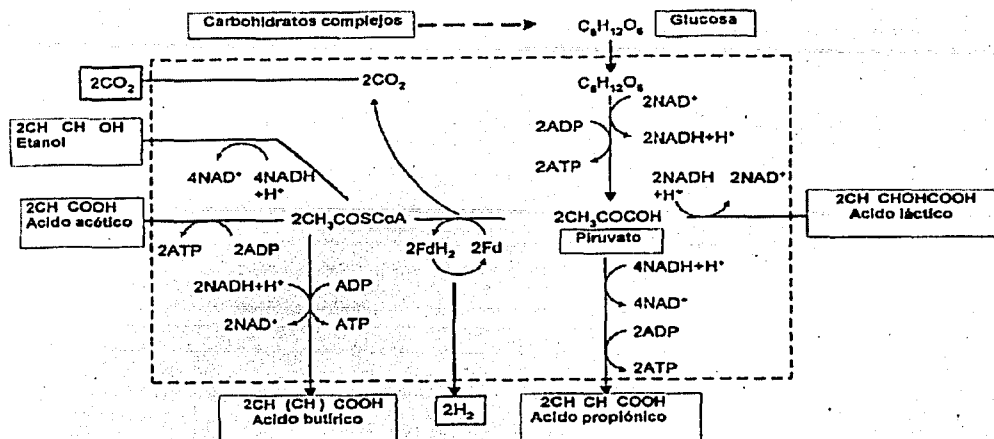


Fig. 2.2 Rutas metabólicas posibles para la fermentación de carbohidratos
(Tomado de Ren et al., 1997)

Los tipos de fermentación que con más frecuencia se presentan en el tratamiento de aguas residuales y de lodos primarios son: fermentaciones de monosacáridos, propiónica, butírica, de aminoácidos y etanólica.

2.3.1 Fermentación de monosacáridos

Cuando se lleva a cabo una fermentación de monosacáridos, distintos microorganismos metabolizan el piruvato mediante diferentes vías, obteniendo como principal producto ácido acético, y adicionalmente propiónico, butírico y etanol (Bitton, 1992; Ren et al., 1997). En la figura 2.2 se muestran las rutas metabólicas para la conversión de carbohidratos complejos a ácidos grasos volátiles.

2.3.2 Fermentación propiónica

En investigaciones hechas por Cohen et al (1984) se ha encontrado que hay dos tipos de fermentaciones que ocurren complementariamente una de la otra: las fermentaciones propiónica y butírica.

El ácido propiónico se forma por reducción del piruvato, siendo intermediario el ácido láctico (ver figura 2.2). Las bacterias facultativas producen entonces ácido propiónico, y dióxido de carbono. Dinopoulou et al. (1988) señalan que en la fermentación propiónica, además de los ácidos propiónico y acético como principales productos, también resultan pequeñas cantidades de valérico. Ren et al. (1997) citan que en las fermentaciones de glucosa y aguas residuales de las industrias azucarera y cervecera, la fermentación propiónica es la más común.

2.3.3 Fermentación butírica

El ácido butírico se produce a partir del acetil-CoA, una parte del cual se forma a partir del piruvato. De esta manera se obtienen ATP y ácidos butírico y acético. Dinopoulou et al. (1988) y Ren et al. (1997) observaron que la fermentación butírica en aguas residuales se caracteriza por la producción de ácidos butírico y acético, e hidrógeno y dióxido de carbono como principales productos.

2.3.4 Fermentación de aminoácidos

Los aminoácidos generados en la etapa de hidrólisis pueden fermentarse directamente por reducción de aminoácidos simples o por oxido-reducción entre pares de aminoácidos, por medio de la reacción de Stickland. Productos típicos de esta fermentación son el ácido iso-butírico y algunos isómeros del ácido valérico (Elefsiniotis et al., 1994).

2.3.5 Fermentación etanólica

Se caracteriza por la producción simultánea de ácido acético y etanol, siendo éste último el principal producto (ver figura 2.2). En este tipo de fermentación se minimiza la producción de ácido propiónico (Ren et al., 1997).

2.4 FACTORES QUE INFLUYEN SOBRE LA FERMENTACIÓN ANAEROBIA

Los factores que influyen sobre la fermentación anaerobia del agua residual son la carga orgánica, las características bioquímicas del agua residual, el tiempo de retención celular, el tiempo de retención hidráulico, la temperatura, el tamaño de partícula, las sustancias

tóxicas y los nutrientes (Dinopoulou et al.,1988; Elefsiniotis et al.,1994; Chyi y Dague, 1994; Guerrero et al.,1999; Banerjee et al.,1999).

2.4.1 Carga orgánica

Existen investigaciones que reportan a la carga orgánica como uno de los factores que afectan la distribución de los productos en la fermentación anaerobia. Dohányos et al. (1985) realizaron experimentos con aguas residuales industriales, en tres reactores anaerobios distintos y tres cargas orgánicas diferentes, y analizaron la producción y utilización de ácidos grasos volátiles con respecto a la carga orgánica; encontraron que la carga orgánica afecta la producción de AGV y que a medida que ésta se incrementa, aumentan las concentraciones de ácidos acético y propiónico, y en menor proporción las de los ácidos butírico, valérico y caproico. Ince (1998) investigó la fase acidogénica de un sistema de dos etapas en donde la carga orgánica fue disminuyendo gradualmente mientras que los sólidos suspendidos aumentaban, dando como resultado una mayor producción de ácidos grasos volátiles y el incremento en el grado de acidificación de la DQO.

2.4.2 Características bioquímicas del agua residual

Los sustratos que normalmente se utilizan para la producción de AGV son materiales orgánicos solubles y coloidales que se encuentran en el agua residual (v. Münch y Greenfield, 1998), aunque también puede utilizarse material orgánico suspendido, como el que contienen los lodos primarios. Dinopoulou et al. (1994) citan que el grado de acidificación disminuye con el incremento de la DQO en el influente aunque la tasa de formación de ácidos siga aumentando. Lo anterior coincide con los resultados de Dohányos et al. (1985) quienes al investigar la producción de ácidos grasos volátiles en un reactor anaerobio, obtienen que la eficiencia del tratamiento disminuye al aumentar la concentración de sustrato.

v. Münch et al. (1999) simularon el efecto de cuatro tipos diferentes de alimentación a fermentadores con respecto a los tiempos de retención hidráulico y celular; la alimentación incluyó agua residual doméstica típica, agua residual cruda con altas concentraciones de componentes solubles, y lodos primarios con concentraciones medias y altas de DQO;

encontraron que el proceso de fermentación tiene un comportamiento no lineal y que la tasa de producción de AGV se maximiza operando el reactor con un TRH menor de 5 horas (para todos los casos estudiados) y que para este valor de TRH el TRC óptimo es menor mientras más concentrada sea la alimentación. Por otro lado, Banerjee et al. (1999) concluyen que la adición de compuestos fácilmente biodegradables al agua residual rica en almidones mejora la eficiencia de la fermentación, porque aumenta la concentración de DQO soluble y la producción de AGV.

2.4.3 Tamaño de las partículas suspendidas en el agua residual

El tamaño de partícula influye sobre la hidrólisis del material orgánico, por lo que las partículas grandes con alta proporción área/volumen son hidrolizadas más lentamente que las partículas pequeñas y por lo tanto, se requiere más tiempo para la conversión de DQO suspendida en DQO soluble (Eastman y Ferguson, 1981; Chyi y Levine, 1992, Chy y Dague, 1994).

2.4.4 Concentración de enzimas hidrolíticas

Al respecto, existen pocas investigaciones orientadas hacia el tratamiento de aguas residuales y en particular, al caso de la fermentación anaerobia. Uno de ellos es el realizado por v. Münch et al. (1998), quienes señalan que al adicionar enzimas hidrolíticas a un fermentador discontinuo mejora la producción de AGV e incrementa la concentración de DQO soluble en el agua residual.

2.4.5 Tiempo de retención celular

El TRC es un parámetro de operación que puede usarse como un factor selectivo de microorganismos porque los selecciona de acuerdo a sus tiempos de reproducción y ayuda a determinar la estabilidad del proceso y a minimizar la producción de lodos (Elefsiniotis y Oldham, 1994). Los organismos facultativos fermentadores se caracterizan por bajas velocidades de crecimiento y baja producción celular en condiciones anaerobias.

Eastman et al. (1981) citan que, en estudios realizados con sustratos solubles y TRC bajos, la fermentación se lleva a cabo rápidamente. Elefsiniotis y Oldham (1994) al estudiar la fermentación anaerobia de lodos primarios, encontraron que la producción total de AGV y la DQO soluble aumentan ligeramente al incrementarse el TRC de 10 a 20 días, pero decrecen drásticamente cuando baja a 5 días. Por otra parte, la conversión de carbohidratos y lípidos y la remoción de sólidos suspendidos parece ser independiente de la variación del TRC, mientras que para las proteínas ocurre lo contrario.

Goncalvez et al. (1994) obtienen con un TRC entre 6 y 9.8 días la mejor producción de AGV, así como la mayor remoción de sólidos suspendidos y, como consecuencia de la solubilización de éstos últimos, un incremento en la DQO soluble. Rabinowitz et al. (1985) señala que con un TRC entre 2 y 10 días los ácidos predominantes fueron acético y propiónico. Danesh y Oleszkiewicz (1995), realizan la fermentación anaerobia con agua residual doméstica y obtienen que la producción de AGV está relacionada con el TRC e incrementa cuando éste es mayor (analizaron TRC de 4, 8 y 13 días). Además, señalan que TRC altos aseguran la presencia y crecimiento de diferentes tipos de bacterias requeridas en el proceso de fermentación de los compuestos orgánicos presentes en el agua residual y que las partículas sólidas permanecerán en el reactor durante largos periodos de tiempo.

Elesfsiniotis et al. (1996) concluyen que la habilidad de la biomasa para solubilizar la materia orgánica contenida en lodos primarios es independiente de las variaciones en el TRC, al menos en el intervalo analizado (5, 10, 15 y 20 días) y con el TRH fijo en 12 horas. Sin embargo, la producción de AGV sí depende de este parámetro, ya que con TRC mayores se obtiene una mayor conversión de los compuestos metabólicos intermediarios solubles a los productos finales de la fase acidogénica, de 43% en 5 días a 80% en 20 días.

Skalsky y Daigger (1997) señalan que con TRC largos se obtiene una mayor producción de AGV, hecho que observaron con 2 y 5 días, obteniendo una diferencia de 30% y siendo mayor la producción con el mayor TRC.

2.4.6 Tiempo de retención hidráulico

El tiempo de retención hidráulico es un parámetro importante porque con él se controla el tiempo de contacto entre los microorganismos y el sustrato; para el caso de las fermentaciones anaerobias se requiere que sea relativamente corto, de lo contrario, disminuye la eficiencia de la hidrólisis y la producción de AGV, debido a la utilización que los microorganismos hacen de la fracción soluble para crecimiento (Liu y Ghosh, 1997; Guerrero et al. 1999). Indican además que el TRH se puede manipular para favorecer solamente el crecimiento de microorganismos acidogénicos. Dinopoulou et al. (1988) afirman que el TRH es el parámetro que tiene el mayor impacto sobre el desarrollo de la fermentación, ya que éste determina la eficiencia de solubilización de los sólidos y el grado de acidificación del influente. Lettinga y Hulshoff Pol (1991) sugieren TRH entre 6 y 24 horas para reactores acidogénicos, para que haya acumulación de AGV. También Goncalvez (1994) señala que Oldham et al. recomiendan tiempos de retención hidráulicos entre 5 y 32 horas, para procesos de fermentación donde la degradación de la fracción suspendida del agua residual se lleva a cabo lentamente.

Alexiou et al. (1994), en una fermentación de aguas residuales de la industria del café, señalan que con un TRH de 24 horas obtuvieron un efluente con 50% de acidificación, mientras que con 6 horas obtuvieron un 40%. Esto indica la importancia de ajustar este parámetro, puesto que se verá reflejado en el volumen del reactor.

Elefsiniotis y Oldham (1994) estudiaron la fermentación anaerobia de lodo primario en dos reactores independientes, variando el TRH entre 6 y 15 horas y encontraron que este parámetro afecta considerablemente la producción de AGV, considerando el intervalo entre 9 y 15 horas como aceptable y 12 horas como el óptimo para producir la máxima concentración.

Goncalvez et al. (1994) realizaron una fermentación anaerobia de agua residual doméstica y encontraron que en TRH de 2.8 y 3.3 horas la remoción de sólidos suspendidos fue de 70% y de solo 25% para la DQO. Esa diferencia de remoción entre los dos parámetros indica que se llevó a cabo la solubilización de una parte de materia orgánica suspendida, disminuyendo así los sólidos suspendidos e incrementándose la

DQO soluble. Además los ácidos grasos volátiles alcanzaron su máxima concentración en 2.8 horas.

Elefsiniotis et al. (1996) investigaron el efecto del TRH entre 6 y 15 horas sobre la solubilización de material carbonoso suspendido en la fase ácida de la digestión de lodos primarios; encontraron que la reducción de los sólidos suspendidos volátiles aumenta de 44% a 73% al aumentar el TRH en el intervalo analizado; un comportamiento parecido se observa en la producción de AGV, sólo que se alcanza la máxima concentración de AGV en 12 horas.

2.4.7 pH

La habilidad de los microorganismos para alterar el pH es la base de importantes interacciones entre especies. El pH afecta las tasas de crecimiento; puede causar cambios drásticos en el número de especies que forman el total de la población y afectar la distribución de los ácidos grasos volátiles.

En la fermentación anaerobia de lodos primarios, se ha encontrado que algunos aspectos del metabolismo microbiano están fuertemente influenciados por variaciones del pH fuera del intervalo en que los organismos pueden crecer. Tales aspectos incluyen la utilización de fuentes de carbón y energía, eficiencia de la degradación del sustrato, la síntesis de proteínas y de varios tipos de material almacenado, así como la liberación de productos metabolizados por las células.

Elefsiniotis y Oldham (1994 y 1996) investigaron el efecto del pH sobre la fermentación anaerobia de lodo primario municipal a partir de sustratos suspendidos complejos. Los resultados obtenidos indican que las tasas de producción de AGV, la solubilización de DQO y la reducción de sólidos suspendidos volátiles no fueron afectadas por la variación del pH entre 4.3 y 5.2, pero en valores de pH entre 5.9 y 6.2 se observó una disminución entre 25 y 30% en los dos primeros parámetros. Por el contrario, al incrementar el pH, la reducción de sólidos suspendidos volátiles aumentó. Además, encontraron que el ácido acético fue el producto final con mayor concentración, independientemente del pH.

Chyi y Dague (1994) citan que el pH óptimo para la acidogénesis no es bien conocido pero que los microorganismos acidogénicos pueden desarrollarse y crecer en valores de pH por abajo de 6. Dinopoulou et al. (1988) encontraron que el pH de 7 influye favorablemente sobre el grado de acidificación y la tasa de producción de ácidos ya que en este valor se encontraron las concentraciones más altas de ácido acético y propiónico. Zoetemeyer et al. (1982), investigaron la influencia del pH sobre la fermentación de la glucosa y encontraron que el ácido butírico fue el principal producto obtenido en el intervalo estudiado de 4.5 a 7.9.

Alexiou et al. (1994) por su parte, señalan que un pH de 6 parece ser el óptimo para la actividad acidogénica, mientras que Goncalvez et al. (1994) reportan que el intervalo óptimo de pH está entre 6 y 8, para el caso de una fermentación anaerobia de agua residual doméstica. Gupta (1986) señala que mantener el pH en 7 en un fermentador anaerobio no favorece el incremento de AGV, mientras que ocurre lo contrario cuando no se controla dicho parámetro (entre 5.6 y 6.0).

Danesh y Olieszkiewicz (1995) probaron dos intervalos de pH; el primero, entre 7.1 y 7.6 y el segundo entre 6.1 y 6.4. Los resultados reflejaron que el pH influye sobre la producción y distribución de las especies de AGV, ya que la mejor producción se obtuvo en el intervalo de pH natural del agua y también un mayor porcentaje de ácido acético, respecto del total de AGV. Bull et al. (1984) coinciden en que con valores de pH altos se establecen condiciones favorables para la producción de ácidos, dado que la concentración de éstos últimos se incrementa, sobre todo la de acético, que constituye más de 90% de los ácidos de los ácidos grasos volátiles.

Ren et al. (1997) citan que el pH es particularmente un parámetro de operación que juega un importante papel en la composición del efluente de un reactor acidogénico y que el pH óptimo se ha encontrado entre 6 y 6.5, aunque con producción excesiva de propiónico, mientras que en valores de pH menores que 4.5 son ideales para maximizar la producción de etanol y producir ácidos acético, butírico, CO₂ e H₂. También señalan que la fermentación butírica toma lugar cuando el pH es mayor que 6 o menor que 5.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

2.4.8 Temperatura

Zoetemeyer et al. (1982) investigaron la influencia de la temperatura sobre el proceso de acidificación de la glucosa, en el intervalo comprendido entre 20 y 60°C, siendo 37°C la temperatura óptima en el rango mesofílico y 52°C en el termofílico. En el rango mesofílico los productos más importantes fueron etanol, ácidos acético, propiónico y butírico, siendo este último el que dominó en todas las temperaturas estudiadas; en el rango termofílico el etanol fue el principal producto, seguido por el ácido butírico y lactato.

Rabinowitz (1985) encontró que en la fermentación ácida de lodos primarios a temperatura ambiente, entre 18 y 22°C, los ácidos acético y propiónico constituían más del 90% del total de los AGV producidos y que al reducir la temperatura del fermentador entre 12 y 14°C resultó en un decremento del 20% en la producción de los mismos. Reporta que Gupta (1986) obtuvo que la producción de ácidos grasos se incrementa cuando la temperatura aumenta entre 10 y 30°C.

Dinupoulou et al. (1988) afirma que el grado de acidificación y la tasa de formación de ácidos grasos volátiles se incrementa conforme la temperatura aumenta, bajo TRH y sustrato en el influente constantes y sin control de pH. El efecto de la temperatura fue más notable sobre la producción de ácido acético mientras que la de propiónico se mantuvo casi constante en el intervalo comprendido entre 25 y 40°C.

Dawson et al. (1994) reportan que la temperatura del agua residual afecta el desarrollo de la fermentación anaerobia y que al variarla de 15 a 28°C, con los mismos TRH y TRC en los dos casos, se incrementan la DQO soluble en el efluente, los AGV producidos y la concentración de sólidos suspendidos en el fermentador.

Banerjee et al. (1998) trabajaron con tres temperaturas: 22, 30 y 35°C y TRH fijo. Los resultados muestran que tanto la producción de AGV y de DQO soluble así como sus respectivas tasas de producción encuentran su máximo valor en 30°C, en una fermentación de la mezcla de lodos primarios municipales y agua residual industrial.

2.4.9 Tóxicos e inhibidores

Algunos elementos que se encuentran en el agua residual tales como los metales pesados pueden ser tóxicos e inhibidores, dependiendo de su concentración. La toxicidad de algunos productos de la degradación dependerá del pH y de la capacidad amortiguadora del sistema.

2.4.10 Nutrientes

La presencia de nutrientes, como el nitrógeno y fósforo y de algunos elementos traza o micronutrientes tales como Na, Ca, K, S, Mg, Fe, Cl, Ni, Zn, entre otros, son necesarios para que pueda ocurrir la fermentación anaerobia de la materia orgánica (Malina, 1992).

2.5 LA FERMENTACIÓN ANAEROBIA COMO PRETRATAMIENTO

La fermentación anaerobia de lodos primarios obtuvo mucha atención durante la última década y diversos trabajos se realizaron para optimizar ese proceso (Dawson et al., 1994; Rabinowitz, 1994; Oldham y Abraham, 1994). En el caso particular del tratamiento de aguas residuales, se ha venido utilizando la fermentación anaerobia del agua residual para producir ácidos grasos volátiles como un primer paso en la degradación biológica de contaminantes, los cuales pueden ser utilizados en los siguientes casos:

1. En la fase metanogénica de la digestión anaerobia del agua residual donde los productos solubles orgánicos resultado de la primera fase (ácidos grasos volátiles, principalmente) son aprovechados para producir CH_4 y CO_2 (Boone, 1985; Banerjee et al., 1999).
2. Suministro de ácidos grasos volátiles a los procesos de remoción de fósforo, tal como lo citan Goncalves et al. (1994) y Cuevas et al. (1998), así como en los procesos de nitrificación-desnitrificación (Elefsiniotis-Oldaham, 1994; Moser-Engeler et al., 1999), con el propósito de optimizarlos.

En los últimos años se han realizado estudios que han demostrado que la fermentación anaerobia de las aguas residuales y lodos primarios es un proceso unitario cada vez más

utilizado para producir AGV en los procesos de remoción biológica de nutrientes. Tal es el caso de Elefsiniotis et al. (1994) quienes investigaron el efecto del tiempo de retención celular y de retención hidráulico sobre la fermentación de lodos primarios. Dinoupolou et al. (1988) desarrollaron estudios sobre la influencia de diversos parámetros de operación sobre la fermentación de aguas residuales con substratos complejos. Danesh et al. (1995) estudiaron la fermentación anaerobia de agua residual doméstica con el fin de observar la producción de AGV, y la manera en que factores como el TRC y el pH afectan el proceso.

v. Münch et al. (1998, 1999) han realizado amplias investigaciones sobre las fermentaciones anaerobias del agua residual, tales como la estimación de la concentración de AGV a partir de la medición del pH, el efecto de la adición de enzimas hidrolíticas en el desarrollo de la fermentación así como también la modelación matemática de fermentadores, entre otros. Otros, como Guerrero et al. (1999) han efectuado estudios sobre la hidrólisis y fermentación de aguas residuales provenientes de la industria alimenticia con alto contenido de sólidos orgánicos y proteínas. Randall (1994) comenta que la prefermentación, como también se le conoce a la fermentación anaerobia, asegura el suministro suficiente de AGV a los procesos de remoción de nutrientes, a pesar de las variaciones en el flujo y de la cantidad de AGV en el influente.

Existen más investigaciones que se han enfocado al estudio de la fermentación anaerobia de aguas residuales domésticas y lodos primarios, lo cual habla de la importancia que tiene este proceso en el tratamiento de las aguas residuales.

2.6 FERMENTACIÓN ANAEROBIA EN REACTORES DISCONTINUOS

En años recientes, los reactores discontinuos se han utilizado en diversas investigaciones referentes a la fermentación anaerobia del agua residual doméstica. En 1995, Danesh y Oleszkiewicz estudiaron la fermentación ácida de agua residual doméstica utilizando reactores discontinuos, a nivel laboratorio, con el fin de evaluar la producción de AGV y su distribución. Lie et al. (1997), utilizaron un reactor discontinuo en que se llevó a cabo la fermentación de la materia orgánica de agua residual municipal, para medir la concentración de ácidos grasos volátiles y establecer un método para la determinación de la fracción orgánica fácilmente biodegradable en las aguas residuales municipales. Skalsky y Daigger (1997) experimentaron con diferentes condiciones ambientales y de

operación para evaluar los efectos de la fermentación en la eficiencia de la remoción biológica de fósforo. Cuevas et al. (1998) utilizaron un fermentador discontinuo para la producción de ácidos grasos volátiles a partir de agua residual doméstica, con el fin de alimentar agua fermentada a otro reactor discontinuo en donde se llevaría a cabo la remoción de nutrientes. En general, los resultados obtenidos en esas investigaciones fueron que la fermentación anaerobia es un proceso que favorece la remoción de nutrientes porque se asegura la producción de substratos fácilmente biodegradables, además de que la operación en un reactor discontinuo permite mayores periodos de fermentación y por lo tanto una mayor producción de AGV.

3. REACTORES DISCONTINUOS

Los reactores de operación discontinua son sistemas de llenado y vaciado que surgieron como una innovación tecnológica alternativa para el tratamiento de aguas residuales. En su forma más simple consisten en un tanque en el que diferentes etapas se suceden durante el tiempo que dura cada ciclo.

Existen datos históricos que indican que los reactores de llenado y vaciado no son una tecnología reciente ya que se tiene noticia que desde 1893 existen experiencias al respecto en Inglaterra cuando se iniciaron las primeras investigaciones con los sistemas

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

de lodos activados y que resurgieron en ese mismo país entre 1914 y 1920, con estudios realizados por Arden y Lockett en reactores discontinuos a nivel piloto. Sin embargo, fue hasta las décadas de 1960 y 1970 en que comenzó un nuevo resurgimiento de esta tecnología en los Estados Unidos de América (Arora et al., 1985; Irvine, 1996).

Uno de los precursores del empleo de reactores discontinuos para el tratamiento de aguas residuales se refiere a esta tecnología: "Los reactores discontinuos (SBR) son sistemas que ofrecen beneficios alternativos para el tratamiento de aguas residuales domésticas e industriales respecto a los sistemas de flujo continuo, ya que operacionalmente son flexibles, permiten ejecutar diferentes objetivos de tratamiento y físicamente son muy sencillos" (Ketchum, 1996).

Los sistemas discontinuos, intermitentes o de tratamiento por lote, pueden considerarse como una variante controlada del sistema de lodos activados; son fáciles de diseñar y operar y dentro del área de la ingeniería ambiental se han utilizado para el tratamiento de aguas residuales municipales e industriales, así como en investigación (Irvine, 1979).

El control de los reactores discontinuos se realiza a través de estrategias de operación que pueden controlar las tasas de crecimiento de los microorganismos, los receptores de electrones y los inhibidores, lo que da lugar a que la energía o fuente de alimento se dirija preferentemente a un tipo específico de microorganismos. Lo anterior se puede lograr mediante el empleo de distintas etapas en el ciclo: llenado, reacción, sedimentación, decantación o vaciado y purga (Irvine y Busch, 1979; Arora et al., 1985; Irvine, 1996), cada una de las cuales puede manipularse según los objetivos de tratamiento y con controladores de tiempo y microprocesadores, hecho que les confiere una operación versátil al poderse modificar la programación de la secuencia de las etapas del proceso.

3.1 CARACTERISTICAS DE LOS REACTORES DISCONTINUOS

La flexibilidad de los reactores discontinuos radica en la posibilidad de establecer estrategias de operación adecuadas a las necesidades y objetivos de tratamiento del agua residual, conocer el ciclo y sus etapas y disponer de la infraestructura y equipo que permitan la realización y control del proceso.

3.1.1 El ciclo y sus etapas

Los reactores discontinuos operan por ciclos que se dividen en diferentes etapas que tienen asignadas funciones y tiempos específicos, según los objetivos que se persigan. El tiempo total de un ciclo es el comprendido entre el inicio del llenado y el final del reposo previo al siguiente ciclo. En la literatura se reportan como frecuentes tres ciclos por día o ciclos con duración total entre 6 y 24 horas. Las etapas que incluye un ciclo son llenado, reacción o mezcla, sedimentación, vaciado y purga (Irvine y Busch, 1979; Arora et al., 1985; González et al., 1994; Ketchum, 1996).

El *llenado* es el periodo que corresponde al tiempo necesario para alimentar el agua residual al reactor (Ketchum, 1996), pudiendo diferenciarse de manera general los siguientes: el *llenado estático* que, como su nombre lo indica, carece de cualquier tipo de mezcla y trae como resultado una alta concentración de sustrato al final del llenado debido a que no ocurren reacciones biológicas importantes al existir un contacto mínimo entre la biomasa y el sustrato; el *llenado con mezcla*, que favorece el contacto entre la biomasa el sustrato y por ende la reducción de éste último en condiciones aerobias, en condiciones anóxicas al reducirse el oxígeno disuelto y que en presencia de nitratos puede derivar en la desnitrificación y, por último, a reacciones anaerobias una vez que se han agotado el oxígeno disuelto y los nitratos. En la etapa de *reacción o mezcla*, normalmente el periodo de mayor duración y contacto entre la biomasa y el agua residual, se llevan a cabo diversas reacciones biológicas como la reducción de la concentración de sustrato, la nitrificación y la desnitrificación, la remoción de fósforo, la producción de ácidos grasos volátiles e incluso la reducción de biosólidos, entre otras (Ketchum, 1996). González et al. (1994) señala que después de concluir el tratamiento biológico debe permitirse la *sedimentación* de la biomasa en suspensión. Posteriormente viene el vaciado, periodo en el que se retira el sobrenadante clarificado y tratado. La purga de lodos es indispensable para controlar el proceso ya que ayuda a mantener en el reactor una concentración específica de microorganismos cuando se conoce la tasa de reproducción de los mismos; la purga puede realizarse durante el mezclado o cuando los lodos han sedimentado.

3.2 VENTAJAS DE LOS REACTORES DISCONTINUOS

Los reactores discontinuos presentan ventajas en su operación, de acuerdo con la información que reportan algunos autores como Arora et al. (1985), McWhorter (1992), González et al. (1994) y Ketchum (1996):

1. Flexibilidad para ajustar las condiciones de operación tales como la carga orgánica, la concentración de oxígeno disuelto en el reactor y la edad de los lodos. Finalmente todo esto se traduce en una operación sencilla.
2. Permiten el tratamiento de aguas residuales con concentraciones medias entre 500 y 3000 mgDBO/l, gracias a la facilidad que tienen para ajustar los tiempos de reacción bioquímica y diluir el agua residual.
3. Pueden tolerar flujos extraordinarios y funcionar como tanques de igualación; además toleran altas concentraciones de contaminantes.
4. No se requiere recircular lodo activado ya que éste siempre permanece en el reactor.
5. Es posible procesar una gran cantidad de sustrato con mayor facilidad que en un sistema continuo convencional, y en menos tiempo.
6. No existen cortos circuitos durante el periodo de sedimentación, dadas las condiciones de relativa calma en la separación sólido-líquido, y
7. No se requiere tanque de sedimentación independiente.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

4. METODOLOGÍA

4.1 REACTOR DISCONTINUO FERMENTADOR

Para realizar este experimento se adaptó un tanque rectangular de mampostería debidamente impermeabilizado, de 2.2 metros de altura, 0.945 m y 0.94 m de lado, con capacidad de 1.95 m³, haciéndole las modificaciones necesarias para adaptar bombas, tuberías y un agitador. El reactor discontinuo fermentador, mostrado en la figura 4.1, está ubicado en la planta para tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria donde se operó automáticamente en ciclos de 8 horas, por medio de un controlador de tiempo de seis canales.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

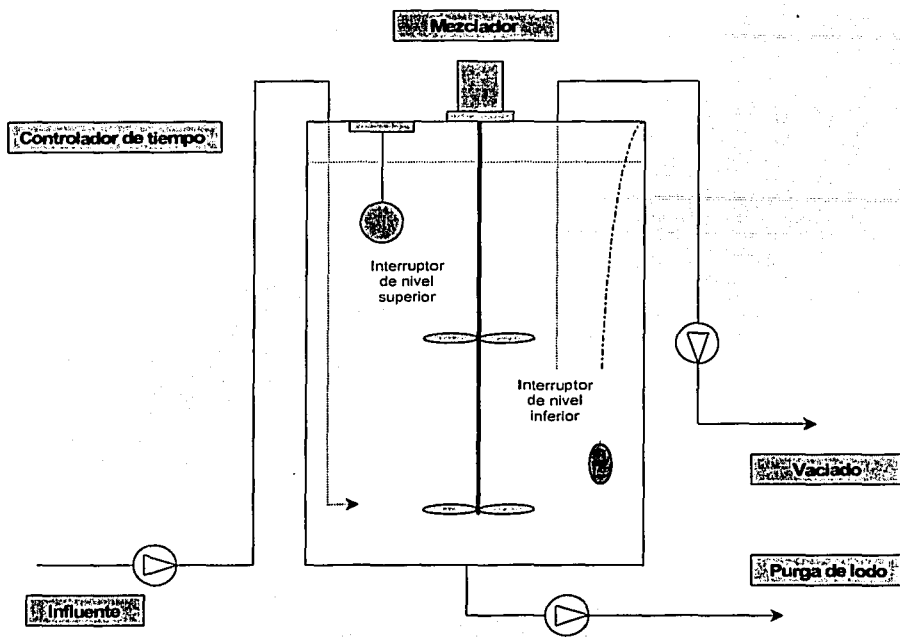


Fig. 4.1 Diagrama del fermentador

La alimentación del agua residual al reactor se realizó mediante una bomba centrífuga de flecha horizontal de $\frac{3}{4}$ HP conectada a un interruptor de nivel que controlaba el volumen de llenado, conduciéndola a través de tubería de PVC de 1" de diámetro y descargándola por encima del volumen remanente.

