

01177

6  
2ej.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA  
DE MÉXICO



FACULTAD DE INGENIERÍA  
DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO



FERMENTACIÓN DE LAS AGUAS RESIDUALES: UNA  
ALTERNATIVA PARA MEJORAR LA ELIMINACIÓN  
BIOLÓGICA DE MACRONUTRIENTES EN REACTORES  
DISCONTINUOS CON BIOMASA SUSPENDIDA

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERÍA (AMBIENTAL)

P R E S E N T A

IBQ. GERMÁN CUEVAS RODRÍGUEZ



MÉXICO, D.F.

1998

93878

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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

## **AGRADECIMIENTOS**

Al Dr. Simón González Martínez por la dirección y asesoría de este trabajo, así mismo por su apoyo e interés en mi superación profesional.

Al M. en I. Óscar González Barceló por su colaboración en la realización de este trabajo.

A la Dra. Georgina Fernández Villagómez por brindarme la oportunidad de ingresar a esta carrera y por sus comentarios durante la revisión de este trabajo. Así mismo a la M. en I. Gabriela Möeller Chavéz y a la M. en I. Francisca Soler Anguiano.

Al personal de la Planta para Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria e Instituto de Ingeniería-UNAM por el ayuda y amistad que siempre me brindaron.

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología y a la Dirección General de Apoyo al Personal Académico de la UNAM por su invaluable apoyo económico.

A mis amigos y compañeros por compartir siempre juntos todos esos momentos.

A mis hermanos por que de una u otra forma siempre estuvieron conmigo, gracias por alentarme siempre a seguir adelante.

De una forma especial a Arodí por su apoyo brindado durante este tiempo.

## **DEDICATORIA**

Por todo su cariño,  
por todos sus consejos,  
por todo su apoyo,  
a mis padres.

**Graciela y Faustino**

# CONTENIDO

Capítulo	Página
<b>RESUMEN</b>	<b>X</b>
<b>1. INTRODUCCIÓN</b>	<b>1</b>
1.1 CONTAMINACIÓN DE LOS CUERPOS DE AGUA	2
1.2 CARBONO, FÓSFORO Y NITRÓGENO COMO CONTAMINANTES	2
1.3 PROCESOS DE DEPURACIÓN DE MACRONUTRIENTES	3
1.4 IMPORTANCIA DE LOS AGV DURANTE LA RBN	4
1.5 VENTAJAS Y DESVENTAJAS AL UTILIZAR AGV EN LA RBN	6
1.6 OBJETIVOS Y ALCANCES	8
1.6.1 Objetivos	8
1.6.2 Alcances	8
<b>2. FERMENTACIÓN DE AGUAS RESIDUALES</b>	<b>9</b>
2.1 BIOQUÍMICA	10
2.1.1 Hidrólisis de polímeros	11
2.1.1.1 Hidrólisis de polisacáridos	11
2.1.1.2 Hidrólisis de proteínas	12
2.1.1.3 Hidrólisis de lípidos	13
2.1.2 Fermentación	14
2.1.2.1 Fermentación de monosacáridos	14
2.1.2.1.a Fermentación alcohólica	14
2.1.2.1.b Fermentación homoláctica	15
2.1.2.1.c Fermentación ácida mixta y butileno glucólica	16
2.1.2.1.d Fermentación butírica	16
2.1.2.1.e Fermentación acetona-butílica	16
2.1.2.1.f Fermentación propiónica	17
2.1.2.2 Fermentación de aminoácidos	18
2.1.3 $\beta$ -Oxidación	18
2.2 MICROBIOLOGÍA	19
2.2.1 Bacterias hidrolíticas	20
2.2.1.1 Bacterias hidrolíticas de polisacáridos	20
2.2.1.2 Bacterias proteolíticas	20
2.2.1.3 Bacterias lipolíticas	21
2.2.2 Bacterias fermentadoras	22
2.2.3 Bacterias acetógenas	22
2.3 FACTORES QUE AFECTAN LA PRODUCCIÓN DE AGV	22
2.3.1 pH	22
2.3.2 Temperatura	23
2.3.3 Tiempo de retención celular (TRC)	24
2.3.4 Tiempo de retención hidráulico (TRH)	24

2.3.5	Carga orgánica (CO)	25
2.3.6	Otros	25
2.3.6.1	Sustancias tóxicas e inhibidores	25
2.3.6.2	Nutrientes	26
<b>3.</b>	<b>REMOCIÓN BIOLÓGICA DE FÓSFORO (RBF)</b>	<b>27</b>
3.1	MECANISMO BIOQUÍMICO	28
3.2	MICROORGANISMOS ACUMULADORES DE FÓSFORO	30
3.3	FACTORES QUE AFECTAN LA RBF	31
3.3.1	Oxígeno disuelto (OD)	32
3.3.2	Temperatura	32
3.3.3	pH	33
3.3.4	Tiempo de retención celular (TRC)	33
3.3.5	Tiempo de reacción anaerobio ( $T_{REAC\ ANA}$ )	34
3.3.6	Tiempo de reacción aerobio ( $T_{REAC\ AER}$ )	34
3.3.7	Característica del influente de aguas residuales	34
3.3.8	Nitratos (N-NO <sub>3</sub> )	35
3.3.9	Ácidos Grasos Volátiles (AGV)	35
<b>4.</b>	<b>ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE NITRÓGENO (EBN)</b>	<b>36</b>
4.1	NITRIFICACIÓN	37
4.1.1	Bioquímica	37
4.1.2	Microbiología	38
4.1.3	Factores que afectan la nitrificación	39
4.1.3.1	Oxígeno disuelto (OD)	39
4.1.3.2	pH	40
4.1.3.3	Temperatura	40
4.1.3.4	Tóxicos e inhibidores	40
4.1.3.5	Carga orgánica (CO) y tiempo de retención celular (TRC)	40
4.2	DESNITRIFICACIÓN	41
4.2.1	Bioquímica	41
4.2.2	Microbiología	42
4.2.3	Factores que afectan la desnitrificación	43
4.2.3.1	Temperatura	43
4.2.3.2	pH	43
4.2.3.3	Oxígeno disuelto (OD)	43
4.2.3.4	Inhibidores	43
<b>5.</b>	<b>REACTORES DISCONTINUOS</b>	<b>44</b>
5.1	INTRODUCCIÓN	45
5.2	COMPONENTES DEL SISTEMA DE REACTORES DISCONTINUOS	46
5.2.1	Tanque	46
5.2.2	Entrada (Influente)	47
5.2.3	Decantación (Efluente)	47
5.2.4	Mezclado	47

5.2.5	Controlador automático	47
5.3	CARACTERÍSTICAS DE OPERACIÓN Y DISEÑO DE LOS SBR	48
5.3.1	Características hidráulicas	48
5.3.1.1	Caudal cambiante	48
5.3.1.2	Estratificación del reactor	48
5.3.1.3	División del ciclo	48
5.3.1.4	Número de reactores	49
5.3.2	Características bioquímicas	49
5.3.2.1	Carga orgánica aplicada	49
5.3.2.2	Rapidez de utilización de la materia orgánica y oxígeno	50
5.3.2.3	Tiempo de retención celular (TRC)	50
5.3.2.4	Duración del ciclo	50
5.4	OBJETIVO DEL TRATAMIENTO DE LAS AGUAS RESIDUALES	51
5.4.1	Remoción de materia orgánica	51
5.4.2	Remoción de fósforo, carbono y nitrógeno	52
5.5	APLICACIONES	52
5.6	VENTAJAS Y DESVENTAJAS	52
<b>6.</b>	<b>MATERIALES Y MÉTODOS</b>	<b>56</b>
6.1	PLAN GENERAL DE EXPERIMENTACIÓN	57
6.2	UNIDADES EXPERIMENTALES	57
6.2.1	Reactor discontinuo para la producción de AGV (SBR fermentador)	58
6.2.2	Reactor discontinuo para la eliminación biológica de nutrientes (SBR con lodos activados)	59
6.2.3	Planta piloto experimental con dos reactores discontinuos en serie	60
6.3	CARACTERÍSTICAS DEL AGUA RESIDUAL	60
6.4	CONDICIONES DE ARRANQUE Y OPERACIÓN	59
6.4.1	SBR fermentador	61
6.4.2	SBR con lodos activados	62
6.5	MUESTREO	63
6.6	ANÁLISIS DE AGUAS	64
6.7	ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS	65
<b>7.</b>	<b>RESULTADOS Y DISCUSIÓN</b>	<b>66</b>
7.1	REACTOR DISCONTINUO PARA LA PRODUCCIÓN DE AGV	66
7.1.1	Comportamiento de la carga orgánica (CO)	67
7.1.2	Sólidos suspendidos volátiles (SSV) y sólidos suspendidos totales (SST)	68
7.1.3	DQO	70
7.1.3.1	DQO en el influente	70
7.1.3.2	DQO en el efluente fermentado	71
7.1.3.3	Transformación de DQO durante un ciclo de fermentación	72
7.1.4	AGV	73
7.1.4.1	AGV en el efluente fermentado	73
7.1.4.2	Perfil de los AGV durante un ciclo	76
7.1.5	Factores ambientales	77

7.1.5.1	pH y temperatura en el efluente fermentado	77
7.1.5.2	pH y temperatura durante un ciclo de fermentación	80
7.1.6	Nutrientes	82
7.1.7	Tiempo de retención celular (TRC)	82
7.2	<b>REACTOR DISCONTINUO PARA LA ELIMINACIÓN DE NUTRIENTES</b>	84
7.2.1	Carga orgánica (CO)	84
7.2.2	Sólidos suspendidos volátiles (SSV) y sólidos suspendidos totales (SST)	87
7.2.3	Remoción de DQO	88
7.2.3.1	DQO en el influente y efluente	88
7.2.3.2	DQO <sub>5</sub> durante un ciclo alimentando agua residual cruda	91
7.2.3.3	DQO <sub>5</sub> y AGV en un ciclo alimentando agua residual fermentada	92
7.2.3.4	DQO <sub>5</sub> en el SBR bajo dos condiciones de operación	95
7.2.4	Remoción de fósforo	96
7.2.4.1	Establecimiento de bacterias acumuladoras de fósforo (BAF)	96
7.2.4.2	Fosfatos (P-PO <sub>4</sub> ) en el SBR	98
7.2.4.3	P-PO <sub>4</sub> durante un ciclo alimentando agua cruda	99
7.2.4.4	P-PO <sub>4</sub> durante un ciclo alimentando agua fermentada	99
7.2.4.5	Remoción de fósforo bajo dos condiciones de operación	100
7.2.5	Remoción de nitrógeno	102
7.2.5.1	Establecimiento de bacterias nitrificantes (BN) y Desnitrificantes (BDN)	102
7.2.5.2	Amonio (N-NH <sub>4</sub> ) y nitratos (N-NO <sub>3</sub> ) en el SBR	103
7.2.5.3	N-NH <sub>4</sub> y N-NO <sub>3</sub> durante un ciclo alimentando agua cruda	106
7.2.5.4	N-NH <sub>4</sub> y N-NO <sub>3</sub> durante un ciclo alimentando agua fermentada	108
7.2.5.5	Remoción N-NH <sub>4</sub> y N-NO <sub>3</sub> bajo dos condiciones de operación	110
7.2.6	Factores ambientales	112
7.2.6.1	Factores ambientales en un ciclo alimentando agua cruda	112
7.2.6.2	Factores ambientales en un ciclo alimentando agua fermentada	113
7.2.7	Índice volumétrico de lodos (IVL)	116
<b>8.</b>	<b>CONCLUSIONES</b>	118
8.1	CONCLUSIONES	118
8.1	CONSIDERACIONES A TRABAJOS FUTUROS	120
<b>9.</b>	<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	121



## FIGURAS

Número	Página
2.1 Esquema de la producción de AGV durante la degradación anaerobia de la materia orgánica	12
2.2 Productos finales obtenidos en la fermentación anaerobia de polímeros orgánicos	15
2.3 Principales reacciones terminales de las fermentaciones que utilizan ácido pirúvico	17
2.4 Algunos géneros de bacterias que participan en la producción de AGV durante la fermentación anaerobia de aguas residuales	21
3.1 Metabolismo de las bacterias acumuladoras de fosfatos	29
5.1 Diagrama de un reactor discontinuo	46
5.2 Etapas del ciclo de tratamiento para la remoción de materia orgánica en un reactor discontinuo	53
5.3 Remoción biológica de fósforo, nitrógeno y carbono	54
6.1 Diagrama del reactor discontinuo utilizado como fermentador	58
6.2 Esquema del SBR utilizado para la eliminación de nutrientes	59
6.3 Esquema de la planta piloto con SBR utilizada para la RBN	60
7.1 Perfil de la CO durante la experimentación en el SBR fermentador	68
7.2 Comportamiento de los SST y SSV en el SBR fermentador	69
7.3 Comportamiento de la DQO en el influente del SBR fermentador	71
7.4 Concentración de DQO en el efluente rico en productos de la fermentación	73
7.5 Transformación de $DQO_T$ a AGV durante un ciclo de fermentación	74
7.6 Perfil de los AGV en el efluente del SBR fermentador	75
7.7 Diferentes especies de AGV encontradas en el efluente fermentado	76
7.8 Producción de AGV durante un ciclo en el SBR fermentador	78
7.9 pH en el efluente fermentado	79
7.10 Temperatura del efluente fermentado	80
7.11 Parámetros ambientales durante un ciclo de fermentación	81
7.12 Perfil de los nutrientes durante un ciclo en el SBR fermentador	83
7.13 Perfil de la CO durante la experimentación en el SBR	85
7.14 SST y SSV durante la eliminación de nutrientes en el SBR	87
7.15 Perfil de la $DQO_S$ durante la experimentación en el SBR	90
7.16 Eliminación de $DQO_S$ y fosfatos en el SBR	92
7.17 Perfil de AGV, $DQO_S$ y $P-PO_4$ para los ciclos representativos de tres CO	94
7.18 Comparación de la $DQO_S$ en el SBR bajo dos condiciones de operación	96
7.19 Perfil de los fosfatos ( $P-PO_4$ ) en el SBR durante el arranque y estabilización del proceso	97
7.20 Comportamiento de los fosfatos en el SBR	98
7.21 Comparación de la remoción de fosfatos durante un ciclo de tratamiento	101
7.22 Comportamiento de $N-NH_4$ durante el establecimiento de BN y BDN	102

7.23	Perfil del N-NO <sub>3</sub> durante el establecimiento de BN y BDN	103
7.24	Perfil del N-NH <sub>4</sub> durante el tiempo experimental en el SBR	104
7.25	Perfil del N-NO <sub>3</sub> durante el periodo experimental en el SBR	105
7.26	Eliminación de nitrógeno en el SBR	107
7.27	Perfil de los compuestos de nitrógeno para las tres CO	109
7.28	Comparación de remoción de N-NH <sub>4</sub> durante la eliminación de nutrientes	111
7.29	Comparación de remoción de N-NO <sub>3</sub> durante la eliminación de nutrientes	111
7.30	Perfil de los parámetros ambientales en un ciclo	113
7.31	Factores ambientales para los tres valores de CO	115
7.32	Valores de IVL para diferentes CO alimentando agua residual rica en AGV	116
7.33	IVL de los sólidos en el SBR bajo dos condiciones de operación	117

## TABLAS

Número	Página
2.1 Hidrólisis de polímeros bajo condiciones anaerobias	13
2.2 Reacciones de Stikland	18
4.1 Géneros de bacterias quimiolitótrofas nitrificantes	39
4.2 Organismos aislados de medios acuáticos naturales que pueden reducir óxidos de nitrógeno	41
6.1 Características del agua residual cruda alimentada a los SBR	61
6.2 Condiciones de operación en el arranque del SBR fermentador	62
6.3 Condiciones de operación en el arranque del SBR con biomasa suspendida	63
6.4 Condiciones de operación durante la experimentación del SBR alimentado con agua fermentada	64
7.1 Carga orgánica durante la producción de AGV	68
7.2 Sólidos en el SBR fermentador	70
7.3 DQO total y soluble en el influente del SBR fermentador	71
7.4 DQO en el efluente del SBR fermentador	73
7.5 AGV en el efluente del SBR fermentador	75
7.6 Especies de AGV en el efluente fermentado	76
7.7 Porcentaje de especies de AGV durante un ciclo de fermentación	77
7.8 Unidades de pH en el efluente fermentado	80
7.9 Temperatura en el efluente del SBR fermentador	80
7.10 Concentraciones de los nutrientes durante un ciclo de fermentación (en mg/l)	84
7.11 CO en el SBR alimentando agua residual cruda	86
7.12 CO en el SBR alimentando agua residual fermentada	86
7.13 Sólidos en el licor mezclado del SBR alimentado con agua residual cruda	87
7.14 Sólidos en el licor mezclado del SBR alimentado con agua fermentada	88
7.15 DQO <sub>T</sub> del agua residual cruda alimentada al SBR	89
7.16 DQO <sub>T</sub> del agua residual fermentada alimentada al SBR	89
7.17 DQO soluble en el SBR durante la alimentación con agua cruda	91
7.18 DQO soluble en el SBR durante la alimentación con agua fermentada	91
7.19 Concentración promedio de DQOs y P-PO <sub>4</sub> (en mg/l) en un ciclo	92
7.20 Concentraciones promedio de AGV, DQO <sub>s</sub> y P-PO <sub>4</sub> en mg/l	95
7.21 DQO <sub>s</sub> (mg/l) y remoción	95
7.22 P-PO <sub>4</sub> durante la alimentación del SBR con agua residual cruda	98
7.23 P-PO <sub>4</sub> durante la alimentación del SBR con agua residual fermentada	99
7.24 Concentración de fosfatos (en mg/l) y remoción	101
7.25 N-NH <sub>4</sub> en el SBR durante la alimentación con agua residual cruda	104
7.26 Concentración de N-NH <sub>4</sub> alimentando el SBR con agua rica en AGV	105
7.27 N-NO <sub>3</sub> en el SBR alimentando agua residual cruda	106
7.28 N-NO <sub>3</sub> en el SBR alimentando agua residual fermentada	106
7.29 Valore promedio de N-NH <sub>4</sub> y N-NO <sub>3</sub> (en mg/l)	107

7.30	Valores de los compuestos de nitrógeno (en mg/l) obtenidos para las tres CO	108
7.31	Concentración de N-NH <sub>4</sub> (en mg/l) y remoción	110
7.32	Concentración de N-NO <sub>3</sub> (en mg/l) y remoción	110
7.33	Factores ambientales promedios en un ciclo, OD en mg/l y T en °C	113
7.34	Valores promedio de temperatura (°C), pH y OD (mg/l)	114

## CUADROS

Número	Página	
3.1	Etapas durante la remoción biológica de fósforo	30

## NOMENCLATURA

ADP	Adenosindifosfato
AGV	Ácidos grasos volátiles
ATP	Adenosintrifosfatos
BAF	Bacterias acumuladoras de fosfatos
BDN	Bacterias desnitrificantes
BF	Bacterias fermentadoras
BN	Bacterias nitrificantes
CO	Carga orgánica
CO <sub>2</sub>	Dióxido de carbono
DBO	Demanda bioquímica de oxígeno
DBO <sub>s</sub>	Demanda bioquímica de oxígeno soluble
DQO	Demanda química de oxígeno
DQO <sub>s</sub>	Demanda química de oxígeno soluble
DQO <sub>T</sub>	Demanda química de oxígeno total
EBN	Eliminación biológica de nutrientes
IVL	Índice volumétrico de lodos
NAD	Nicotinamidadenindinucleótido
NADH	Nicotinamidadenindinucleótido reducida
N-NH <sub>4</sub>	Nitrógeno del amonio
N-NO <sub>2</sub>	Nitrógeno de los nitritos
N-NO <sub>3</sub>	Nitrógeno de los nitratos
N <sub>2</sub>	Nitrógeno molecular
N <sub>2</sub> O	Óxido nitroso
NO	Óxido nítrico
OD	Oxígeno disuelto
PHB	Poli-β-hidroxibutirato
PHV	Poli-β-hidroxivalerato
P-PO <sub>4</sub>	Fósforo de los ortofosfatos
RBF	Remoción biológica de fosfatos
RBN	Remoción biológica de nutrientes
SBR	Sistema de reactor discontinuo (del inglés Sequencing batch reactor)
SST	Sólidos suspendidos totales
SSV	Sólidos suspendidos volátiles
T <sub>REAC-AER</sub>	Tiempo de reacción aerobia
T <sub>REAC-ANA</sub>	Tiempo de reacción anaerobia
TRC	Tiempo de retención celular
TRH	Tiempo de retención hidráulico

## RESUMEN

Se sabe que la presencia de fósforo (P) y nitrógeno (N) presente en las aguas residuales que son vertidas con o sin tratamiento, estimulan la eutrofización del cuerpo receptor. Desde hace tiempo, se han empleado sistemas de tratamiento biológico para remover estos compuestos presentes en las aguas residuales. En investigaciones realizadas se ha comprobado que la remoción biológica de fósforo (RBF) es dependiente de la presencia de sustratos orgánicos fácilmente biodegradables principalmente ácidos grasos volátiles (AGV), siendo estos esenciales en las rutas bioquímicas responsables de la RBF. Actualmente se ha incorporado un fermentador, como primer paso en el tren de tratamiento de una planta de aguas residuales en la que se lleva a cabo la remoción biológica de nutrientes (RBN). Esta operación permite alimentar de forma continua un influente rico en AGV, lo cual mejora la eficiencia para eliminar nitrógeno, fósforo y carbono (C) por medios biológicos.

Las tecnologías actualmente utilizadas para llevar a cabo estos procesos, comprenden reactores continuos y discontinuos. Estos últimos son sistemas muy versátiles y pueden ser usados con diferentes propósitos en el campo del tratamiento de las aguas residuales; en ellos todas las operaciones se llevan en un sólo tanque, lo cual significa una ventaja.

Con base en lo anterior, los objetivos principales de esta investigación fueron: evaluar la mejor forma de operación y las condiciones adecuadas del reactor discontinuo mejor conocido como SBR (Sequencig Batch Reactor) que utiliza biomasa suspendida para la generación de AGV a partir de aguas residuales domésticas; así mismo, determinar los efectos que producen los AGV presentes en las aguas residuales sobre los procesos biológicos para la eliminación de nutrientes en reactores discontinuos.

El estudio se realizó en dos reactores discontinuos con lodos activados y con capacidad de 982 L cada uno. Una unidad se utilizó como fermentador (SBR fermentador) para la producción de AGV a partir de agua residual doméstica bajo condiciones anaerobias; y la otra como reactor alimentado por lotes con agua residual cruda y fermentada para la eliminación de nutrientes (C, N y P) alternando condiciones anaerobias-aerobias. La operación de los reactores fue con ciclos de 8 horas. Como primer paso, los reactores se

arrancaron en paralelo con el objeto de conocer los perfiles de producción de AGV y de eliminación de los nutrientes alimentando agua residual cruda en cada uno de los reactores. Con los resultados obtenidos de esta etapa se conoció y evaluó la eficiencia de cada uno de los reactores por separado. Posteriormente, para evaluar la influencia de los AGV sobre la eliminación biológica de nutrientes, se conectaron los reactores en serie y se evaluó el sistema, probando tres valores de carga orgánica (CO) alimentando al reactor discontinuo con agua residual fermentada.

La experimentación en el SBR fermentador se realizó durante 269 días, tiempo en el que se alimentó con agua residual cruda. El SBR con biomasa suspendida utilizado para la remoción de nutrientes, se operó durante 415 días. De los cuales, 286 días se alimentó con agua residual cruda y 121 con agua residual fermentada.

De los resultados obtenidos en los reactores se concluyó lo siguiente:

El reactor discontinuo fermentador con biomasa suspendida resultó eficiente para la producción de AGV a partir de aguas residuales sin llevar a cabo control de pH y temperatura. Durante el proceso de fermentación se obtuvo una concentración media de AGV en el efluente igual a  $223 \pm 24$  mg/l, de los cuales 63% fue ácido acético, 25% propiónico y 12% butírico, utilizando un valor de CO de  $1.5 \pm 0.42$  kgDQO<sub>7</sub>/kgSST·d y un TRC menor de 10 días.

La presencia de AGV en las aguas residuales incrementa la capacidad de las bacterias para acumular fósforo. Al alimentar agua fermentada para los tres valores de CO probados 0.13, 0.25 y 0.35 kgDQO<sub>7</sub>/kgSST·d se obtuvieron efluentes con una concentración de P-PO<sub>4</sub> por abajo de 1 mg/l. Al hacerlo con agua residual cruda, la concentración de P-PO<sub>4</sub> en el efluente siempre fue mayor de 2 mg/l. DQO<sub>5</sub> remanente en el efluente presentó un valor promedio constante de 35 mg/l, independientemente de la forma de operación y CO probada. El proceso de nitrificación se presentó, durante toda la experimentación en el SBR con lodos activados, no siendo afectado por la presencia de AGV en el influente. Durante la experimentación en el SBR con lodos activados se presentó el fenómeno de desnitrificación en la fase de llenado y reacción anóxica-anaerobia. La sedimentación de los lodos mejoró al suministrar un influente rico en AGV.

## **1. INTRODUCCIÓN**

*“Los hombres blancos contaminan sus lechos y una noche perecerán ahogados en sus propios residuos”*

Indio Noah Sealh

Sirva esta frase de aviso para iniciar este capítulo en el que se describe la contaminación de los cuerpos de agua; los principales macronutrientes que desequilibran un ecosistema acuático; las tecnologías empleadas actualmente para su eliminación y tratamiento, así como la justificación e importancia de la realización de este trabajo de investigación.



## **1.1 CONTAMINACIÓN DE LOS CUERPOS DE AGUA**

Un cuerpo de agua se considera contaminado cuando la composición o estado de sus aguas son directa o indirectamente modificados por la actividad del hombre. Esto en tal medida que disminuye la facilidad de utilización para todos aquellos fines a los que podría servir en estado natural.

Existen factores que contribuyen a degradar la calidad de un sistema acuático. Dentro de los cuales se encuentran: la precipitación atmosférica, descargas de efluentes urbanos e industriales, la contaminación agropecuaria y efluentes procedentes del uso doméstico. Esto provoca una insuficiencia en los procesos de autodepuración de los cuerpos receptores, lo que trae consigo modificaciones en los componentes fisicoquímicos y en la biocenosis que habita dicho cuerpo.

La contaminación de las aguas es uno de los factores importantes que rompe la armonía entre el hombre y su medio a corto, medio y largo plazo; por lo que la prevención y lucha contra ella constituye en la actualidad una necesidad de importancia prioritaria.

## **1.2 CARBONO, FÓSFORO Y NITRÓGENO COMO CONTAMINANTES**

Hay una gran variedad de contaminantes presentes en menor o mayor concentración en las corrientes de aguas residuales y estos se encuentran dependiendo de su generación. Entre los que se encuentran con mayor frecuencia están los compuestos de carbono (C), fósforo (P) y nitrógeno (N).

La mayoría de los compuestos presentes en las corrientes de aguas residuales, son compuestos de carbono, que llegan en su gran mayoría en forma de sustancias disueltas las cuales son degradadas en forma rápida por microorganismos presentes en el medio. Si esta corriente es vertida sin tratamiento, estos contaminantes disueltos demandarán una cantidad de oxígeno tal que el oxígeno disuelto (OD) se consumirá más rápidamente de lo que se pueda reponer, provocando condiciones anaerobias en el medio, que ocasionarán que ningún microorganismo aerobio pueda sobrevivir y como consecuencia, la corriente quedará contaminada.

Los compuestos de nitrógeno y fósforo son nutrientes claves para el crecimiento de los sistemas vivos y en los procesos de tratamiento biológico de aguas residuales. Donde existe crecimiento de biomasa se elimina cierta cantidad de nutrientes, mas cuando estos se encuentran en exceso se convierten en contaminantes.

La presencia de altas concentraciones de estos nutrientes (C, P, N) en los efluentes con o sin tratamiento, contaminan el cuerpo receptor induciendo la eutrofización, fenómeno que se presenta por un progresivo aumento de los nutrientes, dando lugar a un enriquecimiento cada vez mayor de microorganismos fotosintéticos y materia orgánica lo que trae consigo una disminución de la profundidad por azolve de los cuerpos de agua.

El amoniaco, al ser descargado en altas concentraciones, demanda grandes cantidades de oxígeno para ser oxidado, lo cual ocasiona que se presenten condiciones anaerobias en el medio, afectando a los organismos acuáticos, principalmente a los peces. Por otra parte, descargar algunos compuestos de nitrógeno a los cuerpos de agua representa un riesgo para la salud. Los nitratos ( $N-NO_3$ ) son los causantes de la enfermedad conocida como metahemoglobinemia en los niños. Así mismo, resultan tóxicos para la fauna acuática. Mientras que los nitritos ( $N-NO_2$ ), al ser reducidos por desnitrificación producen el ácido nitroso que, al reaccionar con aminas secundarias forma aminas nitrificadas mejor conocidas por su poder carcinogénico (Barnes y Bliss, 1983).

### **1.3 PROCESOS DE DEPURACIÓN DE MACRONUTRIENTES**

Existen actualmente una serie de procesos y tecnologías que se utilizan para la depuración de macronutrientes presentes en los influentes de aguas residuales, entre los que encontramos procesos fisicoquímicos y biológicos, siendo estos últimos la forma más económica para eliminarlos.

Dentro de los procesos fisicoquímicos, utilizados para la remoción de fósforo y carbono, se encuentran los de coagulación-floculación, en los cuales se precipitan los contaminantes, separándolos posteriormente por sedimentación. Existen otros tipos como son el intercambio iónico, la cloración y la aireación, los cuales eliminan algunos contaminantes como los compuestos de nitrógeno (Sedlak, 1991).

Actualmente se han desarrollado tecnologías que utilizan procesos biológicos para la eliminación de macronutrientes (C, P, N), encontrando entre ellas los procesos de lodos activados y los de biopelículas en sistemas continuos o discontinuos (Henze, 1996; Garzón y González, 1996). En las últimas décadas se les ha incorporado a los trenes de tratamiento que utilizan procesos biológicos para la remoción de nutrientes, una unidad de fermentación con la finalidad de proporcionar a los microorganismos sustratos fácilmente biodegradables en forma de ácidos grasos volátiles (AGV). Esta operación permite mejorar la remoción de nutrientes presentes en los influentes de aguas residuales (Olham *et al.* 1994; Danesh y Oleszkiewicz, 1996).

#### **1.4 IMPORTANCIA DE LOS AGV DURANTE LA RBN**

Con base en investigaciones llevadas a cabo por más de 25 años, se ha descubierto que la remoción biológica de fósforo (RBF) es dependiente de la presencia de sustratos fácilmente biodegradables, principalmente en forma de ácidos grasos volátiles (AGV). Estos ácidos orgánicos son esenciales en las rutas bioquímicas responsables de la remoción biológica de fósforo (Comeau, *et al.* 1986, Wentzel, 1986).

Experiencias prácticas muestran que la alimentación, de una concentración suficiente de compuestos fácilmente biodegradables como acetato y propionato en los influentes de aguas residuales que llegan a la fase anaerobia de un bioreactor, es altamente benéfico para los procesos de remoción de nutrientes. Con esta operación se logra producir un alto grado de desnitrificación y un incremento en el por ciento de eliminación de fósforo, ya que estos ácidos son los principales compuestos de carbono que estimulan la excreción y captura de este elemento, lo cual permite obtener concentraciones de fosfatos menores que 1 mg/l y una nitrificación completa en los efluentes.

Por otro lado las condiciones microaerobias, comúnmente encontradas en los sistemas de recolección de aguas residuales son capaces de inducir los procesos biológicos que se requieren para la producción de AGV, los cuales pueden ser utilizados por las bacterias desnitrificantes en esta zona, facilitando la remoción biológica de nitrógeno.

Entre las investigaciones más importantes que han contribuido a conocer el proceso y a mejorar la remoción biológica de fósforo y nitrógeno se pueden citar las siguientes:

Pitman *et al.* (1983) alimentaron un efluente ácido proveniente de un digestor de alta carga al proceso de RBF y encontraron que era un sustrato ideal para *Acinetobacter spp.* y bacterias desnitrificantes.

Nicholls *et al.* (1985) informan que suministrando una alta concentración de productos de la fermentación (AGV) en los procesos de eliminación biológica de nutrientes proporciona grandes beneficios a la eficiencia de remoción.

Pitman and Lötter (1986) confirmaron que la generación de AGV en digestores de alta carga y sedimentadores primarios, adicionados posteriormente en los procesos de remoción biológica de nutrientes aumenta la eliminación de fósforo.

Osborn *et al.* (1986) concluyen que la composición del agua residual alimentada en los procesos de remoción de nutrientes es importante para lograr una buena remoción de los mismos, debido a que la presencia de una adecuada concentración de materia orgánica fácilmente biodegradable, en particular AGV, es importante para suministrar el sustrato requerido por las bacterias acumuladoras de fósforo.

Osborn *et al.* (1989) reportan el uso del tanque de sedimentación primaria para producción de AGV y concluyen que la fermentación puede ser incorporada a la remoción biológica de fósforo para mejorar el proceso.

Goncalves *et al.* (1994) encontraron que la alimentación de un influente rico en AGV incrementa la remoción biológica de fósforo en un 40% más que la de un sistema alimentado con agua residual sedimentada.

Olhdam *et al.* (1994) reportan que en la planta para eliminación biológica de nutrientes que opera en la ciudad de Kelowna en Canadá, se presentan efluentes con concentraciones de fósforo de 0.10 mg/l, alimentando 21 mg/l de AGV en el influente.

Danesh y Oleszkiewicz (1996) con base en estudios a nivel laboratorio determinaron que alimentando agua residual fermentada a un procesos de remoción biológica de nutrientes, utilizando la tecnología de reactores discontinuos, lograron obtener efluentes con concentraciones de fosfatos por abajo de 0.5 mg/l.

## **1.5 VENTAJAS Y DESVENTAJAS AL SUMINISTRAR AGV DURANTE LA RBN**

El uso de un sistema de fermentación para la producción de AGV, como en todos los procesos, presenta una serie de ventajas y desventajas tal como lo cita Randall (1994). Dentro de las ventajas que presenta esta alternativa se encuentran las siguientes:

- 1) La generación de AGV a partir de sólidos sedimentados, evita el gasto de sustancias químicas utilizadas para la remoción del fósforo presente en los influentes de aguas residuales. Concentraciones abajo de 0.10 mg/l de fósforo se obtienen cuando los AGV son adicionados como sustrato en la zona anaerobia a los microorganismos acumuladores de fósforo. El exceso de AGV puede ser usado por bacterias desnitrificantes en la misma zona y aumentar la remoción de compuestos de nitrógeno.
- 2) El empleo de un sistema de pre fermentación ayuda a reducir el tamaño de la zona anaerobia. Esta reducción puede ser tan pequeña como de un 5 por ciento del volumen total del reactor de un sistema de lodos activados, debido a que la captura de AGV por organismos acumuladores de fósforo es relativamente más rápida comparada con la fermentación.
- 3) El implementar un sistema de prefermentación asegura un suministro adecuado de AGV durante todo el tiempo, además de regular los cambios de temperatura y variaciones por infiltración de aguas de lluvia. Esto asegura la viabilidad y consistencia de los procesos de remoción biológica de fósforo.
- 4) El suministro de una alta concentración de AGV en la zona anaerobia genera lodos de alta sedimentabilidad. Este mejoramiento ocurre porque hay una selección de bacterias acumuladoras de fósforo, las cuales presentan la característica de ser buenas formadoras de floculos.

Existen una serie de desventajas que se presentan al emplear un prefermentador, dentro de éstas se encuentran las siguientes:

- 1) La adición de AGV generados a partir de sólidos provenientes de los sedimentadores primarios y secundarios incrementa la carga orgánica (CO) en los procesos de RBN, lo cual ocasiona una alta demanda en los requerimientos de oxígeno. Así mismo, hay un incremento en la producción de lodos residuales que propicia un aumento en los costos de operación.
- 2) Si el suministro de AGV en zona anaerobia es mucho más grande que la concentración necesaria para que se realice la excreción biológica de fósforo y la desnitrificación, el exceso pasará a la zona aerobia y estimulará el crecimiento de microorganismos filamentosos ocasionando una disminución en la remoción de nutrientes.
- 3) La construcción de una unidad de fermentación puede incrementar sustancialmente los costos de un sistema de tratamiento.

## **1.6 OBJETIVOS y ALCANCES**

### **1.6.1 Objetivos**

Los objetivos de este trabajo son los siguientes:

- Evaluar la mejor forma de operación y las condiciones adecuadas del reactor discontinuo que utiliza biomasa suspendida para la generación de ácidos grasos volátiles (AGV) a partir de aguas residuales domésticas.
- Determinar los efectos que producen los AGV presentes en las aguas residuales sobre los procesos biológicos para la eliminación de nutrientes (carbono, nitrógeno y fósforo) en reactores discontinuos.

### **1.6.2 Alcances**

Este trabajo de investigación comprende un estudio a nivel planta piloto empleando un sistema de dos reactores discontinuos. Primero se operaron por separado para observar la generación de AGV y la remoción de nutrientes (carbono, fósforo y nitrógeno) en cada uno de los reactores, alimentando agua residual cruda de tipo doméstica. El reactor discontinuo utilizado para la producción de AGV se operó con fase de tratamiento anaerobia y el reactor discontinuo para la eliminación de nutrientes alternando fases de tratamiento anaerobia y aerobia. Posteriormente, se conectaron en serie para observar la influencia de los ácidos orgánicos sobre la remoción biológica de nutrientes alimentando agua residual rica en productos de la fermentación (AGV).

## **2. FERMENTACIÓN DE AGUAS RESIDUALES**

La digestión de la materia orgánica por vía anaerobia tiene como fase intermedia, la producción de ácidos grasos volátiles (AGV) principalmente. En una primera etapa de la digestión, los sólidos degradables son hidrolizados a moléculas pequeñas mediante microorganismos hidrolíticos mientras que en la segunda etapa, las bacterias formadoras de ácidos usan los productos intermediarios solubles como sustratos para obtener energía y crecer, obteniendo como productos AGV y material celular.

En el presente capítulo, se describe la producción de AGV a partir de la fermentación de aguas residuales domésticas; su bioquímica; la microbiología que interviene en cada etapa; así como los factores fisicoquímicos que afectan el proceso.



## 2.1 BIOQUÍMICA

La mayoría de los productos naturales en cuya composición intervienen los átomos de carbono, hidrógeno, oxígeno y/o nitrógeno pueden ser fermentados en condiciones aerobias, microaerobias y anaerobias.

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. Durante el primer paso de esta oxidación, los átomos de hidrógeno removidos son transferidos primeramente a la molécula de  $\text{NAD}^+$ , convirtiéndolos posteriormente a  $\text{NADH}_2$  y liberándolos en forma de hidrógenos gaseoso. Este hidrógeno (protones), que se encuentra en la célula en forma de  $\text{NADH}_2$ , puede ser transferido en condiciones anaerobias a distintos productos intermediarios normales o algunos receptores orgánicos de hidrógeno especialmente sintetizados para eliminar hidrógeno (para regenerar el  $\text{NAD}$ ). Esto provoca que los microorganismos excreten compuestos orgánicos reducidos al exterior, los cuales se acumulan en el medio (Schlegel, 1988).

Un gran número de fermentaciones se pueden efectuar en condiciones anaerobias, dado que todos los hidrógenos que se liberan sirven para reducir un sustrato orgánico. Los procesos de fermentación anaerobia que se utilizan para la producción de AGV a partir de la digestión de lodos o aguas residuales crudas, involucran una serie de reacciones bioquímicas donde la materia orgánica sufre diversas transformaciones obteniendo como productos principalmente AGV, lactato, etanol,  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2$ , provenientes de varias etapas que ocurren simultáneamente dentro del reactor, tal y como se muestra en la figura 2.1 (Datta, 1981; Lester, 1988; Chu *et al.* 1996).

La fermentación anaerobia de las aguas residuales se lleva a cabo en tres etapas. Éstas ocurren dependiendo de los factores fisicoquímicos y biológicos que se encuentra en el medio. Las etapas que se presentan en la producción de AGV son las siguientes:

## I.- Hidrólisis enzimática de polímeros a monómeros

- a).- Hidrólisis de polisacáridos
- b).- Hidrólisis de proteínas
- c).- Hidrólisis de lípidos

## II.- Fermentación de monómeros orgánicos

- a).- Fermentación de monosacáridos
- b).- Fermentación de aminoácidos

## III.- $\beta$ -oxidación

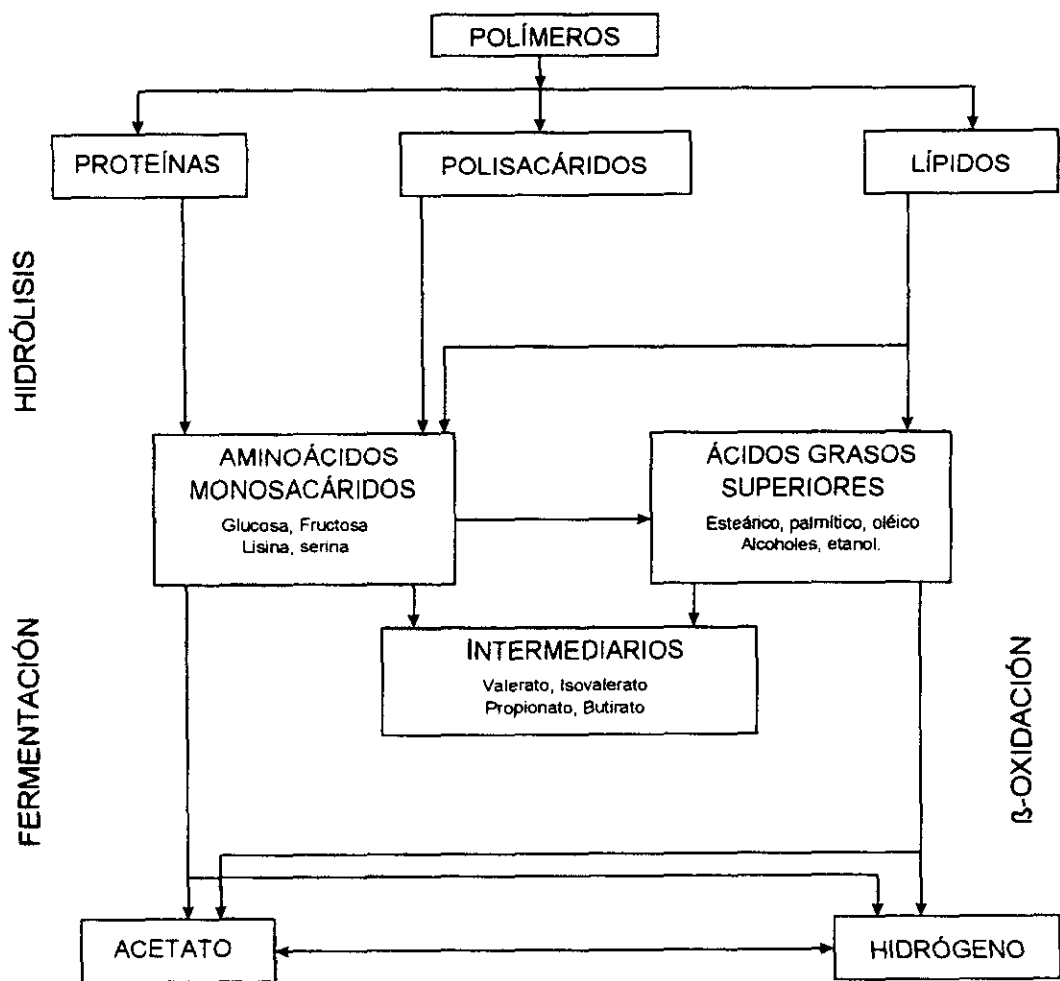
### 2.1.1 Hidrólisis de polímeros

Las bacterias en general sólo pueden utilizar materia orgánica en forma soluble. La asimilación de compuestos heterogéneos, particularmente los polímeros (polisacáridos, proteínas, lípidos), requieren de una hidrólisis como primer paso, llevada a cabo por medio de enzimas extracelulares. Estas transforman la materia orgánica insoluble en compuestos solubles (monosacáridos, aminoácidos y grasas superiores). Todos los materiales orgánicos que se encuentran en las aguas residuales son degradados a diferente velocidad. Las partículas grandes con alta proporción área/volumen son hidrolizadas más lentamente que las partículas pequeñas (Eastman y Ferguson, 1981). En la tabla 2.1 se muestran los productos obtenidos durante la hidrólisis de los polímeros, así como sus velocidades de degradación.