Para garantizar un buen mezclado del agua residual con la biomasa durante la etapa de reacción se utilizó un agitador mecánico de velocidad fija (350 rpm) con motor de $\frac{3}{4}$ de HP y una flecha de 1.8 m de longitud acondicionada con dos propelas de 23 cm de diámetro cada una.

El vaciado del efluente fermentado se efectuó con una bomba centrífuga de flecha horizontal de $\frac{3}{4}$ HP a través de tubería de PVC hidráulico de 1" de diámetro mantenida por encima de la cama de lodos y acondicionada con una pichancho tipo "check" en la

parte de la succión para evitar el vaciado de la tubería. Adicionalmente, se utilizó un interruptor de nivel tipo pera para asegurar el desalojo del volumen exacto.

La purga de lodos se efectuó durante la etapa de reacción del ciclo posterior al de muestreo, con el propósito de tener mezcla completa y homogénea la concentración de SST, aprovechando para tal efecto la instalación acondicionada para el vaciado.

4.2 CARACTERÍSTICAS DEL AGUA RESIDUAL

El agua residual cruda que llega a la planta para tratamiento de Ciudad Universitaria es una mezcla de agua residual generada en el campus de la UNAM y en la colonia Copilco el Alto, en la Ciudad de México, sin sedimentación primaria (Cuevas et al., 1998). Cuando se inició esta investigación el Campus Universitario no se encontraba funcionando en su totalidad y al analizar el agua residual se encontró que la concentración de contaminantes, medida como DQO total, disminuyó de 293 mg/l hasta 110 mg/l, entre el 24 de mayo y el 13 de julio de 1999 y se mantuvo en un promedio de 130 mg/l durante los meses de agosto y septiembre, periodo durante el cual no se detectaron ácidos grasos volátiles en diversas muestras analizadas, siendo este el motivo principal que condujo a la decisión de enriquecerla con sustratos de origen comercial.

Por otro lado, para decidir el tipo de compuestos que enriquecerían el agua residual, se tomaron en cuenta las características típicas de las aguas residuales municipales descritas por Koppe y Stozek (1986), quienes informan que los compuestos que contiene principalmente el agua residual son carbohidratos, de los cuales la mayor parte son polisacáridos, y proteínas.

Los compuestos utilizados para incrementar la DQO del agua residual fueron maltodextrina y proteína vegetal hidrolizada (PVH), determinándole la demanda química de oxígeno a un gramo de cada compuesto diluido en un litro de agua. Así se logró determinar la cantidad que debía agregarse para que cada uno incrementara en 100 mg/l la concentración de DQO del agua residual cruda, por lo que se agregaron 120 mg de maltodextrina y 215 mg de PVH por cada litro del volumen de recambio de un ciclo. Es conveniente comentar que, de acuerdo con las especificaciones proporcionada por el

fabricante de PVH, sólo el 20% del producto (en base seca) es proteína, por lo que en este caso se agregaron 43 g efectivos de proteína.

Con la adición del agua sintética se buscó incrementar la DQO del agua residual para alcanzar valores entre 300 y 350 mg/l y, como se verá en el capítulo 5, dicho objetivo se logró satisfactoriamente. El agua sintética se preparaba dos veces a la semana, conservada a 4°C para evitar su acidificación y dosificada a la línea de alimentación de agua cruda mediante una bomba peristáltica durante el tiempo que duraba el llenado de cada ciclo.

4.3 PLAN GENERAL DE EXPERIMENTACIÓN

La investigación desarrollada en este proyecto se realizó en dos etapas experimentales:

Etapas I. Puesta en marcha

Se configuró y arrancó el reactor discontinuo que se utilizó como fermentador de agua residual municipal y se operó durante un mes, tiempo durante el cual se fue ajustando paulatinamente la carga orgánica con la que se iniciaría la siguiente fase.

Etapas II. Experimentación

Se ajustaron y muestrearon ocho cargas orgánicas a las cuales se dio seguimiento durante tres días a la semana. Con los resultados obtenidos se pudo conocer y evaluar la eficiencia de cada una de ellas y determinar la que logró la máxima conversión de contaminantes a ácidos grasos volátiles.

4.4 CONDICIONES DE ARRANQUE Y OPERACIÓN

4.4.1 Puesta en marcha

El fermentador fue puesto en marcha alimentando agua residual cruda sin enriquecer y la biomasa se generó sin inóculo bajo condiciones anaerobias. Una vez generada la biomasa, se inició la alimentación del complemento alimenticio al agua cruda.

Las condiciones de operación durante la puesta en marcha se muestran en la tabla 4.1.

Tabla. 4.1. Condiciones de operación del fermentador

Parámetro	Unidades	Valor
Volumen total (V_T)	litros	1950
Volumen de llenado (V_{LL})	litros	1794
Volumen de recambio (V_R)	litros	1600
Tiempo de retención hidráulico (TRH)	minutos	480
Tiempo de llenado (T_{LL})	minutos	20
Tiempo de reacción (T_R)	minutos	340
Tiempo de sedimentación (T_s)	minutos	90
Tiempo de vaciado (T_v)	minutos	30

El volumen de recambio (V_R) utilizado en este experimento se determinó a partir del siguiente ejercicio donde se calculó la CO, variando diferentes V_R para distintas concentraciones de SST en la mezcla, utilizando la ecuación descrita en el capítulo 3:

$$C.O. = \frac{Qd * S_o}{V_r * SST} \quad (\text{ecuación 3.1})$$

La importancia del V_R radica en que permite controlar la cantidad, en peso, de materia orgánica alimentada y por lo tanto, la carga orgánica aplicada en el sistema.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Tabla 4.2. Valores de carga orgánica (kgDQO/kgSST-día) en función del volumen de recambio y de los SST en el reactor.

* kgDQO/kgSST-día	Concentración de microorganismos			
Volumen de recambio	400 mg/l	1000 mg/l	2000 mg/l	3000 mg/l
500 litros	0.60*	0.08*	0.12*	0.06*
1000 litros	1.25*	0.50*	0.25*	0.16*
1600 litros	2.00*	0.80*	0.40*	0.25*

De acuerdo con la tabla y al comparar los tres casos expuestos, se aprecia que el mayor volumen de recambio ofrece mayores opciones de experimentar, ya que la carga orgánica incluye valores altos, medios y bajos. Además, con el V_R de 1600 litros se obtuvo un tirante de 22 cm para el volumen remanente de 194 litros, donde se consideró que sedimentaría la biomasa; los resultados del capítulo 5 indican que se obtuvieron excelentes valores de IVL y que el tirante en cuestión fue suficiente para la sedimentación de los lodos.

4.4.2 Experimentación

Las condiciones de operación durante la etapa experimental son las que se especifican en las tablas 4.1 y 4.2.

4.5 PLAN DE MUESTREO

Se realizaron dos tipos de muestreo: uno de reconocimiento del sistema y otro para conocer el comportamiento de la fermentación durante ocho ciclos representativos del tratamiento.

El muestreo de reconocimiento se realizó dos veces por semana durante todo el tiempo que duró el experimento, para conocer las características de los contaminantes que entraron al reactor y hacer los ajustes necesarios para controlar cada valor de CO experimentada, además de identificar el comportamiento del reactor durante su operación. Para lograrlo, se tomaron muestras en el influente, al final del ciclo de reacción o mezcla y

en el efluente, después de la sedimentación. En el caso particular del influente, cada día se tomó una muestra puntual en un ciclo y una muestra compuesta de tres ciclos, siendo ésta última con la que se obtuvo el valor de DQO total promedio del día, información con la que se calculó el valor de la carga orgánica.

Para determinar el comportamiento (perfiles) de los contaminantes durante un ciclo de tratamiento en cada carga orgánica experimentada, las muestras se tomaron según los tiempos indicados en la tabla 4.3.

Tabla 4.3. Tiempos de toma de muestra, como muestras puntuales, en un ciclo representativo de cada carga orgánica

Ciclo	Influente	Duración del período de mezcla anaerobia							Efluente
Tiempo (min)	0-16	20	80	140	200	260	320	360	450

Las muestras del influente se obtuvieron mediante una bomba peristáltica acoplada a la línea del llenado. Las muestras obtenidas en la mezcla y el efluente se tomaron directamente del tanque.

4.6 ANÁLISIS DEL AGUA RESIDUAL

Los análisis de laboratorio aplicados al agua residual se basaron en los métodos normalizados para el análisis de aguas potables y residuales (APHA, AWWA, WPCF, 1992) y métodos normalizados alemanes para el análisis del agua (Deutsche Einheitsverfahren zur Wasseruntersuchung, 1983).

Los sólidos suspendidos totales (SST) se determinaron por secado a 105 °C en una estufa marca Felisa; posteriormente se determinaron los sólidos suspendidos volátiles (SSV) incinerando los SST a 550 °C en una mufla Lindberg 84. Se utilizaron filtros de fibra de vidrio GF/A de 55 mm de diámetro para separar la parte suspendida de la disuelta.

La demanda química de oxígeno (DQO), total y soluble, fue determinada por fotometría, utilizando reactivos Merck para análisis de DQO y un espectrofotómetro marca Milton Roy

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

modelo 21D. La digestión de las muestras se realizó en un termoreactor COD marca Hach modelo 45 600-00. Para la determinación de la DQO soluble, se filtraron las muestras a través de membranas de nitrocelulosa de 0.45 μ marca Millipore.

Los ácidos grasos volátiles fueron analizados en un cromatógrafo de gases marca SRI 8610, con columna Alltech capillary A5-100 cuya temperatura se mantuvo constante en 121°C, utilizando nitrógeno como acarreador. En la preparación de la muestra, primero se filtró el agua residual a través de membranas de nitrocelulosa de 0.45 μ ; posteriormente se acidificó con HCl (0.1 N) hasta pH 3; a partir de la muestra acidificada se tomó un volumen de 1.5 ml que se centrifugó durante 15 minutos a 14000 rpm en una centrifuga marca Alltech. Finalmente las muestras se conservaron mediante congelación. Al realizar la medición, las concentraciones de AGV se determinaron al relacionar las áreas obtenidas para cada ácido en la muestra, respecto a las concentraciones conocidas de etanol, acético, propiónico, butírico y valérico contenidas en un estándar de Chem Service, y sus áreas respectivas.

El fósforo de los fosfatos (P-PO₄) y el nitrógeno, en forma de amonio (N-NH₄) y nitratos (N-NO₃), se determinaron por fotometría, empleando reactivos analíticos Spretroquant de Merck. Para determinar nitrógeno total o Kjeldahl se utilizó el método propuesto por Wieninger.

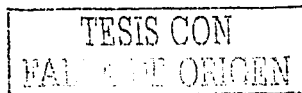
El pH se midió con un potenciómetro marca Orion 520 A, colocándose el electrodo directamente en la mezcla, mientras que la temperatura, con un termómetro Dialog R Digi-Sense de Cole Parmer. Es importante mencionar que no existió control sobre estos dos parámetros durante toda la experimentación en el reactor piloto.

4.7 OTROS PARÁMETROS

Además de los parámetros determinados en el laboratorio, existen otros que se calcularon a partir de algunos de ellos, tales como el grado de acidificación, el tiempo de retención celular (TRC), el coeficiente de rendimiento (Y_{obs}) y el índice volumétrico de lodos (IVL).

5. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

La fermentación anaerobia del agua residual municipal se llevó a cabo durante 154 días de operación del reactor discontinuo fermentador, 30 días correspondientes a la etapa de puesta en marcha y 124 días a la etapa experimental. Los resultados obtenidos se analizan y discuten para cada etapa, dividiendo la etapa experimental en el comportamiento general del sistema y el comportamiento particular para cada carga orgánica.



5.1 PUESTA EN MARCHA DEL FERMENTADOR

Durante esta etapa se determinaron los valores de carga orgánica, la demanda química de oxígeno, los sólidos suspendidos, el pH y la temperatura, cuyo seguimiento se presenta enseguida.

5.1.1 Carga orgánica y sólidos suspendidos en el licor mezclado

La carga orgánica es la principal variable sujeta a tratamiento en este experimento y es además, uno de los principales parámetros de diseño dentro de los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales. Cuando se trabaja con este tipo de sistemas se recomienda que la carga orgánica tenga un valor alto para evitar el crecimiento de microorganismos diferentes a los acidogénicos. Rabinowitz (1994) reporta que con valores altos de CO se presenta un mejor rendimiento en la producción de AGV, debido a que los TRC son cortos, lo que propicia la purga continua de sólidos, garantizándose así la presencia de población acidogénica. El registro diario de carga orgánica durante la etapa de arranque puede observarse en la figura 5.1.

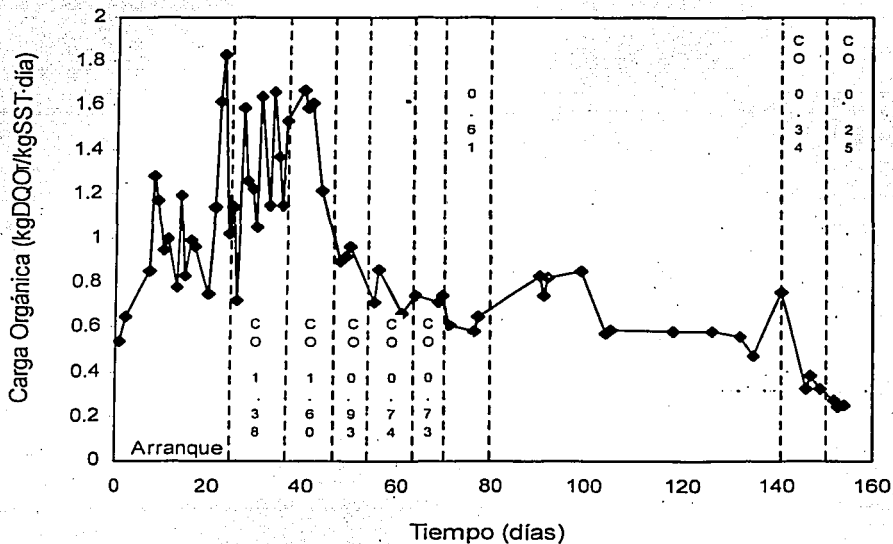


Fig. 5.1 Valores de la carga orgánica como promedio diario

El primer día del arranque, el valor de CO fue 0.54 kgDQO_T/kgSST-día y varió durante los días siguientes entre 0.72 y 1.83 kgDQO_T/kgSST-día. La tendencia encontrada para la carga orgánica en este periodo indica que la tasa de reproducción de microorganismos es alta, ya que aun después de purgar lodos, la CO fue inestable, siendo evidente que con valores de CO altos es más difícil controlar el sistema. El último día de la etapa de arranque, la CO fue de 1 kgDQO_T/kgSST-día.

5.1.2 Sólidos suspendidos totales y volátiles

Los sólidos suspendidos en el licor mezclado (SSLM) se determinaron para identificar su comportamiento y decidir el momento adecuado para purgar, ya que con base en este parámetro se ajustaron las distintas cargas orgánicas. El comportamiento observado durante los 30 días del arranque claramente indica que la concentración de SSLM fue disminuyendo gradualmente mediante la purga de lodos, desde 1670 hasta 760 mg/l (fig. 5.2). Además puede notarse que no fue fácil mantener fija la concentración de SSLM porque, entre los días 8 y 30, después de cada purga, dicha concentración se incrementó notablemente, sobre todo cuando los SSLM se mantenían entre 440 y 980 mg/l, lo que demuestra que la tasa de crecimiento en este intervalo es alta, con respecto a las que se obtuvieron con concentraciones de microorganismos mayores en el fermentador.

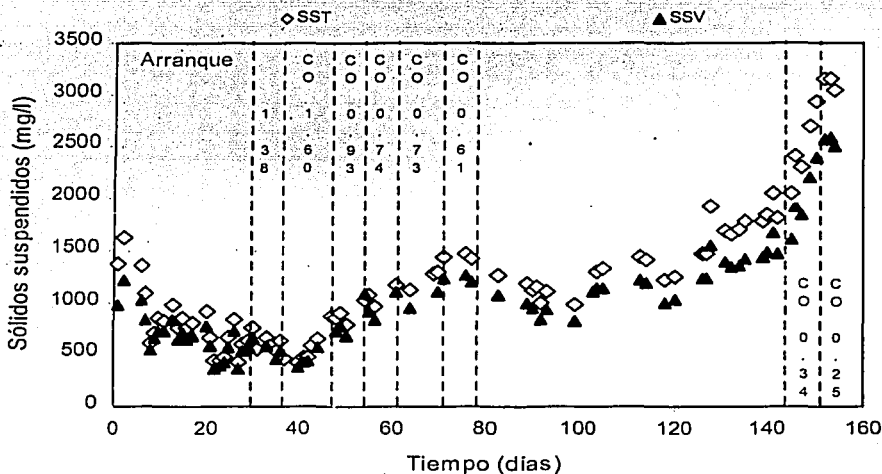


Fig. 5.2 Sólidos suspendidos en el licor mezclado (promedio diario)

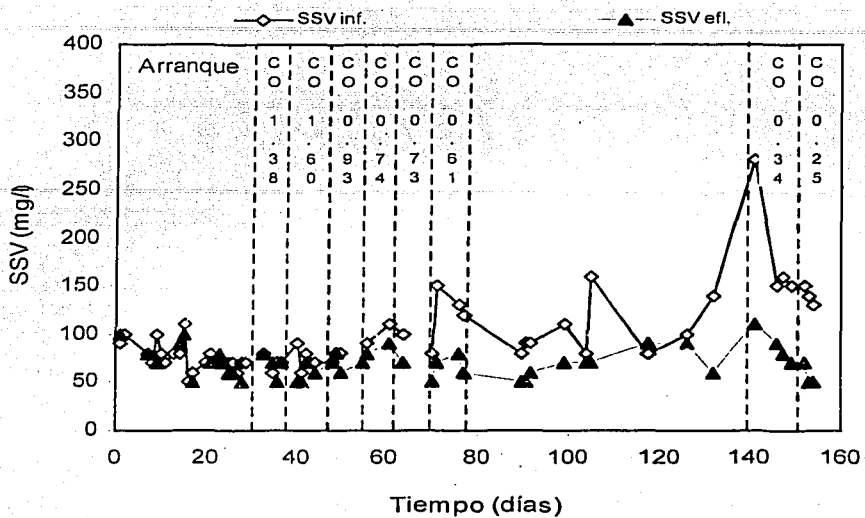


Fig. 5.4 Sólidos suspendidos volátiles como promedio diario

5.1.2.2 Remoción de sólidos suspendidos:

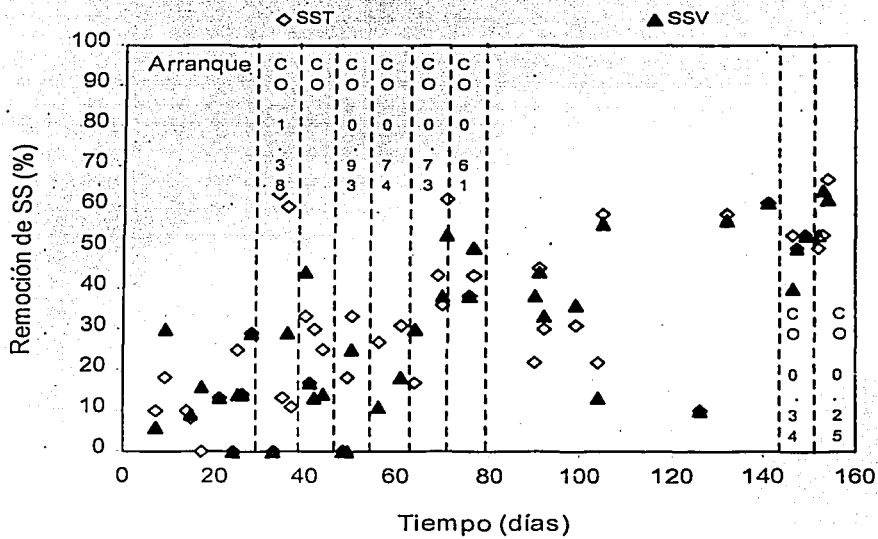


Fig. 5.5 Remoción de sólidos suspendidos

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

En la figura 5.5 se muestran los porcentajes de remoción de SST y SSV durante la fase de arranque del sistema, donde no se observa una tendencia clara en ninguno de los casos. En el caso de los SST, los porcentajes varían entre 8 y 29%, aunque hubo días sin remoción, debido al incremento de los SSV en el efluente. Estos últimos muestran porcentajes de remoción de 6 a 30%, y hubo conversión de SST a volátiles, ya que en algunos días los SST disminuyeron y los SSV aumentaron.

5.1.3 DQO

Durante el periodo de la puesta en marcha, se midió la DQO_T de una muestra compuesta constituida por una muestra del influente de los tres ciclos del día, así como la DQO_T de una muestra puntual en el efluente después de la sedimentación.

5.1.3.1 DQO en influente y efluente

En la figura 5.6 puede notarse que durante el arranque, la DQO_T en el influente alcanzó concentraciones cercanas a 400 mg/l, que después disminuyeron hasta estabilizarse entre 225 y 344 mg/l.

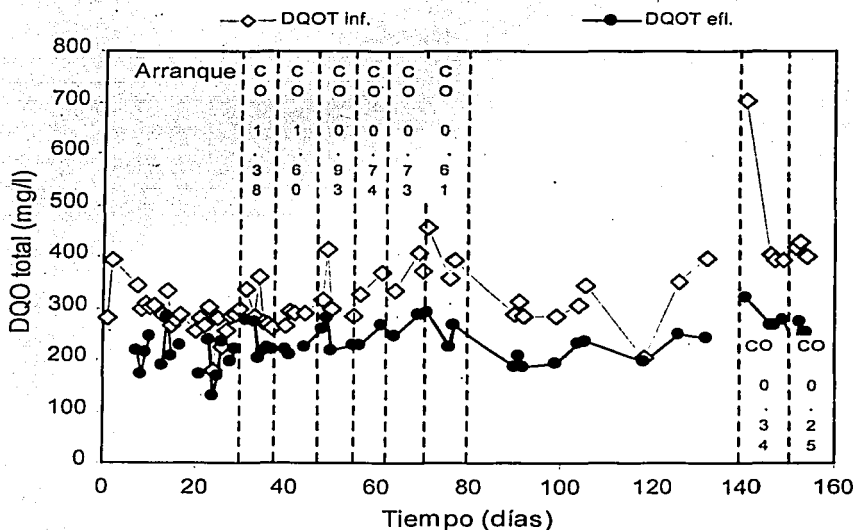


Fig. 5.6 Demanda química de oxígeno como promedio diario

En el efluente, la variación en los datos obtenidos fue mayor, ya que se mantuvieron entre 167 y 284 mg/l. La DQO soluble, en el influente se mantuvo entre 220 y 252 mg/l. mientras que en el efluente entre 153 y 185 mg/l (ver figura 5.7).

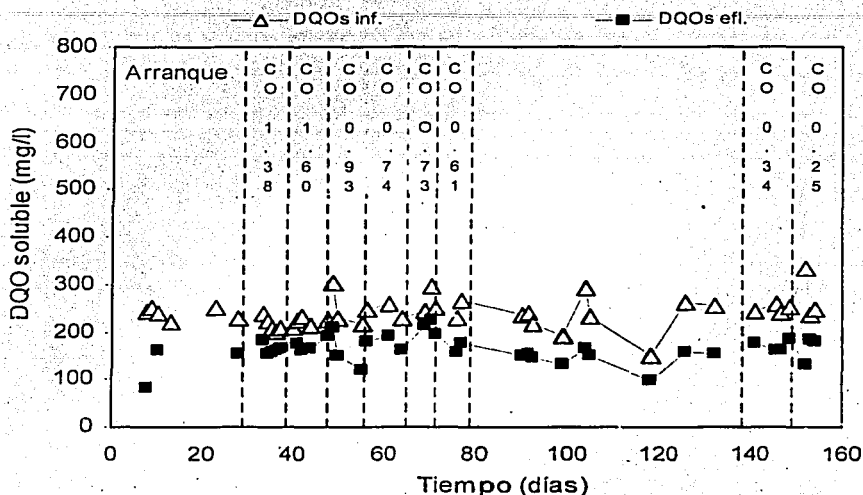


Fig. 5.7 Demanda química soluble como promedio diario

5.1.3.2 Remoción de DQO

La remoción de DQO varió entre 15 y 42%; la DQO en el efluente resultó mayor durante los días en que la concentración en el influente fue alta; además, los resultados reflejan que los mayores porcentajes de remoción se presentaron precisamente con las concentraciones de contaminantes más altas (figura 5.8), cuando la concentración en el influente se aproximó a 300 mg/l.

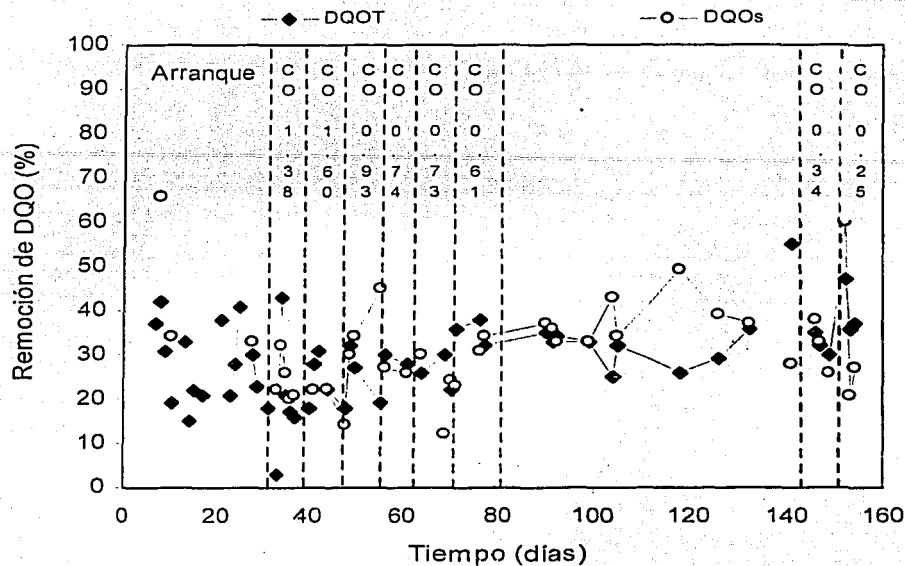


Fig. 5.8 Remoción de demanda química de oxígeno

5.1.4 pH y temperatura en influente y efluente

Tanto el pH como la temperatura, variables no controladas en este trabajo de investigación, son parámetros importantes a considerar en el proceso de fermentación, por la influencia que tienen sobre la producción de AGV (capítulo 2). En la etapa de arranque, dichos parámetros se registraron en la etapa de arranque, en influente y efluente del fermentador; en esta etapa, sólo se midieron los días de experimentación 28 y 29, para ejemplificar el comportamiento del pH y la temperatura. El pH disminuyó de 7.07 a 6.48 el día 28 y de 7.1 a 6.58 el día 29 mientras que la temperatura se mantuvo en 17°C durante todo el ciclo del día 28 y varió un poco el 29, entre 16.7°C y 17°C. El pH bajó aproximadamente 0.5 unidades en los dos días registrados, señal clara de que el proceso estaba acidificando. Las variaciones en la temperatura fueron mínimas en ese breve periodo. La razón de no contar con más información de pH y temperatura en la etapa de arranque se debe a que básicamente se consideró esta etapa como de generación de biomasa y de ajuste de ciertas condiciones experimentales.

5.2 COMPORTAMIENTO DURANTE EL PERIODO EXPERIMENTAL

En este apartado se analiza y discute el comportamiento general del sistema durante la etapa correspondiente a la experimentación en el fermentador discontinuo. La carga orgánica fue ajustada a un valor determinado durante un periodo de tiempo y se analizó el desempeño del reactor. Entre los parámetros que se analizaron se encuentran CO, SST, DQO, AGV, grado de acidificación, pH, temperatura, TRC, coeficiente de rendimiento observado e índice volumétrico de lodos (IVL).

5.2.1 Características del agua residual

En la tabla 5.1 se presentan los valores promedio de los parámetros determinados en el agua residual durante todo el periodo experimental. Al enriquecer el agua residual con maltodextrina y proteína vegetal hidrolizada se logró el objetivo buscado y descrito en el capítulo 4, ya que pudo incrementarse la DQO_T hasta un valor similar al reportado por Koppe y Stozek (1986) y Abur-ghararah y Randall (1991) como típicos de las aguas residuales municipales. El valor de DQO total promedio en este experimento se encuentra en el intervalo propuesto como representativo, entre 300 y 350 mg/l.

Tabla 5.1 Características del agua residual

Parámetro	Unidad	Valor*
AGV	mgDQO/l	0
DQO_T	mg/l	324 ± 18
DQO_s	mg/l	239 ± 9
SST	mg/l	110 ± 14
SSV	mg/l	93 ± 10
pH	-	7.43 ± 0.12
T	°C	16.74 ± 0.72

* Determinado a las muestras del influente de las 9 de la mañana

5.2.2 Carga orgánica

La carga orgánica, principal variable en este experimento, se ajustó manipulando la concentración de SST en el licor mezclado. En la tabla 5.2 se muestran los valores de carga orgánica promedio y puntuales obtenidos durante la experimentación.

Tabla. 5.2 Cargas orgánicas experimentadas

Periodo	No. de Experimento	Carga Orgánica del periodo *	Carga Orgánica en un día *
8 Nov – 11 Nov / 99	1	1.38 ± 0.38	1.37
12 Nov – 17 Nov / 99	2	1.6 ± 0.08	1.59
23 Nov – 25 Nov / 99	3	0.93 ± 0.07	0.96
30 Nov – 6 Dic / 99	4	0.74 ± 0.37	0.86
9 Dic – 15 Dic / 99	5	0.73 ± 0.07	0.74
16 Dic – 22 Dic / 99	6	0.61 ± 0.07	0.65
29 Feb – 3 Mar / 00	7	0.34 ± 0.07	0.38
4 Mar – 8 Mar / 00	8	0.25 ± 0.02	0.25

* Valor de carga orgánica promedio del periodo experimental, kgDQO_T/kgSST-día

** Valor de carga orgánica diario en un ciclo representativo de cada periodo experimental, kgDQO_T/kgSST-día

De manera general, la realización del experimento se planeó para que la carga orgánica disminuyera gradualmente durante los 124 días del periodo experimental. En la figura 5.1 se presenta el seguimiento diario dado a los valores de carga orgánica, que fue difícil de controlar mientras mayor fue su valor. El día 83 al 99 la carga orgánica aumentó debido a la pérdida de sólidos en el sistema ocasionada durante la interrupción accidental de la alimentación de agua residual y por el aumento en el valor del IVL, lo que provocó que la cama de lodos alcanzara la succión de la línea de vaciado del efluente. Después del día 99 la carga orgánica se mantuvo prácticamente constante durante 33 días. Para evitar el

arrastre de lodos junto con el efluente fermentado, el 25 de febrero de 2000 se modificó el volumen de recambio, de 1600 a 1330 litros. Bajo estas nuevas condiciones se experimentaron las últimas dos cargas.

De forma más específica, al terminar la etapa correspondiente a la puesta en marcha, la carga orgánica obtenida fue $1.05 \text{ kgDQO}_7/\text{kgSST}\cdot\text{día}$. Al iniciar la etapa experimental, se obtuvo un valor promedio de CO de $1.38 \pm 0.38 \text{ kgDQO}_7/\text{kgSST}\cdot\text{día}$, donde hubo que purgar lodos continuamente para mantenerla, debido a que fue una de las cargas orgánicas más altas y donde la producción de lodos, por ende, fue elevada. De ahí la dificultad para mantenerla, pues llegó a variar entre valores diarios de 1.05 hasta $1.66 \text{ kgDQO}_7/\text{kgSST}\cdot\text{día}$. Posteriormente, se experimentó con una CO mayor a la anterior, por lo que se purgaron lodos hasta ajustarla en $1.6 \pm 0.08 \text{ kgDQO}_7/\text{kgSST}\cdot\text{día}$. En esta etapa fue menos difícil controlar la carga orgánica; de hecho, la biomasa fue reproduciéndose e incrementándose, con lo que sólo hubo que estar al tanto de que el valor de la carga orgánica no se alejara del esperado para esta fase. La estrategia posterior para disminuir la carga orgánica fue básicamente la misma que en el experimento precedente, estableciendo con ello valores de carga orgánica medios, como 0.61 ± 0.07 , 0.73 ± 0.07 , y $0.74 \pm 0.37 \text{ kgDQO}_7/\text{kgSST}\cdot\text{día}$ y tan bajos como 0.25 ± 0.02 , $0.34 \pm 0.07 \text{ kgDQO}_7/\text{kgSST}\cdot\text{día}$ (Ver figura 5.1).

5.2.3 Sólidos suspendidos en el licor mezclado (SSLM)

Transcurridos 30 días de operación del fermentador se inició la etapa experimental estableciendo la primera carga orgánica entre los días 30 y 36, tratando de conservar una concentración de SSLM aproximada a 550 mg/l , y que fluctuó entre 460 y 760 mg/l para obtener $1.38 \pm 0.38 \text{ kgDQO}_7/\text{kgSST}\cdot\text{día}$ (ver figura 5.2). En el segundo experimento se ajustó una carga orgánica mayor, $1.6 \pm 0.08 \text{ kgDQO}_7/\text{kgSST}\cdot\text{día}$, entre los días 37 y 44, por lo que se purgaron lodos hasta mantener la concentración de microorganismos entre 420 y 640 mg/l . Las concentraciones de microorganismos en los experimentos posteriores, que se están delimitados en la gráfica correspondiente, fue el siguiente: entre 790 y 900 mg/l para $0.93 \pm 0.07 \text{ kgDQO}_7/\text{kgSST}\cdot\text{día}$; entre 960 y 1100 mg/l para $0.74 \pm 0.37 \text{ kgDQO}_7/\text{kgSST}\cdot\text{día}$; entre 1120 y 1300 mg/l en $0.73 \pm 0.07 \text{ kgDQO}_7/\text{kgSST}\cdot\text{día}$; entre

1420 y 1440 en 0.61 ± 0.07 kgDQO₇/kgSST·día; entre 2050 y 2930 mg/l para 0.34 ± 0.07 kgDQO₇/kgSST·día y entre 3035 y 3160 mg/l para 0.25 ± 0.07 kgDQO₇/kgSST·día.

A partir del día 83, la concentración registrada de SSLM disminuyó, registrándose ese día 1260 mg/l. Esta situación se derivó de la interrupción de la alimentación de agua residual al sistema para tratamiento, durante tres días. Como consecuencia de este suceso el lodo se abultó y se manifestó con el incremento del IVL y de la altura de la cama de lodo en el reactor discontinuo, rebasando el nivel en que se colocó la succión para la descarga del efluente y por lo tanto, ocurrió el desalojo de sólidos. Las condiciones de operación no se modificaron porque se querían restablecer las condiciones existentes antes del incidente.

A partir del día 120 se registró de nuevo un incremento en la concentración de SSLM, de 1250 mgSST/l a 1460 mgSST/l, intervalo de concentraciones que se mantuvieron estables prácticamente hasta dos semanas anteriores al fin de la experimentación, aunque con algunos días en que se detectó arrastre de lodo durante el vaciado del efluente. Esta nueva situación condujo a disminuir el volumen de recambio, el día 142, y a ajustar la concentración de SSLM en el valor necesario para mantener la carga orgánica requerida en ese momento. Disminuir el volumen de recambio requirió la modificación de la altura de la succión de la línea para desalojo del efluente, subiendo el nivel de la misma, para evitar el desalojo de sólidos durante la experimentación con las dos últimas cargas orgánicas. Una vez modificado el volumen de recambio en el sistema, la concentración de SSLM aumentó desde 2170 mgSST/l hasta 3160 mgSST/l, siendo ésta última la máxima concentración alcanzada durante la investigación.

5.2.4 Sólidos suspendidos totales y volátiles

Entre las cargas orgánicas de 0.93 ± 0.08 , 1.38 ± 0.38 y 1.6 ± 0.08 kgDQO₇/kgSST·día, las concentraciones de SST en influente y efluente se mantuvieron relativamente uniformes en las dos primeras cargas orgánicas, al ingresar con el agua residual entre 80 y 100 mg/l, y dejar el sistema entre 50 y 80 mg/l, respectivamente (figura 5.3); en la tercera carga orgánica se observó que al ser ligeramente mayor la concentración de SST en el influente, respecto a las dos cargas orgánicas precedentes, también lo fue en el efluente: entraron entre 90 y 110 mg/l y salieron entre 60 y 90 mg/l, respectivamente. En las cargas orgánicas de 0.61 ± 0.07 , 0.73 ± 0.07 y 0.74 ± 0.37 kgDQO₇/kgSST·día no hubo

diferencias importantes en las concentraciones de los SST en influente y efluente, las cuales variaron en general entre 110 y 140 mg/l y entre 70 y 100 mg/l, respectivamente. Sin embargo, en los dos últimos experimentos, 0.25 ± 0.02 y 0.34 ± 0.07 kgDQO₇/kgSST-día, se obtuvieron concentraciones de SST en el influente que fácilmente duplicaron las encontradas al inicio del experimento: entre 150 y 190 mg/l; bajo estas condiciones, las concentraciones de SST en el efluente se mantuvieron en valores detectados en todo el experimento, entre 50 y 90 mg/l.

La fracción volátil de los sólidos suspendidos en el influente varió de la siguiente manera: en los tres primeros experimentos: 0.93 ± 0.08 , 1.38 ± 0.38 y 1.6 ± 0.08 kgDQO₇/kgSST-día, se mantuvo entre 70 y 90 mg/l (SSV entre 88% y 90% de SST de influente); en las dos siguientes, 0.73 ± 0.07 y 0.74 ± 0.37 kgDQO₇/kgSST-día, entre 90 y 110 mg/l (SSV entre 79% y 81% de SST de influente) y, en las tres últimas, 0.25 ± 0.02 , 0.34 ± 0.07 y 0.61 ± 0.07 kgDQO₇/kgSST-día, entre 120 y 150 mg/l (SSV entre 79% y 80% de SST de influente). Por el contrario, los SSV en el efluente fueron prácticamente constantes en todo el periodo experimental, entre 50 y 90 mg/l, concentraciones que representan entre el 80% y 90% de los SST en el efluente (figuras 5.3 y 5.4). Cabe mencionar que en las tres últimas cargas orgánicas analizadas, fue más notoria la diferencia entre los SSV que entraron y salieron del sistema y que, independientemente de si la concentración fue mayor en la entrada, los resultados en el efluente no difirieron de los observados en todo el experimento.

La remoción de sólidos suspendidos totales se mantuvo entre 31 y 33% en las cargas orgánicas de 0.74 ± 0.37 , 0.93 ± 0.07 y 1.6 ± 0.08 kgDQO₇/kgSST-día incrementándose, a medida que disminuía la carga orgánica, hasta 67% en 0.25 ± 0.02 kgDQO₇/kgSST-día. En el caso de los volátiles, entre 0.74 ± 0.37 y 1.6 ± 0.08 kgDQO₇/kgSST-día la remoción fue variable pero entre 0.25 ± 0.02 y 0.73 ± 0.07 kgDQO₇/kgSST-día se registra el incremento en la remoción de 38 a 62% (figura 5.5).

5.2.5 DQO

La demanda química de oxígeno, total y soluble, se analizó en muestras del influente y efluente para conocer el desempeño del reactor, porque las transformaciones de DQO

total a DQO soluble pueden interpretarse como la ocurrencia de hidrólisis del material orgánico suspendido presente en el agua residual.

Uno de los requerimientos de este experimento fue mantener aproximadamente 300 mg/l de DQO en el influente, hecho que en general se logró al obtener un promedio de 324 ± 18 mg/l. En las cinco primeras cargas orgánicas analizadas, de 0.73 ± 0.37 a 1.6 ± 0.08 kgDQO₇/kgSST·día, la DQO total en el influente fluctuó entre 263 y 367 mg/l, con algunos días en que se obtuvieron valores aislado alrededor de 400 mg/l (figura 5.6). En el efluente, en ese mismo periodo, la DQO total se mantuvo entre 216 y 288 mg/l. A partir de la carga orgánica de 0.61 ± 0.37 y hasta la de 0.25 ± 0.02 kgDQO₇/kgSST·día, la DQO en el influente rebasó los 390 mg/l, alcanzando valores máximos de 455 mg/l. Sin embargo, el efluente de ese periodo aportó DQO totales entre 223 y 290 mg/l, de tal forma que en la calidad del efluente no se observan variaciones sostenidas que difieran de los resultados obtenidos en las cinco primeras cargas orgánicas, es decir, que la tendencia de la DQO total en el efluente se mantuvo relativamente uniforme.

La DQO soluble en influente y efluente mostró una tendencia uniforme durante todo el periodo experimental; en general, se mantuvo entre 209 y 265 mg/l en el influente, hecho atribuible en parte a los compuestos que se agregaron al agua residual para enriquecerla, adicionalmente de la fracción soluble que contenía el agua residual (figura 5.7). La afirmación anterior se debe a que la fracción suspendida o insoluble del agua residual varió debido al aporte de mayores cantidades de material suspendido (figura 5.3) en el influente y por tanto, ese hecho marcó la variaciones entre la DQO total y la soluble. En el efluente, la DQO soluble también se comportó uniformemente, entre 160 y 223 mg/l. Aquí se puede observar un hecho interesante, ya que la DQO soluble al final de la fermentación no difiere en mucho con la del influente, debido a que parte de la DQO soluble que ingresó al sistema fue convertida en AGV, los cuales son una forma de DQO soluble. Hay que recordar que la fermentación es básicamente un proceso de conversión de la materia orgánica degradable, en donde los microorganismos también la necesitan para convertirla y para reproducirse; esto último explica en parte la diferencia entre las DQO solubles influente y efluente.

Los porcentajes de remoción de DQO total y soluble presentaron sólo una ligera tendencia a incrementarse al disminuir la carga orgánica (figura 5.1 y 5.8). En las cargas

orgánicas entre 0.61 ± 0.07 y 1.6 ± 0.08 kgDQO_T/kgSST·día, los porcentajes de remoción de DQO total fluctuaron entre 16 y 43% y entre 21 y 34% los de DQO soluble; en el caso de las cargas orgánicas de 0.25 ± 0.02 y 0.34 ± 0.07 kgDQO_T/kgSST·día, los porcentajes de remoción de DQO total y DQO soluble fueron los mayores encontrados: entre 30 y 47% y entre 21 y 60%, respectivamente.

Los porcentajes de remoción de DQO, en general, no fueron elevados en las cargas orgánicas altas y medias. Esto tiene que ver con lo que dice la teoría respecto a que la fermentación es un proceso de conversión de productos más que un proceso de remoción de material carbonoso. Sin embargo, en las dos cargas orgánicas más bajas los porcentajes de remoción de DQO fueron altos y la producción de AGV obtenida al final del ciclo no provino en su totalidad de la DQO removida, sino que sólo una fracción de ésta última fue utilizada para fermentar.

5.2.6 Ácidos Grasos Volátiles (AGV)

Los ácidos grasos volátiles son la principal variable de respuesta de este experimento y es con base en su producción que se recomendará la carga orgánica y el intervalo en que se obtuvieron los mejores resultados.

Es importante comentar que no se detectaron ácidos grasos volátiles en el influente durante el periodo de experimentación, por lo que sólo se monitoreó diariamente el comportamiento y la concentración de los AGV en el efluente. Las concentraciones de AGV obtenidas se convirtieron a unidades equivalentes de DQO (mgDQO/l) utilizando los siguientes factores: 1.067 para el ácido acético y 1.514 para el propiónico, de acuerdo con lo expuesto por Münch y Koch (1999), quienes reportan que dichos factores se basan en la oxidación completa de cada ácido a CO₂ y H₂O.

5.2.6.1 AGV totales en el efluente

En la carga orgánica 1.38 ± 0.38 kgDQO_T/kgSST·día se midieron 148 mgDQO/l de AGV totales y en el experimento posterior, 1.6 ± 0.38 kgDQO_T/kgSST·día, bajaron hasta 136 mgDQO/l. En las cargas posteriores, los AGV totales aumentaron a 149, 192 y 203 mgDQO/l en las cargas orgánicas de 0.93 ± 0.07 , 0.74 ± 0.37 y 0.73 ± 0.07

kgDQO_T/kgSST-día, respectivamente, siendo la última en la que se detectaron los AGV totales máximos. Los resultados posteriores reflejan que los AGV totales disminuyeron de 184 a 177 mgDQO/l en 0.61± 0.07 kgDQO_T/kgSST-día, de 157 a 123 mgDQO/l en 0.34± 0.07 kgDQO_T/kgSST-día y que por último aumentaron repentinamente de 89 a 152 mgDQO/l en la carga orgánica de 0.25 ± 0.02 kgDQO_T/kgSST-día. Las mayores concentraciones de AGV totales se presentaron en carga orgánicas medias, específicamente en 0.73 ± 0.07 kgDQO_T/kgSST-día y en 0.61 ± 0.07 kgDQO_T/kgSST-día.

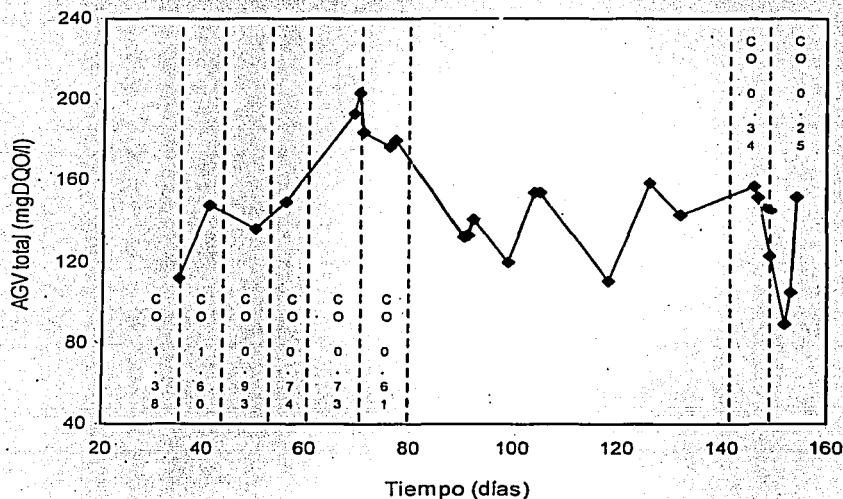


Fig. 5.9 Ácidos grasos volátiles totales durante el periodo experimental

5.2.6.2 Especies de AGV en el efluente

En este experimento sólo se detectaron dos especies de ácidos grasos volátiles: acético y propiónico, siendo el primero el que predominó sobre el propiónico en todas las cargas orgánicas (figura 5.10). Inicialmente el ácido acético aportó 92 mg/l y el propiónico 33 mg/l en la carga orgánica de 1.38 ± 0.38 kgDQO_T/kgSST-día, pero disminuyó ligeramente en las cargas orgánicas posteriores, 1.6± 0.07, 0.93± 0.07 y 0.74± 0.37 kgDQO_T/kgSST-día, obteniéndose respectivamente concentraciones de acético y propiónico de 83 y 31 mg/l, 85 y 39 mg/l y 95 y 60 mg/l. El incremento paulatino en los ácidos acético y propiónico se

hizo evidente y fue en la carga orgánica de 0.73 ± 0.37 kgDQO₇/kgSST-día que se presentaron 106 mg/l de ácido acético y 60 mg/l de propiónico, éste último correspondiente a la máxima concentración de propiónico detectada en el experimento y que singularmente contribuyó de manera decisiva para alcanzar la máxima concentración de AGV totales reportada con anterioridad, 203 mgDQO/l.

En 0.61 ± 0.07 kgDQO₇/kgSST-día, el acético se incrementó de 87 a 99 mg/l y el propiónico comenzó a decaer de 60 a 47 mg/l, hecho que se observaría prácticamente hasta el final del experimento, mientras la carga orgánica disminuía. Por otro lado, el acético presentó una caída hasta 67 mg/l después de terminar este experimento y después fue recuperándose gradualmente hasta 107 mg/l, permaneciendo así hasta la carga orgánica de 0.34 ± 0.07 kgDQO₇/kgSST-día, en que se mantuvo entre 111 y 115 mg/l mientras el propiónico desaparecía. En 0.25 ± 0.02 kgDQO₇/kgSST-día, es notoria nuevamente la disminución del acético hasta 83 y 79 mg/l y la reaparición de 45 mg/l de propiónico.

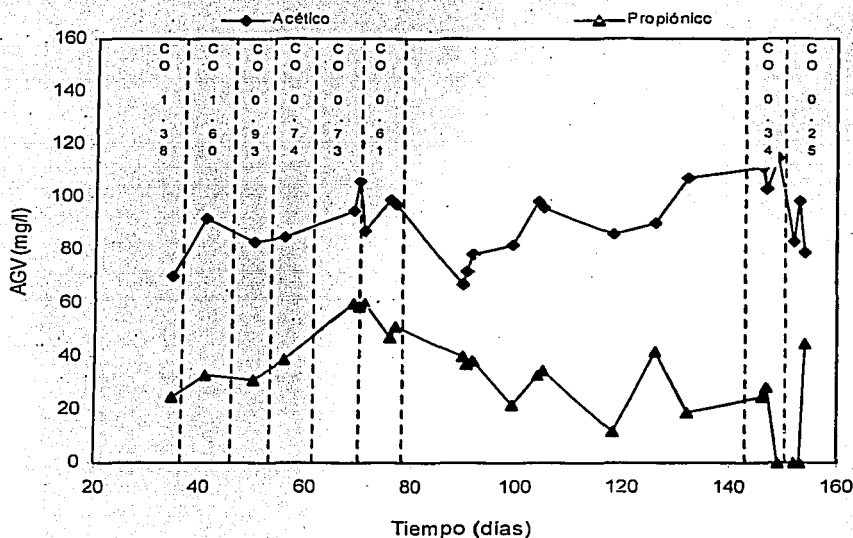


Fig. 5.10 Especies de AGV en el efluente

Cuevas et al. (1998) reportan que al disminuir la carga orgánica, los productos de la fermentación fueron incrementándose; la mayor parte del tiempo, la concentración de AGV fue superior a 200 mg/l, a partir de un valor de DQO total de alimentación de 640 ± 33 mg/l y DQO soluble de 446 ± 30 mg/l, características que obtuvieron al enriquecer el agua residual cruda con melaza, un compuesto soluble en el agua y fácil de degradar. Esta situación coincidió parcialmente con lo observado en esta investigación, donde el acético se incrementó y el propiónico tendió a desaparecer al disminuir la carga orgánica. En el caso particular de la fermentación anaerobia que aquí se discute, se utilizó maltodextrina como fuente de carbohidrato, un compuesto también soluble en agua pero de estructura molecular más compleja.

5.2.6.3 Porcentajes de ácidos acético y propiónico respecto a los AGVT

Es importante conocer la proporción que aporta cada especie de AGV en la concentración total de los mismos ya que el porcentaje de cada uno de ellos puede indicar el tipo de fermentación o ruta metabólica que fue más favorable.

En la tabla 8.2 del anexo aparecen los días y la carga orgánica en que se determinaron las concentraciones de cada especie, así como los AGVT y los porcentajes de cada ácido. De forma general, el ácido acético fue la especie dominante, constituyendo entre 51 y 100% de los AGVT, mientras que el propiónico contribuyó desde 0 hasta 49%.

Entre las cargas orgánicas de 1.38 ± 0.38 y 0.73 ± 0.07 kgDQO_T/kgSST·día el ácido acético, a pesar de tener el mayor porcentaje, tiende a bajar de 66 a 51% mientras que el porcentaje de propiónico aumentó de 34 a 49% en ese mismo periodo, en el cual se detectó la máxima concentración de propiónico. En la carga orgánica de 0.61 ± 0.07 kgDQO_T/kgSST·día, el ácido acético vuelve a incrementarse hasta 60% y el acético disminuye a 41%. Después del día 99, periodo en que no se controló la carga orgánica, el acético continuó en aumento y el propiónico disminuía paulatinamente hasta que, durante la carga orgánica de 0.34 ± 0.07 kgDQO_T/kgSST·día ya no se detectó; al final de esta carga y al inicio de 0.25 ± 0.07 kgDQO_T/kgSST·día, se registró el 100% de contribución de acético, dada la ausencia del ácido propiónico. Sin embargo, el último día del experimento, se observa un repunte importante del ácido propiónico con una aportación del 45%, mientras que el acético bajó de 100 a 55%, lo que sugiere que con cargas

orgánicas aún menores que las experimentadas el ácido propiónico podría seguir apareciendo. Para los fines de esta investigación el intervalo experimentado fue suficiente para comprobar que existe un punto óptimo en la producción de AGV.

5.2.7 Grado de acidificación

El grado de acidificación es la relación que existe entre la DQO presente en el efluente en forma de AGV y la DQO del influente; por otro lado, la eficiencia de acidificación es la diferencia de la concentración de AGV (mgDQO/l) entre efluente e influente con respecto a la DQO del influente (Guerrero et al., 1999). En el caso particular de este experimento, la concentración de AGV en el influente fue nula, motivo por el cual solamente se hace referencia al grado de acidificación.

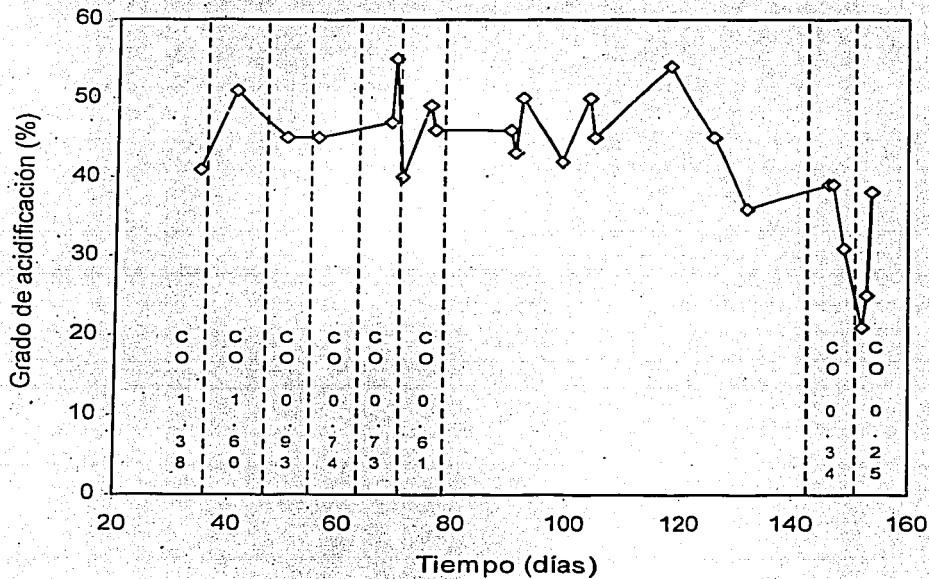


Fig. 5.11 Grado de acidificación

Los mejores grados de acidificación se observaron en las cargas orgánicas medias y altas, entre 0.61 ± 0.07 y 1.6 ± 0.08 kgDQO₇/kgSST-día, en un intervalo de 40 a 55%. Fue

con la carga orgánica de 0.73 ± 0.07 kgDQO₇/kgSST-día, en que se obtuvo la máxima producción de AGV (ver figuras 5.9 y 5.10), cuando el grado de acidificación fue también el mayor de todos: 55%.

Entre los días 80 y 120, el grado de acidificación permaneció entre 40 y 50%, pero el día 132 fue notoria su disminución, de 39 a 21%. En las cargas orgánicas de 0.34 ± 0.07 y 0.25 ± 0.02 kgDQO₇/kgSST-día la disminución del grado de acidificación coincidió con la disminución en la producción de acético y la recuperación del ácido propiónico (figuras 5.10 y 5.11).

5.2.8 pH

Los valores de pH del agua residual doméstica normalmente fueron neutros, pero llegaron a ser de 8 a medida que transcurría el tiempo experimental. (figura 5.12). Cabe señalar que el pH no fue controlado en este experimento.

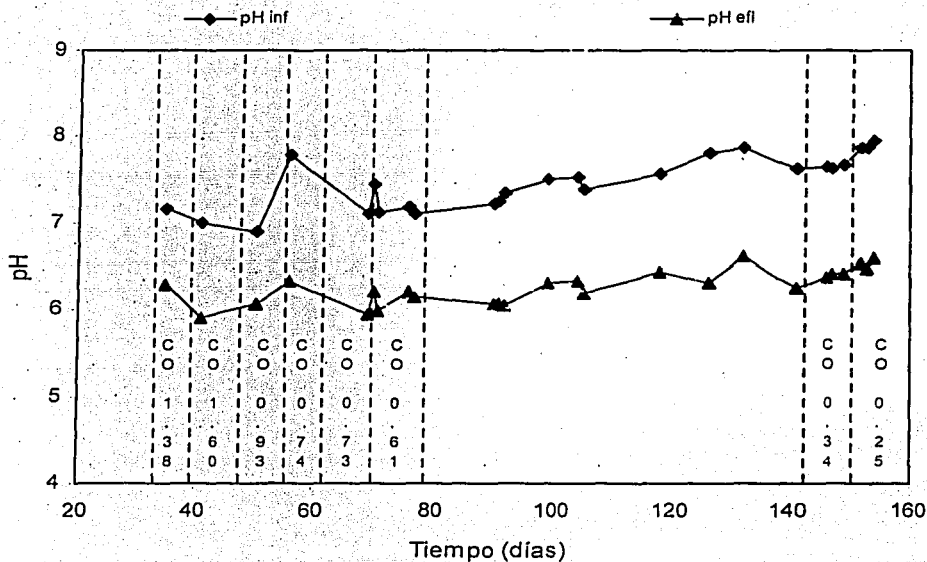


Fig. 5.12 Valores de pH como promedio diario

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

En el efluente, el pH se mantuvo en un intervalo de 5.9 a 6.6, tendiendo a aumentar a la vez que en el influente aumentó. La producción de AGV alcanzada cada día durante el periodo experimental fue suficiente para bajar el pH en más de una unidad en la mayoría de los casos. Esta última tendencia se puede identificar entre los valores de CO medias y bajas, principalmente, entre 0.73 ± 0.07 y 0.25 ± 0.02 kgDQO_T/kgSST·día.

5.2.9 Temperatura

La temperatura es otro factor que influye en el desarrollo de la fermentación. En el influente alcanzó su mínimo valor en 13.8°C y su máximo en 20.8°C (figura 5.13); en el efluente se mantuvo en un intervalo entre 16.5°C y 18.4°C. Los valores del efluente presentaron menores variaciones que los del influente, funcionando el reactor como un amortiguador de los cambios de temperatura.

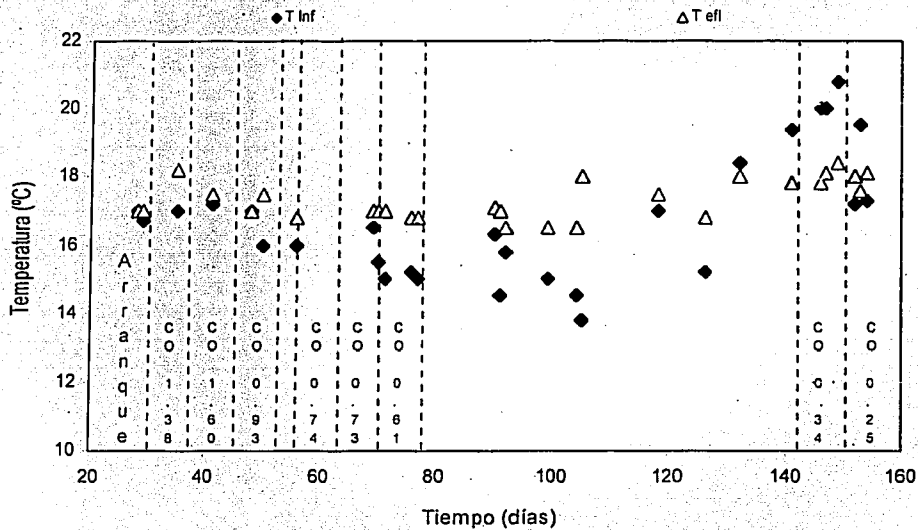


Fig. 5.13 Temperatura durante el periodo experimental

5.2.10 Tiempo de retención celular

El tiempo de retención celular es el parámetro que indica el tiempo promedio que permanecen los microorganismos en un sistema biológico. Se sabe que cuando la carga orgánica es alta el TRC es bajo y que ocurre lo contrario cuando la carga orgánica es alta el TRC es bajo y que ocurre lo contrario cuando la carga disminuye.