Después de realizada la producción de aminoácidos, péptidos, monosacáridos, ácidos grasos, polioles o fenoles, estos deben ser tomados por las bacterias acidogénicas para ser fermentados y obtener como productos principalmente AGV.

#### 2.1.1.1 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 exterior de la célula, los



**FIGURA 2.1** Esquema de la producción de AGV durante la degradación anaerobia de la materia orgánica (Gujer y Zehnder, 1983, modificado)

polisacáridos (celulosa, hemicelulosa, lignina, almidones, pectinas, inulina y quitina) son degradados por enzimas hidrolíticas extracelulares hasta monosacáridos (glucosa y fructosa principalmente), los cuales sirven de sustratos a las bacterias acidogénicas. En la mayoría de los casos, la transformación de los polisacáridos conduce a la formación de glucosa, la cual es el punto de partida de las principales vías del catabolismo celular (Alexander, 1980).

### 2.1.1.2 Hidrólisis de proteínas

La molécula de proteína, es un polímero orgánico de elevado peso molecular compuesto por una cadena larga de aminoácidos. Para poder penetrar a la célula, la molécula es

hidrolizada por medio de enzimas proteolíticas (*proteasas*) que atacan y rompen los enlaces peptídicos de las proteínas y péptidos. De esta forma se obtienen como productos de esta reacción polipéptidos, péptidos simples y aminoácidos libres. Estos se difunden lentamente por ósmosis a través de la membrana semipermeable al interior de la célula (Alexander, 1980).

### 2.1.1.3 Hidrólisis de lípidos

Las grasas o lípidos son un grupo de moléculas orgánicas insolubles en agua, las cuales son hidrolizadas a glicerol y ácidos grasos de cadena larga (esteárico, palmítico, oléico, linoléico, linolénico, etc.) por medio de exo o endoenzimas denominadas *lipasas*, excretadas al medio por bacterias lipolíticas (Scriban, 1984).

**TABLA 2.1** Hidrólisis de polímeros bajo condiciones anaerobias (Gujer y Zehnder, 1983)

Polímeros	Productos de hidrólisis	Enzimas y organismos	Rapidez de hidrólisis Kp (l/d)	Temperatura (°C)
Lípidos	Ácidos grasos Glicerol Alcoholes	<i>Lipasa</i>  <i>Clostridium</i>	0.4-0.6 (Ésteres de Ác. Grasos)	35 - 40
			0.6-1.7 (Grasas)	35 - 40
			0.08 (Lípidos)	34
Proteínas	Polipéptidos Oligopéptidos Aminoácidos	<i>Proteasa</i> <i>Peptidasa</i>  <i>Proteus vulgaris</i>	0.02	34
			0.03	35
Celulosa	Polisacáridos Oligosacáridos Glucosa	<i>Celulasa</i>  Hongos	0.04	35
			0.13	34
Hemicelulosa	Polisacáridos Oligosacáridos Hexosas Pentosas	<i>Hemicelulasa</i> <i>Xilanasa</i>  Hongos	0.54	35

## **2.1.2 Fermentación**

Los monosacáridos y aminoácidos generados en la etapa de hidrólisis de polímeros son el sustrato que utilizan las bacterias acidogénicas para obtener energía por medio de fermentación. Algunos productos formados en la fermentación de monosacáridos se originan desde el piruvato obteniendo como producto de la fermentación, principalmente, ácido acético y otros AGV. El grado de fermentación de los sustratos se ve reflejado por el tipo y cantidad de bacterias residentes en el medio. En la figura 2.2 se observan las rutas principales que utilizan estas bacterias para la obtención de energía.

### **2.1.2.1 Fermentación de monosacáridos**

En los procesos de fermentación de monosacáridos (hexosas y pentosas) diferentes microorganismos, en especial bacterias anaerobias estrictas y facultativas, metabolizan el piruvato mediante diferentes vías. A partir de este, según el tipo de microorganismo y las condiciones del medio se forman los diferentes productos regenerando los cofactores oxidados. Los productos más importantes generados en esta etapa son: lactato, propionato, acetato, butanodiol, formiato, isopropanol e hidrógeno (Scriban, 1984; Soubes, 1994). En la figura 2.3 se muestran los posibles caminos que sigue el piruvato, así como los productos terminales de las fermentaciones que utilizan este compuesto.

Los sacáridos son la fuente de energía más comúnmente usada por los microorganismos fermentadores, sin embargo; es importante describir las reacciones por las que estos productos se forman. A continuación se describen los diferentes caminos que utilizan las bacterias durante la fermentación anaerobia del piruvato.

#### **2.1.2.1.a Fermentación alcohólica**

Este tipo de fermentación es muy común entre levaduras, siendo muy pocas las bacterias capaces de realizarla. En reactores anaerobios el alcohol aparece como producto secundario de la fermentación de hexosas y pentosas llevada a cabo por bacterias anaerobias y facultativas (Mackie y Bryant, 1981). En el transcurso de la fermentación alcohólica, el ácido pirúvico es descarboxilado a acetaldehído y  $\text{CO}_2$ . La

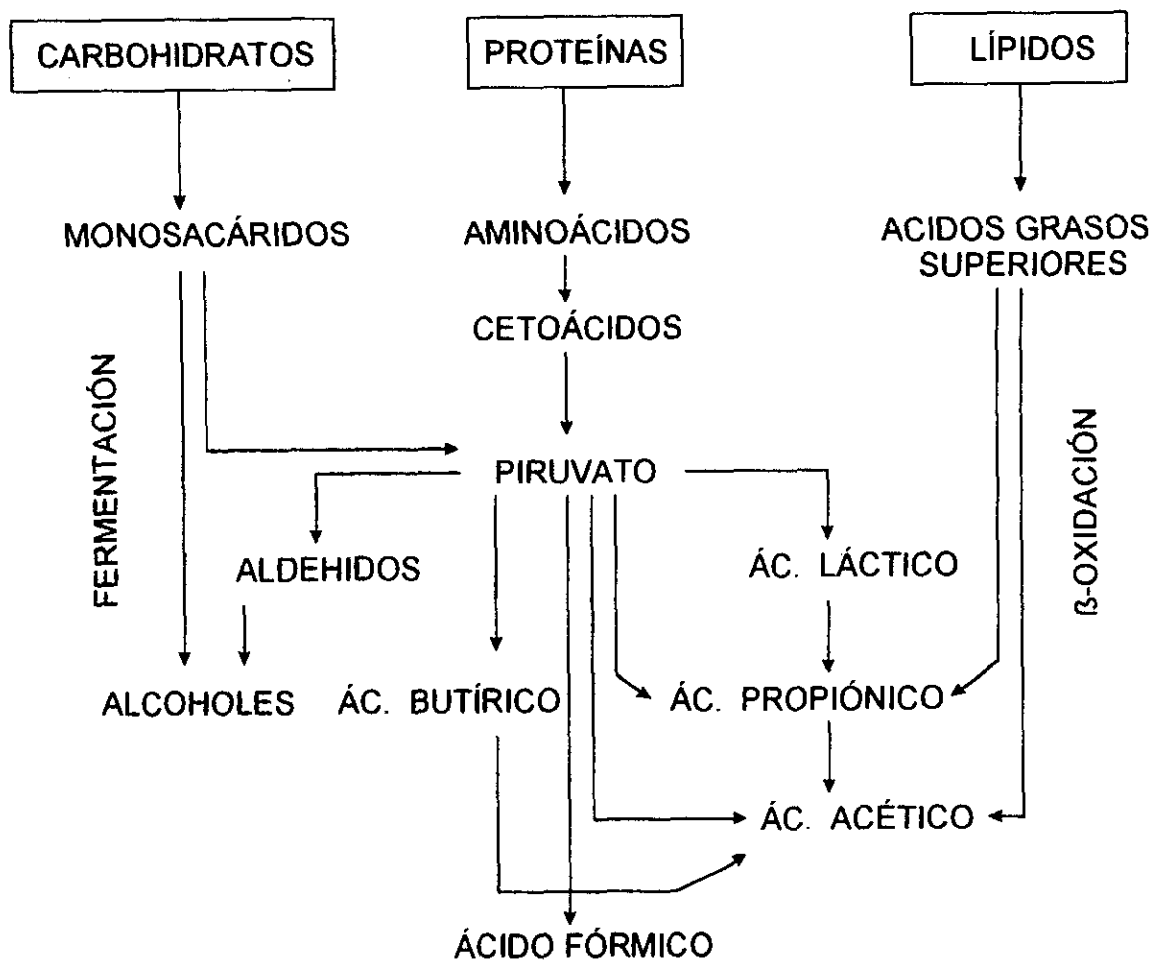
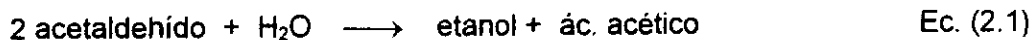


FIGURA 2.2 Productos finales obtenidos en la fermentación anaerobia de polímeros orgánicos (Henze y Harremoës, 1983)

reducción de acetaldehído forma como producto etanol, aunque se pueden formar otras sustancias en menor proporción en especial glicerol o ácido acético. Este tipo de fermentación se lleva a cabo en medios ácidos (pH 5 - 6), mientras que en medio alcalino el glicerol y el ácido acético se acumulan a medida que aumenta el pH.



#### 2.1.2.1.b Fermentación homoláctica

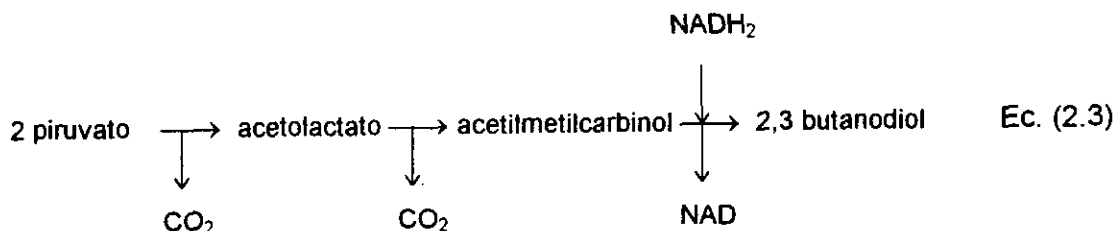
En este proceso fermentativo el ácido láctico es el producto principal, proveniente de la reducción del ácido pirúvico, catalizado por *dehidrogenasa láctica*. Por vía anaerobia además de ácido láctico hay formación de etanol como se muestra en la ecuación 2.2.



### 2.1.2.1.c Fermentación ácida mixta y butileno glucólica

La fermentación ácida mixta se lleva a cabo por enterobacterias de diferentes géneros y se caracteriza por la producción de etanol y diversos ácidos orgánicos entre los que se encuentran el ácido láctico, acético, succínico y fórmico.

La fermentación butileno glucólica se realiza por vía anaerobia utilizando como sustratos los ácidos producidos en la fermentación mixta, dando como productos 2,3-butanodiol, por reducción del acetilmetilcarbinol proveniente del piruvato por medio del acetolactato tal como se muestra en la ecuación 2.3.



### 2.1.2.1.d Fermentación butírica

El ácido butírico se produce por condensación de dos moléculas de acetyl-CoA en acetoacetato, el cual inmediatamente es reducido a  $\beta$ -hidroxibutirato y posteriormente a butirato. Una parte de la Acetyl CoA se forma a partir de piruvato. De esta manera se obtiene ATP y ácido acético. Cuando la bacteria *Clostridium butyricum* lleva a cabo esta reacción, a partir de glucosa, la reacción se expresa como se muestra en la ecuación 2.4.



### 2.1.2.1.e Fermentación acetona-butílica

Ciertas especies de bacterias (*Clostridium*) producen dentro de la fermentación butírica, otros productos tales como: alcoholes (butanol, etanol, isopropanol) y acetona. En este

caso la reducción del butirato se lleva a cabo hasta a alcohol butílico, al mismo tiempo una enzima específica descarboxila una parte del acetoacetato a acetona, y esta puede reducirse posteriormente a alcohol isopropílico por ciertos microorganismos.

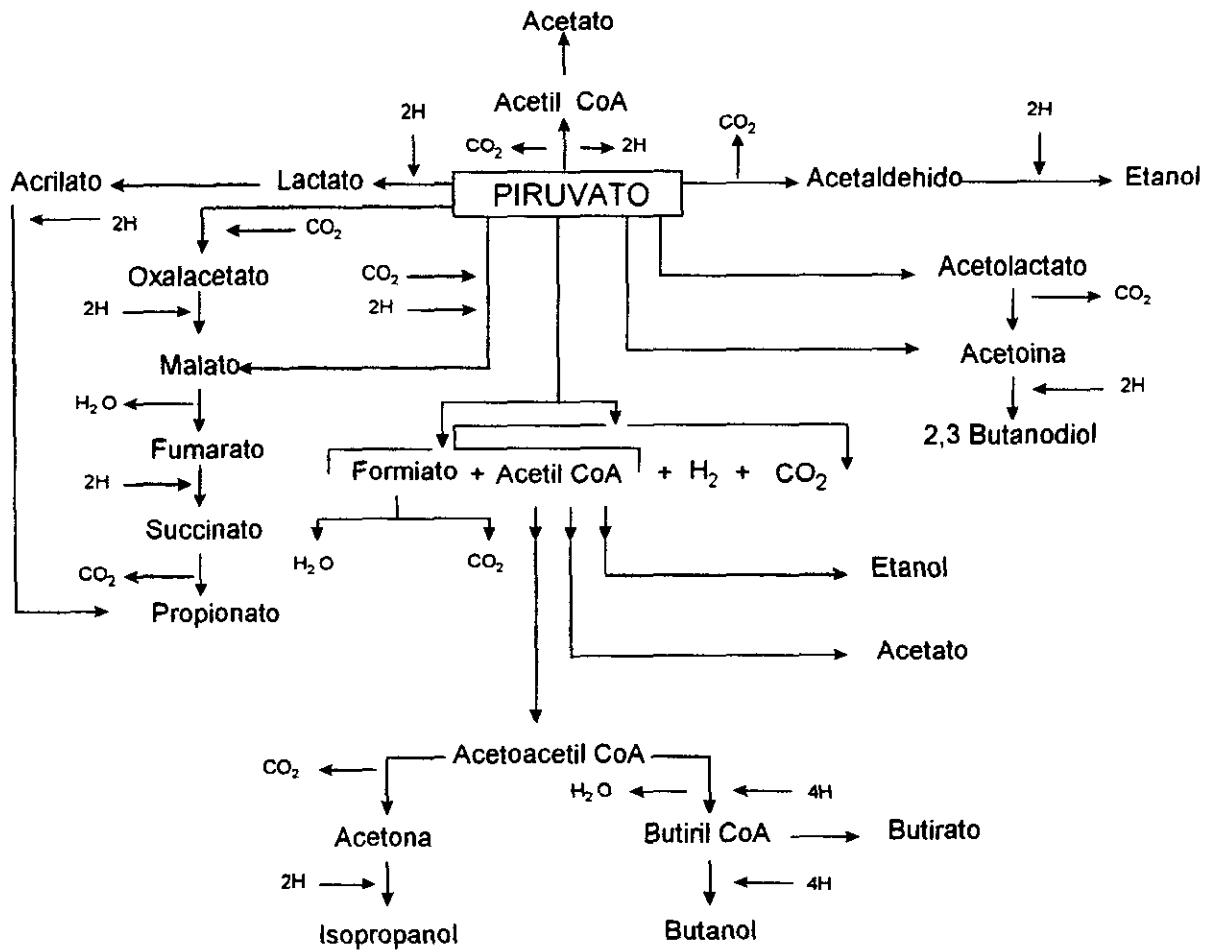


FIGURA 2.3 Principales reacciones terminales de las fermentaciones que utilizan ácido pirúvico (Soubes, 1994, modificado)

### 2.1.2.1.f Fermentación propiónica

Diversas bacterias anaerobias estrictas o facultativas producen ácido propiónico por fermentación, además de ácido acético, bióxido de carbono y eventualmente ácido succínico. El ácido propiónico se forma por reducción del piruvato, siendo intermediario

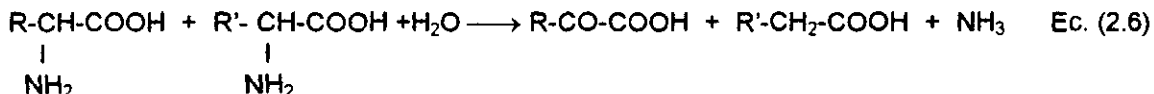


el ácido láctico. Cuando *propionibacterium* lleva a cabo esta reacción, el balance global se puede expresar por medio de la ecuación 2.5.



### 2.1.2.2 Fermentaci3n de amino3cidos

Los amino3cidos generados en la etapa de hidr3lisis (alanina, glicina, glutamato y lisina) pueden fermentarse directamente o en parejas por medio de la reacci3n de Stickland, seg3n se muestra en la tabla 2.2. Numerosas bacterias anaerobias estrictas (*Clostridium*) presentan esta reacci3n de oxido-reducci3n acoplada entre dos amino3cidos, donde uno sirve como receptor de hidr3geno y otro como donador, tal como se ve en la ecuaci3n 2.6.



Este 3ltimo m3todo de fermentaci3n no permite que los amino3cidos sean fermentados individualmente para utilizarse como fuente de energ3a.

**TABLA 2.2** Reacciones de Stickland (Soubes, 1994)

Donador de H <sup>+</sup>		Receptor de H <sup>+</sup>	
Sustrato	Producto	Sustrato	Producto
Alanina	acetato + CO <sub>2</sub> + NH <sub>3</sub>	Glicina	acetato + NH <sub>3</sub>
Leucina	3 metilbutirato + CO <sub>2</sub> + NH <sub>3</sub>	Prolina	5 aminovalerato
		Fenilalanina	fenilpropionato + NH <sub>3</sub>
Isoleucina	2 metilbutirato + CO <sub>2</sub> + NH <sub>3</sub>	Triptofano	indolpropionato + NH <sub>3</sub>
Valina	2 metilpropionato + CO <sub>2</sub> + NH <sub>3</sub>	Omitina	5 aminovalerato + NH <sub>3</sub>
Fenilalanina	fenilacetato + CO <sub>2</sub> + NH <sub>3</sub>	Leucina	4 metilvalerato + NH <sub>3</sub>
Triptofano	indolacetato + CO <sub>2</sub> + NH <sub>3</sub>	Betaina	acetato + trimetilamina
Histidina	glutamato + CO <sub>2</sub> + NH <sub>3</sub>	Sarcosina	acetato + metilamina

### 2.1.3 β-Oxidaci3n

En esta etapa, los alcoholes, 3cidos grasos y compuestos arom3ticos generados en la fase de hidr3lisis, se degradan para producir 3cido ac3tico, bi3xido de carbono e hidr3geno.

La oxidación anaerobia de ácidos grasos de cadena larga es un proceso por el cual, el hidrógeno molecular es el principal donador de electrones. Este último es producido por la oxidación de nucleótidos de piridina reducidos y ferredoxina. Jeris y McCarty (1965) demostraron que la degradación de ácidos grasos de cadena larga en los reactores anaerobios ocurre por  $\beta$ -oxidación.

La  $\beta$ -oxidación es la remoción sucesiva de unidades de acetato ( $C_2$ ) de las cadenas largas de ácidos grasos por la transformación en el correspondiente tioéster de coenzima-A (CoA), reacción que depende del adenosin trifosfato (ATP). En este proceso se reduce el número de átomos de carbono que forman la cadena, y se genera energía por fosforilación a nivel sustrato, siendo el principal consumidor de electrones el  $H_2$  molecular el cual, al acumularse a pH bajos (menores a 6.8) inhibe la oxidación anaerobia de los ácidos grasos de cadena larga (Soubes, 1994).

Chynoweth y Mah (1969) en un estudio de producción de AGV, durante la digestión anaerobia de lodos, observaron que el ácido palmítico ( $C_{16}$ ) fue metabolizado rápidamente, obteniendo como producto principal ácido acético; aunque autores como Eastman y Ferguson (1981) con base en cálculos termodinámico, consideran que la  $\beta$ -oxidación no ocurre durante la fase acidogénica, debido a que este mecanismo es efectuado cuando existen tiempos de retención largos en el reactor.

## **2.2 MICROBIOLOGÍA**

Los sistemas de tratamiento biológico, se fundamentan en la capacidad de diversos microorganismos para degradar la materia orgánica presente, transformándola en biomasa fácil de retirar por sedimentación.

En los últimos años se han hecho importantes avances dentro del conocimiento de los microorganismos involucrados en el proceso de fermentación anaerobia. Tanto referido a sus posibilidades de degradación de distintos compuestos, como a las condiciones óptimas en que se desarrollan y su capacidad de resistir y adaptarse a condiciones adversas.

Actualmente, estudios de la microbiología de los sistemas de fermentación acidogénica, han mostrado que dicho proceso se caracteriza por un conjunto de reacciones asociadas al metabolismo de numerosos microorganismos que son los intermediarios necesarios para transformar la materia orgánica compleja en sustratos simples. Torre y Goma (1981) en un estudio sobre microbiología de reactores anaerobios reportaron que existen 22 microorganismos no metanogénicos capaces de sintetizar AGV a partir de diferentes fuentes de carbono. En la figura 2.2 se muestran algunas especies involucradas en la producción de ácidos orgánicos y su ubicación en las diferentes etapas del proceso, así como sus principales sustratos.

### 2.2.1 Bacterias hidrolíticas

El desarrollo de la fermentación se establece, cuando las bacterias para alimentarse hidrolizan el material orgánico insoluble por lo que deben degradar inicialmente los polímeros (polisacáridos, proteínas y lípidos) presentes en el agua residual.

Los grupos de bacterias responsables de esta etapa en la producción de AGV, pertenecen a diferentes grupos y pueden ser facultativas o anaerobias estrictas; dentro de este grupo se encuentran las siguientes:

#### 2.2.1.1 Bacterias hidrolíticas de polisacáridos

En este grupo se encuentran bacterias con capacidad de hidrolizar los polisacáridos (celulosa, hemicelulosa, lignina, almidón, pectinas, etc.) presentes en los influentes de aguas residuales. Hasta la fecha se han reportado dentro de este grupo a los siguientes géneros: *Clostridium*, *Acetovibrio*, *Bacteroides*, *Ruminococcus*, *Eubacterium*, *Streptococcus*, entre otras.

#### 2.2.1.2 Bacterias proteolíticas

La degradación de proteínas a polipéptidos y aminoácidos por actividad proteolítica es llevada a cabo por microorganismos proteolíticos. Dentro de los grupos que se reportan que han sido identificados en reactores anaerobios para tratamiento de aguas residuales y lodos se encuentran los géneros: *Clostridium*, *Pectococcus*, *Bacteroides*, *Bacillus*,

*Vibrio*, *Micrococcus*, etc., siendo el género *Clostridium* la especie más importante en la hidrólisis primaria de proteínas según los estudios reportados por Gaudy y Gaudy, (1980).

### 2.2.1.3 Bacterias lipolíticas

La hidrólisis de lípidos a ácidos grasos superiores y glicerol u otros productos es un prerrequisito para complementar el metabolismo de los lípidos presentes en las aguas residuales. Entre los géneros que se han reportado como bacterias lipolíticas, se encuentran: *Clostridium*, *Micrococcus*, *Staphylococcus*, *Alcaligenes*, *Bacillus*, etc., (Scriban, 1984).

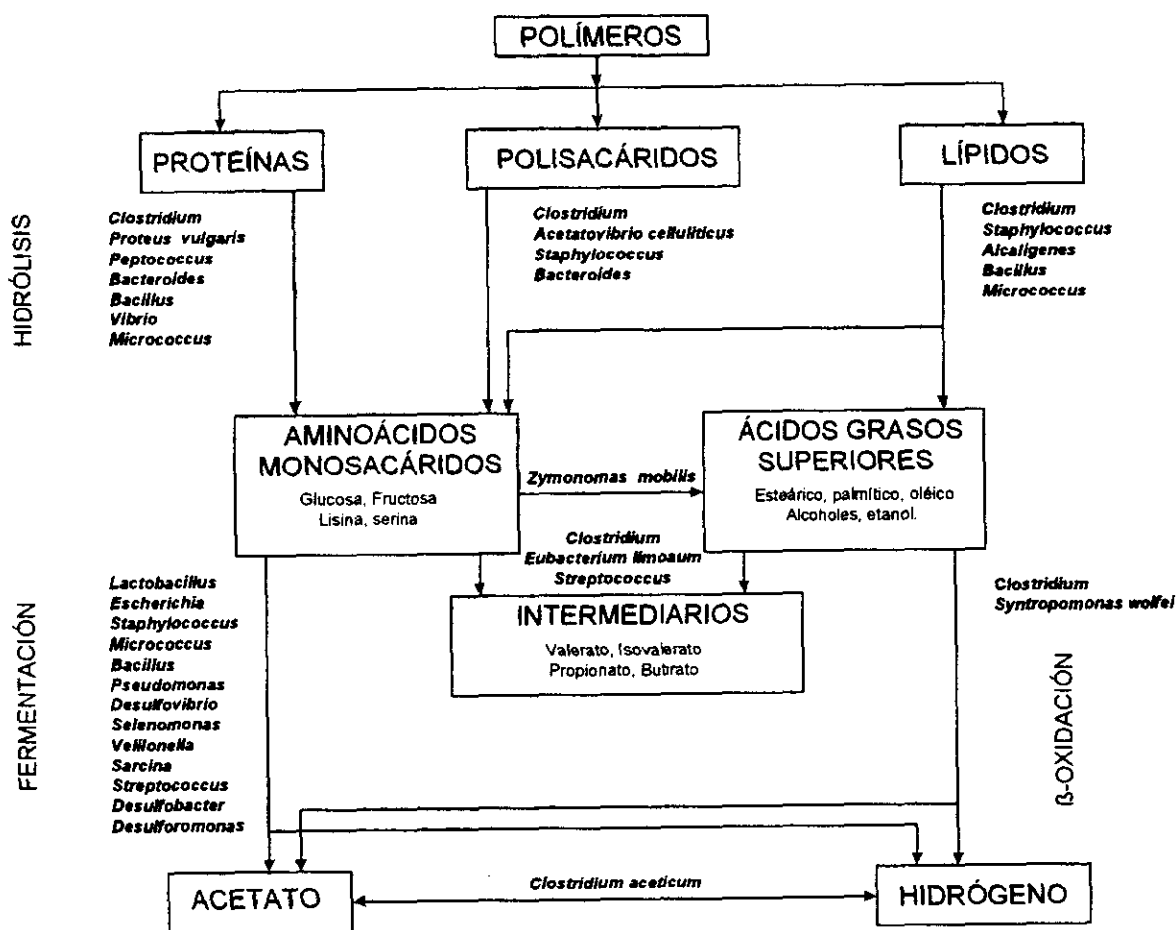


FIGURA 2.4 Algunos géneros de bacterias que participan en la producción de AGV durante la fermentación anaerobia de aguas residuales (Stonach, 1986, modificado)

### 2.2.2 Bacterias fermentadoras

Este grupo de bacterias pueden ser facultativas o anaerobias estrictas de crecimiento rápido (tiempo mínimo de duplicación 30 minutos), fermentan los monosacáridos y aminoácidos para producir CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> y una mezcla de ácidos acético, propiónico, butírico, valérico, isovalérico, etc., en función de la concentración de hidrógeno en el medio. Los grupos de bacterias reportados como responsables de esta etapa pertenecen a los géneros *Bacteroides*, *Bacillus*, *Enterobacteriaceae*, *Pelobacter*, *Acetobacterium*, *Clostridium*, *Ilyobacter*, *Butyribacterium*, *Propionibacterium*, *Serratia*, *Veillonella*, *Pectococcus anaerobius*, entre otras (Gaudy y Gaudy, 1980; Scriban, 1984; Schelegel, 1988; Guyot, 1990; Soubes, 1994).

### 2.2.3 Bacterias acetógenas

Este grupo de bacterias es capaz de transformar una mezcla de hidrógeno, dióxido de carbono y algunos monosacáridos como la glucosa y fructosa, en acetato únicamente. Entre las especies más estudiadas se encuentran: *Clostridium formicoaceticum*, *Acetobacterium wodii*, *Acetobacterium wieringae*, *Clostridium aceticum* (Guyot, 1990).

## 2.3 FACTORES QUE AFECTAN EL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE AGV

Los procesos de fermentación que ocurren en las aguas residuales son relativamente complejos, ya que involucra diferentes fases, así como un gran número de procesos biológicos y químicos simultáneos.

La digestión de los productos durante la fase acidogénica puede ser influenciada por factores tales como: pH, temperatura, tiempo de retención hidráulico (TRH), tiempo de retención celular (TRC), carga orgánica (CO), entre otros, como sustancias tóxicas, inhibidores y nutrientes.

### 2.3.1 pH

El efecto de este factor sobre las bacterias acidogénicas se refleja en la cantidad y tipo de productos formados. Este factor no sólo afecta a los microorganismos, sino que

también a las solubilidades y a los equilibrios de los componentes orgánicos e inorgánicos potencialmente influyentes en el proceso (Stover, 1994).

En el reactor fermentador el pH óptimo para obtener una mayor concentración de AGV es un pH neutro (Dinopoulou, *et al.* 1988). Algunos ácidos grasos se disocian parcialmente dependiendo del pH que se encuentra en el medio. La distribución de las especies o tipos de AGV presentes en el influente está en función del pH (Zoetemeyer, 1982). Algunos autores han reportado que al incrementar el pH en el medio, la concentración de ácido acético aumentó y el ácido propiónico disminuyó, mientras que al bajar el pH la concentración de este último aumentó y la del primero bajó (Dinopoulou, *et al.* 1988; Eastman y Ferguson, 1981; Chyi y Dague, 1994).

En estudios realizados por Zoetemeyer (1982) reporta que durante la fermentación de glucosa para la producción de AGV se presentó una fermentación de tipo butírica cuando la solución tenía un valor de pH cercano a 6, mientras que para un rango de pH entre 6 y 7 predominó la fermentación acética.

### **2.3.2 Temperatura**

La mayoría de los procesos de fermentación que se utilizan para la producción de AGV operan en el rango mesofílico (aproximadamente 30 - 35 °C), aunque Datta (1981) recomienda que las fermentaciones acidogénicas deben llevarse a cabo a temperaturas menor o iguales a 25 °C para evitar que disminuya la concentración de AGV en el efluente por presencia de bacterias consumidoras de ácidos. Al mismo tiempo Torre y Goma (1981) dicen que el manejo de temperaturas mesofílicas favorece la acumulación de AGV en el medio.

Al respecto Skalsky y Daigger (1995) al realizar un estudio de fermentación de lodos primarios encontró que la producción de AGV a 14°C fue aproximadamente 42% menos que la observada a 21 °C, concluyendo que el grado de acidificación y la proporción de formación de AGV decrece con la disminución de la temperatura. Una observación similar reportan Dawson *et al.* (1994) quienes trabajaron con fermentadores alimentados

con lodos primarios para la producción de AGV, observaron que a 15 °C la concentración de ácidos orgánicos en el efluente es menor que a 28 °C.

Dinopoulou, *et al.* (1988) de algunos estudios realizados reportan que al aumentar la temperatura en el reactor fermentador, la concentración de ácido acético incrementó y la del ácido propiónico disminuyó; mientras que a menor temperatura la concentración de ácido propiónico aumenta, disminuyendo el ácido acético.

### **2.3.3 Tiempo de retención celular (TRC)**

El TRC es uno de los principales parámetros considerados en el diseño de un proceso de fermentación, ya que los productos obtenidos, principalmente AGV, se ven influenciados grandemente por este factor, dependiendo de él, la distribución de especies bacterianas dentro del reactor.

Algunos autores como Elefesonistic and Olham (1994) con base en estudios realizados, aseguran que es posible maximizar la producción de AGV en reactor acidogénico si éste se opera con un TRC inferior al valor crítico. En sus experimentos encontraron que utilizando un TRC entre 10 y 20 días la producción de ácidos incrementó significativamente mientras que, al aplicar un TRC de 5 días, la producción de AGV disminuyó fuertemente lo cual indica que con TRC cortos, se puede presentar un cambio muy drástico de la población acidogénica en el reactor.

Dawson *et al.* (1994) reportan TRC de 18.8, 12.6 y 17.4 días para algunos fermentadores de lodos primarios, que se encuentran actualmente en operación.

### **2.3.4 Tiempo de retención hidráulico (TRH)**

De acuerdo con algunas investigaciones, se ha encontrado que el TRH tiene un considerable efecto en la concentración de los AGV en el efluente, aunque otras consideran que el efecto es muy pequeño. Dinopoulou *et al.* (1988) con base en un estudio de fermentación de aguas residuales sintéticas dicen que el TRH es un parámetro que tiene un gran impacto en el grado de acidificación, ya que se observó que

la concentración de ácido acético incrementa proporcionalmente con el TRH. Una observación similar fue realizada por Zoetemeyer *et al.* (1982) quienes dicen que la eficiencia del fermentador es dependiente primeramente del TRH.

Torre y Goma (1981); Dohányos *et al.* (1985); Goncalves *et al.* (1994) reportaron que la utilización de TRH cortos en los procesos de fermentación incrementa la concentración de AGV en el efluente. Así mismo, Chyi y Dague (1994); Skalsky y Daigger (1995) obtuvieron una productividad máxima de AGV al utilizar un TRH bajo (2.5 días), el cual, consideran suficiente para que las bacterias fermentadoras lleven a cabo una transformación de la materia orgánica a AGV.

Algunos autores reportan diferentes TRH. Rabinowitz (1994) recomienda de 6 a 12 horas como TRH de diseño para un fermentador de lodos completamente mezclado. Abraham (1994) recomienda de 10 a 14 horas para fermentadores operados en clima frío, aunque hay algunos como los reportados por Dawson *et al.* (1994) que operan con TRH de 7.7, 32.1 y 28.2 horas.

### **2.3.5 Carga orgánica (CO)**

Existe diferencia en los escritos sobre el efecto del valor de CO sobre la producción de AGV. Dinopoulou, *et al.* (1988) en un estudio sobre fermentaciones informan que un incremento fuerte en el valor de CO en el reactor, no presenta efectos significativos en el grado de acidificación, aunque sí en las especies de los diferentes ácidos. Por otro lado Dohanyos *et al.* (1985) reportan que la concentración de AGV en el efluente del fermentador depende particularmente de la carga del reactor.

### **2.3.6 Otros**

Existen otra serie de factores fisicoquímicos que influyen en la producción de AGV a partir de lodos o aguas residuales como son:

#### **2.3.6.1 Sustancias tóxicas e inhibidores**

Elementos tales como cationes metálicos livianos y metales pesados, según su concentración en la que se encuentren en el medio, pueden ser tóxicos o inhibidores. La



toxicidad de algunos productos de la degradación dependerá del pH y de la capacidad amortiguadora del sistema.

Algunos productos nitrogenados producen  $N-NH_4$  que si bien favorece el control del pH, puede llegar a actuar como inhibidor (Stover, 1994).

#### 2.3.6.2 Nutrientes

Para poder llevar a cabo la fermentación de materia orgánica es fundamental la existencia de N y P para el crecimiento de la biomasa, además de otros micronutrientes como son Na, K, Mg, Fe, Ni, etc. (Stover, 1994).

### **3. REMOCIÓN BIOLÓGICA DE FÓSFORO (RBF)**

Se sabe que la RBF es una manera económica para remover el fósforo presente en las aguas residuales. Este proceso se lleva a cabo por microorganismos que tienen que ser sometidos a etapas alternadas anaerobia-aerobia, ya que presentan un metabolismo que se activa bajo estas condiciones de operación. Durante la fase anaerobia, las bacterias almacenadoras de fosfatos (BAF) capturan moléculas de sustrato y solubilizan ortofosfatos, mientras que, en fase aerobia metabolizan el sustrato capturado, volviendo a llenar sus reservas de polifosfatos.

A continuación se hace una descripción de este metabolismo y los microorganismos que lo llevan a cabo, así como los factores físicos y químicos que afectan la eficiencia del proceso.

### 3.1 MECANISMO BIOQUÍMICO

Se han desarrollado varios modelos para explicar los procesos de RBF y se sabe que este proceso se basa en mecanismos bioquímicos llevados a cabo por microorganismos estrictamente aerobios, los cuales obtienen su energía (ATP) a través del ciclo de los ácidos tricarbóxicos y cadena respiratoria, utilizando el oxígeno como receptor de electrones. En la figura 3.1 se observa el metabolismo de las bacterias acumuladoras de fósforo en cada una de las etapas del proceso.

Los tres mecanismos bioquímicos principales en los que se basa la RBF son los siguientes:

- 1) Un número grande de bacterias son capaces de acumular fósforo en forma de polifosfatos bajo condiciones aerobias.
- 2) Estas bacterias llevan a cabo la remoción de sustratos simples producidos por fermentación en condiciones anaerobias y los asimilan en el interior de la célula, provocando con ello la excreción de fósforo producto de la hidrólisis de polifosfatos.
- 3) En condiciones aerobias las bacterias oxidan los productos acumulados para obtener energía y almacenar fósforo en una cantidad mayor que el fósforo excretado.

Durante el tiempo de reacción anaerobio y aerobio en el que permanecen BAF se presentan una serie de reacciones bioquímicas las cuales se resumen en las Ec. 3.1 y 3.2 (Sedlak, 1991; Randall, 1994).

Etapas anaerobia



Durante este tiempo las BAF capturan del medio el material carbonoso de fácil asimilación, principalmente AGV para transformarlos y acumularlos en forma de polihidroxibutirato (PHB) o polihidroxivalerato (PHV) en el interior de la célula, utilizando como fuente de energía el ATP generado por el rompimiento de la cadena de polifosfatos. Esto implica la liberación de moléculas de ortofosfatos al medio durante esta fase. Al mismo tiempo el NAD es reducido a NADH, al actuar como receptor de hidrógenos.