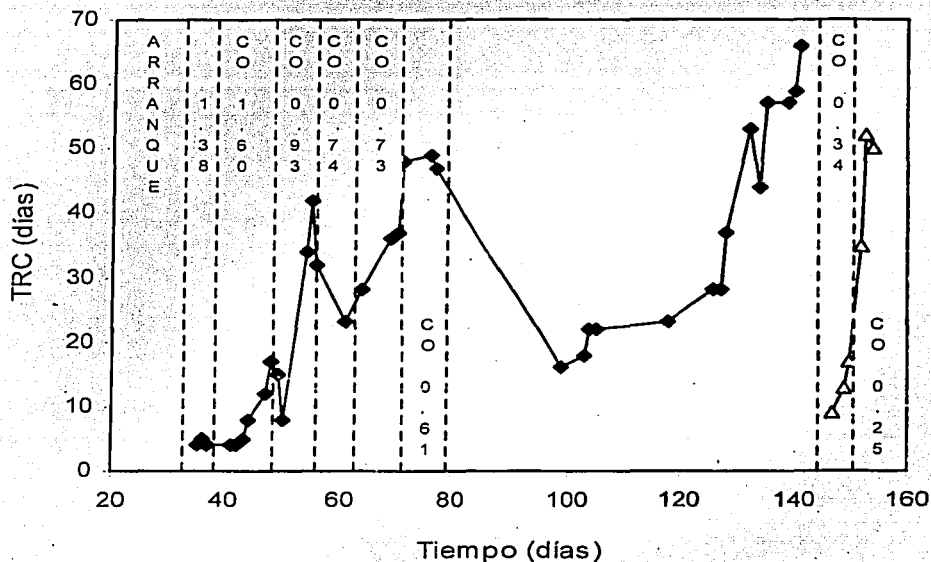


Fig. 5.14. Tiempo de retención celular en el periodo experimental

Al ajustar la carga orgánica entre 1.38 ± 0.38 y 0.73 ± 0.07 kgDQO₇/kgSST-día, el TRC aumentó de 4 a 42 días, aun cuando se aprecia disminución en el mismo alrededor del día 60, en la carga orgánica de 0.74 ± 0.37 kgDQO₇/kgSST-día, cuando disminuyó a 23 días; lo anterior coincide con la disminución de la carga orgánica y por lo tanto, se ajusta al hecho de que mientras menor sea la carga orgánica, mayor es el tiempo de retención celular (figura 5.14). En el periodo del día 80 al 100, no se determinó el TRC debido a la pérdida de lodos junto con el efluente, lo que a su vez trajo como consecuencia que la carga orgánica variara continuamente en este periodo. Al normalizarse el sistema, alrededor del día 99, el TRC volvió a incrementarse mientras la carga orgánica disminuía. Entre los días 147 y 150, aumentó de 9 a 17 días en la carga orgánica de 0.34 ± 0.07

kgDQO₇/kgSST·día y de 35 a 50 días en 0.25±0.02 kgDQO₇/kgSST·día (Ver Anexo: Tabla 1. Resultados generales de experimentación).

Sin embargo, en las cargas orgánicas más bajas, 0.34±0.07 y 0.25±0.02 kgDQO₇/kgSST·día, el comportamiento del TRC y de la producción de lodos se identificó con símbolos distintos en las figuras 5.14 y 5.15, porque en ese periodo se presentaron las concentraciones más altas de sólidos suspendidos en el influente: En Ciudad Universitaria se reanudaron las actividades después de un periodo de 10 meses de inactividad (ver figuras 5.3. y 5.4). Esto obligó a aumentar la intensidad de la purga de lodos con la consecuente disminución del TRC. En apariencia, el comportamiento registrado en las dos cargas orgánicas más bajas contradice la teoría, respecto a que se esperarían TRC menores que en el resto de los experimentos, donde las cargas orgánicas fueron todas mayores.

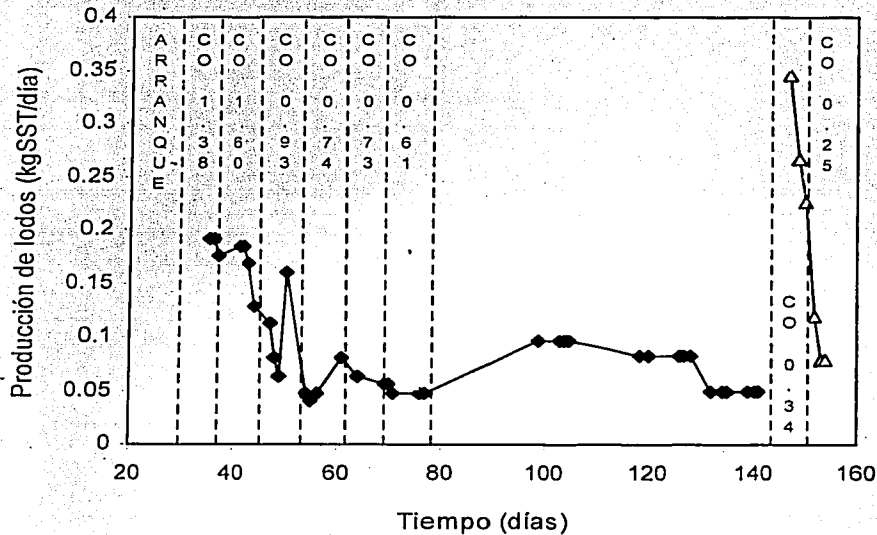


Fig. 5.15 Producción de lodos durante el experimento

Cabe recordar aquí que los dos últimos experimentos se realizaron bajo condiciones diferentes que los otros seis, aunque siempre el objetivo de controlar cada carga orgánica

se mantuvo; además, la concentración de los sólidos suspendidos (SST y SSV) durante los últimos dos experimentos se incrementaron en el influente y por lo tanto la acumulación en el reactor fue mayor y al determinar la producción de lodos resultaron tasas de reproducción mayores, en comparación con los valores registrados en los experimentos anteriores. Esto significa que al realizar el cálculo del TRC los valores obtenidos no necesariamente representan el incremento de microorganismos en el sistema, ya que hubo interferencia de los sólidos suspendidos excedentes del influente acumulados durante la sedimentación.

La producción de lodos decreció de 0.192 kgSST/día, en 1.38 ± 0.38 kgDQO₇/kgSST-día, hasta 0.04 kgSST/día en la carga orgánica de 0.74 ± 0.37 kgDQO₇/kgSST-día; posteriormente hubo un ligero repunte al inicio del siguiente experimento, 0.73 ± 0.07 kgDQO₇/kgSST-día, aunque luego sobrevino un descenso hasta 0.048 kgSST/día en 0.61 ± 0.07 kgDQO₇/kgSST-día. En las cargas orgánicas de 0.34 ± 0.37 y 0.25 ± 0.02 kgDQO₇/kgSST-día, fue notorio el descenso en la producción de lodos de 0.34 a 0.07 kgSST/día. La disminución en la producción de lodos coincidió con la disminución de la carga orgánica, al haber menor disponibilidad de alimento para los microorganismos y mayor competencia por el sustrato, lo que a su vez se traduce en una disminución en la tasa de reproducción de los microorganismos.

5.2.11 Coeficiente de rendimiento

El coeficiente de rendimiento (Y_{obs}) es un parámetro que relaciona la producción de lodos con la remoción de contaminantes. En la tabla A.1 del anexo se encuentran los valores obtenidos de este parámetro, que van desde 0.06 hasta 0.87 kgSST_{producidos}/kgDQO_{eliminada}. Los valores más altos de Y_{obs} se obtuvieron con las cargas orgánicas altas y los más bajos en las cargas orgánicas medias y bajas.

5.2.12 Índice volumétrico de lodos

El índice volumétrico de lodos (IVL) es un parámetro que indica las características de sedimentación de los lodos en los sistemas biológicos para tratamiento de aguas residuales; en el caso de la fermentación anaerobia de agua residual doméstica se tuvieron lodos con excelentes valores de IVL, comprendidos en un intervalo de 46 a 89

ml/g. En la carga orgánica de 1.38 ± 0.38 kgDQO_T/kgSST·día se encontró el IVL más bajo, 46 ml/g. Posteriormente, con excepción de los 64 ml/g de 1.60 ± 0.08 kgDQO_T/kgSST·día, prácticamente se incrementó en lo sucesivo, con una ligera caída a 49 ml/g en 0.61 ± 0.07 kgDQO_T/kgSST, antes de un periodo de descontrol del sistema debido a la secuela que trajo consigo la falta de alimentación de agua residual al reactor durante nueve días y el aumento posterior de la cama de lodos y desalojo de lodos involuntario.

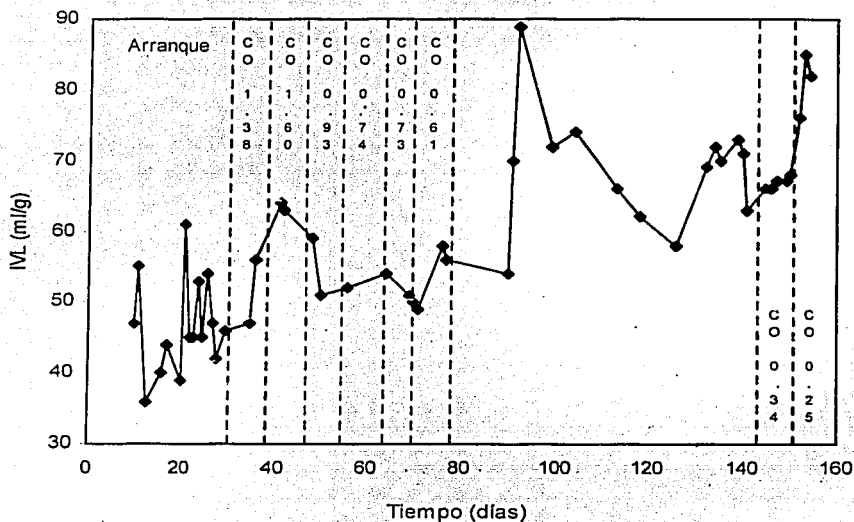


Fig. 5.16 Índice volumétrico de lodos

En las últimas dos cargas orgánicas, el IVL aumentó de 66 ml/g y 85 ml/g. En general, el IVL aumentó con el incremento de la concentración de sólidos en el reactor y la disminución de la carga orgánica. Sin embargo, aun cuando se experimentó con cargas orgánicas cada vez menores y la tendencia del IVL iba en aumento, éste parámetro se mantuvo en el intervalo considerado como el que debe tener cualquier lodo saludable en un sistema biológico para tratamiento de aguas residuales.

5.3 LA FERMENTACIÓN DURANTE LOS CICLOS REPRESENTATIVOS

Durante el periodo experimental se probaron ocho cargas orgánicas que incluyeron desde valores altos hasta bajos. Cabe recordar que la carga orgánica se ajustó con los sólidos suspendidos totales en el reactor (SSLM), dado que la DQO fue una variable controlada y los volúmenes total y de recambio fueron siempre constantes. El experimento se realizó manteniendo las concentraciones de SST tan bajas como 430 mg/l y tan altas como 3160 mg/l, intervalo en el cual se fijaron los diversos valores de CO.

Por otra parte, la carga orgánica y los AGV son los parámetros con que se obtendrán las conclusiones de este experimento, de acuerdo con los objetivos planteados. Enseguida se analizarán diversos parámetros medidos y calculados, como son los sólidos suspendidos, DQO, AGV, grado de acidificación, pH, temperatura, TRC; coeficiente de rendimiento, nutrientes e IVL, refiriendo el análisis de la información respecto a la carga orgánica, para determinar el efecto de ésta sobre la fermentación anaerobia de agua residual de tipo doméstica.

5.3.1 Cargas orgánicas puntuales

En cada uno de los ocho experimentos, la CO se mantuvo durante una semana, eligiéndose un día en que se hizo el muestreo a un ciclo completo, entre las 9:00 y 17:00 horas. En el capítulo 4 se indicaron los tiempos en que se realizó el muestreo durante el ciclo representativo para cada carga orgánica. La figura 5.17 muestra los valores de la CO obtenidos en los ocho experimentos.

La CO disminuyó paulatinamente, con excepción del inicio del experimento donde se obtuvo 1.37 kgDQO₇/kgSST-día, seleccionando después una CO mayor, la de 1.59 kgDQO₇/kgSST-día; a partir de ésta última, la CO se disminuyó paulatinamente hasta obtener el último valor experimentado de 0.25 kgDQO₇/kgSST-día.

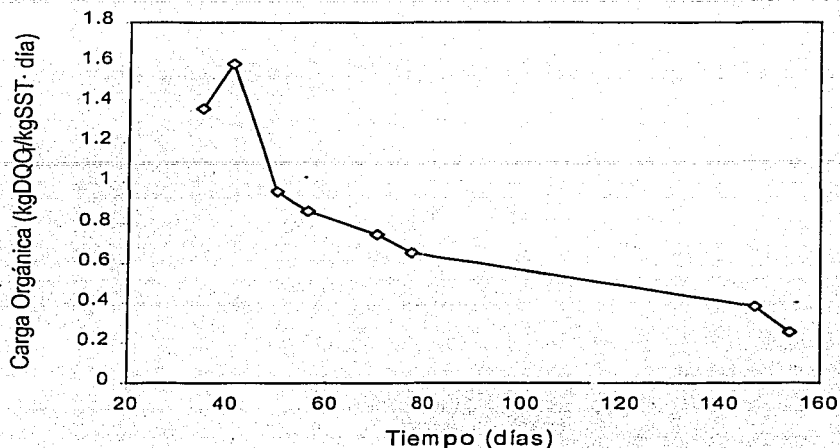


Fig. 5.17 Cargas orgánicas durante ocho muestras puntuales

5.3.2 Sólidos suspendidos

La concentración de sólidos suspendidos en el agua residual alimentada al reactor aumentó de manera casuística conforme transcurrieron los días, manteniéndose los SST entre 60 y 180 mg/l y los SSV entre 60 y 160 mg/l; por otra parte, la concentración en el efluente se mantuvo casi constante en los intervalos comprendidos entre 50 y 90 mg/l de SST y entre 50 y 80 mg/l de SSV.

Los resultados muestran que la concentración en el efluente fue menor que en la entrada al reactor, con excepción de la carga orgánica de 1.37 kgDQO_T/kgSST·día, cuando la concentración de SSV en efluente fue mayor que la de influente.

En la figura 5.18 se muestran las concentraciones de sólidos suspendidos en los ocho experimentos, en cada uno de los cuales se puede notar que independientemente de la concentración en el influente, la del efluente en todos los casos se mantuvo entre 50 y 90 mg/l. Estos resultados coinciden con los reportados por Goncalves et al. (1994), quienes reportan sólidos suspendidos en el efluente entre 45 y 96 mg/l, al tratar aguas residuales domésticas.

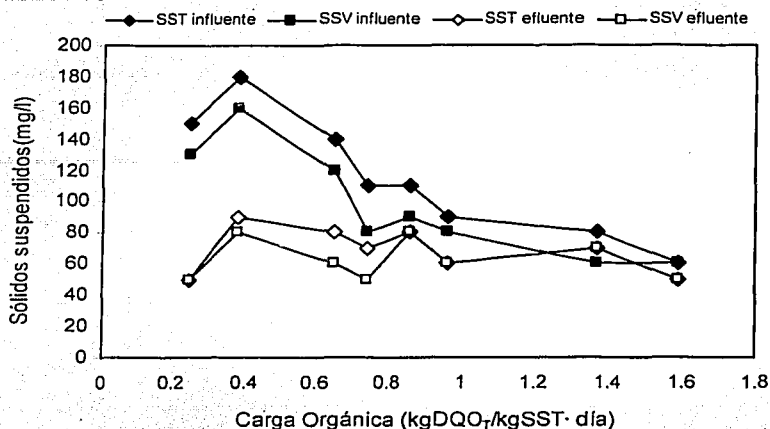


Fig. 5.18 Sólidos suspendidos en influente y effluente

5.3.2.1 Remoción de sólidos suspendidos

La remoción de sólidos suspendidos; totales y volátiles, siguió una tendencia clara en las ocho cargas orgánicas ya que, conforme la carga orgánica disminuyó, el porcentaje de remoción fue mayor, con excepción de la C.O. de 0.96 kgDQO₇/kgSST·día (ver figura 5.19).

En las cargas orgánicas de 1.59 kgDQO₇/kgSST·día y 0.38 kgDQO₇/kgSST·día se obtuvieron los mismos porcentajes de remoción de SST y SSV. Los porcentajes de remoción de SST se mantuvieron entre 13 y 67%, y entre 11 y 62% para los SSV.

A pesar de haberse obtenido los mayores porcentajes de remoción de sólidos suspendidos en las cargas orgánicas más bajas no se registró a su vez la máxima producción de AGV sino que ésta se encontró entre las cargas orgánicas de 0.86 y 0.65 kgDQO₇/kgSST·día, intervalo en que los porcentajes de remoción de SST se mantuvieron entre 27% y 43%, respectivamente. Esto podría sugerir que la transformación o hidrólisis de sólidos suspendidos no contribuyó de manera determinante en la producción de AGV. Esta situación se comentó con anterioridad en los apartados 5.2.5 (pag. 59) y 5.2.10 (pags. 67 y 68).

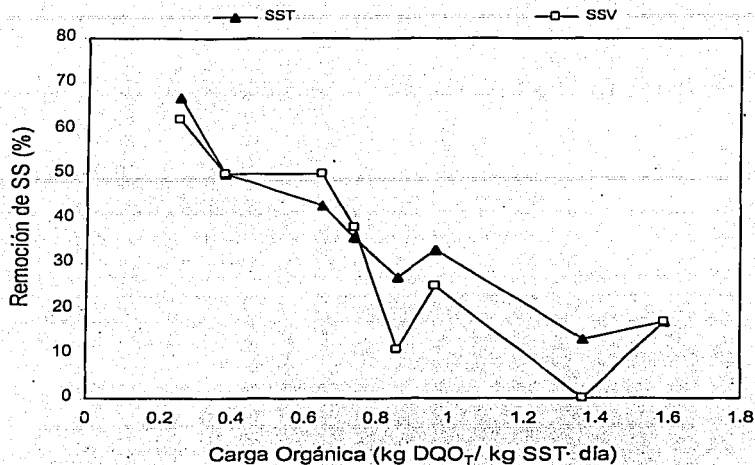


Figura 5.19 Remoción de sólidos suspendidos

La tendencia más clara se identifica con el porcentaje de remoción de SST, que aumenta conforme disminuye la CO. Esto es importante ya que algunos autores reportan que cuando existe remoción de sólidos suspendidos se cuenta con un indicador de que está ocurriendo la solubilización de sustrato orgánico particulado (Banerjee et al., 1999, Elefsiniotis et al., 1994), aunque también una buena sedimentación en el sistema puede favorecer dicha remoción. Elefsiniotis et al. (1994 y 1996) reportan porcentajes de reducción de SSV entre 44 y 73% con TRH entre 6 y 15 horas, mientras que en éste caso se obtuvieron porcentajes similares en las últimas tres cargas orgánicas experimentadas, con TRH de 8 horas.

Los sólidos suspendidos en el influente se incrementaron conforme disminuía la carga orgánica y, por otro lado, el porcentaje de remoción aumentó (figuras 5.18 y 5.19).

Al respecto, Guerrero et al. (1999) reportan 58 y 46% de remoción de SSV a 55 y 35°C, respectivamente, en TRH de 24 horas y que la eficiencia de remoción de SSV es la llave para seleccionar el TRH óptimo. Al comparar estos resultados con los obtenidos en esta investigación se demuestra que son buenos, sobre todo en las tres CO más bajas, ya que en ellas se registraron porcentajes de remoción de SSV entre 40 y 70% en sólo 8 horas y

con temperaturas más bajas que las referidas por aquellos autores, entre 15 y 18°C. Sin embargo, las remociones registradas no favorecieron necesariamente la fermentación porque no se detectó producción importante de AGV.

5.3.2.2 Sólidos suspendidos en el licor mezclado

Los sólidos suspendidos en el licor mezclado se ajustaron con el paso del tiempo o sea, que se permitió que aumentaran, de manera controlada, porque así se requería para mantener un cierto valor de CO (ver figura 5.20). Es notable que buena parte de los SST eran SSV, y que la relación SSV/SST aumentó a la vez que la CO disminuyó, lo que indica que al final del experimento se contaba con un buen porcentaje de microorganismos en el reactor, los cuales finalmente son los que realizan el proceso de fermentación.

En la carga orgánica de 0.74 kgDQO₇/kgSST·día se encontró la mayor producción de AGV y las concentraciones de sólidos fueron 1300 y 1100 mgSSV/l, valores similares a los reportados por Ince (1998), quien mantuvo la concentración de SSV entre 1100 y 1350 mg/l, encontrando los mayores porcentajes de acidificación con las CO más altas.

En la fermentación anaerobia de lodo primario, Skalsky y Daigger (1995) señalan que en general, con concentraciones de sólidos menores del 1%, encontraron la mejor producción de AGV. Afirman además que cuanto mayor la dilución en el reactor fue más evidente la eficiencia en la producción de ácidos grasos, lo cual pudo deberse al mezclado, que puede contribuir al mejoramiento de la hidrólisis de SSV particulados a sustrato soluble, al mejorar el contacto entre la biomasa y el sustrato; por otra parte, indican que a mayor dilución, menor el efecto inhibitorio de los productos propios de la fermentación.

En el caso particular de este experimento, la máxima producción de AGV se obtuvo con la carga orgánica de 0.74 kgDQO₇/kgSST·día, manteniendo en el fermentador anaerobio 1300 mg/l de SSLM.

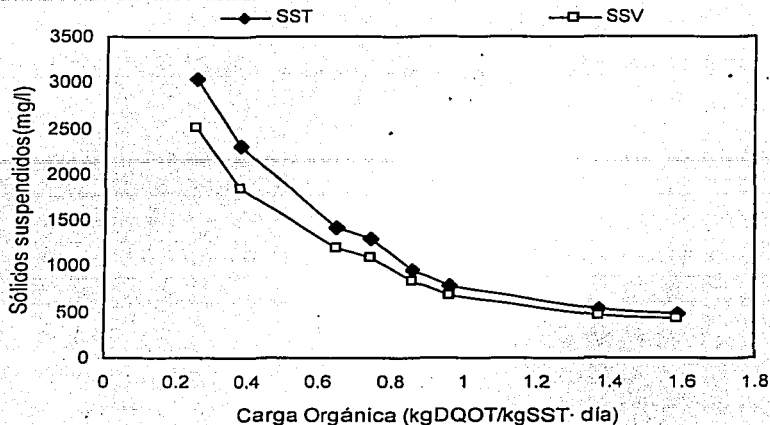


Fig. 5.20 Sólidos suspendidos en el licor mezclado

5.3.3 Demanda Química de Oxígeno (DQO)

5.3.3.1 DQO en influente y efluente

La DQO total en el influente del ciclo representativo de cada CO experimentada varió entre 272 y 400 mg/l; la DQO soluble varió entre 211 y 295 mg/l. A medida que la DQO total aumentó, la contribución de la DQO soluble a ese parámetro fue cada vez menor ya que se mantuvo sin cambios significativos; este hecho reflejó la presencia existencia de material insoluble (figura 5.21).

La DQO total en el efluente tuvo un comportamiento similar al de la DQO soluble en el influente, pues se mantuvo entre 212 y 288 mg/l en los primeros cinco experimentos y posteriormente bajó de 268 y 254 mg/l en los últimos tres. Para el caso de la DQO soluble, entre las CO de 0.74 y 1.6 kgDQO_T/kgSST·día se mantuvo entre 157 y 223 mg/l, mientras que entre 0.25 y 0.65 kgDQO_T/kgSST·día disminuyó 162 mg/l y 180 mg/l.

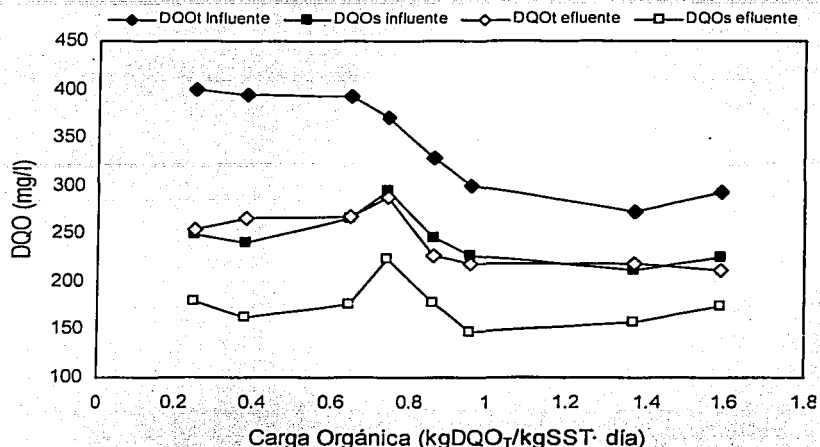


Fig. 5.21 Demanda química de oxígeno en influente y effluente

5.3.3.2 Remoción de DQO

La remoción de DQO total presentó una tendencia a aumentar con respecto a la CO, con excepción de la CO de 0.74 kgDQO₇/kgSST·día en donde se encontró la mayor cantidad de AGV (ver figura 5.22). Esto puede indicar que, como los AGV forman parte de la DQO soluble, contribuyeron a que la DQO total se mantuviera alta y no se apreciara remoción aparente. También la remoción de DQO soluble fue baja en ese experimento, lo que indicaría que un buen porcentaje de los AGV fueron producidos a partir de material soluble. Hay que recordar que el principal propósito de un reactor acidogénico es la fermentación y que la remoción de DQO esperada puede ser baja, ya que lo que se busca es la transformación de DQO a otros compuestos que también son material orgánico soluble.

También hay que señalar que para la DQO soluble se presentaron porcentajes de remoción altos tanto en cargas orgánicas bajas como medias, mientras que en las altas se tuvieron las remociones más bajas.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Existe en la literatura información que respalda la que aquí se presenta: Ince (1998) obtuvo eficiencias de remoción de DQO entre 10 y 40%, con TRH cortos durante la fermentación anaerobia. Por otra parte, Goncalves et al. (1994) obtuvieron 25% de remoción de DQO total aun cuando la remoción de sólidos suspendidos fue cercana a 70%; explican que esta disparidad entre las remociones de DQO y sólidos suspendidos se debió a la solubilización de una parte de la materia orgánica particulada en el agua residual doméstica y que no permitió observar una disminución mayor en el valor de la DQO total.

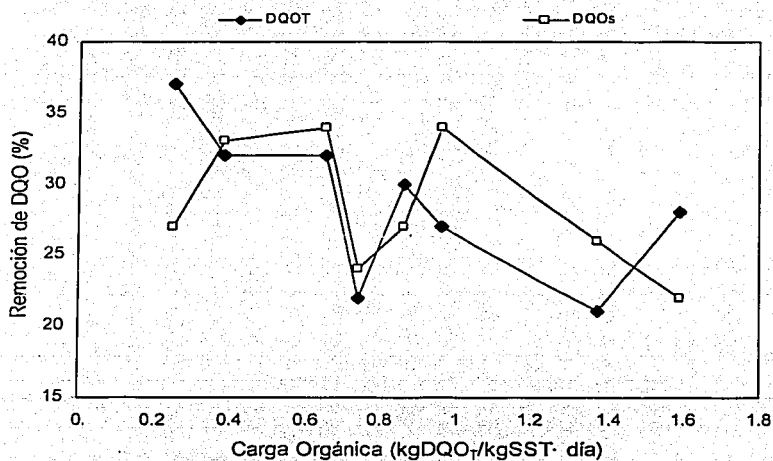


Fig. 5.22 Remoción de DQO total y soluble

En el caso de esta investigación sucedió algo parecido a lo anterior, al menos en los experimentos con las CO entre 0.25 y 0.74 kgDQO₇/kgSST·día, pues aunque se obtuvieron los porcentajes más altos de remoción de sólidos suspendidos totales, entre 36 y 67%, los relativos a la remoción de DQO total siempre fueron menores, entre 22 y 37%. En los primeros cuatro experimentos, entre 0.86 y 1.59 kgDQO₇/kgSST·día, los porcentajes de remoción de los SST fueron ligeramente menores que los de la DQO total, ya que se mantuvieron entre 13 y 33% y entre 21 y 30%, respectivamente.

De manera general, los porcentajes de remoción de DQO variaron entre 21% y 37% en el caso de DQO_T y entre 22 y 34% para la DQO_S.

5.3.3.3 DQO soluble en efluente

Relacionar la DQO soluble y la carga orgánica tiene una buena razón: los ácidos grasos volátiles son muy importantes porque ellos mismos representan DQO soluble, es decir, que al producirlos se produce DQO soluble. Es posible que una parte de la DQO_S sea transformada en AGV o bien, que un porcentaje de la DQO total sea convertido en materia soluble. En la figura 5.21 se observa un punto máximo en los valores de DQO soluble del efluente, que corresponde al quinto experimento o sea, la carga orgánica de 0.74 kgDQO_T/kgSST·día con que se encontró la máxima producción de AGV. En dicha corrida experimental, la concentración de AGV fue máxima al igual que también lo fue la concentración de DQO soluble, además de que en ella se obtuvieron los valores más bajos en la remoción de DQO, hecho que respalda la teoría de que la fermentación es básicamente un proceso de conversión más que de remoción. En el resto de los experimentos, la concentración de DQO soluble registrada fue menor que para el caso en cuestión.

5.3.3.4 Comparación de la DQO soluble durante el proceso de fermentación

En la figura 5.23 se muestra el comportamiento de la DQO soluble a lo largo del proceso para las ocho cargas orgánicas analizadas. El primer comentario que generan los resultados obtenidos es que existe un comportamiento típico de la DQO soluble en todos los experimentos.

En la carga orgánica de 0.74 kgDQO_T/kgSST·día se encontró el valor de DQO soluble más alto, 223 mg/l, y es precisamente en esta corrida experimental donde se obtuvo la mayor concentración de ácidos grasos volátiles que fue de 203 mgDQO/l. Un porcentaje importante de la DQO soluble la constituyen los AGV; algo similar ocurre en los casos restantes.

* Valores de carga orgánica, kgDQO₇/kgSST·día

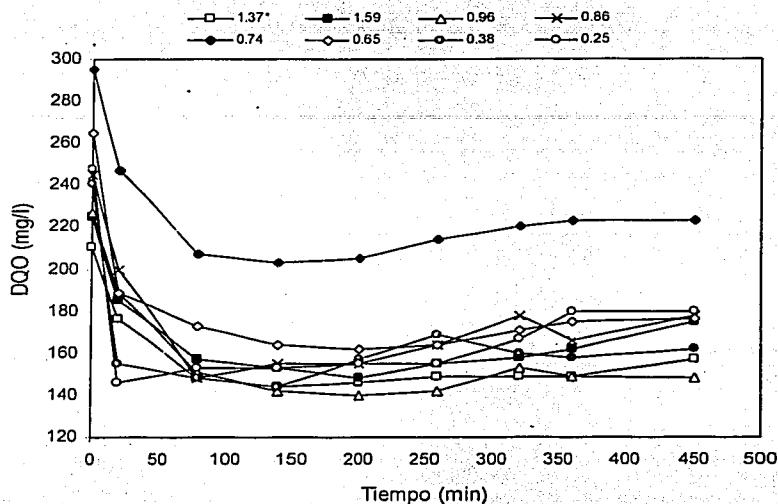


Fig. 5.23 DQO soluble en la fermentación anaerobia durante ocho cargas orgánicas

En general se puede notar que, prácticamente, en todos los casos la DQO soluble disminuye notablemente durante los primeros 90 minutos y continúa disminuyendo hasta el minuto 200, a partir del cual se nota un incremento en el valor de la DQO soluble, lo cual puede atribuirse a la hidrólisis de material orgánico suspendido. Entre el final de la reacción y el inicio del vaciado, es decir, entre el minuto 360 y el 450, se aprecia también que en la mayoría de los casos ocurrió un ligero incremento en el valor de DQO soluble, lo que indica que aún durante la sedimentación continuaron los procesos de hidrólisis. En la carga orgánica de 0.74 kgDQO₇/kgSST·día se obtuvo la máxima concentración de DQO soluble en el efluente, con 223 mg/l, aunque también para las cargas orgánicas de 1.59, 0.86, 0.65 y 0.25 kgDQO₇/kgSST·día se obtuvieron, después que aquella, valores similares en el efluente, que fluctuaron entre 175 mg/l y 180 mg/l. En las CO de 1.37, 0.96 y 0.38 kgDQO₇/kgSST·día la DQO soluble varió entre 148 mg/l y 162 mg/l.

5.3.4 Ácidos Grasos Volátiles (AGV)

5.3.4.1 AGV totales en el efluente

Los ácidos grasos volátiles en el efluente son la variable de respuesta más importante de este experimento y por lo tanto los que indicaran cuál fue la carga orgánica que produjo la mayor concentración de AGV. En la figura 5.24 se presentan los resultados de las concentraciones de los AGV totales al final de los ciclos.

Con objeto de hacer comparaciones posteriores, las concentraciones de AGV fueron convertidas en DQO multiplicando la concentración de cada ácido por un factor de proporcionalidad y, posteriormente, sumando los valores.

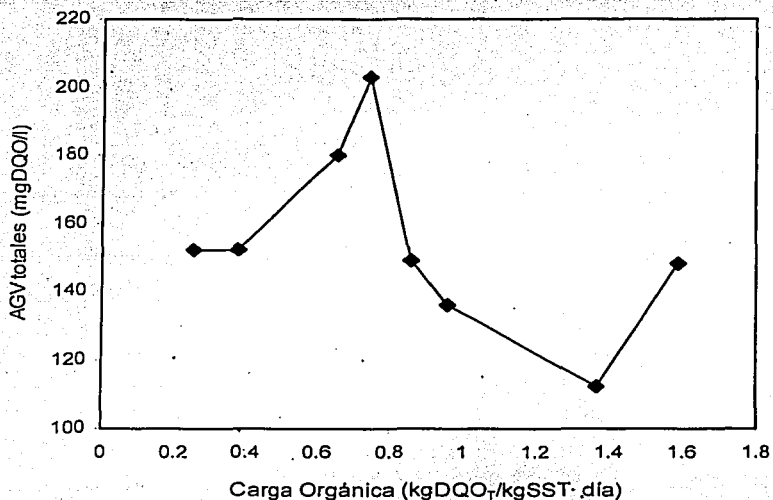


Fig. 5.24 AGV totales en el efluente

Entre todas las cargas orgánicas experimentadas, fue notable que en dos de ellas se produjeron las mayores concentraciones de AGV, siendo la CO de 0.74 kgDQO₇/kgSST·día en que se obtuvo la mayor con 203 mgDQO/l, seguida por la CO de 0.65 kgDQO₇/kgSST·día con 180 mgDQO/l. Después de ellas, las cargas orgánicas de

0.25, 0.38, 0.86 y 1.59 kgDQO₇/kgSST-día produjeron aproximadamente la misma cantidad de AGV, entre 148 y 152 mgDQO/l, mientras que de las cargas orgánicas de 1.37 y 0.96 kgDQO₇/kgSST-día resultaron 112 y 136 mgDQO/l, las más bajas registradas.

Al respecto, Münch et al. (1999) señalan que la tasa de hidrólisis de sustrato insoluble se reduce cuando la concentración de bacterias es muy alta y que puede deberse a la limitación del área superficial disponible en el sustrato particulado, la cual podría causar limitaciones de transferencia de masa. Bull et al. (1984) señalan que la concentración de AGVT generalmente disminuye con el incremento de la CO, lo que se puede corroborar parcialmente en este experimento, al menos entre las CO entre 0.86 y 1.59 kgDQO₇/kgSST-día, porque en las dos más bajas, la concentración total de AGV disminuyó de nuevo, aunque cuantitativamente fueron ligeramente mayores que las encontradas entre 0.96 y 1.59 kgDQO₇/kgSST-día. También Danesh y Oleszkiewicz (1995) reportan concentraciones de AGV que van desde los 34 hasta 42 mg/l, a partir de la fermentación de agua residual doméstica.

Las concentraciones de AGV obtenidas en esta investigación fueron mayores que las encontradas por Jeyaseelan y Matsuo (1995) durante la fermentación anaerobia de agua residual con características similares a las de esta investigación, de la cual obtuvieron valores de AGVT entre 57 y 98 mgDQO/l, con TRH que variaron entre 18 horas y 3 días, tiempos mayores que las 8 horas de fermentación utilizadas en este experimento. Münch y Koch (1999) reportan concentraciones mayores a las obtenidas en este trabajo como son 206, 234, 267 y 285 mgDQO/l y con tasas de producción de AGV de 16, 14, 28 y 21 mg/l-h, respectivamente, que son similares a las obtenidas en las ocho cargas orgánicas experimentadas (ver tabla 5.3). Syafila et al. (1997) obtuvieron la máxima concentración de AGVT en 27 mg/l, a partir de 100 mgDQO/l en el influente del agua tratada en sólo 8 horas, a partir de agua residual con alto contenido de aceites y grasas, que son los compuestos más difíciles de hidrolizar. Banerjee et al. (1999) encontraron que al adicionar al agua residual municipal compuestos fácilmente biodegradables ricos en almidón - sustrato similar a uno de los compuestos utilizados para enriquecer el agua residual en esta investigación - se mejora la producción de AGV pues observaron un incremento de 39% con el que obtuvieron 394±93 mg/l, respecto del mismo sistema alimentado sólo con agua residual municipal, donde obtuvieron únicamente 284±53 mg/l de AGV.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

5.3.4.2 Comparación de los AGV durante el proceso de fermentación

Durante cada experimento se dio seguimiento a los AGV durante un ciclo completo, para conocer el desarrollo de la fermentación anaerobia en la carga orgánica respectiva; los resultados obtenidos indican que la tendencia encontrada en la producción de AGV, durante las diferentes cargas orgánicas experimentadas, fue similar. En la figura 5.25 se puede ver que existe un comportamiento típico a pesar de que las concentraciones de ácidos grasos registradas sean distintas en cada experimento.

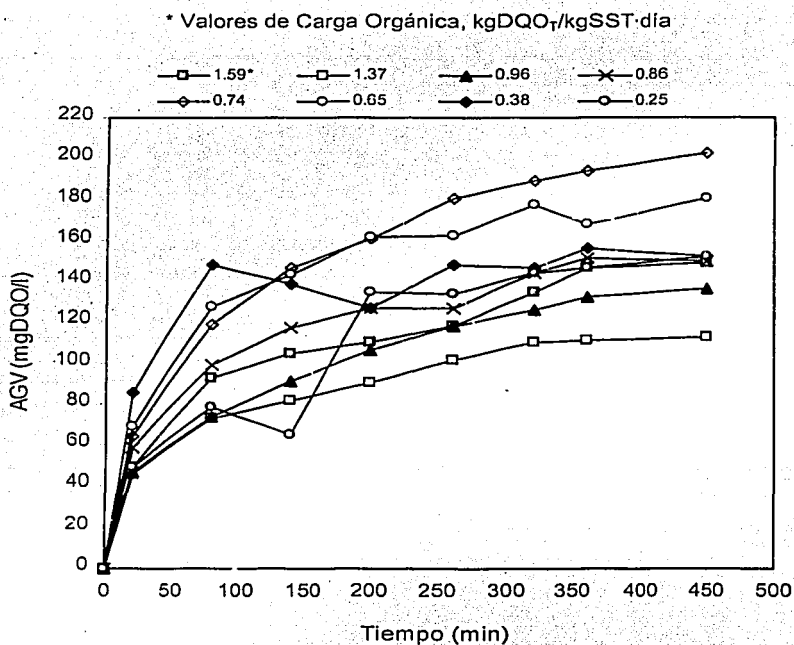


Fig. 5.25 AGV en la fermentación anaerobia durante ocho cargas orgánicas

Durante el tiempo correspondiente al llenado del reactor con agua residual cruda, la concentración de AGV siempre fue mayor de 40 mgDQO/l e inclusive llegó a ser de 86

mg/l. Dicha información muestra que a pesar de que durante la etapa del llenado no se tuvo agitación intensa como en el caso del periodo de reacción, el proceso de fermentación iniciaba inmediatamente con la mezcla provocada por la acción misma del llenado. Durante la etapa de reacción, entre los minutos 20 y 360, la concentración de AGV continuó incrementándose hasta el final, disminuyendo ligeramente en ciertas ocasiones entre cada punto de muestreo.

En las dos cargas orgánicas de 0.25 y 0.38 kgDQO₇/kgSST·día ocurrió la disminución en la concentración de AGV entre los minutos 80 y 200 del ciclo (periodo de mezcla). En la primera, disminuyó de 79 a 65 mgDQO/l, aunque después siguió incrementándose hasta mantenerse casi constante al final. Para la segunda, la concentración de AGV decreció de 148 a 127 mgDQO/l y después se recuperó hasta 156 mgDQO/l.

En el efluente, en seis de las ocho cargas orgánicas se presentó un pequeño incremento en la concentración de AGV con respecto a la del final de la etapa de reacción, mientras que en las cargas orgánicas de 0.38 y 0.86 kgDQO₇/kgSST·día se observó lo contrario, un decremento muy ligero en la primera, de 1 mgDQO/l y de 4 mgDQO/l en la segunda. Por otra parte, la mayor concentración de ácidos se obtuvo con la carga orgánica de 0.74 kgDQO₇/kgSST·día, siendo de 203 mgDQO/l, seguida muy de cerca por los 180 mgDQO/l producidos con la CO de 0.65 kgDQO₇/kgSST·día.

Durante la CO de 0.74 kgDQO₇/kgSST·día, se observó la mayor producción de ácidos grasos volátiles (ver figura 5.25). En los primeros 20 minutos hay una producción significativa de AGV, 64 mgDQO/l que representan el 32% de los AGVT producidos en todo el ciclo; la concentración de ácidos grasos continuó incrementándose en 27, 14 y 20 mgDQO/l. Hasta el minuto 260, cuando el periodo de reacción llevaba cuatro horas, se tenían 180 mgDQO/l de AGV, pudiéndose reducir hasta ese punto el periodo de reacción, ya que en los siguientes 100 minutos sólo se produjeron 14 mgDQO/l; lo que indica que el rendimiento de la fermentación iba disminuyendo. Un comportamiento similar se observa en el resto de las CO experimentadas, excepto en las de 0.25 y 0.38 kgDQO₇/kgSST·día, donde se registraron los TRC más altos.

La diferencia de concentraciones de AGV entre el final del periodo de mezcla y la descarga del efluente es mínima en la mayoría de los casos, entre 1 y 5 mgDQO/l,

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

mientras que en la CO donde se encontró la mayor concentración, la de 0.74 kgDQO₇/kgSST·día, dicha diferencia fue de 9 mgDQO/l. Esto significa que conforme pasó el tiempo, los productos de la fermentación continuaron aumentando en cantidades muy pequeñas, por lo que resulta conveniente sugerir la disminución del periodo de reacción en trabajos futuros y por tanto del TRH, que es un parámetro que influye directamente en el diseño del reactor.

Respecto a lo anterior, Rabinowitz y Crowther (1994) comentan que las condiciones de fermentación se siguen desarrollando en la cama de lodos de los sedimentadores, debido a que algunos compuestos orgánicos y otros compuestos carbonosos solubles en los lodos son hidrolizados, lo que explica el aumento de los AGV y de la DQO soluble durante la etapa de sedimentación.

5.3.4.3 Perfiles de AGV durante el proceso de fermentación

En el inciso anterior se compararon los resultados de las concentraciones de AGV obtenidas en cada uno de los ocho experimentos realizados durante el proceso de fermentación anaerobia; dichos resultados se expresaron como AGV totales en cada punto de muestreo, es decir, la suma de las concentraciones de los ácidos acético y propiónico previamente convertidas a unidades equivalentes de DQO. A continuación se presentan los perfiles de las dos especies detectadas durante la fermentación en cada CO experimentada: los ácidos acético y propiónico (ver figura 5.26), especies que coinciden con las encontradas en al menos siete investigaciones distintas: las de Eastman y Ferguson (1981), Dinoupolou et al. (1988), Chiy y Dague (1994), Elefsiniotis et al. (1994), Goncalves et al. (1994), Lie y Welander (1997) y Banerjee et al. (1998).

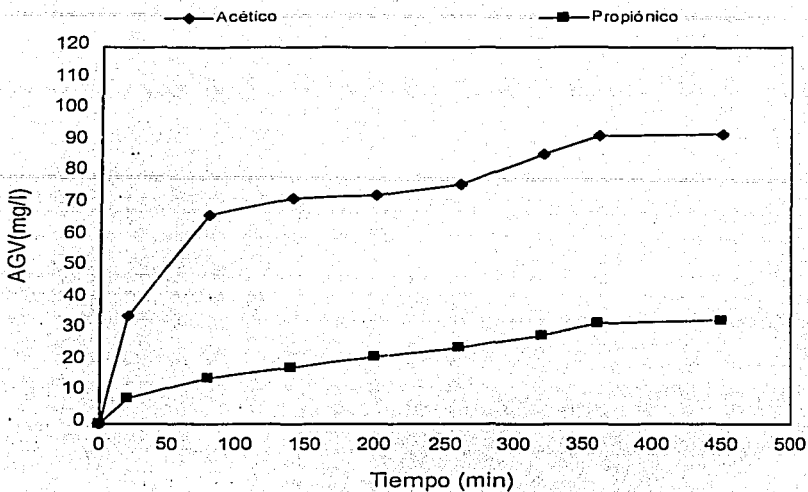
La especie predominante fue el ácido acético, que en todos los casos contribuyó con el mayor porcentaje a los AGVT. En las figuras 5.26 (a,b,c,d,e y f) la concentración de los ácidos acético y propiónico tendió a incrementar conforme la CO aumentó. Al respecto, Dinoupolou et al. (1988) reportan que al incrementar la carga orgánica se obtiene como resultado una mayor producción de ácido propiónico, y que la tasa de producción de ácidos aumenta a medida que se va incrementando la concentración de sustrato y por tanto, la carga orgánica. Cohen et al. (1980) estudiaron la degradación de la glucosa en una y dos fases; en la primera, encontraron que a medida que la carga orgánica se va

incrementando también lo hace el ácido propiónico; en la segunda, experimentaron con CO mayores a las del primer caso obteniendo que tanto el acético como el propiónico tendieron a aumentar al aumentar la CO. En los dos casos se observa que, a medida que aumentó la CO, también lo hizo la concentración de propiónico.

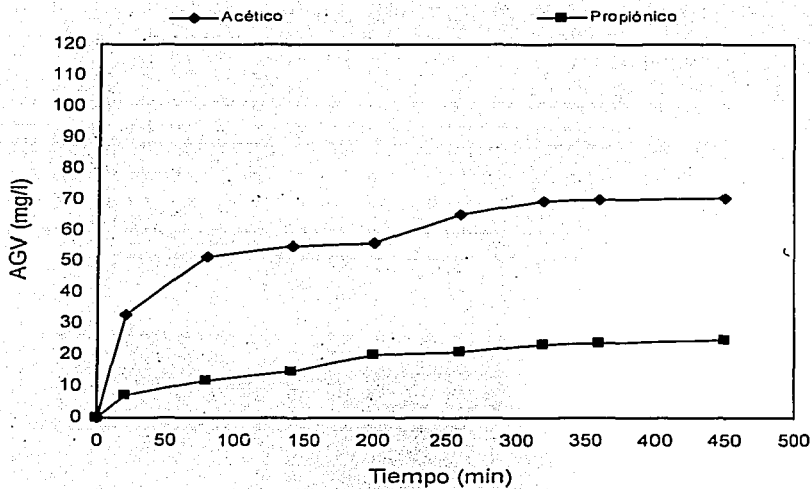
Con la CO de 1.59 kgDQO₇/kgSST-día, que es la CO más alta experimentada, se obtienen mayores concentraciones de ácidos acético y propiónico, 92 y 33 mg/l respectivamente. Con respecto a la de 1.37 kgDQO₇/kgSST-día se obtuvieron las concentraciones más bajas, 70 mg/l para acético y 25 mg/l para propiónico. Con la CO de 0.96 kgDQO₇/kgSST-día se obtuvieron 83 mg/l de acético y 31 mg/l de propiónico, mientras que con 0.86 kgDQO₇/kgSST-día, 85 y 39 mg/l, de acético y propiónico, respectivamente.

Las máximas concentraciones, por especie de AGV, se obtuvieron en la CO de 0.74 kgDQO₇/kgSST-día, con 106 mg/l de acético y 59 mg/l de propiónico, respectivamente y en la que la concentración de AGV total fue también la mayor. Las concentraciones más cercanas encontradas, se obtuvieron en la CO de 0.65 kgDQO₇/kgSST-día, con 97 y 51 mg/l, de ácidos acético y propiónico, respectivamente (ver figuras 5.26e y 5.26f).

Cuando se mantuvo la carga orgánica en sus valores más bajos, se observa que el ácido acético es la especie dominante mientras que la concentración de propiónico declina. En la CO de 0.38 kgDQO₇/kgSST-día se puede notar lo dicho anteriormente, donde la concentración de acético llega a 103 mg/l y la de propiónico cae hasta 28 mg/l; en la CO más baja, 0.25 kgDQO₇/kgSST-día, la concentración de ácido acético comienza a bajar hasta 79 mg/l y muestra además un comportamiento irregular, mientras que el propiónico, a pesar de que no se detectaron cantidades importantes durante las dos primeras horas de la fermentación, se recuperó notablemente durante el resto del tiempo de reacción hasta alcanzar 45 mg/l (figuras 5.26g y 5.26h). En ningún otro caso sucedió esto, siendo este último experimento donde se nota una menor consistencia en la producción de AGV. Bull et al. (1984) señalan que la concentración del ácido propiónico generalmente se incrementa con el incremento de la CO y que el propiónico es uno de los ácidos grasos volátiles que más tarda en aparecer en los procesos anaerobio, después del acético. El ácido propiónico aparecen antes que otros ácidos grasos volátiles, como el butírico, el valérico y el iso-valérico.



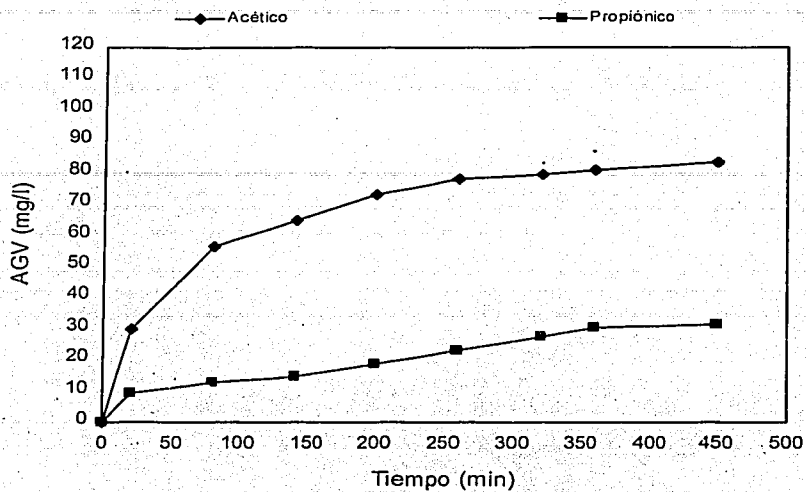
(a) CO 1.59 kgDQO_T/kgSST-día



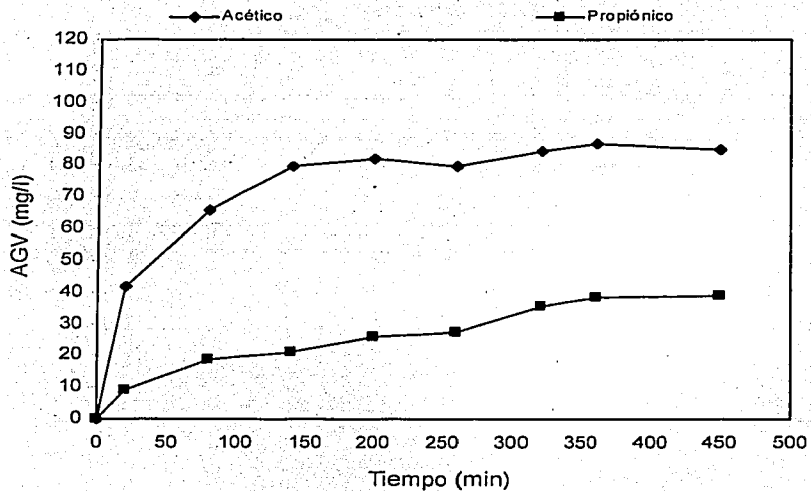
(b) CO 1.37 KgDQO_T/kgSST-día

Fig. 5.26 Perfiles de AGV

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



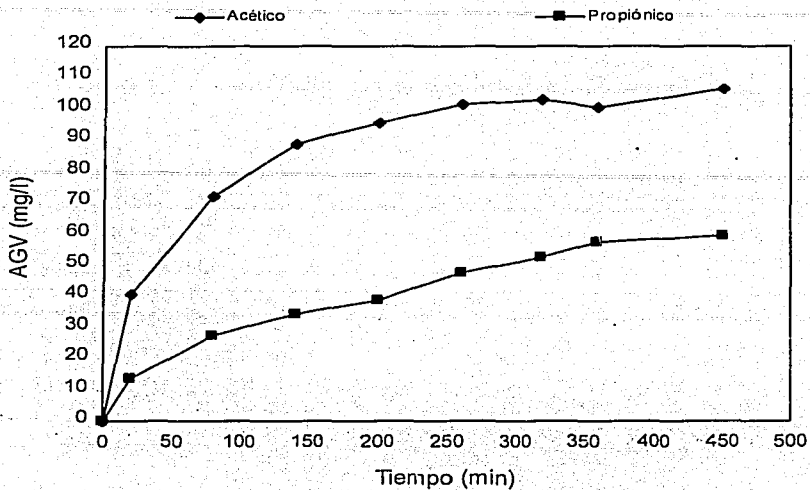
(c) CO 0.96 kgDQO_T/kgSST-día



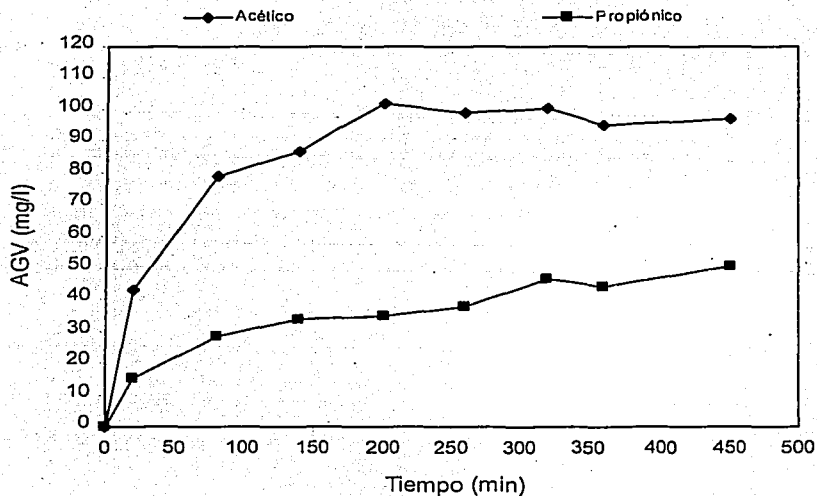
(d) CO 0.86 KgDQO_T/kgSST-día

Fig. 5.26 Perfiles de AGV

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



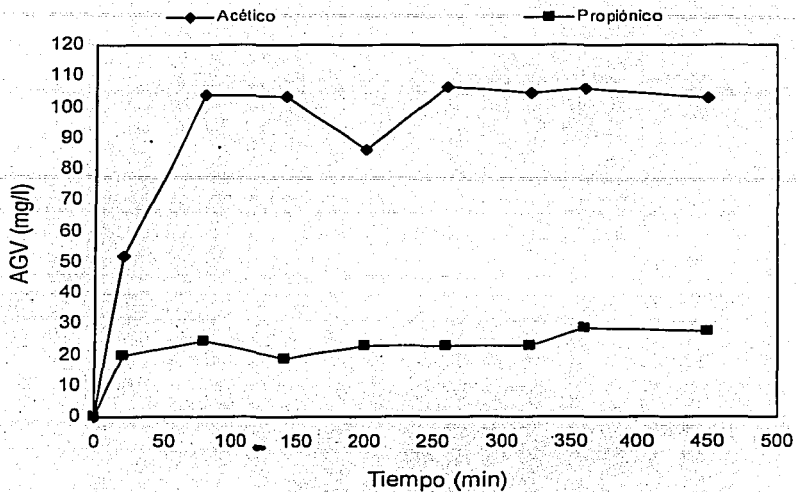
(e) CO 0.74 kgDQO₇/kgSST·día



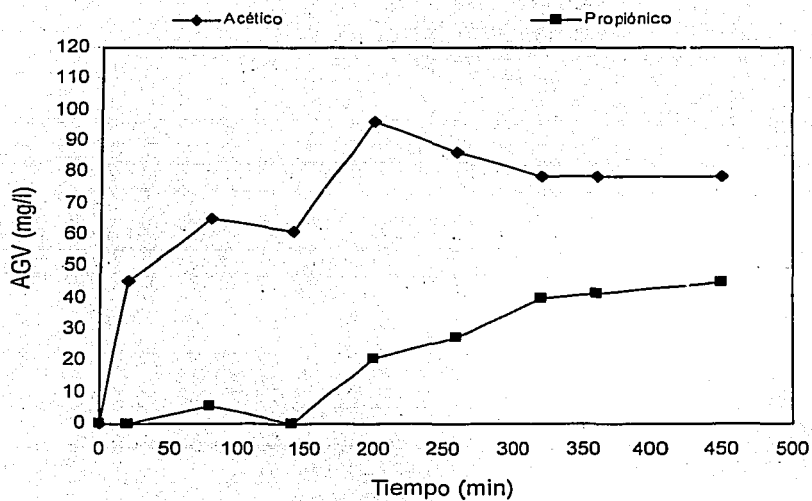
(f) CO 0.65 KgDQO₇/kgSST·día

Fig. 5.26 Perfiles de AGV

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



(g) CO 0.38 kgDQO_T/kgSST·día



(h) CO 0.25 KgDQO_T/kgSST·día

Fig. 5.26 Perfiles de AGV

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Banerjee et al. (1998,1999) reportan que el ácido acético contribuyó entre 63 y 76% del total de los productos de la fermentación de lodo primario, seguido por el propiónico; reportan los ácidos acético y propiónico como los más importantes en la fermentación anaerobia de agua residual municipal cuyos porcentajes variaron entre 56 y 75% y entre 12 y 27%, respectivamente. Sin embargo, obtuvieron porcentajes importantes de ácido butírico (5 a 22%) en la mezcla de agua residual municipal e industrial, lo que se atribuye principalmente a las grandes cantidades de carbohidratos (almidón) que contenía el agua residual industrial utilizada. Ince (1998) experimentó con distintas CO₂ desde bajas hasta altas, y obtuvo que los ácidos acético y propiónico fueron las principales especies detectadas. A su vez, Lie y Welander (1997) obtuvieron de 16 mg/l a 35 mg/l de acético y de 0 a 8 mg/l de propiónico como productos de la fermentación anaerobia de agua residual municipal, con un comportamiento parecido al mostrado en las figuras 5.27, sólo que, en su caso, las concentraciones de los dos ácidos se tomaron entre 0 y 170 horas. En su investigación, no detectaron butírico, situación que coincide con este experimento.

Con respecto a los resultados obtenidos en esta investigación, la aparición de las especies de AGV se registraron en el lapso de 8 horas (ver figuras 5.26) y por otra parte, las concentraciones de ácidos fueron mayores, ya que en general variaron entre 70 mg/l y 106 mg/l para el acético y entre 25 mg/l y 59 mg/l para el propiónico. Además, no se detectó ácido butírico a pesar de que su aparición está relacionada con la fermentación de carbohidratos, que en este caso fue la maltodextrina. Noike et al. (1985), estudiaron la fermentación de celulosa, almidón y glucosa y encontraron que el ácido acético fue el más abundante, además del propiónico, aunque también detectaron cantidades importantes de butírico en la fermentación de los carbohidratos más solubles o sea, de la glucosa y el almidón.

Al comparar la información existente en la literatura con la obtenida en la fermentación anaerobia de agua residual doméstica que aquí se discute, se nota que en esta última definitivamente el porcentaje de ácido acético siempre es mayor que el propiónico, ya que se obtuvo entre 56 y 72% mientras que para el segundo, entre 28 y 45%. En el caso del acético, los porcentajes resultan menores que los obtenidos por Danesh y Oleszkiewicz (1995) quienes encontraron entre 86 y 97% de acético, lo cual atribuyen a la presencia de material orgánico soluble en el agua residual doméstica, principalmente de carbohidratos. Al respecto, Elefsiniotis et al. (1994) señalan que los carbohidratos constituyen una de las

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

principales rutas para la producción de AGV, mientras que las proteínas son degradadas con mayor lentitud que los primeros y que a partir de su fermentación se obtienen los ácidos isobutírico y tres isómeros del ácido valérico, con TRC mayores de 10 días.

En el caso ésta investigación, a pesar de que el agua residual contenía proteína vegetal hidrolizada, no se encontraron los ácidos asociados con su fermentación aún en los mayores TRC registrados. Respecto a este último comentario, cabe recordar que la PVH sólo contiene un 23% de proteína como tal y que en realidad la cantidad añadida al agua residual fue muy pequeña respecto a la cantidad de carbohidratos empleada. Todo parece indicar que los carbohidratos, en este caso la maltodextrina, fueron el principal compuesto utilizado en la fermentación anaerobia para la producción de acético y propiónico. El ácido butírico además de asociarse con la fermentación de carbohidratos también lo está con la fermentación de proteínas. Cuevas et al. (1998) reportaron que el ácido butírico apareció en su experimento después de 110 días de operación continua, cuando la temperatura comenzó a incrementarse. Esta puede ser una razón por la que no se detectó butírico en este, ya que las temperaturas fueron más bajas que las registradas por aquéllos.

5.3.4.4 Porcentajes de ácidos acético y propiónico respecto a los AGVT

Para poder obtener el porcentaje con que cada ácido contribuyó con la fermentación se convirtieron las concentraciones de cada especie a unidades equivalentes de DQO para poder referirlas a los AGV totales, cuyas concentraciones también están expresadas en mgDQO/l (ver Anexo: Tabla 2); además, los valores de AGVT y los porcentajes de los ácidos acético y propiónico están referidos a la carga orgánica específica de que se trata. En las CO de 1.37 y 1.59 kgDQO₇/kgSST·día los porcentajes para los ácidos acético y propiónico fueron iguales, 66 y 34%, respectivamente. En la CO de 0.96 kgDQO₇/kgSST·día, se obtuvieron 65% de acético y 35% de propiónico y en la de 0.86 kgDQO₇/kgSST·día, 61 y 39%, respectivamente, observando que se mantuvieron porcentajes semejantes a los obtenidos en las CO más altas. Sin embargo, conforme la CO fue disminuyendo, el porcentaje de acético disminuía y lo contrario ocurría con el propiónico; así sucedió para la CO de 0.74 kgDQO₇/kgSST·día donde los porcentajes de acético y propiónico fueron 56 y 44%, observándose aquí que el propiónico contribuía cada vez más a los AGV totales y prácticamente ocurrió lo mismo con la de 0.65 kgDQO₇/kgSST·día en que los porcentajes fueron 57% de acético y 43% de propiónico. Al

llegar a la CO de 0.38 kgDQO₇/kgSST·día la situación cambió ya que se encontró que el ácido acético volvía a incrementarse llegando a 72% y el propiónico bajó hasta 28%, pero en 0.25 kgDQO₇/kgSST·día nuevamente disminuyó el acético hasta 55% y el propiónico aumentó a 45%, siendo estos resultados similares a los de las CO de 0.65 y 0.74 kgDQO₇/kgSST·día.