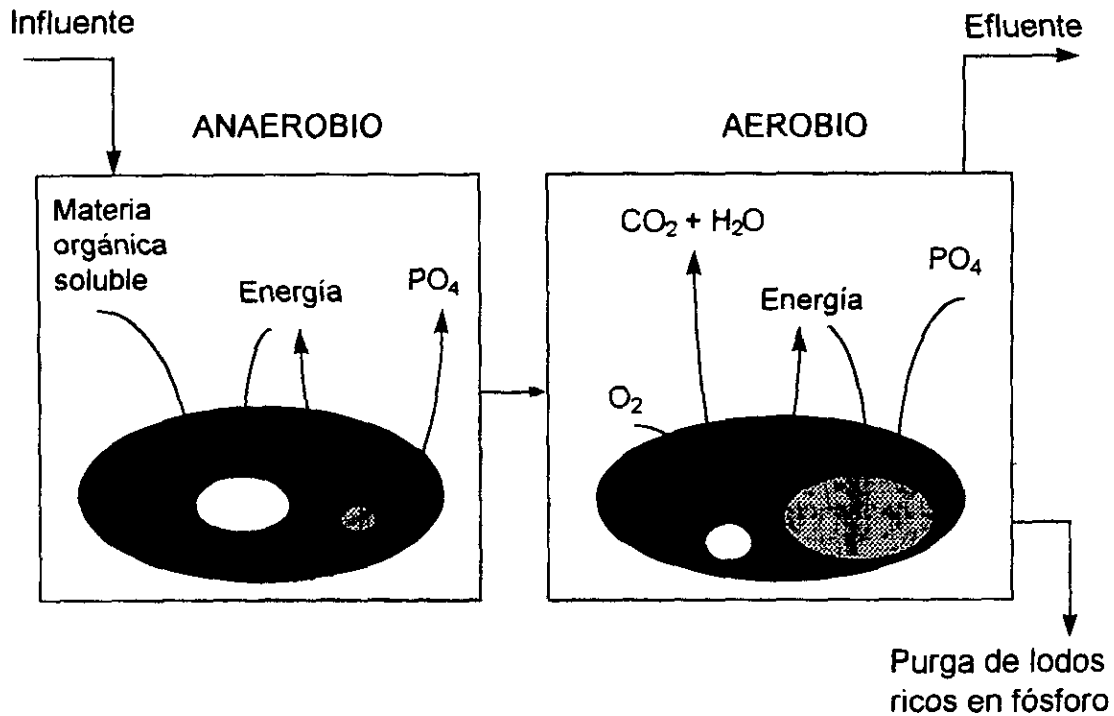


FIGURA 3.1 Metabolismo de las bacterias acumuladoras de fosfatos (Arvin, 1985, modificado)

#### Etapa aerobia



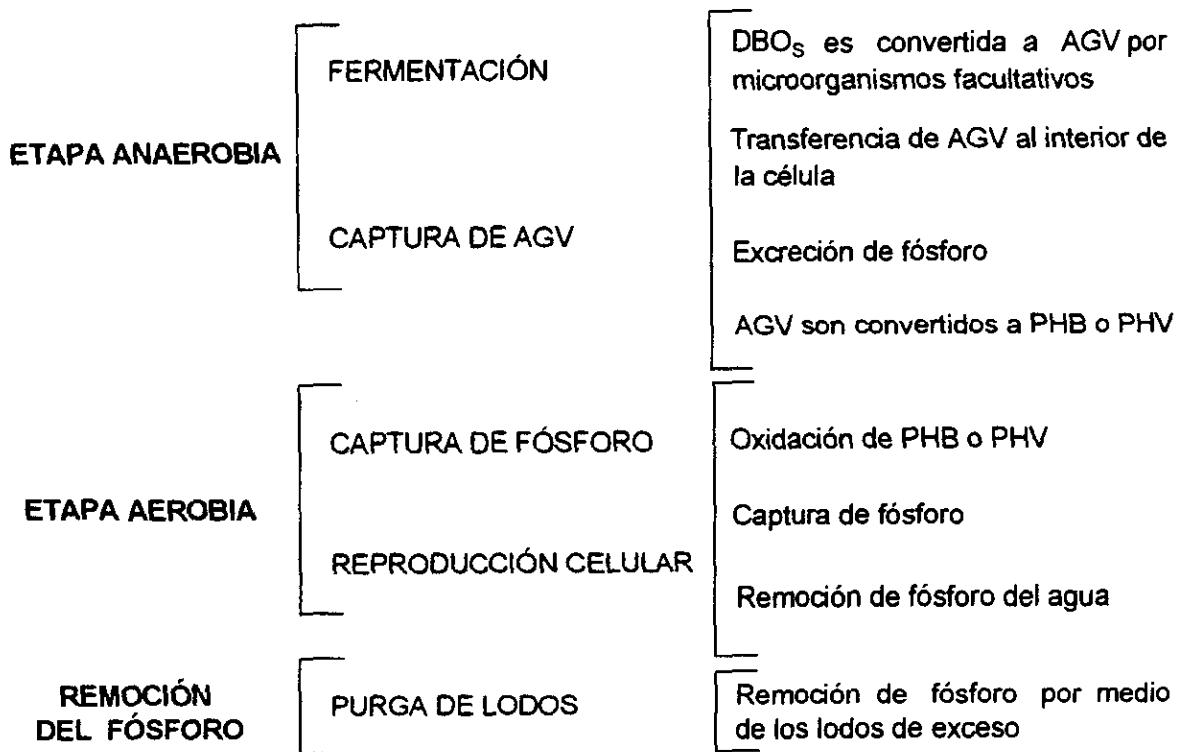
Cuando las bacterias son expuestas a condiciones aerobias utilizan los polímeros (PHB y PHV) acumulados como alimento para crecer y mantenerse, al mismo tiempo que almacenan energía utilizando al oxígeno ( $\text{O}_2$ ) como receptor de electrones, permitiéndoles, este almacenamiento, sobrevivir durante los periodos de ausencia de oxígeno y principalmente tomar ventaja sobre los organismos no almacenadores durante la fase anaerobia. La energía requerida para formación de polifosfatos es menor, comparada con la que necesitan para crecimiento (Wentzel *et al.* 1990). Durante esta reacción, el fósforo es capturado de la solución para formar ATP y acumular energía al mismo tiempo que el NADH es oxidado a NAD.

La remoción del fósforo en el sistema ocurre cuando las células ricas en fósforo son retiradas como lodos de exceso al final del proceso. En el cuadro 3.1 se resumen los procesos que ocurren en un reactor durante la RBF.

### 3.2 MICROORGANISMOS ACUMULADORES DE FÓSFORO

Existen actualmente un gran número de investigaciones llevadas a cabo para conocer más sobre los microorganismos capaces de acumular fósforo. En la literatura se han reportado un gran número de bacterias que almacenan fósforo, siendo el género *Acinetobacter ssp.* el más estudiado por ser el que se encuentra en forma más abundante en plantas para eliminación biológica de fósforo (Fuhs y Chen, 1975; Nicholls y Osborn; 1979; Doria *et al.* 1992). Sin embargo, se sabe que la cantidad de acetato o AGV presentes en los influentes de aguas residuales es casi nula, por lo que los sustratos más comunes llegan en forma de glucosa y otros carbohidratos.

CUADRO 3.1 Etapas durante la remoción biológica de fósforo (Sedlak, 1991)



Algunos autores como Brodisch y Joyner (1983); Löter (1985) consideran que la glucosa y otros carbohidratos son transformados en la etapa anaerobia a AGV por medio de

bacterias fermentadoras, obteniendo como producto principal acetato, el cual es capturado por bacterias posiblemente del género *Acinetobacter* u otro género. Por lo que no se puede considerar esta especie como el único microorganismo capaz de acumular polifosfatos. Al respecto González (1994) menciona que algunos grupos de investigación como, Deinama *et al.* (1980) determinaron un contenido máximo de fósforo de 10 por ciento en cepas de *Acinetobacter* cultivadas en un medio de butirato y lactato. De la misma forma Fuhs y Chen (1975) no lograron observar contenidos de fósforo mayores al 5 por ciento utilizando bacterias del género *Acinetobacter lwoffii* a pesar de cultivarlas en un medio rico en acetato. Al mismo tiempo otros investigadores como Shoda *et al.* (1980) y Tamatami *et al.* (1983) trabajaron con otras cepas diferentes a *Acinetobacter* y encontraron una acumulación de fósforo hasta del 7 por ciento en células de *Arthrobacter globiformis* cultivados en medio glucosado.

En la recopilación que hace Doria *et al.* (1992) sobre bacterias acumuladoras de fósforo, menciona que han sido aisladas en plantas para tratamiento que eliminan nutrientes otros tipos de bacterias diferentes a *Acinetobacter* capaces de acumular polifosfatos, PHB, PHV o glucógeno.

Dentro del tipo de bacterias reportadas capaces de remover fósforo se encuentran: *Pseudomonas vesicularis*, *Klebsiella pneumoniae*, *Aeromonas hydrophila*, *Moraxella ssp.* y *Enterobacter ssp.* Estas especies presentan la característica de que algunas son aerobias estrictas y otras fermentadoras, así como algunas pueden utilizar acetato como fuente de carbono u otro AGV pero, la mayoría pueden metabolizar la glucosa, aminoácidos y otras moléculas orgánicas.

### **3.3 FACTORES QUE AFECTAN LA RBF**

Existen muchos factores que afectan la eficiencia de remoción de fósforo en los sistemas biológicos. Dentro de estos se encuentran los parámetros ambientales, las características de las aguas residuales y el diseño del sistema, entre otros. A continuación se hace una descripción de cada uno.

### 3.3.1 Oxígeno disuelto (OD)

La utilización de condiciones alternadas anaerobia-aerobia es un requisito para llevar a cabo la RBF.

Se han realizado varias investigaciones para evaluar la influencia del OD en la zona anaerobia durante la RBF, entre ellas la de Levin y Shapiro (1965) quienes encontraron que una buena liberación de fósforo se obtiene cuando el oxígeno es igual o menor que 1 mg/l, mientras que Schön *et al.* (1993) reportaron que una buena excreción de fósforo se alcanza con niveles de oxígeno entre 0.1 y 0.5 mg/l dependiendo de las condiciones del lodo.

En la zona aerobia, la capacidad de oxigenación debe ser suficiente para que los microorganismos lleven a cabo la captura del fósforo. Algunos autores reportan que concentraciones por arriba de 1.5 y hasta 3 mg/l son suficientes para que ocurra una alta remoción de fósforo (Randall *et al.* 1992; Sedlak, 1991).

Al respecto, Comeau *et al.* (1987) encontraron que la captura de fósforo puede ocurrir tanto en condiciones aerobias como anóxicas, ya que el oxígeno de los nitratos puede ser empleado como receptor de electrones.

### 3.3.2 Temperatura

La temperatura parece que no juega un papel muy importante en la RBF. Randall *et al.* (1992) hace una recopilación de investigaciones que se han realizado para evaluar la influencia de la temperatura en los procesos, encontrando valores muy variados en cada uno de los reportes. Mamais y Jenkis (1992) mencionan que una buena remoción biológica de fósforo se obtiene en un intervalo de temperaturas que fluctúan entre 5 y 30 °C. Mientras que González y Wilderer (1991) encontraron un efecto insignificante de la temperatura en un intervalo de 15 a 25 °C, empleando reactores discontinuos con biopelícula para la RBF.

### 3.3.3 pH

Existen pocos estudios para evaluar el efecto del pH durante la excreción y captura de fósforo en los sistemas para remoción de nutrientes que se utilizan en el tratamiento de aguas residuales.

Los primeros en investigar esta influencia fueron Levin y Shapiro (1965) y encontraron que el pH óptimo para que las bacterias lleven a cabo la captura de fósforo se encuentra en un rango entre 7 y 8. Mas tarde Tracy y Flammino (1987) estudiaron este mismo fenómeno y encontraron que la captura de fósforo es óptima en intervalos de pH entre 6.6 y 7.4.

Estudios más recientes realizados por Smolders *et al.* (1994) reportaron que a pH bajos durante fase anaerobia se presenta una menor excreción de fósforo que a pH altos, debido a que a pH bajos se requiere menos energía para tomar el sustrato orgánico (acetato), dando como consecuencia bajas excreciones de fósforo. Por esto, durante la fase aerobia muy poca energía es usada para captura de fósforo y la remanente acumulada se emplea para crecimiento celular, incrementando el número de bacterias acumuladoras de fósforo del sistema lo que ayuda a incrementar la eficiencia del proceso.

### 3.3.4 Tiempo de retención celular (TRC)

Uno de los parámetros de diseño de mayor importancia en la RBF es el TRC. El valor utilizado para cada diseño depende del valor de CO. En los sistemas utilizados para la RBF se ha demostrado que cuando el TRC es largo, el porcentaje de captura de fosfatos aumenta ya que se presenta en el sistema un aumento en el número de BAF. Esto ocasiona una disminución de la purga de lodos, lo que trae consigo cambios en las poblaciones bacterianas, proceso que se presenta en función de la relación DBO:P (Barnard, 1984). Randall *et al.* (1992) reportan que TRC entre 3 y 6 días presenta un proceso estable y con buena remoción de fósforo. Tiempos menores no son recomendables debido a que los procesos son muy inestables y presentan baja remoción de fósforo.



### 3.3.5 Tiempo de reacción anaerobio ( $T_{REAC-ANA}$ )

El  $T_{REAC-ANA}$  es un parámetro muy importante que en ocasiones es seleccionado arbitrariamente, en algunos casos se toman de 1 a 2 horas. El  $T_{REAC-ANA}$  tiene que ser suficiente para que las bacteria fermentadoras lleven a cabo el proceso de fermentación y las acumuladoras de fósforo la captura de los AGV. Sedlak (1991) de estudios realizados, reportó que el  $T_{REAC-ANA}$  durante la RBF está en función de la CO. Mientras mayor sea la CO, mayor deberá ser el  $T_{REAC-ANA}$ . Al mismo tiempo, observó que la mayor captura de materia orgánica se presenta durante las dos primeras horas de tratamiento. Al respecto Randall *et al.* (1992) dicen que cuando el  $T_{REAC-ANA}$  es muy largo y la cantidad de AGV en el medio es pequeña, se presenta una excreción de fósforo no asociada a AGV, llamada excreción secundaria de fósforo. Cuando esto ocurre, la acumulación de PHB en la célula es pequeña, afectando el porcentaje de remoción de fósforo en el sistema debido a que los microorganismos no tienen la suficiente energía acumulada para capturar fósforo durante la fase aerobia.

### 3.3.6 Tiempo de reacción aerobio ( $T_{REAC-AER}$ )

Es muy importante mantener las condiciones y los tiempos de retención suficientes en el tanque de aireación para llevar a cabo una buena captura de fósforo. Algunas veces estos tanques se diseñan para llevar a cabo nitrificación, remoción de DBO y captura de fósforo. A través de algunos estudios en SBR se dice que un  $T_{REAC-AER}$  entre 1 y 2 horas es suficiente para obtener una buena eficiencia en el proceso (Sedlak, 1991). Tiempo atrás, Comeau *et al.* (1985) reportaron que el grado de captura de fósforo en la zona anaerobia está en función del material orgánico acumulado en la etapa anaerobia, observando que la captura se presenta dentro de un intervalo entre 10 y 30 mg P/h-l.

### 3.3.7 Características del influente de aguas residuales

La composición de las aguas residuales juega un papel muy importante en los procesos de RBF, especialmente cuando presenta productos orgánicos de fácil asimilación para los microorganismos acumuladores de fósforo.

Las aguas residuales domésticas y algunas industriales presentan relaciones de DBO/P y DBO/N variadas. Cuando estas relaciones presentan valores altos se produce un aumento en la RBF. De la misma forma cuando se suministra una cantidad abundante de material fácilmente biodegradable se produce un aumento en la producción de productos de la fermentación en la zona anaerobia, lo cual trae consigo un aumento en el porcentaje de remoción de los fosfatos (Randall *et al.* 1992).

### **3.3.8 Nitratos (N-NO<sub>3</sub>)**

La presencia de N-NO<sub>3</sub> en las aguas residuales durante la RBN inhiben los procesos de excreción de fósforo en la zona anaerobia, debido a que los microorganismos desnitrificantes consumen AGV para transformar el N-NO<sub>3</sub> a nitrógeno molecular (N<sub>2</sub>), óxido nítrico (NO) y óxido nitroso (N<sub>2</sub>O). Tan pronto como el N-NO<sub>3</sub> son transformados, la liberación de fósforo se lleva a cabo en el medio. El grado de inhibición por N-NO<sub>3</sub> en un sistema continuo con lodos activados puede estimarse por la concentración de N-NO<sub>3</sub> presente en el lodo de retorno. En un estudio realizado por Wentzel *et al.* (1990) mencionan que cuando se recicla 1 mg de O<sub>2</sub> y 1 mg N-NO<sub>3</sub> al reactor anaerobio, 3 y 8.6 mg de DQO son utilizados. Esto provoca una reducción del sustrato disponible para las bacterias acumuladoras de fósforo, ocasionando por lo tanto una reducción en la liberación, captura y remoción de fósforo en el sistema.

### **3.3.9 Ácidos grasos volátiles (AGV)**

La cantidad y tipos de AGV presentes en los influentes de aguas residuales que llegan a la fase anaerobia durante los procesos de RBF son muy importantes, ya que como se explicó con más detalle en el capítulo uno, estos son los sustratos preferidos por las BAF y depende mucho de su presencia en el influente para aumentar o disminuir la eficiencia del proceso.

#### **4. ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE NITRÓGENO (EBN)**

Los compuestos de nitrógeno que se encuentran presentes en los influentes de las aguas residuales se pueden eliminar por medio de procesos de tratamiento químico, físico y biológico. Experiencias a nivel internacional indican que la forma más económica y limpia de eliminar compuestos nitrogenado inorgánicos de aguas residuales, es por medio de la manipulación de comunidades de bacterias para oxidar el amonio a nitratos (nitrificación) y posteriormente, reducir los nitratos a nitrógeno molecular (desnitrificación).

En este capítulo de encuentra descrita la eliminación biológica de nitrógeno durante el tratamiento de las aguas residuales.

## 4.1 NITRIFICACIÓN

El proceso de la nitrificación se define como la oxidación biológica de amoniaco (amonio) a nitratos con formación de nitritos como producto intermedio, llevado a cabo por bacterias aerobias que utilizan el oxígeno como receptor de electrones.

Dentro de la nitrificación biológica se considera que los procesos quimiolitotróficos son los más importantes. No obstante, existen cierto número de organismos heterotróficos que producen nitritos o nitratos a partir de compuestos orgánicos e inorgánicos, utilizando mecanismos que no son necesariamente oxidantes.

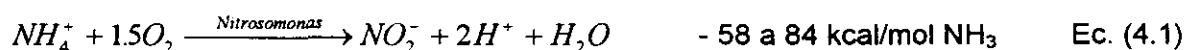
Al respecto González (1996) dice que, desde el punto de vista biotecnológico, los grupos de bacterias nitrificantes quimiolitótrofas son más importantes debido a que el número de ellas, presentes en el suelo y en el agua, sobrepasan en cantidad a las heterótrofas y como consecuencia la capacidad de las transformaciones.

### 4.1.1 Bioquímica

La oxidación microbiana del amoniaco y de los iones amonio, se realiza en dos etapas por diferentes especies de bacterias. La primera etapa es la oxidación de los iones de amonio a nitritos. Cuando esta reacción se lleva a cabo por bacterias del género *Nitrosomonas* involucra la presencia de oxígeno molecular el cual actúa de dos formas: por incorporación directa del sustrato y como receptor de electrones.

En la segunda etapa, los nitritos se oxidan a nitratos. En estudios realizados por Aleem *et al.* (1965) demostró que el oxígeno utilizado para oxidar el nitrito proviene del agua, por lo que el oxígeno molecular se utiliza como receptor de electrones de los procesos metabólicos de *Nitrobacter*.

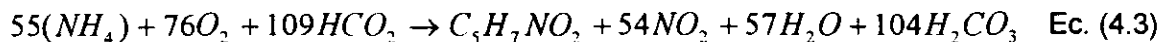
Las reacciones bioquímicas que se presentan en el proceso son:



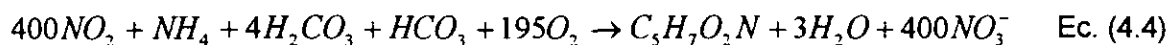


Asumiendo que la composición celular de *Nitrosomonas* y *Nitrobacter* puede ser representada como  $C_5H_7NO_2$  la estequiometría del crecimiento celular y oxidación para cada una de estas bacterias puede ser representada de la siguiente manera (Barnes y Bliss, 1983; González, 1996 ).

#### *Nitrosomonas*



#### *Nitrobacter*



De acuerdo con estas relaciones, la oxidación de un mg de nitrógeno amoniacal produce 0.15 mg de biomasa (*Nitrosomonas*), mientras que por cada mg de nitrito oxidado se producen 0.20 mg de biomasa (*Nitrobacter*). En resumen, por cada 20 mg de amonio oxidado se producen 1.8 mg de células de bacterias nitrificantes.

### 4.1.2 Microbiología

Está comprobado que la nitrificación autótrofa se lleva a cabo por dos grupos de bacterias quimilitótrofas: uno que deriva su energía para la síntesis celular de la oxidación de amonio y el otro de la oxidación de nitratos. Siendo los géneros *Nitrosomonas* y *Nitrobacter* los mas importantes. Comúnmente sólo se reconocen dos especies *Nitrosomonas europae* y *Nitrobacter winogradsky* aunque existen otros géneros como son *Nitrospira*, *Nitrocystis*, *Nitrosoglea*, *Nitrococcus*, *Nitrospina* y *Nitrobacter agilis* (Alexander, 1980; Winkler, 1986). En la tabla 4.1 se observan algunas condiciones de crecimiento, así como el hábitat de algunas bacterias nitrificantes quimiolitótroficas.

Actualmente se ha establecido la nitrificación heterótrofa como un fenómeno microbiano común, llevado a cabo por bacterias nitrificantes heterótrofas entre los que se incluyen los géneros *Pseudomonas*, *Bacillus*, *Nocardia*, *Arthrobacter* y *Streptomyces* (Winkler, 1986; Garzón, 1995).

**TABLA 4.1** Géneros de bacterias quimiolitótropas nitrificantes (González, 1996, modificado).

Organismo	Condiciones de crecimiento	Hábitat
Oxidantes de amonio		
<i>Nitrosomonas</i>	5 - 40 °C, pH 5.8 - 9.5	suelo, agua dulce y salada
<i>Nitrospira</i>	25 - 30 °C, pH 7.5 - 8.0 óptimos	suelo, no crece en agua salada
<i>Nitrosococcus</i>	2 - 30 °C, pH 6.0 - 8.0	suelo, agua dulce y salada
<i>Notrosolobus</i>	15 - 30 °C, pH 6.0 - 8.2	suelo
Oxidantes de nitritos		
<i>Nitrobacter</i>	5 - 40 °C, pH 5.7 - 10.2	suelo, agua dulce y marina
<i>Nitrospina</i>	20 - 30 °C, pH 7.0 - 8.0	agua salada
<i>Nitrococcus</i>	20 - 30 °C, pH 6.0 - 8.0	agua salada

#### 4.1.3 Factores que afectan la nitrificación

Existen una serie de factores que influyen en el proceso de nitrificación entre ellos se citan los siguientes:

##### 4.1.3.1 Oxígeno disuelto (OD)

El oxígeno es un requerimiento obligatorio para todas las bacterias involucradas en el proceso de nitrificación. Randall *et al.* (1992) informan que para realizar este proceso es necesario que la concentración de OD en el medio sea mayor de 0.3 mg/l, aunque la mayoría de las investigaciones revisadas reportan concentraciones en un intervalo entre 1 y 3 mg/l. Para garantizar que la nitrificación se lleve a cabo sin restricciones, es necesario alcanzar en el reactor niveles superiores a 3 mg/l. Okun (1978) reporta que

una concentración de OD cercana a 33 mg/l no inhibe la nitrificación, sin embargo se han realizado algunos trabajos en el Water Research Center en el que descubrieron que concentraciones de OD entre 20 y 25 mg/l inhiben la nitrificación (Winkler, 1986).

#### 4.1.3.2 pH

Los reportes de los efectos del pH sobre la nitrificación son muy variables, sin embargo se generaliza que las nitrificantes (*Nitrosomonas* y *Nitrobacter*) prefieren condiciones ligeramente alcalinas con un ámbito óptimo de pH de 7.5 a 8.5, y se inhiben a un pH por abajo de 6 y superior a 9.5. Esto se explica debido a que valores de pH ligeramente alcalinos desplazan el equilibrio de amoniaco a amonio, siendo ésta la molécula que oxida *Nitrosomonas* (Barnes y Bliss, 1983; González, 1996).

#### 4.1.3.3 Temperatura

La nitrificación se ve marcadamente afectada por la temperatura; se ha confirmado que por abajo de 5 °C y por encima de 40 °C la tasa de reacción es muy lenta. El incremento de la temperatura a partir de los extremos más bajos produce una oxidación más rápida del amonio hasta que se alcanza el óptimo entre un rango que fluctúa entre 28 y 32 °C (Alexander, 1980; Garzón, 1995; González, 1996).

#### 4.1.3.4 Tóxicos e inhibidores

Las bacterias nitrificantes quimiolitotróficas son organismos extremadamente sensibles cuando son expuestos a sustancias tóxicas como metales pesados (mercurio, níquel, zinc, cromo), cianuro, compuestos halogenados, fenoles, mercaptanos y tiourea (Barnes y Bliss, 1983).

#### 4.1.3.5 Carga orgánica (CO) y tiempo de retención celular (TRC)

El grado de nitrificación es dependiente de la CO y TRC. Cargas orgánicas bajas comprendidas entre 0.10 y 0.15 kgDBO/SST·d proporcionan un buen grado de nitrificación, ya que el TRC obtenido con estas cargas se encuentra entre 5 y 6 días,

tiempo suficiente para que las bacterias nitrificantes se establezcan en el sistema, debido a que presentan tiempo de duplicación grandes.

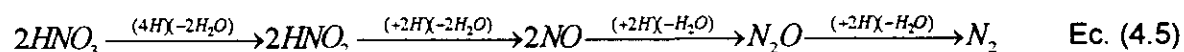
Investigaciones realizadas por Young *et al.* (1977) informan que necesitó un TRC de 16 a 18 días para lograr la nitrificación a temperaturas de 10 a 13 °C. Winkler (1989) reporta que entre 5 y 20 días de TRC son suficientes para garantizar el establecimiento de bacterias desnitrificantes en el sistema, aunque éste es dependiente de la temperatura.

## 4.2 DESNITRIFICACIÓN

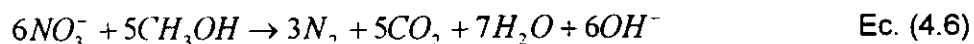
La desnitrificación es el proceso por el cual los microorganismos reducen los nitratos y nitritos como medio para obtener oxígeno, liberando nitrógeno molecular.

### 4.2.1 Bioquímica

El tipo de productos formados en el proceso de desnitrificación es dependiente de la capacidad que presenten los microorganismos para producir las enzimas que lleven a cabo la conversión de los nitratos hasta nitrógeno molecular y bióxido de nitrógeno. Algunas bacterias carecen de nitrato reductasa por lo que solamente pueden reducir nitritos. Las que poseen las reductasas necesarias para reducir los nitratos a nitrógeno molecular realizan la desnitrificación de acuerdo con la siguiente reacción:



Como se trata de un mecanismo respiratorio, es necesario un sustrato oxidable que suministre energía. Cuando el metanol se utiliza como sustrato, la reacción se lleva a cabo de la siguiente manera:





#### 4.2.2 Microbiología

Una amplia variedad de organismos aerobios y facultativos pueden efectuar la desnitrificación, los cuales utilizan a los nitratos como receptor de electrones en ausencia de oxígeno molecular disuelto. De este modo las especies activas crecen aeróbicamente sin nitratos o anaeróbicamente en presencia de éste.

Se han identificado un gran número de microorganismos capaces de llevar a cabo este proceso. Rheinheimer *et al.* (1988) presentan una lista de microorganismos nitrificantes aerobios y facultativos los cuales se muestran en la tabla 4.2.

**TABLA 4.2** Organismos aislados de medios acuáticos naturales que pueden reducir óxidos de nitrógeno (Rheinheimer *et al.* 1988)

Organismos que solamente pueden reducir $NO_3^-$ a $NO_2^-$	Organismos que pueden desnitrificar $NO_3^- \rightarrow NO_2^- \rightarrow NO \rightarrow N_2O \rightarrow N_2$	
<i>Arthrobacter</i>	<i>Achoromobacter cycloclastes</i>	<i>Propionibacterium pentosaceum</i>
<i>Bacillus</i>	<i>A. liquefaciens</i>	<i>Pseudomonas aeruginosa</i>
<i>Chromobacterium</i>	<i>Acinetobacter spp.</i>	<i>Ps. aureofaciens</i>
<i>Corynebacterium</i>	<i>Alcaligenes denitrificans</i>	<i>Ps. chlororaphis</i>
<i>Erwinia</i>	<i>A. faecalis</i>	<i>Ps. denitrificans</i>
<i>Flavobacterium</i>	<i>A. odorans</i>	<i>Ps. fluorescens</i>
<i>Micrococcus</i>	<i>A. psychrophyllum</i>	<i>Ps. mallei</i>
<i>Micromonospora</i>	<i>Bacillus acotoformans</i>	<i>Ps. mendocina</i>
<i>Mycobacterium</i>	<i>Bac. pasteurii</i>	<i>Ps. perfectomarinus</i>
<i>Proteus</i>	<i>Chromobacterium lividum</i>	<i>Ps. picketii</i>
<i>Pseudomona</i>	<i>C. violaceum</i>	<i>Ps. pseudoalcaligenes</i>
<i>Rhizobium</i>	<i>Corynebacterium</i>	<i>Ps. pseudoflava</i>
<i>Salmonella</i>	<i>Flavobacterium spp.</i>	<i>Ps. pseudomallri</i>
<i>Shigella</i>	<i>Halobacterium marismortui</i>	<i>Ps. solonacearum</i>
<i>Staphylococcus</i>	<i>Hyphomicrobium spp.</i>	<i>Ps. stutzeri</i>
<i>Streptomyces</i>	<i>Kingella denitrificans</i>	<i>Rhodopseudomona spaeroides</i>
<i>Vibrio</i>	<i>Moraxella</i>	<i>Spirillum lipoferum</i>
	<i>Paracoccus denitrificans</i>	<i>Sp. psychophillum</i>
		<i>Thiobacillus denitrificans</i>
		<i>Xanthomonas</i>

## **4.2.3 Factores que afectan la desnitrificación**

Existen una serie de factores que afectan la desnitrificación en los sistemas biológicos. Dentro de ellos se encuentran los siguientes:

### **4.2.3.1 Temperatura**

Los microorganismos desnitrificantes llevan a cabo este proceso en un ámbito de 0 a 50 °C con un óptimo entre 35 y 40 °C (Barnes y Bliss, 1981).

### **4.2.3.2 pH**

Muchas de las bacterias que realizan la desnitrificación son sensibles a concentraciones elevadas del ion hidrógeno. Esta reacción se lleva a cabo en un rango de valores de pH entre 4 y 9.5, encontrando el óptimo en un pH neutro o ligeramente alcalino (6.5 a 8). Este valor varía de acuerdo con los organismos presentes en el sistema (Barnes y Bliss, 1981).

### **4.2.3.3 Oxígeno disuelto (OD)**

La presencia de OD en los sistemas biológicos desnitrificantes es indeseable, debido a que compite con los nitratos, inhibiendo al mismo tiempo la formación de enzimas desnitrificantes necesarias para llevar a cabo este proceso. Al respecto Garzón (1995) reporta que la desnitrificación se inhibe a concentraciones pequeñas de OD. Investigaciones realizadas por Dawson y Murphy (1972) encontraron que una concentración de 0.2 mg/l es suficiente para inhibir la desnitrificación en un sistema de lodos activados.

### **4.2.3.4 Inhibidores**

Aparte del oxígeno, de los extremos de pH y temperatura, Francis y Hencher (1981) informan que concentraciones de 0.5 mg/l de amoníaco y níquel, así como altas concentraciones de calcio inhiben los procesos biológicos de desnitrificación.

## **5. REACTORES DISCONTINUOS**

El mercado mundial dentro de la rama de la ingeniería ambiental presenta una amplia gama de tecnologías para tratamiento de aguas residuales. Dentro de esta área se encuentran los reactores discontinuos, mejor conocidos como SBR (Sequencig Batch Reactor) con lodos activados o biopelículas, los cuales presentan la ventaja de que todo el proceso se lleva en un sólo tanque.

A continuación se describe esta tecnología, sus características de operación y diseño, así como sus posibles aplicaciones dentro del campo de la ingeniería ambiental, principalmente en el tratamiento de las aguas residuales.

## 5.1 INTRODUCCIÓN

" El SBR es uno de los muchos procesos cíclicos que emergen desde una atmósfera que fomenta la investigación creativa y el desarrollo. Esta es una tecnología que demanda una comprensión fundamental entre la ciencia y la aplicación creativa de los ingenieros " (Irvine, 1996).

Los rectores de llenado y vaciado, mejor conocidos ahora como intermitentes, de operación discontinua, SBR o de tratamiento por lotes tuvieron el primer resurgimiento notable dentro del tratamiento biológico de aguas residuales a principios de los años cincuenta en los Estados Unidos de Norteamérica (Irvine y Busch, 1979).

El segundo y último resurgimiento fue encabezado por Irvine y Davis de la Universidad de Notre Dame, Indiana, E.U.A. en 1971, quienes definieron la operación de los reactores discontinuos como una nueva aplicación de las configuraciones utilizadas para el desarrollo de los reactores de llenado y vaciado.

Algunos autores como Arora *et al.* (1985) afirman que los reactores discontinuos llevan a cabo un mejor grado de tratamiento que los sistemas de flujo continuo.

Existen otros investigadores que también han sobresalido por sus trabajos utilizando esta tecnología. Entre ellos encontramos a Goronszy (1977) con sus trabajos de sistemas de aireación extendida en reactores discontinuos; Wilderer (1984) quien empleó esta tecnología en el tratamiento de efluentes industriales y caudales variables de las aguas residuales; Garzón y González (1996) quienes emplearon SBR con biopelículas para la eliminación de nutrientes, entre otros.

Actualmente a finales de siglo, esta tecnología sigue teniendo grandes avances, tal y como lo demuestra la conferencia llevada a cabo en Munich, Alemania, 1996, donde se presentaron un gran número de investigaciones que utilizan la tecnología de reactores discontinuos para el tratamiento de efluentes contaminados.

Los reactores discontinuos aumentarán su aplicación dentro de esta área, debido a que "el SBR es un sistema simple que trabaja " (Irvine, 1996).

## 5.2 COMPONENTES DEL SISTEMA DE REACTORES DISCONTINUOS

Los principales componentes de un reactor discontinuo son: tanque, alimentación (influyente), decantador (efluente), mezclado, sistema de aireación, controlador automático (Ketchum, 1996). En la figura 5.1 se observa un reactor discontinuo con sus componentes principales.

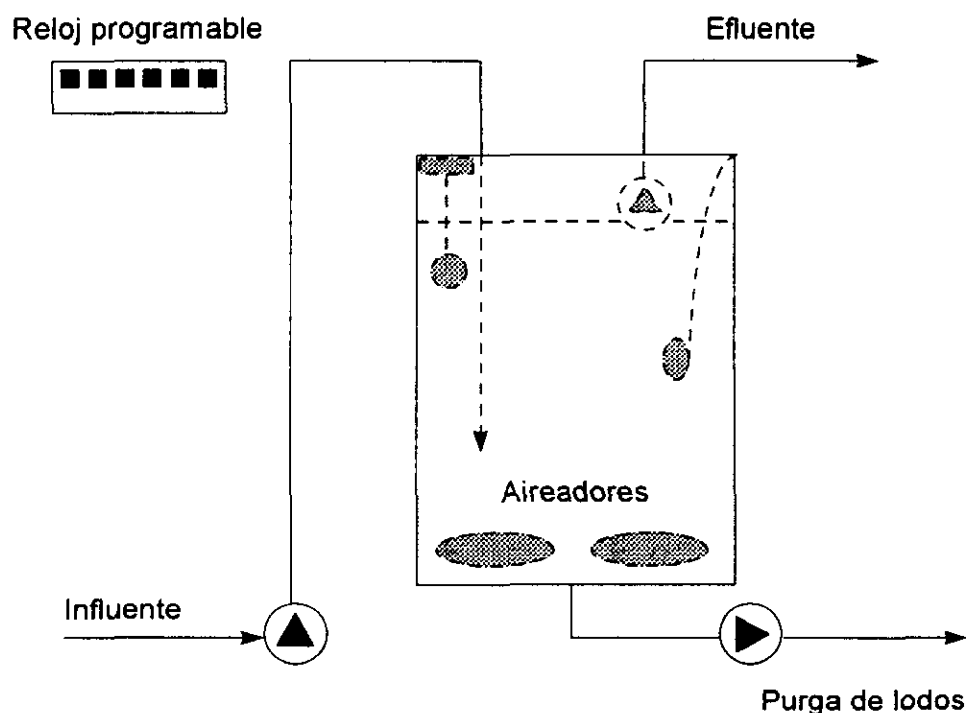


FIGURA 5.1. Diagrama de un reactor discontinuo

### 5.2.1 Tanque

Los tanques utilizados en los sistemas de reactores discontinuos son relativamente profundos. La forma puede ser circular, rectangular o alargada. Los sistemas para tratamiento de aguas municipales se diseñan generalmente con tanques de concreto, ya que esto favorece el diseño. Sin embargo, algunos sistemas municipales e industriales

utilizan tanques de acero inoxidable de forma cilíndrica, los cuales son apropiados para controlar la corrosión además de que presentan largos periodos de vida útil.

### **5.2.2 Entrada (influyente)**

El influente es bombeado directamente al reactor discontinuo a través de un dispositivo de válvulas automáticas. El punto de alimentación se establece dependiendo del objetivo del tratamiento, algunos lo hacen cerca de la superficie, otros cerca de la pared o por abajo de la biomasa. En algunos casos se utiliza un sistema de distribución de tubos para hacer más uniforme el influente a través de la biomasa.

### **5.2.3 Decantación (efluente)**

Existe una gran variedad de mecanismos de decantación para remover el sobrenadante tratado. El decantador de algunos sistemas de lodos activados, se diseña con bombas sumergibles unidas a flotadores para evitar el arrastre de lodos en el efluente, mientras que algunos sistemas con biopelícula sumergida utilizan una bomba centrifuga en la parte inferior.

### **5.2.4 Mezclado**

Muchos sistemas con reactores discontinuos emplean para mezclar un sistema mezclador-aireador sumergible; sin embargo, los difusores o los sistemas de aireación mecánica se usan para obtener una mezcla completa. Aunque en ocasiones se requiere una bomba de recirculación para proporcionar el mezclado durante las fases anóxicas y anaerobias en la eliminación de nutrientes.

### **5.2.5 Controlador automático**

El controlador automático puede ser simple, diseñado para operarse desde un reloj programable y electroniveles, esto sirve para tener un mejor control durante la operación del reactor.

## **5.3 CARACTERÍSTICAS DE OPERACIÓN Y DISEÑO DE LOS SBR**

Son muchas las variaciones que presentan las aguas residuales que llegan a una planta para tratamiento. Cuando se utilizan reactores discontinuos, para llevar a cabo la eliminación de contaminantes presentes, es muy importante considerar la influencia de las características hidráulicas y bioquímicas, ya que estos factores pueden disminuir la calidad del tratamiento. A continuación se describen las características que deben considerarse en la operación y diseño de los reactores discontinuos.

### **5.3.1. Características hidráulicas**

#### **5.3.1.1 Caudal cambiante**

En la mayoría de los casos, los caudales generados de aguas negras son muy variados. Se presentan altas variaciones entre los caudales máximos y mínimos y algunas veces estos son intermitentes, por lo que estos casos el reactor discontinuo tiene que ser diseñado para amortiguar estos cambios.

#### **5.3.1.2 Estratificación del reactor**

El reactor discontinuo, diseñado para el tratamiento de aguas residuales con biomasa suspendida, puede ser estratificado con base en los volúmenes de trabajo. Estos se encuentran en función de la CO de operación y diseño del reactor, dentro de los cuales encontramos los siguientes:

- a) Volumen de llenado (caudal de agua tratada por ciclo).
- b) Volumen de lodos (volumen que ocupan los lodos después de la sedimentación).
- c) Volumen remanente (volumen intermedio más volumen de lodos).
- d) Volumen de reacción (volumen total del reactor menos el volumen de bordo libre).

#### **5.3.1.3 División del ciclo**

Un ciclo de operación dentro del proceso de tratamiento en un reactor discontinuo se

compone de diferentes etapas o tiempos. Dentro de estas se encuentran: llenado, sedimentación o reposo, decantación o vaciado y reacción. La duración de cada una de las etapas dependerá de los objetivos del tratamiento.

#### 5.3.1.4 Número de reactores

El número de reactores discontinuos en un sistema depende de la curva de volúmenes acumulados de agua diaria y la decisión puede ser entre un sólo reactor grande o varios pequeños (González, 1994).

### 5.3.2 Características bioquímicas

#### 5.3.2.1 Carga orgánica aplicada

González (1994) considera el concepto de carga orgánica aplicada al iniciarse el periodo de aireación. Sin embargo aquí se considera al iniciar el tiempo de reacción, definiendo esta para el reactor discontinuo como el cociente que resulta de dividir la cantidad en peso de material carbonoso presente en al agua residual alimentada, entre el producto que resulta de multiplicar la cantidad en peso de biomasa suspendida por el tiempo de reacción. La ecuación 5.1 muestra la forma de determinación de la carga orgánica.

$$C.O. = \frac{V_{LL}}{V_T} \cdot \frac{S_0}{SST \cdot T_{REAC}} \quad \text{Ec. (5.1)}$$

donde,

$V_{LL}$  = Volumen de cambio o de llenado.

$V_T$  = Volumen total del reactor.

$S_0$  = Concentración de materia orgánica en el influente medida como  $DQO_T$ .

$SST$  = Concentración de sólidos suspendidos totales en el licor mezclado.

$T_{REAC}$  = Tiempo de reacción.

Es importante hacer énfasis en la definición anterior porque el tratamiento en este tipo de reactores es un proceso en continuo cambio, es decir, se desarrolla bajo régimen no



permanente, durante el cual en la fase de llenado se incrementa la cantidad de sustrato mientras que en la etapa de reacción disminuye.

#### 5.3.2.2 Rapidez de utilización de oxígeno

El estado transitorio de los reactores de operación discontinua influye en la rapidez de los microorganismos en suspensión para utilizar el oxígeno disuelto.

Cuando inicia la fase de reacción con aireación bajo el régimen de mezcla completa, la cantidad de material carbonoso por unidad de biomasa es grande, por consecuencia la rapidez para utilizar el sustrato es tan altas, que la demanda para la utilización de oxígeno excede la capacidad para transferencia de oxígeno del equipo correspondiente y por lo tanto, la concentración de oxígeno disuelto durante esta fase permanecen iguales o cercanos a cero. Una vez que comienza a disminuir la cantidad de materia orgánica por unidad de biomasa, también declina la tasa de utilización de sustrato y empieza a aumentar la concentración de oxígeno disuelto hasta que, más tarde, una vez concluida la degradación de los contaminantes, alcanza sus valores máximos (McWhorter, 1992).

En los reactores discontinuos la tasa de utilización de oxígeno cambia a lo largo de cada ciclo de operación (González, 1994).

#### 5.3.2.3 Tiempo de retención celular (TRC)

Es muy importante, mantener dentro del reactor, la cantidad de microorganismos que se requieren para cumplir con los objetivos del tratamiento. Este parámetro es una variable dependiente de la carga orgánica aplicada. Cuando ésta es baja entonces el TRC es alto; mientras que para una carga orgánica alta el TRC es bajo.

#### 5.3.2.4 Duración del ciclo

El tiempo de duración del ciclo es también conocido como TRH. González (1994) explica que la duración del ciclo depende de los siguientes factores:

- a) Tiempo de llenado.
- b) Cantidad y tipo de contaminante que entra por unidad de tiempo.
- c) Calidad requerida del efluente.
- d) Tiempo de reposo.
- e) Tiempo de vaciado.

McWroter (1992) indica que la duración del ciclo del reactor discontinuo puede variar desde tres hasta más de veinticuatro horas. Sin embargo un sobre diseño del TRH puede acarrear problemas como el crecimiento de organismos filamentosos, los cuales presentan como característica el que son difíciles de sedimentar (Brenner *et al.* 1992; Nakazawa y Tanaka, 1991).