De acuerdo con lo anterior, con las cuatro CO más altas, 0.86, 0.96, 1.37 y 1.59 kgDQO₇/kgSST·día, el porcentaje de acético se mantuvo más alto que el de propiónico y esto es una ventaja porque el ácido acético es el ácido graso más fácil de metabolizar por las bacterias. Sin embargo, no fue con ellas donde se encontró la máxima concentración de AGVT, sino en la de 0.74 y después en la de 0.65 kgDQO₇/kgSST·día, con 203 mgDQO/l y 180 mgDQO/l, respectivamente. En esos dos casos, los porcentajes de acético y propiónico fueron prácticamente los mismos.

En la literatura se reportan diferentes porcentajes de AGV que pueden compararse con los que aquí se presentan y que dan la pauta para afirmar que con la fermentación anaerobia de agua residual doméstica en cuestión fue tan eficiente como en los casos que se citan a continuación. Por ejemplo, Bull et al. (1984) encontraron 90% de acético en la composición del efluente; Elefsiniotis et al. (1994) reportan que el acético representó el 46% de los AGV totales, 32% de propiónico, 8% de butírico y 14% de otros ácidos; Danesh y Oleszkiewicz (1995), entre 86 y 97% de acético; Cuevas et al. (1998) reporta 63% de acético, 25% de propiónico y 12% de butírico; Goncalves et al. (1994) encontraron ácido acético (90%) y propiónico, principalmente. Randall (1994) reporta que en la producción de AGV durante la fase acidogénica de la digestión anaerobia las proporciones de los ácidos son aproximadamente 55% de acético, 30% de propiónico y 15 % de otras especies.

5.3.4.5 Grado de Acidificación

El grado de acidificación es la relación que existe entre la DQO presente en el efluente en forma de AGV y la DQO del influente. Al experimentar con la CO más alta se obtuvo que el grado de acidificación fue de 51% pero disminuyó con la de 1.37 kgDQO₇/kgSST·día hasta 41% y desde allí se nota un incremento a 45% cuando la CO fue 0.96 kgDQO₇/kgSST·día, porcentaje que se conserva durante la siguiente, la de 0.86

kgDQO_T/kgSST·día, a partir de la cual hay un incremento hasta 55%, el máximo grado de acidificación encontrado con la CO de 0.74 kgDQO_T/kgSST·día, donde se encontraron las mayores concentraciones de AGV total (203 mgDQO/l) y DQO soluble (223 mg/l) en el efluente. En las CO más bajas, entre 0.25 y 0.65 kgDQO_T/kgSST·día, la tendencia de este parámetro bajó hasta 46% en la CO de 0.65 kgDQO_T/kgSST·día y de ahí a sus valores más bajos, 39 y 38% para las CO de 0.38 y 0.25 kgDQO_T/kgSST·día, respectivamente (ver figura 5.27).

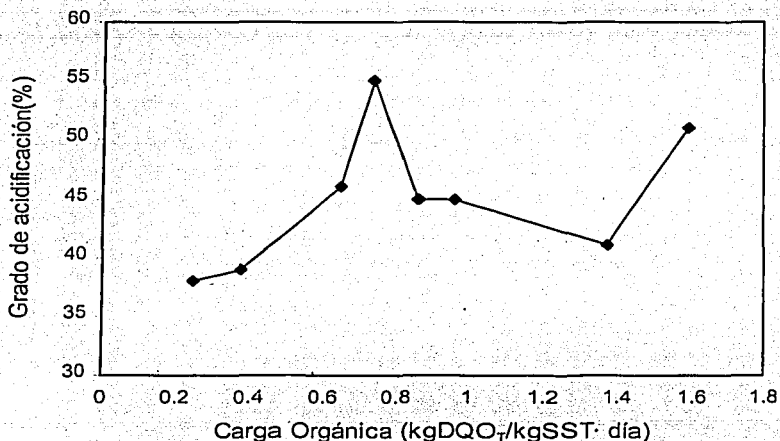


Fig. 5.27 Grado de acidificación en ocho cargas orgánicas

Respecto al grado de acidificación. Yilmazer y Yenigün (1999) reportan que obtuvieron el 50% como máximo porcentaje de acidificación con TRH de 24 horas, mientras que en los resultados de esta investigación el máximo fue de 55% en sólo 8 horas, situación que contradice los resultados obtenidos por Dinoupoulou et al. (1988), quienes reportan que para incrementar el grado de acidificación se requieren TRH más largos: encontraron como máximo 57%, en 16 y 34 horas; además señalan que el grado de acidificación disminuye al descender la temperatura, al menos en el intervalo estudiado entre 25 y 40°C, ya que resultó de 30 y 44%, respectivamente. Por su parte, Guerrero et al. (1999) obtuvieron las máximas eficiencias de acidificación con TRH de 24 horas, siendo 23 y 44% para temperaturas respectivas de 37 y 55°C. En el caso de esta investigación puede notarse que los mayores porcentajes de acidificación se obtuvieron cuando la temperatura

se mantenía entre 15°C y 17°C y que el mínimo grado de acidificación fue de 38%. Estos resultados demuestran que se obtuvieron buenos porcentajes de acidificación respecto a los trabajos realizados por otros investigadores, en condiciones que se reportan como menos favorables para la fermentación anaerobia de agua residual.

5.3.4.6 Tasa de producción de AGV

Este parámetro se obtiene con la diferencia de las concentraciones de AGV en efluente e influente (en mgDQO/l) y dividiendo esa diferencia entre el TRH (Münch et al., 1999). A continuación se muestran las tasas de producción de AGV en las ocho cargas orgánicas experimentadas.

Tabla 5.3 Tasa de producción de AGV

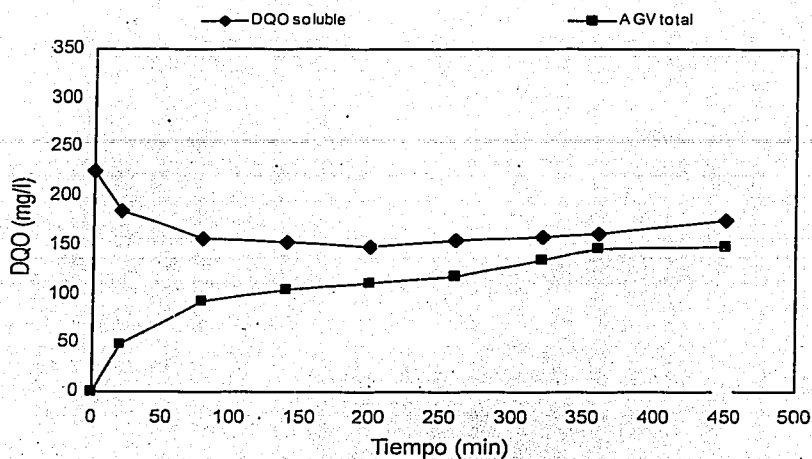
Carga Orgánica (KgDQO ₇ /kgSST·día)	Tasa de producción mg / l · hora
1.59	18.5
1.37	14.0
0.96	17.0
0.86	18.6
0.74	25.4
0.65	22.5
0.38	19.0
0.25	19.0

Como se observa en la tabla 5.3, la tasa de producción de AGV varió entre 14 y 25.2 mg/l·h, valores mayores que los encontrados por Münch et al. (1999), quienes reportan 15±3 mg/l·h producidos en un reactor continuo, pero que se encuentran en el intervalo reportado por Münch y Koch (1999) que va de los 14 a los 28 mg/l·h en fermentadores con diversas configuraciones y con THR entre 10 y 42 horas, tiempos que en todo caso son mayores que las 8 horas de duración del ciclo del fermentador discontinuo.

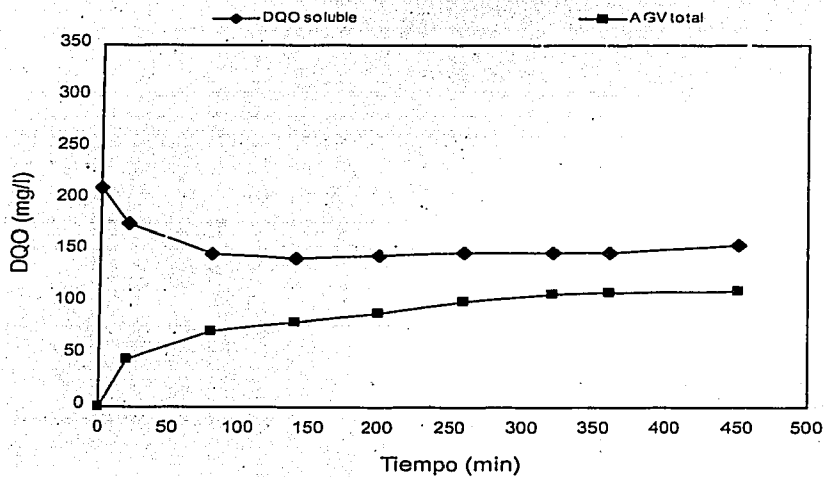
5.3.5 DQO soluble y AGV totales durante el proceso de fermentación

Ya se ha descrito el seguimiento dado a la DQO soluble y a los AGV durante ocho ciclos de fermentación, haciendo las comparaciones pertinentes entre cada una de ellas. Sin embargo, es importante observar el seguimiento simultáneo de esos dos parámetros, ya que los AGV también son parte de la DQO soluble. En las figuras 5.28 se presentan dichos parámetros durante el proceso de fermentación en el ciclo representativo para cada CO. En cada una de las figuras se nota cómo los AGV se producen desde los primeros 20 minutos del ciclo; en prácticamente todos los experimentos, con excepción del correspondiente a la CO de 0.65 kgDQO₇/kgSST·día, los valores de AGVT (expresados como mgDQO/l) fueron menores que los respectivos valores de DQO soluble, durante la fermentación y en el efluente. En la CO de 0.65, después de tres horas de fermentación, los valores de AGVT fueron iguales que los valores de DQO soluble y a las cinco horas de fermentación el valor de los AGV fue de 177 mgDQO/l contra 171 mg/l de DQO soluble, lo cual se identifica como un error analítico, ya que la DQO soluble incluye a los AGV. Cuarenta minutos después, al final del ciclo de reacción, la concentración de AGV vuelve a ser menor que la DQO soluble pero en el efluente se obtiene una pequeña diferencia entre la DQO soluble y los AGV, cuyos valores son 176 mgDQO/l y 180 mgDQO/l, respectivamente. Esta situación pudo deberse al error que está asociado con la determinación de AGV en el cromatógrafo de gases (ver sección 4.6).

Lo importante es que, en todos los casos, la concentración de AGV tiende a incrementarse, mostrando hacia el final del proceso un comportamiento similar al de la DQO soluble, en la que también se nota que, a partir de la tercera hora de fermentación, empieza a incrementar su valor, lo que se puede deber a la transformación de DQO suspendida en soluble. En las figuras 5.28 se aprecia que buena parte de la DQO soluble está formada por ácidos grasos volátiles, lo que se hace más evidente a medida que la CO fue disminuyendo. Lo anterior coincide con el reporte de Elefsiniotis et al. (1994) que encontraron similitudes entre el comportamiento de la DQO soluble y los AGV, ya que éstos últimos constituían un alto porcentaje de aquella, sobre todo a medida que el TRC aumentó (5, 10, 15 y 20 días). Esto último también coincide con los resultados de ésta investigación, ya que puede verse que conforme disminuyó la CO, lo que implica que el TRC aumentaba, los AGV constituían una mayor proporción de la DQO soluble (ver figuras 5.28, 5.29 y 5.32).



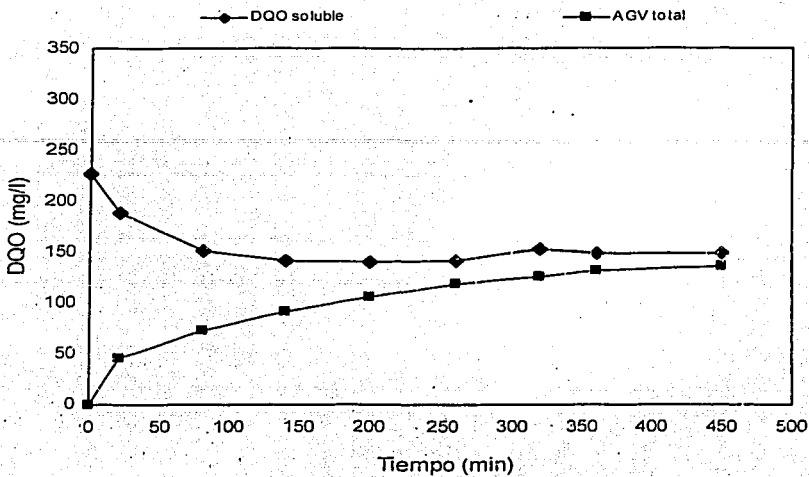
(a) CO 1.59 kgDQO_T/kgSST·día



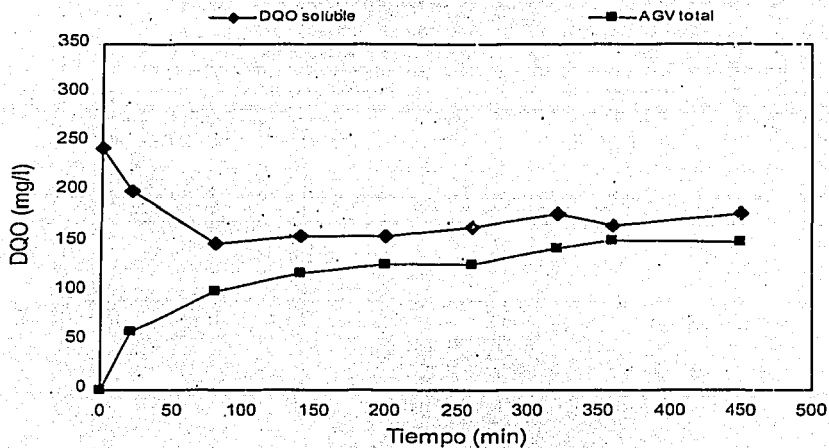
(b) CO 1.37 kgDQO_T/kgSST·día

Fig. 5.28 Perfiles de DQO soluble y AGV

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

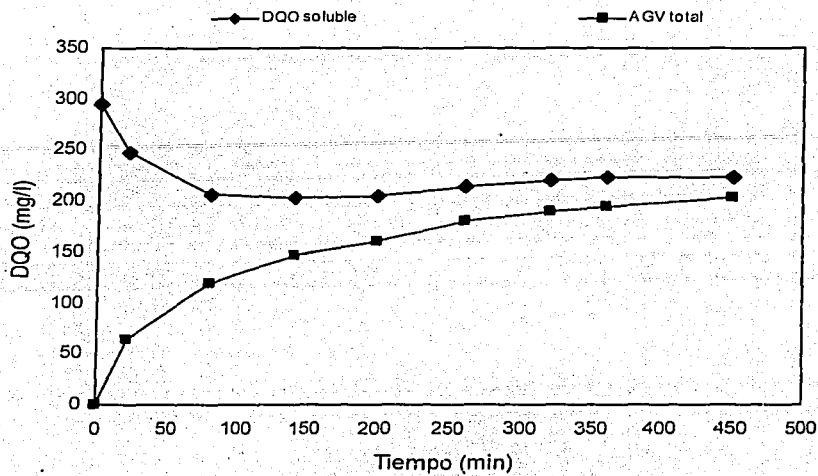


(c) CO 0.96 kgDQO₇/kgSST·día

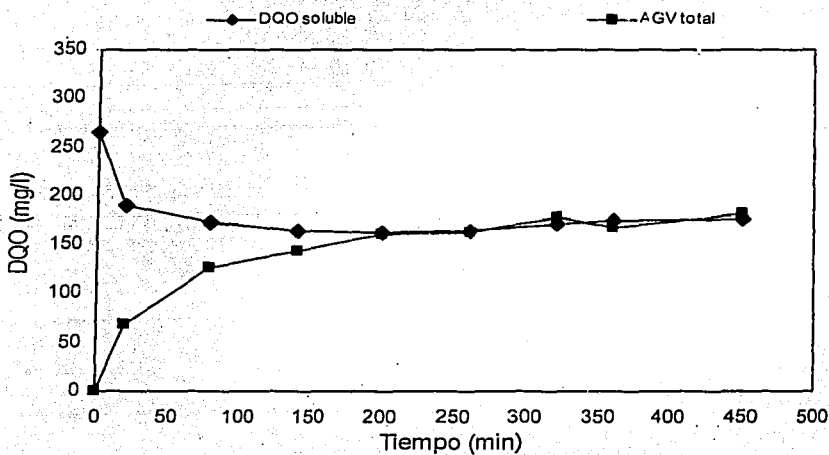


(d) CO 0.86 kgDQO₇/kgSST·día

Fig. 5.28 Perfiles de DQO soluble y AGV

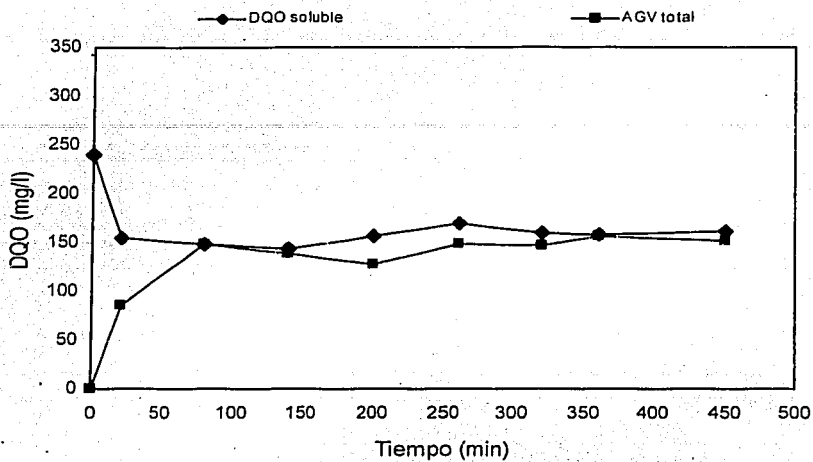


(e) CO 0.74 kgDQO_T/kgSST-día

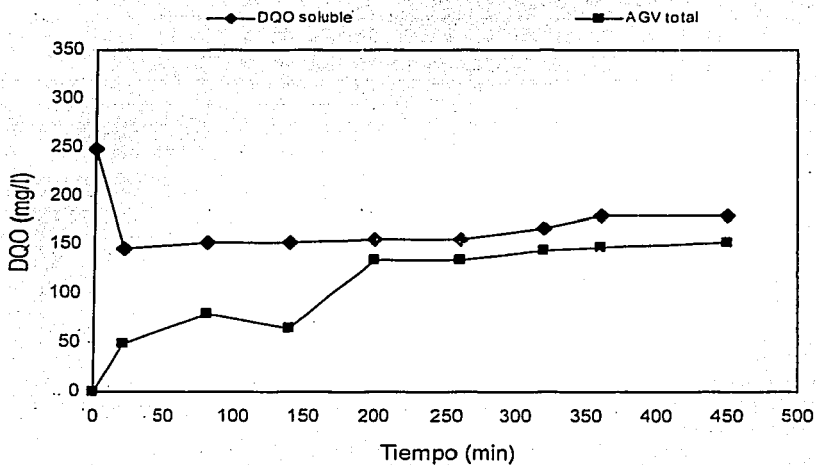


(f) CO 0.65 kgDQO_T/kgSST-día

Fig. 5.28 Perfiles de DQO soluble y AGV



(g) CO 0.38 kgDQO₇/kgSST·día



(h) CO 0.25 kgDQO₇/kgSST·día

Fig. 5.28 Perfiles de DQO soluble y AGV

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Goncalves et al. (1994) reportan que la DQO soluble que resulta de la solubilización consiste principalmente de AGV al igual que Christensson et al. (1998) quienes reportan que del 87 al 95% de la DQO soluble está formada por AGV, principalmente acético y propiónico. En las figuras 5.28 se observa que después de una hora de reacción en la mezcla, la DQO soluble tiende a aumentar, lo que en este caso sugeriría que además de los AGV producidos a partir de material soluble, también hubo aportación de material insoluble (degradable) hidrolizado.

Para respaldar la aseveración anterior, se hace un análisis detallado de la CO de 0.74 kgDQO₇/kgSST-día, con la que se obtuvo la mayor concentración de AGVT. Al hacer un balance sencillo entre la DQO_s y los AGV (mgDQO/l) mostrados en la figura 5.28e, se obtiene lo siguiente: En el intervalo inicial de 20 minutos, la fase de llenado, se consumieron 48 mgDQO_s/l y se produjeron 64 mgDQO/l de AGV, con lo que se puede deducir que 16 mgDQO/l se produjeron a partir de material no soluble, es decir, a partir de la DQO_T. Entre los minutos 20 y 80, se consumen 40 mgDQO_s/l y se producen 55 mgDQO/l de AGV; entre los minutos 80 y 140 se consumieron 4 mgDQO_s/l y se produjeron 27 mgDQO/l de AGV. Los resultados anteriores muestran que conforme pasó el tiempo se llevó a cabo la hidrólisis, sobre todo en el último intervalo citado, donde se obtuvieron 23 mgDQO/l de AGV probablemente a partir de materiales orgánicos insolubles degradables. A partir del minuto 140, la DQO soluble se incrementó en 2, 9, 6, 3 y 0 mg/l en los minutos 200, 260, 320, 360 y 450, con producción de AGV respectiva de 14, 20, 9, 5 y 9 mgDQO/l. En porcentaje, esos incrementos ya no fueron muy importantes a partir del minuto 140, ya que hasta ese momento se obtuvo al menos el 72% de la producción de AGV y los incrementos posteriores fueron pequeños, aunque no por ello despreciables. Estos resultados reflejan, además, que los microorganismos prefieren consumir material fácilmente biodegradable y después de que esta fuente se agota, continúan con el material orgánico suspendido contenido en el agua residual, que también es susceptible de degradarse biológicamente.

Hubo algunos casos, como los mostrados en las figuras 5.28 a, b, d y f, donde entre el final de la reacción y el inicio del vaciado del reactor se produjo DQO sin observarse producción de AGV significativa, lo que conduce a pensar que se debió a la contribución de compuestos intermediarios que no fueron transformados a AGV. En el caso analizado en la tabla 5.4, ocurrió que entre los minutos 200 y 360 se produjo DQO soluble, pero

cuantitativamente menor que los AGV obtenidos en el mismo periodo, es decir, que si se sigue la base de que los AGV son DQO soluble, deberían haberse reflejado en un incremento de la DQO soluble, lo cual no ocurrió.

5.3.6 Relación de AGV totales y DQO soluble (%)

En la figura 5.29 se muestran los valores de DQO soluble y ácidos grasos volátiles totales en el efluente y el porcentaje que éstos últimos representan en aquélla. Dicho porcentaje varió entre 71 y 94%, sin considerar la CO de 0.65 kgDQO_T/kgSST·día en que el porcentaje fue de 102%, lo cual no es posible debido a que los AGV son parte de la DQO soluble. Esto pudo deberse al error analítico al determinar la concentración de AGV en el cromatógrafo de gases y a la conversión de la concentración de cada especie de AGV a su respectiva concentración expresada como DQO.

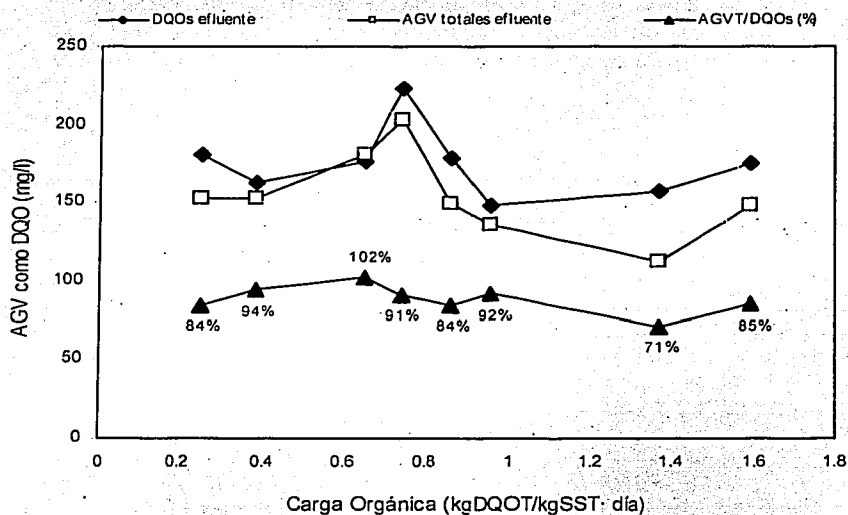


Fig. 5.29 Relación de AGV totales y DQO soluble

Con excepción de la CO de 1.37 kgDQO_T/kgSST·día donde el porcentaje fue de 71%, en el resto de las CO se obtuvo un porcentaje uniforme, ya que varió entre 84 y 85% en las

CO de 0.25, 0.86 y 1.59 kgDQO₇/kgSST·día y entre 91 y 94% en las CO de 0.74, 0.96 y 0.38 kgDQO₇/kgSST·día.

Elefsiniotis et al. (1994) encontraron que la fracción de AGV respecto a la DQO soluble, entre 18 y 22°C, se incrementa con el TRC; los valores encontrados fluctuaron entre 41 y 90% con TRH de 12 horas en un sistema continuo. Señalan además que la DQO soluble remanente se puede atribuir a la acumulación de los productos intermediarios del proceso que no llegaron a ser transformados en AGV. Estos mismos investigadores (1994) reportan que los AGV representan entre 61 y 71% de la DQO_s, aunque esta vez con TRH que fluctuaron entre 6 y 15 horas. Christensson et al. (1998) indican que aproximadamente el 90% de la DQO soluble en la fermentación está constituida por AGV.

En sistemas discontinuos, Gupta et al. (1985) reportan un porcentaje promedio de 41% mientras que Perot et al. (1988) obtuvieron 46%. Eastman y Ferguson (1981) encontraron que entre 85% y 95% de la DQO soluble resultante de la fase acidogénica consiste principalmente de AGV, al igual que Chyi y Dague (1994) que reportan más 88% y Chyi y Levine, con 91%.

En el caso particular de esta investigación, con un TRH de 8 horas y utilizando un sistema discontinuo, se obtuvieron excelentes porcentajes de AGV en la porción soluble del efluente. Se observó que el TRC no influyó fuertemente en la proporción de los AGV y la DQO soluble, ya que se mantuvo sin mucha variación entre 84% y 94% en todas las cargas orgánicas, con lo que se confirma que en reactores discontinuos pueden obtenerse excelentes eficiencias de conversión de DQO a AGV, con TRH menores. Además, las temperaturas que se presentaron durante todas las corridas experimentales de este trabajo de investigación fueron generalmente más bajas que las reportadas por los investigadores citados.

5.3.7 pH

El pH se determinó durante la fermentación del agua residual para cada CO; este parámetro es importante porque la finalidad de la fermentación anaerobia es producir AGV a partir de la conversión de los materiales orgánicos que trae el agua residual, lo que provoca que este parámetro disminuya al acidificar aquéllos el medio. Conviene

mencionar que durante todo este trabajo, el pH no fue controlado y los valores resultantes son producto de los procesos en el reactor.

En la figura 5.30 se presenta la información registrada en cada experimento donde se puede ver que la disminución del pH sucedió invariablemente en los ocho experimentos, aunque en algunos fue mayor que en otros. El pH en el influente por lo general se mantuvo entre 7 y 8.

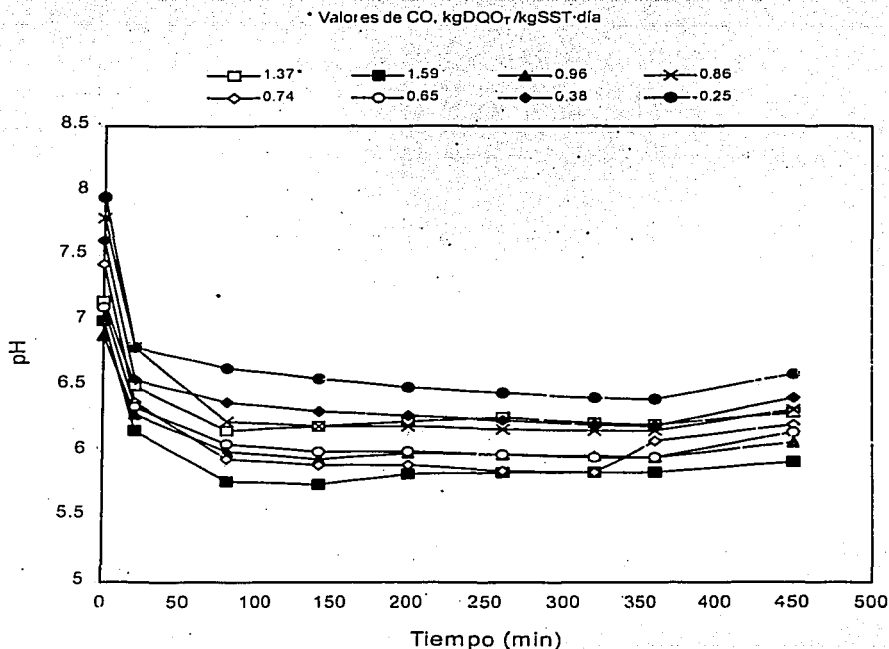


Fig. 5.30 pH durante ocho ciclos de fermentación

Durante el periodo de llenado, el pH disminuyó entre 0.6 y 1.1 unidades, lo que coincidió con el inicio de la producción de AGV en el mismo periodo. Posteriormente, entre el inicio de la fermentación y la primera hora siguió disminuyendo en todos los casos y a partir de este momento el pH se mantiene prácticamente constante durante el resto de la fermentación. En el caso de cuatro CO, 1.59; 0.96, 0.74 y 0.65 kgDQO₇/kgSST·día, el pH

se mantuvo abajo de 6, siendo el mínimo valor registrado el pH de 5.74. En el caso de las dos últimas cargas orgánicas mencionadas, la disminución de pH coincide con el hecho de que en ellas se obtuvo la mayor producción de AGV; sin embargo, en la CO de 1.59 fue donde el pH llegó a ser más bajo, aunque la diferencia entre la producción de AGV entre ésta y la CO con mayor producción de AGV fue de 55 mg/l. En el resto de los experimentos, el pH siempre estuvo por arriba de 6 durante el periodo de reacción y entre ésta etapa y el vaciado, una hora y media después, siempre hubo un pequeño incremento (décimas de unidad), a pesar de que en ese mismo intervalo también se siguieron produciendo AGV. El pH se mantuvo en el efluente entre 5.91 y 6.59.

De acuerdo con lo anterior, el pH parece ser independiente de la carga orgánica, puesto que los pH más bajos lo mismo se encontraron en CO altas que en medias, mientras que en las cargas más bajas se registraron los valores más altos, durante la fermentación y en el efluente, al igual que en las CO medias y altas.

En la literatura existen diversas referencias que involucran el comportamiento del pH durante la fermentación anaerobia de agua residual o lodos primarios. Entre ellos, Zoetemeyer et al. (1982) que obtuvieron la distribución de especies AGV en diferentes pH, resultando como principales los ácidos acético y butírico. Reportan que el ácido acético alcanzó su máxima producción en el pH de 7.9, con 980 mg/l, donde además no aparecieron ni propiónico ni butírico. En el caso del experimento referido, el ácido propiónico no se detectó cuando el pH fue superior a 5.

Bull et al. (1984) experimentaron con pH entre 3 y 5 y observaron que las concentraciones de AGV aumentaron con el pH, situación en que se dieron las condiciones más favorables para la fermentación. Noike et al. (1985) reporta distintos intervalos de pH en la degradación de celulosa, donde el pH bajó de 7.1 a 6.7 en un periodo de 11 días, obteniendo acético como principal producto; en el caso del almidón, bajó de 6.2 a 5.4 en dos días de experimentación, resultando principalmente acético y concentraciones importantes de propiónico, butírico, valérico y caproico; finalmente, con la glucosa, el pH se mantuvo entre 6 y 5.2, con producción de acético principalmente y concentraciones más altas de propiónico, butírico y caproico con respecto al caso anterior, lo que pudo contribuir a la caída más drástica del pH en esos dos casos. Se observa en esta información que las concentraciones de AGV fueron más altas a medida que el sustrato

fue más soluble. Con esta información queda claro que la presencia del ácido butírico está asociada a pH inferiores a 6, entre 5.4 y 5.2. Esta puede ser otra explicación de por qué no se detectó ácido butírico en esta investigación, ya que los pH aquí registrados sólo fueron ligeramente inferiores a 6.

Dinoupolou et al. (1988) citan que el efecto del pH sobre la composición del efluente es insignificante en el intervalo de 5 a 7. Goncalves et al. (1994) también reportan que el pH encontrado en su investigación se mantuvo muy cercano a la neutralidad, es decir, en el intervalo óptimo para la fermentación de 6 a 8 unidades. Por su parte, Lie y Welander (1997) reportan que a pesar de la formación de AGV el pH no disminuyó en el agua residual de dos diferentes plantas de tratamiento, ya que el pH antes del proceso estaba entre 7 y 7.5 y durante la fermentación se incrementó a 7.5 y 7.7, respectivamente. Además, reportan que la fermentación no incrementó la DQO soluble en el agua residual, hecho que coincide con los resultados aquí descritos. Otro dato interesante es que comentan que se obtuvo mayor concentración de AGV en muestras congeladas, en comparación con las que se refrigeraron. En el caso particular de este trabajo, las muestras utilizadas para detectar los AGV se preservaron mediante congelación.

Elefsiniotis y Oldham (1994) reportan que el pH influye en la distribución de los AGV, ya que en el pH 4.3 a 4.6 se observa el mayor porcentaje de ácido propiónico (de 39% de los AGVT) y del ácido butírico (20% de los AGVT) en el pH 5.9-6.2. Contrariamente, el intervalo de pH estudiado, 4.3 a 6.2, no parece tener ningún efecto apreciable en la distribución del ácido acético, que se mantiene entre 42 y 48% (de los AGVT) en todos los intervalos estudiados. En 1996, Elefsiniotis et al. reportan el intervalo de pH de 4.3 a 5.2 como el óptimo para la producción de AGV, ya que en él alcanzaron las concentraciones de 568 y 579 mg/l, con respecto al intervalo de 5.9 a 6.1, donde fue de 386 mg/l. Eastman y Ferguson (1981) encontraron que la concentración de propiónico se incrementa con el descenso del pH de 7 a 5, mientras que Zoetemeier et al. (1982) lo obtuvieron cuando el pH bajó de 6 a 4.5.

En el caso de esta investigación, el ácido propiónico apareció cuando el pH se mantuvo entre 5.9 y 7.9; se observó que las mayores concentraciones del ácido en cuestión en el efluente, entre 51 y 59 mg/l, aparecieron entre 6.1 y 6.3 y no donde se detectó el menor pH, por lo que se puede concluir que no existe relación directa entre el pH y la

concentración de propiónico, al menos en este caso en que el pH no se controló en ninguna de las corridas experimentales. Por otro lado, el ácido acético siempre predominó sobre el propiónico, independientemente del pH.

Por otra parte, cuando el pH del agua residual doméstica se mantiene entre 7 y 7.6, la producción de AGV es mayor que cuando el pH se encuentra entre 6.1 y 6.4, lo que se atribuye al efecto del pH sobre la actividad enzimática de los microorganismos (Danesh y Oleszkiewicz, 1995 y 1997). Estos últimos encontraron que en el pH entre 7 y 7.6 la concentración de AGV varió entre 34 y 42 mg/l y que el ácido acético contribuyó con 95 a 97% de los AGVT; sin embargo, cuando se mantuvo entre 6.1 y 6.4 la concentración bajó hasta un intervalo entre 3 y 35 mg/l y la aportación del acético también disminuyó hasta 86 a 88% de los AGVT. Estos resultados no coinciden con los que se obtuvieron en este experimento, ya que el pH en todos los casos se estabilizó entre 5.9 y 6.5 y fue en ese intervalo que se encontraron concentraciones mayores que las obtenidas por los investigadores citados con anterioridad. Sin embargo, coinciden con los resultados de Christensson et al. (1998) ya que encontraron que el pH cayó en su experimento desde 6.5 hasta 5.1 a 5.4 durante la hidrólisis y observaron el incremento de AGV, cuya producción se estabilizaba al final del periodo analizado, de igual forma que sucedió aquí.

En el caso particular de este experimento, el pH más bajo durante prácticamente toda la fermentación se midió cuando la producción de ácidos fue la mayor, en 0.74 kgDQO₇/kgSST·día.

5.3.8 Temperatura

En la figura 5.31 se encuentran los valores de la temperatura registrados durante la fermentación anaerobia del agua residual en ocho ciclos completos correspondientes cada uno a las diferentes cargas orgánicas experimentadas. Conviene aclarar que la temperatura no fue controlada y que los valores en la figura 5.31 son producto de la temperatura del agua y ambiente. La relación de la temperatura con la carga orgánica es casuística.

Se observa que la temperatura en el agua residual influente fue menor que dentro del reactor, ya que ésta tendió a aumentar con respecto al tiempo del ciclo, lo cual también se

debe a que cada ciclo analizado iniciaba a las 9 de la mañana, cuando la temperatura ambiente fue más alta, y terminaba a las 5 de la tarde, con temperaturas mayores e el ambiente. A su vez, en los primeros tres experimentos, 1.37, 1.59 y 0.98 kgDQO₇/kgSST-día, se registraron temperaturas entre 16 y 18°C, que corresponden al mes de noviembre de 1999 es decir, al comenzar la temporada invernal; durante el mes de diciembre se hicieron tres experimentos más, los correspondientes a las CO de 0.86, 0.74 y 0.65 kgDQO₇/kgSST-día, cuando las temperaturas fueron más bajas ya que se mantuvieron entre 15 y 17°C. Los últimos dos experimentos, las CO de 0.38 y 0.25 kgDQO₇/kgSST-día, se realizaron en las primeras semanas del mes de marzo y la temperatura aumentó ligeramente, aunque fue muy parecida a las que se presentaron durante el mes de noviembre, entre 17 y 18°C.

* Valores de CO, kgDQO₇/kgSST-día

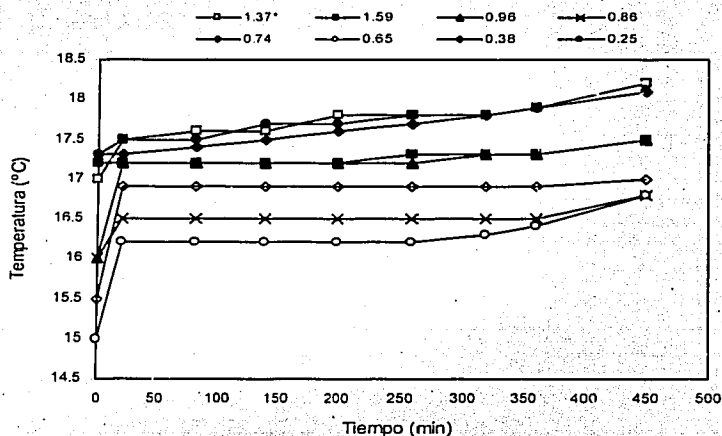


Fig. 5.31 Temperatura en ocho ciclos de fermentación

Quando se tuvieron las menores temperaturas, entre 15 y 17°C, casualmente se alcanzaron las mayores concentraciones de AGV, en las CO de 0.74 y 0.65 kgDQO₇/kgSST-día, con 203 y 180 mg/l, respectivamente, mientras que en el intervalo de temperatura entre 16 y 18°C, donde las CO fueron 1.59, 0.86, 0.38 y 0.25 kgDQO₇/kgSST-día, se obtuvieron prácticamente las mismas concentraciones, entre 148

y 152 mg/l. Por otro lado, en las CO de 1.37 y 0.96 kgDQO₇/kgSST·día, que también fueron analizadas cuando la temperatura se mantuvo entre 16 y 18°C, se obtuvieron las menores concentraciones de AGV.

Stevens (1994) cita que la fermentación parece mejorar cuando la temperatura del licor mezclado excede de 17 a 18°C y cuando la concentración del influente excede 300-400 mgDQO/l ya que con temperaturas superiores a 20°C la producción de AGV fue la más alta registrada entre 1992 y 1993 en Kelowna, Canadá. Rabinowitz (1994) cita que durante la fermentación de lodo primario a temperatura ambiente entre 18 y 22°C, encontró que los ácidos acético y propiónico constituyen más del 90% de los AGV producidos, con 55 y 45% respectivamente. Sin embargo, cuando se redujo la temperatura al intervalo correspondiente entre 12 y 14°C observó una disminución de aproximadamente 20% en la producción de AGV. Esta información coincide con las especies de AGV encontradas en la fermentación anaerobia de agua residual doméstica descrita en esta investigación y con los porcentajes encontrados de cada una de ellas, en el intervalo de temperatura comprendido entre 15 y 18°C.

Algunos autores, como Skalsky y Daigger (1995) estudiaron el efecto de la temperatura, en dos intervalos, entre 14 y 15°C y entre 20 y 21°C; en el primer intervalo obtuvieron una producción de AGV 42% menor con respecto a la observada en el segundo. Por otro lado, Danesh y Oleszkiewicz (1997) estudiaron la fermentación anaerobia de agua residual municipal y obtuvieron buenos resultados con la temperatura de 20±2°C.

De toda la información recopilada se puede deducir que en esta investigación, la mejor producción de AGV se obtuvo cuando la temperatura del agua residual fue la más baja, hecho que contradice lo citado por Dinoulou et al. (1988) y Cuevas et al. (1998), respecto a que con temperaturas elevadas se obtienen concentraciones más altas de AGV y mayores tasas de crecimiento de la biomasa. En general, en este experimento la temperatura no limitó la fermentación y el hecho de que la mejor producción de AGV se haya encontrado en las temperaturas más bajas registradas, es casuístico.

5.3.9 Tiempo de retención celular

En esta investigación el TRC varió entre 4 y 50 días. En la figura 5.32 se presentan los valores y se observa el aumento del parámetro conforme disminuía la carga orgánica.

Para las CO de 1.59 y 1.37 kgDQO₇/kgSST·día el TRC fue de 4 días y de 8, 32, 37 y 47, para las respectivas CO de 0.96, 0.86, 0.74 y 0.65 kgDQO₇/kgSST·día; después de ésta última, el TRC disminuyó hasta 9 días en la CO de 0.38 kgDQO₇/kgSST·día. Este último valor no coincide con la tendencia del TRC a lo largo de este experimento y probablemente se debe a un error humano al determinar la concentración de los sólidos suspendidos en el laboratorio. En la última carga orgánica experimentada el TRC se incrementó hasta 50 días.

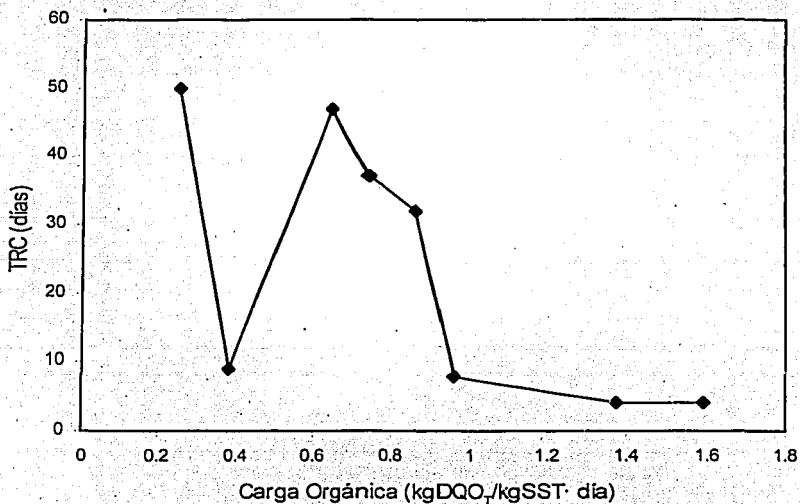


Fig. 5.32 TRC en ocho ciclos de fermentación

En 1985, Noike et al. reportaron diferentes intervalos de TRC para la fermentación de celulosa, entre 1.94 y 13.3 días; en la fermentación de almidón, entre 0.1 y 2 días y en la fermentación de glucosa, entre 0.09 y 3 días. En todos los casos observaron que mientras

5.3.9 Tiempo de retención celular

En esta investigación el TRC varió entre 4 y 50 días. En la figura 5.32 se presentan los valores y se observa el aumento del parámetro conforme disminuía la carga orgánica.

Para las CO de 1.59 y 1.37 kgDQO₇/kgSST·día el TRC fue de 4 días y de 8, 32, 37 y 47, para las respectivas CO de 0.96, 0.86, 0.74 y 0.65 kgDQO₇/kgSST·día; después de ésta última, el TRC disminuyó hasta 9 días en la CO de 0.38 kgDQO₇/kgSST·día. Este último valor no coincide con la tendencia del TRC a lo largo de este experimento y probablemente se debe a un error humano al determinar la concentración de los sólidos suspendidos en el laboratorio. En la última carga orgánica experimentada el TRC se incrementó hasta 50 días.

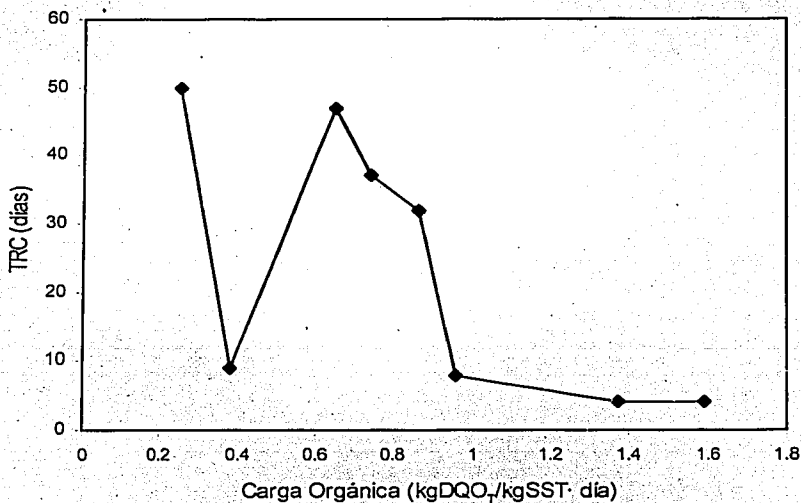


Fig. 5.32 TRC en ocho ciclos de fermentación

En 1985, Noike et al. reportaron diferentes intervalos de TRC para la fermentación de celulosa, entre 1.94 y 13.3 días; en la fermentación de almidón, entre 0.1 y 2 días y en la fermentación de glucosa, entre 0.09 y 3 días. En todos los casos observaron que mientras

mayor fue el TRC, mayor la concentración encontrada del butírico, isobutírico, valérico y caproico, sobre todo en el caso del almidón y la glucosa.

Elefsiniotis et al. (1994) reportan que el TRC influye en la distribución de especies de AGV ya que las concentraciones de los ácidos acético y propiónico tienden a disminuir con el incremento del TRC. Durante este trabajo no se observó este comportamiento, ya que fue en las cargas orgánicas medias donde se detectaron las mayores concentraciones de ácidos acético y propiónico, con TRC entre 37 y 47 días. Estos autores también señalan que con TRC de 10 días se detectaron las máximas concentraciones de butírico y, conforme aumentaba el TRC se producía también ácido valérico. El ácido valérico no fue detectado en el experimento que aquí se discute.

Rabinowitz (1994) reporta que la producción de AGV depende del TRC ya que, entre 2 y 10 días, obtuvieron concentraciones similares de acético y propiónico a las obtenidas por Wentzel et al. (1988 y 1989) entre 6 y 9 días, es decir, 43% de acético, 41% de propiónico, 12% de butírico y 4% de valérico. Danesh y Oleskiewicz (1995) encontraron que la producción de AGV depende del TRC ya que al incrementarlo de 4 a 8 días, y después hasta 13 días, se observó el incremento en la producción de ácidos grasos; agregan además de que con TRC altos se asegura la presencia y crecimiento de diferentes tipos de bacterias que se requieren para la fermentación de agua residual, ya que los microorganismos permanecen por más tiempo en el reactor.

Danesh y Oleszkiewicz (1994 y 1997) señalan que con TRC elevados hay una mayor concentración de biomasa en el sistema y que los microorganismos están en una etapa de crecimiento lento, por lo que producen menos AGV por unidad de masa aunque la producción total de AGV se incrementa. Ellos obtuvieron las mejores concentraciones de AGV en TRC entre 8 y 13 días, en ciclos de 8 horas y observaron que a pesar del TRC, la concentración de acético siempre contribuyó con 86 a 97% de los AGV totales.

Münch et al. (1999) encontraron, durante la digestión anaerobia, que con TRC bajos las concentraciones de AGV disminuyen debido a la baja concentración de biomasa presente en el sistema y que cuando el TRC es alto se promueve la metanogénesis, que causa un incremento en el consumo de AGV.

Después la carga orgánica de 0.74 kgDQO_T/kgSST·día, donde la conversión de contaminante a DQO fue la mejor, comenzó la disminución en la producción de AGV en las cargas orgánicas posteriores, lo cual pudo deberse al consumo de AGV por el probable desarrollo de metanogénesis, ya que las condiciones estuvieron dadas con los altos tiempos de retención celular encontrados en las últimas cargas orgánicas. Cabe mencionar que en este experimento no se consideró la posibilidad de medir el biogas producido como producto de la metanogénesis y que los comentarios posteriores son sólo una propuesta y los valores presentados una estimación. Para ejemplificar esta situación, se ha elegido la carga orgánica más baja, 0.25 kgDQO_T/kgSST·día, en que se obtuvo el mayor tiempo de rotención celular y donde es más fácil suponer que ocurrió la metanogénesis.

En la carga orgánica de 0.25 kgDQO_T/kgSST·día, se removieron 146 mg/l de DQO total; si se considera que el volumen de recambio es de 1600 litros, entonces se removieron 0.234 g de DQO. Al estimar la producción de metano y biogas producidos a partir de la DQO se ha tomado en cuenta que 0.35 m³ de CH₄ se producen a partir de 1 kg de DQO removida y el metano forma aproximadamente el 75% del biogas. De esta información resulta entonces que se produjeron 0.082 m³ de CH₄ y 0.11 m³ de biogas. Y si se toma en cuenta que de cada 4 g de DQO removida se produce 1 g de CH₄, entonces resulta que se produjeron 58.5 g CH₄. En este ejemplo se consideró que toda la DQO total removida se convirtió en metano y que la metanogénesis pudo limitar el incremento de AGV al consumirlos para producir biogas.

En el caso particular de esta investigación, la máxima concentración de AGV se obtuvo con TRC igual a 37 días, aunque con respecto a las especies observadas, el acético prevaleció sobre el propiónico a pesar del TRC.

5.3.10 Coeficiente de rendimiento (Y_{obs})

Este parámetro disminuyó a medida que la CO fue descendiendo. Los más altos coeficientes observados se encontraron en las cargas orgánicas de 0.96, 1.37 y 1.59 kgDQO_T/kgSST·día, los cuales fueron 0.22, 0.71 y 0.47 kgSST_{producidos}/kgDQO_T eliminada. En los dos últimos valores hay un incremento del coeficiente de rendimiento de la CO de 1.59 a la de 1.37, lo que no se adapta al hecho de que mientras mayor sea la carga orgánica,

también mayor el coeficiente de rendimiento; en ambos casos se obtuvo la misma producción de lodos, pero en la CO de 1.37 hubo una menor remoción de DQO total; lo que explica el aumento en el valor del coeficiente. Para las CO de 0.86, 0.74 y 0.65 kgDQO₇/kgSST-día se mantuvo en 0.1, 0.1 y 0.08, respectivamente. Cuando se estableció la CO de 0.38 kgDQO₇/kgSST-día el coeficiente de rendimiento aumentó hasta 0.67. En el último experimento, cuando la CO fue de 0.65 kgDQO₇/kgSST-día, el coeficiente de rendimiento bajó hasta 0.13, aun cuando la concentración de sólidos en el influente se mantuvo en concentraciones parecidas a las encontradas durante el experimento anterior.

Arsov et al. (1999) encontraron que el coeficiente de rendimiento en la fase acidogénica del agua residual doméstica enriquecida con almidón a temperatura ambiente (25°C), fue de 0.36 mgSSV/mgDQO.

5.3.11 Nitrógeno y fósforo

Los nutrientes se analizaron en un ciclo representativo de fermentación, en influente y efluente. La concentración de nitrógeno amoniacal (N-NH₄) en el influente fue de 21 y de 25 mg/l en el efluente; el incremento de 4 mg/l (20%) es debido a que el agua residual se enriqueció parcialmente con proteína y de ahí que se produjera NH₄⁺, además del que pudo producirse a partir de las proteínas de las células muertas (Münch et al., 1999). Banister et al. (1998) señalan que encontraron niveles de amonio altos después de la fase ácida del tratamiento de lodos primarios debido a que el material particulado es fácilmente degradado en dicha fase. Guerrero et al. (1999) señalan que la producción de amonio en la fermentación de agua residual contribuye a que el pH se mantenga o se incremente, lo que respalda el incremento del pH al finalizar el ciclo (Ver fig. 5.31). En cuanto al nitrógeno de los nitratos (N-NO₃), entraron 2.5 mg/l y salieron del sistema 0.04 mg/l, lo que representa un 98% de remoción; éstos últimos resultados coinciden con el comportamiento reportado por Cuevas (1998) quien obtuvo 100% de remoción de nitratos. También se determinó el nitrógeno Kjeldhal, resultando 38 mg/l en la entrada y 33 mg/l en el efluente, lo que sugiere que en la fermentación anaerobia de este tipo de agua residual ocurrió la remoción limitada de nitrógeno (13%). Se encontró que el fósforo de los fosfatos (P-PO₄) fue 3.96 mg/l en influente ; 3.88 mg/l en efluente, lo que demuestra que no hubo remoción de fósforo en el sistema. Por otra parte, también se muestreo el agua cruda al

mismo tiempo que el agua residual enriquecida, obteniéndose los siguientes resultados: 15.5 mg/l N-NH₄, 1.31 mg/l N-NO₃, 29.96 mgNT/l y 3.41 mg/l P-PO₄. Al comparar esta información, se obtuvo que el agua residual enriquecida en el influente contenía adicionalmente 5.5 mg/l de nitrógeno amoniacal, 1.19 mg/l de nitrógeno de nitratos, 8.12 mg/l de nitrógeno total y 0.55 mg/l de fósforo de fosfatos.

5.3.12 Índice volumétrico de lodos (IVL)

El valor de IVL obtenido durante cada experimento indica que conforme la carga orgánica disminuyó dicho parámetro aumentó, con excepción de la CO de 1.59 kgDQO₇/kgSST·día. (Ver figura 5.33). El aumento del IVL coincide con el incremento de los SST. Conviene mencionar que, para controlar los valores de CO, los SST en el reactor fueron ajustados hasta alcanzar el valor seleccionado.

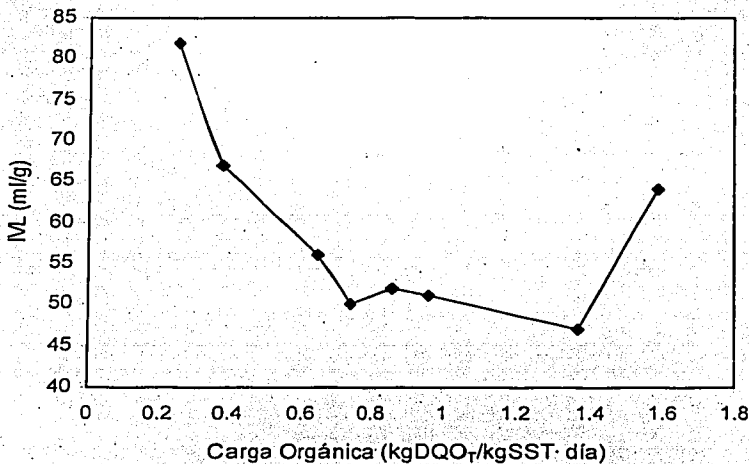


Fig. 5.33 Índice volumétrico de lodos

El mejor valor de IVL fue de 47 ml/g para la CO de 1.37 kgDQO₇/kgSST·día, seguido por 51, 52 y 50 ml/g para las CO de 0.96, 0.86 y 0.74 kgDQO₇/kgSST·día. Danesh y Oleszkiewicz (1997) reportan que el lodo de un reactor acidogénico presentó excelentes características de sedimentación, 45 ml/g, valor similar al mejor IVL reportado aquí.

Banerjee et al. (1999) citan a Skalsky y Daigger (1995) informan que concentraciones de SSV inferiores de 10000 mg/l pueden mejorar las características de sedimentación de los lodos. Además señalan que aparentemente la adición de agua residual industrial rica en carbohidratos (almidón) y los productos intermediarios de su degradación mejoraron considerablemente las características de sedimentación de los lodos, en comparación con las obtenidas en el sistema que sólo contenía agua residual municipal. En cuanto a la temperatura, los resultados que obtuvieron al incrementarla, de 22 a 30°C y luego a 35°C, indican que las características de sedimentación de los lodos empeoran con el aumento de dicho parámetro.

En este proceso de fermentación de agua residual, el índice volumétrico de lodo aumentó al disminuir la carga orgánica, sin salirse de los límites aceptables, ya que los valores registrados fueron buenos.

6. CONCLUSIONES

1. La máxima conversión de DQO a AGV se obtuvo con la carga orgánica de 0.74 kgDQO_T/kgSST·día, al obtenerse 203 mgDQO/l de AGV, el mayor grado de acidificación (55%) y las menores remociones de DQO total y soluble, 22 y 24% respectivamente.
2. La concentración de 203 mgDQO/l de AGV producidos en la carga orgánica de 0.74 kgDQO_T/kgSST·día representa el 91% de los 223 mg/l de DQO soluble medidos en el efluente de ese experimento, constituyéndose como la mayor relación AGV/DQO soluble obtenida.
3. Los AGV fueron producidos principalmente a partir de material disuelto ya que se observó que la DQO soluble no varió más de 22 a 34%, entre influente y efluente.
4. Las principales especies de AGV encontradas en todos los experimentos fueron los ácidos acético y propiónico, con porcentajes máximos de 72% y 45%, respectivamente, respecto a los AGV totales.
5. En la carga orgánica de 0.74 kgDQO_T/kgSST·día la contribución del ácido propiónico a los AGV totales fue la mayor que se registró entre todas las cargas orgánicas experimentadas.
6. El tiempo de retención hidráulico de 8 horas utilizado en este experimento puede disminuirse a 6 horas, sin que haya una diferencia importante en la producción de AGV, ya que sólo se necesitaron cuatro de las seis horas de reacción para producir entre 80 y 91% de los AGV totales.
7. El pH es independiente de la carga orgánica ya que mostró un comportamiento típico en todos los experimentos.
8. La concentración de 203 mgDQO/l de AGV total es suficiente para remover el fósforo contenido en aguas residuales municipales bajo el supuesto de que se necesitan de 7 a 9 mg/l de AGV para remover 1 mg/l de P.

7. BIBLIOGRAFÍA

Abu-ghararah, Z. H.; Randall, C. W. (1991). The effect of organic compounds on biological phosphorus removal. *Wat. Sci. Tech.* Vol. 23, pp. 585-594.

Alexander, M. (1980). *Introducción a la microbiología del suelo*. AGT Editor, S.A., Segunda edición.

Alexiou, I. E., Anderson, G. K., Evison, L.M. (1994). Design of pre-acidification reactors for the anaerobic treatment of industrial wastewaters. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 29, No. 9, pp. 199-204.

Angelidaki, I.; Ellegaard, L.; Ahring, B. K. (1999). A comprehensive model of anaerobic bioconversion of complex substrates to biogas. *Biotechnology and Bioengineering*. Vol. 63, No. 3. pp. 363-372.

Arora, M. L. (1985). Technology evaluation of sequencing batch reactors. *Journal WPCF*, Vol. 57, No. 8, pp. 867-875.

Arsov, R. (1999). Two-phase anaerobic technology for domestic wastewater treatment at ambient temperature. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 39, No. 8, pp. 115-122.

Banerjee, A.; Elefsiniotis, P.; Tuhtar, D. (1998). Effect of HRT and temperature on the acidogenesis of municipal primary sludge and industrial wastewater. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 38, No. 8-9, pp. 417-423.

Banerjee, A.; Elefsiniotis, P.; Tuhtar, D. (1999). The effect of addition of potato-processing wastewater on the acidogenesis of primary sludge under varied hydraulic retention time and temperature. *Journal of Biotechnology*, Vol. 72, pp. 203-212.

Banister, S.; Pretorius, W. (1998). Optimisation of primary sludge acidogenic fermentation for biological nutrient removal. *Water SA*, Vol. 24, No. 1, pp. 35-41.

Banister, S.; Pitman, A.; Pretorius, W. (1998). The solubilisation of N and P during primary sludge acid fermentation and precipitation of the resultant P. *Water SA*, Vol. 24, No. 4, pp. 337-342.

Banks, C.; Humphreys, P. (1998). The anaerobic treatment of a ligno-cellulosic substrate offering little natural pH buffering capacity. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 38, No. 4-5, pp. 29-35.

Bitton, G. (1994). *Wastewater microbiology*. Primera edición. Wiley-Liss, USA.

Boone, D. R. (1985). Fermentation reactions of anaerobic digestion. *Biotechnology: applications and research*. Paul N. Cheremisinoff, Robert P. Ouellette, Ed. pp. 41-51.

Brinch, P. (1994). Upgrading to nutrient removal by means of internal carbon from sludge hydrolysis. *Wat. Sci. Tech.* Vol. 29, No. 12, pp. 31-40.

Cohen, A.; Breure, A. M.; van Andel, J.G.; van Deursen, A. (1980). Influence of phase separation on the anaerobic digestion of glucose - I maximum COD - turnover rate during continuous operation. *Water Res.* Vol. 14, pp. 1439-1448.

Cha, Gi; Noike, T. (1997). Effect of rapid temperature change and HRT on anaerobic acidogenesis. *Wat. Sci. Tech.* Vol. 36, No. 6-7, pp. 247-253.