## **5.4 OBJETIVOS DEL TRATAMIENTO DE LAS AGUAS RESIDUALES**

En un principio se diseñó el reactor discontinuo para eliminar materia orgánica solamente; pero debido a que presenta condiciones de operación apropiadas para la remoción de otros nutrientes junto con el carbono, se observan ahora un número de modificaciones del sistema original. Se puede diseñar dependiendo de los objetivos del tratamiento pudiendo así eliminar carbono, fósforo y nitrógeno al mismo tiempo y en el mismo reactor. Actualmente existen una serie de arreglos de operación que permiten eliminar cada uno de estos compuestos, dependiendo de las características del influente. Dentro de estos arreglos se presentan algunas de las alternativas:

### **5.4.1 Remoción de materia orgánica**

Cuando se pretende remover solamente materia orgánica presente en las aguas residuales, el reactor discontinuo presenta una simple secuencia de operación como se observa en la figura 5.2. esta inicia con una etapa de llenado, seguido por un tiempo de reacción aireado, periodo durante en el que se mantiene un régimen de mezcla completa, para continuar posteriormente con una etapa de sedimentación y finalmente proseguir con la decantación del efluente clarificado.

#### **5.4.2 Remoción de fósforo, carbono y nitrógeno**

Para llevar a cabo la eliminación biológica de fósforo en un reactor discontinuo, es necesario iniciar el proceso del tratamiento con una etapa de llenado bajo régimen de mezcla completa, para desnitrificar y continuar posteriormente una etapa de mezclado anaerobia, que favorezca la liberación del fósforo y un alto consumo de material orgánico. Posteriormente se somete el reactor a una fase de aireación para llevar a cabo la captura del fósforo y nitrificación (González, 1989; Wilderer, 1991; Muñoz y González, 1996).

### **5.5 APLICACIONES**

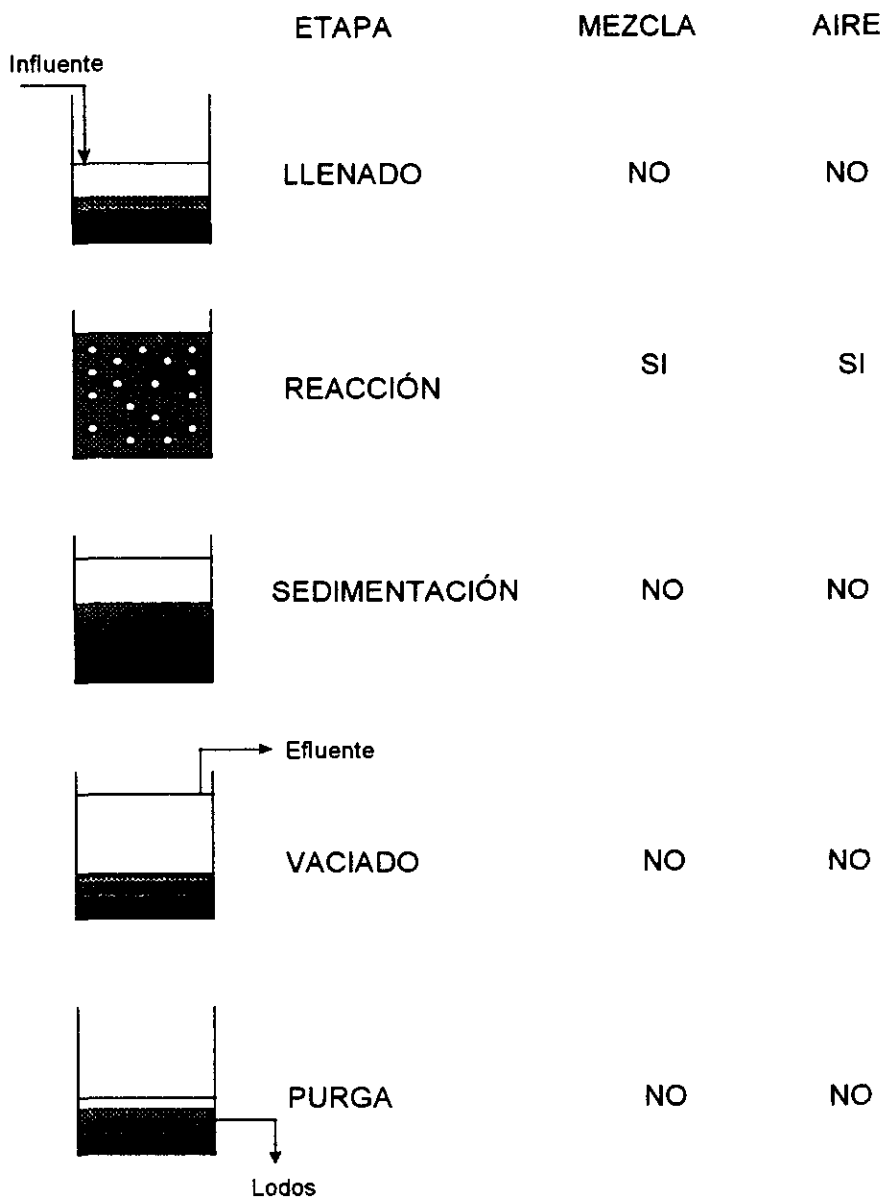
Dada su facilidad de operación y debido al auge que ha tenido en los últimos años, esta tecnología de reactores discontinuos está siendo aplicada actualmente en el campo de la ingeniería ambiental. Dentro de los procesos en los que se está aplicando actualmente la tecnología SBR se encuentran los siguientes:

- a) Tratamiento de aguas residuales municipales e industriales (Hirl e Irvine, 1996; Artan *et al.* 1996; Becker, 1996).
- b) Remoción biológica de nutrientes (González y Wilderer, 1991; Umble y Ketchum, 1996; Bernal *et al.* 1996; Cuevas *et al.* 1996).
- c) Tratamiento de lixiviados (Döllerer y Wilderer, 1996).
- d) Biorremediación in-situ de suelos contaminados con compuestos orgánicos (Irvine, 1993; Cassidy e Irvine, 1996).

### **5.6 VENTAJAS Y DESVENTAJAS**

La tecnología SBR presenta algunas ventajas, tal como lo citan Norcross (1992); McWhorter (1992); González (1994) en sus trabajos sobre tratamiento de aguas residuales donde emplearon este tipo de reactores. Dentro de estas ventajas se mencionan las siguientes:

- a) Presentan mayor flexibilidad para ajustar las condiciones de operación.
- b) Aceptan altas concentraciones de contaminantes, permaneciendo estables bajo condiciones cambiantes de caudal y de concentración de contaminantes.
- c) Operan con más alta eficiencia de transferencia de oxígeno durante gran parte de la fase de aireación.
- d) Son capaces de producir lodos más sedimentables por su capacidad para inhibir el crecimiento de organismos filamentosos.



**FIGURA 5.2** Etapas del ciclo de tratamiento para la remoción de materia orgánica en un reactor discontinuo

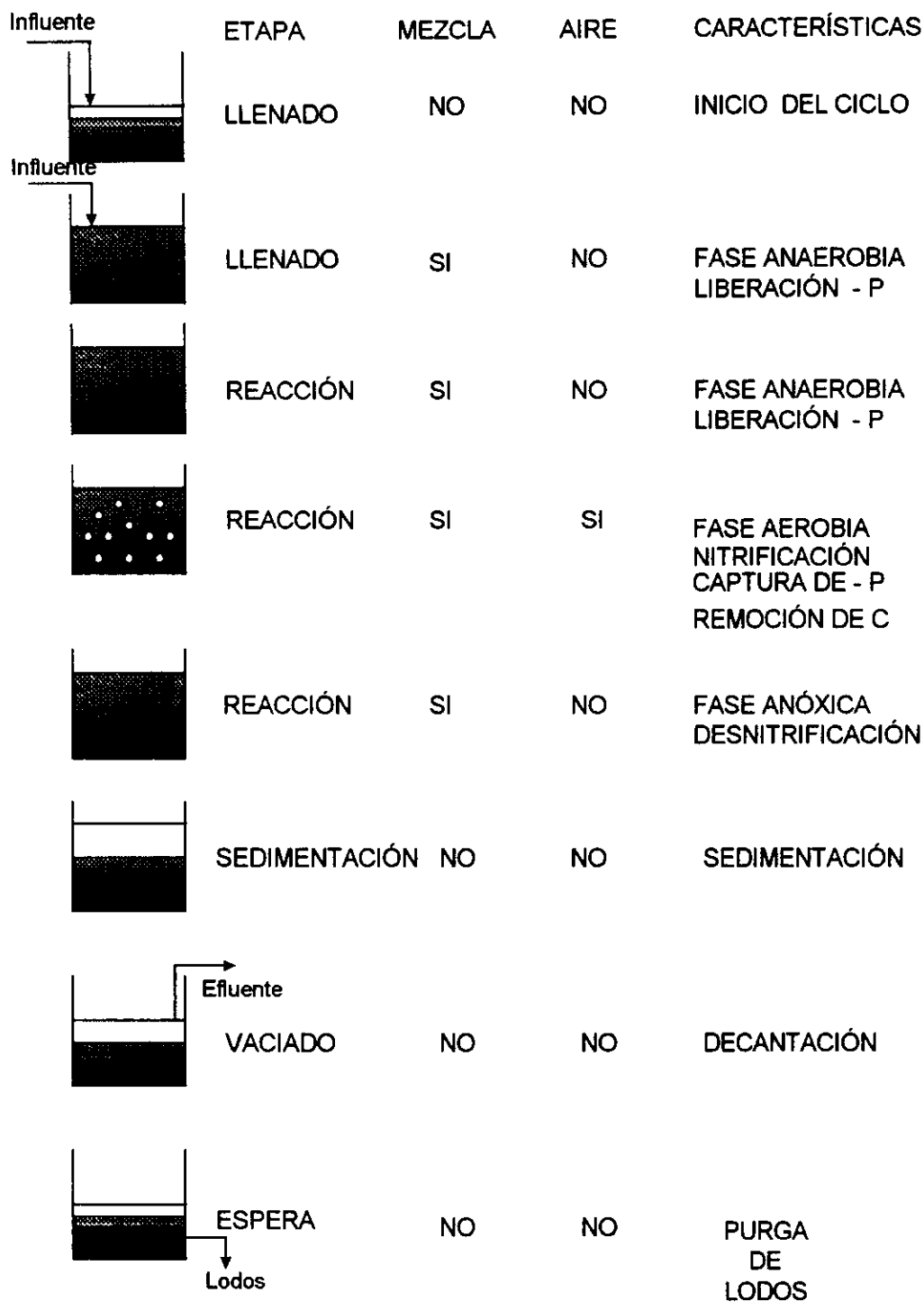


FIGURA 5.3 Remoción biológica de fósforo, nitrógeno y carbono (Irvine *et al.* 1983, modificado)

- e) No requieren tanque de sedimentación secundario.
- f) No necesitan los sistemas de bombeo para la recirculación de lodos.
- g) Tienen capacidad para remover fósforo y nitrógeno junto con material carbonoso.
- h) Permiten el tratamiento de aguas residuales con concentraciones medias a altas, 500 a 3000 mgDBO/l, gracias a la facilidad que tiene para ajustar los tiempos de reacción bioquímica y diluir el agua residual, con lo cual se controla la carga orgánica aplicada.

El mismo McWhorter (1992) afirma que no todo son ventajas en los reactores discontinuos, sino que también presentan algunas desventajas. Dentro de estas se citan las siguientes:

- a) Gran pérdida de carga hidráulica en el reactor debido al nivel variable de agua tratada durante cada ciclo.
- b) Posibilidad de requerir un volumen total mayor que el que requiere un sistema de flujo continuo para tratamiento de aguas residuales.

## **6. MATERIALES Y MÉTODOS**

En todo trabajo experimental es importante hacer un planteamiento que permita desarrollar de la mejor manera la investigación que se llevará a cabo, así como de alcanzar los objetivos trazados.

En esta parte del trabajo se encuentran descritas las etapas de experimentación, las características de los reactores experimentales, muestreos realizados, parámetros de operación utilizados en los reactores y análisis fisicoquímicos efectuados a las muestras. Al mismo tiempo se presenta una caracterización del agua del influente durante todo el tiempo que duró la etapa experimental.

## **6.1 PLAN GENERAL DE EXPERIMENTACIÓN**

La realización de este proyecto de investigación se llevó a cabo en tres etapas experimentales. A continuación se definen cada una de ellas:

Etapa I. Arranque y estabilización de los procesos. Durante esta etapa se configuraron y arrancaron dos reactores discontinuos en paralelo: uno para la producción de AGV (fermentación de agua residual) y el otro como SBR para tratamiento de agua residuales con eliminación de nutrientes. Los dos fueron operados hasta alcanzar una operación estable.

Etapa II. Perfil de producción de AGV y eliminación de nutrientes alimentando agua residual cruda. Con el objeto de conocer los perfiles de producción de AGV y de eliminación de los nutrientes durante un ciclo de tratamiento, se realizaron corridas experimentales en cada uno de los reactores. Con los resultados obtenidos en esta etapa se pudo conocer y evaluar la eficiencia de cada uno de los reactores por separado, durante la alimentación con agua residual cruda.

Etapa III. Eliminación de nutrientes alimentando agua residual fermentada. Para evaluar la influencia de los AGV sobre la eliminación biológica de nutrientes, se procedió a conectar los reactores en serie y se evaluó el sistema, probando tres valores de CO alimentando al SBR agua residual rica en ácidos orgánicos. Dicho de otra forma, el agua residual fermentada producida en el SBR fermentador fue utilizada como influente del SBR de lodos activados para la eliminación de nutrientes.

## **6.2 UNIDADES EXPERIMENTALES**

Los reactores fueron instalados en la planta para tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria en México, D.F.



### 6.2.1 Reactor discontinuo para la producción de AGV (SBR fermentador)

El SBR fermentador es un tanque cilíndrico con el fondo cónico de 1100 l de capacidad, alimentado en la parte inferior mediante una bomba centrífuga de flecha horizontal con potencia de 1/4 de HP, la cual se encuentra conectada a un interruptor de máximo nivel con el que se controla el volumen de llenado. Ver figura 6.1.

El mezclado del reactor se llevó cabo por medio de recirculación de agua a través de una bomba centrífuga de flecha horizontal con potencia de 1/2 HP. Con esta operación se logró mantener en mezcla completa toda la masa de agua durante el tiempo de reacción. La descarga del efluente tratado se realizó con una bomba sumergible de 1/6 HP montada sobre un sistema de flotación, el cual permitió descargar a nivel de superficie, lo que evitó el acarreo de sólidos sedimentables. El volumen de descarga se controló por medio de un interruptor de bajo nivel instalado dentro del reactor.

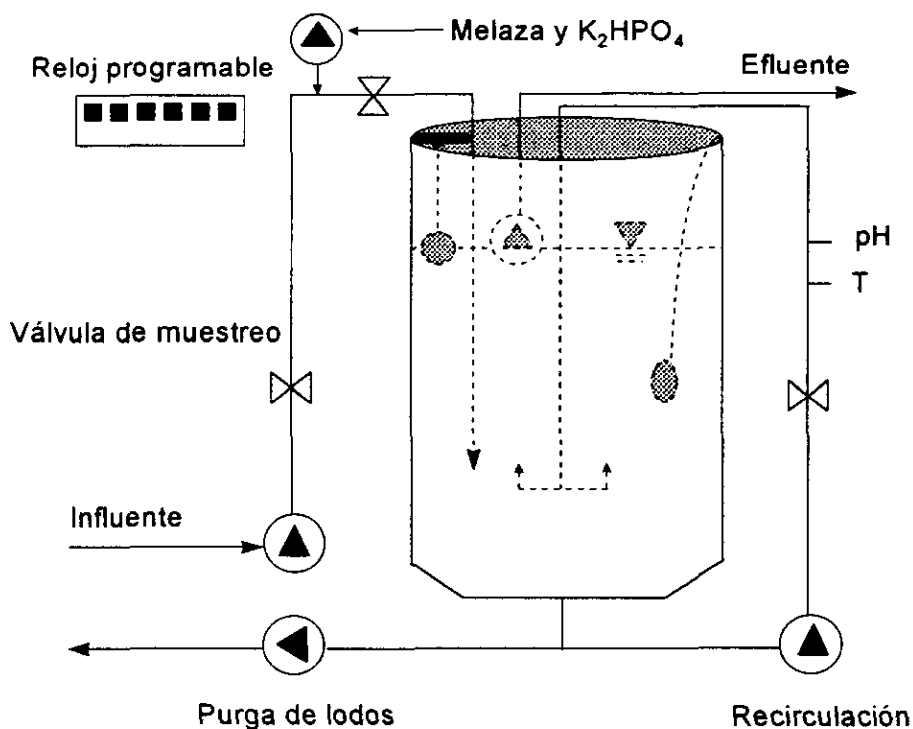


FIGURA 6.1 Diagrama del reactor discontinuo utilizado como fermentador

La purga de lodos se llevó a cabo en la parte inferior del reactor por medio de una bomba centrífuga de flecha horizontal con potencia de 1/4 HP. Todo este equipo fue operado automáticamente con un reloj programable de 6 canales.

### 6.2.2 Reactor discontinuo para la eliminación biológica de nutrientes (SBR con lodos activados)

El SBR de lodos activados (biomasa suspendida) presenta los mismos elementos y características de construcción que el SBR fermentador, con la diferencia que tiene un sistema de difusores de membrana colocados en el fondo y conectados a un compresor regenerativo, el cual suministró el oxígeno y proporcionó el mezclado durante la fase aerobia. El mezclado durante la fase anaerobia fue proporcionado de la misma manera que el reactor fermentador. Un esquema de este reactor se observa en la figura 6.2.

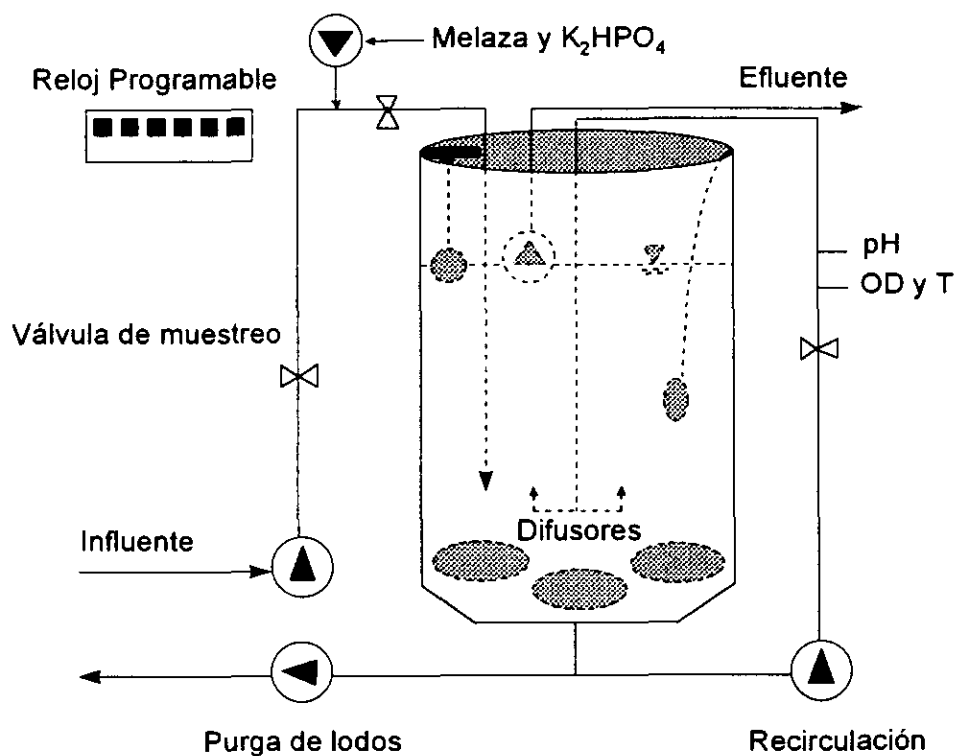


FIGURA 6.2 Esquema del SBR utilizado para la eliminación de nutrientes

### 6.2.3 Reactores discontinuos conectados en serie

Para llevar a cabo la etapa III del proyecto, se utilizaron los dos reactores discontinuos conectados en serie como se presenta en la figura 6.3. El SBR con lodos activados se llenó por medio de una bomba centrífuga de flecha horizontal con potencia de un 1/4 de HP que succiona el efluente fermentado a través de una tubería de PVC, la cual fue acondicionada con una válvula "check" en la parte de succión para evitar el vaciado del tubo.

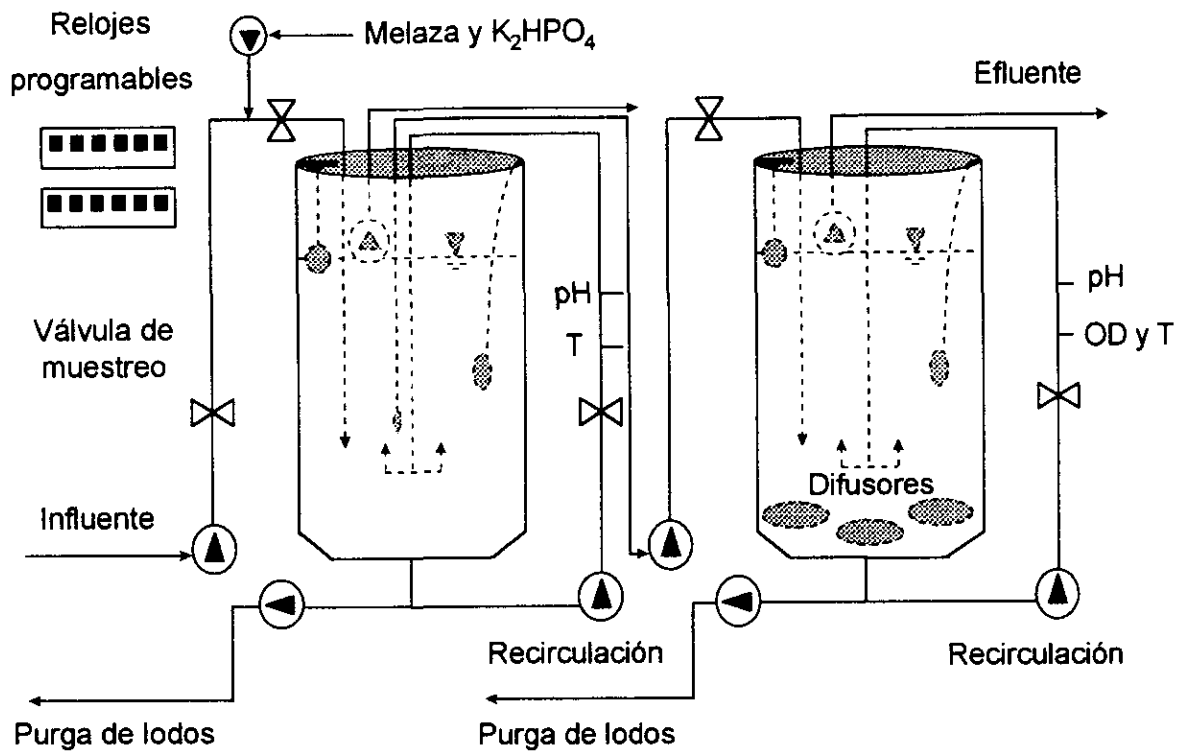


FIGURA 6.3 Esquema de la planta piloto con SBR utilizada para la RBN

### 6.3 CARACTERÍSTICAS DEL AGUA RESIDUAL

El agua cruda que llega a la planta para tratamiento de Ciudad Universitaria, es una mezcla de agua residual generada en el campus de Ciudad Universitaria y en la colonia Copilco el Alto, sin sedimentación primaria. Debido a que el agua residual cruda presenta

concentraciones bajas de materia orgánica y fósforo, se enriqueció con melaza y fosfato dibásico de potasio ( $K_2HPO_4$ ), para lograr concentraciones de 500 mg/l de materia orgánica medida como  $DQO_T$  y 15 mg/l de fósforo medido como  $P-PO_4$ , concentraciones típicas que presentan las aguas residuales domésticas. En la tabla 6.1 se muestran los valores promedios de los parámetros medidos al agua residual enriquecida con melaza durante el tiempo experimental.

**TABLA 6.1** Características del agua residual cruda alimentada a los SBR

Parámetro	Concentración *
$DQO_T$ (mg/l)	$662 \pm 87$
$DQO_S$ (mg/l)	$454 \pm 62$
AGV (mg/l)	0
$P-PO_4$ (mg/l)	$15.8 \pm 3$
$N-NH_4$ (mg/l)	$22.8 \pm 15$
$N-NO_3$ (mg/l)	$1.7 \pm 0.8$
pH (unidades)	$7.7 \pm 0.4$
Temperatura ( $^{\circ}C$ )	$22 \pm 6.4$

\* Valores tomados entre 8 y 9 hora de la mañana durante el tiempo que duró la experimentación

## 6.4 CONDICIONES DE ARRANQUE Y OPERACIÓN

### 6.4.1 SBR fermentador

Resultados presentados por Sedlak (1991) concluyen que se necesitan de 7 a 9 mg/l de AGV para remover 1 mg/l de  $P-PO_4$ . Por lo que éste fue el punto de partida.

Conocer las condiciones de operación de un SBR fermentador que permitan alimentar un efluente con una concentración de AGV (sustrato fácilmente asimilable por las BAF) mayor de 200 mg/l a un SBR de lodos activados para remover 15 mg/l de  $P-PO_4$ .

El reactor fermentador se puso en marcha alimentando agua residual doméstica (ver características en tabla 6.1) y un inóculo de microorganismos procedentes de un sistema de lodos activados, utilizando las condiciones de operación que se muestran en la tabla

6.2. Los microorganismos se hicieron crecer en condiciones anaerobias bajo la técnica de llenado y vaciado del reactor y ciclos de 8 horas.

Es importante resaltar que durante la experimentación el pH y la temperatura no fueron controlados.

**TABLA 6.2** Condiciones de operación en el arranque del SBR fermentador

Parámetro	Unidades	Valor
Carga orgánica (CO)	*	1.4
Volumen total ( $V_T$ )	l	982
Volumen de llenado ( $V_{LL}$ )	l	610
Tiempo de retención hidráulico (TRH)	min	480
Tiempo de llenado ( $T_{LL}$ )	min	25
Tiempo de reacción ( $T_{REAC}$ )	min	400
Tiempo de sedimentación ( $T_{SED}$ )	min	25
Tiempo de vaciado ( $T_{VAC}$ )	min	30

\*Unidades de CO en  $\text{kgDQO}_T / \text{kgSST-d}$

#### 6.4.2 SBR con lodos activados

Los criterios para establecer las condiciones de operación en la etapa de arranque del SBR con lodos activados se basaron en los trabajos de González y Wilderer (1991) y Garzón y González (1996) quienes trabajaron con SBR con biopelícula para la eliminación de nutrientes. Los primeros emplearon ciclos de operación de 8 horas, logrando remover arriba del 80% de la  $\text{DQO}_T$  y 60% de  $\text{P-PO}_4$ , mientras que los últimos lograron eliminar el 80% de la  $\text{DQO}_T$  y el 71% de  $\text{P-PO}_4$ , utilizando una CO baja ( $3 \text{ gDQO}_T / \text{m}^2\text{-d}$ ) y ciclos de 24 horas.

El reactor se arrancó alimentando agua residual cruda y utilizando las condiciones de operación que muestran en la tabla 6.3. Éstas indujeron el establecimiento de BAF. Cabe mencionar que el reactor no fue inoculado con bacterias de otro sistema de tratamiento, solamente entraron los microorganismos que se encuentran presentes en el agua

residual cruda, los cuales se hicieron crecer alternando condiciones anaerobias-aerobias en el reactor durante cada ciclo. Se propuso lograr y mantener en el licor mezclado una concentración de SST de 2000 mg/l, ya que es un valor típico para un sistema de lodos activados.

Posteriormente cuando el sistema se estabilizó se cambió el agua residual cruda por agua fermentada y se experimentó en el reactor bajo las condiciones de operación que se muestran en la tabla 6.4.

**TABLA 6.3** Condiciones de operación en el arranque SBR con biomasa suspendida

Parámetro	Unidades	Valor
Carga orgánica (CO)	*	0.13
Volumen total ( $V_T$ )	l	982
Volumen de llenado ( $V_{LL}$ )	l	164
Tiempo de retención hidráulico (TRH)	min	480
Tiempo de llenado ( $T_{LL}$ )	min	6
Tiempo de reacción anóxico-anaerobio ( $T_{REAC-ANOANA}$ )	min	218
Tiempo de reacción aerobio ( $T_{REAC-AER}$ )	min	218
Tiempo de sedimentación ( $T_{SED}$ )	min	30
Tiempo de vaciado ( $T_{VAC}$ )	min	8

\* Unidades de CO en kgDQO<sub>7</sub> / kgSST·d

## 6.5 MUESTREO

El muestreo fue de dos tipos. Uno de reconocimiento del sistema, y otro para conocer el perfil de los contaminantes durante un ciclo representativo de tratamiento.

El muestreo de reconocimiento se empleó aproximadamente durante toda la experimentación con el objeto de conocer y controlar la entrada de contaminantes a los reactores; al mismo tiempo permitió observar el comportamiento general de los reactores durante su operación.

Del SBR fermentador, se tomaron muestras en el influente de agua enriquecida con melaza y  $K_2HPO_4$ , y en el efluente. En el SBR se obtuvieron de agua cruda, agua con melaza y  $K_2HPO_4$ , así como de inicio de la fase anaerobia (después del llenado), final de fase anaerobia y final de fase aerobia (efluente).

**TABLA 6.4** Condiciones de operación durante la experimentación en el SBR alimentado con agua fermentada

Parámetro	Unidades	Valor	Valor	Valor
CO	kgDQO <sub>T</sub> /kgSST·d	0.13 ± 0.01	0.25 ± 0.01	0.35 ± 0.01
V <sub>T</sub>	l	982	982	982
V <sub>LL</sub>	l	212	421	602
TRH	min	480	480	480
T <sub>LL</sub>	min	7	15	25
T <sub>REAC-ANOANA</sub>	min	217	208	200
T <sub>REAC-AER</sub>	min	217	208	200
T <sub>SED</sub>	min	30	30	30
T <sub>VAC</sub>	min	9	19	25

Con la finalidad de estudiar el comportamiento de los contaminantes durante un ciclo de tratamiento en cada reactor, se tomaron muestras cada media hora por un periodo de 8 horas. Estas fueron tomadas en la válvula de muestreo que se ubicó en la recirculación de cada uno de los reactores, lo que permitió obtener muestras homogéneas. La técnica fue aplicada igual para cada corrida experimental durante toda la investigación.

## 6.6 ANÁLISIS DE AGUAS

Las determinaciones analíticas fueron realizadas con base en los métodos normalizados para el análisis de aguas potables y residuales (APHA, AWWA, WPCF, 1992) y los métodos normalizados alemanes para el análisis del agua (Deutsche Einheitsverfahren zur Wasseruntersuchung, 1983).

La demanda química de oxígeno total y soluble (DQO<sub>T</sub> y DQO<sub>S</sub>), el fósforo de los fosfatos (P-PO<sub>4</sub>), el nitrógeno en forma de amonio (N-NH<sub>4</sub>), nitratos (N-NO<sub>3</sub>) y nitritos (N-NO<sub>2</sub>) fue determinado por fotometría para lo cual se emplearon reactivos analíticos Spectroquant de Merck y un espectrofotómetro Perkin-Elmer Lambda 3B de doble rayo. La digestión de las muestras para DQO se llevó a cabo en un temoreactor COD marca Hach modelo 45 600-00.

Los ácidos grasos volátiles (AGV) se analizaron por medio de un cromatógrafo de gases marca SRI 8610, con columna Alltech capillary A5 - 100.

Los parámetros de pH, oxígeno disuelto (OD) y temperatura fueron medidos con electrodos colocados en la recirculación del reactor. Para el pH se empleó un potenciómetro marca Orion 520A. El OD y la temperatura se midieron con un oxímetro YSI 57.

Los sólidos suspendidos totales (SST) fueron determinados por secado a 105 °C en una estufa marca Felisa y posteriormente se determinaron los sólidos suspendidos volátiles (SSV) incinerando los SST a 550 °C en una mufla Lindberg 84.

El índice volumétrico de lodos (IVL) fue medido de acuerdo al método propuesto por Winkler (1986) y Ramalho (1983).

## **6.7 ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS**

Los resultados obtenidos en la experimentación fueron analizados, relacionándolos con las actividades microbiológicas y condiciones fisicoquímicas presentes en el sistema, así como con las condiciones de operación empleadas en cada uno de los reactores durante las diferentes etapas experimentales.



## **7. RESULTADOS Y DISCUSIÓN**

### **7.1 REACTOR DISCONTINUO PARA LA PRODUCCIÓN DE AGV**

La experimentación en el SBR fermentador se llevó a cabo durante 269 días de operación continua. Los resultados obtenidos permiten conocer las condiciones de operación del reactor discontinuo fermentador con las que se obtiene un efluente rico AGV, utilizando como sustrato agua residual doméstica.

### 7.1.1 Comportamiento de la carga orgánica (CO)

La CO es uno de los parámetros de diseño más importantes en un fermentador. En este tipo de sistemas es recomendable que esta relación presente un valor alto para evitar el crecimiento de microorganismos indeseables, lo que propiciaría una baja en el rendimiento del proceso. Algunos autores (Rabinowitz, 1994; Stevens y Oldham, 1992) informan que valores de CO altos presentan un mejor rendimiento de productos ácidos, debido a que los microorganismos acidogénicos tienen tiempos de reproducción muy cortos, lo cual ocasiona una purga más continua de los sólidos en el reactor (reducción del TRC) evitando con esto el crecimiento de bacterias con TRC largos, las cuales presentan la característica de utilizar como sustrato los productos de la fermentación. Para este trabajo se configuró el reactor con un valor de CO de 1.4 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d.

En la figura 7.1 se observa que el reactor arrancó con una CO de 1.5 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d aumentando posteriormente este valor, por una disminución de los SST en el medio. A medida que pasó el tiempo la concentración de SST incrementó, ocasionando una baja en la CO hasta 0.9 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d después de 40 días de operación. En la tabla 7.1 se muestra que durante los primeros 72 días (tiempo en el que se alcanzó la concentración de AGV propuesta) el reactor operó con una carga media de 2.2±0.8 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d relación mucho más alta que la del diseño, condición que propició un rápido crecimiento de bacterias fermentadoras. Conforme pasó el tiempo se siguió operando el reactor durante 197 días más, tiempo en el cual se mantuvo una concentración de AGV mayor de 200 mg/l. Durante este último periodo se trabajó con una CO media de 1.5±0.42 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d con un valor máximo de 2.7 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d y un mínimo de 0.6 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d (ver tabla 7.1). Los resultados muestran que en todo el experimento la relación alimento/microorganismo casi siempre fue mayor de 1 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d.

Las variaciones que presentó la CO fueron causadas principalmente por los cambios de la DQO en el influente y de los SST en el reactor. Estos cambios no influyeron directamente en la concentración de AGV, ya que regularmente la concentración se mantuvo por arriba de 200 mg/l (figura 7.6). Al respecto Dinopoulou *et al.* (1988) indican que un aumento fuerte en el valor de CO no presenta efectos significativos en el grado de acidificación.

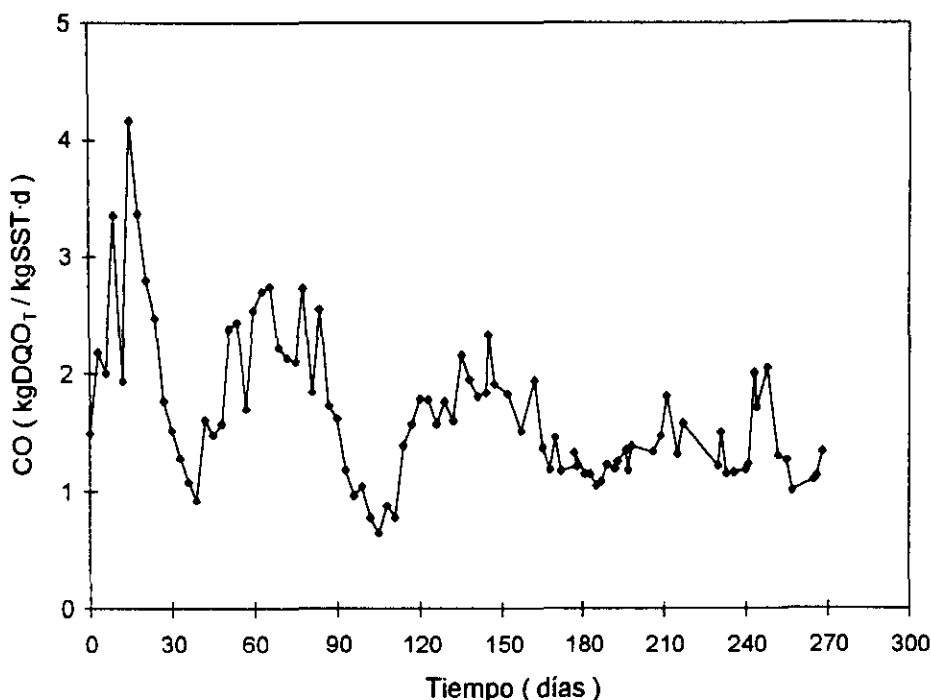


FIGURA 7.1 Perfil de la CO durante la experimentación en el SBR fermentador

TABLA 7.1 Carga Orgánica durante la producción de AGV

Periodo de experimentación	Días de operación	CO (kgDQO <sub>T</sub> /kgSST·d)			
		mín	máx	med	σ
24 de mar - 3 de jun	72	0.9	4.2	2.2	± 0.77
4 de jun - 17 de dic	197	0.6	2.7	1.5	± 0.42

### 7.1.2 Sólidos suspendidos volátiles (SSV) y sólidos suspendidos totales (SST)

El fermentador se arrancó inoculando sólidos biológicos provenientes de un sistema de tratamiento, lo que permitió alcanzar al principio del primer ciclo de fermentación una concentración de SSV de 765 mg/l y 890 mg/l de SST. El control de la cantidad de los sólidos en el reactor fue por medio del muestreo de los SSV y SST al final de cada ciclo de tratamiento.

En la figura 7.2 se observa que al transcurrir los primeros 10 días de experimentación la concentración de los sólidos disminuyó con respecto a la cantidad inoculada, debido al proceso de lavado de los microorganismos en el reactor. Al respecto Soubes (1994) dice

que cuando en un sistema hay diferentes tipos de microorganismos y estos compiten por un mismo sustrato, generalmente estos crecen a diferente rapidez y por lo tanto algunos microorganismos pueden desaparecer por no estar en condiciones de competir bajo esas condiciones ambientales. Por lo que, este tipo de consideración es muy importante cuando se piensa en el arranque de un reactor a partir de un inóculo. Posteriormente, a partir del día 11 incrementó la cantidad de sólidos en el reactor encontrando una concentración máxima de 1160 mg/l de SSV y 1350 mg/l de SST durante los primeros 72 días de operación continua. A partir del día 40 se comenzaron a purgar lodos del sistema con la finalidad de que la cantidad de estos permaneciera constante. Como no se tenía experiencia en este tipo de proceso y se sabe que las bacterias fermentadoras (BF) se desarrollan en un valor de carga orgánica (CO) alta, se sugirió mantener una concentración de SSV de 450 mg/l y SST de 500 mg/l para no disminuir la relación alimento/microorganismo, así como para evitar el desarrollo de bacterias que consumen los productos de la fermentación. Específicamente el día 72 cuando se presentó la concentración de AGV deseada en efluente del SBR fermentador, la concentración de SSV fue igual a 470 mg/l. Después, se implantó una purga de los lodos hasta

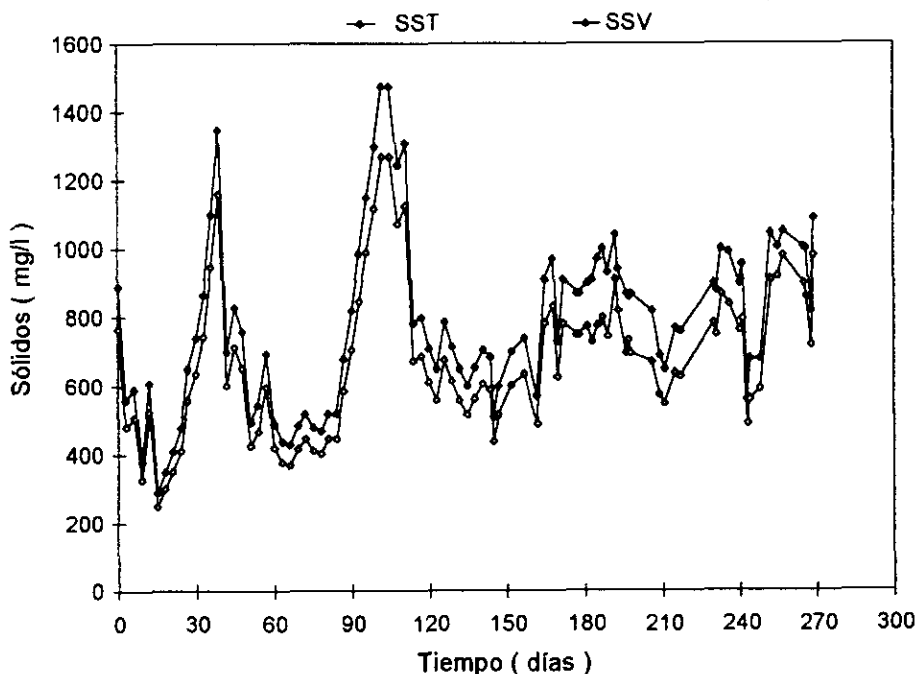


FIGURA 7.2 Comportamiento de los SST y SSV en el SBR fermentador

lograr establecer un TRC medio de siete días, tiempo con el que trabajan algunos fermentadores de lodos para la producción de AGV (Rabinowitz, 1994).

En la tabla 7.2 se observa que durante los últimos 197 días de operación continua del SBR fermentador, la concentración de los SSV presentó una variación entre 370 y 1268 mg/l con una media de  $695 \pm 201$  mg/l mientras que los SST variaron en un intervalo de 430 a 1475 mg/l con un valor medio de  $811 \pm 230$  mg/l.

**TABLA 7.2 Sólidos en el SBR fermentador**

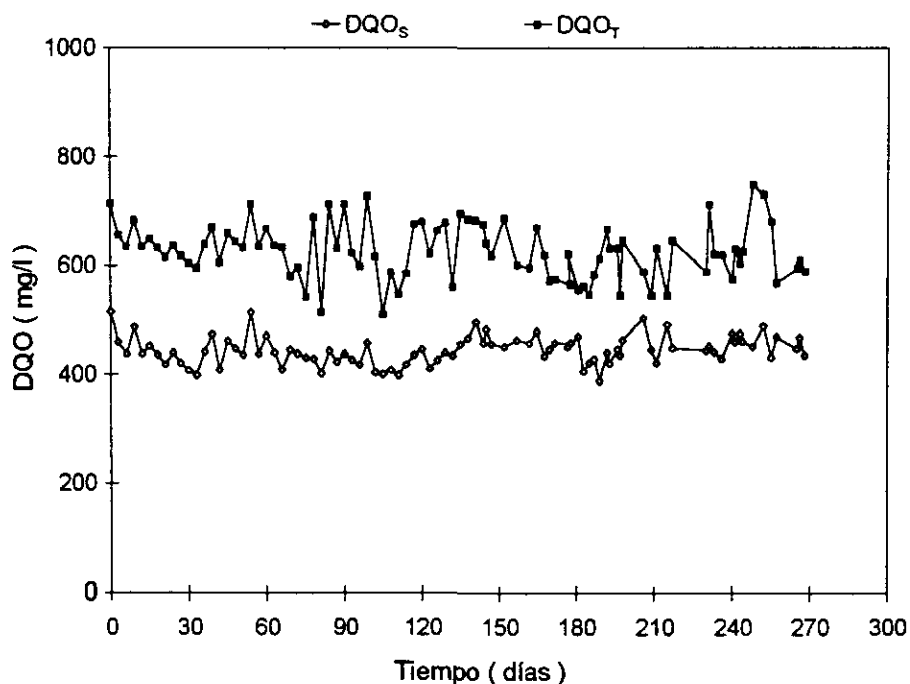
Periodo de experimentación	Días de operación	SSV (mg/l)				SST (mg/l)			
		mín	máx	med	$\sigma$	mín	máx	med	$\sigma$
24 de mar - 3 de jun	72	249	1161	569	$\pm 261$	290	1350	626	$\pm 244$
4 de jun - 17 de dic	197	370	1268	695	$\pm 201$	430	1475	811	$\pm 230$

### 7.1.3 DQO

#### 7.1.3.1 DQO en el influente

Para llevar un control de la cantidad de compuestos totales y solubles que entran en el agua residual alimentada al reactor fermentador, se monitoreó constantemente la  $DQO_T$  y  $DQO_S$  del influente.

En la figura 7.3 se observa que durante los primeros 72 días de trabajo, la concentración media de  $DQO_S$  en el influente fue  $446 \pm 30$  mg/l y la  $DQO_T$  de  $640 \pm 33$  mg/l. Estos resultados muestran que no se cumplió con lo propuesto, debido a que la cantidad de materia que llega en el influente de la planta es variable. Sin embargo, con esos valores de DQO la concentración de AGV deseada en el efluente se logró. Lo que indica que las bacterias fermentadoras (BF) estaban metabolizando la materia orgánica insoluble y transformándola posteriormente en AGV. Durante los siguientes 197 días, la concentración de DQO permaneció más baja encontrando un valor promedio de  $DQO_S$



**FIGURA 7.3** Comportamiento de la DQO en el influente del SBR fermentador

de  $444 \pm 25$  mg/l y  $DQO_T$  de  $622 \pm 57$  mg/l (ver tabla 7.3). Esta variación de DQO afectó directamente la CO durante toda la experimentación, sin embargo la concentración de AGV se mantuvo por arriba de 200 mg/l (ver figura 7.6).

**TABLA 7.3** DQO total y soluble en el influente del SBR fermentador

Periodo de experimentación	Días de operación	DQO <sub>s</sub> (mg/l)				DQO <sub>T</sub> (mg/l)			
		mín	máx	med	$\sigma$	mín	máx	med	$\sigma$
24 de mar - 3 de jun	72	398	517	446	$\pm 30$	580	714	640	$\pm 33$
4 de jun - 17 de dic	197	390	505	444	$\pm 25$	512	749	622	$\pm 57$

### 7.1.3.2 DQO en el efluente fermentado

La cantidad de materia orgánica soluble e insoluble presente en el efluente fermentado depende de la capacidad de los microorganismos para transformar los compuestos orgánicos presentes en el influente hasta productos intermedios o finales.

Con la finalidad de conocer la DQO en el efluente fermentado se monitoreó el sistema después del día 72. En la figura 7.4 se observa que la cantidad de materia orgánica cambió durante el tiempo de experimentación, encontrando que los compuestos solubles (entre ellos los AGV) medidos como  $DQO_s$  variaron en un ámbito de 209 a 246 mg/l con una media de  $301 \pm 45$  mg/l. De esta cantidad,  $223 \pm 24$  mg/l fueron AGV y el resto compuestos solubles (alcoholes, cetona, aldehidos y otros compuestos orgánicos). Al mismo tiempo, se analizó la  $DQO_T$  en el efluente después de 30 minutos de sedimentación, operación que permitió separar el material sedimentable del sobrenadante, encontrando que la concentración varió de 293 a 583 mg/l con una media de  $399 \pm 57$  mg/l (ver tabla 7.4). Esta variación se debió principalmente a la cantidad y tipo de materiales presentes en el influente. Otro factor que también influyó fue la cantidad de sólidos que salen en el efluente, ya que algunas veces se presentaron sólidos flotados después del tiempo de sedimentación, ocurriendo un arrastre de los mismos en el efluente.

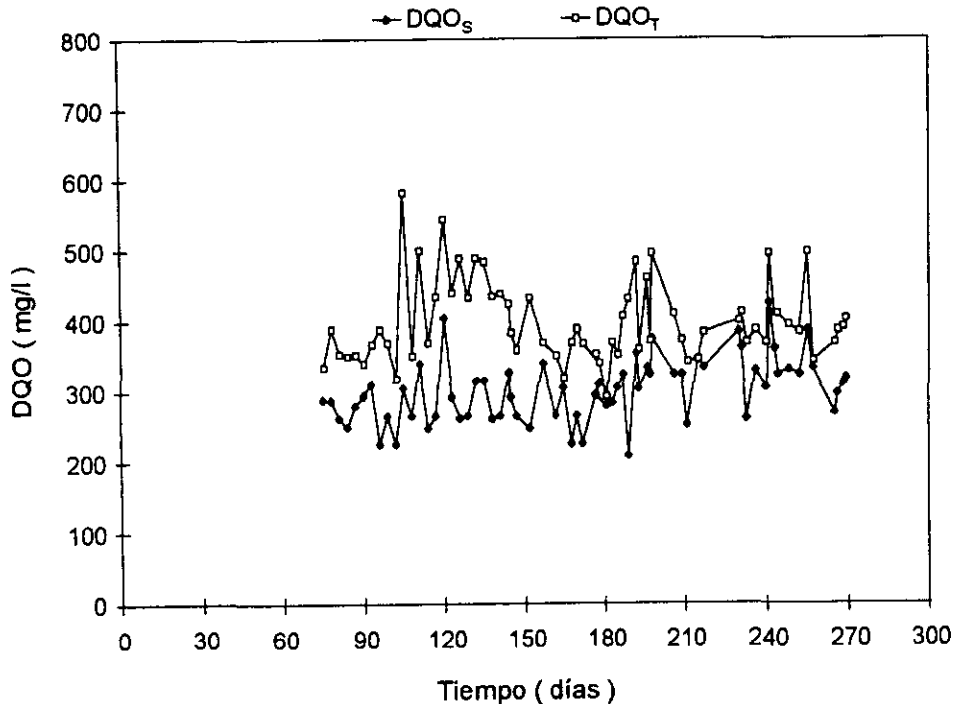
#### 7.1.3.3 Transformación de DQO durante un ciclo de fermentación

En la figura 7.9 se muestran los perfiles de DQO para dos corridas durante un ciclo de fermentación en el SBR. En ambas experimentaciones se observa que la  $DQO_T$  disminuyó conforme transcurrió el ciclo, mientras que la  $DQO_s$  incrementó como consecuencia del enriquecimiento de AGV en el medio. En la corrida realizada el día 196, la concentración de  $DQO_T$  bajó de 400 a 370 mg/l y la  $DQO_s$  aumentó de 280 a 310 mg/l. En la del día 257 la  $DQO_T$  disminuyó de 333 mg/l hasta 315 mg/l al final del ciclo, mientras tanto, la  $DQO_s$  aumentó de 268 a 273 mg/l.

Es importante hacer notar que durante la fermentación ácida de aguas residuales no existe una reducción apreciable de DQO, ya que es simplemente una conversión de un tipo de compuesto orgánico a otro.

TABLA 7.4 DQO en el efluente del SBR fermentador

Periodo de experimentación	Días de operación	$DQO_s$ (mg/l)				$DQO_T$ (mg/l)			
		mín	máx	med	$\sigma$	mín	máx	med	$\sigma$
4 de jun - 17 de dic	197	209	426	301	$\pm 45$	293	583	399	$\pm 57$



**FIGURA 7.4** Concentración de DQO en el efluente rico en productos de la fermentación

## 7.1.4 AGV

### 7.1.4.1 AGV en el efluente fermentado

El reactor se arrancó partiendo de una concentración de AGV igual a cero. En la figura 7.6 se observa que, conforme pasó el tiempo y las bacteria fementadoras se establecieron en el sistema, la cantidad de AGV incrementó en el medio detectando una concentración en el efluente de 222 mg/l después de 72 días de operación, lo cual indicaba que las bacterias presentes en el sistema estaban transformando los sustratos orgánicos insolubles a compuestos solubles principalmente AGV. Posteriormente, durante los siguientes 197 días la concentración de AGV presentó una concentración máxima en el efluente de 292 mg/l y una mínima de 196 mg/l con una media de  $223 \pm 24$  mg/l (ver tabla 7.5). Resultados similares presentaron Dawson *et al.* (1994) quienes informan que en Kelowna obtuvieron una concentración promedio de 228 mg/l de AGV al fermentar lodos provenientes de sedimentación primaria utilizando un fermentador estático y TRH de 7.7 horas.



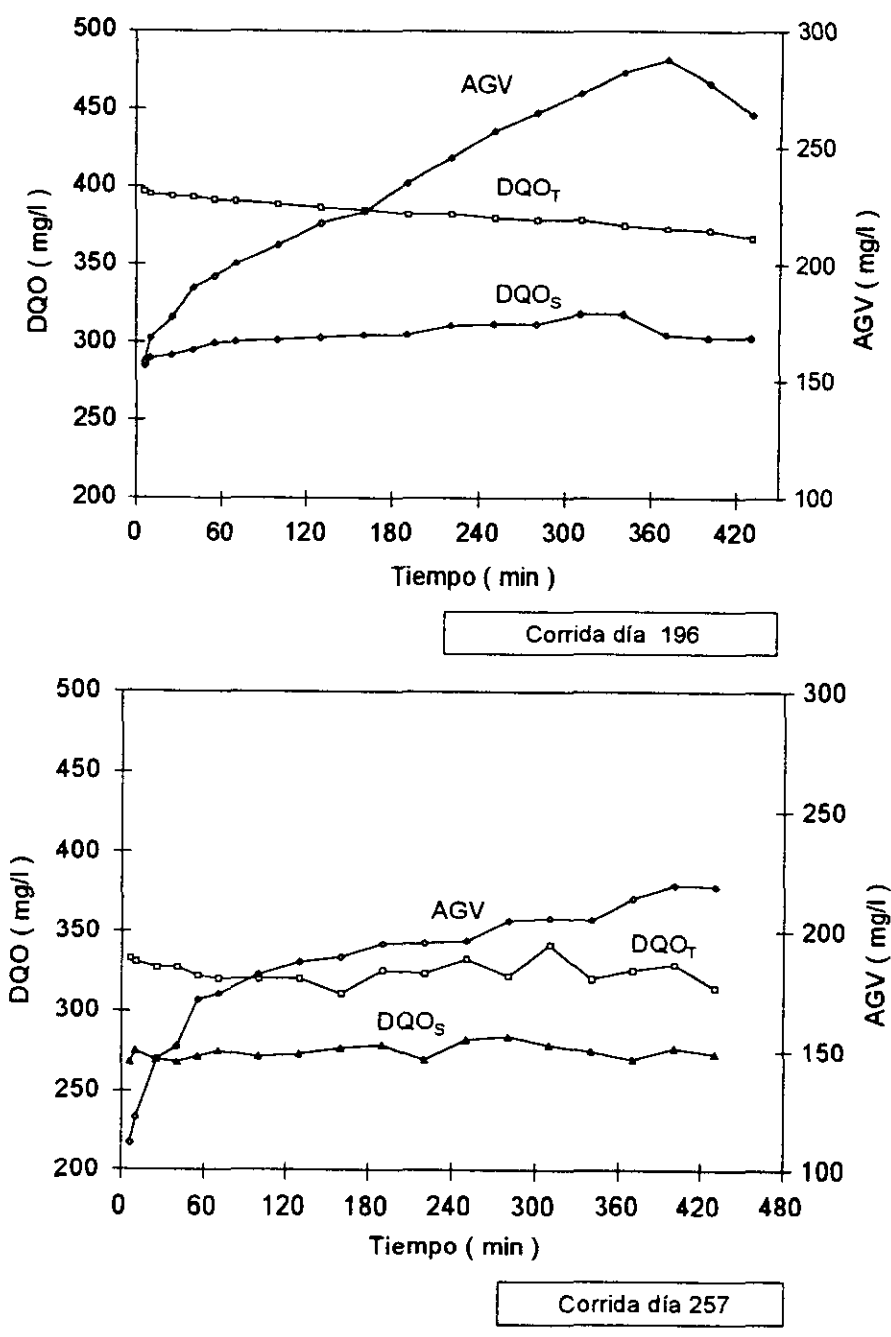


FIGURA 7.5 Transformación de DQO<sub>T</sub> a AGV durante un ciclo de fermentación

En la figura 7.6 se observa que las especies de AGV aparecen en el efluente de acuerdo a la acumulación de ácidos en el medio. De la cantidad de AGV totales cuantificada el día 72 en el efluente fermentado, 138 mg/l fueron ácido acético y 84 mg/l propiónico. Conforme pasó el tiempo, las concentraciones de estas especies continuaron en

aumento. Después de 110 días de operación continua apareció ácido butírico. La presencia de esta especie coincidió con una baja en el valor de CO y en el pH del medio.

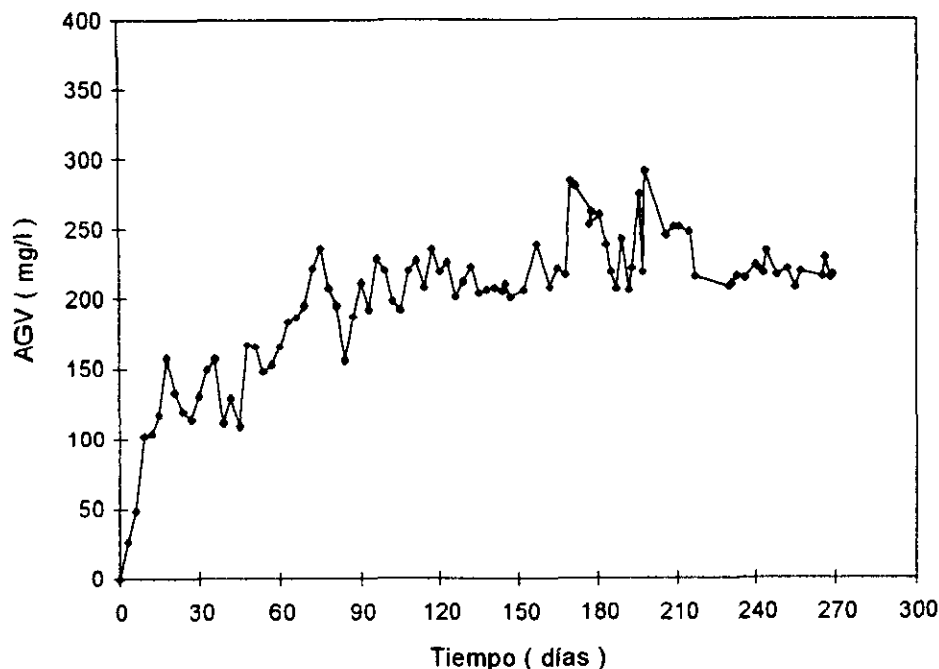


FIGURA 7.6 Perfil de los AGV en el efluente SBR fermentador

TABLA 7.5 AGV en el efluente del SBR fermentador

Periodo de experimentación	Días de operación	AGV (mg/l)			
		mín	máx	med	$\sigma$
24 de mar - 3 de jun	72	0	222	132	$\pm 51$
4 de jun - 17 de dic	197	156	292	223	$\pm 24$

Durante los siguientes 116 días, la concentración media de ácido acético en el efluente fue de  $146 \pm 23$  mg/l,  $63 \pm 13$  mg/l para propiónico y de  $18 \pm 14$  mg/l para butírico. A partir del día 226 la concentración de este último incrementó, mientras que la de ácido acético y la del propiónico disminuyó, encontrando durante este último periodo de trabajo una concentración promedio de  $125 \pm 16$  mg/l de ácido acético,  $30 \pm 12$  mg/l de propiónico y  $63 \pm 6$  mg/l de butírico. Posiblemente, este último comportamiento se debió a un aumento en la cantidad de compuestos de nitrógeno en el influente (fermentación de proteínas = ácido butírico) o a una disminución en la temperatura durante los últimos 39 días. En la

tabla 7.6 se muestra que durante los 197 días que duró estable el reactor, las concentraciones medias de los AGV en el efluente fueron de  $140 \pm 21$  mg/l de ácido acético (63%),  $57 \pm 19$  mg/l de propiónico (25%) y  $26 \pm 25$  mg/l de butírico (12%).

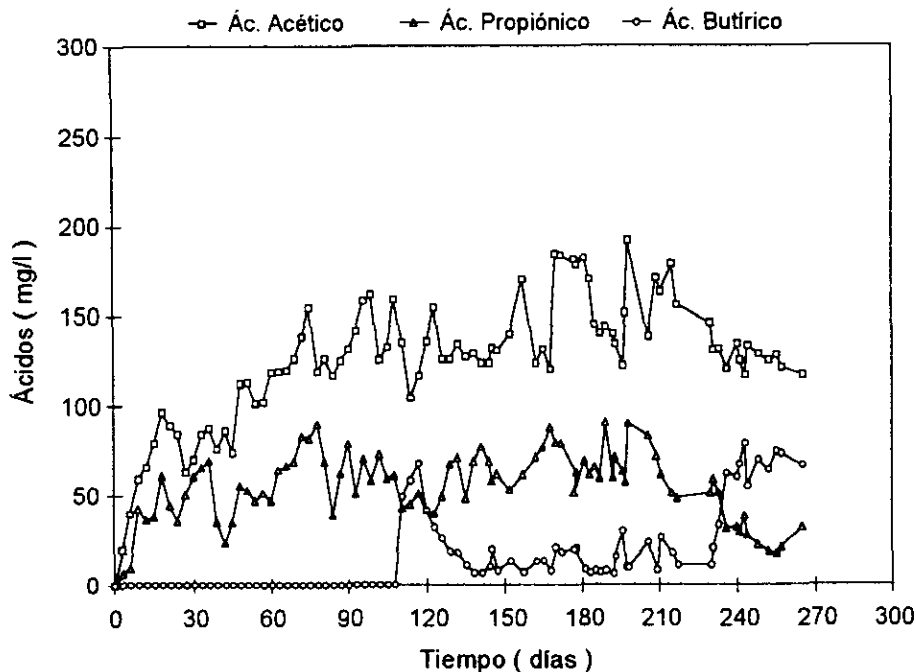


FIGURA 7.7 Diferentes especies de AGV encontradas en el efluente fermentado

TABLA 7.6 Especies de AGV en el efluente fermentado

Días de operación	Acético (mg/l)				Propiónico (mg/l)				Butírico (mg/l)			
	mín	máx	med	$\sigma$	mín	máx	med	$\sigma$	mín	máx	med	$\sigma$
72	20	138	83	$\pm 31$	7	83	44	$\pm 20$	0	0	0	0
197	104	192	140	$\pm 21$	17	91	57	$\pm 19$	0	79	26	$\pm 25$

#### 7.1.4.2 Perfil de los AGV durante un ciclo

En la figura 7.9 se observan las dos corridas representativas durante el tiempo de experimentación. En la corrida realizada el día 196, la concentración de los AGV incrementó de 158 a 287 mg/l y posteriormente bajó a 264 mg/l al terminar el ciclo. En la corrida realizada el día 257, la concentración de AGV al inicio fue de 112 mg/l y al final de 219 mg/l (ver tabla 7.8). Cabe aclarar que la concentración presente al inicio del ciclo, se debe a la cantidad de AGV contenidos en el remanente que queda en el reactor

después de la decantación del efluente fermentado, aumentando posteriormente su concentración al transcurrir el ciclo.

En un sistema de fermentación es importante el tipo de especies de AGV presentes en el efluente. En la figura 7.8 se observa que conforme avanza el ciclo, la concentración de alguna de las especies producidas aumenta. Durante el análisis del ciclo llevado a cabo el día 196 se detectó que de los AGV totales producidos, 65% fue ácido acético, 29% propiónico y 6% butírico, mientras que en la del día 257, 53% fue acético, 18% propiónico y 29% butírico (ver tabla 7.7). Resultados parecidos han sido reportados por Danesh y Oleszkiewics (1996) quienes informan que durante la fermentación de aguas residuales, la concentración de ácido acético fue del 77%, siendo ésta un poco mayor que la obtenida durante la fermentación de lodos primarios donde se han reportando concentraciones de ácido acético entre 43 y 45% (Randall, 1994).

**TABLA 7.7** Porcentaje de especies de AGV durante un ciclo de fermentación (en mg/l)

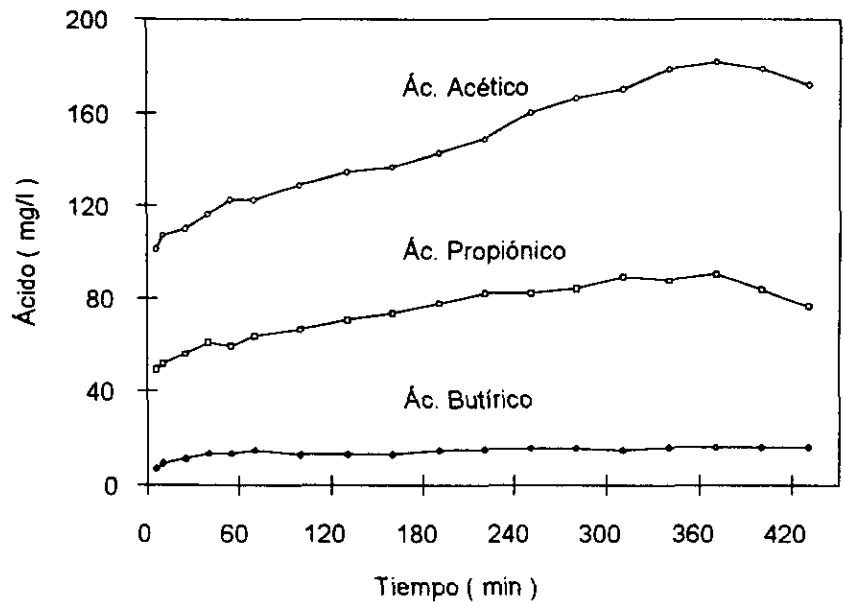
Días de operación	Corrida representativa (día)	Acético	Propiónico	Butírico
269	196	65%	29%	6%
	257	53%	18%	29%

### 7.1.5 Factores ambientales

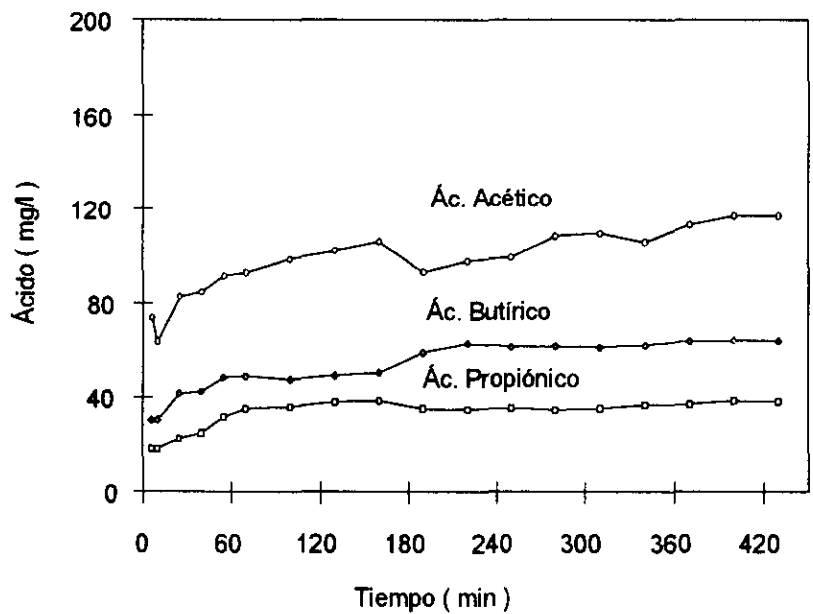
En la fermentación anaerobia de aguas residuales los parámetros ambientales tienen una gran influencia sobre la formación de los productos, por lo que es importante su monitoreo durante el proceso.

#### 7.1.5.1 pH y temperatura en el efluente fermentado

En la figura 7.7 se observa que al incrementar la concentración de AGV en el medio el pH disminuye encontrando el día 72 un valor en el efluente igual a 5.5 y una concentración de AGV igual a 222 mg/l. Durante este periodo de operación se presentó en el efluente un valor medio de pH igual  $5.9 \pm 0.47$ . Posteriormente el pH continuó



Corrida día 196



Corrida día 257

FIGURA 7.8 Producción de AGV durante un ciclo en el SBR fermentador

bajando alcanzando un valor de 5.3 después de 209 días de operación. A partir de este día el valor del pH presentó un incremento en el efluente, causado posiblemente por una disminución en la concentración de AGV y en la temperatura. En la tabla 7.6 se observa

que durante los últimos 197 días de operación del reactor, el pH promedio en el efluente fue de  $5.7 \pm 0.37$ .

Los valores obtenidos coinciden con los reportados por Robinowitz (1994) quien informa que Zoetemeyer *et al.* (1982) trabajando con un fermentador de aguas sintéticas enriquecida con glucosa reporta un rango de pH óptimo de 5 a 6. El mismo Robinowitz (1994) fermentando lodos primarios reporta un rango óptimo entre 5.6 y 6.

La temperatura es un factor que afecta directamente a la actividad biológica presente en el reactor fermentador, además de tener influencia en las especies de microorganismos presentes en el medio. En la figura 7.8 se compara la temperatura con la producción de ácidos. Durante la experimentación se observó que en los días 147 al 177, correspondientes a la temporada de verano, se presentaron las temperaturas más altas periodo en el cual la concentración de los AGV incrementó. Posteriormente disminuyó ésta concentración durante los últimos dos meses de operación, lo cual coincidió con una baja en la temperatura en el efluente. En la tabla 7.7 se observa que la temperatura promedio detectada en el agua fermentada fue de  $21 \pm 2.6$  °C.

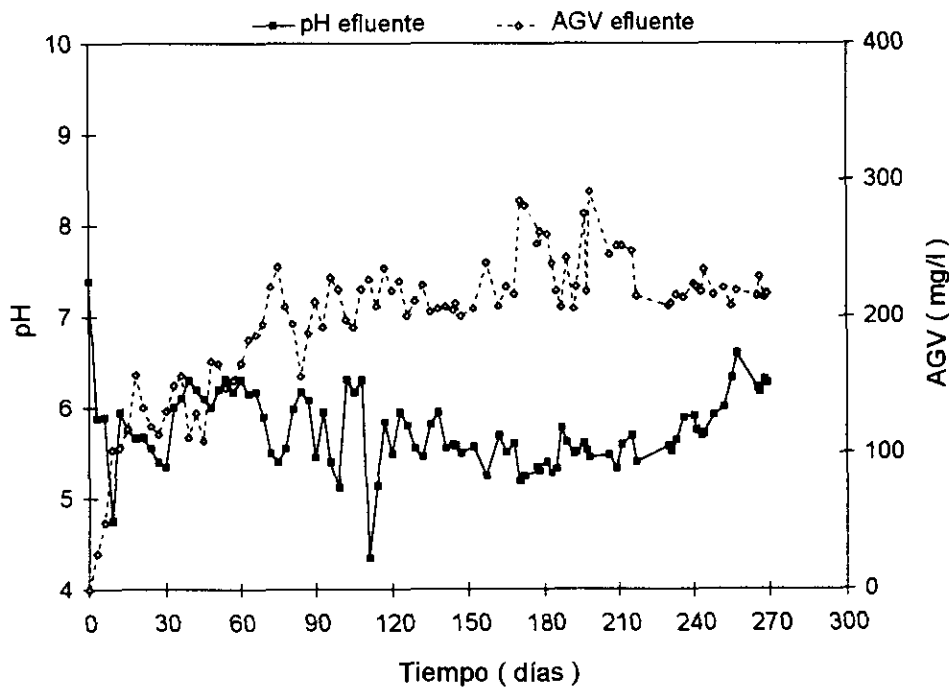


FIGURA 7.9 pH en el efluente fermentado

ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA

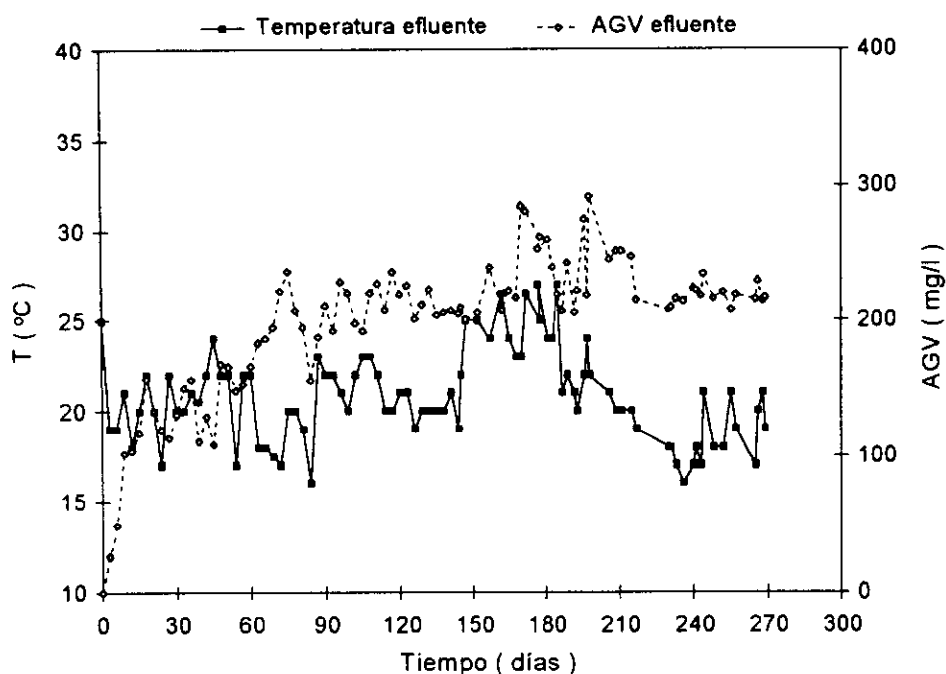


FIGURA 7.10 Temperatura en el efluente fermentado

TABLA 7.8 Unidades de pH en el efluente fermentado

Período de experimentación	Días de operación	pH (unidades)			
		min	máx	med	$\sigma$
24 de mar - 3 de jun	72	5.5	7.4	5.9	$\pm 0.47$
4 de jun - 17 de dic	197	4.4	6.6	5.7	$\pm 0.37$

TABLA 7.9 Temperaturas en el efluente del SBR fermentador

Periodo de trabajo	Días de operación	Temperatura (°C)			
		min	máx	med	$\sigma$
24 de mar - 3 de jun	72	17	25	20	$\pm 2.2$
4 de jun - 17 de dic	197	16	27	21	$\pm 2.6$

#### 7.1.5.2 pH y temperatura durante un ciclo de fermentación

En la figura 7.12 se observan los perfiles de comportamiento de estos parámetros obtenidos para dos corridas representativas durante el tiempo que duró el reactor fermentador en operación. En la corrida experimental realizada el día 196 se encontró que el pH disminuyó durante todo el ciclo de 6 a 5.5 a medida que aumenta la concentración de ácidos en el medio; mientras que, en la realizada el día 257, el pH se

mantuvo prácticamente constante al bajar solamente una décima durante todo el ciclo, pasando de 6.4 a 6.3. Con respecto a la temperatura se observa que durante la corrida realizada el día 196 ésta aumentó de 21.5 a 26.8 °C y en la realizada el día 257, el

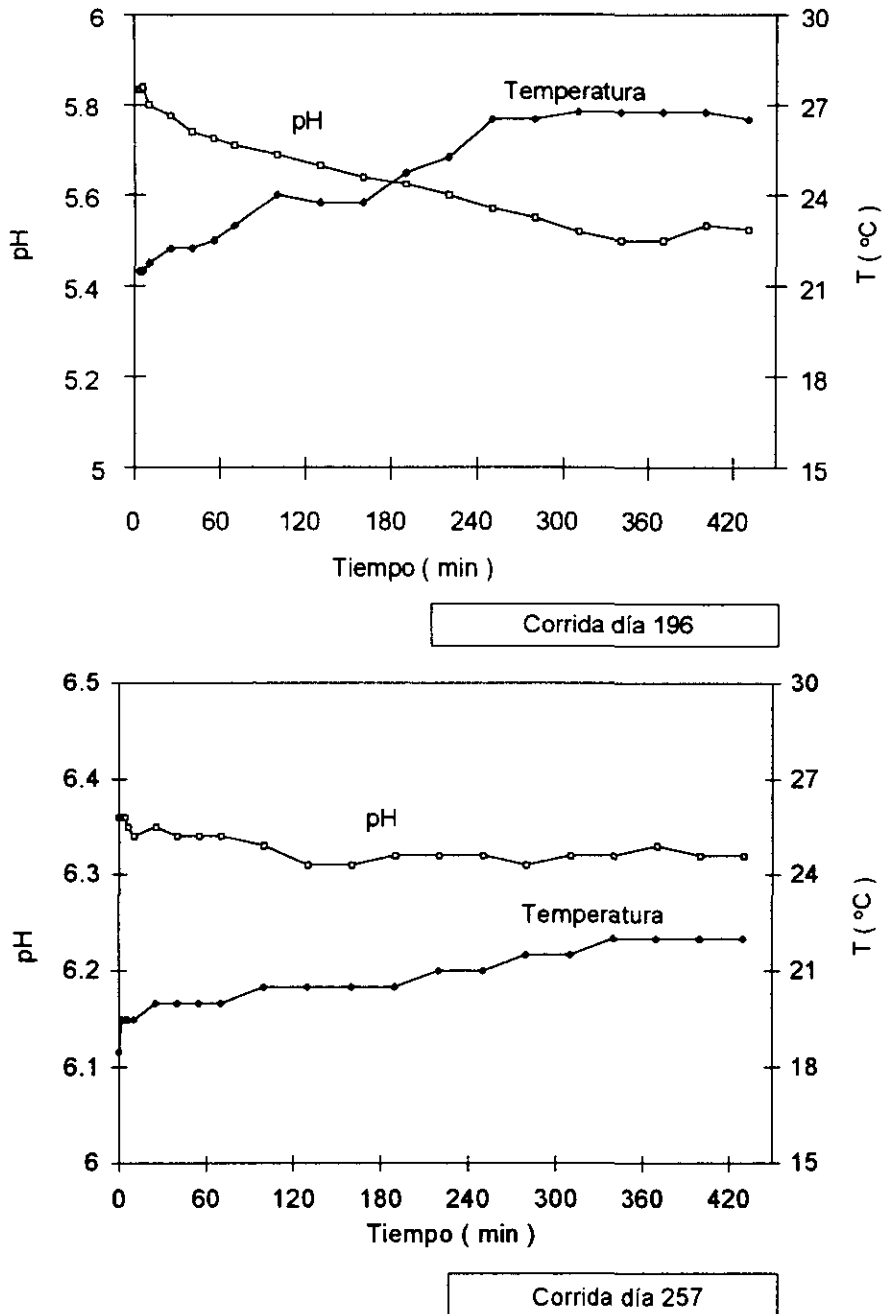


FIGURA 7.11 Parámetros ambientales durante un ciclo de fermentación



incrementó fue menor, pasando de 19.5 a 22 °C. Por lo que se puede decir que estas temperaturas fueron propicias para un buen desarrollo de las BF, ya que éstas presentan condiciones óptimas de crecimiento dentro del rango mesofílico.

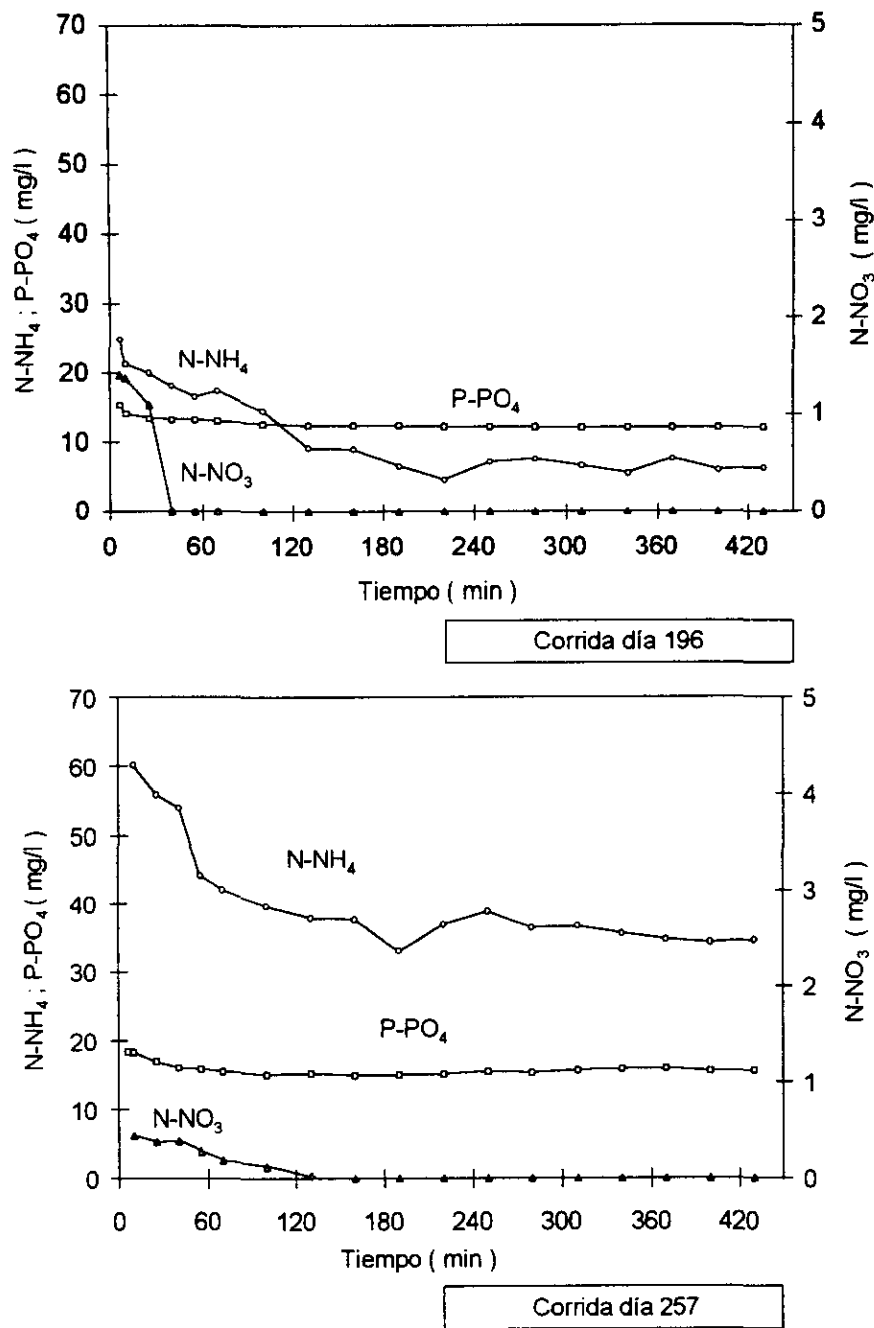
#### **7.1.6 Nutrientes**

Durante las corridas representativas se analizaron los nutrientes para conocer su comportamiento durante un ciclo de fermentación. En la figura 7.12 se observa el perfil de los nutrientes en dos ciclos representativos de fermentación. En la corrida realizada el día 196 el N-NH<sub>4</sub> fue eliminado en un 72% (19 mg/l) al finalizar el ciclo que; mientras que el N-NO<sub>3</sub> se redujó en su totalidad después de la primera hora de tratamiento (desnitrificación). De fósforo (P-PO<sub>4</sub>) solamente se consumió la cantidad necesaria (3 mg/l) para crecimiento de los microorganismos, permaneciendo su concentración casi constante al final del ciclo. El día 257 se observó un incremento de N- NH<sub>4</sub> en el medio, encontrando concentraciones arriba de 50 mg/l en el agua cruda. El comportamiento de los nutrientes presentes al inicio del ciclo en este tiempo fue similar al del periodo anterior. Eliminando solamente 58.8% (25 mg/l) de N-NH<sub>4</sub>, 100% de los N-NO<sub>3</sub> y el 11% (2 mg/l) del fósforo presente al inicio del ciclo (ver tabla 7.10).

De lo anterior se deduce que durante la fermentación de aguas residuales existe una alta remoción de nitrógeno y muy poca remoción de fósforo.

#### **7.1.7 Tiempo de retención celular (TRC)**

En un sistema de fermentación de lodos o aguas residuales utilizados para la producción AGV, el tiempo que permanecen los microorganismos dentro del sistema es un factor muy importante, ya que la concentración y el tipo de especies de AGV presentes en el efluente se ve afectado por el TRC. En esta investigación durante los primeros 209 días se operó con TRC medio de 7 días mientras que durante los dos últimos meses este fue de 9. Esta diferencia en el TRC se debe a que al bajar la temperatura dentro del reactor durante los últimos dos meses de experimentación la cantidad de lodos purgados fue menor, permaneciendo un poco más los microorganismos dentro del sistema. En la figura 7.6 se demuestra como con estos tiempos manejados la concentración de



**FIGURA 7.12** Perfil de los nutrientes durante un ciclo el SBR fermentador

AGV en el efluente no se afectó, permaneciendo regularmente una concentración de ácidos en el efluente mayor de 200 mg/l. Al respecto, Rabinowitz (1994) recomienda TRC de 4 a 8 días como parámetro de diseño para un fermentador completamente mezclado, mientras que Steven (1994) recomienda TRC de 3 a 6 días para fermentadores estáticos, ambos para fermentación de lodos primarios. Contrario a esto

Elefsiniotic y Oldham (1994) encontraron que manejando un TRC de 5 días la concentración de AGV fue mucho menor que para un TRC de 10 y 20 días.

**TABLA 7.10** Concentración de los nutrientes durante un ciclo de fermentación (en mg/l)

Días de operación	Corrida representativa (día)	Influente			Inicio del ciclo (t = 0)			Efluente		
		P-PO <sub>4</sub>	N-NH <sub>4</sub>	N-NO <sub>3</sub>	P-PO <sub>4</sub>	N-NH <sub>4</sub>	N-NO <sub>3</sub>	P-PO <sub>4</sub>	N-NH <sub>4</sub>	N-NO <sub>3</sub>
269	196	20	33	3	15.5	25	1.5	12.5	6	0
	257	24	53.5	1.5	18	60	0.5	16	35	0

## 7.2 REACTOR DISCONTINUO PARA LA ELIMINACIÓN DE NUTRIENTES

El SBR con biomasa suspendida utilizado para la remoción de nutrientes se operó durante 415 días utilizando las condiciones de operación presentadas en el capítulo anterior. Durante 286 días se alimentó con agua residual cruda y 121 con agua residual fermentada. Los resultados muestran los efectos que se presentan al suministrar sustratos fácilmente biodegradables (AGV) durante la remoción biológica de nutrientes en un sistema de lodos activados.

### 7.2.1 Carga orgánica (CO)

En esta investigación se trató de mantener constante los SST, DQO<sub>T</sub>, volumen total (V<sub>T</sub>), y TRH variando solamente el volumen de llenado (V<sub>LL</sub>) para hacer los ajustes de CO durante cada corrida experimental. El reactor se arrancó alimentando agua residual cruda. En la figura 7.13 se observa que al iniciar el primer ciclo se alcanzó un valor de CO de 2.3 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d ocasionado por el alto contenido de materia orgánica y la poca cantidad de sólidos en el sistema. Posteriormente, este valor disminuyó como consecuencia de un aumento de la concentración de los sólidos en el medio. Durante los dos primeros meses de trabajo se controló la CO en un valor medio de 0.13±0.01 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d aumentando posteriormente a 0.14±0.03 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d por un incremento de la DQO<sub>T</sub> del influente durante los siguientes 50 días de trabajo, condición que fue propiciada para acelerar el desarrollo de los sólidos en el sistema. Durante los siguientes 168 días se logró mantener la CO en un valor medio de 0.13±0.01

kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d (ver tabla 7.11). De los resultados anteriores se deduce que durante el periodo (a) en el que se alimento agua residual cruda se trabajó con una CO media de  $0.13 \pm 0.02$  kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d.

Pasado este tiempo se cambió el sustrato a los microorganismos de agua residual cruda a fermentada. Durante este periodo la concentración de DQO<sub>T</sub> en el influente descendió, por lo que se tuvo que ajustar el V<sub>LL</sub> para mantener los valores de CO que se muestran en la tabla 7.12. Durante los siguientes dos meses de trabajo se mantuvo la CO en un valor medio de  $0.13 \pm 0.01$  kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d (b). Posteriormente se continuó operando el reactor logrando mantener durante los siguientes treinta días una CO media de  $0.25 \pm 0.01$  kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d (c). En los últimos 14 días de operación se trabajó el sistema con una CO media de  $0.35 \pm 0.01$  kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d (d).

Analizando el comportamiento de la CO se puede decir que para mantener un buen control de este parámetro es fundamental mantener constante la cantidad de sólidos dentro del sistema, así como la concentración de materia orgánica en el influente, ya que estos parámetros son los que afectan la relación alimento/microorganismo y depende fundamentalmente de esta relación el establecimiento de las diferentes especies de microorganismos que llevan a cabo la remoción de los contaminantes en el sistema.

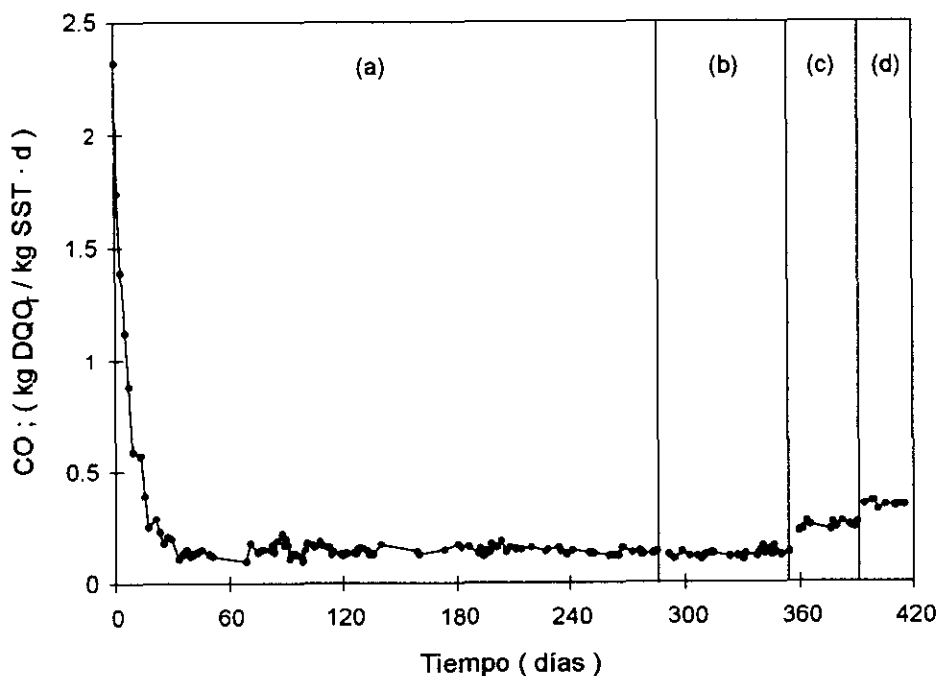


FIGURA 7.13 Perfil de la CO durante la experimentación en el SBR

**TABLA 7.11 CO en el SBR alimentando agua residual cruda**

Intervalo	Días de operación	CO (kgDQO <sub>T</sub> /kgSST·d)			
		mín	máx	med	σ
( a )	33 - 51	0.11	0.15	0.13	± 0.01
( a )	65 - 115	0.10	0.22	0.14	± 0.03
( a )	118 - 286	0.19	0.12	0.13	± 0.01

**TABLA 7.12 CO en el SBR alimentando agua residual fermentada**

Intervalo	Días de operación	CO (kgDQO <sub>T</sub> /kgSST·d)			
		mín	máx	med	σ
( b )	292 - 359	0.10	0.16	0.13	± 0.01
( c )	361 - 394	0.23	0.27	0.25	± 0.01
( d )	398 - 415	0.36	0.32	0.35	± 0.01

Nota: En los periodos que comprenden los cambios de operación no se tomaron muestras

### 7.2.2 Sólidos suspendidos totales (SST) y sólidos suspendidos volátiles (SSV)

Para observar el crecimiento de los SST y SSV dentro del reactor, se monitoreó la concentración antes de terminar la fase aerobia, ya que en este tiempo la cantidad de materia orgánica consumida es la máxima y por lo tanto el crecimiento de las bacterias también. En la figura 7.14 se observa que el sistema arrancó con una concentración de 106 mg/l de SST y 90 mg/l de SSV los cuales fueron incrementando con el paso del tiempo. Después de 31 días de operación la concentración de SSV incrementó hasta 1530 mg/l al mismo tiempo, los SST aumentaron de 106 a 1800 mg/l. Durante los siguientes 20 días se observó que la concentración de los sólidos permaneció con un mínimo crecimiento, esto fue posiblemente a que existían en el sistema una gran concentración de bacterias no viables, las cuales presentan la característica de utilizar bioquímicamente los nutrientes para sobrevivir, pero no producen nuevas bacterias, o bien la cantidad de materia orgánica es muy poca; por lo que se procedió a aumentar un poco la DQO<sub>T</sub> del influente. Con esta operación se benefició el crecimiento ya que se presentó un despunte en el crecimiento de los sólidos alcanzando una concentración de 2235 mg/l de SSV y 2630 mg/l de SST después de 75 días de operación continua. Pasado este tiempo se purgaron lodos de exceso del reactor con la finalidad de mantener la concentración propuesta (SST = 2000 mg/l). A partir del día 90 se observa

que la concentración de sólidos se conservó dentro del valor propuesto, logrando establecer a partir de este tiempo una purga constante de lodos con lo que se mantuvo una concentración media de sólidos en el reactor de  $1770 \pm 193$  y  $2096 \pm 164$  mg/l de SSV y SST respectivamente durante los siguientes 211 días. En este periodo, el TRC promedio fue de 23 días. En la tabla 7.13 se resumen las concentraciones obtenidas bajo estas condiciones de experimentación.

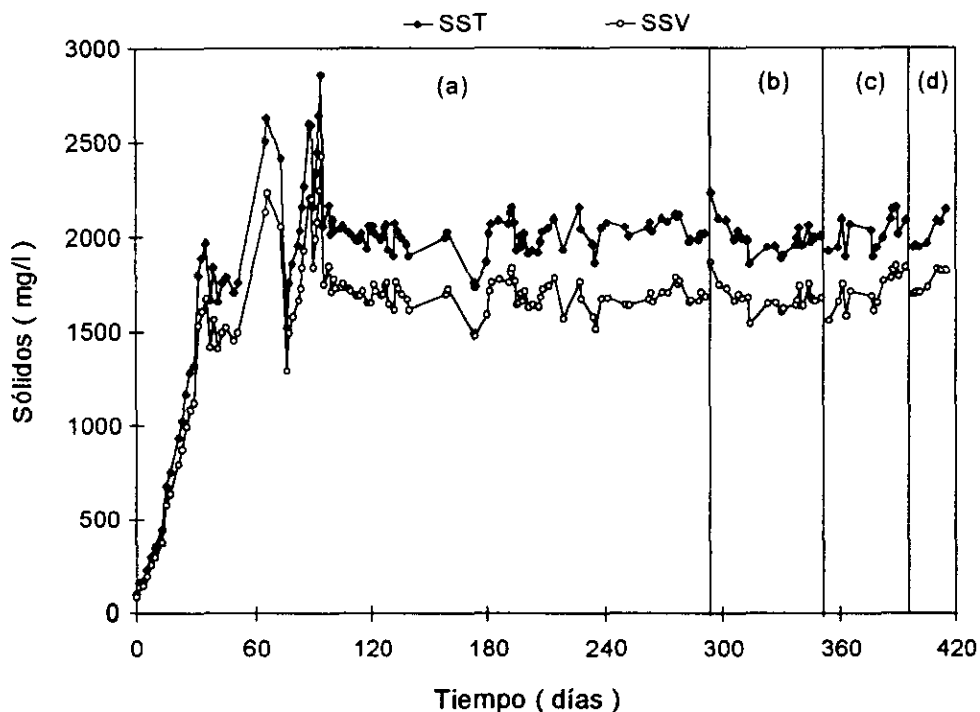


FIGURA 7.14 SST y SSV durante la eliminación de nutrientes en el SBR

TABLA 7.13 Sólidos en el licor mezclado del SBR alimentado con agua residual cruda

*CO	Días de operación	SSV (mg/l)				SST (mg/l)			
		mín	máx	med	$\sigma$	mín	máx	med	$\sigma$
0.13 <sup>(a)</sup>	33 - 51	1407	1675	1515	$\pm 104$	1655	1970	1782	$\pm 88$
0.15 <sup>(a)</sup>	65 - 115	1292	2431	1850	$\pm 298$	1520	2860	2177	$\pm 253$
0.13 <sup>(a)</sup>	118 - 286	1515	1868	1689	$\pm 88$	1865	2160	2015	$\pm 75$

\*CO media en kgDQO<sub>T</sub>/ kgSST·d

**TABLA 7.14 Sólidos en el licor mezclado del SBR alimentado con agua fermentada**

*CO	Días de operación	SSV (mg/l)				SST (mg/l)			
		mín	máx	med	$\sigma$	mín	máx	med	$\sigma$
0.13 <sup>(b)</sup>	292 -359	1543	1755	1663	$\pm 53$	1860	2240	1984	$\pm 59$
0.25 <sup>(c)</sup>	361 - 394	1587	1850	1741	$\pm 88$	1900	2160	2040	$\pm 89$
0.35 <sup>(d)</sup>	398 - 415	1700	1832	1763	$\pm 62$	1950	2150	2021	$\pm 83$

\*CO media en kgDQO<sub>7</sub>/ kgSST·d

Posteriormente, al emplear agua rica en AGV se observó que la concentración de los SST permaneció constante para las tres CO presentando una concentración media de 2015 $\pm$ 77 mg/l. Este comportamiento y un resumen de los resultados durante esta etapa se encuentran en la figura 7.14 y tabla 7.14.

Durante la alimentación con agua fermentada la cantidad de sólidos producidos fue mayor, ya que al proporcionar un sustrato más fácilmente biodegradable y un incremento en la CO se propició un crecimiento más rápido de los microorganismos, purgando durante este periodo una mayor cantidad de sólidos del sistema para poder mantener la concentración deseada. El TRC promedio manejado para las CO de 0.13, 0.25 y 0.35 kgDQO<sub>7</sub>/kgSST·d alimentando agua residual rica en AGV fue de 21, 11 y 5 días respectivamente.

### 7.2.3 Remoción de DQO

#### 7.2.3.1 DQO en el influente y efluente

Como se planteó en el capítulo anterior para esta investigación se propuso alimentar agua residual cruda con una concentración de DQO total (DQO<sub>7</sub>) de 500 mg/l ya que manteniendo constante este parámetro y los SST es más fácil mantener un control de la CO. Pero como la actividades en el Campus Universitario son muy variables fue imposible respetar este valor. El reactor se arrancó alimentando en el influente una concentración de DQO<sub>7</sub> de 457 mg/l. Manteniendo posteriormente durante los primeros 51 días de operación una concentración media de 463 $\pm$ 63 mg/l. Pasado este tiempo se incrementó la cantidad de materia orgánica en el influente para inducir el crecimiento de sólidos ya que permanecían en estado estacionario. Durante los siguientes 50 días de operación los microorganismos crecieron y la concentración alimentada promedio fue de

613±108 mg/l. En la tabla 7.15 se observa que durante los últimos 171 días en los que se alimentó agua cruda la concentración media en el influente fue de 564±68 mg/l .

A partir del día 292 se procedió a alimentar agua residual proveniente del reactor fermentador (agua residual rica en AGV) lo que ocasionó que el valor de DQO<sub>T</sub> en el influente bajara debido a que existe un consumo y transformación de materia orgánica durante el proceso de fermentación, por lo que se ajustó el volumen de llenado (V<sub>LL</sub>) para continuar operando con el mismo valor de CO empleado anteriormente (0.13 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d). Durante los siguientes dos meses se mantuvo una concentración media de 385±50 mg/l en el efluente proveniente del reactor fermentador, variando muy poco esta concentración para los siguientes dos periodos de trabajo con CO de 0.25 y 0.35 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d (ver la tabla 7.16).

Analizando estas concentraciones de materia orgánica de una manera global, se puede decir que de esta forma, se comportan realmente las concentraciones de materia orgánica en un caudal que entra a un sistema para tratamiento de aguas residuales, debido a que las actividades de un mismo campo generador, son variables y no puede ser posible encontrar la misma concentración en el influente, aunque sí se mantienen dentro de un rango.

**TABLA 7.15 DQO<sub>T</sub> del agua residual cruda alimentada al SBR**

*CO	Días de operación	DQO <sub>T</sub> influente (mg/l)			
		min	máx	med	σ
0.13 <sup>(a)</sup>	33 - 51	391	584	463	± 63
0.15 <sup>(a)</sup>	65 - 115	348	768	613	± 108
0.13 <sup>(a)</sup>	118 - 286	492	725	564	± 68

\*CO media en kgDQO<sub>T</sub> / kgSST·d

**TABLA 7.16 DQO<sub>T</sub> del agua residual fermentada alimentada al SBR**

*CO	Días de operación	DQO <sub>T</sub> influente (mg/l)			
		min	máx	med	σ
0.13 <sup>(b)</sup>	292 - 359	293	496	385	± 50
0.25 <sup>(c)</sup>	361 - 394	369	415	397	± 16
0.35 <sup>(d)</sup>	398 - 415	344	403	380	± 19

\*CO media en kgDQO<sub>T</sub> / kgSST·d



Al mismo tiempo que se cuantificó la  $DQO_T$  también se midió la DQO soluble ( $DQO_S$ ) ya que en su gran mayoría los compuestos orgánicos presentes en agua residual alimentada se presentan de esta forma por lo que es importante su análisis.

En la figura 7.15 se observa el comportamiento de los materiales orgánicos solubles ( $DQO_S$ ) cuantificados en el influente y efluente del SBR durante el tiempo experimental. Los valores de los compuestos solubles en el influente variaron de acuerdo a las concentraciones presentes en agua residual cruda. Contrario a lo que se esperaba la concentración en el efluente no se afectó significativamente al cambiar las condiciones de operación. En las tablas 7.17 y 7.18 muestran las concentraciones detectadas para cada periodo de trabajo en el SBR.

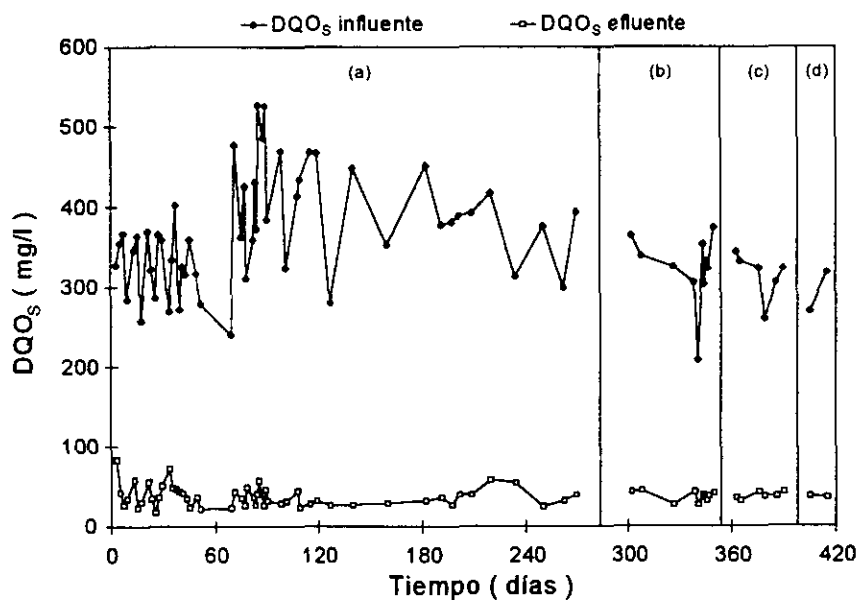


FIGURA 7.15 Perfiles de la  $DQO_S$  durante la experimentación en el SBR

TABLA 7.17  $DQO_S$  soluble durante la alimentación con agua cruda

*CO	Días de operación	$DQO_S$ influente (mg/l)				$DQO_S$ efluente (mg/l)			
		mín	máx	med	$\sigma$	mín	máx	med	$\sigma$
0.13 <sup>(a)</sup>	33 - 51	270	403	320	$\pm 43$	22	72	41	$\pm 15$
0.15 <sup>(a)</sup>	52 - 115	240	530	423	$\pm 74$	24	42	34	$\pm 5$
0.13 <sup>(a)</sup>	118 - 286	300	451	379	$\pm 37$	25	58	37	$\pm 10$

\*CO media en  $kgDQO_T / kgSST \cdot d$

**TABLA 7.18 DQO soluble en el SBR durante la alimentación con agua fermentada**

*CO	Días de operación	DQO <sub>s</sub> influente (mg/l)				DQO <sub>s</sub> efluente (mg/l)			
		mín	máx	med	σ	mín	máx	med	σ
0.13 <sup>(b)</sup>	292 - 359	209	375	324	± 47	27	45	37	± 7
0.25 <sup>(c)</sup>	361 - 394	261	346	316	± 30	32	43	38	± 4
0.35 <sup>(d)</sup>	398 - 415	270	319	294	± 35	36	38	37	± 1

\*CO media en kgDQO<sub>7</sub>/kgSST·d

Durante el tiempo en el que el reactor fue alimentado con agua residual cruda la concentración de DQO<sub>s</sub> en el efluente no presentó una diferencia significativa a pesar de que hubo un incremento en la DQO<sub>s</sub> del influente en el periodo comprendido entre el día 65 y el 115. En la tabla 7.17 se observa que durante este periodo de operación se presentó una concentración máxima de 451 mg/l y una mínima de 240 mg/l, mientras que en el efluente la concentración fue menor que 41 mg/l.

Durante la alimentación con agua residual fermentada las concentraciones de DQO<sub>s</sub> en el influente variaron muy poco para los tres valores de CO experimentadas. Cuando se operó el reactor con CO de 0.13, 0.25 y 0.35 kgDQO<sub>7</sub>/kgSST·d, la DQO<sub>s</sub> media en el influente fueron de 324±47, 316±30 y 294±35 mg/l respectivamente. En el efluente las concentraciones detectadas fueron prácticamente iguales para los tres valores de CO (ver tabla 7.18).

### 7.2.3.2 DQO<sub>s</sub> durante un ciclo alimentando agua residual cruda

Para conocer el comportamiento de remoción de DQO<sub>s</sub> durante un ciclo de tratamiento en el SBR durante los primeros 286 días de operación, se realizaron corridas cuando el reactor se encontraba estabilizado.

En la figura 7.16 se muestran los comportamientos y valores promedios obtenidos durante las corridas experimentales alimentando agua residual cruda y operando con CO de 0.13 kgDQO<sub>7</sub>/kgSST·d. Se observa que durante la fase anóxica-anaerobia 65% de materia orgánica soluble fue consumida, lo que representó la materia orgánica de fácil asimilación transformada por la BAF y solamente 11.7% se consumió en fase aerobia. Aquí mismo se observó que dos horas antes de que finalice el tratamiento, la remoción

de sustrato orgánico permaneció sin cambio. Con estas condiciones de operación se logró obtener una remoción de la DQO<sub>s</sub> del 78% obteniendo en el efluente una concentración de 25 mg/l (ver tabla 7.19).

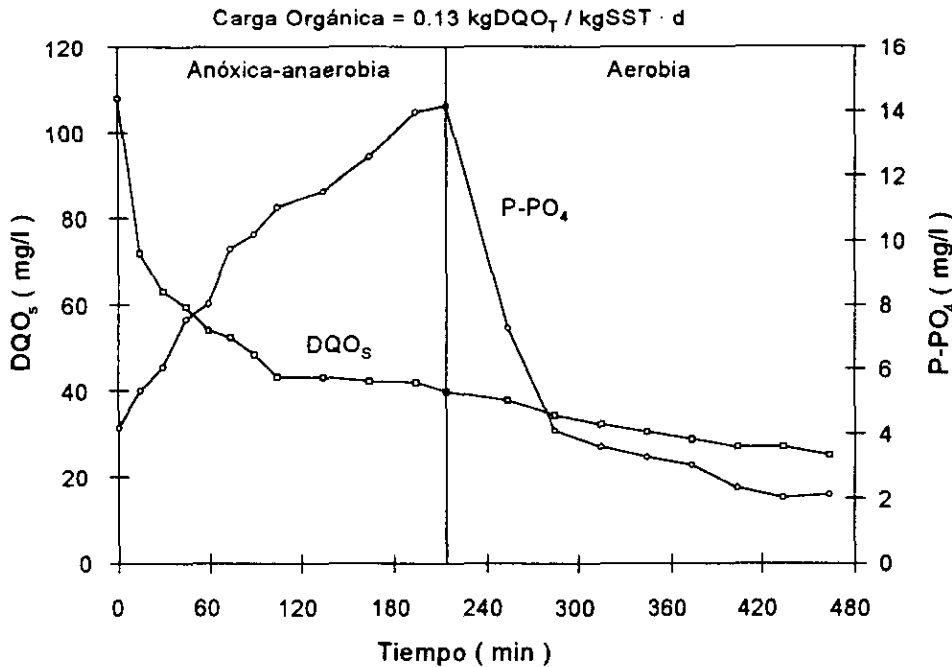


FIGURA 7.16 Eliminación de DQO y fosfatos en el SBR

TABLA 7.19 Concentración promedio de DQO<sub>s</sub> y P-PO<sub>4</sub> (en mg/l) en un ciclo

*CO	TRC	Influente		Inicio del ciclo (t = 0)		Final fase anóxica-anaerobia		Efluente	
		DQO <sub>s</sub>	P-PO <sub>4</sub>	DQO <sub>s</sub>	P-PO <sub>4</sub>	DQO <sub>s</sub>	P-PO <sub>4</sub>	DQO <sub>s</sub>	P-PO <sub>4</sub>
0.13	23	521	15	108	4	39	14	25	2

\*CO en kgDQO<sub>7</sub>/kgSST·d

### 7.2.3.3 DQO<sub>s</sub> y AGV en un ciclo alimentando agua residual fermentada

Durante la alimentación del SBR con agua residual fermentada se realizaron corridas por ciclos en los diferentes periodos de experimentación con el objeto de conocer el comportamiento de remoción de DQO<sub>s</sub> y AGV durante la operación con las tres CO. Ya que como se mencionó anteriormente, los AGV constituyen un alto porcentaje de la

materia orgánica soluble en un efluente fermentado y estos juegan un papel importante durante la RBF.

En la figura 7.17 se muestran los resultados promedio de los análisis para  $DQO_5$  y AGV durante un ciclo de tratamiento alimentando el reactor con agua residual fermentada y operando con tres CO. Se observa que las concentraciones  $DQO_5$  y AGV al inicio del ciclo son inferiores a las del efluente fermentado. Esta dilución se produce al mezclarse el influente con el remanente de agua que permanece en el SBR al final de cada ciclo. Durante la experimentación con las tres CO los AGV adicionados fueron consumidos durante la etapa anóxica-anaerobia. El tiempo que tardaron estos ácidos en ser consumidos estuvo en función de la CO. El mayor porcentaje de remoción de  $DQO_5$  se lleva a cabo durante la fase anóxica-anaerobia siendo muy poca la removida durante la etapa de aireación.

Al trabajar el reactor con una CO de  $0.13 \text{ kgDQO}_7/\text{kgSST}\cdot\text{d}$  se observa que la reacción comenzó con una  $DQO_5$  de  $87 \text{ mg/l}$ , disminuyendo posteriormente a  $58 \text{ mg/l}$  al final de la fase anóxica-anaerobia, y terminando la fase aerobia en  $36 \text{ mg/l}$ . La mayor cantidad de  $DQO_5$  fue removida durante fase anóxica-anaerobia. Aquí mismo, se ve que la concentración de AGV fue de  $12 \text{ mg/l}$  al terminar la fase de llenado siendo consumidos durante la primera hora.

Durante la operación con CO de  $0.25 \text{ kgDQO}_7/\text{kgSST}\cdot\text{d}$ , la  $DQO_5$  fue consumida de  $125$  a  $40 \text{ mg/l}$  durante la fase anóxica-anaerobia. En fase aerobia solamente 6 unidades de  $DQO_5$  fueron reducidas presentando una concentración en el efluente de  $34 \text{ mg/l}$ . La concentración inicial de AGV fue de  $58 \text{ mg/l}$  al inició del ciclo y de cero antes de las primeras dos horas de tratamiento.

Al operar con CO de  $0.35 \text{ kgDQO}_7/\text{kgSST}\cdot\text{d}$  se muestra el mismo comportamiento que los anteriores, con la diferencia que la concentración medida al final de la fase de llenado es significativamente alta para los dos parámetros. La  $DQO_5$  comienza con  $151 \text{ mg/l}$  y es consumida hasta  $59 \text{ mg/l}$  al finalizar la fase anóxica-anaerobia. En fase aerobia la concentración de la  $DQO_5$  disminuyó de  $60$  a  $36 \text{ mg/l}$ . Los AGV iniciaron con  $134 \text{ mg/l}$

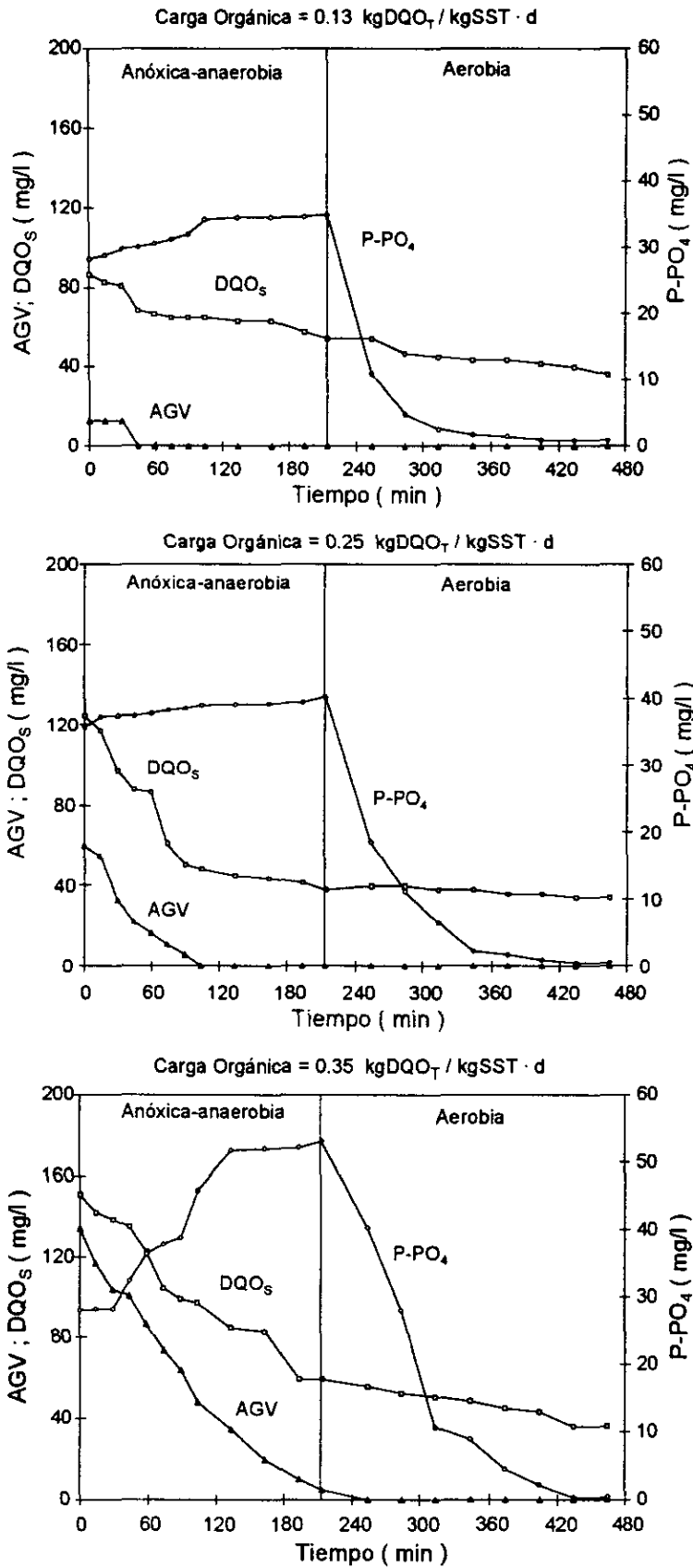


FIGURA 7.17 Perfil de AGV, DQO<sub>5</sub> y P-PO<sub>4</sub> para los ciclos representativos de tres CO

y fueron consumidos casi completamente durante los 210 minutos de la fase anóxica-anaerobia.

Con base en todos los resultados anteriores se resume que al operar el SBR con CO de 0.13, 0.25 y 0.35 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d se produjo un mismo porcentaje de remoción de DQO<sub>S</sub> obteniendo prácticamente una concentración promedio de 35 mg/l en el efluente (ver tabla 7.20). Es importante resaltar que el SBR operando con CO de 0.35 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d trató mayor cantidad de agua sin reducir la capacidad de remoción de DQO<sub>S</sub>. Los AGV fueron removidos en un 100 por ciento para las tres cargas orgánicas.

**TABLA 7.20** Concentración promedio de VFA, DQO<sub>S</sub> y P-PO<sub>4</sub> en mg/l

*CO	TRC	Influente			Inicio del ciclo (t = 0)			Final fase anóxica- anaerobia			Efluente		
		VFA	DQO <sub>S</sub>	PO <sub>4</sub> -P	VFA	DQO <sub>S</sub>	PO <sub>4</sub> -P	VFA	DQO <sub>S</sub>	PO <sub>4</sub> -P	VFA	COD <sub>S</sub>	PO <sub>4</sub> -P
0.13	21	264	306	12	13	87	28	0	58	35	0	36	0.9
0.25	11	220	274	18	58	125	35	0	40	40	0	34	0.6
0.35	5	221	318	14	134	151	28	5	59	53	0	36	0.4

\*CO media en kgDQO<sub>T</sub> / kgSST·d

#### 7.2.3.4 DQO<sub>S</sub> en el SBR bajo dos condiciones de operación

Como ya es conocido, al cambiar las características del sustrato en un sistema, el comportamiento de remoción es diferente para cada uno de los compuestos. En la figura 7.18 se compara el perfil de comportamiento de la DQO<sub>S</sub> operando el SBR con una CO de 0.13 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d alimentando agua residual cruda y fermentada. El perfil de degradación que presentó la DQO<sub>S</sub> fue prácticamente similar durante un ciclo de tratamiento para las dos formas de operación. En la tabla 7.21 se observa que el porcentaje promedio de remoción disminuyó al utilizar agua fermentada de 77 a 58 por ciento.

**TABLA 7.21** DQO<sub>S</sub> (en mg/l) y remoción

Agua residual	Influente	Inicio del ciclo (t=0)	final fase anóxica- anaerobia	Efluente	Porcentaje (remoción)
Cruda	521	108	39	25	77
Fermentada	306	86	58	36	58

El cambio bioquímico sufrido por el material orgánico en el fermentador tiene como consecuencia un desplazamiento de las poblaciones bacterianas, haciendo que la capacidad del reactor para transformar el material orgánico cambie, ya que las sustancias fácilmente biodegradables fueron modificadas en el fermentador.

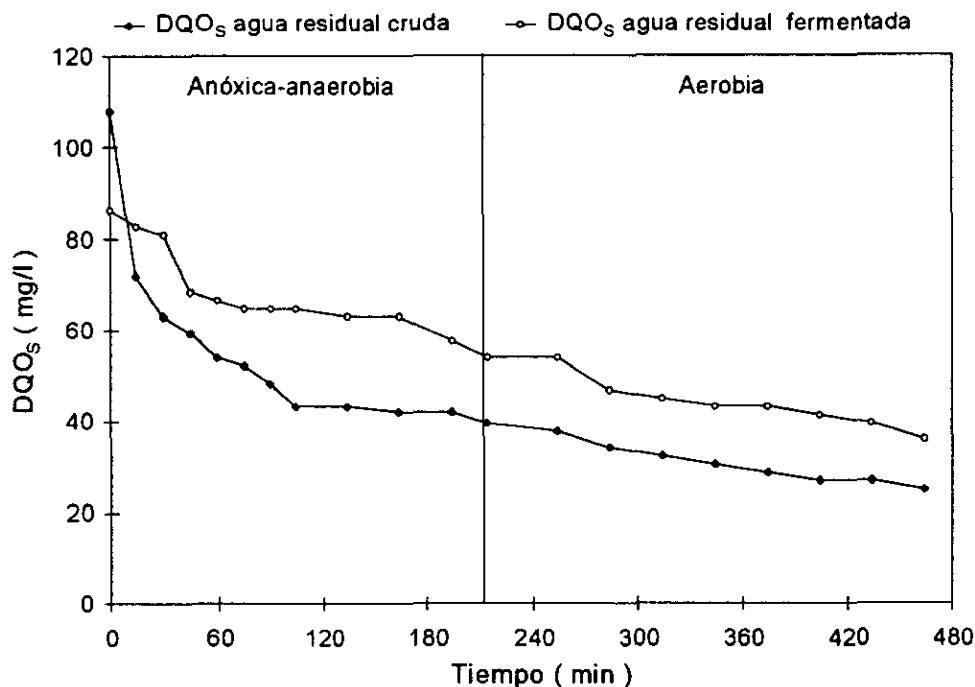


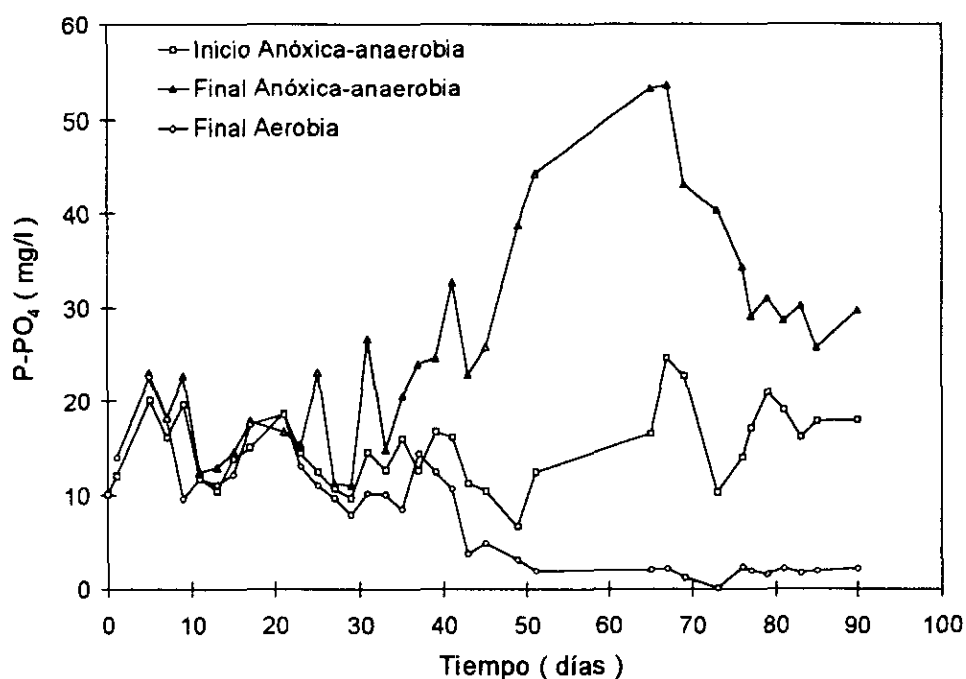
FIGURA 7.18 Comparación de la DQO<sub>5</sub> en el SBR bajo dos condiciones de operación

## 7.2.4 Remoción de fósforo

### 7.2.4.1 Establecimiento de bacterias acumuladoras de fósforo (BAF)

Para estudiar el establecimiento de BAF durante el arranque del sistema, se tomaron muestras en el ciclo al inicio, final de fase anóxica-anaerobia y final de fase aerobia a las cuales se les determinó P-PO<sub>4</sub>. En las figuras 7.19 se observa el comportamiento de estos parámetros durante los primeros 90 días de arranque y estabilización. Durante los primeros 20 días de experimentación las bacterias existentes en el sistema no presentaron el comportamiento típico de las BAF, esto posiblemente se debió a que durante ese tiempo, la relación alimento/microorganismo era muy alta, permitiendo el desarrollo de otro tipo de bacterias, las cuales presentan tiempo de duplicación

relativamente cortos. Por ejemplo bacterias fermentadoras, o quizá la cantidad de materia orgánica capturada durante la fase anóxica-anaerobia era muy poca pasando gran cantidad de este sustrato a la fase aerobia. Esto permitió que las bacterias aerobia estrictas, siguieran creciendo sin recurrir a una ruta alterna que involucre la eliminación de fósforo. A partir de día 43 fue cuando la excreción de  $P-PO_4$  al finalizar la fase anóxica-anaerobia fue de aproximadamente el doble de la concentración inicial y una captura del 83.6% del mismo material al finalizar la fase aerobia. Durante los siguientes 47 días, el comportamiento del sistema fue similar, logrando obtener una remoción del



**FIGURA 7.19** Perfil de los fosfatos ( $P-PO_4$ ) en el SBR durante el arranque y estabilización del proceso

90% después de 90 días de operación. En este tiempo se consideró que el reactor estaba estable y que las BAF estaban en el sistema. Al respecto, González (1989) considera de forma práctica que las BAF se han establecido y estabilizado dentro del reactor cuando, durante la fase anaerobia se elimina el 80% de la materia orgánica y cuando se detecta en el medio una cantidad de fósforo, al menos igual al doble de la concentración inicial.



### 7.2.4.2 Fosfatos (P-PO<sub>4</sub>) en el SBR

Una vez que las bacterias ya estaban establecidas en el sistema, se continuó con la experimentación en el reactor. En la figura 7.20 se muestra el comportamiento de las concentraciones de los fosfatos detectados en el influente y efluente del agua residual durante el tiempo que se mantuvo en operación el SBR. Se observa que la concentración de P-PO<sub>4</sub> en el influente varió durante todo el tiempo experimental presentando una concentración media de 15±45 mg/l. Estas variaciones en el influente fueron causadas por los cambios presentados en las aguas residuales que llegan a la planta para tratamiento de Ciudad Universitaria. La concentración media detectada en el efluente después de estabilizado el reactor fue de 2±0.7 mg/l alimentando agua residual cruda y menos de 1 mg/l cuando se cambió a fermentada (ver tablas 7.22 y 7.23).

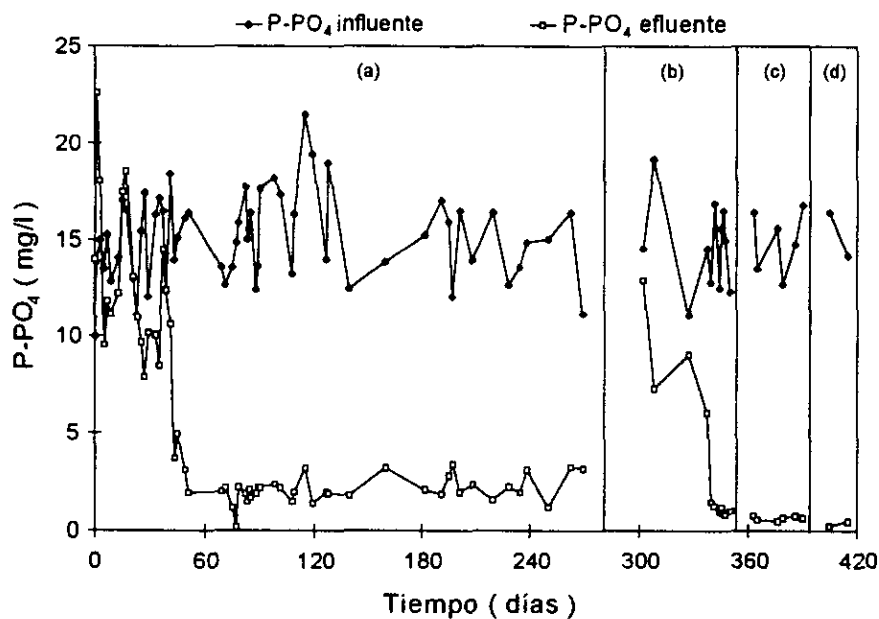


FIGURA 7.20 Comportamiento de los fosfatos en el SBR

TABLA 7.22 P-PO<sub>4</sub> durante la alimentación del SBR con agua residual cruda

*CO	Días de operación	P-PO <sub>4</sub> influente (mg/l)				P-PO <sub>4</sub> efluente (mg/l)			
		mín	máx	med	σ	mín	máx	med	σ
0.13 <sup>(a)</sup>	33 - 51	12	18	15	±2	2	14	8	±4
0.15 <sup>(a)</sup>	65 - 115	12	18	15	±2	0	3	2	±1
0.13 <sup>(a)</sup>	118 - 286	11	19	15	±2	1	3	2	±1

\*CO media en kgDQO<sub>7</sub> / kgSST · d

**TABLA 7.23 P-PO<sub>4</sub> durante la alimentación del SBR con agua residual fermentada**

*CO	Días de operación	P-PO <sub>4</sub> influente (mg/l)				P-PO <sub>4</sub> efluente (mg/l)			
		mín	máx	med	σ	mín	máx	med	σ
0.13 <sup>(b)</sup>	292 -359	11	19	15	± 2	0.8	13	4	± 4
0.25 <sup>(c)</sup>	361 - 394	13	17	15	± 2	0.4	0.7	0.6	0
0.35 <sup>(d)</sup>	398 - 415	14	16	15	± 1	0.3	0.5	0.4	0

\*CO media en kgDQO<sub>T</sub>/ kgSST-d

#### 7.2.4.3 P-PO<sub>4</sub> durante un ciclo alimentando agua cruda

En la figura 7.16 se muestra el comportamiento de P-PO<sub>4</sub> en el ciclo durante la alimentación de agua residual cruda. Se observa que al finalizar la fase anóxica-anaerobia se presentó una excreción de P-PO<sub>4</sub> mayor de 200% con respecto a la concentración inicial y una captura del 95 % de todo el fósforo disuelto al final de fase aerobia. Bajo estas condiciones de operación se logró obtener una remoción de P-PO<sub>4</sub> del 84% y una concentración media de 2 mg/l de P-PO<sub>4</sub> en el efluente al finalizar el ciclo de tratamiento (ver tabla 7.19).

#### 7.2.4.4 P-PO<sub>4</sub> durante un ciclo alimentando agua fermentada

Para observar el comportamiento de los fosfatos durante el suministro de un influente rico en AGV se realizaron corridas en varios ciclos de tratamiento para los tres valores de carga orgánica. En la figura 7.17 se observa el comportamiento en los ciclos para las tres CO experimentadas en ésta etapa.

En la tabla 7.20 se muestran los resultados promedio de los análisis para P-PO<sub>4</sub> durante el análisis de los ciclos. La concentración de P-PO<sub>4</sub> presente en el medio fue mayor a la en el tiempo de llenado. La cantidad de fósforo excretado al final de fase anóxica-anaerobia se encuentra en función de los AGV disponibles en el influente. Durante fase aerobia el mayor porcentaje de P-PO<sub>4</sub> capturado se llevó a cabo en las primeras dos horas para los tres valores de CO experimentados.

Cuando se operó el reactor con una CO de 0.13 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST-d, la concentración de fosfatos al iniciar la etapa anóxica-anaerobia fue de 28 mg/l y incrementó a 35 al finalizar esta, decreciendo posteriormente a 0.9 mg/l al final de la fase aerobia. De acuerdo a

Muñoz y González, (1996) la excreción de fósforo esperada en la fase anaerobia puede ser de más del 200% de la concentración presente en el influente. En este caso, el comportamiento del P-PO<sub>4</sub> durante la fase de llenado no se monitoreó y se asume que la excreción anaerobia de fosfatos esta en función de la captura de AGV y otras sustancias orgánicas.

Con una CO de 0.25 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d los fosfatos presentaron una excreción mayor que la de la CO anterior siendo esta de 40 mg/l a finalizar la fase anóxica-anaerobia. Al terminar la fase aerobia el 98.5% del P-PO<sub>4</sub> fue capturado encontrando en el efluente una concentración de 0.6 mg/l.

Al incrementar la relación alimento/microorganismo a 0.35 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d, la concentración de P-PO<sub>4</sub> presente después del llenado fue de 28 mg/l incrementando a 53 mg/l al finalizar la fase anóxica-anaerobia. Posteriormente al finalizar el tiempo de reacción aerobio se detectó en el efluente una concentración igual a 0.4 mg/l. Con esta CO se alcanzó el más alto porcentaje de remoción de fosfatos en toda la experimentación.

Al analizar este comportamiento y relacionarlo con las CO de estudio se puede decir que al incrementar la CO en el sistema, la relación AGV/microorganismo es mayor, lo que propicia un incremento en la cantidad de sustrato almacenado por las BAF durante el tiempo de reacción, lo que trae como consecuencia un incremento en el porcentaje de remoción de fosfatos. Aquí mismo, se observa que la remoción de P-PO<sub>4</sub> aumentó al disminuir el TRC. De los datos presentados en la tabla 7.29 se ve que la concentración de P-PO<sub>4</sub> en el efluente bajó al incrementar la CO.

#### **7.2.4.5 Remoción de fósforo bajo dos condiciones de operación**

En la figura 7.21 se observan los perfiles de los fosfatos en el SBR cuando se alimentó el reactor con agua residual cruda y fermentada y una CO de 0.13 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d. Se puede ver que hubo diferencia significativa en la cantidad de fosfatos excretados en la fase anóxica-anaerobia, siendo esta de 14 mg/l alimentando agua residual cruda y de 35

mg/l alimentando agua residual fermentada. El comportamiento de captura en fase aerobia fue muy similar.

En la tabla 7.24 se ve que el agua fermentada beneficia la RBF obteniendo efluentes con una concentración menor que 1 mg/l. Al alimentar agua residual cruda se obtuvo una concentración de 2 mg/l. Este cambio es posible que se deba a que al preferir AGV las BAF se reproducen en gran número y/o a que su metabolismo es más eficiente para almacenar fosfatos.

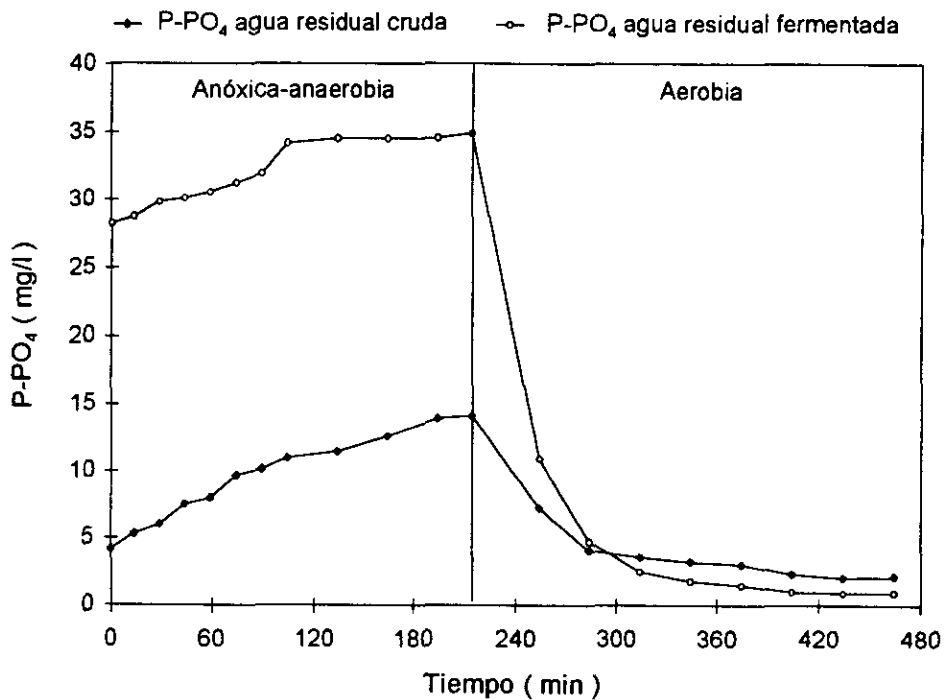


FIGURA 7.21 Comparación la remoción de fosfatos durante un ciclo de tratamiento

TABLA 7.24 Concentración de fosfatos (en mg/l) y remoción

Agua residual	Influyente	Inicio del ciclo (t=0)	Final fase anóxica-anaerobia	Efluente	Porcentaje (remoción)
Cruda	15	4	14	2	49
Fermentada	12	28	35	0.95	97

## 7.2.5 Remoción de nitrógeno

### 7.2.5.1 Establecimiento de bacterias nitrificantes (BN) y desnitrificantes (BDN)

Para estudiar el establecimiento de BN y BDN en el sistema, se analizaron dentro de los primeros meses de operación los compuestos de amonio ( $N-NH_4$ ) y nitratos ( $N-NO_3$ ) al inicio de la fase anóxica-anaerobia, final anóxica-anaerobia y final aerobia. En la gráfica 7.22 se observa que en los primeros cuarenta días, el  $N-NH_4$  no presentó cambios significativos, las concentraciones detectadas en todos los ciclos fueron mayores de 20 mg/l lo que provocó un acumulamiento de  $N-NH_4$  en el medio. Sin embargo, a partir del día 40, la concentración disminuyó paulatinamente en cada fase del ciclo. Al inicio de la fase anóxica-anaerobia las concentraciones se encontraron en un ámbito entre 3 y 8.5 mg/l, mientras que en el efluente estas variaron entre 1 y 2 mg/l. Después de 90 días de operación se removió cerca del 90 por ciento del  $N-NH_4$  presente en el influente. Con estos resultado se puede decir que las BN estaban establecidas dentro del sistema.

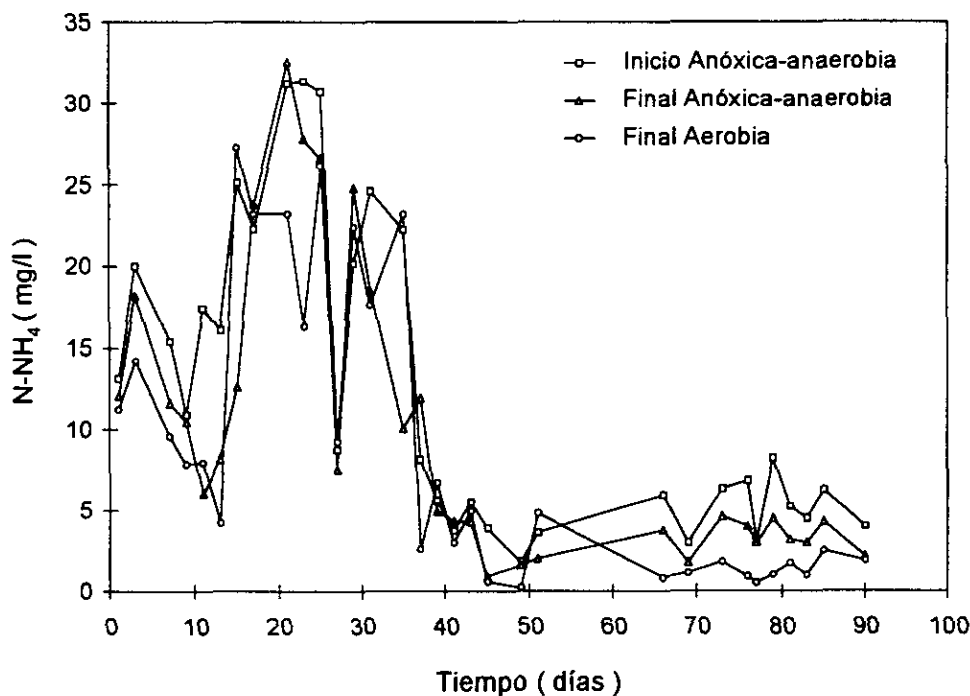


FIGURA 7.22 Comportamiento del  $N-NH_4$  durante el establecimiento de BN y BDN

Para saber de forma certera, si el reactor estaba nitrificando, se analizó el  $N-NO_3$  del agua residual al mismo tiempo que se analizó el  $N-NH_4$  en este periodo de experimentación. La concentración de  $N-NO_3$  al inicio de la fase anóxica-anaerobia se mantuvo en un valor medio de 0.8 mg/l, disminuyendo a cero al final de la fase anóxica-anaerobia debido a la presencia de BDN. A partir del día 7 comenzó a aumentar la concentración de  $N-NO_3$  durante la fase aerobia. En la figura 7.23 se observa que durante los primeros 90 días de operación la concentración promedio de  $N-NO_3$  en el efluente fue de 0.85 mg/l de  $N-NO_3$ .

Con base en los resultados obtenidos en este periodo experimental, se comprobó que el reactor nitrificaba y que BN y BDN se encontraban dentro de los consorcios bacterianos establecidos dentro del sistema.

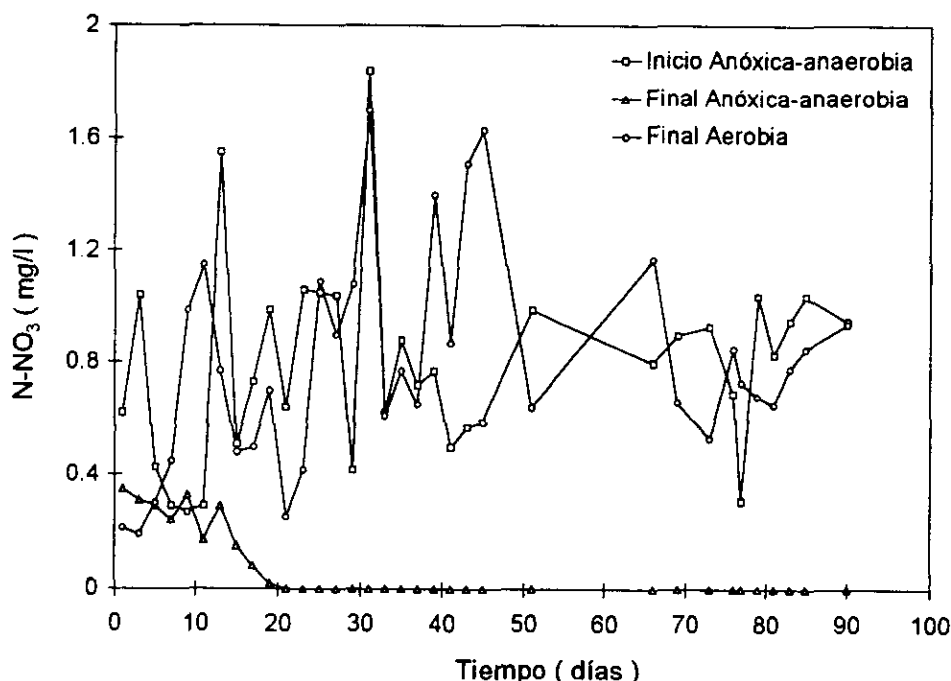


FIGURA 7.23 Perfil del  $N-NO_3$  durante el establecimiento de BN y BDN

#### 7.2.5.2 Amonio ( $N-NH_4$ ) y nitratos ( $N-NO_3$ ) en el SBR

En la figura 7.24 se muestran los perfiles del  $N-NH_4$  en el influente y efluente del SBR. Las concentraciones de  $N-NH_4$  en el influente variaron en un ámbito de 6 a 65 mg/l. La

causa de que se presenten altas concentraciones de amonio en el influente no se investigó, pero probablemente la fuente generadora sean las descargas provenientes de la Escuela de Veterinaria de la Universidad. Se observa que durante el periodo comprendido del día 65 al 286 se presentó en el influente una concentración media de N-NH<sub>4</sub> de 19.5±8 mg/l, al mismo tiempo en el efluente fue de 2.4±1 mg/l (ver tabla 7.25).

Durante el suministro de agua fermentada y operando con CO de 0.13 y 0.35 kgDQO<sub>7</sub>/kgSST·d, las concentración del N-NH<sub>4</sub> en efluente fue menor de 0.5 mg/l, mientras que al experimentar con una CO de 0.25 kgDQO<sub>7</sub>/kgSST·d no se observó una nitrificación total, debido a que se detectó en el influente una alta concentración de N-NH<sub>4</sub>. La concentración media en el efluente fue de 37±18 mg/l (ver tabla 7.26).

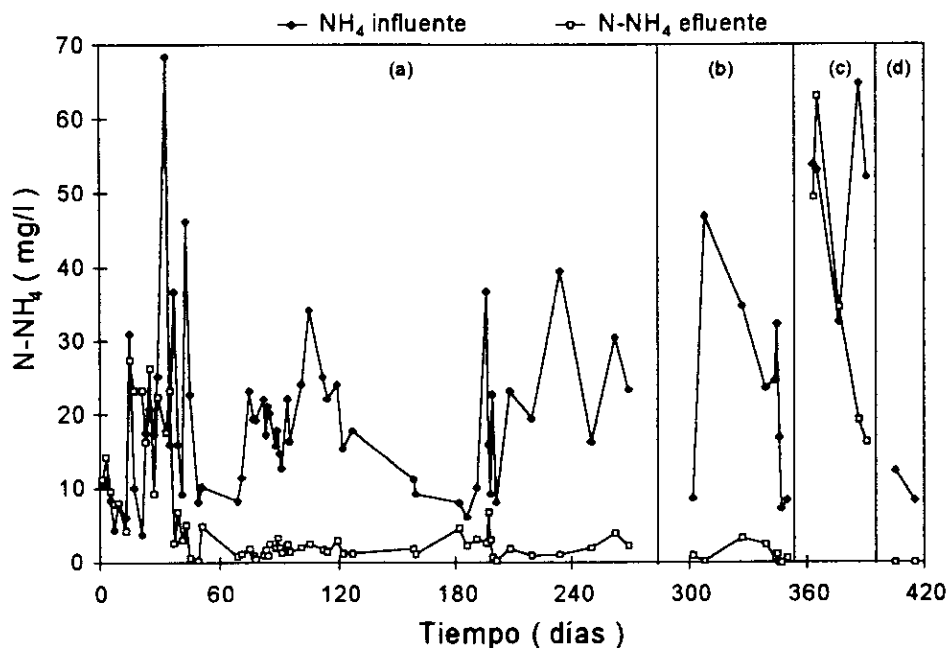


FIGURA 7.24 Perfil del N-NH<sub>4</sub> durante el tiempo experimental en el SBR

TABLA 7.22 N-NH<sub>4</sub> en el SBR durante la alimentación con agua residual cruda

*CO	Días de operación	N-NH <sub>4</sub> influente (mg/l)				N-NH <sub>4</sub> efluente (mg/l)			
		min	máx	med	σ	min	máx	med	σ
0.13 <sup>(a)</sup>	33 - 51	8	68	7	± 8	0.3	23	26	± 21
0.15 <sup>(a)</sup>	65 - 115	8	34	19	± 6	0.5	3	2	± 1
0.13 <sup>(a)</sup>	118 - 286	6	39	20	± 10	0.6	7	2	± 1

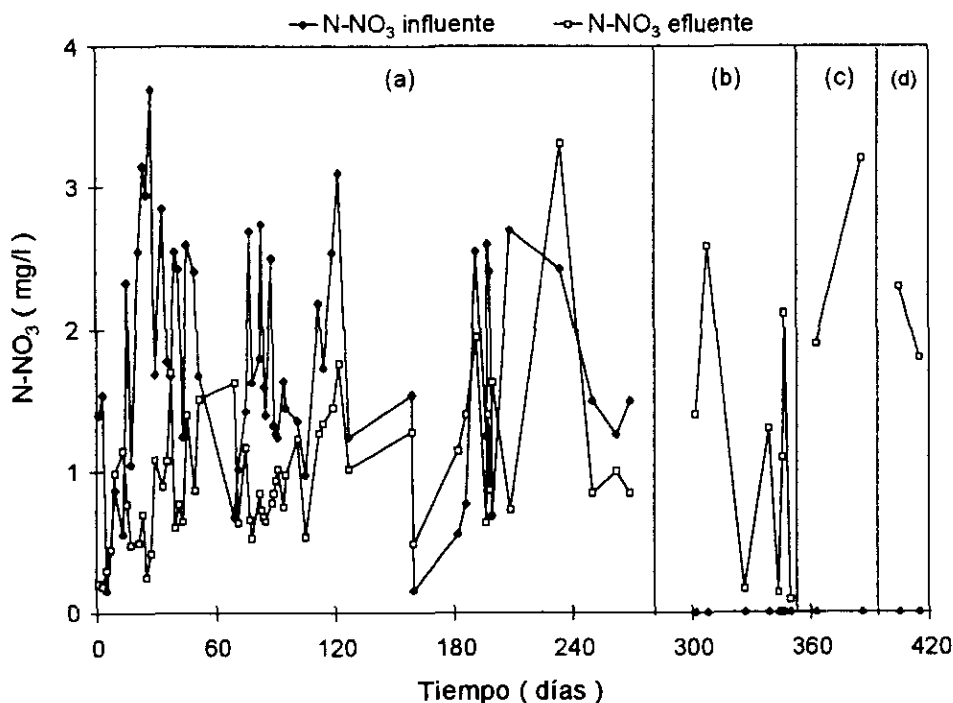
\*CO media en kgDQO<sub>7</sub> / kgSST·d

**TABLA 7.26** Concentración de N-NH<sub>4</sub> alimentando el SBR con agua rica en AGV

*CO	Días de operación	N-NH <sub>4</sub> influente (mg/l)				N-NH <sub>4</sub> efluente (mg/l)			
		mín	máx	med	σ	mín	máx	med	σ
0.13 <sup>(b)</sup>	292 - 359	7	47	23	±14	0	3	1	±1
0.25 <sup>(c)</sup>	361 - 394	32	65	51	±12	16	63	37	±18
0.35 <sup>(d)</sup>	398 - 415	8	12	10	±3	0	0	0	0

\*CO media en kgDQO<sub>7</sub> / kgSST-d

En la figura 7.25 se muestran los valores de las concentraciones de N-NO<sub>3</sub> en el influente y efluente durante la experimentación en el SBR. La concentraciones de N-NO<sub>3</sub> presentes en el agua residual cruda, que fue suministrada al reactor durante los primero 286 días de experimentación, presentó un valor promedio de 1.8±0.6 mg/l disminuyendo posteriormente a cero mg/l durante la fase anóxica-anaerobia. Esta disminución fue causada por los procesos de desnitrificación que se llevan a cabo en el sistema. Al mismo tiempo, en la fase aerobia, la concentración de N-NO<sub>3</sub> aumentó debido a los procesos de nitrificación, encontrando una concentración media en el efluente de 1±0.4 mg/l (ver tabla 7.27).



**FIGURA 7.25** Perfil de los N-NO<sub>3</sub> durante el periodo experimental en el SBR



Al suministrar agua residual fermentada la concentración de N-NO<sub>3</sub> presente en el influente fue de cero, ya que estos fueron reducidos por BDN en el fermentador. Al operar el reactor con una CO de 0.13 kgDQO<sub>7</sub>/kgSST·d la concentración media en el efluente fue de 1±0.4 mg/l, en tanto que al trabajar con CO de 0.25 y 0.35 kgDQO<sub>7</sub>/kgSST·d esta concentración fue de 3±1 y 2±0.5 mg/l respectivamente (ver tabla 7.28).

**TABLA 7.27 N-NO<sub>3</sub> en el SBR alimentando agua residual cruda**

*CO	Días de operación	N-NO <sub>3</sub> influente (mg/l)				N-NO <sub>3</sub> efluente (mg/l)			
		mín	máx	med	σ	mín	máx	med	σ
0.13 <sup>(a)</sup>	33 - 51	1	3	2	± 0.5	0.5	12	1	± 0.4
0.15 <sup>(a)</sup>	65 - 115	0.1	3	2	± 0.6	0.5	2	1	± 0.3
0.13 <sup>(a)</sup>	118 - 286	0.2	3	2	± 0.7	0.5	3	1	± 0.7

\*CO media en kgDQO<sub>7</sub>/ kgSST·d

**TABLA 7.28 N-NO<sub>3</sub> en el SBR alimentando agua residual fermentada**

*CO	Días de operación	N-NO <sub>3</sub> influente (mg/l)				N-NO <sub>3</sub> efluente (mg/l)			
		mín	máx	med	σ	mín	máx	med	σ
0.13 <sup>(b)</sup>	292 - 359	0	0	0	0	0	3	1	± 1
0.25 <sup>(c)</sup>	361 - 394	0	0	0	0	2	3	3	± 1
0.35 <sup>(d)</sup>	398 - 415	0	0	0	0	2	2	2	± 0.5

\*CO media en kgDQO<sub>7</sub>/ kgSST·d

### 7.2.5.3 N-NH<sub>4</sub> y N-NO<sub>3</sub> durante un ciclo alimentando agua cruda

En la figura 7.26 se observan los perfiles de comportamiento de los compuestos de nitrógeno en un ciclo alimentando agua residual cruda y operando con una CO de 0.13 kgDQO<sub>7</sub>/kgSST·d. Se puede ver que el N-NH<sub>4</sub> incrementó su concentración de 12 a 16 mg/l durante la fase anóxica-anaerobia, a causa de los fenómenos de amonificación y a la desaminación de algunos aminoácidos presentes en el medio (Schegel,1988). Posteriormente, la concentración disminuyó hasta 0.3 mg/l al finalizar la fase aerobia. En este ciclo se logró una remoción del 95.5% de N-NH<sub>4</sub> presente en el sistema.

En este mismo periodo, la concentración de N-NO<sub>3</sub> descendió de 1.5 mg/l que se tenían al iniciar la fase anóxica-anaerobia hasta prácticamente a cero al finalizar esta etapa. Al final de la etapa aerobia la concentración de N-NO<sub>3</sub> incrementó nuevamente hasta 3

mg/l. Este incremento se llevó a cabo por acción de bacterias nitrificantes, las cuales convierten el  $N-NH_4$  a  $N-NO_3$ .

En la tabla 7.29 se observa que en este tiempo se operó el reactor con un TRC de 23 días, el cual es considerado adecuado para garantizar una nitrificación completa. Al respecto Hang-Sik, *et al.* (1993) reportan que obtuvieron una nitrificación del 95% manejando un TRC igual a 15 días.

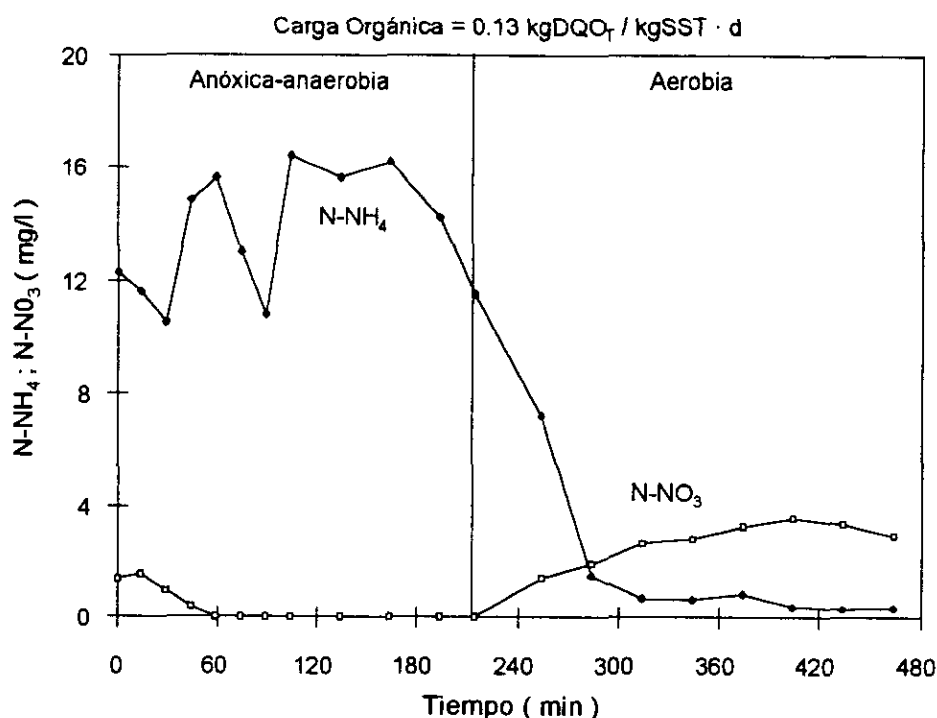


FIGURA 7.26 Eliminación de nitrógeno en el SBR

TABLA 7.29 Valores promedio de  $N-NH_4$  y  $N-NO_3$  (en mg/l)

*CO	TRC	Influyente		Inicio del ciclo (t = 0)		Final fase anóxica-anaerobia		Efluente	
		N-NH <sub>4</sub>	N-NO <sub>3</sub>	N-NH <sub>4</sub>	N-NO <sub>3</sub>	N-NH <sub>4</sub>	N-NO <sub>3</sub>	N-NH <sub>4</sub>	N-NO <sub>3</sub>
0.13	23	47	2.2	12.2	1.4	11.5	0	0.3	3

\*CO media en kgDQO<sub>7</sub> / kgSST·d

#### 7.2.5.4 N-NH<sub>4</sub> y N-NO<sub>3</sub> durante un ciclo alimentando agua fermentada

En la tabla 7.27 se muestran los perfiles del N-NH<sub>4</sub> y N-NO<sub>3</sub> durante un ciclo representativo para las CO experimentadas alimentando agua residual fermentada. Se observa que la concentración de N-NH<sub>4</sub> en el influente fue diferente en cada periodo de experimentación (ver tabla 7.30).

Cuando se experimentó con CO de 0.13 y 0.35 kgDQO<sub>7</sub>/kgSST·d la concentración de N-NH<sub>4</sub> en el influente fue de 6.5 y 8 mg/l respectivamente, obteniendo una nitrificación completa en ambos casos. Al operar reactor con una CO de 0.25 kgDQO<sub>7</sub>/kgSST·d la concentración de N-NH<sub>4</sub> en el influente fue de 65 mg/l, lo que propició una acumulación de este compuesto en el medio, eliminando solamente 21 mg/l durante todo el ciclo.

Aquí mismo, se observa que para las tres CO empleadas, los N-NO<sub>3</sub> presentes al inicio del ciclo fueron consumidos rápidamente por las bacterias desnitrificantes durante la primera hora de tratamiento y producidos inmediatamente después de establecidas las condiciones aerobias. Este comportamiento se debió a que al proporcionar un sustrato fácilmente biodegradable en la etapa anaerobia, las BDN tomaron los AGV como fuente de carbono ocurriendo en este periodo un alto grado de desnitrificación.

Otro factor importante analizado en el proceso fue el TRC, el cual disminuyó al incrementar la relación AGV/microorganismos pero como se ve, éste no afectó el proceso de nitrificación. Los TRC empleados permiten el desarrollo de microorganismos nitrificantes.

Con base en los resultados obtenidos, se puede concluir que alimentar el SBR con agua residual rica en AGV no afectó el desarrollo de las BN, lo que permitió lograr alto grado de nitrificación para los tres valores de CO probada.

**TABLA 7.30** Valores de los compuestos de nitrógeno (en mg/l) obtenidos para la tres CO

*CO	TRC	Influente		Inicio del ciclo (t=0)		Final fase anóxica-anaerobia		Efluente	
		N -NH <sub>4</sub>	N -NO <sub>3</sub>	N-NH <sub>4</sub>	N -NO <sub>3</sub>	N -NH <sub>4</sub>	N -NO <sub>3</sub>	N -NH <sub>4</sub>	N -NO <sub>3</sub>
0.13	21	6.5	0	0.5	0.5	0.5	0	0	1
0.25	11	65	0	40	2	23	0	19	3
0.35	5	8	0	1	1	0	0	0	2

\*CO media en kgDQO<sub>7</sub>/ kgSST·d

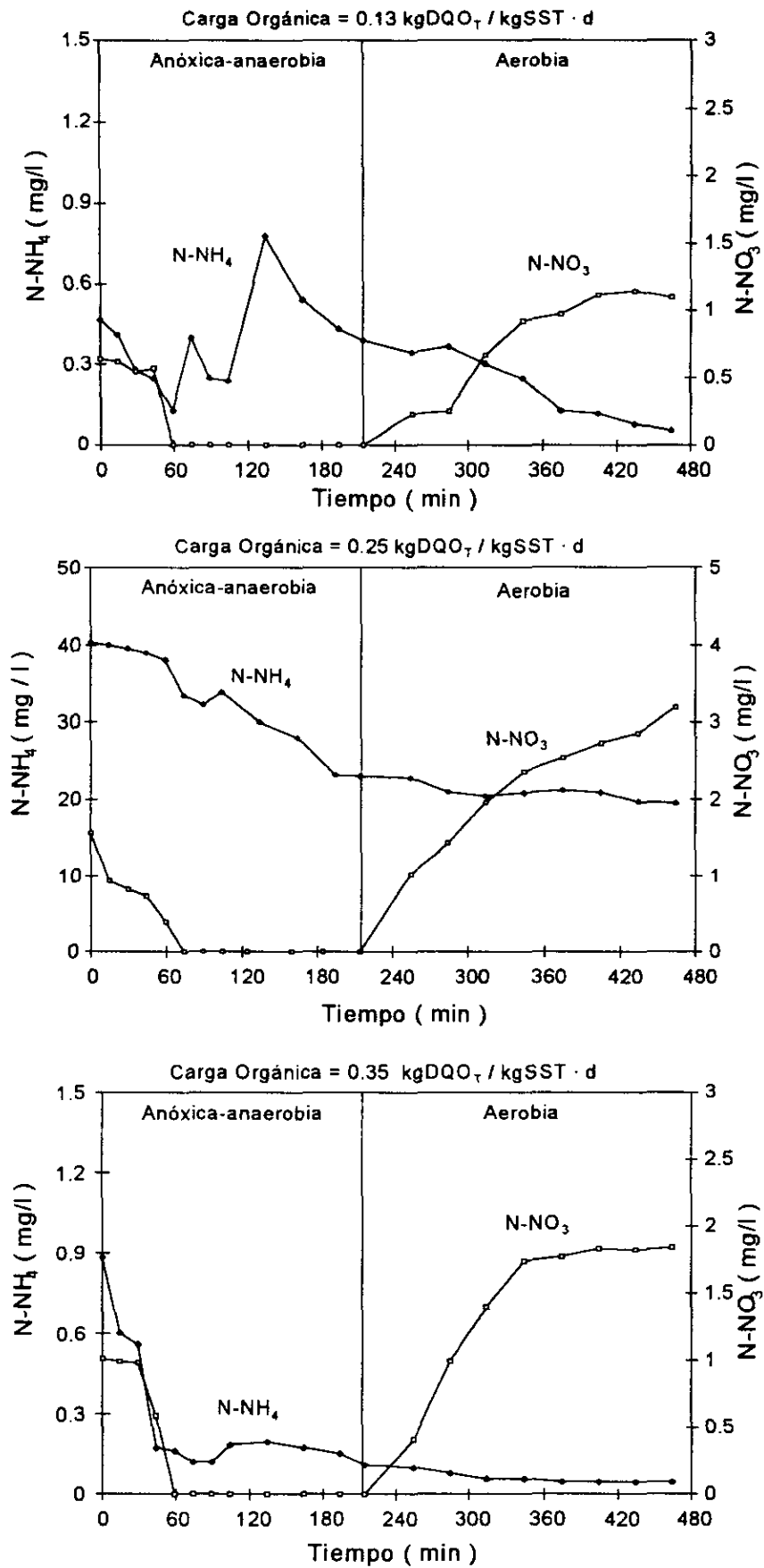


FIGURA 7.27 Perfil de los compuestos de nitrógeno para la tres CO

### 7.2.5.5 Remoción de N-NH<sub>4</sub> y N-NO<sub>3</sub> bajo dos condiciones de operación

En los dos casos se observa una nitrificación completa (ver figura 7.28) a pesar de que las concentraciones de amonio y las características del sustrato en el influente fueron diferentes. Para ambos casos en fase anóxica-anaerobia no se realizó una alta remoción de N-NH<sub>4</sub>, mientras que durante la fase aerobia se removió casi el 100 por ciento el N-NH<sub>4</sub> presente en el medio. Esto se debe a que, empleando CO bajas, los altos tiempos de retención celular (mayores de 20 días) que se manejan en los procesos garantizan la colonización de bacterias nitrificantes y a que la presencia de AGV no afecta su desarrollo.

En la figura 7.29 se muestra una comparación de los perfiles de degradación que presentó el N-NO<sub>3</sub> en un ciclo de tratamiento bajo las dos condiciones de operación mencionadas anteriormente. En ambos casos durante la fase anóxica-anaerobia el N-NO<sub>3</sub> fue transformado en su totalidad en la primera hora después de terminado el llenado del reactor, apareciendo rápidamente al iniciar la etapa de aireación. Al final del ciclo, se detectó en el efluente una concentración de 3 mg/l al alimentar agua residual cruda y 1 mg/l cuando se alimentó con agua fermentada. Al observar estos resultados, se puede decir que quizá la concentración de N-NO<sub>3</sub> en el efluente se encuentra en función de la concentración de N-NH<sub>4</sub> en el influente (ver tabla 7.2).

**TABLA 7.31** Concentración de N-NH<sub>4</sub> (en mg/l) y remoción

Agua residual	Influente	Inicio del ciclo (t=0)	Final anóxica-anaerobia	Efluente	Porcentaje (remoción)
Cruda	47	12	11	0.3	98
Fermentada	7	0.5	0.5	0	100

**TABLA 7.32** Concentración de nitratos (en mg/l) y remoción

Agua residual	TRC (días)	Influente	Inicio del ciclo (t=0)	Final fase anóxica-anaerobia	Efluente
Cruda	23	2	1.5	0	3
Fermentada	21	0	0.6	0	1

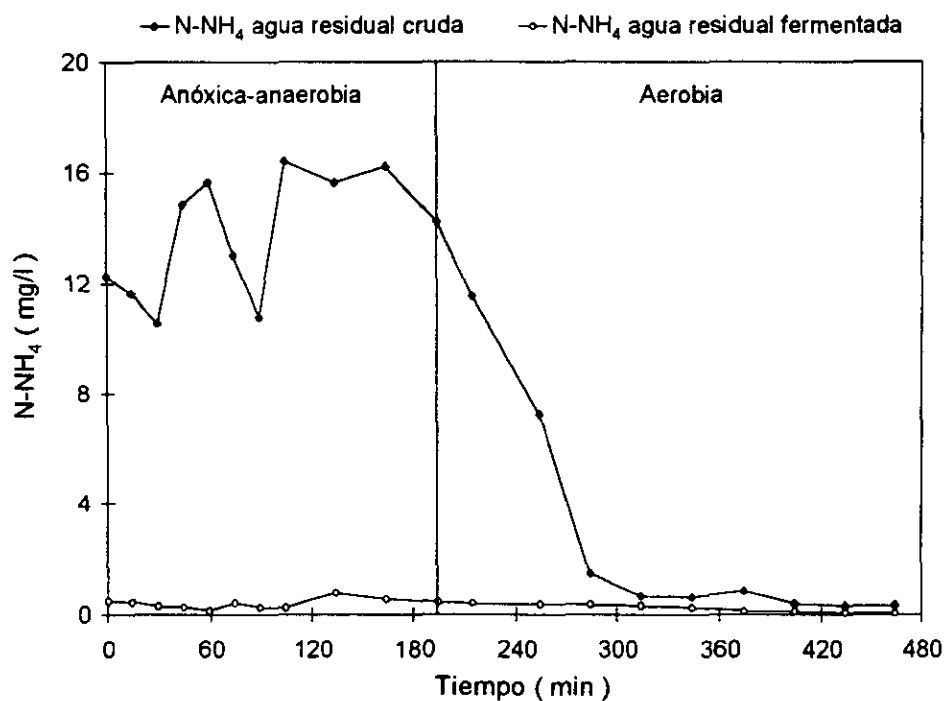


FIGURA 7.28 Comparación de remoción de  $N-NH_4$  durante la eliminación de nutrientes

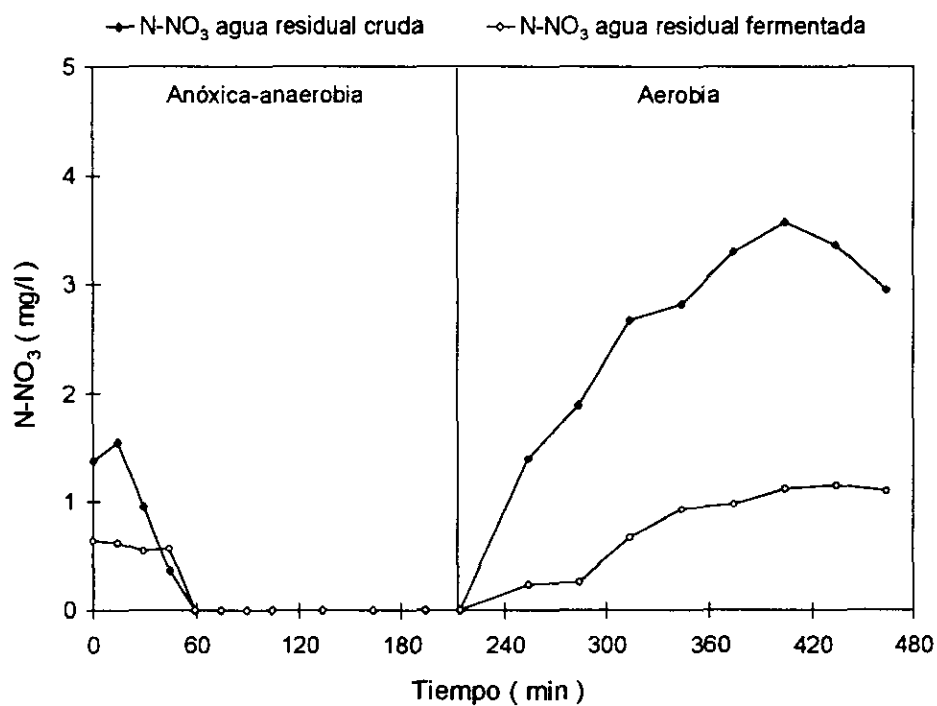


FIGURA 7.29 Comparación de remoción de  $N-NO_3$  durante la eliminación de nutrientes

## 7.2.6 Factores ambientales

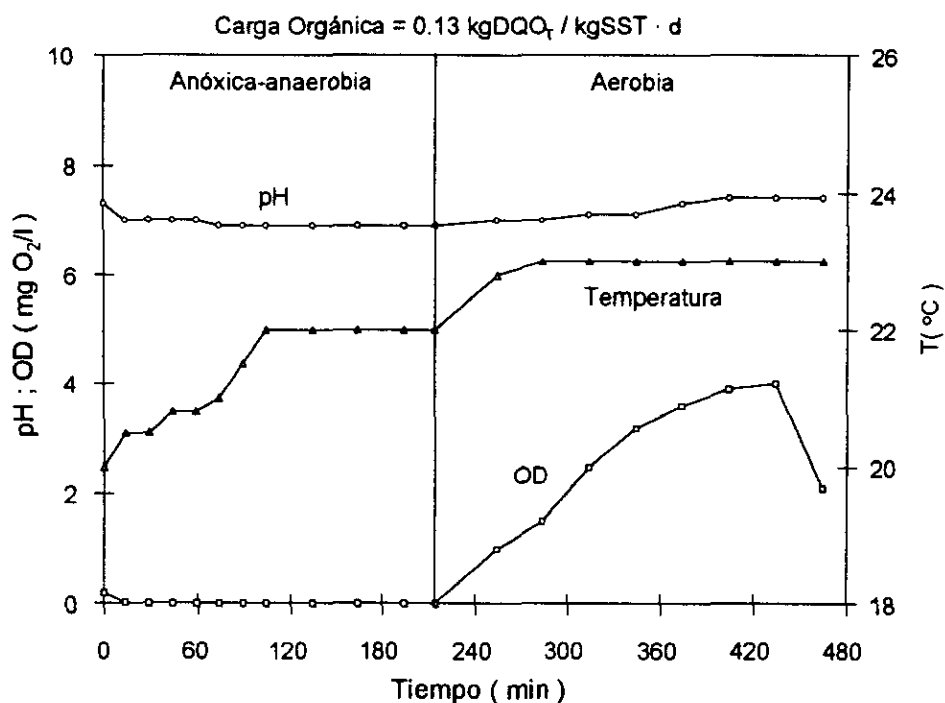
En el transcurso de esta investigación se midieron tres parámetros ambientales. En el influente crudo y fermentado se midió pH y temperatura. En el análisis de los ciclos, además de los parámetros medidos en el influente, también se midió el oxígeno disuelto (OD). Los valores medios medidos en el agua cruda se muestran en la tabla 6.1. Cuando se suministró agua fermentada los valores del influente corresponden a los valores cuantificados en el efluente fermentado durante los últimos 143 días de operación del SBR fermentador. De forma general estos factores se comportaron relativamente estables y su variación no puede ser considerada como un factor que afecte el comportamiento de los procesos microbianos analizados en esta investigación.

### 7.6.1.1 Factores ambientales en un ciclo alimentando agua cruda

En la figura 7.31 se muestra el comportamiento de los parámetros ambientales promedio en un ciclo de tratamiento en el SBR alimentando agua residual cruda y trabajando con una CO de 0.13 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST-d.

Durante la fase anóxica-anaerobia el pH disminuyó de 7.3 a 6.9, esta disminución se debió a la fermentación anaerobia de la materia orgánica insoluble a AGV. En fase aerobia el valor del pH incrementó de 6.9 a 7.4. Los valores de pH en el ciclo de tratamiento se mantuvieron dentro de un rango de 6.9 a 7.4 (ver tabla 7.33). Se observa que los valores obtenidos concuerdan con los valores reportados en algunos trabajos de remoción biológica de nutrientes realizados por Levin y Shapiro (1965); Tracy y Flammino (1987).

La temperatura se comportó prácticamente estable, aumentando solamente 3°C a medida que transcurre el ciclo de tratamiento. Al iniciar el ciclo ésta fue de 20°C incrementando posteriormente a 23°C al finalizar éste. Se puede ver que el pequeño cambio de temperatura no tuvo un efecto significativo en el proceso de remoción de nutrientes. Al respecto González y Wilderer (1991) estudiaron el efecto de la temperatura durante la eliminación de nutrientes en un intervalo entre 15 y 25 °C y encontraron que éste es insignificante en la eficiencia del proceso.



**FIGURA 7.30** Perfil de los parámetros ambientales en un ciclo

La concentración de OD al iniciar la fase anóxica-anaerobia fue de 0.2 mg/l el cual decreció hasta agotarse en la primera media hora. En fase aerobia la cantidad de OD incrementó, obteniendo un valor máximo de 4 mg/l al final de esta fase (cantidad considerada suficiente para llevar a cabo la nitrificación y la captura de fosfatos) bajando posteriormente hasta 2 mg/l durante la etapa de sedimentación (ver tabla 7.28).

**TABLA 7.33** Factores ambientales promedios en un ciclo OD en mg/l y T en °C

*CO	TRC	Influente			Inicio del ciclo (t = 0)			Final anóxica-anaerobia			Efluente		
		pH	OD	T	pH	OD	T	pH	OD	T	pH	OD	T
0.13	21	8.3	1.2	22	7.3	0.2	20	6.9	0	22	7.4	2	23

\*CO media en kgDQO<sub>7</sub>/kgSST·d

### 7.2.6.2 Factores ambientales en un ciclo alimentando agua fermentada

Al alimentar el reactor con agua residual fermentada, los parámetros ambientales tuvieron un comportamiento similar al que presentaron cuando se alimentó agua residual



cruda. En la figura 7.31 se muestra el comportamiento de los factores ambientales para las tres CO durante un ciclo de tratamiento alimentando agua residual fermentada.

El OD y la temperatura, presentaron un comportamiento característico al encontrado en los procesos de eliminación de nutrientes utilizando SBR. Durante fase anóxica-anaerobia la concentración de OD disminuyó a cero, mientras que durante fase aerobia incrementó por arriba de 4 mg/l para los tres valores de CO. La temperatura aumentó o disminuyó durante todo el ciclo de acuerdo a las condiciones climatológicas presentes en el ambiente. Las temperaturas medidas se encontraron dentro del rango mesofílico. De lo anterior se deduce que las condiciones presentadas fueron propicias para lograr una buena remoción de los nutrientes. Los valores obtenidos durante la operación para cada CO se encuentran en la tabla 7.34.

El pH es de los parámetros más importantes en el proceso de remoción biológica de nutrientes. Cuando se operó el reactor con CO de 0.13 , 0.25 y 0.35 kgDQO<sub>7</sub>/kgSST·d, el pH no presentó un cambio significativo durante la fase anóxica-anaerobia encontrando el mismo valor durante todo el ciclo. Estos valores de pH contribuyen a obtener en la misma fase desnitrificación. Randall *et al.* (1992) reporta que a pH entre 7 y 8 se realiza una buena desnitrificación. En fase aerobia este factor incrementó, obteniendo un valor promedio de pH igual a 8 para las tres CO (ver tabla 7.34) lo que posiblemente benefició la remoción de P-PO<sub>4</sub>. Se ha reportado que a pH entre 7 y 8 existe un alto grado de captura de P-PO<sub>4</sub> durante fase aerobia (Sedlak,1991).

**TABLA 7.34** Valores promedios de la temperatura (°C), pH y el oxígeno disuelto (mg/l)

*CO	Influente			Inicio del ciclo (t = 0)			Final fase anóxica- anaerobia			Efluente		
	pH	T	OD	pH	T	OD	pH	T	OD	pH	T	OD
0.13	5.9	17	1.9	7.3	22	0.20	7.2	24	0	7.9	27	3.1
0.25	6.3	22	2.2	7.4	28	0.15	7.5	25	0	8.2	23.5	3.5
0.35	6.2	22	1	6.7	19	0.15	7.2	20.5	0	8	18.5	3.2

\*CO media en kgDQO<sub>7</sub>/kgSST·d

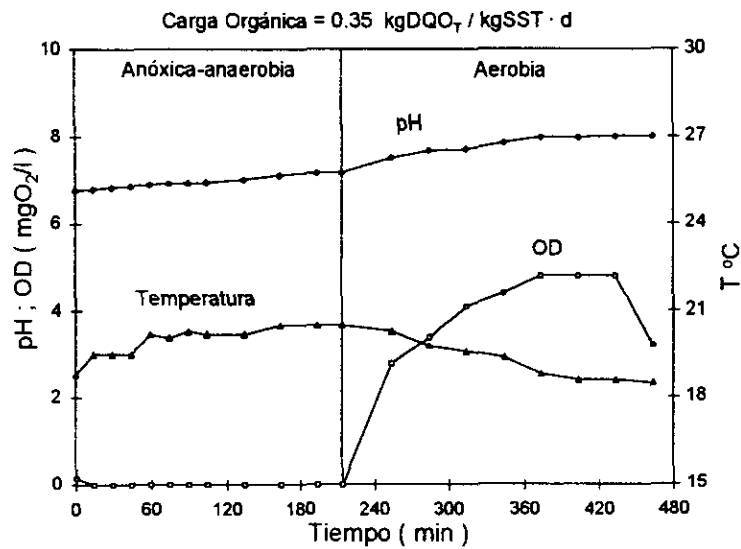
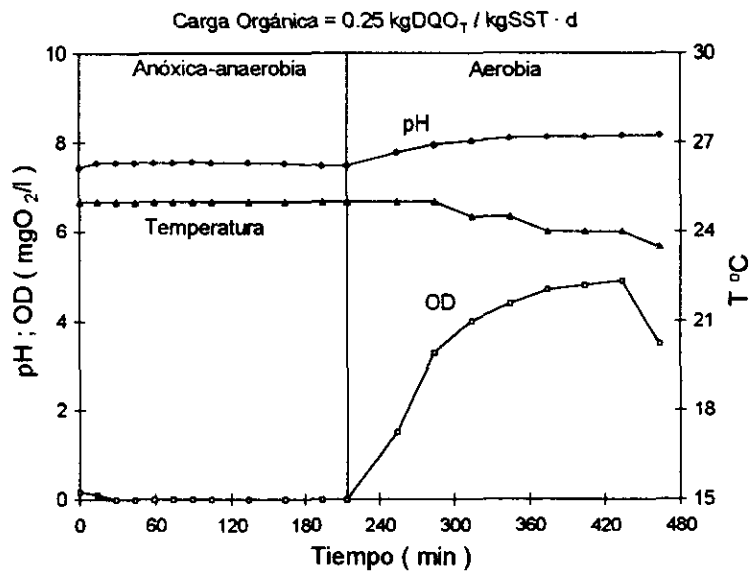
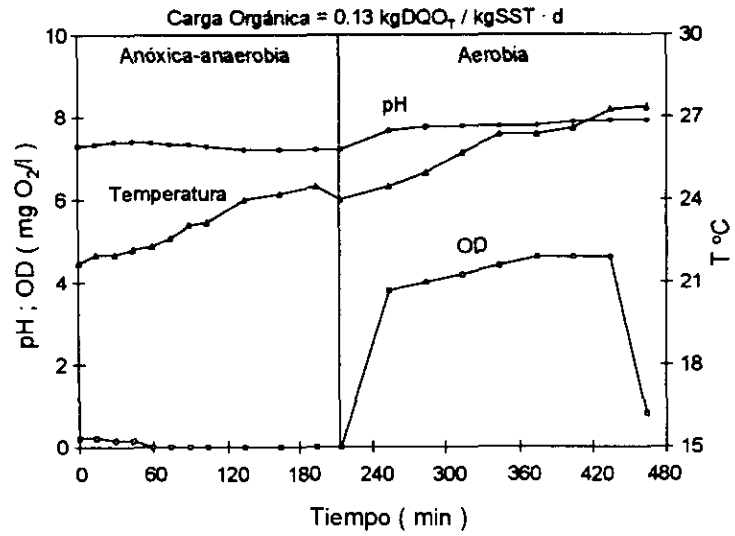


FIGURA 7.31 Factores ambientales para los tres valores de CO

### 7.2.7 Índice volumétrico de lodos (IVL)

En el proceso de lodos activados, una de las características más importantes que deben presentar los lodos es la buena capacidad para sedimentar. Durante la experimentación alimentando aguas residual cruda y operando con una CO de 0.13 kgDQO<sub>7</sub>/kgSST·d el IVL promedio de los sólidos fue de 123 ml/gSS.

Al cambiar las características del influente, de crudo a fermentado, los sólidos presentaron una excelente calidad de sedimentación. En la figura 7.32 se observa que al aumentar la CO el IVL disminuyó encontrando valores promedio de 71, 50 y 45 ml/gSS para CO de 0.13, 0.25 y 0.75 kgDQO<sub>7</sub>/kgSST·d respectivamente, lo cual concuerda con lo reportado por la experiencia de Ramalho (1983) cuando el valor de CO presenta valores por abajo de 0.45 kgDBO/kgSSV·d. Existe poca información acerca de el IVL cuando se alimenta agua residual rica en AGV. Esta disminución en el IVL pudo ser causada por el aumento de la relación AGV/microorganismos lo que ocasiona que las BAF acumulen más P-PO<sub>4</sub> durante la fase aerobia. La cantidad de polifosfatos acumulados puede contribuir a un aumento en la densidad relativa de los flóculo contribuyendo esto a la velocidad de sedimentación de los lodos. De la misma manera Danesh y Oleszkiewicz (1996) utilizando una forma de operación similar obtuvieron un IVL de 45 ml/gSS cuando alimentaron el SBR con agua residual fermentada.

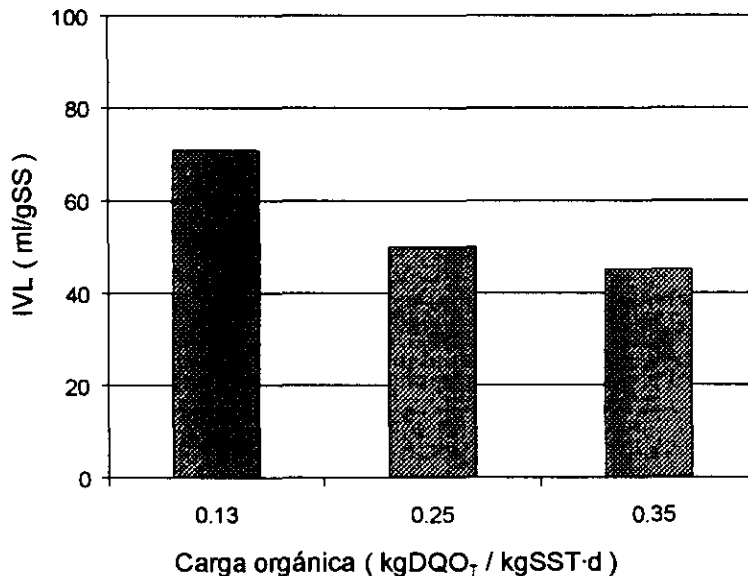


FIGURA 7.32 Valores de IVL para diferentes CO alimentando agua residual rica en AGV

Al comparar el IVL de los sólidos durante la RBN en el SBR operando con una CO de 0.13 kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d se observa que la presencia de AGV en el influente mejoró en gran proporción la capacidad de sedimentación (ver figura 7.33).

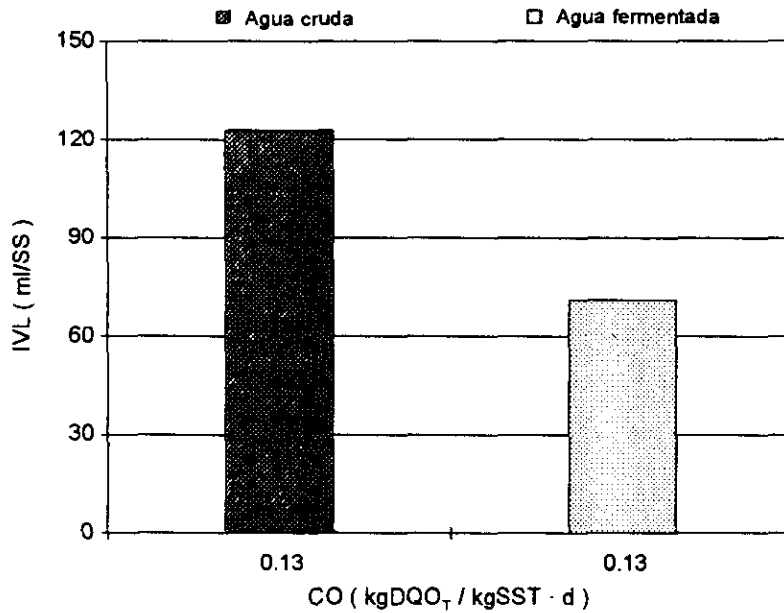


FIGURA 7.33 IVL de los sólidos en el SBR bajo dos condiciones de operación

## **8. CONCLUSIONES**

### **8.1 CONCLUSIONES**

Las principales conclusiones que se obtuvieron en esta investigación son las siguientes:

1. El reactor discontinuo fermentador con biomasa suspendida resultó eficiente para la producción de ácidos grasos volátiles (AGV) a partir de aguas residuales sin llevar a cabo control de pH y temperatura. Durante el proceso de fermentación se obtuvo una concentración media de AGV en el efluente igual a  $223 \pm 24$  mg/l, utilizando un valor de carga orgánica (CO) de  $1.5 \pm 0.42$  kgDQO<sub>T</sub>/kgSST·d y un tiempo de retención celular (TRC) menor de 10 días. Esto se logró alimentando al reactor agua residual con una concentración media de DQO<sub>T</sub> de  $622 \pm 57$  mg/l y DQO<sub>s</sub> igual a  $444 \pm 25$  mg/l, así como manteniendo en el licor mezclado una concentración de sólidos suspendidos volátiles

(SSV ) de  $695 \pm 201$  mg/l y sólidos suspendidos totales (SST) de  $811 \pm 230$  mg/l y un tiempo de retención hidráulico (TRH) de 8 horas.

2. Durante el proceso de fermentación anaerobia de las aguas residuales disminuye la DQO total y aumenta la DQO soluble, que se manifiesta como producción de AGV.
3. Las especies de ácidos orgánicos que se obtuvieron durante la fermentación de aguas residuales fueron los ácidos acético (63%), propiónico (25%) y butírico (12%).
4. La presencia de AGV en las aguas residuales incrementa la capacidad de las bacterias para acumular fósforo. Al alimentar agua fermentada, para los tres valores de cargas orgánicas utilizadas 0.13, 0.25 y 0.35  $\text{kgDQO}_7/\text{kgSST}\cdot\text{d}$ , se obtuvieron efluentes con una concentración de fosfatos ( $\text{P-PO}_4$ ) inferior a 1 mg/l. Al alimentar agua residual cruda la concentración de  $\text{P-PO}_4$  en el efluente siempre fue superior de 2 mg/l.
5. La  $\text{DQO}_s$  remanente en el efluente presentó un valor promedio de 35 mg/l, independientemente de la forma de operación y CO utilizada.
6. El proceso de nitrificación se presentó durante toda la experimentación en el reactor discontinuo con lodos activados, no siendo afectado por la presencia de AGV en el influente. Durante la operación del reactor con CO de 0.13  $\text{kgDQO}_7/\text{kgSST}\cdot\text{d}$  alimentando agua residual cruda y fermentada, se observó una nitrificación completa a pesar de que las concentraciones de  $\text{N-NH}_4$  en el influente fueron diferentes.
7. Durante todo el tiempo que duró la experimentación en el reactor discontinuos con lodos activados, la concentración de nitratos ( $\text{N-NO}_3$ ) al final de la fase anaerobia fue igual a cero. Esto indica que se presentó el fenómeno de desnitrificación durante las fases de llenado y de reacción anóxica-anaerobia.
8. Al suministrar un influente rico en AGV, la sedimentación de los lodos mejoró. Bajo igualdad de condiciones de operación (CO de 0.13  $\text{kgDQO}_7/\text{kgSST}\cdot\text{d}$ ) se observó que el índice volumétrico de lodos (IVL) es de 123 ml/gSS cuando el reactor se alimenta con agua residual cruda y de 71 ml/gSS con agua fermentada.

## **8.2 CONSIDERACIONES A TRABAJOS FUTUROS**

Con el objeto de ampliar más el conocimiento sobre los procesos de fermentación y eliminación biológica de nutrientes en aguas residuales utilizando tecnología de reactores discontinuos o SBR se recomienda:

Experimentar en un fermentador discontinuo variando carga orgánica (CO), pH y temperatura para conocer, selectivamente, sus efectos sobre las bacterias fermentadoras y la producción de ácidos grasos volátiles (AGV).

Realizar estudios sobre eliminación de nutrientes en reactores discontinuos aplicando cargas orgánicas medias y altas, enriqueciendo el agua residual con diferentes concentraciones de AGV a diferentes relaciones de duración de fase anaerobia-aerobia.

## 9. BIBLIOGRAFÍA

- Abraham, K. (1994). Operational issues of complete mix fermenters-cold weather. *67<sup>th</sup> Annual Water Environment Federation Conference & Expositions*. Chicago, Illinois, U.S.A.: 57-64.
- Aleem, M.I.H., Hock, G.E., Vanner, J.E. (1965). Water as the source of oxydant and reductant in the bacterial chemosynthesis. *Proc. Natl. Acad. Sci. USA*. 54: pp. 869.
- Alexander, M. (1980). *Introducción a la microbiología del suelo*. AGT Editor, S. A., 2<sup>da</sup> edición, México, D. F.
- APHA, AWW & WPCF (1992). *Métodos normalizados para el análisis de aguas potables y residuales*. 17<sup>ava</sup> edición, Madrid, España.
- Arora, M. L., Barth, E. F. and Umphres M. B. (1985). Technology evaluation of sequencing batch reactor. *J. Wat. Cont. Fed.*, 57, (8): 867-875.



- Artan, M. L., Artan, N., Akkaya, M. (1996). Experience with the SBR Treatment of Industrial Wastewater. *First IAWQ Specialized Conference on Sequencing Batch Reactor Technology*. Munich, Alemania: 197-204.
- Barnard, J. L. (1984). Activated primary tanks for the phosphate removal. *Water S A*, **10**, (3): 78-86.
- Barnes, D. and Bliss, P. J. (1983). Biological control of nitrogen in wastewater treatment. First published, E. & F. N. Spon Ltd.
- Becker, W. (1996). Application of SBR-Plants of wastewater treatment in mountainous areas. *First IAWQ Specialized Conference on Sequencing Batch Reactor Technology*. Munich, Alemania: 237-238.
- Bernal, M. A., González, B. O., González, M. S. (1996). Remoción biológica de nitrógeno en un reactor discontinuo con biomasa suspendida. *Memorias Técnicas del XXV Congreso Internacional de AIDIS*, México, D.F.
- Bortone, G., Gemelli, S. (1992). Nitrification, denitrification and biological phosphate removal in sequencing batch reactors treating piggery wastewater. *Wat. Sci. Tech.*, **26**, (5/6): 977-985.
- Brenner, A., Chozick, R., and Irvine, R. L. (1992). Treatment of a high-strength, mixed phenolic waste in a SBR. *Wat. Environ. Res.*, **64**, (2): 128-133.
- Brodisch, K.E.U. and Joyner, S.J. (1983). The role of micro-organisms other than *Acinetobacter* in biological phosphate removal in activated sludge processes. *Water Science and Technology*, **15**, 3-4: 117-125.
- Comeau, Y., Hall, K. J. and Oldham, W. K. (1985). A biochemical model for biological enhanced phosphorus removal. *Wat. Sci. Tech.*, **17**, (11/12): 313-319
- Comeau, (1987). Dynamics of carbon reserves in biological dephosphatation of wastewater. In *advances in water pollution control: biological phosphate removal from wastewater* (edited by Ramadori R.), Pergamon Press, Oxford. 39-55.
- Cuevas, R. G., González, B. O., González, M. S. (1996). Arranque y estabilización de un reactor discontinuo que utiliza biomasa suspendida para la eliminación de fósforo. *Memorias Técnicas de XXV Congreso Internacional de AIDIS*, México, D. F.
- Chu, A., Mavinic, D. S., Ramey, W. D., Kelly, H. G. (1996). A biochemical model describing volatile fatty acid metabolism in thermophilic aerobic digestion of wastewater sludge. *Wat. Res.*, **30**: 1759-1770.
- Chyi, Y. T., Dague, R. R. (1994). Effects of particulate size in anaerobic acidogenesis using cellulose as a sole carbon source. *Wat. Environ. Res.*, **66**,(5): 128-133.
- Chynoweth, P. D. Mah, A. R. (1969). Anaerobic Biological Treatment Processes. Volatile acid formation in sludge digestion. *Ad. Chem.*, Serie 105, 41.

- Danesh, S., Oleszkiewics, J. A. (1996). Use of a new anaerobic-aerobic SBR system to enhance biological phosphorus removal. *First IAWQ Specialized Conference on Sequencing Batch Reactor Technology*. Munich, Alemania: 251-259.
- Datta, R. (1981). Acidogenic fermentation of corn stover. *Bitechnology and Bioengineering*, XXIII: 61-77.
- Dawson, R. N. and Murphy, K. L. (1972). The temperature dependency of biological desnitrification. *Wat. Res.*, 6:71-78.
- Dawson, R. N., Jeyanayagam, S. S., Abraham, K., Wallis-Lage, C. L. (1994). The importance of primary sludge fermentation in the BNR process. *67<sup>th</sup> Annual Water Environment Federation Conference & Expositions*. Chicago, Illinois, U.S.A.: 607-618.
- Deutschen Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlamm-Untersuchung. Verlag Chemie, Weinheim, (1983). F. R. G.
- Deinama, M. H., Habets, L. H. A., Scholten, J., Turkstra, E., and Webers, H. A., (1980). The accumulation of polyphosphate in acinetobacter spp. *FEMS Microbiol. Lett.*, England: pp. 275.
- Dinopoulou, G., Rudd, T., Lester, N. J. (1988). Anaerobic acidogenesis of a complex wastewater : I - The influence of operational parameters on reactor performance. *Bitechnology and Bioengineering*, 31: 61-77.
- Dohányos, M., Kosová, B., Záborská J., Grau, P. (1985). Production and utilization of volatile fatty acids in various types of anaerobic reactors. *Wat. Sci. Tech.*, 17: 191-205.
- Döllner, J., Wilderer, P. A. (1996). Biological treatment of leachates from hazardous waste landfills using SBR technology. *IAWQ 18<sup>th</sup> Biennial Conference International*. Singapore.
- Doria, S. M., González, M. S. & Hernández, E. M. (1992). Biochemical models for phosphate accumulativ microorganisms. *Wat. Sci. Tech.*, 26, (9/11): 2245-2248.
- Eastman, J. A., Ferguson, J. F. (1981). Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion. *J. Wat. Pollu. Cont. Fed.* 53, (3): 352-364.
- Elefsiniostis, P., and Oldham, W. (1994). Anaerobic acidogenesis of primary sludge: The role of solids retention time. *Bitechnology and Bioengineering*, 44: 7-13.
- Francis, C.W. and Hencher, C.W. (1981). Biological denitrification of high-nitrate wastes generated in the nuclear industry, Cap. 14 en *Biological Fluidised bed treatment of water and waste-water*, eds. Cooper, P.F. and Atkinson, B., Ellis howood/wiley, Chichester, 234-250.
- Fuhs, G. W., and Chen, M. (1975). Microbial basis for phosphate removal in the activated sludge process for the treatment of wastewater. *Microbial Ecology*, 2: 119-138.

- Garzón, M. (1995). Eliminación biológica de fósforo y nitrógeno en un reactor discontinuo con biomasa adherida. Tesis para obtener el grado de maestro en biotecnología. Departamento de Estudios de Posgrado, Facultad de Química - UNAM.
- Garzón, Z. M., González, M. S. (1996). Biological phosphate and nitrogen removal in a biofilm sequencing batch reactor. *Wat. Sci. Tech.*, **34**, (1/2): 293-301.
- Gaudy, A., Gaudy, E. (1980). Microbiology for environmental scientists and engineers. Ed. Mc Graw-Hill Inc, Tokio, Japan.
- Goncalves, R. F., Charlier, A. C., Sammut, F. (1994). Primary fermentation of soluble and particulate organic matter for wastewater treatment. *IAWQ 17<sup>th</sup>, Biennial International Conference*. Budapest, Hungary: 53-62.
- González, B. O. (1994). Un algoritmo para el diseño de reactor discontinuo con biomasa suspendida para el tratamiento de aguas residuales. Tesis para obtener el grado de maestro en Ingeniería Ambiental. Departamento de Estudios de Posgrado, Facultad de Ingeniería - UNAM.
- González, S. (1989). Phosphate removal in a biofilm reactor. Report elaborated for The Commission of the European Communities. Directorate General. Science, Research and Development.
- González, S. and Wilderer, P. A. (1991). Phosphate removal in a biofilm reactor. *Wat. Sci. Tech.* **23**, (7/9): 1405-1415.
- González, M. S. (1994). Eliminación biológica de fosfatos: microbiología y bioquímica. *II Simposio Internacional sobre Control de Polución de Aguas por Procesos Biológicos*, Valencia, Venezuela.
- González, M. S. (1996). Nitrificación y desnitrificación con biodiscos. *III Simposio Internacional sobre Control de Polución de Aguas por Procesos Biológicos*, Valencia, Venezuela.
- Goronszy, M. C. (1977). Intermittently operated extended aeration design principles. *The Shire and Municipal Record*.
- Goronszy, M. C. (1979). Intermittent operation of the extended aeration process for small systems. *J. Wat. Pollu. Cont. Fed.*, **51**, (2): 274-287.
- Gujer, W., Zehnder, A. J. (1983). Conversion processes in anaerobic digestion. *Wat. Sci. Tech.*, **15**, (8/9): 127-167.
- Guyot, J. P. (1990). Introducción a la microbiología de los digestores anaerobios, *Conferencia sobre Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales en América Latina*. México, D.F. : 83-95.
- Halmos Jr., E. E. (1986). Treating sewage in one tank. *Civil Engineering/ASCE*: 64-65.

- Hang-sik, S., Hang-Bae, J., Eung-Tak, L., Sang-Min, L., and Kyeong, H. (1993). Optimal operating condition for nutrient removal in the automatic controlled sequencing batch reactor. *2<sup>nd</sup> International Conference on design and operation of Small wastewater treatment plants*. Ødegaard H. (Ed.), Trondheim, Norway: 253-259.
- Henze, M. and Harremoes, P. (1983). Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors - a literature review. *Wat. Sci. Tech.*, **15**: 1-101.
- Henze, M. (1996). Biological phosphorus removal from wastewater: processes and technology. *Water Quality International*. July/August.
- Hird, B. J., Irvine, R. L. (1996). Reductive Dechlorination of Perchloroethylene Using Anaerobic Sequencing Batch Biofilm Reactors (ANSBBR). *First IAWQ Specialized Conference on Sequencing Batch Reactor Technology*. Munich, Alemania: 41-48.
- Hobson, P. N. and Whectley, A. D. (1993). *Anaerobic Digestion. Modern theory and practice*. Editorial Elsevier Science Publishers, LTD.
- Irvine, R. L. and Davis, W. B. (1971). Use of sequencing batch reactors for waste treatment-CPC international, Corpus Christi, Texas. *Presented at the 26<sup>th</sup> Annual Industrial Waste Conference*, Purdue University, West Lafayette, Ind.
- Irvine, R. L. and Busch, A. W. (1979). Sequencing batch biological reactor - an overview, *J. Wat. Pollu. Cont. Fed.*, **51** (2): 235-243.
- Irvine, R. L., Ketchum, L. H., Breyfogle, R. and Barth, E. F. (1983). Municipal application of sequencing batch treatment. *J. Wat. Pollu. Cont. Fed.*, **55**, (5): 484-488.
- Irvine, R. L. (1996). Controlled Unsteady State Processes and Technologies-An Overview. *First IAWQ Specialized Conference on Sequencing Batch Reactor Technology*, Munich, Alemania: 1-6.
- Jeis, J. S., McCarty, P. L. (1965). The biochemistry of methane fermentation using C<sup>14</sup> traces. *J. Wat. Pollu. Cont. Fed.*, **37**: 178-192.
- Ketchum, L. H., Irvine, R. L. (1987). A comparison of biological and chemical phosphorus removals in continuous and sequencing batch reactors. *J. Wat. Pollu. Cont. Fed.* **59**, (1): 13-18.
- Ketchum, L. H. (1996). Design and Physical Features of SBR Reactors. *First IAWQ Specialized Conference on Sequencing Batch Reactor Technology*, Munich, Alemania: 7-14.
- Levin, V. G. and Shapiro, J. (1965). Metabolic uptake of phosphorus by wastewater. *J. Wat. Pollu. Cont. Fed.*, **37**, (6): 800-821.
- Lötter, L.H. (1985). The role of bacterial phosphate metabolisms in enhanced phosphorus removal from the activated sludge process. *Wat. Sci. Tech.*, **17**: 127-138.

- Lötter, L. H. Pitman, A. R. (1992). Improved biological phosphorus removal resulting from the enrichment of reactor feed with fermentation products. *Wat. Sci. Tech.* **26**, (5/6): 943-953.
- Mackie, R. L. and Bryant, M. P. (1981). Metabolic activity of fatty acid-oxidizing bacteria and the contribution of acetate, propionate, butyrate and CO<sub>2</sub> to methanogenesis in cattle waste at 40 and 60 °C. *Appl. Environ. Microbiol.*, **42**: 1363-1382.
- Mamais, D., Jenkins, D. (1992). The effects of MCRT and temperature on enhanced biological phosphorus removal. *Water Science Technology*, **26** (5/6): 955-965.
- Manning, J. F. & Irvine, R. L. (1985). The biological removal of phosphorus in a sequencing batch reactor. *J. Wat. Pollu. Cont. Fed.* **57**, (1): 87-94.
- McWhorter, T. R. (1992). Application of the activated sludge process with sequencing batch reactor, *Mc Whorter & Associates*, Inc. Georgia, U.S.A.
- Muñoz, A., González, S. (1996). Effects of population displacements on biological phosphorus removal in biofilm SBR. *Wat. Sci. Tech.* **34**, (1/2): 303-313.
- Nicholls, H. A., and Osborn, D. W. (1979). Bacterial stress: Prerequisite for biological removal of phosphorus, *J. Wat. Pollu. Cont. Fed.* **51**, (3): 557-569.
- Nicholls, H.A., Osborn, D.W. and Pitman, A.R. (1985). Biological phosphorus removal - Johannesburg experience. Proceedings of the Institute of Water Pollution Control (SA Brach) Biennial Conference, Durban, South Africa, 27-30 May.
- Norcross, K. L. (1992). Sequencing batch reactors - an overview. *Wat. Sci. Tech.*, **26**, (9/11): 2523-2526.
- Okun, D.A. (1978). Oxygen and the bio-precipitation process. Cap. 2 en The use of high-purity Oxygen in the activated sludge process. Ed McWhirter, J.R., CRC Press, W. Palm Beach, Florida, 1: 15-24.
- Oldham, W. K. and Abraham, K., (1994). Overview of full-scale fermenter performance, Use of fermentation to enhance biological nutrient removal. *67<sup>th</sup> Annual Water Environment Federation Conference & Expositions*. Chicago, Illinois, U.S.A.: 81-86.
- Oles, J. and Wilderer, P. A. (1991). Computer aided design of sequencing batch reactors based on the IAWPRC activated sludge model. *Wat. Sci. Tech.*, **23**, (4/6): 1087-1095.
- Osborn, D.W., Lötter, L.H., Pitman, A. R. and Nicholls, H.A. (1986). Enhancement of biological phosphate removal by altering process feed composition (Plant studies). Water Research Commission Report No.137/1/89. Water Research Commission, South Africa.
- Osborn, D.W., Lötter, L.H., Pitman, A.R. and Nicholls, H.A. (1989). Enhancement of biological phosphate removal by altering process feed composition (Plant studies).

Water Research Commission Report No.137/2/89. Water Research Commission , South Africa.

Pitman, R. A., Wester, S. L. Nicholls, H. A. (1983). Practical experience with biological phosphorus removal plant in Johannesburg. *Wat. Sci. Tech.*, **15**: 223-259.

Pitman, A. R., Lötter, L.H. (1986). Volatile acid production in the activated sludge process. Proceedings of the Symposium on Anaerobic Digestion, Bleomfontein, South Africa, 22-24 September.

Pitman, A. R., Lötter, L. H., Alexander, W. V. and Deacon, S. L. (1992). Fermentation of raw sludge and elutriation of resultant fatty acids to promote excess biological phosphorus removal. *Wat. Sci. Tech.*, **25**, (4/5): 185-194.

Rabinowitz, B. (1994). Criteria for effective primary sludge fermenter design. *67<sup>th</sup> Annual Water Environment Federation Conference and Exposition*, Chicago, Illinois, USA, pp. 26-33.

Ramalho R. (1983). Introduction to wastewater Treatment Processes. 2<sup>da</sup> edition. Academic Press. New York, U.S.A.

Randall, C. W., Barnard, J. L. & Stensel, D. H. (1992). Design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal. Volume 5, Ed. Technomic Publishing Co. Inc. Lancaster, U.S.A.

Randall, C. W. (1994). Why use fermentation?, Use of fermentation to enhance biological nutrient removal. *67<sup>th</sup> Annual Water Environment Federation Conference & Expositions*, Chicago , Illinois, U.S.A.: 1-11.

Rheinheimer, G., Hegemann, W., Raff, J., Sekoulov, Y. Editores (1988), Stickstoff-kreislaum Wasser. Editorial Oldenbourg, Munich.

Scriban, R. (1984). Biotecnología. Editorial El manual moderno, 2a edición, México, D.F.

Schlegel, G. H. (1988). Microbiología general. Ed. Omega, Barcelona, España.

Shoda, M., Ohsumi, T., Udaka, S. (1980). Screening for high phosphate accumulating bacteria. *Agric. Biol. Chem.*, **44**,2 :pp. 319.

Schön, G., Geywitz, S., Mertens, F. (1993). Influence of dissolved oxygen and oxidation-reduction potential on phosphate release and uptake by activated sludge from sewage plants with enhanced biological phosphorus removal. *Water Research*, **27**, (3): 349-354.

Sedlak, R. (1991). Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater. Lewis publisher, New York.

- Skalsky, S. D., Daigger, T. S. (1995). Wastewater solids fermentation for volatile acid production and enhanced biological phosphorus removal. *Wat. Environ. Res.*, **67**, 2: 230-237.
- Smolders, G.F., Van der Meij, J., Van Loosdrecht, M. C. (1994). Model of the anaerobic metabolism of the biological phosphorus removal process: Stoichiometry and pH influence. *Biochemistry and Bioengineering*, **43**: 461-470.
- Soubes, M. (1994). Microbiología de la digestión anaerobia. III taller y seminario Latinoamericano, "Tratamiento anaerobio de aguas residuales", Montevideo, Uruguay : 15-28.
- Stronach, S. M., Rudd, T. and Lester, J.N. (1986). Anaerobic digestion processes in industrial wastewater treatment, *Springer-Verlag*, pp. 21-38.
- Stevens, G. M., Oldham, W. K. (1992). Biological nutrient removal experience at Kelowna, British Columbia, *Proc. BNR Conference*. Leeds University. Leeds. U. K.
- Stover, E. L. (1994). Tratamiento anaerobio de efluentes: ha llegado la hora de su aplicación. *II Simposio Internacional sobre Control de Polución de Aguas por Procesos Biológicos*, Valencia, Venezuela.
- Tamatami, H. , Shoda, M., Udaka, S. (1983). Growth and phosphate uptake of a high phosphate accumulating bacterium, *Arthrobacter globiformis* PAB-6 in continuous culture. *Biochemistry and Bioengineering*, **XXV**: 1781-1792.
- Torre, I. y Goma, G. (1981). Caracterización of anaerobic microbial culture with high acidogenic activity. *Biochemistry and Bioengineering*, **XXIII**: 185-199.
- Tracy, K. D. and Flammino, A. (1987). Biochemistry and energetics of biological phosphorus removal. Biological phosphate removal from wastewater. *Advances Wat. Pollu. Cont.* (4): 79-97.
- Nakazawa, H., Tanaka, K. (1991). Kinetic model of sequencing batch activated sludge process for municipal wastewater treatment. *Wat. Sci. Tech.*, **23**, (4/6): 1097-1106.
- Umble, A. K., Ketchum, L. H. (1996). A Strategy for Coupling Municipal Wastewater Treatment Using the SBR with Effluent Nutrient Recovery through Aquaculture. *First IAWQ Specialized Conference on Sequencing Batch Reactor Technology*, Munich, Alemania: 141-148.
- Wentzel, M. C., Lötter, L.H., Loewenthal, R. E. and Marais, GvR. (1986). Metabolic behaviours of *Acinetobacter* spp. In enhanced biological phosphorus removal - a biochemical model. *Water S A*, **12**, (4): 81-92.
- Wentzel, M. C., Loewenthal, R. E., Ekama, G. A. and Marais, GvR. (1988). Enhanced polyphosphate organism cultures in activated sludge systems - Part I: Enhanced culture in activated development. *Water S A*, **14**, (2): 71-83.

- Wentzel, M. C., Ekama, G. A., Dold, P. L., Marais, GvR. (1990). Biological excess phosphorus removal - Steady state process design. *Water S A*, **16**, (1): 29-48.
- Wilderer, P. A. (1984). Application of sequencing batch reactor technology for industrial wastewater treatment. *Presented at the 2<sup>nd</sup> German -Japanese workshop on waster and sludge treatment*, Karlsruhe, Germany.
- Wilderer, P. A. (1991). New developments in industrial wastewater treatment. In new developments in industrial wastewater treatment. WATOASI series, Vol. 191, Kluwer Academic Publisher.
- Winkler, M. (1986). Tratamiento biológico de aguas de desecho. Editorial Limusa, 1a edición, México, D.F.
- Young, J. L., Thompson, L. O. and Curtis, D. R. (1977). Control strategy for biological nitrification systems. *J. Water Pollut. Control Fed.*, **51**:1824-1832.
- Zotemeyer, R. J., Matthijsen, A. J., Cohen, A., and Boelhouwer C. (1982). Product inhibition in the acid forming stage of the anaerobic digestion process. *Wat. Res.*, **16**: 633-639.
- Zotemeyer, R. J., Van Den Heuvel, J. C., and Cohen, A. (1982). pH influence on acidogenic dessimilation of glucose in anaerobic disgestor. *Wat. Res.*, **16**: 303-311.