- Chang, Ch.; Lin, J.; Chiu, Y.; Huang, S. (1997). Effect of pretreatment on waste activated sludge (WAS) acidification. Proc. 8th International Conf. on Anaerobic Digestion, Vol. 2, pp. 1-7.
- Christensson, M.; Lie, E.; Jönsson, K.; Johansson, P.; Welander, T. (1998). Increasing substrate for polyphosphate-accumulating bacteria in municipal wastewater through hydrolysis and fermentation of sludge in primary clarifiers. Wat. Env. Res., Vol. 70, No. 2, pp. 138-145.
- Chyl, Y. T.; Levine, A. D. (1992). Solubilization of particulate cellulose using anaerobic acidogenesis. Wat. Sci. Tech., vol. 9-11, pp- 2421-2424.
- Chyl, Y.; Dague, R. (1994). Effects of particulate sized in anaerobic acidogenesis using cellulose as a sole carbon source. Wat. Env. Res., Vol. 66, No. 5, pp. 670-678.
- Cuevas, G. (1998). Mejoramiento de la capacidad de eliminación de nutrientes de aguas residuales por medio de la fermentación anaerobia. Tesis de maestría. Instituto de Ingeniería, DEPI-UNAM.
- Cuevas, G.; González, O.; González, S. (1998). Wastewater fermentation and nutrient removal in sequencing batch reactors. Wat. Sci. and Tech., Vol. 38, No. 1, pp. 255-264.
- Danesh, S.; Oleszkiewicz, J. (1995). Volatile fatty acids production using prefermentation of raw wastewater. Proc. Nat. Conf. Innovative Technol. Site. Rem. Hazard Waste Manage., ASCE, pp. 293-300.
- Danesh, S.; Oleszkiewicz, J. A. (1997). Use of a new anaerobic-aerobic sequencing batch reactor system to enhance biological phosphorus removal. Wat. Sci. Tech. Vol. 35, No. 1, pp. 137-144.
- Danesh, S.; Oleszkiewicz, J. A. (1997). Volatile fatty acid production and uptake in biological nutrient removal systems with process separation. Wat. Env. Res., Vol 34, No. 5-6, pp. 317-325.
- Datta, R. (1981). Acidogenic fermentation of corn Stover. Biotechnology and Bioengineering, Vol. 28, pp. 61-77.
- Dawson, R.; Jeyanayagam, S.; Abraham, K.; Wallis-Lage, C. (1994). The importance of primary sludge fermentation in the BNR process. Proc. Of the Water Environment Federation. 67th annual conference and exposition. Vol. 1, pp. 607-618. Chicago, Illinois, USA.
- Dinopoulou, G.; Rudd, T.; Lester, J. N. (1988). Anaerobic Acidogenesis of a complex wastewater: I. The influence of operational parameters on reactor performance. Biotechnology and Bioengineering, Vol. 31, pp. 958-968.

Dohányos, M.; Kosová, B.; Zabranská, J.; Grau, P. (1985). Production and utilization of volatile fatty acids in various types of anaerobic reactors. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 17, pp. 191-205.

Eastman, J. A.; Ferguson, J. F. (1981). Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion. *Journal WPCF*, Vol. 53, No. 5, pp. 352-365.

Elefsiniotis, P.; Oldham, W. K. (1994). Anaerobic acidogenesis of primary sludge: The role of solids retention time. *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 44, pp. 7-13.

Elefsiniotis, P.; Oldham, W. K. (1994). Effect of HRT on acidogenic digestion of primary sludge. *Journal of environmental engineering*. Vol. 120, No. 1, pp. 645-660.

Elefsiniotis, P.; Oldham, W.K. (1994). Influence of pH on the acid-phase anaerobic digestion of primary sludge. *Journal Chem.Tech. Biotechnol.*, Vol. 60, pp. 89-96.

Elefsiniotis, P.; Wareham, D.; Oldham, W. (1996). Particulate organic carbon solubilization in an acid-phase upflow anaerobic sludge blanket system. *Env. Sci. Tech.*, Vol. 30, No. 5, pp.1508-1514.

Fox, P.; Pohland, F. (1994). Anaerobic treatment applications and fundamentals: substrate specificity during phase separation. *Wat. Env. Res.*, vol. 66, No. 5, pp-716-723.

Gaudy, A.; Gaudy, E. (1980). *Microbiology for environmental scientists and engineering*. Mc Graw Hill: USA.

Goncalvez, R.; Charlier, C.; Sammut, F. (1994). Primary fermentation of soluble and particulate organic matter for wastewater treatment. IAWQ 17th Biennial International Conference, 24-29 July, Budapest, Hungary. Book 1. pp. 54-62.

González, Oscar (1994). Un algoritmo para optimizar el diseño hidráulico de reactores discontinuos. Tesis de maestría. DEPEI-UNAM.

Guerrero, L.; Omil, F.; Méndez; Lema, J.M. (1999). Anaerobic hydrolysis and acidogenesis of wastewaters from food industries with high content of organic solids and protein. *Water Res.*, Vol. 33, No. 15, pp. 3281-3290.

Gujer, W.; Zehnder, J.B. (1983). Conversión processes in anaerobic digestion. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 15, pp. 127-167.

Holst, T.; Truc, A.; Pujol, R. (1997). Anaerobic fluidized beds: ten years of industrial experience. *Proc. 8th International Conf. on Anaerobic Digestion*, Vol. 2, pp. 142-149.

Inanc, B.; Matsui, S.; Ide, S. (1996). Propionic acid accumulation and controlling factors in anaerobic treatment of carbohydrate: effects of H₂ and pH. *Wat. Sci. Tech.*, vol. 34, No. 5-6, pp. 317-325.

Ince, O. (1998). Performance of a two-phase anaerobic digestion system when treating dairy wastewater. *Water Res.*, Vol. 32, No. 9, pp. 2702-2713.

Irvine, R. L.; Busch, A. W. (1979). Sequential batch biological reactors - an overview. *Journal WPCF*, Vol. 51, No. 2, pp. 235-243.

Irvine, R. L. (1985). An organic loading study of full-scale sequencing batch reactors. *Journal WPCF*, Vol. 57, No. 8, pp. 847-853.

Irvine, R. L. (1996). Controlled unsteady state processes and technologies - an overview. First IAWQ Specialized Conference on Sequencing Batch Reactor Technology, Munich, Alemania. pp. 1-6.

Jeyaseelan, S.; Matsuo, T. (1995). Effects of phase separation in anaerobic digestion on different substrates. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 31, No.9, pp. 153-162.

Ketchum, L. H. (1996). Design and physical features of SBR reactors. First IAWQ Specialized Conference on Sequencing Batch Reactor Technology, Munich, Alemania. pp. 7-14.

Koppe, P. Y Stozek A. (1986). *Kommunales abwasser*. pp. 87 y 111. Vulkan-Verlag, Essen, Germany.

Lettinga, G; Hulshoff Pol, L. (1991). UASB-process design for various types of wastewater. *Wat. Sci. Tech.* Vol. 24, No. 8, pp. 87-107.

Lie, W.; Welander, T. (1997). A method for determination of the readily fermentable organic fraction in municipal wastewater. *Water Res.*, Vol. 31, No. 6, pp. 1269-1274.

Malina, J.F.; Pohland, F.G. (1992). Design of anaerobic processes for the treatment of industrial and municipal wastes. *Water Quality Management Library*, Vol. 7, Technomic Publishing Co., INC, USA.

Melgoza Alemán, R. M. (2003). Biodegradación de compuestos nitroaromáticos y un colorante azo por medio de un biofiltro discontinuo anaerobio/aerobio. UNAM – PMDI.

Monroy, O. (2000). Anaerobic digestion for wastewater treatment in México: State of the technology. *Water Res.*, Vol. 34, No. 6, pp. 1803-1816.

Moser-Engeler, R.; Udert, K.M.; Wild, D.; Siegrist, H. (1998). Products from primary sludge fermentation and their suitability for nutrient removal. *Wat. Sci. Tech.*, Vol 38, No. 1, pp. 265-273.

Moser-Engeler, R.; Kühni, M.; Bernhard, C.; Siegrist, H. (1999). Fermentation of raw sludge on an industrial scale and applications for elutriating its dissolved products and non-sedimentable solids. *Water Res.*, Vol. 33, No. 16, pp. 3503-3511.

Noike, T.; Endo, Ginro; Chang, Juu-En; Yaguchi, Jun-Ichi; Matsumoto, Jun-Ichiro (1985). Characteristics of carbohydrate degradation and the rate-limiting step in anaerobic digestion. *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 27, No. 10, pp. 1482-1489.

Oldham, W. K.; Abraham, K. (1994). Overview of full-scale fermenter performance. Use of Fermentation to Enhance Biological Nutrient Removal. Proc. of the 67th Annual Water Environment Federation Conference and Exposition, Chicago, Illinois, USA. pp. 81-86.

Olguín L., P.; Monroy H., O. (1995). Modelling a two stage anaerobic digestion process. *Environmental Biotechnology: Principles and applications*, pp. 569-578.

Pitman, A. R.; Lötter, L.H.; Alexander, W.V.; Deacon, S.L. (1992). Fermentation of raw sludge and elutriation of resultant fatty acids to promote excess biological phosphorus removal. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 25, No. 4-5, pp. 185-194.

Quintero R., R. (1993). *Ingeniería bioquímica. Teoría y aplicaciones*. Editorial Alhambra Mexicana. México.

Rabinowitz, B. (1994). Criteria for effective primary sludge fermenter design. Use of Fermentation to Enhance Biological Nutrient Removal. Proc. of the 67th Annual Water Environment Federation Conference and Exposition, Chicago, Illinois, USA. pp. 23-34.

Randall, C. W. (1994). Why use fermentation? Use of Fermentation to Enhance Biological Nutrient Removal. Proc. of the 67th Annual Water Environment Federation Conference and Exposition, Chicago, Illinois, USA. pp. 1-11.

Ren, N.; Wang, B.; Huang, J. Ch. (1997). Ethanol-type fermentation from carbohydrate in high rate acidogenic reactor. *Biotechnology and bioengineering*, Vol. 54, No.5, pp. 428-460.

Skalsky, D.; Daigger, G. (1995). Wastewater solids fermentation for volatile acid production and enhanced biological phosphorus removal. *Wat. Env. Res.*, Vol. 67, No.2, pp. 230-237.

- Solomons, T. W. (1999). *Fundamentos de química orgánica*. Editorial Limusa, Segunda edición, México.
- Stevens, G.M. (1994). Operational issues static fermenters-cold weather. Use of Fermentation to Enhance Biological Nutrient Removal. Proc. of the 67th Annual Water Environment Federation Conference and Exposition, Chicago, Illinois, USA. pp. 35-55.
- Syafila, M.: Wisjnuprpto; Liza. Recirculation rate as process control in palm oil mill effluent biodegradation at acidogenic phase of two-stage anaerobic digestion using circulating bed reactor. Proc. 8th International Conf. on Anaerobic Digestion, Vol. 3, pp. 63-67.
- v. Münch, E., Keller, J.; Newell, B.; Lant, P. (1997). A dynamic mathematical model of anaerobic wastewater prefermentation for VFA production. Proc. 8th International Conf. on Anaerobic Digestion, Vol. 1, pp.364-371.
- v. Münch, E., Pickering, S.; Keller, J.; B.; Lant, P. (1998). Batch experiments to investigate the effect of hydrolytic enzyme addition on fermenter performance. Poster presentation, IAWQ 19th Biennial International Conference, Vancouver, Canada.
- v. Münch, E.; Greenfield, P. (1998). Estimating VFA concentrations in fermenter by measuring pH. *Wat. Res.*, Vol. 32, No. 8, pp. 2431-2441.
- v. Münch, E.; Koch, F. A (1999). A survey of fermenter design, operation and performance in Australia and Canada. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 39, No. 6, pp. 105-112.
- v. Münch, E.; Keller, J.; Lant, P.; Newell, R. (1999). Mathematical modelling of fermenters-I. Model development and verification. *Water Res.*, Vol. 33, No. 12, pp. 2757-2768.
- v. Münch, E.; Lant, P.; Newell, R. (1999). Mathematical modelling of fermenters-II. Model applications. *Water Res.*, Vol. 33, No. 12, pp. 2844-2854.
- Yilmazer, G.; Yenigün, O. (1999). Two-phase anaerobic treatment of cheese whey. *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 40, No. 1, pp. 289-295.
- Zoetemeyer, R.J.; Arnoldy, P.; Cohen A.; Boelhouwer, C. (1982). Influence of temperature on the anaerobic acidification of glucose in a mixed culture forming part of a two-stage digestion process. *Water Res.*, Vol 16, pp. 313-321.
- Zoetemeyer, R.J.; van den Heuvel, J.C.; Cohen, A. (1982). pH influence on acidogenic dissimilation of glucose in an anaerobic digester. *Water Res.*, Vol. 16, pp. 303-311.

ANEXO

DIA	FECHA	DQO Inf Comp (mg/l)		DQO Inf Puntal (mg/l)		DQO ER Puntal (mg/l)		% elim	% elim	Sólidos Inf Comp (mg/l)		Sólidos Inf Puntal (mg/l)		Sólidos ER Puntal (mg/l)		% elim	% elim	Sólidos Total (mg/l)	Prod Lodos (mg/d)	C.O.	TRC	Y	Activo	Prepónico	AGV total (mg/Activo)	AGV total (mg/DQO)	Grado de Acetificación (%)	Eficiencia de Acetificación (%)	Influyente		Efluente		Influyente (ml/g)	Vol. Purga (ml/d)	Masa purgada (g/d)				
		DQO	DQO ₅	DQO	DQO ₅	DQO	DQO ₅			SST	SSV	SST	SSV	SST	SSV														SST	SSV	Influyente	Efluente				Influyente	Efluente		
1	6 Oct 99	279	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	100	100	N.D.	N.D.	100	100	N.D.	N.D.	1370	670	N.D.	0.54	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.408	0.96			
2	7 Oct 99	344	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	150	100	N.D.	N.D.	100	100	N.D.	N.D.	1670	1030	N.D.	0.65	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.408	1.04			
6	11 Oct 99	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	100	80	N.D.	N.D.	90	80	10	8	1080	840	N.D.	0.85	N.D.	N.D.	N.C.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.675	0.94			
7	12 Oct 99	344	N.D.	N.D.	N.D.	218	N.D.	37	N.D.	70	70	N.D.	N.D.	60	60	N.D.	N.D.	620	550	74	1.28	8	0.2	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.57	0.97			
8	13 Oct 99	257	243	N.D.	N.D.	173	81	47	80	110	100	N.D.	N.D.	90	70	18	30	710	660	74	1.17	5	0.28	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.47	0.97			
9	14 Oct 99	310	252	N.D.	N.D.	214	N.D.	31	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	850	730	74	0.95	11	0.44	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.29	0.97			
10	15 Oct 99	301	241	N.D.	N.D.	245	167	34	34	80	70	N.D.	N.D.	80	70	N.D.	N.D.	850	730	74	1.1	11	0.2	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.508	0.97			
11	16 Oct 99	306	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	850	830	N.D.	0.78	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97			
13	18 Oct 99	288	220	N.D.	N.D.	191	N.D.	33	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	60	60	10	N.D.	750	640	N.D.	1.19	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97			
14	19 Oct 99	313	N.D.	N.D.	N.D.	284	N.D.	22	N.D.	120	110	N.D.	N.D.	110	110	8	9	850	710	N.D.	0.96	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97			
15	20 Oct 99	265	N.D.	N.D.	N.D.	205	N.D.	15	N.D.	70	70	N.D.	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	750	640	N.D.	0.96	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97			
16	21 Oct 99	277	N.D.	N.D.	N.D.	215	N.D.	21	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	80	80	0	16	800	680	N.D.	0.95	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97			
17	22 Oct 99	256	N.D.	N.D.	N.D.	227	N.D.	21	N.D.	70	70	N.D.	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	800	680	N.D.	0.95	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97			
20	25 Oct 99	256	N.D.	N.D.	N.D.	227	N.D.	21	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	800	680	N.D.	0.95	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97			
21	26 Oct 99	293	N.D.	N.D.	N.D.	237	N.D.	21	N.D.	70	70	N.D.	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	800	680	N.D.	0.95	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97			
22	27 Oct 99	293	N.D.	N.D.	N.D.	239	N.D.	21	N.D.	70	70	N.D.	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	800	680	N.D.	0.95	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97			
23	28 Oct 99	351	280	N.D.	N.D.	239	N.D.	21	N.D.	70	70	N.D.	N.D.	80	80	0	0	470	400	410	N.C.	1.02	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97		
24	29 Oct 99	180	N.D.	N.D.	N.D.	180	N.D.	41	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	80	80	25	14	400	410	N.C.	1.02	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97		
25	30 Oct 99	283	N.D.	N.D.	N.D.	234	N.D.	14	N.D.	70	70	N.D.	N.D.	80	80	14	14	410	370	270	N.C.	1.56	4	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97	
26	31 Oct 99	225	N.D.	N.D.	N.D.	234	N.D.	30	N.D.	70	70	N.D.	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	410	370	270	N.C.	1.56	4	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97	
27	1 Nov 99	256	N.D.	N.D.	N.D.	239	N.D.	33	N.D.	70	70	N.D.	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	410	370	270	N.C.	1.56	4	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97	
28	3 Nov 99	283	229	N.D.	N.D.	164	153	30	33	70	70	N.D.	N.D.	80	80	50	29	410	370	270	N.C.	1.28	5	0.44	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97	
29	4 Nov 99	284	N.D.	N.D.	N.D.	221	N.D.	23	N.D.	70	70	N.D.	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	410	370	270	N.C.	1.28	5	0.57	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97	
30	5 Nov 99	299	N.D.	N.D.	N.D.	215	N.D.	18	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	410	370	270	N.C.	1.28	5	0.57	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97	
31	6 Nov 99	338	N.D.	N.D.	N.D.	277	N.D.	18	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	410	370	270	N.C.	1.28	5	0.57	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97	
33	8 Nov 99	283	238	N.D.	N.D.	275	185	3	22	80	80	N.D.	N.D.	80	80	0	0	660	560	N.D.	1.15	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97		
34	9 Nov 99	360	225	N.D.	N.D.	205	153	43	32	180	N.D.	N.D.	N.D.	80	80	0	0	660	560	N.D.	1.15	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97	
35	10 Nov 99	272	211	N.D.	N.D.	215	157	21	22	80	80	N.D.	N.D.	80	80	13	0	530	460	120	1.37	4	0.21	70	25	60	112	41	41	7.15	8.20	17	18.2	47	0.9	0.9			
36	11 Nov 99	270	272	N.D.	N.D.	223	162	17	20	80	70	N.D.	N.D.	80	70	N.D.	N.D.	490	410	110	1.53	4	0.87	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97	
37	12 Nov 99	293	206	N.D.	N.D.	221	166	18	21	80	70	N.D.	N.D.	80	70	11	N.D.	490	410	110	1.53	4	0.87	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97	
40	15 Nov 99	296	206	N.D.	N.D.	220	N.D.	18	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	80	80	50	33	44	380	N.D.	1.87	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97	
41	16 Nov 99	279	214	203	225	175	28	22	22	80	80	N.D.	N.D.	80	80	17	17	470	420	118	1.59	4	0.47	62	33	119	148	51	41	7.15	8.20	17	18.2	47	0.9	0.9			
42	17 Nov 99	290	232	N.D.	N.D.	160	31	N.D.	190	80	80	N.D.	N.D.	80	80	13	480	440	115	1.41	4	0.3	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97	
43	18 Nov 99	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	80	80	25	14	640	520	80	1.21	8	0.41	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97
44	19 Nov 99	260	212	N.D.	N.D.	225	168	22	22	80	80	N.D.	N.D.	80	80	N.D.	N.D.	860	750	N.D.	1.28	12	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97
47	22 Nov 99	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	14	80	70	N.D.	N.D.	N.D.	80	70	0	0	850	730	50	0.9	17	0.1	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97
48	23 Nov 99	290	221	315	223	246	191	18	14	80	80	N.D.	N.D.	80	80	0	0	800	770	40	0.92	15	0.11	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97
49	24 Nov 99	311	252	414	304	281	211	37	30	80	80	N.D.	N.D.	80	80	18	0	800	770	40	0.92	15	0.11	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.316	0.97
50	25 Nov 99	283	231	290	227	218	16																																

TESIS CON
 FALTA DE ORIGEN

DIA	Carga Orgánica	Acético	Propiónico	Acético*	Propiónico*	AGVT	Acético*/AGVT	Propiónico*/AGVT
No.	kgDQO ₇ /KgSST día	mg/l	mg/l	mgDQO/l	mgDQO/l	mgDQO/l	%	%
35	1.37	70	25	75	38	113	66	34
41	1.59	92	33	98	50	148	66	34
50	0.96	83	31	89	47	136	65	35
56	0.86	85	39	91	59	150	61	39
69	0.71	95	60	101	91	192	53	47
70	0.74	106	59	113	89	203	56	44
71	0.61	87	60	93	91	184	51	49
76	0.58	99	47	106	71	177	60	40
77	0.65	97	51	104	77	181	57	43
90	0.83	67	40	71	61	132	54	46
91	0.74	72	37	77	56	133	58	42
92	0.82	78	38	83	58	141	59	41
99	0.85	82	22	87	33	120	73	27
104	0.57	98	33	105	50	155	68	32
105	0.59	96	35	102	53	155	66	34
118	0.58	86	12	92	18	110	84	16
126	0.58	90	42	96	64	160	60	40
132	0.56	107	19	114	29	143	80	20
146	0.32	111	25	118	38	156	76	24
147	0.38	103	28	110	42	152	72	28
149	0.32	115	0	123	0	123	100	0
152	0.27	83	0	89	0	89	100	0
153	0.24	98	0	105	0	105	100	0
154	0.25	79	45	84	68	152	55	45

* Concentración del ácido respectivo (mg/l) x Factor de Conversión a DQO (1.067 para acético y 1.514 para propiónico)

A.2 Porcentajes de especies de AGV en el efluente

127

Tiempo (min)	CARGA ORGÁNICA = 1.37 kg DQO _T / Kg SST día (10 / Nov / 99)									
	DQO _T	DQO _S	SST	pH	T	Acidos Grasos Volátiles (mg/l)			AGV Total	AGV Total
	mg/l	mg/l	mg/l		°C	Acético	Propiónico	Butírico	mg/l como Ac.	mg DQO / l
0	272	211	80	7.15	17	21.64	0	0	0	0
20	N.D	176	N.D	6.5	17.5	32.78	7.19	0	38.61	45.87
80	N.D	148	N.D	6.16	17.6	51.66	11.76	0	61.2	72.92
140	N.D	144	N.D	6.19	17.6	55.09	14.96	0	67.22	81.43
200	N.D	146	N.D	6.22	17.8	56.07	19.86	0	72.17	89.9
260	N.D	149	N.D	6.26	17.8	64.92	21.08	0	82.01	101.18
320	N.D	149	N.D	6.21	17.8	69.37	23.53	0	88.45	109.64
360	N.D	149	530	6.2	17.9	69.84	24.02	0	89.32	110.89
450	216	157	70	6.29	18.2	70.35	24.65	0	90.34	112.38

A.3 Experimento No: 1: Carga Orgánica 1.37 kgDQO_T/kgSST día

TESIS CON
 FALTA DE ORIGEN

Tiempo (min)	CARGA ORGÁNICA = 1.59 kg DQO _T / kg SST día (16 / Nov / 99)									
	DQO _T	DQO _S	SST	pH	T	Acidos Grasos Volátiles (mg/l)			AGV Total	AGV Total
	mg/l	mg/l	mg/l		°C	Acético	Propiónico	Butírico	mg/l como Ac.	mg DQO / l
0	293	225	60	7	17.2	0	0	0	0	0
20	N.D.	185	N.D.	6.15	17.2	34.43	8.1	0	41	49
80	N.D.	157	N.D.	5.77	17.2	66.42	14.47	0	76.15	92.78
140	N.D.	153	N.D.	5.74	17.2	71.81	18.14	0	86.52	104.08
200	N.D.	148	N.D.	5.82	17.2	72.79	21.57	0	90.28	110.33
260	N.D.	155	N.D.	5.84	17.3	76.25	24.27	0	95.93	118.1
320	N.D.	158	N.D.	5.83	17.3	85.89	28.2	0	108.75	134.33
360	N.D.	162	470	5.84	17.3	91.99	32.12	0	116.03	146.78
450	212	175	50	5.91	17.5	92.47	32.84	0	119.1	148.39

A.4 Experimento No. 2: Carga orgánica 1.59 kgDQO_T/kgSST día

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

Tiempo (min)	CARGA ORGÁNICA = 0.96 kg DQO ₇ / kg SST día (25 / Nov / 99)									
	DQO _T	DQO _S	SST	pH	T	Acidos Grasos Volátiles (mg/l)			AGV Total	AGV Total
	mg/l	mg/l	mg/l		°C	Acético	Propiónico	Butírico	mg/l como Ac.	mg DQO / l
0	299	227	90	6.89	16	0	0	0	0	0
20	N.D.	189	N.D.	6.28	17.2	30.12	9.42	0	37.76	46.4
80	N.D.	151	N.D.	6	17.2	56.12	12.64	0	66.37	73.37
140	N.D.	142	N.D.	5.94	17.2	64.81	14.64	0	76.68	91.31
200	N.D.	140	N.D.	5.98	17.2	72.98	18.61	0	88.07	106.05
260	N.D.	142	N.D.	5.97	17.2	78.08	22.82	0	96.58	117.86
320	N.D.	153	N.D.	5.96	17.3	79.35	27.34	0	101.52	126.06
360	N.D.	149	790	5.95	17.3	80.61	30.26	0	105.15	131.82
450	218	148	60	6.06	17.5	83.18	31.25	0	108.52	136.06

A.5 Experimento No. 3: Carga orgánica 0.96 kgDQO₇/kgSST día

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

Tiempo (min)	CARGA ORGÁNICA = 0.86 kg DQO _T / kg SST día (1 / Dic / 99)									
	DQO _T	DQO _S	SST	pH	T	Acidos Grasos Volátiles (mg/l)			AGV Total	AGV Total
	mg/l	mg/l	mg/l		°C	Acético	Propiónico	Butírico	mg/l como Ac.	mg DQO / l
0	328	245	110	7.79	16	0	0	0	0	0
20	N.D.	200	N.D.	6.8	16.5	41.83	9.08	0	49.19	58.38
80	N.D.	148	N.D.	6.22	16.5	65.91	18.88	0	81.22	98.91
140	N.D.	155	N.D.	6.19	16.5	79.68	21.33	0	96.97	117.31
200	N.D.	155	N.D.	6.19	16.5	82.16	25.75	0	103.04	126.65
260	N.D.	164	N.D.	6.17	16.5	79.68	27.45	0	101.94	126.58
320	N.D.	178	N.D.	6.16	16.5	84.6	35.29	0	113.21	143.7
360	N.D.	166	960	6.16	16.5	87.07	38.24	0	118.08	150.8
450	227	178	80	6.32	16.8	85.11	38.73	0	116.51	149.45

A.6 Experimento No. 4: Carga orgánica 0.86 kgDQO_T/KgSST día

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

Tiempo (min)	CARGA ORGÁNICA = 0.65 kg DQO _T / kg SST día (22 / Dic / 99)									
	DQO _T	DQO _S	SST	pH	T	Acidos Grasos Volátiles (mg/l)			AGV Total	AGV Total
	mg/l	mg/l	mg/l		°C	Acético	Propiónico	Butírico	mg/l como Ac.	mg DQO / l
0	392	265	140	7.1	15	0	0	0	0	0
20	N.D.	189	N.D.	6.34	16.2	42.91	15.08	0	55.14	68.61
80	N.D.	173	N.D.	6.05	16.2	79.08	28.21	0	101.95	127.09
140	N.D.	164	N.D.	6	16.2	86.81	33.67	0	114.11	143.61
200	N.D.	162	N.D.	5.99	16.2	101.82	34.62	0	129.89	161.05
260	N.D.	164	N.D.	5.97	16.2	98.72	37.82	0	129.38	162.59
320	N.D.	171	N.D.	5.95	16.3	100.25	46.49	0	137.94	177.36
360	N.D.	175	1420	5.95	16.4	95.08	44.03	0	130.78	168.11
450	268	176	80	6.14	16.8	97.15	50.64	0	138.21	180.33

A.8 Experimento No. 6: Carga Orgánica 0.65 kgDQO_T/kgSST día

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

Tiempo (min)	CARGA ORGÁNICA = 0.74 kg DQO _T / kg SST día (15 / Dic / 99)									
	DQO _T	DQO _S	SST	pH	T	Acidos Grasos Volátiles (mg/l)			AGV Total	AGV Total
	mg/l	mg/l	mg/l		°C	Acético	Propiónico	Butírico	mg/l como Ac.	mg DQO / l
0	371	295	110	7.44	15.5	0	0	0	0	0
20	N.D.	247	N.D	6.37	16.9	40.73	13.7	0	51.84	64.2
80	N.D.	207	N.D	5.94	16.9	72.04	27.66	0	94.47	118.74
140	N.D.	203	N.D	5.89	16.9	88.42	34.36	0	116.28	146.37
200	N.D.	205	N.D	5.89	16.9	95.37	38.66	0	126.72	160.29
260	N.D.	214	N.D	5.85	16.9	101.33	47.53	0	139.87	180.08
320	N.D.	220	N.D	5.83	16.9	102.84	52.62	0	145.5	189.4
360	N.D.	223	1300	6.08	16.9	100.34	57.2	0	146.72	193.66
450	288	223	70	6.2	17	106.29	59.06	0	154.18	202.83

A.7 Experimento No. 5: Carga Orgánica 0.74 kgDQO_T/kgSST día

TESIS CON
 FALTA DE ORIGEN

Tiempo (min)	CARGA ORGÁNICA = 0.38 kg DQO _T / kg SST día (1/ Mar / 00)									
	DQO _T	DQO _s	SST	pH	T	Acidos Grasos Volátiles (mg/l)			AGV Total	AGV Total
	mg/l	mg/l	mg/l		°C	Acético	Propiónico	Butírico	mg/l como Ac.	mg DQO / l
0	394	241	180	7.62	20	0	0	0	0	0
20	N.D.	155	N.D.	6.54	17.3	52.19	19.75	0	68.2	85.59
80	N.D.	148	N.D.	6.37	17.4	104.13	24.55	0	124.04	148.28
140	N.D.	144	N.D.	6.3	17.5	103.23	18.84	0	118.51	138.67
200	N.D.	157	N.D.	6.27	17.6	86.11	22.98	0	104.74	126.67
260	N.D.	169	N.D.	6.23	17.7	106.32	23.06	0	125.02	148.35
320	N.D.	160	N.D.	6.2	17.8	104.58	22.76	0	123.03	146.05
360	N.D.	158	2300	6.19	17.9	105.76	28.42	0	128.8	155.88
450	266	162	90	6.41	18.1	103.03	27.63	0	125.43	151.76

A.9 Experimento No. 7: Carga orgánica 0.38 kgDQO_T/kgSST día

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

Tiempo (min)	CARGA ORGÁNICA = 0.25 kg DQO _T / kg SST día (8 / Mar / 00)									
	DQO _T	DQO _S	SST	pH	T	Acidos Grasos Volátiles (mg/l)			AGV Total	AGV Total
	mg/l	mg/l	mg/l		°C	Acético	Propiónico	Butírico	mg/l como Ac.	mg DQO / l
0	400	248	150	7.95	17.3	0	0	0	0	0
20	N.D.	146	N.D	6.8	17.5	45.7	0	0	45.7	48.76
80	N.D.	153	N.D	6.63	17.5	65.35	5.9	0	70.13	78.66
140	N.D.	153	N.D	6.55	17.7	60.93	0	0	60.93	65.01
200	N.D.	155	N.D	6.49	17.7	96.42	20.69	0	113.2	134.2
260	N.D.	155	N.D	6.44	17.8	86.37	27.62	0	108.76	133.98
320	N.D.	167	N.D	6.41	17.8	73.75	39.62	0	110.87	144.01
360	N.D.	180	2505	6.4	17.9	78.75	41.38	0	112.3	146.68
450	254	180	50	6.59	18.1	78.75	44.79	0	115.07	151.84

A.10 Experimento No. 8: Carga Orgánica 0.25 kgDQO_T/kgSST día

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN