

01190



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO
EN INGENIERÍA**

**ACIDIFICACIÓN BIOQUÍMICA
DE AGUA RESIDUAL MUNICIPAL**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:

DOCTOR EN INGENIERÍA

P R E S E N T A:

OSCAR GONZÁLEZ BARCELÓ

TUTOR: DR. SIMÓN GONZÁLEZ MARTÍNEZ

MÉXICO, D.F.

2004



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA

**A mi esposa Rosario,
esencia para alcanzar esta meta,
a ella dedico esta tesis,
gracias.**

**A mis hijos Luis Oscar y Chary,
con cariño este trabajo.**

AGRADECIMIENTOS

A la Dirección General de Asuntos del Personal Académico (DGAPA), UNAM, por el apoyo a los proyectos de investigación, básico para realizar una tesis como esta.

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT), por el valioso apoyo brindado con la cátedra patrimonial II, referencia 970052.

Al Instituto de Ingeniería, por la infraestructura proporcionada.

A la planta para tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria, donde se realizaron los experimentos.

A la Biblioteca Enzo Levi del Posgrado en Ingeniería y la Unidad de Servicios e Información del Instituto de Ingeniería, servicios que hacen posible cualquier consulta bibliográfica.

AGRADECIMIENTOS

Mi más sincero agradecimiento a la Universidad Nacional Autónoma de México, que me abrió sus puertas, primero a través de la División de Estudios de Posgrado de la Facultad de Ingeniería, para luego poder ser parte del Instituto de Ingeniería.

A los estudiantes que han sido partícipes de este proyecto, en especial Ignacio, Jaime y Zoraya.

A mis compañeros académicos y administrativos, que con el paso de los años han mostrado su gran calidad humana como amigos.

A los que han soportado mis cargas de trabajo, en los talleres mecánico y de carpintería, el laboratorio de ambiental, los apoyos de albañilería, la administración, los servicios de fotocopiado y encuadernado, gracias.

Al jurado doctoral, gracias por todas y cada una de sus aportaciones.

A mis padres y hermanos, por creer en mí.

A los grandes amigos que esta ciudad me ha brindado.

Jurado:

Dra. Georgina Fernández Villagómez
Dr. Simón González Martínez
Dra. María del Carmen Durán Domínguez de Bazúa
Dr. Oscar Monroy Hermosillo
Dr. Adalberto Noyola Robles
Dra. Gabriela Moeller Chávez
Dr. Alfonso Durán Moreno

Sitio: Instituto de Ingeniería
Universidad Nacional Autónoma de México

Comité tutorial:

Dra. Georgina Fernández Villagómez
Dr. Adalberto Noyola Robles
Dr. Simón González Martínez

ACIDIFICACIÓN BIOQUÍMICA DE AGUA RESIDUAL MUNICIPAL

RESUMEN

GLOSARIO

ÍNDICE DE TABLAS

ÍNDICE DE FIGURAS

1. INTRODUCCIÓN	1
2. ESTADO DEL ARTE	4
2.1 Antecedentes	4
2.1.1 <i>Acidificación para reducción del tiempo de reacción aerobia</i>	4
2.1.2 <i>Acidificación para selección biológica</i>	5
2.1.3 <i>Acidificación para remoción biológica de nutrientes</i>	6
2.1.4 <i>Acidificación para metanogénesis de aguas residuales concentradas</i>	7
2.2 Factores de influencia en la producción de AGV	10
2.2.1 <i>Tiempo de retención celular (TRC)</i>	10
2.2.2 <i>Tiempo de residencia hidráulica (TRH)</i>	11
2.2.3 <i>Carga orgánica (CO)</i>	12
2.2.4 <i>pH</i>	13
2.2.5 <i>Temperatura (T)</i>	15
2.3 Factores de respuesta en las reacciones de hidrólisis y producción de AGV	18
2.3.1 <i>Transformaciones de la DQO</i>	18
2.3.2 <i>Producción de ácidos grasos volátiles (AGV)</i>	20
2.3.2.1 <i>Grado de acidificación</i>	23
2.3.2.2 <i>Especies de ácidos grasos volátiles</i>	23
3. HIPÓTESIS, OBJETIVOS Y ALCANCES	24
3.1 Hipótesis	24
3.2 Objetivos	24
3.3 Alcances	24
4. METODOLOGÍA	25
4.1 Reactores	25
4.1.1 <i>Construcción</i>	25
4.1.2 <i>Operación</i>	27
4.1.2.1 <i>Duración de ciclos</i>	28
4.1.2.2 <i>Muestreo</i>	29
4.2 Procedimiento de experimentación	30
4.2.1 <i>Carga orgánica</i>	30
4.2.2 <i>pH</i>	32
4.2.3 <i>Temperatura</i>	33
4.3 Enriquecimiento de agua residual	33
4.4 Técnicas analíticas	33

5. RESULTADOS	36
5.1 Características del agua residual	36
5.1.1 <i>Influente a la planta para tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria</i>	36
5.1.2 <i>Influente a los reactores piloto</i>	36
5.2 Efectos de la carga orgánica en la acidificación	37
5.2.1 <i>Parámetros de operación</i>	37
5.2.1.1 Carga orgánica (CO)	37
5.2.1.2 Sólidos suspendidos totales (SST)	39
5.2.1.3 Tiempo de retención celular (TRC)	41
5.2.1.4 DQO total y soluble	43
5.2.1.5 Producción de AGV	45
5.2.1.6 pH y temperatura	48
5.2.2 <i>DQO soluble y AGV en ciclos representativos</i>	49
5.3 Efectos del pH en la acidificación	54
5.3.1 <i>Arranque y estabilización</i>	54
5.3.2 <i>Parámetros de operación</i>	54
5.3.2.1 Carga orgánica	54
5.3.2.2 Sólidos suspendidos totales	56
5.3.2.3 Tiempo de retención celular	58
5.3.2.4 DQO total y soluble	59
5.3.2.5 Producción de AGV	59
5.3.2.6 Temperatura	63
5.3.3 <i>DQO soluble y AGV en ciclos representativos</i>	63
5.4 Efectos de la temperatura en la acidificación	67
5.4.1 <i>Arranque y estabilización</i>	67
5.4.2 <i>Parámetros de operación</i>	68
5.4.2.1 Carga orgánica	68
5.4.2.2 Sólidos suspendidos totales	69
5.4.2.3 Tiempo de retención celular	71
5.4.2.4 DQO total y soluble	72
5.4.2.5 Producción de AGV	72
5.4.2.6 Valores de pH	75
5.4.3 <i>DQO soluble y AGV en ciclos representativos</i>	75
6. CONCLUSIONES	79
7. REFERENCIAS	82
ANEXOS	90

RESUMEN

La presente investigación “Acidificación bioquímica de agua residual municipal” tuvo como objetivo principal evaluar la capacidad de hidrólisis y producción de ácidos grasos volátiles (AGV), en un sistema de operación discontinua con biomasa en suspensión, cuando se tienen distintas condiciones de carga orgánica (CO), pH o temperatura.

A partir de la revisión del estado del arte, se determinó que las principales aplicaciones de los conocimientos que se generen, respecto al proceso enzimático anaerobio de producción de AGV, serían: disminución de los volúmenes de los tanques de reacción anaerobia en los procesos para remoción biológica de fósforo y de aireación en sistemas de lodos activados. Así como, aglomeración de microorganismos de lodos activados en flóculos más densos y obtención de mayores eficiencias en sistemas biológicos anaerobios que reciben aguas residuales con altas concentraciones de sólidos o bajas temperaturas.

La experimentación se basó en biorreactores de operación por lotes y estuvo dividida en tres etapas, durante las cuales se mantuvo constante la DQO total influente (320 ± 25 mg/l) y el tiempo de residencia hidráulica (8 horas). La etapa uno consistió en operar el biorreactor con distintas CO, desde 0.27 hasta 1.46 kgDQO/kgSST·d, con promedios para temperatura y pH del licor mezclado, de $17.5 \pm 0.5^\circ\text{C}$ y 6.3 ± 0.2 , respectivamente. La etapa dos se realizó con distintos valores de pH, desde 5.5 hasta 7.5, con CO y temperatura de 0.63 ± 0.14 kgDQO/kgSST·d y $22.6 \pm 0.5^\circ\text{C}$, respectivamente. La etapa tres, con distintas temperaturas en el licor mezclado, desde 17 hasta 31°C , con valores de CO y pH que promediaron 0.69 ± 0.14 kgDQO/kgSST·d y pH de 6.2 ± 0.1 , respectivamente.

Con distintos valores de CO, al aumentarse de 0.62 a 0.72 kgDQO/kgSST·d, disminuyendo en consecuencia el TRC de 6.5 a 5.5 días, respectivamente, se aumentó la tasa específica de solubilización de materia orgánica, desde 50 hasta 90 gDQO_{soluble}/kgSST·d y la transformación de materia orgánica en AGV (fracción acidificada) aumentó de 0.52 a 0.55 kgDQO_{AGV}/kgDQO_{influyente}. A CO mayor o igual que 0.72 kgDQO/kgSST·d se tuvo un predominio de la tasa específica de reproducción celular, media máxima de 200 gSST/kgSST·d para 1.30 kgDQO/kgSST·d. A CO menor o igual que 0.62 kgDQO/kgSST·d predominó la tasa específica de hidrólisis, 50 gSST/kgSST·d) para 0.27 kgDQO/kgSST·d. CO menores propiciaron mayor actividad específica de organismos productores de ácido propiónico, pero siempre se obtuvo mayor proporción de ácido acético.

Con distintos valores de pH, siempre predominó la tasa específica de reproducción celular con valores medios de 55 y 200 gSST/kgSST·d y TRC de 3.5 y 3 días, para pH de 5.5 y 7.0, respectivamente. El grado de acidificación disminuyó desde 0.45 hasta 0.30, al aumentar el pH de 5.5 a 7.0, respectivamente. La tasa específica de solubilización presentó promedios mínimos de 105 gDQO_{soluble}/kgSST·d para valores de pH de 5.5 y 7.5 y máximos de 215 y 190 gDQO_{soluble}/kgSST·d para pH de 6 y 7, respectivamente. Valores de pH por debajo de 7 activaron las vías metabólicas productoras de ácidos butírico y valérico.

Con distintas temperaturas, el intervalo 17- 22°C marcó la transición entre el predominio de la tasa específica de hidrólisis de SST o de reproducción celular. Con 17°C se obtuvo una tasa específica media de hidrólisis igual a 30 gSST/kgSST·d y un TRC de 6 días. Para 31°C se obtuvo una tasa específica media de reproducción celular igual a 150

gSST/kgSST·d con un TRC medio de 3 días. A 17°C el promedio de la tasa específica de solubilización fue de 70gDQO_{soluble}/kgSST·d, el cual se incrementó a 200 gDQO_{soluble}/kgSST·d al operar el reactor con una temperatura de 31°C. Al aumentar la temperatura también se activaron las vías metabólicas hacia los ácidos butírico y valérico. El biorreactor tipo SBR favoreció que se tuvieran sólidos con IVL menores que 115 ml/gSST. Con distintas CO, el IVL disminuyó desde 75 ml/gSST, para 0.27 kgDQO/kgSST·d, hasta un promedio de 54±5 ml/gSST, para el intervalo 0.62-1.46 kgDQO/kgSST·d. Con distintos valores de pH, el IVL disminuyó desde 110 hasta 40 ml/gSST al incrementar el pH desde 5.5 hasta 7.5, respectivamente. Con distintas temperaturas, el IVL tiene un promedio de 48±8 ml/gSST en el intervalo 16-22°C y de 80±15 ml/gSST para 24-31°C, por lo que, la aglomeración de organismos en flóculos más densos no depende de que se obtengan mayores tasas específicas de reproducción celular. Las remociones de DQO total, bajo las distintas condiciones de CO, pH o temperatura, fueron de 25±10%, 34±10 y 24±4%, respectivamente. Mientras que, para DQO soluble, de 29±10%, 34±8% y 30±5%, respectivamente.

ABSTRACT

In recent years, research on the acidogenic phase of anaerobic digestion has increased considerably. However, the correlation between various factors including hydraulic retention time (HRT), solids retention time (SRT) organic load (OL), and environmental factors like pH and temperature has been paid little attention to (Elefsiniotis y Oldham, 1994b; von Münch *et al.*, 1999a).

The objective of this work was to meet the conditions of the organic load, pH and temperature under which is possible to obtain the best biochemistry capacity of pretreatment, with respect to TSS hydrolysis and VFA production, in an anaerobic SBR reactor when is used suspended biomass. The pilot plant consisted of two SBR reactors, each one with a net volume of 2000 litres. They were fed with wastewater from National University of Mexico. Malt-dextrin and hydrolysed vegetal protein were added to the wastewater in order to increase the COD to values of 320 mg/l. Influent and effluent were characterized through total and soluble COD, volatile fatty acids (VFA), TSS, pH and temperature. Soluble COD, MLSS, VFA, pH and temperature were measured in the SBR.

At the beginning of the experimentation, one SBR was operated in order to determine the best range of organic load to increase the VFA:COD_{influent} ratio. By conducting an initial experiment with OL in the range 0.27-1.46 kgCOD/kgMLSS·d it was possible to determine that the highest VFA:COD_{influent} ratio (0.55) was obtained with the organic load in the range 0.60-0.75 kgDQO/kgMLSS·d. Then, by applying this selection of organic load, two reactors were started up: 1) an experiment with pH as variable (5-7.5), and b) an experiment with temperature as variable (22-31°C). The bioreactors were operated with 8 hours cycles under the SBR principle. Excess sludge was wasted during every cycle from the mixed liquor minutes before the settling phase.

After the results of Cuevas-Rodríguez *et al.* (1998), it was considered that an adequate starting solids concentration (TSS) was approximately 500 mgTSS/l in order to allow 1.5 kgCOD_{influent}/kgMLSS·d as the highest organic load. It was possible to experiment between 1.46 and 0.27 kgCOD_{influent}/kgMLSS·d. As a consequence of the H₂/COD production during acidification biochemistry process the total and dissolved COD decreased in the range 25-35%.

Organic load. The solubilization specific rate of influent COD_{suspended} was an increasing tendency with the OL (50 to 150 gCOD_{dissolved}/kgMLSS·d). The higher range of the acidification degree (0.55±0.02 gCOD_{AGV}/gCOD_{influent}) was obtained with the OL between 0.60 and 0.75 kgCOD_{influent}/kgMLSS·d and SRT between 4 and 6.5 days. These intervals of OL and SRT favoured the equilibrium in the solids mass balance with hydrolytic and growth reactions. The hydrolysis specific rate (30-70 gTSS/kgMLSS·d) was possible by diminishing the OL under 0.60 kgCOD_{influent}/kgMLSS·d. The growth specific rate increased (10-200 gTSS/kgMLSS·d) with OL higher than 0.7 kgCOD_{influent}/kgMLSS·d.

pH. When the pH was controlled as a constant, the solubilization specific rate was equal than 105 gCOD_{dissolved}/kgMLSS·d for pH values equal than 7.5 y 5.5 and increased to 190 and 215 gCOD_{dissolved}/kgMLSS·d with pH values of 7.0 and 6.0, respectively. The acidification degree decreased (0.40 to 0.30 gCOD_{AGV}/gCOD_{influent}) by diminishing the pH (7.0 to 6.5) and it increased from 0.30 to 0.45 by diminishing the pH from 6.5 to 5.5. The growth specific rate (40-200 gTSS/kgMLSS·d) was favoured with the higher pH values, it was with SRT between 3 and 3.5 days.

Temperature. The range of 17-22°C (SRT between 3 and 6 days) was the transition period from net hydrolysis to cellular growth. With temperatures smaller or equal than 17°C the solids balance favoured the hydrolysis specific rate (25 gTSS/kgMLSS·d). The growth specific rate (50-220 gTSS/kgMLSS·d) and the acidification degree (0.3-0.52 gCOD_{AGV}/gCOD_{influent}) increased with the temperature higher than 22°C from 75 to 200 kgCOD_{dissolved}/kgMLSS·d.

The biomass had a net growth over the hydrolytic reactions when the organic load exceeded 0.75 kgCOD_{influent}/kgMLSS·d or when the temperature exceeded 22°C. In runs with OL or temperature smaller than these ones, respectively, the TSS hydrolysis prevailed over the growth. In the experiment with pH as a controlled variable, the growth rate was sustained over the TSS hydrolysis.

The independence of SRT and HRT is an adequate option when pretreating some typical wastewater with high temperatures by using a SRT between 3 and 6 days and low HRT (2-6 hours) in an anaerobic SBR reactor .

It will be important to evaluate the capacity of the pretreatment in a phosphorus biological removal process when the biological performance reaches an equilibrium between TSS hydrolysis and cell growth in order to verify if it is possible to meet the highest values of the acidification degree and an adequate solubilization specific rate.

GLOSARIO

AcetilCoA	Molécula de acetil coenzima A
AF	Filtro anaerobio, por sus siglas en inglés, anaerobic filter
Ac. acético	Ácido acético
Ac. propiónico	Ácido propiónico
Ac. butírico	Ácido butírico
Ac. isovalérico	Ácido isovalérico
Ac. valérico	Ácido valérico
ADP	Molécula de adenosin-difosfato
AGV	Ácidos grasos volátiles
AGVtotal	Total de AGV
ATP	Molécula de adenosin-trifosfato
CO	Carga orgánica, kgDQO/kgSST·d
cte	Valor constante
DQO _{AGV}	Demanda química de oxígeno (teórica) de los AGV
DQO	Demanda química de oxígeno de muestra homogeneizada, mg/l
DQO _{soluble}	Demanda química de oxígeno de muestra filtrada a través de 0.45 μ m, mg/l
DQO _{total}	Demanda química de oxígeno de muestra homogeneizada, mg/l
DQO _{efl}	DQO de efluente, mg/l
DQO _{inf}	DQO de influente, mg/l
DQO _{sol-efl}	DQO _{soluble} de efluente, mg/l
DQO _{sol-inf}	DQO _{soluble} de influente, mg/l
EGSB Reactor	Reactor anaerobio con lecho de lodos expandido, por sus siglas en inglés, expanded granular sludge bed
FID	Detector de ionización de flama, por sus siglas en inglés, flame ionization detector
F:M	Tasa de disponibilidad de sustrato, por sus siglas en inglés, food:microorganism
IVL	Índice volumétrico de lodos, ml/gSST
n	Número de ciclos por día del reactor discontinuo
NAD ⁺	Molécula de nicotin-adenina-dinucleótido, forma oxidada
NADH	Molécula de nicotin-adenina-dinucleótido, forma reducida
p.e.	Por ejemplo
pH	Potencial hidrógeno
PMB	Phospho-molibdene-blue
PHB	Molécula de polihidroxiobutirato
PHV	Molécula de polihidroxi valerato
P	Fósforo
P _{total}	Fósforo total
PropionilCoA	Molécula de propionil coenzima A
SBR	Reactor de operación por lotes, por sus siglas en inglés, sequencing batch reactor

SD	Desviación estándar, por sus siglas en inglés, standard deviation
S _o	Sustrato que se alimenta al reactor, mgDQO/l
SST	Sólidos suspendidos totales (retenidos en papel filtro con poro de 1.6 μm) mgSST/l
SST _{influyente}	SST que se reciben en el influente, mgSST/l
SST _{efluente}	SST que escapan en el efluente, mgSST/l
SSLM	Sólidos suspendidos totales en el licor mezclado, mgSST/l
STT	Sólidos totales, mgSTT/l
T	Temperatura, °C
TRC	Tiempo de retención celular, días
TRH	Tiempo de residencia hidráulica, horas
UASB Reactor	Reactor anaerobio de lecho de lodos con flujo ascendente, por sus siglas en inglés, upflow anaerobic sludge blanket reactor
V	Volumen, m ³
V _{inóculo}	Volumen agregado de inóculo, m ³
V _{purga}	Volumen purgado de sólidos, m ³
V _{recambio}	Volumen de llenado del reactor, m ³
V _{total}	Volumen total de reacción, m ³
X	SST en el licor mezclado, mgSST/l

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1.	Resumen de resultados de distintas investigaciones	11
Tabla 2.2.	Producción de AGV a distintas temperaturas y TRH (Banerjee <i>et al.</i> , 1999)	17
Tabla 4.1.	Horarios diarios con tres ciclos de operación	29
Tabla 4.2.	Muestras para control diario de carga orgánica	29
Tabla 4.3.	Distribución y tipo de muestras para obtener los parámetros de análisis	30
Tabla 4.4.	Determinaciones durante ciclos representativos de corridas	30
Tabla 4.5.	Volúmenes de trabajo en el reactor y valores medios con sus desviaciones estándar para DQO total influente, SST en licor mezclado y CO aplicada	32
Tabla 4.6.	Parámetros de operación para experimentos bajo distintos valores de pH	32
Tabla 4.7.	Parámetros de operación para experimentos bajo distintas temperaturas	33
Tabla 4.8.	Técnicas para medición de parámetros	34
Tabla 5.1.	Características del agua residual municipal	36
Tabla 5.2.	Características del agua residual municipal enriquecida	37
Tabla 5.3.	Promedios de producción y proporciones de AGV, como DQO teórica, en muestras del efluente	46
Tabla 5.4.	Promedios de las proporciones de especies producidas de AGV, como DQO, con respecto a la producción total de AGV, como DQO	62
Tabla 5.5.	Tasas promedio de producción de DQO soluble durante ciclos con distintos valores de pH	65
Tabla 5.6.	Fracciones de las especies indicadas de AGV con respecto al total de AGV	74
Tabla 5.9.	Tasas específicas de producción de sólidos en sistema por lotes con distintas temperaturas	72
Tabla 5.10.	Fracciones de las especies de AGV con distintas temperaturas	76

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1.	Trazo de curvas, como resultado del modelo para simulación de acidificación, (von Münch <i>et al.</i> , 1999b)	12
Figura 2.2.	Esquema con transformaciones de material orgánico durante producción de AGV (Modificado de González-Martínez, 2000)	19
Figura 2.3.	Esquema general de la hidrólisis enzimática del material orgánico (Lehninger, 1978; Schlegel, 1988)	22
Figura 4.1.	Esquema de los tanques	25
Figura 4.2.	Representación esquemática de la operación de llenado	26
Figura 4.3.	Control de temperatura del sistema piloto	27
Figura 4.4.	Arreglo del sistema para control de pH	27
Figura 4.5.	Etapas de un ciclo para un biorreactor por lotes con biomasa en suspensión para producción de AGV	28
Figura 5.1.	Variación de la CO ante los cambios de SST en el reactor	37
Figura 5.2.	Intervalos de confianza (95%) para las medias correspondientes a CO, SSLM y DQO total influente	38
Figura 5.3.	Intervalos de confianza (95%) para las medias de los sólidos suspendidos totales de muestras compuestas diarias en influente y efluente y sus porcentos de remoción	39
Figura 5.4.	Intervalos de confianza al 95% para las medias correspondientes a las tasas específicas de SST en influente y efluente más purga y de hidrólisis de SST o reproducción	40
Figura 5.5.	Intervalos de confianza al 95% para las medias del IVL en muestras puntuales del licor mezclado al final de periodos reacción	41
Figura 5.6.	Intervalos de confianza al 95% para las medias del TRC con distintas CO	42
Figura 5.7.	Intervalos de confianza al 95% para las medias de DQO total en muestras compuestas de influente y efluente y sus respectivos porcentos de remoción	43
Figura 5.8.	Intervalos de confianza al 95% para las medias de DQO soluble en muestras compuestas de influente y efluente y sus respectivos porcentos de remoción	44
Figura 5.9.	Intervalos de confianza al 95% para las medias de los AGV obtenidos en muestras del efluente	45
Figura 5.10.	Intervalos de confianza al 95% para las medias de los grados de acidificación de la DQO total influente	47
Figura 5.11.	Relación entre promedios de tasa específica de AGV y CO	48
Figura 5.12.	Valores de pH en muestras puntuales de influente y efluente	48
Figura 5.13.	Valores de temperatura en muestras puntuales de influente y efluente	49
Figura 5.14.	Acidificación durante ciclos a diferentes cargas orgánicas (T = cte, pH = cte)	50

Figura 5.15.	Intervalos de confianza al 95% para las medias de la tasa específica de producción de DQO soluble durante ciclos a distintas CO	51
Figura 5.16.	Comportamiento de la tasa de producción de AGV durante el transcurso de los ciclos con distintas CO	52
Figura 5.17.	Producción de especies de AGV a distintas CO (pH = cte y T = cte)	53
Figura 5.18.	Carga orgánica a lo largo de experimentación con distintos valores de pH	55
Figura 5.19.	Intervalos de confianza al 95% para las medias correspondientes a SSLM, DQO influente y CO a distintos valores de pH	55
Figura 5.20.	Determinaciones puntuales de SST en el reactor	56
Figura 5.21.	Promedios de SST en influente y efluente, para muestras compuestas diarias	57
Figura 5.22.	Intervalos de confianza al 95% para las medias de las tasas específicas de SST en influente, efluente más purga y de reproducción celular	57
Figura 5.23.	Intervalos de confianza al 95% para la media de los IVL obtenidos con distintos valores de pH	58
Figura 5.24.	Intervalos de confianza al 95% para las medias de los TRC obtenidos a distintos valores de pH	58
Figura 5.25.	Promedios de DQO total en influente y efluente, a partir de muestras compuestas diarias, a distintos valores de pH	59
Figura 5.26.	Promedios diarios de DQO soluble en influente y efluente a distintos valores de pH	60
Figura 5.27.	Intervalos de confianza al 95% para las medias de las especies producidas de AGV a distintos valores de pH	60
Figura 5.28.	Intervalos de confianza al 95% para los valores medios del grado de acidificación a distintos valores de pH	63
Figura 5.29.	DQO soluble y AGV a distintos valores de pH (CO = cte, T = cte)	64
Figura 5.30.	Producción de especies de AGV a distintos valores de pH (CO = cte, T = cte)	66
Figura 5.31.	Temperaturas durante la experimentación	67
Figura 5.32.	Intervalos de confianza al 95% para las temperaturas medias en el licor mezclado del reactor discontinuo	68
Figura 5.33.	SST en el reactor con distintas temperaturas	68
Figura 5.34.	Intervalos de confianza al 95% para las medias de SSLM, DQO influente y CO a distintas temperaturas	69
Figura 5.35.	Intervalo de confianza al 95% para los valores medios de SST en influente y efluente y porcentaje de remoción a distintas temperaturas	70
Figura 5.36.	Intervalos de confianza al 95% para las medias correspondientes a las tasas específicas de SST en influente y efluente más purga y de hidrólisis de SST o de reproducción	70
Figura 5.37.	Intervalos de confianza al 95% para los valores medios del IVL durante experimentación a distintas temperaturas	71
Figura 5.38.	Intervalos de confianza al 95% para las medias de los tiempos de retención celular con distintas temperaturas	

	del IVL durante experimentación a distintas temperaturas	71
Figura 5.39.	Intervalos de confianza al 95% para los promedios de DQO total influente y efluente y sus porcentos de remoción a distintas temperaturas	72
Figura 5.40.	Intervalos de confianza al 95% para los promedios de DQO soluble influente y efluente y sus porcentos de remoción a distintas temperaturas	73
Figura 5.41.	Intervalos de confianza al 95% para los valores medios de las especies producidas de AGV a distintas temperaturas	73
Figura 5.42.	Intervalos de confianza al 95% para la media del grado de acidificación a distintas temperaturas	74
Figura 5.43	DQO soluble y AGV a distintas temperaturas (CO = cte, pH = cte)	76
Figura 5.44.	Intervalos de confianza al 95% para las producciones específicas de DQO soluble a distintas temperaturas	77
Figura 5.45.	Especies de AGV a distintas temperaturas (CO = cte, pH = cte)	78

1. INTRODUCCIÓN

La necesidad apremiante de reutilización de aguas residuales o de su adecuada disposición para el saneamiento de cuerpos receptores ha sido motivo para que gran parte de las investigaciones sobre el tratamiento biológico tengan como objetivo el desarrollo de nuevas y mejores aplicaciones tecnológicas para cumplir con las exigencias específicas de las normas de descarga. Sin embargo, estudios referentes a procesos biológicos para remoción de contaminantes orgánicos de aguas residuales, en que predominan fracciones en suspensión, concluyen que la capacidad enzimática de hidrólisis extracelular constituye un paso limitante de las reacciones metabólicas (Ghosh *et al.*, 1975; Eastman y Ferguson, 1981; Chang *et al.*, 1997). Una vez fragmentadas, las moléculas más pequeñas pueden ser metabolizadas con mayor facilidad, tanto bajo condiciones aerobias como anaerobias.

Ante la problemática de obtener material solubilizado, entre los métodos propuestos para lograr la fragmentación de compuestos orgánicos en suspensión, con objeto de que el sustrato sea más accesible para los microorganismos, destaca la hidrólisis y producción de ácidos grasos volátiles (AGV) mediante reacciones enzimáticas bajo condiciones anaerobias (Eastman y Ferguson, 1981; Verstraete y Vandevivere, 1997; Guerrero, *et al.*, 1999). Los autores Rössle y Pretorius (2001a, b) mencionan los nombres técnicos con que diversos autores se refieren a este proceso de acuerdo al mecanismo y sustrato empleados: “hidrólisis de lodo biológico”, “hidrólisis-acidogénesis”, “fermentación de lodo primario”, “digestión acidogénica”, “fase ácida de la digestión anaerobia”, “tanque activado de sedimentación primaria”. Estos autores citan el término “prefermentación” con la definición de von Münch (1998): “La prefermentación consiste en la utilización de la materia orgánica en suspensión o sedimentable de aguas residuales municipales o industriales para la producción controlada, bajo condiciones anaerobias, de ácidos grasos volátiles (AGV) en un sistema de tratamiento primario, con el fin de utilizarlos para mejorar la capacidad de los sistemas biológicos secundarios para remoción de nutrientes”.

En la literatura técnica referente a la obtención de AGV mediante procesos biológicos para tratamiento de aguas residuales, es común encontrar los términos de “acidificación” para referirse al proceso biológico anaerobio para la producción de AGV, así como el de “fermentación”. Aunque el término de fermentación es uno de los más utilizados a nivel internacional, cabe hacer la siguiente aclaración de Galindo-Fentanes (2003): “El concepto de “fermentación” fue acuñado por Pasteur para describir el desarrollo y actividad de microorganismos bajo condiciones anaerobias (en ausencia de oxígeno, como es el caso de la producción de alcohol). Sin embargo, actualmente “fermentación” tiene un significado más amplio y se refiere a las técnicas de cultivo de microorganismos o células u organismos en suspensión bajo condiciones controladas. El fermentador tiene los objetivos fundamentales de mantener la esterilidad que permita el cultivo exclusivo de la especie biológica de interés y el de proporcionar las condiciones ambientales (temperatura, nutrientes, etc.) óptimas para el objetivo en particular del proceso”. De aquí que en el título de esta investigación se utilice el término de “acidificación bioquímica” de agua residual municipal para referirse a la producción de AGV mediante procesos biológicos anaerobios.

Otros métodos para obtención de compuestos más simples pueden ser: de tipo químico, la fragmentación de sustratos orgánicos complejos mediante ácidos minerales fuertes o álcalis (Mukherjee y Levine, 1992; Woodard y Wukasch, 1994; Chang *et al.*, 1997); de tipo físico, como fragmentación de sólidos por medio mecánico, por ejemplo, centrifugas acondicionadas (Eastman y Ferguson, 1981; Kunz y Wagner, 1996; Dohányos *et al.*, 1997); adición de enzimas contenidas en material producto de lisis celular (Dohányos *et al.*, 1997); o acondicionamiento térmico (Haug, 1977; Haug *et al.*, 1983).

Entre las características que algunos autores muestran como ventajas de aplicar la hidrólisis enzimática, es que moléculas complejas y recalcitrantes, así como algunas inhibidoras, son transformadas en moléculas de fácil metabolización (Kaijun *et al.*, 1997; Lettinga *et al.*, 1997b; Pohland, 1997). Además, se tiene que la proliferación de ciertas especies de microorganismos facultativos, altamente especializados en sustratos específicos, incrementa la capacidad de fragmentación (Merkel y Krauth, 1997).

Investigadores como Elefsiniotis y Oldham (1994a) han determinado en sus trabajos, que el conocimiento de lo que ellos llaman la “fase ácida en la digestión o degradación anaerobia”, es útil tanto para la ejecución del proceso total anaerobio como para la incorporación de la “acidogénesis” en otros procesos biológicos de tratamiento. Estos autores resaltan que un mejor entendimiento del proceso de acidificación puede conducir al mejoramiento de la estabilidad de digestores o reactores anaerobios debido a la separación física de las dos fases (acidogénesis y metanogénesis) y al incremento controlado de la producción de material orgánico soluble utilizado para mejorar los procesos de remoción biológica de nutrientes.

Autores como Banerjee *et al.* (1999) citan que en años recientes se ha incrementado la investigación sobre la fase acidogénica, en donde, sustancias orgánicas complejas son transformadas en compuestos solubles de carbono con bajo peso molecular, principalmente AGV. Sin embargo, sólo un reducido número de trabajos se especializan en los principales factores que influyen sobre las reacciones de hidrólisis y acidificación: temperatura, pH y carga orgánica (Elefsiniotis y Oldham, 1994b; Banister y Pretorius, 1998; Banerjee *et al.*, 1999; Guerrero *et al.*, 1999; von Münch *et al.*, 1999a). Lo anterior limita los conocimientos sobre cómo diseñar y operar los reactores anaerobios para obtener la fragmentación y acidificación adecuada, cuando se utilizan para alimentar a sistemas biológicos aerobios, anaerobios o que alternan ambas condiciones para remoción de nutrientes en aguas residuales.

Rössle y Pretorius (2001a) coinciden con von Münch y Koch (1999) al enfatizar que cuando los procesos biológicos secundarios para remoción de nutrientes reciben las proporciones adecuadas de carbono, nitrógeno y fósforo, se da una menor atención a las transformaciones que ocurren en el tratamiento biológico primario de acidificación bioquímica.

Así, al considerar que son escasas las investigaciones sobre las reacciones de hidrólisis y acidificación bioquímica cuando se aplican como un tratamiento previo a los diversos sistemas biológicos, surge la importancia de proponer este trabajo de investigación, en el cual la principal aportación es el conocimiento que se genere sobre el proceso de hidrólisis

y acidificación en aguas residuales. Con ello se pretende promover su aplicación como paso inicial del metabolismo celular en las distintas tecnologías existentes para el tratamiento biológico de aguas residuales.

En un intento por avanzar en el campo de la investigación referente al tratamiento biológico del material orgánico contaminante de acuerdo con la naturaleza de sus formas “particulada” y soluble, el presente trabajo se orienta a la evaluación del proceso bioquímico para producción de ácidos grasos volátiles (AGV) en agua residual de tipo municipal.

Durante la experimentación se proporcionaron las condiciones anaerobias para llevar a cabo reacciones de acidificación con el fin de transformar sólidos orgánicos suspendidos y disueltos, contenidos en el agua residual, para la producción de ácidos orgánicos de cadena corta denominados ácidos grasos volátiles (AGV). Los procesos se llevaron a cabo en reactores de lotes, que operaron en forma discontinua bajo el principio de llenado y vaciado con periodos de reacción en que los microorganismos responsables de las reacciones de acidogénesis se mantuvieron en suspensión mediante mezcla completa.

Las etapas experimentales se dividieron en: 1) selección entre distintas cargas orgánicas, 2) distintos valores de pH y 3) distintas temperaturas.

2. ESTADO DEL ARTE

2.1 Antecedentes

En el área de procesos biológicos para tratamiento de aguas residuales, aún están en etapa de desarrollo las investigaciones sobre las características de la etapa inicial del metabolismo (hidrólisis) cuando se aplica como un tratamiento previo (pretratamiento) en sistemas de tipo aerobio, anaerobio o aquellos que alternan ambas condiciones.

Si bien es cierto que se han realizado investigaciones sobre el proceso de hidrólisis y acidificación como paso inicial del tratamiento biológico de aguas residuales, en especial para el proceso de digestión o degradación anaerobia, aún existen incógnitas sobre:

- control de las reacciones de hidrólisis de la materia orgánica que ingresa a sistemas de lodos activados, para reducción de tiempos de reacción aerobia;
- control de hidrólisis de la masa orgánica influente, para estimular el crecimiento de poblaciones microbianas formadoras de flóculos densos en sistemas de lodos activados;
- control de hidrólisis y acidificación de sólidos orgánicos en suspensión, para el crecimiento selectivo de bacterias acumuladoras de fósforo en sistemas que alternan condiciones anaerobias y aerobias para remoción biológica de nutrientes; y
- control de la producción de ácidos grasos volátiles (AGV), para incrementar la metanogénesis de forma controlada y evitar la acidificación en sistemas de digestión o degradación anaerobia.

2.1.1 Acidificación para reducción de tiempos de reacción aerobia

Tanto el metabolismo aerobio como el anaerobio poseen como etapa inicial las reacciones de hidrólisis, en las cuales destaca la participación de bacterias heterótrofas que utilizan como reactivos aquellas moléculas orgánicas biodegradables que, por su tamaño o complejidad, no pueden atravesar la membrana celular, los productos de la “despolimerización” son estructuras simples con características para ser transportadas hacia el interior de la célula (Lehninger, 1978; Schlegel, 1988; Wanner, 1994; Moran *et al.*, 1994).

El aprovechamiento de las reacciones de acidificación bioquímica se basa en que los contaminantes orgánicos son transformados en compuestos de fácil metabolización, entre ellos los ácidos grasos volátiles (AGV), es decir, se avanza en la etapa inicial de las reacciones del metabolismo celular (Lehninger, 1978; Schlegel, 1988). Las investigaciones de Xiaoming *et al.* (1991), Hughes *et al.* (1994), Kaijun *et al.* (1994, 1997) confirman que es posible disminuir el tiempo de residencia hidráulica en los tanques de aireación de un sistema de lodos activados cuando se alimentan con el efluente de un reactor biológico “preacidificador”.

Kaijun *et al.* (1994) obtuvieron resultados alentadores al investigar la incorporación de un tratamiento que antecediera al sistema de lodos activados, consistente en un reactor anaerobio con lecho de lodos de flujo ascendente. El reactor se opera con tiempos de residencia hidráulica cortos para que ocurran, principalmente, hidrólisis y acidificación del material orgánico. La aplicación de este sistema les permite reducir los tiempos de residencia hidráulica en el tanque de aireación. Con tiempos de residencia hidráulica de 2.7 horas en el preacidificador, estos autores lograron reducciones de DQO, DBO y SST, correspondientes a 44, 32 y 84%, respectivamente.

2.1.2 Acidificación para selección biológica

Un problema frecuente en los sistemas de lodos activados está dado por el crecimiento excesivo de microorganismos filamentosos, que desplazan a aquellas poblaciones microbianas formadoras de flóculos con mejores características de sedimentación.

De acuerdo con WEF y ASCE (1998b) la sedimentabilidad de los sólidos suspendidos se ve afectada por los tipos de microorganismos que se desarrollan en los sistemas de lodos activados, en donde los organismos que se aglomeran en pequeños flóculos son soportados por una estructura constituida por una pequeña porción de organismos filamentosos (difíciles de sedimentar por si solos) para formar los flóculos de lodos activados que permiten la sedimentación de la biomasa. De acuerdo con este principio, las condiciones de operación pueden manipularse para favorecer el desarrollo de cierto grupo de bacterias con mejores características de sedimentación. WEF y ASCE (1998a) y Wanner (1994) describen que los sistemas de lodos activados que operan a bajas cargas orgánicas o bien, a concentraciones bajas de oxígeno molecular o de nutrientes, tienden a favorecer el crecimiento excesivo de bacterias filamentosas, que tienen la ventaja de presentar una mayor área superficial para intercambio de nutrientes por unidad de volumen. Sin embargo, si la población de microorganismos de lodos activados se somete a periodos alternados de cargas orgánicas altas y bajas, se tiene que los microorganismos con mayor habilidad (rapidez) para capturar sustrato soluble durante el período de alta carga orgánica con el fin de almacenarlo para utilizarlo posteriormente cuando se presenten condiciones de baja concentración, tienden a ser precisamente los que se agrupan en flóculos con mejores características de sedimentación (más densos). Por ejemplo, por recirculación de sólidos a la entrada de un tanque de lodos activados con flujo tipo pistón. Como resultado se tiene una baja tasa de crecimiento por parte de los microorganismos filamentosos, cuyo crecimiento excesivo puede producir flóculos grandes, pero con bajas densidades que dificultan la sedimentación.

Ante la problemática de la sedimentación de biomasa en sistemas de lodos activados, destacan las investigaciones de Chudoba *et al.* (1973); Wanner *et al.* (1989); Grau *et al.* (1992) y Wanner (1994), quienes coinciden en la teoría de mantener el agua residual cruda bajo condiciones anaerobias por un tiempo relativamente corto, con lo que propician la hidrólisis del material orgánico antes de que entre al tanque de aireación y en consecuencia se ofrece una alta disponibilidad de sustrato por unidad másica de biomasa. Esta característica permite que se establezcan las poblaciones bacterianas formadoras de flóculos sedimentables, con el consecuente desplazamiento de las bacterias filamentosas de difícil separación por sedimentación. En la obra de WEF y ASCE (1998a) se tiene que la

incorporación de tanques con tiempo de residencia hidráulica pequeño, 0.75 a 2 horas, produce una “selección” adecuada de microorganismos que se desarrollan en flóculos sedimentables.

2.1.3 Acidificación para remoción biológica de nutrientes

En los sistemas convencionales de lodos activados sólo una pequeña fracción del fósforo contenido en el agua residual se aprovecha en los procesos metabólicos para síntesis de componentes de la estructura celular. En promedio, la biomasa contiene 2% de fósforo, con respecto al peso seco. Sin embargo, cuando el sistema se somete a condiciones alternadas, anaerobias y aerobias, se favorece el desarrollo de algunos grupos de bacterias que capturan fósforo en exceso con respecto a la cantidad requerida para la síntesis de nuevo material celular, la biomasa llega a contener valores de fósforo hasta de 10%, con respecto al peso seco (Wanner, 1994). Randall (1994) menciona que el contenido de fósforo en la fracción de sólidos suspendidos volátiles de un sistema de lodos activados para remoción de nutrientes puede alcanzar proporciones del 15% como masa seca. El fósforo que la biomasa captura en exceso a los requerimientos metabólicos se almacena en la célula en la forma de polifosfatos, en combinación con otros elementos en la forma de gránulos conocidos como volutina (Wanner, 1994).

Cuando el sistema trabaja bajo condiciones anaerobias, los grupos de células acumuladoras de fósforo tienen como propósito principal el de utilizar las moléculas de polifosfato almacenado como fuente de energía, para asimilar y transformar los compuestos orgánicos de fácil metabolización en productos de almacenamiento como poli- β -hidroxibutirato (PHB), poli- β -hidroxivalerato (PHV) y glucógeno, a la vez que liberan fósforo inorgánico al medio. Bajo condiciones aerobias con la disponibilidad del oxígeno molecular como receptor terminal de electrones y en ausencia de alguna fuente externa de sustrato de fácil asimilación, las células oxidan las moléculas almacenadas de sustrato lo cual provee de energía a la célula para que se produzcan moléculas de adenosina trifosfato (ATP). Al tener la célula un nivel de ATP por encima del requerido para el metabolismo se favorece que el ATP sea utilizado como reactivo para la producción de moléculas de polifosfato que se almacenan en la célula a la vez que se remueve fósforo del medio (Wanner, 1994; Stensel y Barnard, 1992).

Los estudios de Wentzel *et al.* (1991) plantean que es necesario un mayor control de las reacciones de hidrólisis y acidificación para incrementar la eficiencia de los sistemas biológicos para remoción de nutrientes. Al respecto Stensel (1991) explica que es posible establecer la capacidad del sistema biológico para remoción de fósforo si se determina la cantidad de AGV que puede obtenerse de la materia orgánica contaminante, el rendimiento específico de biomasa acumuladora de fósforo y la cantidad neta de fósforo almacenada en el lodo de desecho.

Banerjee *et al.* (1999) citan de Comeau (1989) y Pitman *et al.* (1992) que los AGV, principalmente acético, son esenciales para los microorganismos participantes en la remoción biológica de nutrientes, que requieren de seis a nueve miligramos de ácidos grasos volátiles para remover un miligramo de fósforo. Goncalves *et al.* (1994) citan que la alimentación de concentraciones adecuadas de material orgánico de fácil asimilación a los

sistemas biológicos para remoción de fósforo permite obtener concentraciones residuales de fósforo en el efluente menores que 1 mgP/l. Moser-Engeler *et al.* (1998) coinciden con Maurer *et al.* (1997), Tam *et al.* (1992) y Gerber *et al.* (1987) en que los AGV, especialmente ácido acético, representan el mejor sustrato para los procesos de remoción biológica de nutrientes.

En cuanto al volumen del reactor anaerobio, Randall (1994) menciona que la zona anaerobia de un sistema de lodos activados modificado puede dimensionarse del tamaño necesario para producir la cantidad requerida de AGV. Sin embargo, de acuerdo con Wentzel *et al.* (1988), al ser el proceso de acidificación más lento comparado con la rapidez de captura y almacenamiento de AGV, entonces el volumen para la zona anaerobia se incrementa cuando no se acondiciona un tanque preacidificador ya que el paso limitante es la producción de AGV. En una zona anaerobia con un tiempo de residencia hidráulica excesivo, por no contar con un preacidificador, se favorece la liberación secundaria de fósforo sin el consiguiente almacenamiento de sustrato, el cual es imprescindible como fuente de energía para la recuperación posterior del fósforo liberado (Randall, 1994).

Si los nutrientes en el influente están en proporciones adecuadas para capturar el fósforo en exceso, el sustrato limitante puede estar dado por los AGV. De Randall *et al.* (1992) se tiene que relaciones DQO:P_{total} mayores de 40:1 proporcionan una cantidad suficiente de AGV para lograr concentraciones tan bajas como 0.1 mgP/l, siempre y cuando también sean solubilizados y acidificados los sólidos suspendidos primarios; por lo tanto, si se utiliza acidificación previa, es posible reducir el tiempo de reacción en la fase anaerobia para que solo se lleven a cabo las reacciones de captura y almacenamiento de material orgánico soluble por parte de las bacterias acumuladoras de fósforo.

2.1.4 Acidificación para metanogénesis de aguas residuales concentradas

Verstraete *et al.* (1981) citan de Ghosh y Klass (1978) que los motivos básicos que despertaron el interés por el tratamiento anaerobio en “dos fases” parten de que los dos principales grupos de organismos participantes en la digestión, correspondientes a bacterias acidificantes y bacterias metanogénicas, difieren significativamente en lo que respecta a requerimientos nutrimentales y tasa de crecimiento. Ghosh *et al.* (1975) argumentan que la separación física de las fases acidogénica y metanogénica es con el fin de buscar la fase exponencial de crecimiento de los cultivos productores de ácidos grasos volátiles y metano en sus respectivos reactores. Con esto es posible maximizar las tasas de acidificación y gasificación mediante controles independientes de acuerdo con las propiedades metabólicas y cinéticas de ambos grupos.

Sobre el concepto de digestión o biodegradación anaerobia de dos fases, Speece *et al.* (1997) distinguen dos tipos de procesos biológicos, por un lado está aquel dividido en “fases”, en que se mantienen poblaciones especializadas en reactores específicos, como son acidogénicas y metanogénicas y, por otro, el proceso en que se permite el desarrollo de una población común en los reactores, de tal forma que los microorganismos están expuestos a distintas condiciones ambientales de pH y temperatura, o bien, a diversas características de sustrato. Este último tipo de proceso se tiene en reactores conectados por recirculaciones de biomasa, así como en gránulos densos o en biopelículas. Para el proceso con separación de

poblaciones (división en fases acidogénica y metanogénica), Verstraete *et al.* (1981) argumenta que el pH puede controlarse de forma independiente, con valores específicos que más convengan a cada población, con la ventaja de que en la operación de la fase acidogénica pueden hacerse las modificaciones físicas, químicas y bioquímicas que favorezcan la hidrólisis de los polímeros.

Verstraete *et al.* (1981) explican que en el proceso de digestión o degradación anaerobia conocido como proceso biológico de dos fases, en la primera fase el sustrato orgánico complejo es solubilizado y subsecuentemente metabolizado por microorganismos acidogénicos para producir, principalmente, ácidos grasos volátiles, H₂ y dióxido de carbono. Los AGV son entonces utilizados por bacterias acetogénicas y metanogénicas de la segunda fase para producir metano y dióxido de carbono. De los productos de la fase acidogénica sólo las moléculas de hidrógeno, ácido fórmico y ácido acético son utilizados directamente por organismos metanogénicos, mientras que los otros AGV, por ejemplo, ácidos propiónico y butírico, necesitan ser transformados a las moléculas mencionadas por un grupo intermedio especial de microorganismos conocidos como acetogénicos productores obligados de hidrógeno, que crecen en una forma de asociación conocida como de sintrofismo por la interdependencia por el hidrógeno con bacterias metanogénicas, de tal forma que los organismos metanogénicos consumen el hidrógeno producido por los organismos acetogénicos, con lo que se tienen las condiciones termodinámicas favorables. Así, los grupos de bacterias acetogénicas y metanogénicas se desarrollan juntas en un reactor. Dado que las reacciones de solubilización y acidificación usualmente son realizadas en un reactor, se tiene entonces que la separación de fases en la práctica se reduce a un reactor de solubilización y acidificación y a otro de reacciones metanogénicas.

Lettinga y Hulshoff (1992) recomiendan acidificar de 20 a 40 % de la DQO soluble que se alimenta a digestores anaerobios, pero no presentan datos precisos. Al respecto mencionan que no se ha desarrollado un método de diseño para los reactores de acidificación que llevan a cabo la generación inicial de ácidos grasos volátiles en sistemas de digestión o degradación anaerobia. Su argumento es que no se requiere la producción máxima de AGV en el reactor de acidificación porque se tiene la limitante de que las reacciones metanogénicas en el digestor se efectúan con menor rapidez que las acidogénicas. Los autores no ocultan que prevalece un desconocimiento sobre la fracción de material orgánico que puede solubilizarse y acidificarse para que se logren condiciones de equilibrio con la operación del digestor, de tal forma que el preacidificador rinda al máximo sin perturbar el metabolismo de las bacterias metanogénicas.

En el caso de sustratos complejos como celulosa, almidón, proteínas y lípidos, estas moléculas son hidrolizadas a monómeros en un proceso que depende de la acción de enzimas extracelulares como celulasas, amilasas, proteasas y lipasas (Verstraete *et al.*, 1981). La hidrólisis de polímeros procede en forma lenta y resulta el paso limitante, de aquí la observación de que en reactores de digestión de una etapa, las enzimas extracelulares podrían incrementar su acción al aumentar la disponibilidad de polímeros en el sustrato. Sin embargo, la alimentación de niveles altos de sólidos suspendidos en reactores anaerobios de alta tasa usualmente trae problemas para el mezclado y control del pH, con la posible acidificación que afecta de forma severa a la población metanogénica (Verstraete *et al.*, 1981). Hall (1992) explica que la acumulación de sólidos suspendidos de difícil

biodegradación diluye la concentración de biomasa activa y reduce su tiempo de retención celular. Al respecto, Guerrero *et al.* (1999) citan de Mata-Álvarez (1987) que los sistemas de dos fases son adecuados para sistemas anaerobios de alta tasa, como reactores de lecho de lodos anaerobios con flujo ascendente (UASB: upflow anaerobic sludge bed) o filtros anaerobios (AF: anaerobic filters) que reciben altas concentraciones de sólidos suspendidos orgánicos y así lograr que sean metabolizados por bacterias acidogénicas y que los productos sean utilizados para la producción de metano.

Lettinga *et al.* (1997b) recomiendan que las investigaciones sobre digestión o degradación anaerobia no deben generalizar el concepto de separación de fases, es decir, reactores independientes para acidogénesis y metanogénesis, porque las características del agua residual pueden ser tales que favorezcan el crecimiento de las poblaciones metanogénicas junto con las acidogénicas en un solo reactor anaerobio.

Por ejemplo, bajo condiciones de temperaturas que favorecen la actividad enzimática (mesofílicas óptimas o termofílicas) se tiene que, en un reactor anaerobio de alta tasa con inmovilización de biomasa por granulación, se puede desarrollar un lodo principalmente metanogénico a partir de la acidificación que pudiera producirse en el agua residual durante su conducción al sistema de tratamiento. La explicación que dan Lettinga *et al.* (1997b) es que, debido a la tasa alta de decaimiento celular, se tiene una continua liberación de espacios por parte de los organismos acidificantes, lo cual permite su crecimiento junto con organismos acetogénicos y metanogénicos.

En contraparte, para temperaturas psicrófilas y submesofílicas la capacidad enzimática de hidrólisis se torna limitada, con lo que la tasa de decaimiento celular de los organismos acidificantes disminuye. Lettinga *et al.* (1997b) destacan que bajo estas condiciones resulta difícil que en un solo reactor anaerobio (acidogénesis y metanogénesis) se desarrolle un lodo granular en que predominen los organismos metanogénicos. Por ello, debe considerarse el concepto de separación de fases, lo cual no significa una completa separación de reacciones de acidogénesis y metanogénesis.

En lo que respecta a la composición de las aguas residuales, Lettinga *et al.* (1997b) explican que cuando se tienen contaminantes complejos, entonces los sistemas anaerobios por etapas pueden conceptualizarse como reactores de flujo pistón. En ellos, a diferencia de los reactores anaerobios de un solo compartimiento, que se conceptualizan como reactores perfectamente mezclados, cada etapa permite que las poblaciones de acidogénesis, o bien, metanogénesis, predominen en función de las condiciones ambientales y características del sustrato.

Como la carga orgánica más alta y los contaminantes más complejos entrarían a la primera etapa, se tiene entonces que para aguas residuales con alto contenido de sólidos en suspensión, en esta etapa se deben remover los sólidos suspendidos por lo que constituye un reactor de hidrólisis y acidificación que no excluye que existan reacciones de metanogénesis. Las etapas subsecuentes pueden ser combinaciones de los tipos de reactores UASB (upflow anaerobic sludge blanket), EGSB (expanded granular sludge bed) o sistemas híbridos como el EGSB + AF (anaerobic filter).

2.2 Factores de influencia en la producción de AGV

De acuerdo con Banerjee *et al.* (1999), desde 1965 Andrews y Pearson ya consideraban que los factores que influyen sobre la acidificación se clasifican dentro de tres grupos: a) características del agua residual; b) parámetros de operación, dados por el tiempo de residencia hidráulica (TRH) y el tiempo de retención celular (TRC) y; c) parámetros ambientales, como el valor de pH. Posteriormente, Ghosh *et al.* (1975); Elefsiniotis y Oldham (1994b); Banister y Pretorius (1998) destacan que la temperatura también influye. De los factores citados, Guerrero *et al.* (1999) indican que las características de pH, temperatura y TRH, son los tres parámetros de operación más importantes. Los autores von Münch *et al.* (1997 y 1999a) agregan a esta lista: concentración, naturaleza bioquímica (carbohidratos, lípidos, proteínas) y física (tamaño) del sustrato, tipo de nutrientes, TRC, concentración de enzimas hidrolíticas, intensidad del mezclado e inhibidores.

2.2.1 Tiempo de retención celular (TRC)

El tiempo de retención celular (TRC) corresponde al tiempo que permanece la biomasa en el reactor biológico. Dos formas utilizadas en sistemas biológicos para retención de biomasa corresponden al proceso físico de sedimentación y al proceso biológico de formación de biopelícula (Loosdrecht, 1996), en estos casos el TRC es diferente del TRH.

El TRC en un reactor biológico de lotes (batch) en que no se añaden más sustancias nutritivas o biomasa, ni se extraen productos intermedios, el cual Schlegel (1988) define como “reactor de lotes cerrado” resulta ser igual que el TRH. Otro ejemplo de TRC igual a TRH, es el de un sistema de flujo continuo completamente mezclado sin recirculación de sólidos.

En un experimento en que la temperatura no estuvo sujeta a control, con un valor mínimo de 18 y un máximo de 28°C, Banister y Pretorius (1998) realizaron pruebas, en reactores de lotes cerrados, para hidrólisis y acidificación de lodos primarios provenientes de distintas plantas. Ellos alimentaron en dos de sus ensayos, una concentración máxima de 5.5% (55,000 mgSTT/l) y una mínima de 0.48% (4,800 mgSTT/l) de sólidos suspendidos totales y efectuaron mediciones a los seis y ocho días después del llenado de los frascos de reacción (tabla 2.1). Al sexto día determinaron transformaciones de 5 y 11% de la materia orgánica en AGV, “grado de acidificación”, correspondientes a las concentraciones máxima y mínima de STT, respectivamente. Al octavo día de acidificación los valores sólo aumentaron a 6 y 12%, respectivamente. La menor fracción acidificada para el lodo con mayor fracción de sólidos, lo atribuyen, en gran parte, a la presencia de lípidos

En los estudios mencionados es de apreciarse una fracción relativamente pequeña de hidrólisis y acidificación para TRC de seis o menos días. Sin embargo, si a cambio de sólo un ligero incremento en la producción de AGV se ajusta un tiempo mayor, por ejemplo de ocho días, se incrementa la probabilidad de ocurrencia de reacciones metanogénicas (Banister y Pretorius, 1998, von Münch, 1998, Lilley *et al.*, 1990 y Rössle y Pretorius 2001b). Además, TRC que excedan de 6 días requieren mayores volúmenes de tanque y encarecen los costos a nivel industrial (Skalsky y Daigger, 1995).

De acuerdo con Banister y Pretorius (1998), la capacidad de producción de AGV, como fracción de la DQO influente, para la menor concentración de sólidos orgánicos es comparable con el 10% obtenido por Rabinowitz y Oldham (1985), quienes manejaron TRC comprendidos entre 3.5 y 5 días, a temperatura de 21°C. Para la mayor concentración de sólidos orgánicos, Lilley *et al.* (1990) lograron una transformación de 6.5% del material orgánico de lodos primarios en AGV, con 6 días de TRC y 20°C, con concentraciones de STT entre 1.1% y 4.2%.

Tabla 2.1 Resumen de resultados de distintas investigaciones.

	Banister y Pretorius (1998)	Banister y Pretorius (1998)	Lilley <i>et al.</i> (1990)	Banister y Pretorius (1998)	Banister y Pretorius (1998)
Sustrato	lodo primario	lodo primario	lodo primario	lodo primario	lodo primario
STT influente (%) (masa/volumen)	0.48	5.50	1.10-4.20	1.20	0.98
$V_{in\acute{o}culo}/V_{total}$	0	0	0	0	0.10
Edad del inóculo (días)	--	--	--	--	3
$\frac{AGV_{producido}}{DQO_{influente}}$	0.11	0.05	0.065	0.10	0.19
TRH (días)	6	6	6.0	6	6
Temperatura (°C)	18-28	18-28	20	18-28	18-28

Banister y Pretorius (1998) realizaron otra prueba de crecimiento también de lotes en reactor cerrado, con una duración de seis días. En esta ocasión, al llenar los frascos de reacción, inocularon 10% (volumen inóculo/volumen total) de sólidos provenientes de otro reactor de lotes cerrado, en que al tercer día de operación se extrajo la muestra para ocuparse como inóculo. Como respuesta a la inoculación de una pequeña fracción de biomasa, con un TRC (3 días) distinto al TRH, estos autores aumentaron a 0.19 la fracción acidificada del material orgánico influente, dos veces el valor sin inóculo (tabla 2.1).

La ausencia de una relación entre TRC y fracción acidificada del material orgánico, conduce a la interpretación de que no es el concepto de TRC el que influye de forma individual sobre la fracción de material orgánico influente transformada en AGV, sino que también participa la composición de los sólidos y la inoculación de microorganismos con TRC distinto al TRH, que puede interpretarse como el control independiente de los valores de TRC y TRH.

2.2.2 Tiempo de residencia hidráulica (TRH)

Al referirse al TRH, Guerrero *et al.* (1999) citan a Dinopolou *et al.* (1988) y Chang *et al.* (1989) quienes lo definen como un parámetro clave en la operación de reactores de hidrólisis y acidificación, ya que determina la eficiencia de solubilización y el grado de acidificación del influente. También mencionan que Lettinga y Hulshoff (1991) sugieren

valores de TRH entre 6 y 24 horas para la acumulación de AGV en el reactor. Holst *et al.* (1997) recomiendan un intervalo más amplio del TRH con valores entre 2 y 24 horas, en función del tipo de agua residual.

Los autores von Münch y Greenfield (1998) mencionan que reactores para acidificación bioquímica con grandes valores de TRH y TRC pueden favorecer una considerable hidrólisis de proteínas. Los autores von Münch *et al.* (1999b) muestran en un gráfico las isolíneas de tasas de producción de AGV ($\text{mgAGV/l}\cdot\text{h}$) obtenidas para parejas de valores constituidas por el TRH y el TRC, en los ejes x y y, respectivamente (figura 2.1). Por ejemplo, para un TRH de 5.2 horas obtienen una misma tasa de producción de AGV ($11 \text{ mgAGV/l}\cdot\text{h}$) para dos valores de TRC: 1.5 y 4.2 días; de su trabajo determinan que cuando se controlan de forma independiente los valores de TRH y TRC mediante sedimentación de biomasa para su recirculación al reactor biológico, es posible que con valores cortos de TRH se alcancen tasas de producción de AGV iguales o mayores que aquellas logradas con TRH mayores. Este control independiente de TRH y TRC permite reducir volúmenes de tanques al fijar para TRH valores menores que los de TRC.

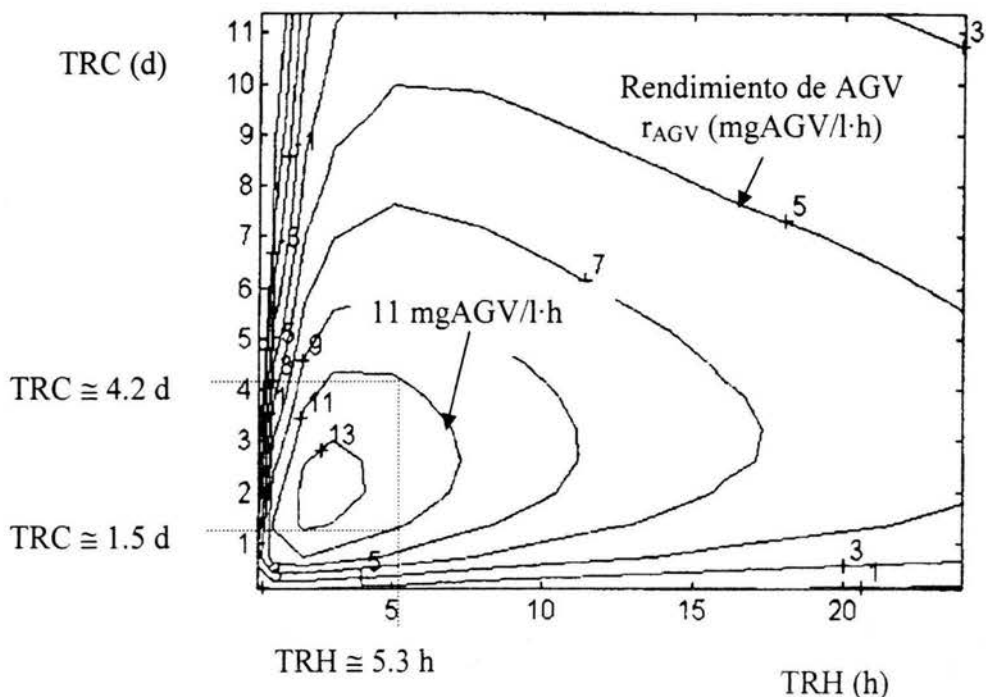


Figura 2.1. Trazo de curvas como resultado del modelo para simulación de acidificación, bajo condiciones de estado estable, para agua residual con $370 \text{ mg DQO}_{\text{total}}/\text{l}$ y $110 \text{ mg DQO}_{\text{soluble}}/\text{l}$ (von Münch *et al.*, 1999b).

2.2.3 Carga orgánica (CO)

Metcalf y Eddy (1979) ejemplifican que, aunque el tiempo de duplicación de alguna bacteria sea de 30 minutos, su multiplicación no puede darse de forma indefinida. Entre otros factores destacan que las concentraciones de sustrato limitan en gran medida la pendiente de la curva de reproducción de los microorganismos.

La importancia de la cantidad de sustrato en el metabolismo celular tiene como punto de partida el modelo de Michaelis y Menten, que define cómo a medida que aumenta la concentración de sustrato, la rapidez de consumo por parte de los microorganismos incrementa en forma más lenta, hasta que al llegar a ciertos valores de concentración de sustrato la rapidez tiende a un valor asintótico (Lehninger, 1978; Sundstrom y Klei, 1979).

Debido a que la concentración de sustrato, por sí sola, no representa un parámetro de referencia para comparar la capacidad de acidificación, por no considerar la cantidad de biomasa y la unidad de tiempo, entonces se propone utilizar el concepto de carga orgánica (CO), definida como la tasa de alimentación de sustrato por masa unitaria de microorganismos (Metcalf y Eddy, 1979). WEF y ASCE (1998c) y González-Q. (1998) consideran entre sus expresiones el modelo matemático de Kincannon y Stover (1982) para describir la tasa específica de utilización de sustrato con base en la carga orgánica, en vez de la concentración de sustrato, el cual sigue el trazo de Monod o Michaelis y Menten (González-Q., 1998).

Investigaciones como la de Liu y Ghosh (1997), en que alimentaron gran cantidad de sólidos a un digestor o reactor anaerobio con flujo tipo pistón, en lo que se refiere a acidificación concluyeron que la producción de AGV en la zona inicial aumenta al incrementarse la carga orgánica, sin mencionar el grado de acidificación o fracción del material orgánico transformado en AGV.

2.2.4 pH

Aunque las curvas de pH contra actividad enzimática varían considerablemente entre distintas enzimas en lo que respecta a su forma, se tiene que la mayoría de las enzimas tienen un pH característico en el cual su actividad es máxima; con valores de pH por encima o por debajo de este valor la actividad enzimática disminuye (Lehninger, 1978).

El pH del medio de cultivo tiene una importancia decisiva para el crecimiento de prácticamente todos los microorganismos. Los iones H^+ y OH^- son los iones con mayor movilidad; por eso, alteraciones insignificantes en su concentración presentan efectos muy importantes. La mayoría de los microorganismos presentan un crecimiento óptimo cuando los iones H^+ y OH^- se encuentran aproximadamente en la misma concentración, lo cual equivale a un pH de 7.0 (Schlegel, 1988). Sin embargo Ruel *et al.* (2002) citan de Andrews y Pearson (1965) que el valor óptimo para producción de AGV es cercano a 6.5. Normalmente, sólo los intervalos de pH bajos causan problemas en procesos de tratamiento biológico (Henze *et al.*, 1997).

Con el fin de mantener el mejor ambiente para la hidrólisis y acidogénesis Holst *et al.* (1997) afirman que el pH en el reactor de acidogénesis se autorregula entre 5.5 y 6.8 en función del influente al reactor. Estos valores de frontera caen dentro del intervalo de variación de pH entre 5 y 7 que, de acuerdo con Breure and Van Andel (1984), Dinopolou *et al.* (1988) y Bull *et al.* (1984), permiten que el sistema utilice su capacidad alcalina amortiguadora cuando no hay control externo de pH (Guerrero *et al.*, 1999).

Con respecto a la reproducción de los microorganismos en función del pH, Elefsiniotis y Oldham (1994c) concluyen que el valor óptimo para reproducirse no necesariamente es el mejor para producción de AGV. Así, a pesar de que microorganismos protéicos prefieren valores de pH cercanos al neutro, a pH de 4.5 obtuvieron mayor remoción de proteínas. En cuanto a remoción de carbohidratos, Eastman y Ferguson (1981) obtuvieron la mayor remoción en valores de pH entre 5.2 y 6.5.

Durante experimentos con digestión o degradación anaerobia de dos fases para productos de la melaza de caña de azúcar, Yeoh (1997) determinó que al estabilizarse el reactor acidogénico los valores de pH estuvieron entre 4.5 y 5. Este intervalo de pH también lo resaltan Weiland y Wulfert (1988) y Aivasidis *et al.* (1989) cuando reportan que la mejor producción de ácido acético se logra para valores de pH entre 4 y 5, explicando que valores mayores promueven la producción de ácido propiónico.

Elefsiniotis y Oldham (1994c) estudiaron la producción de AGV a partir de lodos primarios en reactores de flujo continuo completamente mezclados. Al controlar los valores de pH iguales a 4.5, 5.1 y 6.1, en los tres valores obtuvieron los ácidos acético, propiónico, butírico, isobutírico, valérico, 3-metilbutírico y 2 metilbutírico. Ellos lograron la mayor concentración de AGV para pH de 5.1, que disminuyó en 10 y 30 % para pH de 4.5 y 6.1, respectivamente. A medida que incrementaron el pH de 4.5 a 6.1, determinaron que el ácido acético se mantuvo en 45 % del total de AGV mientras que el ácido propiónico disminuyó de 40 a 20 %, al contrario del ácido butírico que aumentó de 5 a 20 % y la fracción de los AGV de cinco carbonos se mantuvo constante a lo largo de los tres valores de pH.

De acuerdo con los fundamentos sobre la “fermentación” o biorreacción anaerobia de Kenneth (1959), se tiene que cuando se fermentan derivados de la harina de maíz, en donde el pH se equilibra en menos de 4.5, al agregar alguna sustancia básica para elevarlo a valores cercanos a 7, la producción de ácido butírico incrementa en un factor de diez, mientras que el ácido acético aumenta en un factor de dos. El mismo autor menciona que el pH óptimo para la descarboxilación del ácido succínico, intermediario en la ruta acidogénica de las bacterias productoras de ácido propiónico, es de 5.

Ruel *et al.* (2002) en un experimento en que manejaron sustancias para inhibir reacciones de metanogénesis y reducción de sulfatos con el fin de llevar a cabo sólo las reacciones de acidificación hasta alcanzar un equilibrio en la producción de AGV, conocido como “potencial bioquímico para acidogénesis”, no encontraron diferencias en la producción de AGV para valores de pH de 6.5, que consideran cercano al óptimo; 7.5, que es común en aguas residuales y 7.0, en que se estabilizó su proceso a partir de un pH inicial de 8 del agua residual.

Las referencias citadas ponen de manifiesto que el pH tiene efectos sobre producción de especies de AGV, de acuerdo con el tipo de agua residual y características ambientales de experimentación. Además, se tiene que la influencia positiva de un valor de pH para una mayor actividad de reproducción celular de un grupo de microorganismos productores de AGV, no necesariamente corresponde con la actividad enzimática para la mayor producción de la especie de AGV correspondiente.

2.2.5 Temperatura

La tasa de las reacciones enzimáticas generalmente incrementa con la temperatura dentro del intervalo en que la enzima no sufre alteraciones en su composición, por ejemplo, desnaturalización y, por lo tanto, conserva su actividad. En la mayoría de las reacciones enzimáticas, la tasa de reacción se duplica en cada incremento de 10°C. Sin embargo, la proporción en que aumenta dicha tasa varía de una enzima a otra en función de la energía de activación requerida por la reacción catalizada (Lehninger, 1978; Winkler, 1986).

A pesar de que las reacciones enzimáticas con frecuencia aparentan tener una temperatura óptima, el pico máximo de la curva de actividad enzimática contra temperatura resulta porque las enzimas, por su constitución proteica, son desnaturalizadas por el calor y llegan a inactivarse cuando la temperatura asciende por encima de un valor específico. De aquí que la aparente temperatura definida como óptima sea el resultado de dos procesos: 1) incremento usual, característico, de la tasa de reacción con la temperatura y 2) la tasa de desnaturalización térmica de la enzima que incrementa al superarse una temperatura crítica (Winkler, 1986).

La mayoría de las enzimas se inactivan con temperaturas en el intervalo aproximado de 55 a 60°C, aunque su desnaturalización inicia a 42°C, aproximadamente. Se tiene también que algunas se mantienen inalteradas y conservan su actividad a temperaturas mucho mayores, por ejemplo, enzimas de algunas especies de bacterias termofílicas que continúan activas a temperaturas por encima de 85°C (Lehninger, 1978).

De Metcalf y Eddy (1979) y Schlegel (1988) se tiene que, de acuerdo con los intervalos de de temperaturas óptimas para que los microorganismos lleven a cabo las reacciones enzimáticas, éstas se clasifican en psicofílicas (-2 a 20° C), mesofílicas (20 a 45°C) y termofílicas (45 a 75°C).

La rapidez de las reacciones bioquímicas y de los procesos de transferencia de nutrientes aumenta con la temperatura, mientras que disminuye la estabilidad de las sustancias bioquímicas que participan en la reacción. La temperatura óptima de operación depende de las características de las combinaciones de dichos procesos (Winkler, 1986).

No obstante que es determinable una relación exacta entre actividad y temperatura, dado que un lodo está formado por una amplia variedad de especies de microorganismos, se puede esperar que el efecto del aumento de la temperatura favorezca en distinta medida a las poblaciones presentes con lo que se puede afectar el patrón de remoción de nutrientes, es decir las vías metabólicas y en consecuencia los productos finales (Winkler, 1986).

En su trabajo Cha *et al.* (1997) utilizaron agua residual sintética con 10,500 mgDQO/l de almidón para experimentar en un quimiostato de flujo continuo completamente mezclado, combinaron ensayos de temperaturas de 15, 20 y 25°C con TRH de 6, 12, 24 y 48 horas. Determinaron que en todas las combinaciones predominó el ácido butírico, sobre los ácidos acético y propiónico, siendo este último el que presentó menores concentraciones. Para 6 y 12 horas, las concentraciones de ácido butírico y ácido acético presentaron una pendiente de incremento directamente proporcional a la temperatura, al incrementar los TRH a 24 y

48 horas, a diferencia de la producción en aumento de ácido acético, la pendiente de aumento de la concentración de ácido butírico se suavizó. La concentración de ácido butírico obtenida para 24 horas y 15°C superó la concentración de ácido butírico lograda con 6 horas y 25°C. El ácido propiónico mantuvo una concentración apenas detectable para las tres temperaturas y siempre incrementó con los aumentos de temperatura. La relación aproximada entre ácidos propiónico, acético y butírico se mantuvo cercana a 1:2:6, respectivamente.

Banerjee *et al.* (1999) experimentaron el efecto de la adición de agua residual rica en almidón sobre la fase ácida de la digestión o degradación anaerobia de lodo primario de aguas residuales municipales bajo una combinación de distintas temperaturas y TRH. Para los experimentos, acondicionaron dos sistemas idénticos con reactores completamente mezclados, seguidos de sedimentadores equipados para la recirculación de lodos a los reactores. Las líneas provenientes de dos descargas (lodo primario municipal y agua residual industrial rica en almidón) fueron diluidas con agua potable para manejar concentraciones de 5,000 mgSST/l. Para la primera corrida alimentaron los dos reactores con lodos primarios municipales y utilizaron 18 horas de TRH y temperatura de 22°C.

Al estabilizarse el proceso de acidogénesis en ambos reactores, a partir de la segunda corrida alimentaron el reactor uno con una mezcla 1:1, en volumen, de lodos primarios municipales y descarga industrial rica en almidón (tabla 2.2). El reactor 2 se continuó alimentando sólo con lodo primario. Si se toma como medida de comparación (100%) la concentración de AGV producidos en el reactor 2 en la segunda corrida (280 mgAGV/l, como ácido acético), entonces se tienen los siguientes resultados:

En la corrida 2, con TRH de 18 h y 22°C, la producción de AGV en el reactor 1 fue de 140% en comparación con los AGV de referencia.

En la tercera corrida, con 22°C y un TRH de 30 horas, la producción de AGV en el reactor 1 fue de 190% con respecto a la corrida de referencia, mientras que en el reactor 2, fue de 114%.

Para las corridas 4 y 5 mantuvieron el TRH de 30 horas e incrementaron la temperatura a 30 y 35°C, respectivamente. En el reactor 1 a 30°C, se tuvo un aumento de la concentración de AGV a 220%. Al aumentar la temperatura a 35°C se tuvo una disminución a 170%.

En el reactor 2 la concentración de AGV disminuyó para las corridas 4 y 5, es decir, cuando se aumentó la temperatura a 30 y 35°C, respectivamente. El único incremento de AGV que presentó el reactor 2 fue en la corrida 3 en que el TRH se incrementó a 30 horas para 22°C.

En el reactor 1 la mayor concentración de AGV fue para 30°C y TRH de 30 horas (624 mgAGV/l, como ácido acético) y, en segundo lugar, para corrida de 22°C y 30 horas.

En el reactor 1 para 30°C y 30 horas de TRH se obtuvo la mayor tasa específica de producción de AGV (0.048 kgAGV/kgSSV·d, como ácido acético) de ambos reactores.

En el reactor 2 la mayor producción de AGV (320 mg AGV/l, como ácido acético) fue para la corrida 3 con TRH de 30 horas y 22°C. En este caso, la tasa específica de producción de AGV fue de 0.013 kgAGV/kgSSV·d, como ácido acético. En cambio para 18°C de la corrida 2, como la concentración de sólidos fue menor (13,000 mgSSV/l) se obtuvo la mayor tasa específica de producción de AGV para el reactor 2 (0.029 kgAGV/kgSSV·d, como ácido acético) para una concentración de 280 mgAGV/l, como ácido acético (tabla 2.1).

Tabla 2.2. Producción de AGV a distintas temperaturas y TRH obtenidos por Banerjee *et al.* (1999).

Reactor	Corridas	TRH (h)	T (°C)	AGV (mg/l) como ácido acético	Unidades de comparación de [AGV] con respecto a corrida 2 en reactor 2	SSV (mg/l)	Rendimiento específico de AGV (kg AGV/kgSSV·d) como ácido acético
1	1	18	22	--	--	--	--
	2			390	140	9300	0.057
	3	30	30	542	190	10550	0.041
	4			624	220	10850	0.048
	5			35	480	170	11500
2	1	18	22	--	--	--	--
	2			280	100	13000	0.029
	3	30	30	320	110	20000	0.013
	4			200	70	12000	0.014
	5			35	60	20	7000

Nota: Durante corrida 1 ambos reactores se alimentaron con lodos primarios. Reactor uno alimentado a partir de 2ª corrida con una mezcla 1:1 de lodo primario y agua industrial rica en almidón. Reactor 2 alimentado siempre con lodos primarios.

De las investigaciones citadas, se debe resaltar que el incremento esperado en la actividad enzimática al aumentar la temperatura no necesariamente estará reflejada en la producción de AGV, ya sea como concentración o rapidez específica, con respecto a los SST.

Elmitwalli *et al.* (2002) mencionan que, para descargas de aguas residuales domésticas con temperaturas entre 20 y 35°C, se facilita la aplicación de sistemas de digestión o degradación anaerobia. En cambio, para descargas de aguas residuales con temperaturas bajas (menores de 20°C), para aplicar el proceso de digestión se necesitan mayores tiempos de residencia hidráulica. Esto incrementa la acumulación de sólidos suspendidos en el reactor debido a que no se favorece la tasa de hidrólisis, por lo que se requiere de una remoción previa de sólidos en suspensión cuando se trata el agua residual doméstica con bajas temperaturas en un reactor anaerobio tipo UASB.

2.3 Factores de respuesta en las reacciones de hidrólisis y producción de AGV

2.3.1 Transformaciones de la DQO

Las consideraciones que rigen las dos clasificaciones generales del material orgánico se basan en la utilidad para el metabolismo celular y en el tamaño de partícula. Así se tiene que, de acuerdo con el principio de clasificación de Ekama y Marais (1984), la DQO total del material orgánico del influente se compone de dos grupos principales: la DQO del material orgánico útil para el metabolismo celular y la DQO de material orgánico no aprovechable por microorganismos (figura 2.2). Por otro lado, Tchobanoglous y Schroeder (1985) y Rössle y Pretorius (2001a) destacan la clasificación de los sólidos dentro de tres intervalos de tamaño: sólidos suspendidos, que están conformados por partículas con tamaño mayor que $1\mu\text{m}$, sólidos coloidales, que poseen tamaños entre $1\mu\text{m}$ y $10^{-3}\mu\text{m}$ y sólidos disueltos, que comprenden partículas o sustancias con tamaños menores de $10^{-3}\mu\text{m}$.

En la práctica común, la clasificación de la materia orgánica, medida como DQO, se basa en la filtración a través de un tamaño de poro de $0.45\mu\text{m}$ para separar las fracciones denominadas disueltas y suspendidas (von Münch *et al.*, 1999a). De acuerdo a la clasificación por tamaño de poro de $0.45\mu\text{m}$, cuando se realice el análisis de reacciones de acidogénesis responsables de disminuir las formas de DQO suspendida y DQO soluble (figura 2.2) debe considerarse que ambas fracciones (suspendida y disuelta) pueden contener sólidos coloidales.

Los microorganismos que participan en reacciones enzimáticas de hidrólisis aprovechan y, por tanto, remueven la fracción de DQO formada por materiales orgánico en suspensión y producto de decaimiento celular, al utilizarlos como sustrato en reacciones de hidrólisis que realizan fuera de la pared celular (figura 2.2). También son utilizadas por los microorganismos en reacciones de hidrólisis a nivel extracelular: las fracciones coloidales incluidas en las denominadas DQO suspendida o DQO soluble, así como la fracción soluble compuesta por sustancias de mayor tamaño, tales como polímeros de carbohidratos, p.e. almidones. Posteriormente, los productos de estas reacciones hidrolíticas quedan disponibles como sustrato de fácil asimilación para los microorganismos presentes en el biorreactor (Henze, 1992; Wentzel y Ekama, 1997; von Münch *et al.*, 1999a).

Para cubrir los requerimientos de energía y síntesis de nuevos componentes celulares, los microorganismos participantes utilizan y remueven material orgánico disuelto que no requiere de hidrólisis para su transporte a través de la membrana celular, con lo que disminuye la DQO disuelta. Este material de fácil asimilación comprende material disuelto presente en el influente; material disuelto que se ha obtenido por hidrólisis extracelular del sustrato en suspensión, coloidal y soluble de mayor masa molecular y material soluble producto de hidrólisis de componentes celulares de microorganismos en decadencia. Además, el material soluble también sirve de sustrato a microorganismos productores de ácidos grasos volátiles que lo remueven del medio y lo excretan como AGV, que también se determina como DQO (Wanner, 1994; Wentzel y Ekama, 1997) En la figura 2.2 se hace una propuesta esquematizada para englobar las posibles transformaciones de la materia orgánica, medida como DQO, en un proceso enzimático de hidrólisis y acidificación.

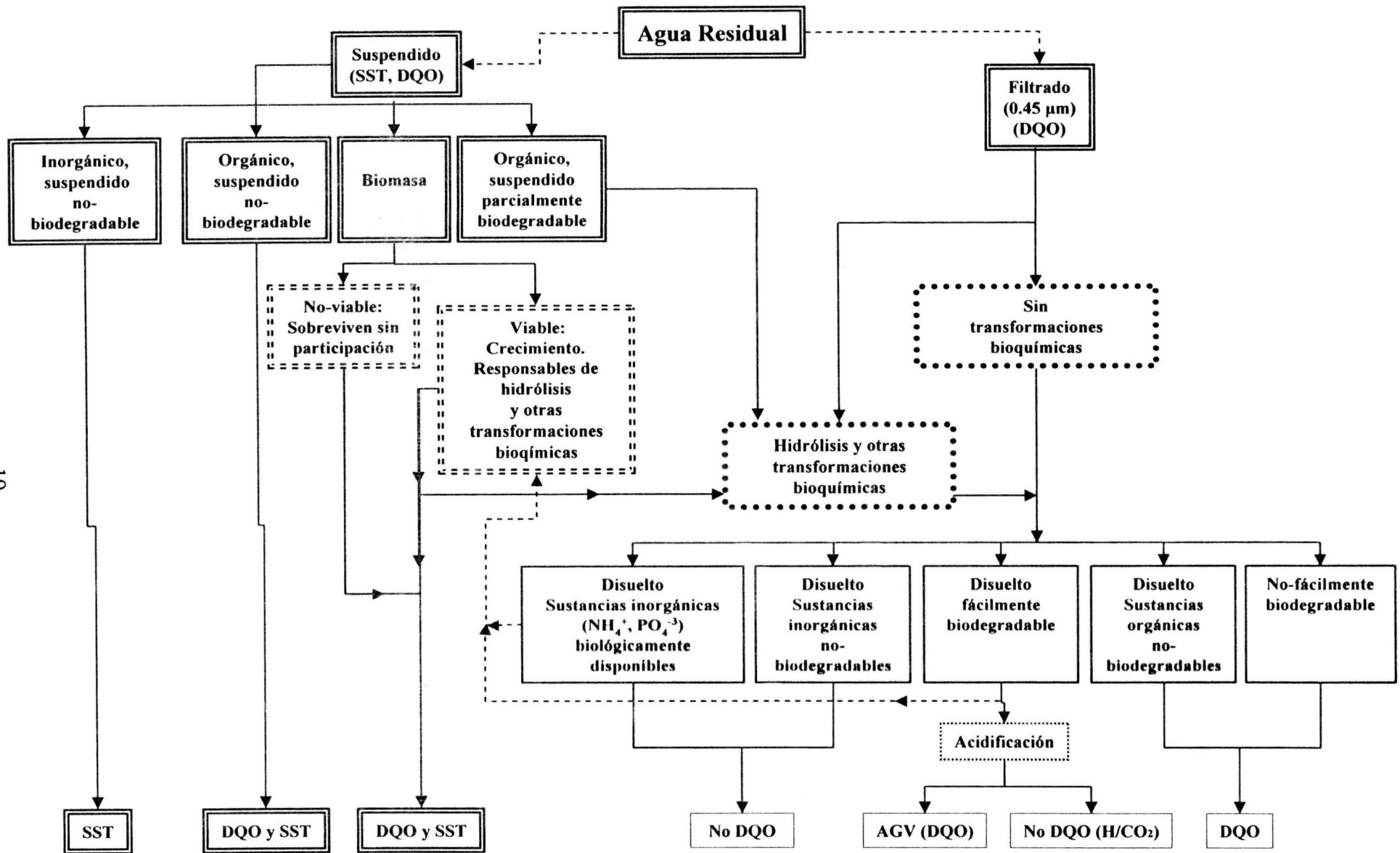


Figura 2.2. Esquema con transformaciones de material orgánico durante producción de AGV (Modificado de González-Martínez, 2000).

Tanto la fracción orgánica correspondiente a la DQO del material influente no utilizable para metabolismo, como la DQO del material metabolizable, están presentes en las formas soluble y suspendida, de donde, ambas formas de la DQO no metabolizable escapan al tratamiento biológico por ser material inerte (Wentzel y Ekama, 1997).

La DQO del material metabolizable se clasifica en dos fracciones: DQO del material de fácil asimilación y DQO del material de lenta metabolización, de acuerdo con la facilidad (rapidez) con que la célula lo incorpora a las vías metabólicas (Ekama y Marais, 1984). Este criterio de clasificación está en función de si las moléculas de sustrato pueden o no ser transportadas directamente a través de la membrana celular. Wanner (1994) define como “particulado” a todo aquel material orgánico que debe hidrolizarse para que pueda ser transportado al interior de la célula. Sin embargo, de acuerdo a la práctica común de denominar las fracciones correspondientes a sólidos no filtrados y filtrados en tamaño de poro de $0.45 \mu\text{m}$ como formas “particuladas” y “solubles”, se tiene entonces que puede existir una fracción de DQO soluble que por su tamaño o naturaleza correspondería a la DQO de lenta metabolización porque se requieren de reacciones de hidrólisis para su asimilación (von Münch *et al.*, 1999a).

Los sustratos de fácil asimilación son moléculas que pueden ser transportadas directamente hacia el interior de las células, entre ellas se encuentran monómeros de carbohidratos, ácidos grasos de bajo peso molecular, aminoácidos y alcoholes (Wanner, 1994). Con más detalle, Wentzel y Ekama (1997) dividen el material de fácil asimilación en dos componentes: los ácidos grasos volátiles y el material orgánico acidificable.

Con respecto a la fracción de sustrato de lenta metabolización, Henze (1992) propone que se clasifique en sustratos de rápida y lenta hidrolización. Si se considera la práctica de filtrar a través de poro con tamaño de $0.45\mu\text{m}$ y se compara con los tamaños de frontera para sólidos coloidales, dados por Tchobanoglous y Schroeder (1985), se tiene que la fracción retenida en el papel filtro además de contener sólidos en suspensión también retiene una parte de los sólidos coloidales. En la fracción que pasa a través de los poros de $0.45\mu\text{m}$ del papel filtro la muestra contiene sólidos coloidales además de la parte soluble. De esta forma, por ser la filtración un proceso físico de clasificación por tamaño que no considera la naturaleza de los sólidos filtrados, no es posible afirmar que los sólidos coloidales que atraviesen la membrana serán de rápida hidrolización.

2.3.2 Producción de ácidos grasos volátiles (AGV)

La producción de AGV puede definirse por distintas características como son la concentración de AGV, la fracción del material orgánico influente que es transformado en AGV (grado de acidificación) y las especies producidas de AGV. A continuación se describe el proceso enzimático del metabolismo anaerobio que incluye las reacciones de hidrólisis y producción de AGV (acidificación) en aguas residuales.

Dentro del metabolismo celular el sustrato y los nutrientes cumplen con las funciones de proveer los materiales que se requieren para la síntesis de material protoplásmico, abastecer de la energía necesaria para mantenimiento celular y de la energía requerida para el

desarrollo de reacciones biosintéticas y funcionar como receptores de electrones liberados durante las reacciones que proporcionan energía a los organismos (Lehninger, 1978; Alexander, 1980; Curds y Hawkes, 1975; Gaudy y Gaudy, 1980; Schlegel, 1988).

Para los organismos heterótrofos las fuentes de energía pueden clasificarse en moléculas simples y complejas de material orgánico contenido en el agua residual. Las moléculas simples como monosacáridos, disacáridos, aminoácidos y ácidos grasos volátiles, penetran con facilidad la membrana celular. Sin embargo, la membrana celular no permite que se introduzcan moléculas complejas, entre las cuales hay tres grupos principales: polisacáridos, lípidos y proteínas. Dada su estructura y tamaño, estos compuestos deben someterse a reacciones enzimáticas de hidrólisis encaminadas a fragmentarlos en sus componentes básicos para que puedan ingresar a la célula (Lehninger, 1978).

Wanner (1994, 1997) describe las fases con que los compuestos orgánicos se remueven de la mezcla de agua residual una vez que entran en contacto con los flóculos en suspensión.

- El contaminante orgánico se remueve del medio líquido por difusión hacia el interior de las estructuras de flóculos que forman los microorganismos.
- Dentro de los flóculos los microorganismos absorben las sustancias orgánicas disueltas cuyas características, de masa molecular y naturaleza simple, permiten que sean transportadas de forma rápida al interior de la célula a la vez que llevan a cabo la adsorción celular del material suspendido, coloidal y de aquella fracción disuelta con estructura compleja.
- En el exterior de las células las hidrolasas actúan sobre polisacáridos, lípidos y proteínas que permanecen adsorbidos en los flóculos del consorcio celular para obtener moléculas más pequeñas o directamente los monómeros que pueden ser transportados a través de la membrana celular.

Así, la hidrólisis corresponde al proceso mediante el cual las sustancias particuladas y también algunas solubles son fragmentadas a moléculas más simples mediante enzimas hidrolíticas excretadas por bacterias (figura 2.3). Las reacciones de hidrólisis son indispensables para que las células puedan absorber y utilizar como fuente de carbono y energía las moléculas complejas de mayor peso molecular (von Münch *et al.*, 1997).

Morris (1985) explica que la viabilidad del proceso enzimático para la obtención de AGV radica en la alteración de las formas comunes de obtención y almacenamiento de energía libre en los procesos de metabolismo celular aerobio y anaerobio. Por ejemplo, si se limita el oxidante terminal entonces se tendrá un abastecimiento de carbohidrato en exceso, con lo que se acumula producto de una oxidación parcial de la glucosa, p.e. AGV, característico de los procesos conocidos como “fermentación” de la glucosa. Bajo este concepto, debido a que no hay receptores externos de electrones y, por tanto, quedan excluidas las reacciones de fosforilación oxidativa para conservación de energía libre, en los procesos metabólicos para la acidificación de contaminantes orgánicos de aguas residuales se debe producir y almacenar energía libre durante las reacciones de oxidación y reducción, lo cual se logra por fosforilación durante las reacciones metabólicas.

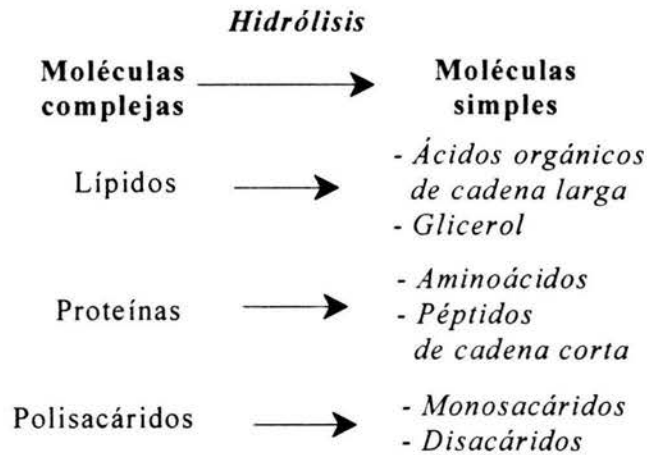


Figura 2.3. Esquema general de la hidrólisis enzimática del material orgánico (Lehninger, 1978; Schlegel, 1988).

Dado que la energía libre de las células se conserva, principalmente, como la energía química contenida en la estructura del enlace anhídrido (ácido-ácido) de los grupos terminales de fosfato en la molécula de adenosina trifosfato (ATP), se tiene entonces que una condición para que se lleven a cabo las reacciones metabólicas productoras de AGV es que al menos un producto intermedio (metabolito) sirva a su vez como reactivo para que se lleve a cabo una reacción de fosforilación productora de ATP (Lehninger, 1978; Gaudy y Gaudy, 1980; Moran *et al.*, 1994). Los metabolitos que poseen alto contenido energético para lograr la transferencia del grupo fosfato y fosforilar una molécula de adenosina difosfato (ADP) para producir una de ATP en una reacción enzimática espontánea son pocos, entre ellos destacan las moléculas de ácido 1,3-difosfoglicérico, ácido fosfoenolpirúvico y los acilfosfatos: acetilfosfato y butirilfosfato (Morris, 1985; Moran *et al.*, 1994).

Es importante enfatizar que debido a la limitada producción de moléculas de ATP en el proceso de acidificación, gran parte se destina para satisfacer los requerimientos de energía para mantenimiento celular y una fracción menor se usa para el crecimiento de la biomasa, que resulta proporcional a la cantidad de carbono que se emplea para síntesis de nuevos componentes celulares. Como resultado, la mayor parte del carbono entrante se acumula en los productos finales de la acidificación (AGV), producidos, principalmente, por la reducción de los compuestos orgánicos metabolizados, ya que a su vez actúan como los receptores terminales de electrones. De lo anterior se concluye que, otra condición para que se lleve a cabo la producción de AGV es que durante las reacciones metabólicas de acidificación se produzcan compuestos que a su vez sirvan como receptores de electrones, de tal forma que los transportadores solubles de electrones, de donde destaca la coenzima nicotin-adenina-dinucleótido (NADH), recuperen su forma oxidada (NAD⁺) para mantener el balance de las reacciones de óxido-reducción (Morris, 1985; Gottschalk, 1986; Schlegel, 1988).

2.3.2.1 Grado de acidificación

La concentración de AGV no es parámetro que siempre pueda utilizarse para comparar diversas corridas experimentales, ya que puede estar bajo la influencia de los cambios de concentración del material orgánico alimentado, es decir cambios en la DQO del material orgánico influente (von Münch *et al.*, 1999a). Para normalizar un parámetro que incluya AGV se puede utilizar la fracción de la DQO total (DQO) del influente que es transformada en AGV, conocida como “grado de acidificación”. Si esta fracción se compara con la carga orgánica, definida como la tasa de alimentación de material orgánico por unidad de masa de biomasa y por unidad de tiempo, resulta que el grado de acidificación se transforma en la tasa específica de producción de AGV (Banister y Pretorius, 1998).

2.3.2.2 Especies de ácidos grasos volátiles (AGV)

Los autores von Münch y Greenfield (1998) mencionan que los principales productos de los procesos de acidificación son ácidos grasos volátiles, destacando los ácidos acético, propiónico y butírico; además, describen que la producción de los AGV mediante la utilización de tiempos cortos de retención de sólidos propicia la disminución en el pH y minimiza la producción de metano. Banerjee *et al.* (1999), citan de Andrews y Pearson (1965) que los AGV que generalmente se producen por digestión ácida de sólidos de aguas residuales son: acético, propiónico, iso-butírico, n-butírico, isovalérico, n-valérico y caproico y que, entre otros productos de menor proporción, se obtienen ácidos fórmico y láctico y alcoholes con dos a cuatro carbonos.

3. HIPÓTESIS, OBJETIVOS Y ALCANCES

3.1 Hipótesis

En un sistema de operación discontinua con biomasa en suspensión es posible manipular la producción de ácidos grasos volátiles (AGV) en función de las variables de carga orgánica, pH y temperatura.

3.2 Objetivos

3.2.1 Objetivo general

Evaluar la capacidad de hidrólisis y acidificación en un sistema de operación discontinua con biomasa en suspensión cuando se varían las condiciones de carga orgánica, pH y temperatura.

3.2.2 Objetivos particulares

1. Determinar condiciones de carga orgánica bajo las cuales trabaja mejor el reactor discontinuo para acidificación mediante determinaciones del grado de acidificación.
2. Determinar la capacidad de respuesta de microorganismos acidificantes en suspensión cuando se varían las condiciones de pH y temperatura con respecto a la carga orgánica.

3.3 Alcances

Los alcances fijados para este trabajo son:

1. La experimentación se llevará a cabo en una planta piloto basada en un reactor discontinuo con microorganismos en suspensión, conocido como SBR por sus siglas en inglés (sequencing batch reactor), sin dispositivos para captación y caracterización de gases producidos por el metabolismo celular.
2. Los resultados estarán confinados al tratamiento del agua residual de tipo municipal, con bajas concentraciones de materia orgánica y sólidos suspendidos, enriquecida con maltodextrina y proteína vegetal hidrolizada.
3. La interpretación de los resultados será para explicar la fenomenología del proceso biológico de acidificación bioquímica ante distintos valores de carga orgánica, pH o temperatura.

4. METODOLOGÍA

4.1 Reactores

El sistema biológico que se utilizó en esta investigación para hidrólisis de contaminantes orgánicos del agua residual y producción de ácidos grasos volátiles (AGV), consistió en dos reactores que operaron bajo el principio de llenado y vaciado, conocidos también como de lotes u operación discontinua (batch), en donde se permitió el desarrollo de cultivos mixtos de microorganismos en suspensión.

4.1.1 Construcción

Las características constructivas y de operación se basaron en reactores discontinuos aplicados a procesos de acidificación con biomasa en suspensión. Se consideraron las necesidades de controlar carga orgánica mediante ajustes en la cantidad de sólidos en suspensión, el pH mediante dosificación de un álcali o un ácido mineral fuerte y de la temperatura mediante transferencia de calor a través de resistencias eléctricas.

La instalación de los dos reactores piloto se llevó a cabo en la planta para tratamiento de aguas residuales de la Ciudad Universitaria (México, D. F.). Las dimensiones para ambos tanques resultaron de 220 cm de profundidad y sección de 95 cm por lado (figura 4.1). Para el acondicionamiento del sistema de mezclado se consideró la profundidad y la sección de los reactores. En un primer tanque de sección cuadrada uniforme se requirió de mayor potencia para lograr el mezclado (agitador mecánico). Con esta experiencia, en el segundo tanque se acondicionó una tolva a 60° con la horizontal y la mezcla se levó a cabo por recirculación mediante una bomba centrífuga.

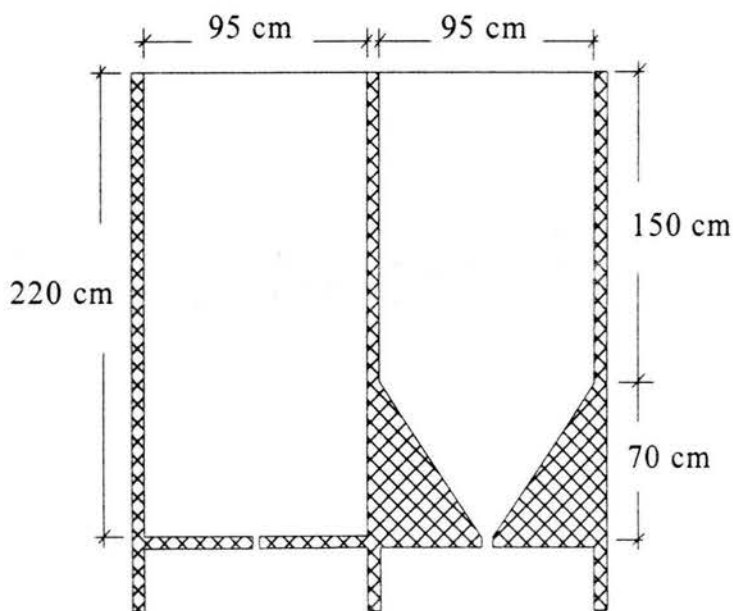


Figura 4.1. Esquema de los tanques.

El agua residual cruda se enriqueció con un complemento alimenticio. En la figura 4.2 se presentan de forma esquematizada las instalaciones requeridas para el llenado de los reactores, en ella se muestra la utilización de un reloj programable alimentado con corriente eléctrica de 110 V para controlar con el canal 1 los arranques y paros de una bomba centrífuga de $\frac{3}{4}$ HP y, de forma simultánea, de dos bombas peristálticas para dosificar el complemento y tomar la muestra del influente enriquecido, antes y después de la bomba de $\frac{3}{4}$ HP, respectivamente. La muestra y el complemento se conservaron a 4°C.

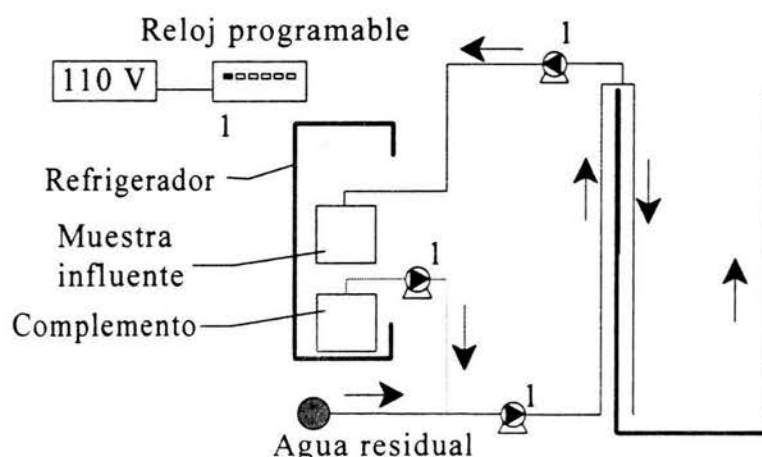


Figura 4.2. Representación esquemática de la operación de llenado (el número 1 indica operación del sistema de llenado, dosificación de complemento y toma de muestra).

En el reactor con sección uniforme se realizaron las experimentaciones de distintas cargas orgánicas y posteriormente de diferentes temperaturas de reacción. El sistema para control de temperatura, mostrado en la figura 4.3, consistió en el acoplamiento de un par de resistencias eléctricas de 2000 W a un controlador de temperatura y al reloj programable. Se observa que el canal 2 encendía el sistema de agitación mecánica, a la vez que el canal 4 permitía el paso de energía hacia la bomba de recirculación. Los canales 3 y 5 daban energía a los arrancadores de 220 V que alimentaban las resistencias de 2000 W, una sumergible y la otra como serpentín de la tubería de recirculación. El paso de corriente se interrumpía cuando un termopar sumergido en el licor mezclado enviaba una lectura que superaba a la programada en el termostato instalado en el controlador de temperatura, o bien, cuando el reloj programable marcaba el fin de la reacción.

Para el experimento con variación del pH de reacción se utilizó un controlador de pH Conductronic M91 conectado a la línea de recirculación para registrar de forma continua los valores de pH (figura 4.4). La capacidad de respuesta del controlador, alimentado con una energía de 110 V, le permitía revisar si el valor estaba dentro del intervalo de dos décimas por encima o por debajo del valor a experimentar. Cuando se requería disminuir el pH entonces permitía el paso de corriente hacia la bomba peristáltica que alimentaba ácido fosfórico, o para aumentar el pH, permitía el paso de corriente sólo hacia la bomba peristáltica de sosa.

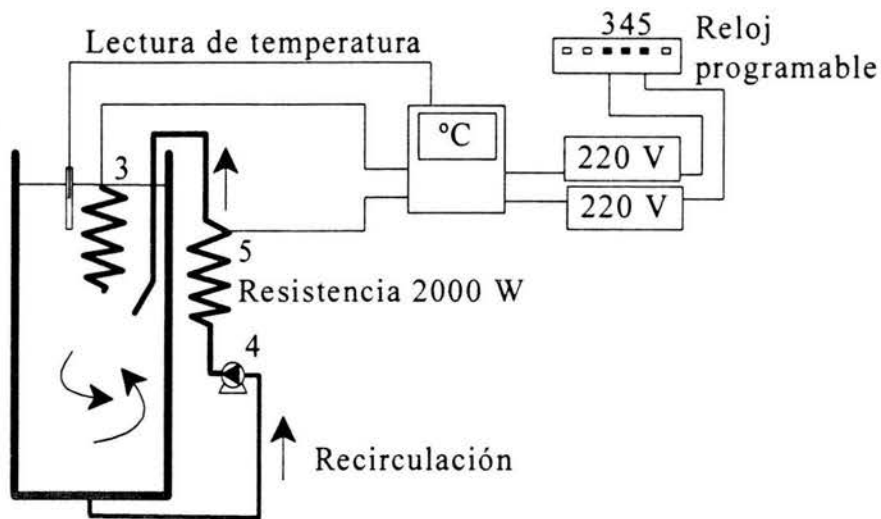


Figura 4.3. Control de temperatura del sistema piloto (el número 3 indica resistencia eléctrica sumergida y los números 4 y 5, sistema de recirculación a través de resistencia eléctrica de serpentín).

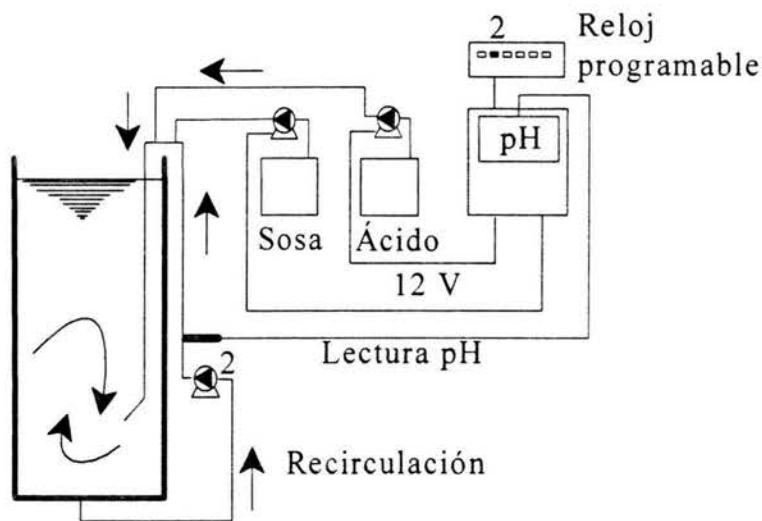


Figura 4.4. Arreglo del sistema para control de pH (el número 2 indica la operación del sistema de recirculación para mezclado).

La evacuación del sobrenadante clarificado se logró con una bomba centrífuga de $\frac{3}{4}$ HP que succionaba a una profundidad fija por encima del volumen de lodos sedimentados, con paros y arranques controlados por uno de los canales del reloj programable. A la salida de la bomba de vaciado se conectó la línea de muestreo del efluente hacia una bomba peristáltica.

4.1.2 Operación

Las secuencias de fases para llevar a cabo el tratamiento biológico por lotes del agua residual que se alimenta al reactor se realizan en forma repetitiva (figura 4.5) y se conocen

como ciclos. De acuerdo con Irvine y Ketchum (1989) los ciclos quedan definidos por las fases de llenado, reacción, reposo y vaciado:

Durante periodos definidos de tiempo se alimenta el agua residual fresca al reactor, en cuyo fondo se conserva la biomasa del ciclo anterior, por lo que el volumen se incrementa desde el volumen inicial, dado por el volumen remanente, hasta el volumen total de reacción.

Posterior al llenado, durante la etapa de reacción se llevan a cabo las reacciones enzimáticas de consumo de sustrato y crecimiento de biomasa.

Al concluir la etapa de reacción, se permiten condiciones de reposo para la sedimentación de los sólidos en suspensión (SST). Para controlar la cantidad de biomasa, medida como SST, se realizan extracciones controladas de sólidos (purga de lodos) hacia el final del periodo de reacción.

Una opción para la evacuación del efluente clarificado es utilizar un sistema fijo de extracción por bombeo, que succione el efluente desde el nivel superior del volumen requerido para la conservación de los sólidos sedimentados.

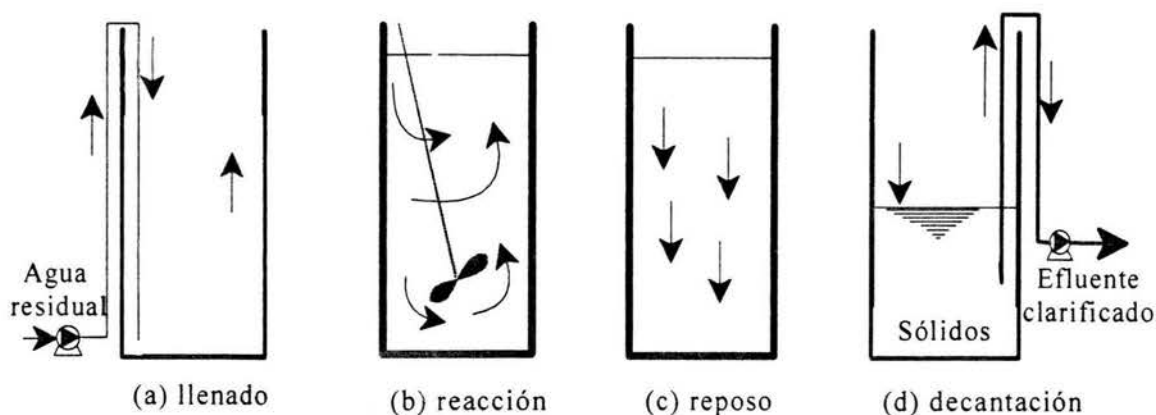


Figura 4.5. Etapas de un ciclo para un biorreactor por lotes, con biomasa en suspensión para producción de AGV: (a) alimentación de un lote de agua residual; (b) reacción; (c) condiciones de reposo para sedimentación de SST y; (d) decantación.

4.1.2.1 Duración de ciclos

Con base en trabajo previo de Cuevas-Rodríguez *et al.* (1998) la duración seleccionada para los ciclos del biorreactor de operación discontinua para la producción de AGV fue de ocho horas con la distribución de tiempos que se muestra en la tabla 4.1. El desarrollo de los ciclos fue repetitivo tres veces en 24 horas durante el tiempo que duró la experimentación.

Para aislar el licor mezclado de los cambios de temperatura ambiental, del día a la noche, los reactores se cubrieron con cubiertas de "unicel".

Tabla 4.1. Horarios diarios con tres ciclos de operación.

Etapas de ciclos	Intervalo entre horas	Duración (minutos)
Llenado	09:00 a 09:20	20
Reacción	09:20 a 15:00	340
Reposo	15:00 a 16:30	90
Vaciado	16:30 a 17:00	30
Llenado	17:00 a 17:20	20
Reacción	17:20 a 23:00	340
Reposo	23:00 a 00:30	90
Vaciado	00:30 a 01:00	30
Llenado	01:00 a 01:20	20
Reacción	01:20 a 07:00	340
Reposo	07:00 a 08:30	90
Vaciado	08:30 a 09:00	30

4.1.2.2 Muestreo

A los ensayos correspondientes a la experimentación con los distintos valores para las variables de proceso (carga orgánica, pH y temperatura) se les llamó corridas experimentales. Al terminar una corrida, se procedía a los ajustes para los nuevos valores a experimentar, de las variables de proceso, y se efectuaban muestreos diarios de control para evaluar y, en su caso, ajustar las cargas orgánicas que debían aplicarse a lo largo de la experimentación: a) elaboración de muestras compuestas diarias del influente (periodos de llenado de 17:00-17:20, 13:00-13:20 y 9:00-9:20 horas) para determinación de DQO total (tablas 4.1 y 4.2) y; b) toma diaria de muestras puntuales para la determinación de SST en el licor mezclado a las 14:50 horas (tablas 4.1 y 4.2).

Tabla 4.2. Muestras para control diario de carga orgánica.

Análisis	Frecuencia	Tipos de muestra
Demanda química de oxígeno total (mg DQO _{total} /l) en influente	Diario	Compuesta de un día (3 ciclos)
Sólidos suspendidos totales en el licor mezclado (mg SST/l)	Diario	Puntual. Final del periodo de reacción (matutino)

Con el fin de obtener información sobre el funcionamiento de los reactores respecto a los parámetros de respuesta, se realizaron análisis de rutina a lo largo de la experimentación de acuerdo con la descripción que se tiene en la tabla 4.3. La toma de muestras compuestas de 24 horas del efluente: 00:30 a 1:00 horas, 8:30 a 9:00 horas, 16:30 a 17:00 horas (tabla 4.1), corresponden al orden de las muestras compuestas del influente.

Una vez que se ajustaba el valor correspondiente al parámetro de influencia por evaluar (CO, pH o temperatura), se mantenían constantes las condiciones de operación durante un periodo denominado corrida experimental. La duración de las corridas experimentales para permitir el desarrollo y aclimatación de los microorganismos, se basaron en alcanzar una estabilidad relativamente constante en cuanto a remoción de DQO y producción de AGV, considerada así cuando se tenían datos con niveles de significancia de $\pm 5\%$.

Para obtener los parámetros de respuesta, en cada corrida se realizaron dos tipos de muestreos: a) por tres días consecutivos se tomaban muestras compuestas en influente y efluente para obtener parámetros de análisis que permitieran calcular la remoción de materia orgánica y el tiempo de retención celular (tabla 4.3); b) en el día intermedio de los tres días consecutivos, los ciclos de 9:00 a 17:00 horas (horas laborables) se consideraron representativos de las corridas y a lo largo de estos se tomaron muestras para obtener los parámetros de análisis de DQO soluble y AGV (tabla 4.4).

Tabla 4.3. Distribución y tipo de muestras para obtener los parámetros de análisis.

Análisis	Frecuencia	Tipo de muestra
DQO del efluente (mg/l)	Tres días por semana	Compuesta de un día
DQO _{soluble} del influente (mg/l)	✓	✓
DQO _{soluble} del efluente (mg/l)	✓	✓
SST del influente (mg/l)	✓	✓
SST del efluente (mg/l)	✓	✓
IVL del licor mezclado (ml/g SST) *	Diario	Puntual, al final de reacción (matutina).
Masa de lodo purgado (kg SST/d)	En función del crecimiento para mantener constante SST	Puntual, al final de reacción (matutina).

* Ver definición en p. 39

Tabla 4.4. Determinaciones durante ciclos representativos de corridas.

Análisis	Frecuencias	Tipo de muestra
DQO influente	Ciclos representativos de corridas	Compuesta: Tiempo de llenado
DQO _{soluble} influente	✓	✓
DQO efluente	✓	Compuesta: Tiempo de vaciado
DQO _{soluble} efluente	✓	✓
SST influente	✓	Compuesta: Tiempo de llenado
SST efluente	✓	Compuesta: Tiempo de vaciado
IVL	✓	Puntual: Al final de reacción
SST reactor	✓	✓
DQO _{soluble}	✓	Puntual: Cada media hora durante reacción
AGV	✓	✓

4.2 Procedimiento de experimentación

4.2.1 Carga orgánica (CO)

En la primera etapa del experimento el parámetro de control está dado por la carga orgánica (CO), también conocida como relación F:M (por sus siglas en inglés: food to microorganism ratio, d^{-1}) (Metcalf y Eddy, 1979). Si se considera la definición de CO como la disponibilidad de sustrato por cantidad unitaria de microorganismos y por unidad de tiempo (Metcalf y Eddy, 1979), su expresión matemática está dada por la ecuación (4-1).

$$CO = \frac{Q \cdot S_o}{V \cdot X} = \frac{S_o}{TRH \cdot X} \quad (4.1)$$

Donde,

- CO Carga orgánica aplicada, kgDQO/kgSST·d
 Q Caudal de agua residual tratada por día, m³/d
 S_o DQO en el influente al reactor, kgDQO/ m³
 V Volumen total de reacción, m³
 X Concentración de sólidos suspendidos totales en el licor mezclado, kgSST/ m³
 TRH Tiempo de residencia hidráulica, d

Es común que referencias reconocidas como WEF y ASCE (1998) presenten la cantidad de biomasa (X) expresada como sólidos suspendidos volátiles (SSV). Dado que los SSV en realidad sólo son un indicador de materia orgánica (volátil) en este caso de material celular, es posible utilizar la fracción de SST, que guarda una relación con respecto a los SSV. Por ejemplo, en la misma referencia se tiene que Jenkins *et al.* (1993) utilizan los SST para calcular la CO en los procesos biológicos que denominan “selectores”, mismos que incorporan al inicio del sistema de lodos activados para propiciar el crecimiento de microorganismos formadores de flóculos más densos.

Para esta investigación, el término del gasto másico de DQO alimentada, expresado por el producto Q·S_o (ecuación 4.1), se trató de mantener como una constante y las variaciones a los valores de CO se hicieron a través de ajustes en la masa de sólidos suspendidos contenidos en el licor mezclado, dada por el producto V·X (ecuación 4.1) mediante una mayor o menor extracción de sólidos (purga de lodo).

De acuerdo con los trabajos previos de Cuevas-Rodríguez *et al.* (1998) y González-Martínez *et al.* (1998) se propuso para el arranque del experimento una CO de 1.5 kgDQO/kgSST·d, que se alcanzó sin necesidad de inoculación de biomasa, al operar el reactor sin extracción de sólidos (purga de lodo), para que incrementaran los SST en el licor mezclado y permitir así la reproducción de los microorganismos presentes en el agua residual. Para mantener constante la concentración de sólidos cuando se alcanzaba la CO de interés se purgaban lodos de forma periódica. Una vez concluida la corrida experimental, se disminuían los volúmenes de purga para alcanzar los SST correspondientes a la siguiente CO, cuya disminución con respecto a la anterior CO se propuso quedara entre 0.1 y 0.2 kgDQO/kgSST·d con el fin de obtener cambios medibles de los parámetros de respuesta.

Se propuso el 10% del volumen total para sedimentación de la biomasa (Irvine y Ketchum, 1989). En la tabla 4.5 se muestran los volúmenes de recambio y total y los periodos de aplicación de las distintas CO. A partir de la segunda CO se incrementaron en 2 cm las alturas de los volúmenes: total y de sólidos sedimentados con el fin de evitar el arrastre de los mismos a través de la descarga, como consecuencia, el volumen total aumentó a 1794 l.

Al concluir la etapa correspondiente a distintas CO, se procedió a seleccionar el intervalo de CO (0.60 a 0.75 kgDQO/kgSST·d) en el que se obtuvo un mayor grado de acidificación, transformación de materia orgánica en AGV.

Tabla 4.5. Volúmenes de trabajo en el reactor y valores medios con sus desviaciones estándar para DQO total influente, SST en licor mezclado y CO aplicada.

Volumen de recambio (l)	Volumen total (l)	DQO total influente (mg/l)	SST licor mezclado (mg/l)	CO (kgDQO/kgSST·d)	Días
1,599	1,777	---	---	Arranque	1 – 21 (Oct)
1,599	1,777	280 ± 45	585 ± 125	1.30 ± 0.25	22- 35 (Oct-Nov)
1,599	1,794	270 ± 7	500 ± 90	1.46 ± 0.23	36 – 41 (Nov)
1,599	1,794	290 ± 11	730 ± 170	1.13 ± 0.32	42 – 50 (Nov)
1,599	1,794	295 ± 17	1,020 ± 78	0.77 ± 0.06	51 – 56 (Nov-Dic)
1,599	1,794	325 ± 32	1,215 ± 84	0.72 ± 0.03	57 – 70 (Dic)
1,599	1,794	330 ± 15	1,445 ± 25	0.62 ± 0.03	71 – 77 (Dic)
1,599	1,794	--	--	--	78-127 (Ene)*
1,599	1,794	375 ± 60	2,040 ± 325	0.48 ± 0.12	128 – 147 (Feb)
1,330**	1,794	365 ± 24	3,000 ± 220	0.27 ± 0.05	148 – 154 (Mar)

* Problemas de retención de sólidos

** Para la última CO, se incrementó el volumen para lodos sedimentados

4.2.2 pH

En la segunda etapa del experimento se analizó el efecto del pH, la lectura continua del pH en el licor mezclado, con un electrodo conectado a un controlador de pH, permitía dosificar ácido fosfórico para reducir su valor, o bien, sosa para incrementar el pH al valor especificado en el equipo de control. En esta etapa se partió de un pH de 7.5 (ligeramente alcalino) con decrementos de 0.5 hasta llegar a 5.5 (ácido), para obtener información sobre la acidificación bajo condiciones de interés: a) agua residual municipal con pH cercano al neutro; b) pH entre 7.0 y 6.5 para crecimiento óptimo (Schlegel, 1988; Ruel *et al.*, 2002; Andrews y Pearson, 1965) y; c) valores ácidos con pH menor que 6.5 en que se autorregulan las reacciones (Holst *et al.*, 1997; Breure y Van Anandel, 1984; Dinopolou *et al.*, 1988; Bull *et al.*, 1984; Guerrero *et al.*, 1999) y que pueden inhibir el proceso (Henze *et al.*, 1997). La CO se mantuvo dentro del intervalo seleccionado en la etapa previa (tabla 4.6).

Tabla 4.6. Parámetros de operación para experimentos bajo distintos valores de pH.

pH	DQO total influente (mgDQO/l)	SST licor mezclado (mgSST/l)	CO (kgDQO/kgSST·d)	Días
Arranque	---	---	---	1 – 38 (Abr-May)
7.5	305 ± 44	1200 ± 45	0.60 ± 0.17	39 – 53 (Jun)
7.0	335 ± 70	1110 ± 130	0.75 ± 0.15	54 – 67 (Jun)
6.5	320 ± 46	1215 ± 125	0.65 ± 0.12	68 – 81 (Jul)
6.0	330 ± 90	1050 ± 178	0.65 ± 0.14	82 – 95 (Jul)
5.5	325 ± 27	1030 ± 225	0.65 ± 0.12	96 – 109 (Ago)

4.2.3 Temperatura

En la tercera etapa, mediante el control de la DQO influente y de los SST para trabajar con el intervalo de CO seleccionada, se evaluó el efecto de la temperatura. El primer valor utilizado fue el de la temperatura en que se equilibró el sistema al alimentar el agua residual, es decir, sin control externo. La propuesta fue experimentar con incrementos de 2°C en el intervalo comprendido entre 20 y 30°C (tabla 4.7). Para favorecer la eficiencia de las resistencias eléctricas se procedió a cubrir el reactor con hoja de unicel de 2.5 cm de espesor. Cuando la temperatura en el licor mezclado estaba por debajo de la especificada en el termostato, el sistema encendía de nuevo las resistencias para alcanzar y mantener constante la temperatura durante el proceso.

Tabla. 4.7. Parámetros de operación durante experimentos bajo distintas temperaturas.

Temperatura (°C)	DQO total influente (mgDQO/l)	SST licor mezclado (mgSST/l)	CO (kgDQO/kgSST·d)	Días
17*	325 ± 24	1310 ± 136	0.68 ± 0.06	* (Dic)
Arranque	--	--	--	1-39 (Abr-Jun)
22	340 ± 47	1085 ± 230	0.85 ± 0.23	40-64 (Jun)
24	300 ± 39	1100 ± 90	0.58 ± 0.07	69-85 (Jul)
28	325 ± 23	1065 ± 68	0.67 ± 0.05	87-97 (Jul)
30	310 ± 29	1145 ± 300	0.65 ± 0.07	98-111 (Ago)
31	295 ± 46	1195 ± 97	0.72 ± 0.14	123-130 (Ago)

Nota: La primera temperatura, marcada con *, corresponde al promedio de las corridas con distintas CO de 0.62 y 0.72 kgDQO/kgSSLM·d (tabla 4.5).

4.3 Enriquecimiento del agua residual

Dadas las bajas concentraciones de material orgánico que presenta el agua residual cruda y con el fin de alimentar materia orgánica en cantidades adecuadas para que las transformaciones hidrolíticas y de producción de ácidos orgánicos volátiles se midieran con mayor precisión, se optó por aumentar la DQO del agua residual cruda.

El agua residual que llega a la planta es de origen municipal por lo que presenta un balance en sus componentes minerales que favorecen el tratamiento biológico. Para incrementar la DQO y a la vez, sostener un balance entre los principales contaminantes: carbohidratos y proteínas, se propuso utilizar como complemento: maltodextrina y proteína vegetal hidrolizada, los cuales, además de contener los compuestos mencionados, su manejo permite preparar las proporciones requeridas.

4.4 Técnicas analíticas

Las determinaciones analíticas de laboratorio se realizaron de acuerdo con las metodologías propuestas por APHA, AWWA y WPCF (1992) y Deutsche Einheitsverfahren (1983), ver tabla 4.8.

Las muestras para determinaciones de DQO soluble, $N-NH_4^+$, $N-NO_3^-$ y $P-PO_4^{3-}$, fueron filtradas en membrana de nitrocelulosa de $0.45 \mu m$ (Millipore).

Para la determinación de las formas de DQO total y soluble se empleó el método colorimétrico (fotometría) de reflujo cerrado, el cual tiene la ventaja de ser más económico en cuanto al uso de sales metálicas como reactivos, con la consecuente disminución de residuos, pero a diferencia del método de reflujo abierto que utiliza 50 ml de muestra, en el método de reflujo abierto la digestión se llevó a cabo en tubos de cultivo, lo que exige una mayor atención en la homogeneización de las muestras con sólidos en suspensión para obtener resultados reproducibles (APHA, AWWA y WPCF, 1992). La oxidación de la materia orgánica en medio ácido se realizó con un termorreactor de DQO marca Hach modelo 45600-0.

Tabla 4.8. Técnicas para medición de parámetros.

Parámetro	Técnica
pH	Medición directa con potenciómetro marca Orion 420 A
Temperatura	Medición directa con termómetro digital Cole Parmer 91100-50
DQO total y soluble	Digestión por reflujo cerrado ($150 \pm 2^\circ C$) con soluciones A y B de Hach y determinación por fotometría. Basada en 5220 D-Reflujo cerrado, método colorimétrico de APHA, AWWA y WPCF (1992)
AGV	Determinación por cromatografía de gases (6010 C de APHA, AWWA y WPCF, 1992)
Nitrógeno amoniacal	Fotometría del 2,2'-isopropil-5-5'-metilindofenol azul (reacción de Berthelot). Merck spectroquant 1.14752 (0.03 a 3 mg/l). Error: $\pm 2\%$. Basado en el método de la sal de fenol 4500-NH ₃ de APHA, AWWA y WPCF (1992)
Nitrógeno de nitratos	Fotometría de la reacción de los nitratos en ácido sulfúrico concentrado con nitrospectral para dar un compuesto de color rojo intenso. Merck spectroquant 1.14773 (1 a 90 mg/l). Error: $\pm 2.4\%$. Basado en 4500-NO ₃ de APHA, AWWA y WPCF (1992)
Nitrógeno total Kjeldahl	Digestión en equipo macro Kjeldahl (digestión y destilación) según el método de Wieninger (Deutsche Einheitsverfahren, 1983)
Fósforo como ortofosfatos	Fotometría con azul de molibdeno. Merck spectroquant (PMB) 1.14842. Basado en el método del cloruro estagnoso 4500-P de APHA, AWWA y WPCF (1992)
Sólidos suspendidos totales	Sólidos retenidos en papel filtro de microfibra de vidrio ($1.6 \mu m$). Secados a $103-105^\circ C$ (APHA, AWWA y WPCF, 1992)
IVL	Índice volumétrico de lodos en probeta de 1000 ml y reposo de 30 minutos (Ramalho, 1983)

El fósforo en forma de ortofosfatos, el nitrógeno como nitrógeno amoniacal y el nitrógeno de nitratos fueron determinados por fotometría. Se utilizaron reactivos de las pruebas analíticas de "Spectroquant" de Merck y un espectrofotómetro de longitud de onda de luz visible "Spectronic 21D" (Tabla 4.8).

El pH se midió con un potenciómetro marca Orion 420A y la temperatura con un termómetro digital Cole Parmer, modelo 91100-50.

Las mediciones del índice volumétrico (IVL), definido como el volumen que ocupa al sedimentar un gramo de SST, como masa seca (Ramalho, 1983). Las determinaciones se realizaron al aforar a un litro una probeta de 1000 ml con muestras del licor mezclado, permitiendo un periodo de reposo de 30 minutos. La lectura del volumen ocupado por los sólidos sedimentados se dividió entre la concentración de sólidos para obtener el IVL, en ml/gSST.

Las determinaciones de AGV se realizaron en un cromatógrafo de gases HP-5890 serie II, con detector de ionización de flama (FID, por sus siglas en inglés, flame ionization detector), con una columna AT-1000 (Alltech) de 10 m de longitud y 0.53 mm de diámetro interior, con una película de 1.2 μm de polietilenglicol modificado al ácido, como fase estacionaria. Utilizando nitrógeno como gas de arrastre.

Las condiciones del cromatógrafo fueron:

- Temperatura del horno:	120°C
- Temperatura del inyector:	130°C
- Temperatura del detector:	150°C
- Presión del gas nitrógeno:	276 kPa (40 psi)
- Presión del gas hidrógeno:	138 kPa (20 psi)
- Presión del aire:	276 kPa (40 psi)

Para la preparación de las determinaciones de AGV, las muestras fueron filtradas a través de membrana de nitrocelulosa de 0.45 μm (Millipore). Posteriormente, acidificadas a pH de 3 utilizando ácido clorhídrico 0.1 N. Estas se conservaron congeladas hasta el momento de su análisis en que se determinaron al menos por triplicado para promediar lecturas con menos de 5% de diferencia entre ellas. El estándar de referencia para las especies de AGV fue Sp-6133-10AMZ de Chem Service.

5. RESULTADOS

5.1 Características del agua residual

5.1.1 Influyente a la planta para tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria

La planta para tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria, en donde se instalaron los reactores piloto, recibe agua residual de tipo municipal, resultante de una mezcla de descargas generadas en algunas secciones de Ciudad Universitaria y en una zona habitacional colindante. Las concentraciones de contaminantes orgánicos carbonados, en épocas sin lluvia, promedian 120 mg/l de DQO, de la cual una tercera parte corresponde a la forma suspendida que se retiene en filtros con tamaño de poro de 0.45 μm (tabla 5.1).

El agua residual presenta concentraciones relativamente altas de nitrógeno en su forma orgánica y amoniacal. En promedio alcanza una concentración de 30 mgN/l como nitrógeno de Kjeldahl, de donde la mitad corresponde al nitrógeno en su forma de amonio. Las concentraciones de nitratos no alcanzan 1 mgN-NO₃/l. Respecto al fósforo como ortofosfatos, las concentraciones medias se mantienen en 3.5 mgP-PO₄/l.

La temperatura media del agua residual es de 23°C y el promedio de los valores de pH, 7.5.

Tabla 5.1. Características del agua residual municipal.

Parámetro	Promedio
DQO total (DQO)	120
DQO soluble (DQOs)	80
SST	100
N-NH ₄	15
N-NO ₃	Menor que 1
N-NKj	30
P-PO ₄	3.5
pH	7.5
Temperatura (°C)	23

Unidades, en mg/l, excepto pH y temperatura.

5.1.2 Influyente a los reactores piloto

Mediante la dosificación de 120 mg de maltodextrina y 215 mg de proteína vegetal hidrolizada por litro de agua residual, se incrementó en 200 mg/l la DQO del agua residual cruda. Se alimentaron 1.5 litros de solución de complemento alimenticio por ciclo durante la fase de llenado. La adición de la proteína provocó un incremento de 8 mg/l en la concentración de nitrógeno Kjeldahl. En la tabla 5.2 se muestran las características del agua residual enriquecida.

La DQO total promedio para esta etapa experimental fue de 305 mg/l, de la cual tres cuartas partes correspondieron a la DQO soluble (230 mg/l). El promedio de pH fue de 7.4

y el de la temperatura, de 22.6°C. Los sólidos suspendidos totales se mantuvieron en un promedio de 100 mg/l.

Tabla 5.2. Características del agua residual enriquecida.

Parámetro	Promedio
DQO total (DQO)	320±25
DQO soluble (DQOs)	230±15
SST	105±35
N-NH ₄	15
N-NO ₃	Menor que 1
N-NKj	38
P-PO ₄	3.5
pH	7.4
Temperatura (°C)	22.6

Unidades, en mg/l, excepto pH y temperatura.

La relación entre $DQO_{soluble}:DQO_{total}$ para el agua enriquecida una vez agregado el complemento cambió de 2:3 a 3:4 (tablas 5.1 y 5.2).

5.2 Efectos de la carga orgánica en la acidificación

5.2.1 Parámetros de operación

5.2.1.1 Carga orgánica

A partir de que inició la adición del complemento alimenticio, la puesta en marcha del sistema tomó 21 días, de donde siguieron 133 días de experimentación (figura 5.1). En el intervalo comprendido de los días 77 a 128 surgieron problemas para controlar la cantidad de sólidos en el reactor y, en consecuencia, la CO (tabla 4.5, p. 32).

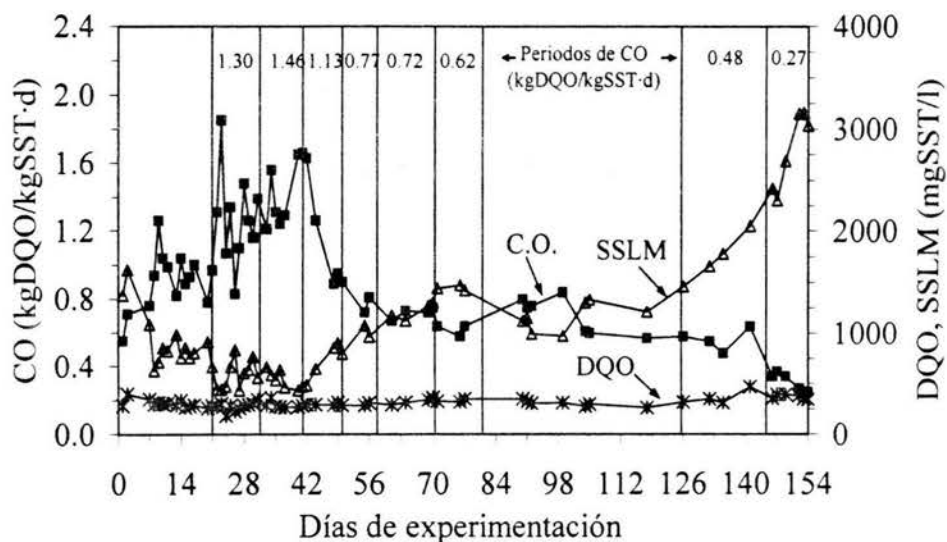


Figura 5.1. Variación de la CO ante los cambios diarios de SST en el reactor (SSLM).

El día uno (figura 5.1) se inició con la adición del complemento alimenticio, lo cual representa el arranque del reactor para la obtención de datos experimentales. Hasta antes de esta fecha el reactor se había operado sin complemento alimenticio y sin purgas de sólidos para permitir la proliferación de la biomasa. Así fue posible que en el día uno del experimento la concentración de sólidos suspendidos del licor mezclado (SSLM) estuviera en 1370 mgSST/l. La concentración de DQO en la alimentación se mantuvo relativamente constante, con una media de 305 ± 45 mgDQO/l, para este experimento (figura 5.1).

En la figura 5.1 se puede observar que, como consecuencia de las variaciones que presenta la calidad del agua residual que se descarga a la planta para tratamiento de Ciudad Universitaria (México, D.F.) y del manejo de un reactor de 1.7 m^3 , la curva de carga orgánica presenta altibajos dentro de los periodos experimentados. Se realizó el análisis estadístico para determinar los intervalos de confianza al 95% para las medias correspondientes a CO, DQO influente y SSLM (figura 5.2). Se puede observar que para la CO de $0.77 \text{ kgDQO/kgSST}\cdot\text{d}$, se obtuvo una varianza alta de los datos, lo cual indica que en este periodo podría disminuirse dicha varianza si se incrementaran el número de datos.

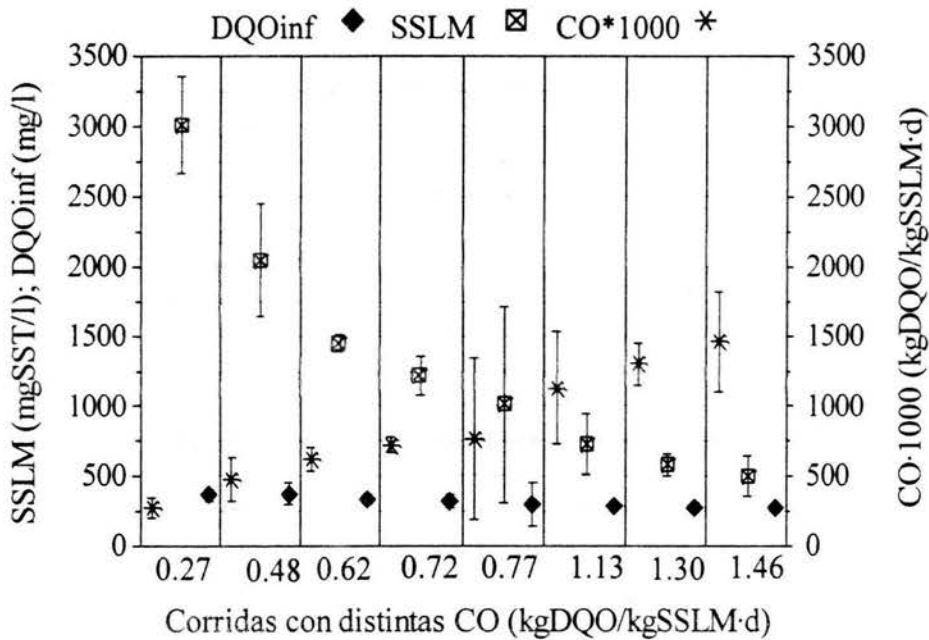


Figura 5.2. Intervalos de confianza (95%) para las medias correspondientes a CO, SSLM y DQO total influente.

Como respuesta al inicio de la purga de sólidos se observa que durante el periodo de arranque (figura 5.1) la concentración de SSLM disminuyó hasta un valor mínimo de 430 mgSST/l. A partir de entonces el volumen de purga de sólidos se controló en función de los SST requeridos en el reactor para ajustar los distintos valores de CO. En el primer periodo se logró un promedio de 585 mgSST/l y así su respectiva CO fue de $1.30 \text{ kgDQO/kgSST}\cdot\text{d}$ (figura 5.2). En el segundo periodo el promedio fue de 500 mgSST/l y la carga orgánica media aplicada fue de $1.46 \text{ kgDQO/kgSST}\cdot\text{d}$, cabe recordar que la CO propuesta como inicial fue de $1.5 \text{ kgDQO/kgSST}\cdot\text{d}$ (Cuevas *et al.*, 1998). A partir del tercer intervalo de CO ($1.13 \text{ kgDQO/kgSST}\cdot\text{d}$) se disminuyó la extracción de SSLM lo que permitió incrementar

la concentración de sólidos en el reactor a los valores promedio de 730, 1020, 1215, 1445, 1935 y 2995 mgSST/l, con lo cual fue posible disminuir los valores correspondientes de CO desde 1.13, 0.77, 0.72, 0.62, 0.48 hasta 0.27 kgDQO/kgSST·d, respectivamente (tabla 4.5, p. 32).

La concentración máxima de 3160 mgSST/l (figura 5.1) que se alcanzó en el el licor mezclado del reactor acidificador para la CO de 0.27 kgDQO/kgSST·d es una muestra de que el control independiente del TRC para un TRH constante de 8 horas, en un reactor por lotes, permite alcanzar concentraciones de SST que otros autores alcanzan sólo cuando se tratan descargas con altas concentraciones de SST. Banister y Pretorius (1998) alimentaron lodos primarios municipales a un reactor discontinuo de cultivo cerrado (sin separación de los tiempos TRH y TRC) y su concentración mínima fue de 4700 mgSST/l.

5.2.1.2 Sólidos suspendidos totales (SST)

En la figura 5.3 se muestran los intervalos de confianza al 95% para los valores medios de SST en influente y efluente y sus remociones correspondientes. Las barras de confianza al 95% indican, para la mayoría de las CO, la alta varianza que presentaron los SST del influente. Esto se debe las características cambiantes del agua residual que llega a la planta para tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria (México, D.F.). Las concentraciones de sólidos en el influente para las cuatro CO mayores fueron menores o iguales que 100 mgSST/l y presentaron una media mínima de 80 mgSST/l. Para las CO de 0.27, 0.48 y 0.62 kgDQO/kgSST·d los promedios de SST de influente incrementaron a valores entre 120 y 170 mgSST/l. De forma independiente a los SST en el influente, los valores medios de SST en el efluente varían entre 60 y 100 mgSST/l (figura 5.3). Las mayores fracciones removidas de SST (30-55%) corresponden a las CO de 0.27, 0.48 y 0.62 kgDQO/kgSST·d que son las que presentan más SST en el influente. Para el resto de CO las remociones estuvieron entre 25 y 50%.

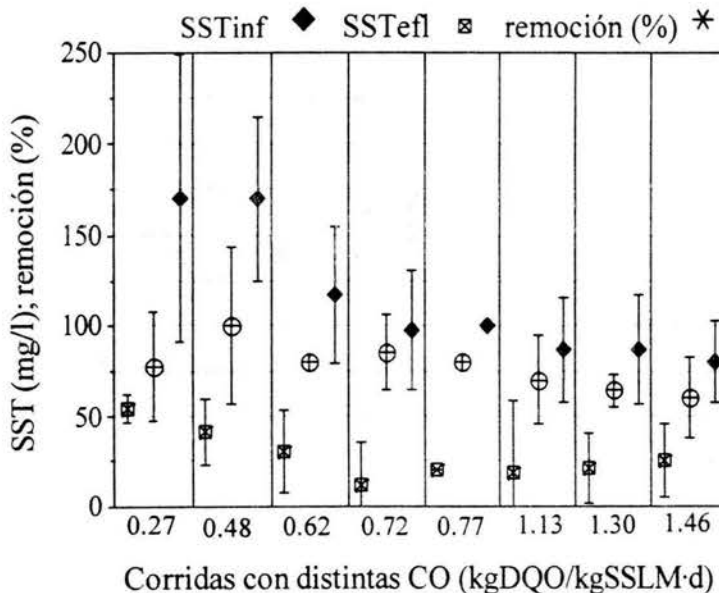


Figura 5.3. Intervalos de confianza al 95% para las medias de los sólidos suspendidos totales de muestras compuestas diarias en influente y efluente y sus porcentajes de remoción.

Para determinar las tasas específicas de reproducción o en su caso, de hidrólisis, en el reactor, se utilizó el balance de masa para los sólidos suspendidos de un reactor completamente mezclado (Levenspiel, 1972) (Ecuación 5.1). El modelo se aplicó para las transformaciones de SST en el reactor SBR, durante los ciclos que duró la experimentación con las diferentes CO. Por ejemplo, la tasa de alimentación diaria corresponde a los sólidos que ingresaron en los tres ciclos diarios, la tasa de salida está dada por la suma de SST que escapan en efluente y purga de sólidos, la tasa de acumulación resulta prácticamente nula debido al control de un valor constante de SST en el licor mezclado. El término restante, tasa de SST que se pierden por reacción, corresponde a la tasa de hidrólisis de SST, o en caso de resultar de signo contrario, a la tasa de reproducción celular.

$$\left(\begin{array}{c} \text{Tasa de} \\ \text{alimentación} \\ \text{de SST} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{Tasa de} \\ \text{salida} \\ \text{de SST} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Tasa de pérdida} \\ \text{de SST} \\ \text{por reacción} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Tasa de} \\ \text{acumulación} \\ \text{de SST} \end{array} \right) \quad (5.1)$$

En la figura 5.4 se muestran los intervalos de confianza al 95% para las medias correspondientes a las tasas específicas de SST (como masa seca) de la ecuación 5.1. Al dividir el gasto másico de SST que llegan en el agua residual, entre la masa de SST en el licor mezclado, se obtiene la tasa específica de SST que se reciben en el influente. Los SST que salen del sistema están contenidos en el efluente acidificado o en las purgas de sólidos. Cuando la CO es menor o igual que 0.62 kgDQO/kgSST·d se aprecia que los promedios de las tasas específicas de entrada de sólidos (influyente) superan la rapidez específica con que los SST escapan en el efluente y la purga, es decir, predomina el proceso de hidrólisis sobre la rapidez de reproducción celular. Por el contrario para CO de 0.72 kgDQO/kgSST·d o más, se tuvo un predominio de la tasa específica de reproducción, ya que las tasas específicas de producción de SST en efluente más purga superaron las de SST del influente.

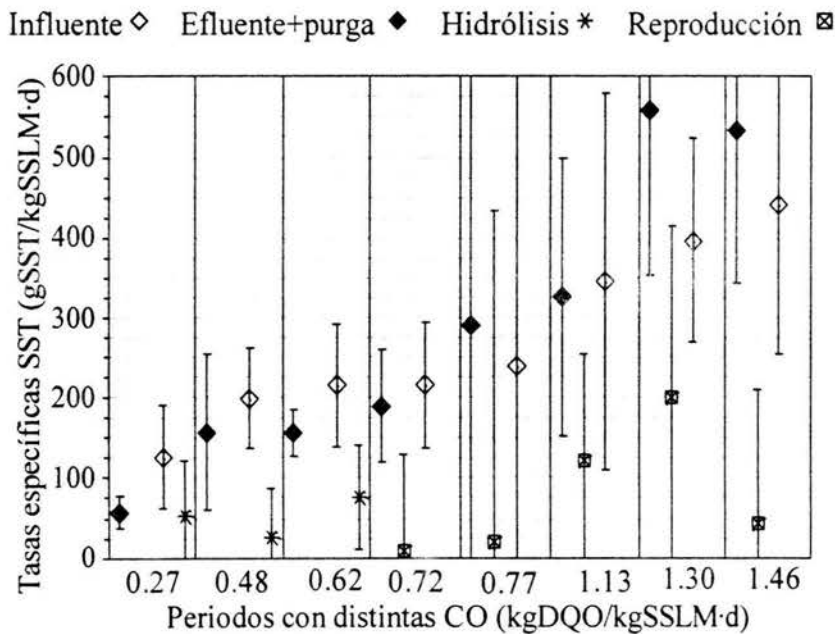


Figura 5.4. Intervalos de confianza al 95% para las medias correspondientes a las tasas específicas de SST en influente y efluente más purga y de hidrólisis de SST o reproducción.

En la figura 5.5 se presentan los valores medios y sus intervalos de confianza al 95%, obtenidos para el índice volumétrico de lodos (IVL), definido como el volumen que ocupa al sedimentar un gramo de SST del licor mezclado, como masa seca, después de que la muestra permanece 30 minutos en reposo (Ramalho, 1983). El IVL presenta sus máximos valores medios para las dos CO menores, 75 ml/gSST para 0.27 kgDQO/kgSST·d y 68 ml/gSST para 0.48 kgDQO/kgSST·d. Cuando se aplicaron CO entre 0.62 y 1.13 kgDQO/kgSST·d, el IVL tendió a una media de 50 ml/gSST. Lo anterior significa que, bajo éste último intervalo de carga orgánica, un gramo de SST, como masa seca, ocupó 50 ml para sedimentar, mientras que para la CO de 0.27 kgDQO/kgSST·d un gramo de SST ocupa 75 ml en la sedimentación. Para 1.46 kgDQO/kgSST·d, la media se incrementó a 60 ml/gSST con una varianza considerable de los datos. Ramalho (1983) menciona que para sistemas de lodos activados los valores de IVL por debajo de 110 ml/gSST en la mayoría de los casos no representan problemas de “hinchamiento”. Esta condición dificulta la sedimentación al poseer los flóculos una menor densidad, más cercana a la del agua.

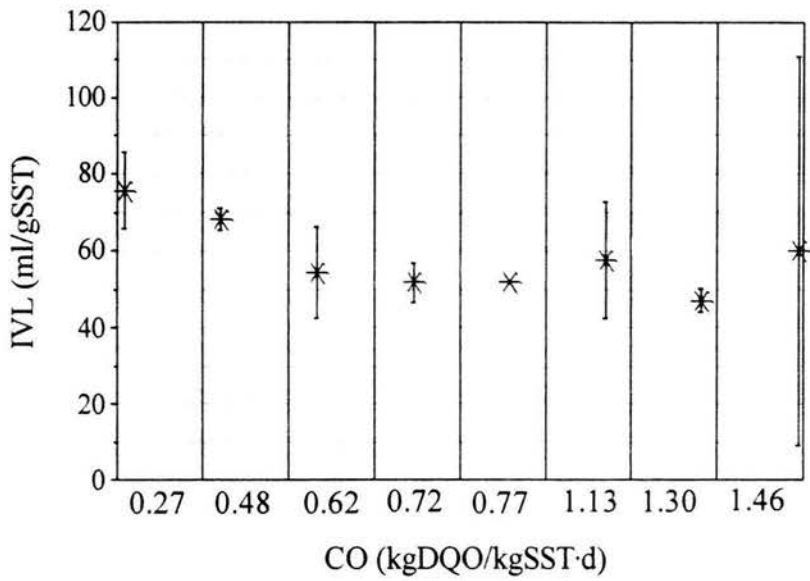


Figura 5.5. Intervalos de confianza al 95% para las medias del índice volumétrico de lodos en muestras puntuales del licor mezclado al final de periodos de reacción.

5.2.1.3 Tiempo de retención celular (TRC)

Irvine y Ketchum (1989) definen el tiempo de retención de sólidos (TRC) en el reactor discontinuo como equivalente al recíproco de la fracción de la masa total de sólidos suspendidos purgada por día, por lo que resaltan la necesidad de considerar también los sólidos que escapan en el efluente clarificado ya que pueden influir de manera significativa en el tiempo de permanencia de los sólidos en el reactor (ecuación 5.2).

$$TRC = \frac{[\text{Masa de SST en el reactor}]}{[\text{Masa SST purga} + \text{Masa SST efluente}]} = \frac{SSLM \cdot V}{SSLM \cdot V_{\text{purga}} + SST_{\text{efluente}} \cdot V_{\text{recambio}} \cdot n} \quad (5.2)$$

donde,	
TRC	tiempo de retención celular, días
SSLM	sólidos suspendidos totales en el licor mezclado, mgSST/l
V	volumen útil de reacción, l
SST _{efluente}	sólidos suspendidos totales en el efluente, mgSST/l
V _{purga}	volumen diario de purga, l
V _{recambio}	volumen del lote de recambio, l
n	número de ciclos por día

En la figura 5.6 se presentan los intervalos de confianza (95%) para la media de los valores de TRC obtenidos bajo distintas CO a lo largo de la experimentación. Durante el periodo de CO de 0.27 kgDQO/kgSST·d fue más difícil el control del TRC debido a la mayor cantidad de sólidos en el licor mezclado, lo cual incrementó la varianza de los datos con respecto a la media de 18 días. Los valores medios de TRC disminuyen desde 8 hasta 2 días, al incrementarse los valores de CO desde 0.48 hasta 1.46 kgDQO/kgSST·d, respectivamente. Sin embargo, para 0.77 kgDQO/kgSST·d la varianza se incrementa considerablemente debido al número de datos. Las medias del TRC de 8 y 6 días, obtenidas para 0.48 y 0.62 kgDQO/kgSST·d, respectivamente, son comparables con los TRC de 8 y 6 días utilizados por Banister y Pretorius (1998). De acuerdo con Lilley *et al.* (1990), 8 días representa un límite máximo adecuado para el TRC, si se quiere limitar la actividad metanogénica en un biorreactor acidificador. Cabe destacar que en este trabajo, mediante el control de la CO se logró incrementar el TRC de uno a ocho días o más. El TRH (duración del ciclo) siempre fue de ocho horas, correspondiente a una sexta parte del TRH del trabajo de Yeoh (1997) sobre separación de las fases acidogénica y metanogénica en que alimentaron vinazas producidas a partir de melaza de caña, con un TRC igual al TRH de 2 días (porque no controlaron la edad de la biomasa).

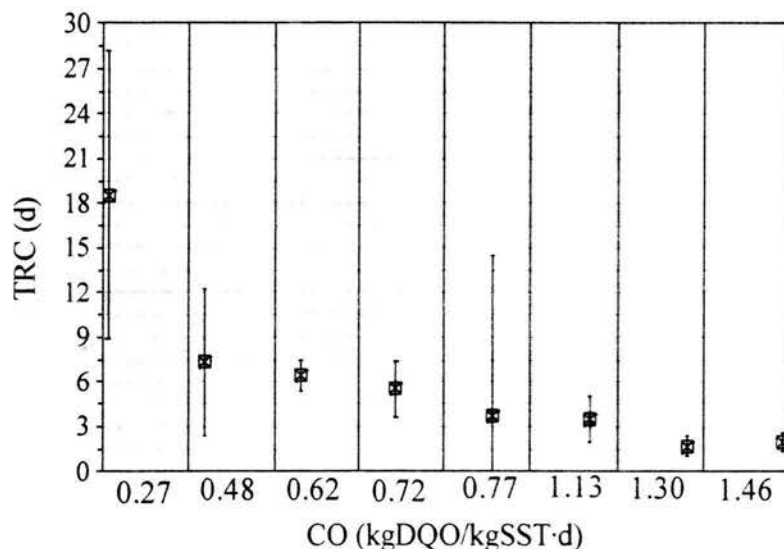


Figura 5.6. Intervalos de confianza al 95% para las medias del TRC con distintas cargas orgánicas.

Los autores von Münch *et al.* (1999b) experimentaron con agua residual con DQO soluble de 110 y 230 mg DQO/l e intervalos de valores para TRH que variaron entre 0.5 y 24 horas.

Estos autores ajustaron el caudal de recirculación de sólidos espesados y lograron valores de TRC entre 0.1 y 11 días. Intervalo que también se logró en la presente investigación al independizar las variables TRH y TRC en el reactor de operación discontinua con biomasa en suspensión.

Verstraete y Vandevivere (1997) mencionan que la capacidad que proporciona un sistema biológico para independizar las variables TRH y TRC se aprovecha para superar las bajas tasas de hidrólisis de sólidos en suspensión.

Mediante el control de TRH y DQO en el influente a un digestor o reactor anaerobio de acidogénesis y metanogénesis con flujo tipo pistón, en la zona inicial de acidificación, Liu y Ghosh (1997) lograron valores de TRC de 2 a 5.9 días, equivalentes a sus tiempos de residencia hidráulica (TRH) porque utilizaron biomasa en suspensión sin recirculación de sólidos. Dicho intervalo de TRC cae dentro de los valores que se lograron en el presente trabajo al mantener constante el TRH y variar los SST en el licor mezclado. De acuerdo con Ghosh *et al.* (1995), se requiere de 2 a 3 días para acidificación de influente particulado, en el reactor discontinuo que se utilizó para este trabajo fue posible ajustar el reactor a los TRC de dichos autores.

5.2.1.4 DQO total y soluble

Al comparar los valores medios de DQO total en influente y efluente, cuyas respectivas curvas para sus intervalos de confianza al 95% se muestran en la figura 5.8, se observa cómo la remoción de DQO estuvo entre 15 y 30% con las distintas CO. Debido a las características del agua residual cruda se obtuvieron variaciones en la DQO influente, cuyos valores alcanzaron sus promedios máximos de 360 y 390 mgDQO/l para CO de 0.27 y 0.48 kgDQO/kgSST·d. La DQO en el efluente tuvo promedios entre 210 y 270 mgDQO/l.

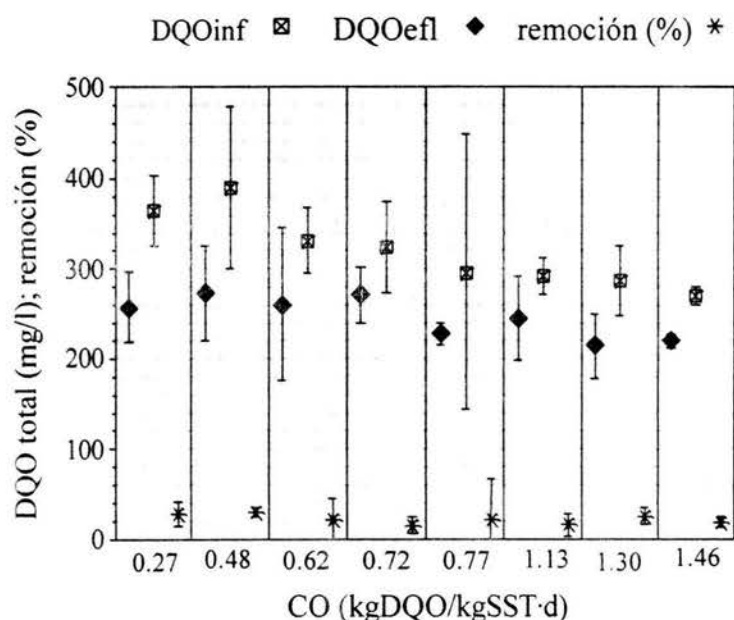


Figura 5.7. Intervalos de confianza al 95% para las medias de DQO total en muestras compuestas de influente y efluente y sus respectivos porcentajes de remoción.

Kaijun *et al.* (1994) lograron una remoción de 44 % de DQO para TRH de 2.7 horas en un reactor anaerobio de lecho de lodos con flujo ascendente para acidificación de aguas residuales municipales. De acuerdo con Alexiou *et al.* (1994) la remoción de DQO total en la primera fase de la digestión o degradación anaerobia de aguas residuales industriales oscila entre 10 y 25 %.

Al graficar los valores medios de DQO soluble correspondientes a muestras compuestas diarias de influente y efluente contra las distintas cargas orgánicas (figura 5.8) se observa que, se obtuvieron remociones mayores que aquellas obtenidas para DQO total, lo cual puede deberse a que la remoción de DQO total fue principalmente por remoción de DQO soluble. La DQO soluble media para las distintas CO varió entre 210 y 250 mgDQOsol/l, mientras que en el efluente los promedios estuvieron entre 150 y 200 mgDQOsol/l, con lo cual, las remociones promediaron entre 20 y 35%. El caso de 0.77 kgDQO/kgSST·d presentó una alta varianza en sus datos, debido a un menor número de datos obtenidos.

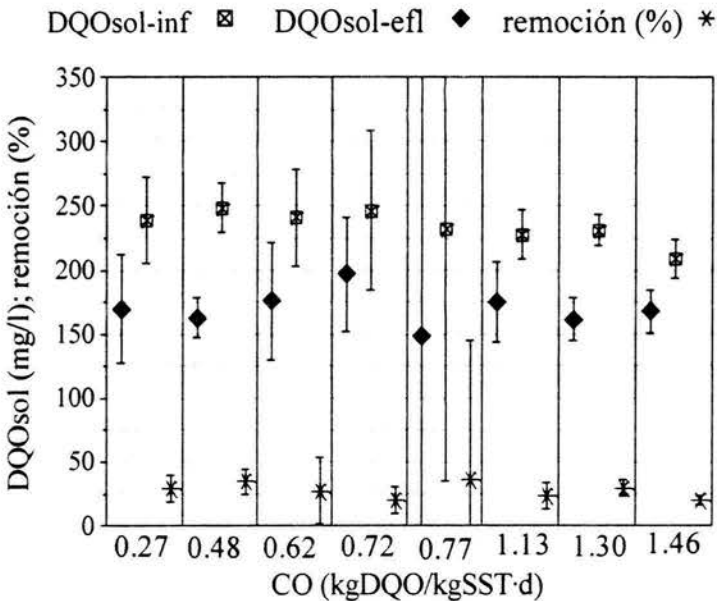


Figura 5.8. Intervalos de confianza al 95% para las medias de DQO soluble en muestras compuestas de influente y efluente y sus respectivos porcentajes de remoción.

En el proceso de acidificación una parte de los productos intermedios son utilizados como receptores finales de hidrógeno para obtención de productos finales, p.e., AGV, por lo que no representan remoción de DQO (Morris, 1985).

La remoción de la forma soluble de DQO puede deberse a su utilización como sustrato para síntesis de material celular (transformación en DQO suspendida), de tal forma que no hay remoción de DQO total (Wanner, 1994 y Wentzel y Ekama, 1997).

Como parte de las vías metabólicas se tienen las reacciones de descarboxilación, en que los metabolitos, compuestos orgánicos que representan DQO, pierden una molécula de carbono con la consecuente producción de CO₂, es decir la DQO se transforma en el sistema

H_2/CO_2 , que como ya no es cuantificado como DQO entonces se tiene remoción de DQO total.

En la medida en que las condiciones de variables como pH, temperatura o TRC, entre otros, sean favorables para la actividad enzimática de microorganismos metanogénicos, los AGV pueden ser utilizados como sustrato en sus reacciones metabólicas. De esta forma, también se tendría una remoción de DQO total a través del biogas, por producción de CO_2 o metano a partir de moléculas de carbono del material orgánico (DQO).

Con la hidrólisis de sólidos en suspensión se remueve la forma suspendida de DQO, pero como se produce DQO soluble no representa remoción de DQO total (Wanner, 1994; Wentzel y Ekama, 1997).

5.2.1.5 Producción de AGV

De acuerdo con Morris (1985) un indicador característico del proceso de acidificación corresponde a la producción de AGV. En la figura 5.9 se muestran los intervalos de confianza al 95% para las medias de las concentraciones producidas de ácidos acético y propiónico, únicas especies de AGV detectadas bajo las distintas CO (0.27 a 1.46 kgDQO/kgSST·d). A lo largo de esta fase experimental predominó el ácido acético sobre el propiónico (figura 5.9). Durante los incrementos de CO desde 0.48 hasta 1.30 kgDQO/kgSST·d se observa que la concentración de ácido acético disminuye desde 105 hasta 70 mg/l, este comportamiento se rompe con la CO menor (0.27 kgDQO/kgSST·d) y la CO mayor (1.46 kgDQO/kgSST·d).

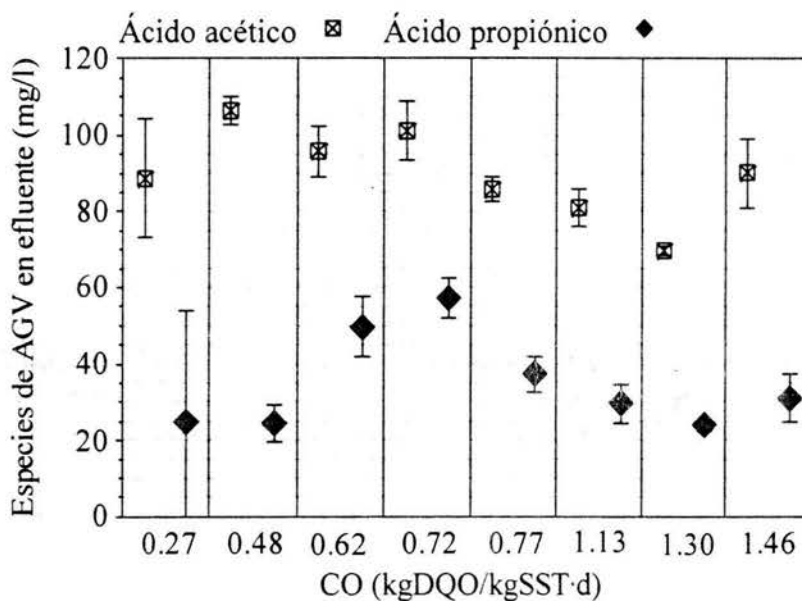


Figura 5.9. Intervalos de confianza al 95% para las medias de los ácidos grasos volátiles obtenidos en muestras del efluente.

El ácido propiónico se presentó en mayores concentraciones al aplicar las CO de 0.62 y 0.72 kgDQO/kgSST·d, con las cuales se obtuvo 50 y 55 mg/l de ácido propiónico. La menor concentración de ácido propiónico (25mg/l) se presentó para las dos CO menores

(0.27 y 0.48 kgDQO/kgSST·d). Para las tres CO mayores (1.13, 1.30 y 1.46 kgDQO/kgSST·d) también se presentaron concentraciones bajas de ácido propiónico, cuyos valores estuvieron entre 25 y 30 mg/l.

El acercamiento que se observa entre las especies de AGV en la figura 5.9 debido a un incremento en la curva de ácido propiónico para las CO de 0.62 y 0.72 kgDQO/kgSST·d indica un aumento en la proporción del ácido propiónico con respecto a los AGV totales. En la tabla 5.3 se tiene que para estas dos CO la relación ácido-propiónico/AGVtotal, alcanzó sus mayores proporciones de 0.42 y 0.45, respectivamente. Esta relación ácido propiónico/AGV disminuyó a 0.22 para la menor CO (0.27 kgDQO/kgSST·d) y a 0.33 para la mayor CO 1.46 kgDQO/kgSST·d. Como sólo hubo producción de dos especies de AGV, el comportamiento de la relación ácido-acético/AGV fue opuesto, por lo que para las CO de 0.72 y 0.62 kgDQO/kgSST·d se tuvieron las menores proporciones, 0.58 y 0.55, respectivamente. Para la mayor CO la proporción ácido acético/AGVtotal se incrementó a 0.67 y para la menor CO se alcanzó el valor máximo de 0.78.

Tabla 5.3 Promedios de producción y proporciones de AGV, como DQO teórica, en muestras puntuales del efluente.

CO $\left(\frac{\text{kgDQO}}{\text{kgSST}\cdot\text{d}}\right)$	AGVtotal efluente $\left(\frac{\text{mgDQO}}{\text{l}}\right)$	Ácido acético AGVtotal $\left(\frac{\text{mgDQO/l}}{\text{mgDQO/l}}\right)$	Ácido propiónico AGVtotal $\left(\frac{\text{mgDQO/l}}{\text{mgDQO/l}}\right)$
1.46	143 ± 7.6	0.67 ± 0.01	0.33 ± 0.01
1.30	110 ± 1.4	0.67 ± 0.01	0.33 ± 0.01
1.13	130 ± 5.0	0.66 ± 0.01	0.34 ± 0.01
0.77	149 ± 4.0	0.62 ± 0.01	0.38 ± 0.01
0.72	195 ± 5.7	0.55 ± 0.02	0.45 ± 0.02
0.62	177 ± 6.0	0.58 ± 0.04	0.42 ± 0.04
0.48	150 ± 6.0	0.75 ± 0.03	0.25 ± 0.03
0.27	127 ± 25	0.78 ± 0.24	0.22 ± 0.24

Para determinar el comportamiento de las fracciones de material orgánico que se transforman en AGV se determinaron los cocientes de las concentraciones de AGV en el efluente (como DQO teórica) entre las concentraciones correspondientes de DQO total en el influente (Banister y Pretorius, 1998). Este parámetro conocido como grado de acidificación (ecuación 5.3) difiere del cociente dado por Massey y Pohland (1978) quienes utilizan la DQO soluble como parámetro de referencia en vez de la DQO total. Los autores von Münch y Koch (1999) utilizan el concepto de concentración de AGV que se produce por unidad de tiempo (tasa de producción de AGV). Para calcular la DQO teórica a partir de las especies de AGV, se utilizaron las relaciones entre peso molecular y DQO teórica para oxidar a CO₂ y agua los AGV (Moser-Engeler *et al.*, 1998).

$$\text{Grado de acidificación} = \frac{\text{Producción de AGV, como mgDQO/l}}{\text{DQO total}_{\text{influyente}}, \text{ en mg/l}} \quad (5.3)$$

Al incrementar la CO desde 0.27 hasta 0.72 kgDQO/kgSST·d también se aumenta el grado de acidificación, desde 35 hasta 55% (figura 5.10). A partir de 0.72 kgDQO/kgSST·d, al aumentar hasta 1.30 kgDQO/kgSST·d, el grado de acidificación disminuye con el incremento de la CO, hasta 40%. Para 1.46 kgDQO/kgSST·d se presenta un grado de acidificación de 50%. De acuerdo con Alexiou y colaboradores (1994), en la primera fase de la digestión o degradación anaerobia de aguas residuales industriales, la porción de acidificación de la DQO soluble varía entre 0.30 y 0.60. En lodos primarios de aguas residuales municipales la fracción acidificada fue tan alta como 0.55 y tan baja como 0.12 para Banister y Pretorius (1998) y de 0.10 para Rabinowitz y Oldham (1985).

En su investigación Liu y Ghosh (1997) concluyeron que la producción de AGV aumenta al incrementarse la CO. Estudios como el de Banister y Pretorius (1998) concluyen que el grado de acidificación incrementó cuando se disminuyó a la mitad la concentración de sólidos orgánicos (sustrato) en el influente, equivalente a una disminución en igual proporción de la carga orgánica. En el presente trabajo, para las condiciones dadas, se tiene que la mayor proporción de material orgánico transformado en AGV se logra para un intervalo intermedio de CO (0.62 a 0.77 kgDQO/kgSST·d).

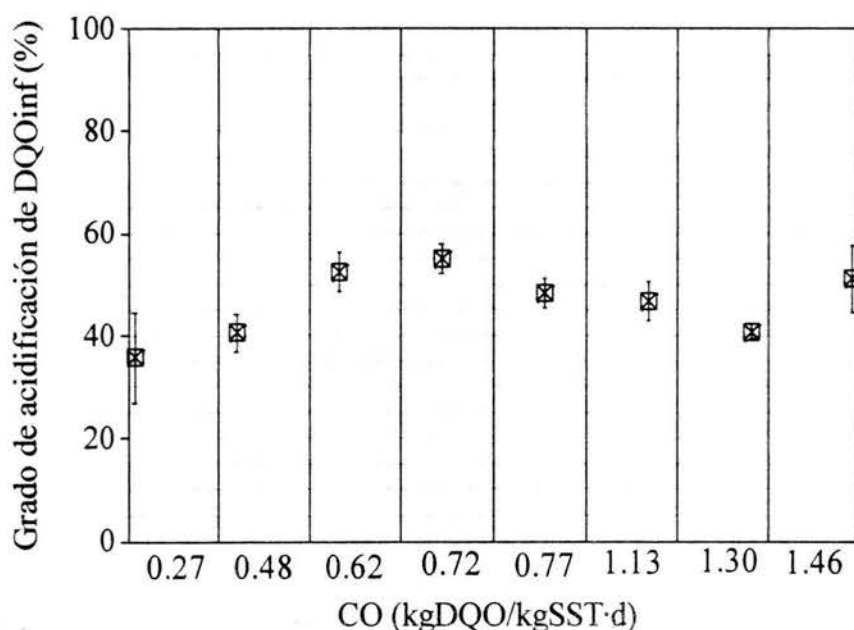


Figura 5.10. Intervalos de confianza al 95% para las medias de los grados de acidificación de la DQO total influente.

A partir de la ecuación (4.1) de CO se tiene que, al multiplicar la CO por el cociente correspondiente al grado de acidificación (ecuación 5.3) se obtiene el rendimiento específico de AGV o tasa específica de producción de AGV (ecuación 5.4), con las mismas unidades que la CO.

$$\text{Rendimiento específico de AGV} = \frac{Q \cdot \text{AGV producido}}{\text{Volumen total} \cdot \text{SSLM}} \quad (5.4)$$

En el presente trabajo, los AGV en el efluente corresponden a los AGV producidos, porque no hubo aportación de AGV en el influente. Los promedios resultantes de la producción específica de AGV con distintas CO se muestran en la figura 5.11, en la que se puede observar una proporcionalidad directa entre ambos parámetros. Al trazar una línea de tendencia lineal se determina una pendiente de la recta igual a 0.5, es decir que, para el intervalo de CO experimentado, por cada kilogramo de DQO total alimentado a una masa unitaria de microorganismos, como SST, se producen 0.5 kg de AGV total, como DQO.

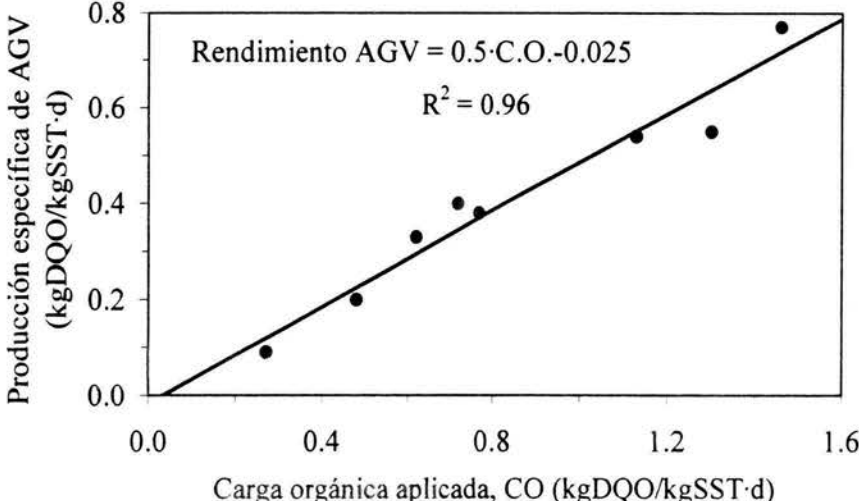


Figura 5.11. Relación entre promedios de tasa específica de AGV y CO.

5.2.1.6 pH y temperatura

Sobre condiciones de pH, se tiene que en el influente el valor medio del pH fue de 7.4 con una desviación estándar de 0.36 (figura 5.12).

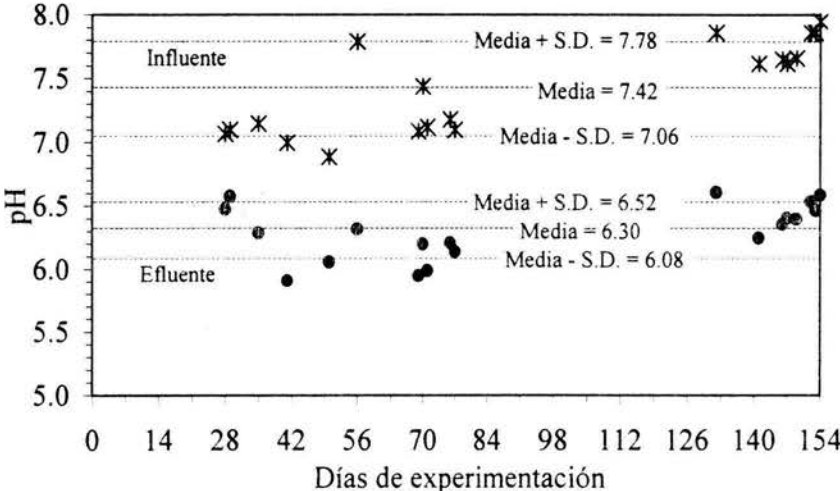


Figura 5.12. Valores de pH en muestras puntuales de influente y efluente.

Las reacciones del proceso de acidificación (sin control externo de pH) mantuvieron los valores de pH en el efluente en una media de 6.3 ± 0.2 (figura 5.12), incluso para los

periodos de mayor concentración de AGV en el efluente (0.62 y 0.72 kgDQO/kgSST·d) (tabla 5.3). Para los últimos días de experimentación (CO menor) se presentaron los máximos valores de pH en influente, en cambio, en el efluente se sostuvo el pH por debajo de 6.6.

El sistema también presentó capacidad de amortiguamiento ante cambios de temperatura. La media de la temperatura en el reactor está dada por 17.5°C con una desviación estándar de 0.5°C (figura 5.13^a). Esto fue a pesar de que en el influente la media se mantuviera dentro de un intervalo con mayor variación, una media de 17.4°C con una desviación estándar de 1.8°C (figura 5.13). La temperatura del agua residual influente alcanzó un máximo de 21°C el día 149 del experimento. A partir del día 132, la temperatura del influente se mantuvo por encima de la temperatura del efluente, en que se tuvieron temperaturas entre 18 y 19°C.

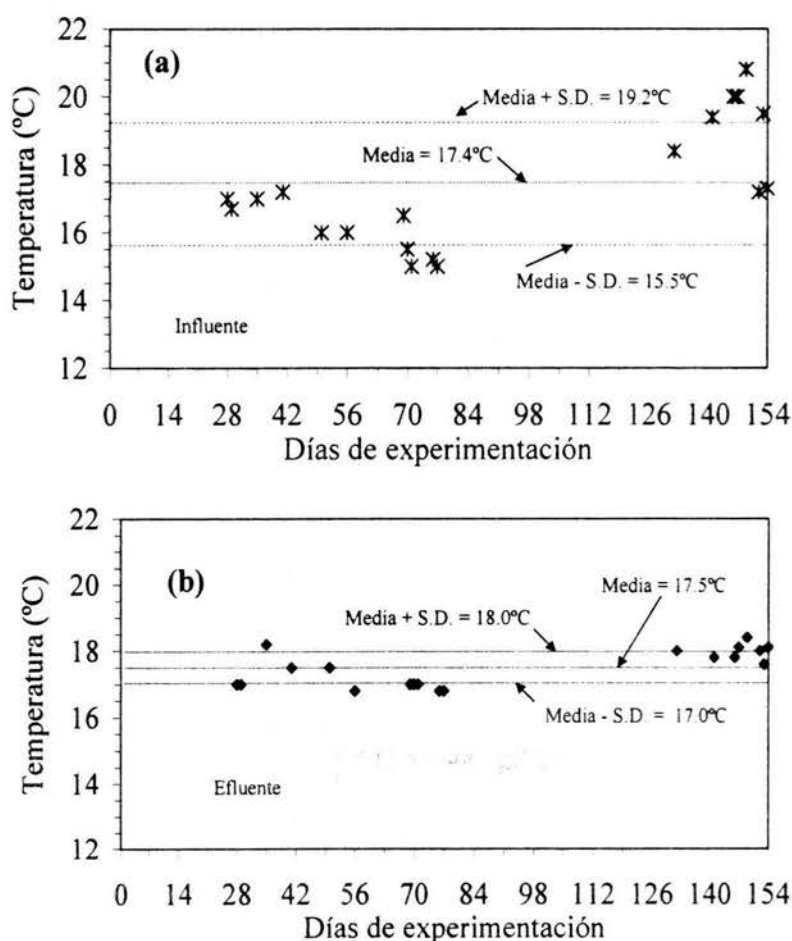


Figura 5.13. Valores de temperatura en muestras puntuales de influente (a) y efluente (b).

5.2.2. $DQO_{soluble}$ y AGV en ciclos representativos

En la figura 5.14 se muestran las curvas correspondientes a las distintas cargas orgánicas con los resultados de las determinaciones de $DQO_{soluble}$ y AGV a lo largo del periodo de acidificación.

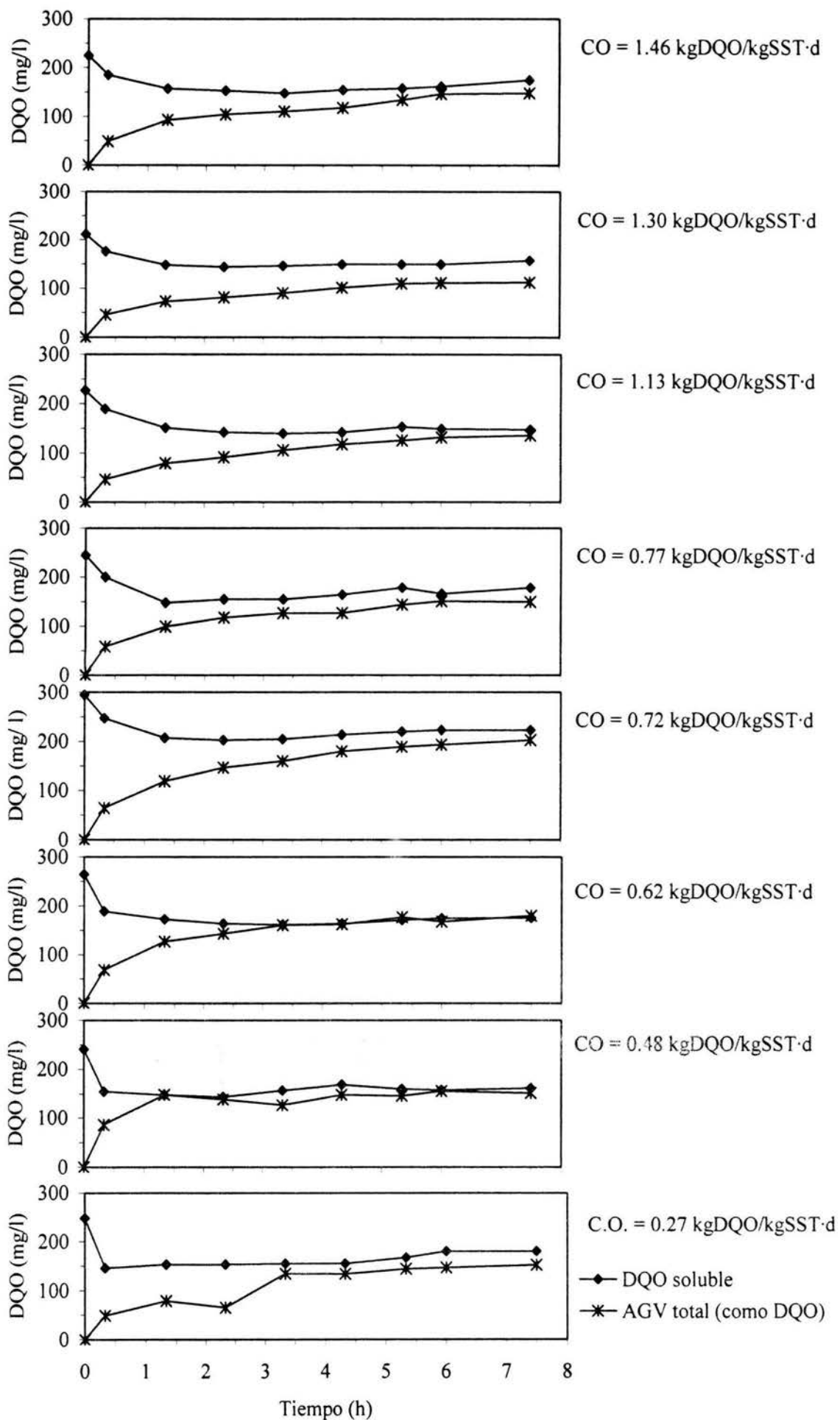


Figura 5.14. Acidificación durante ciclos a diferentes cargas orgánicas (T = cte, pH = cte).

Los valores de $DQO_{soluble}$ y AGV al minuto cero corresponden al influente, de tal forma que la disminución inicial que sufre la $DQO_{soluble}$, entre 0 y 20 minutos, se debe a la dilución del volumen de llenado con el volumen remanente del ciclo anterior y a la separación de $DQO_{soluble}$ una vez que inicia la adsorción de material disuelto en los flocúlos de lodos.

Para CO mayor o igual que 0.62 kgDQO/kgSST·d continúa el descenso de la $DQO_{soluble}$ dentro del intervalo de 20 a 80 minutos. Los organismos sólo logran transportar a través de la membrana celular una fracción de la $DQO_{soluble}$, misma que utilizan para su mantenimiento, reproducción y productos (AGV, H_2/CO_2), los AGV excretados no compensan la $DQO_{soluble}$ adsorbida y ésta disminuye en el intervalo de 20 a 80 minutos. Cuando hubo menor disponibilidad de sustrato (CO de 0.27 y 0.48 kgDQO/kgSST·d), sólo se requirió de 20 minutos para que la $DQO_{soluble}$ disminuyera al mínimo valor del ciclo. Para cualquiera de las ocho CO se requiere de un máximo de 80 minutos para que la $DQO_{soluble}$ alcance su valor mínimo, es decir, que sea separada del medio líquido, esto podría extrapolarse a un sistema de flujo continuo con TRH mínimo de 80 minutos.

En el intervalo de 80 a 360 minutos de reacción, para las distintas CO se tienen producciones netas de DQO soluble, si para los distintos ciclos de la figura 5.14 se calcula la pendiente promedio de $DQO_{soluble}$ producida desde que inicia el ascenso de la curva de DQO soluble hasta que finaliza el ciclo, y se dividen entre los SST correspondientes del licor mezclado, se obtiene la tasa específica de producción de $DQO_{soluble}$ (solubilización) para cada CO (figura 5.15). Se observa que la tasa específica de solubilización tiende a incrementar al aumentar la CO, lo cual puede explicarse por la disminución en la masa de microorganismos presentes y en consecuencia el aumento en la disponibilidad específica de sustrato.

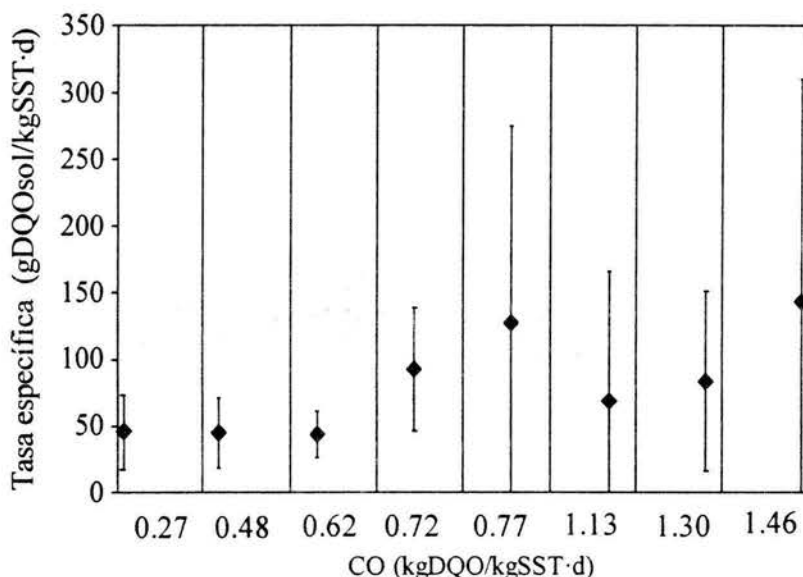


Figura 5.15. Intervalos de confianza al 95% para las medias de la tasa específica de producción de DQO soluble durante ciclos a distintas CO.

Si se consideran los AGV que se producen a medida que transcurre el tiempo en los ciclos de acidificación, es posible determinar que la tasa de producción de AGV, como DQO, disminuye a medida que transcurre el tiempo de reacción, lo cual está representado con una menor pendiente en las curvas de AGV de la figura 5.14. Además, estas tasas de producción de AGV son inversamente proporcionales a la CO y por lo tanto, directamente proporcionales a la masa de microorganismos (figura 5.16). Esto indica que al inicio de la reacción es cuando se tiene la mayor tasa de producción de AGV, (figura 5.16). Lo cual explica que en el reactor acidificador tipo SBR, un incremento en el TRH no necesariamente favorece la tasa de producción de AGV.

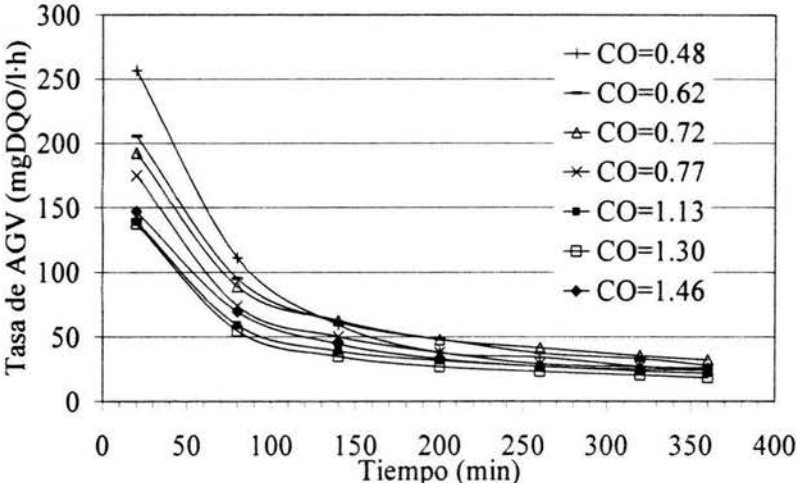


Figura 5.16. Comportamiento de la tasa de producción de AGV durante el transcurso de los ciclos con distintas CO.

En la figura 5.17 se observa que el intervalo de CO entre 1.46 y 0.27 kgDQO/kgSST·d y, en consecuencia, de TRC desde 2 hasta 17 días, con pH de 6.3 ± 0.2 y temperatura de $17.5 \pm 0.5^\circ\text{C}$ sólo favoreció el metabolismo de microorganismos productores de ácidos acético y propiónico. Además, en todas las corridas predominó el ácido acético sobre el propiónico a lo largo de los periodos de reacción.

Se observa que la vía metabólica del ácido propiónico se mantuvo activa a lo largo de los distintos ciclos, como lo muestran las pendientes ascendentes de sus respectivas curvas, a diferencia de los microorganismos productores de ácido acético, que presentaron su mayor actividad enzimática en los primeros 140 minutos (pendientes más pronunciadas) y, a partir de entonces, la pendiente de producción tendió a un valor nulo conforme se disminuyó la CO (figura 5.17).

La corrida experimental con la mayor cantidad de SST en el licor mezclado, CO de 0.27 kgDQO/kgSST·d, fue la que presentó mayor inestabilidad y en la que tardó más en detectarse el ácido propiónico.

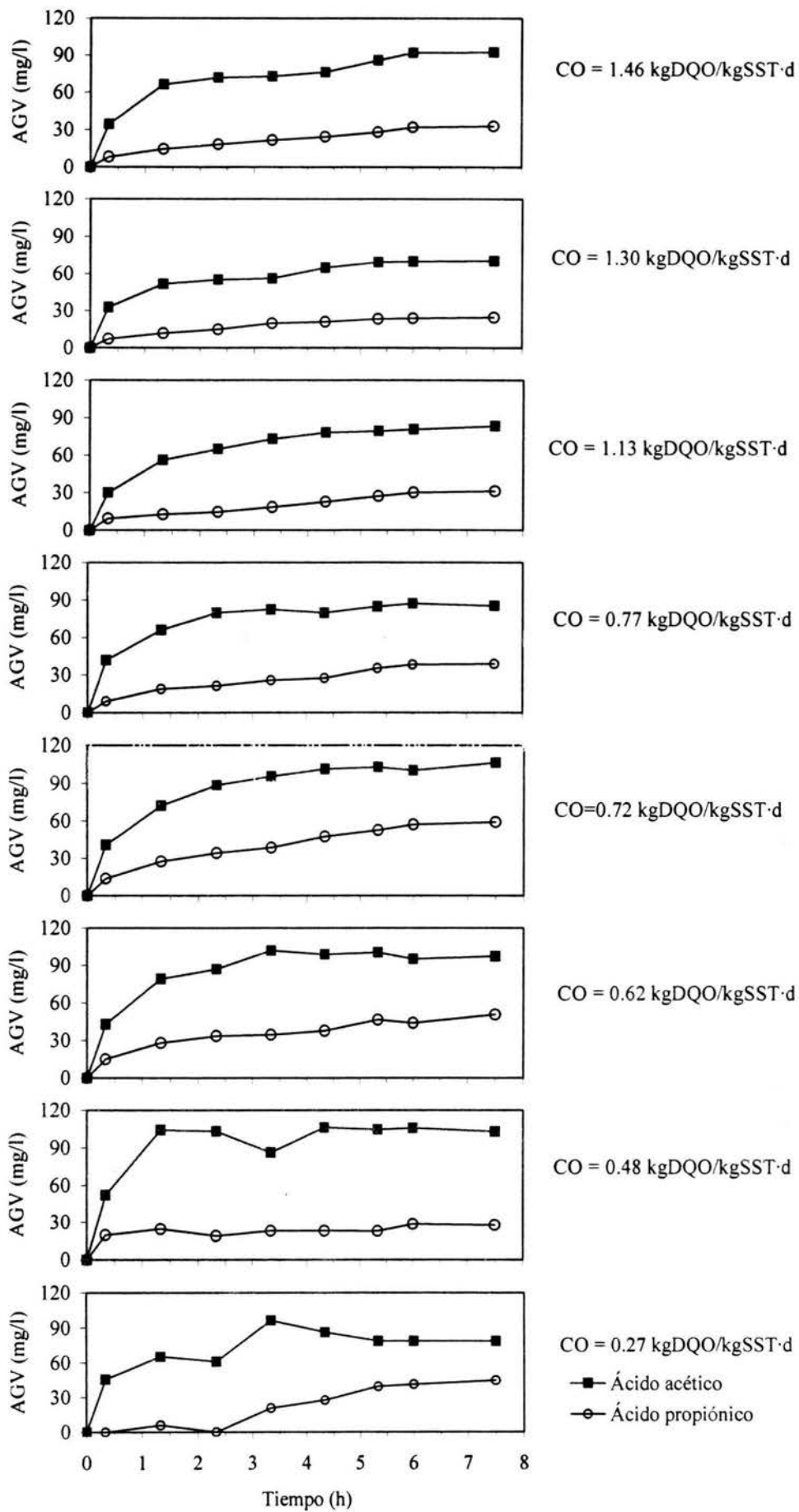


Figura 5.17. Producción de especies de AGV a distintas CO (pH = cte y T = cte).

5.3 Efectos del pH en la acidificación

Una vez definido el intervalo de carga orgánica en que se obtuvo la mayor fracción de acidificación de la DQO total alimentada, se prosiguió con el experimento correspondiente a la acidificación de agua residual bajo diferentes valores de pH.

5.3.1 Arranque y estabilización

En el experimento con variación de pH se trató de mantener constante la concentración de DQO total influente, al final de esta etapa la DQO total media fue 320 ± 60 mg/l. La varianza en los datos se debió a las características cambiantes del agua residual que llega a la planta para tratamiento de Ciudad Universitaria (México, D. F.)

Dado que la CO seleccionada en la etapa anterior, con distintas cargas orgánicas, correspondió al intervalo comprendido entre 0.60 y 0.75 kgDQO/kgSST·d, se procedió a utilizar la expresión de CO (ecuación 4.1) para despejar y determinar el intervalo de SST a mantener en el licor mezclado. La altura del volumen cónico para sedimentación de lodos fue 70 cm (figura 4.1, p.25) y la altura que se manejó para el volumen de llenado fue 133 cm, los volúmenes correspondientes de sedimentación y recambio fueron de 360 y 1206 litros, respectivamente, lo que suma un volumen total de 1566 l. Para una CO de 0.60 kgDQO/kgSST·d, la expresión para los sólidos requeridos es,

$$SST = \frac{(1206 \text{ l/ciclo})(3 \text{ ciclos/d})(320 \text{ mgDQO/l})}{(1566 \text{ l}) \left(0.6 \frac{\text{kgDQO}}{\text{kgSST} \cdot \text{d}} \right)} \quad (5.5)$$

La concentración requerida de SST para mantener una CO de 0.60 kgDQO/kgSST·d resultó ser 1210 mgSST/l. Mientras que para 0.75 kg DQO/kg SST·d, fue de 985 mgSST/l.

En la tabla 4.6 (p. 32) se muestran para los distintos valores medios de pH experimentados, los promedios obtenidos para muestras compuestas diarias de DQO total en influente y sólidos suspendidos en el reactor, así como, los valores para las cargas orgánicas correspondientes.

5.3.2. Parámetros de operación

5.3.2.1 Carga orgánica (CO)

En la figura 5.18 se muestran los valores de las cargas orgánicas durante la experimentación a distintos pH, el promedio correspondiente fue de 0.63 ± 0.14 kgDQO/kgSST·d. Los picos que se presentaron en el experimento corresponden a variaciones imprevistas en la calidad del agua residual cruda.

Los intervalos de confianza al 95% para las medias de SSLM, DQO influente y CO se muestran en la figura 5.19. Las medias para los SSLM estuvieron entre 1000 y 1200 mgSST/l, se puede observar que los datos de SSLM presentaron una mayor varianza para el

pH de 7.5 y en consecuencia una mayor varianza en los datos de CO. Para DQO influente, los valores medios estuvieron entre 300 y 330 mgDQO/l.

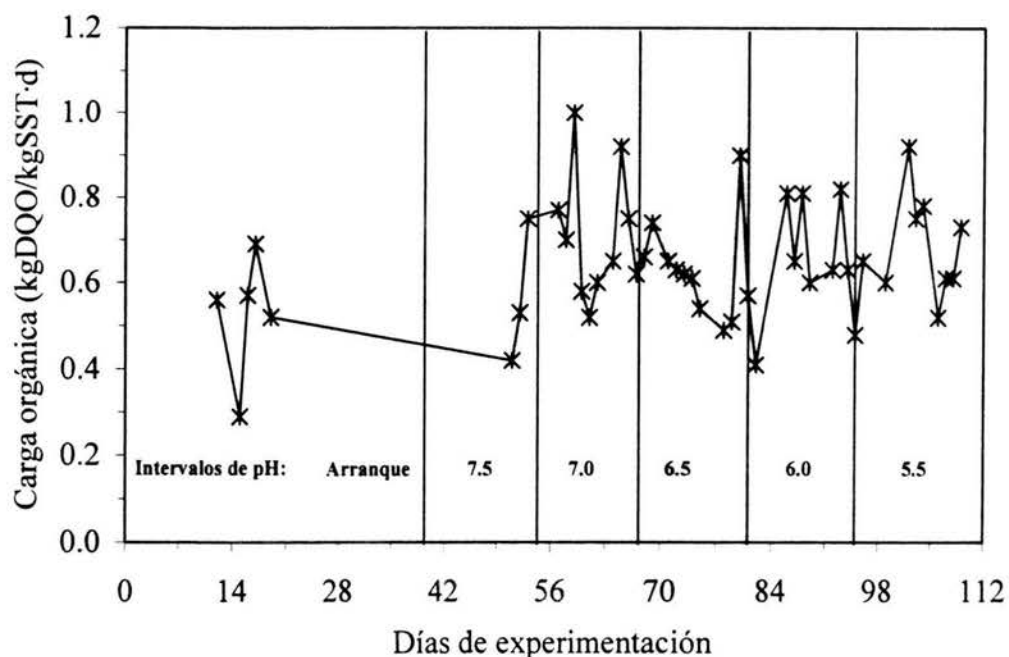


Figura 5.18. Carga orgánica a lo largo de experimentación con distintos valores de pH.

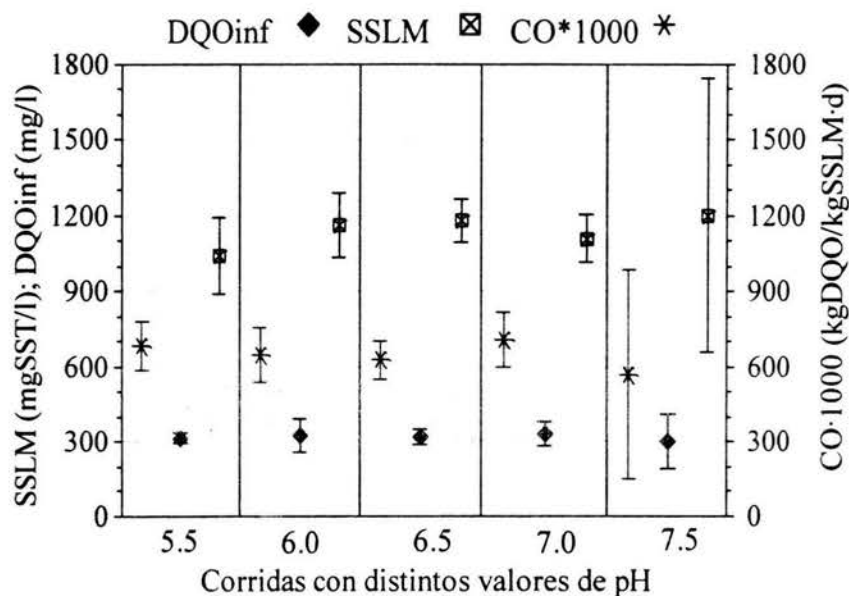


Figura 5.19. Intervalos de confianza al 95% para las medias correspondientes a SSLM, DQO influente y CO a distintos valores de pH.

Salvo para el periodo de arranque, con la purga de lodos se controló la concentración de sólidos suspendidos prácticamente dentro del intervalo calcula de 985 a 1210 mgSST/l (figura 5.20), determinado con la ecuación 5.5, el promedio de todo esta etapa experimental

fue de 1180 ± 280 mgSST/l. Hay valores pico de SST correspondientes a incrementos de SST en el agua residual cruda.

En el periodo correspondiente al arranque se aprecia el aumento en la concentración de los sólidos suspendidos cuando se mantuvo sin purga de lodo el sistema. A partir del día siete iniciaron las purgas de sólidos en exceso (figura 5.20). Las mayores variaciones de SST se presentaron para el periodo correspondiente al primer valor de pH (7.5).

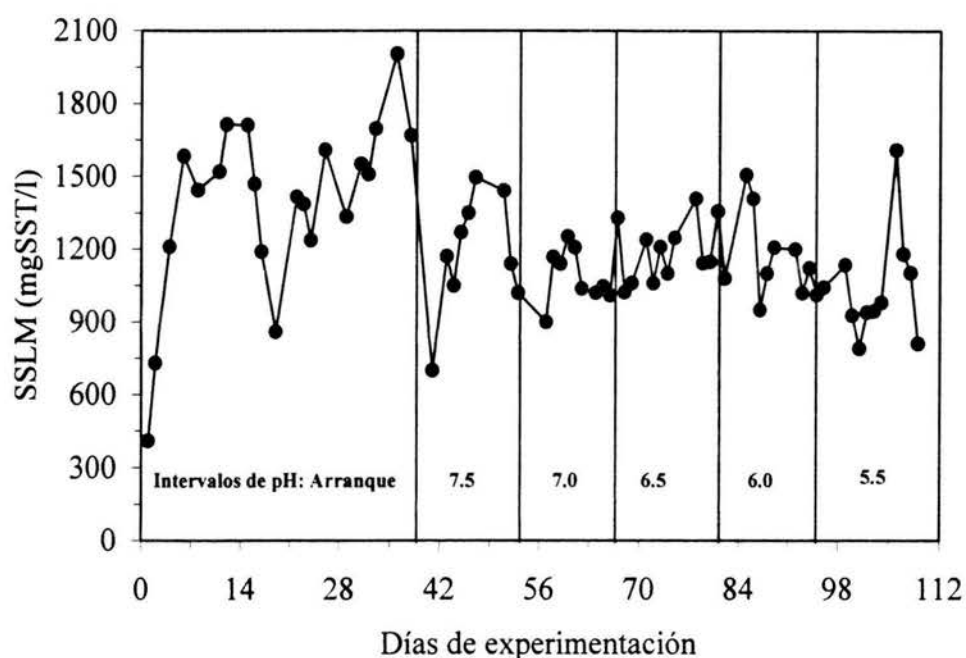


Figura 5.20. Determinaciones puntuales de sólidos suspendidos en el reactor.

5.3.2.2 Sólidos suspendidos totales (SST)

La concentración media de sólidos en el efluente al final de los ciclos se mantuvo entre 65 y 80 mgSST/l (figura 5.21), por lo cual, a pesar de presentarse un aumento en los SST del influente para valores de pH de 6.5 y 7.0, el sistema mantuvo los valores de SST que escapaban en el efluente, con esto se incrementó el porcentaje de remoción de sólidos suspendidos, desde 20 hasta 40%.

Al realizar el balance de masa para los SST, se determinó que para los valores utilizados de pH el sistema SBR favoreció la reproducción de los microorganismos, en todos los casos la masa de SST que escapan en efluente y purga de sólidos superan la masa de SST que ingresan en el agua residual (figura 5.22). Las mayores tasas específicas de reproducción se obtuvieron para pH de 7.0 y 7.5 con 130 y 200 gSST/gSST·d.

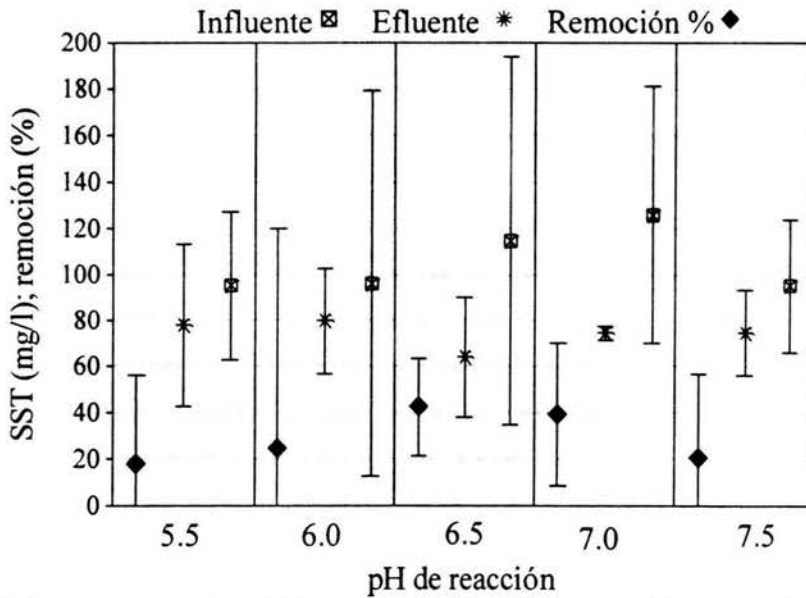


Figura 5.21. Promedios de sólidos suspendidos totales en influente y efluente, para muestras compuestas diarias.

Con el control del pH mediante un álcali o un ácido mineral, se favorece que una mayor fracción del material soluble sea adsorbida por los flóculos en suspensión (remoción del medio líquido). De donde, el material hidrolizado que pasa a través de la membrana celular, se utiliza en mayor proporción para la producción de AGV, que son excretados al medio líquido. De esta forma, la producción observada de SST se debe en parte a la síntesis de componentes celulares, la cual se minimiza por tratarse básicamente de un proceso sin receptor externo de electrones.

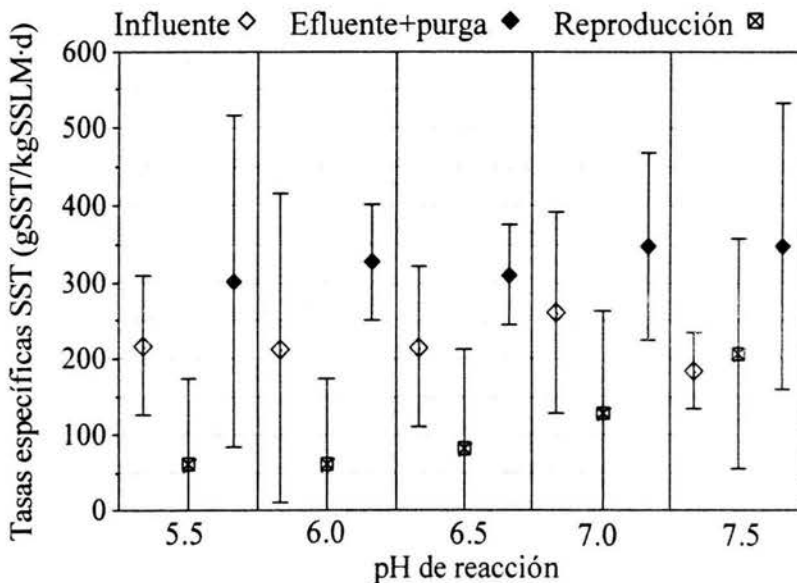


Figura 5.22. Intervalos de confianza al 95% para las medias de las tasas específicas de SST en influente, efluente más purga y de reproducción celular.

Por otra parte, los valores de pH en el licor mezclado influyeron para que, después de sedimentado, el volumen ocupado por un gramo de sólidos suspendidos, referente a masa

seca, conocido como índice volumétrico de lodos (IVL) (Ramalho, 1983), alcanzara un promedio mínimo de 40 ml/gSST a pH de 7.5 (figura 5.23), pero se obtuviera un IVL medio tan alto como 100 ml/gSST, es decir, hubo valores puntuales que superaron la frontera de 110 ml/gSST, en que comúnmente se tienen problemas de lodos hinchados. El incremento del IVL pudo deberse a cambios en tipo de población o influencia del pH sobre las características de aglomeración de los microorganismos en los flóculos. Las mayores varianzas de los datos se obtuvieron para valores de pH de 5.5 y 6.0.

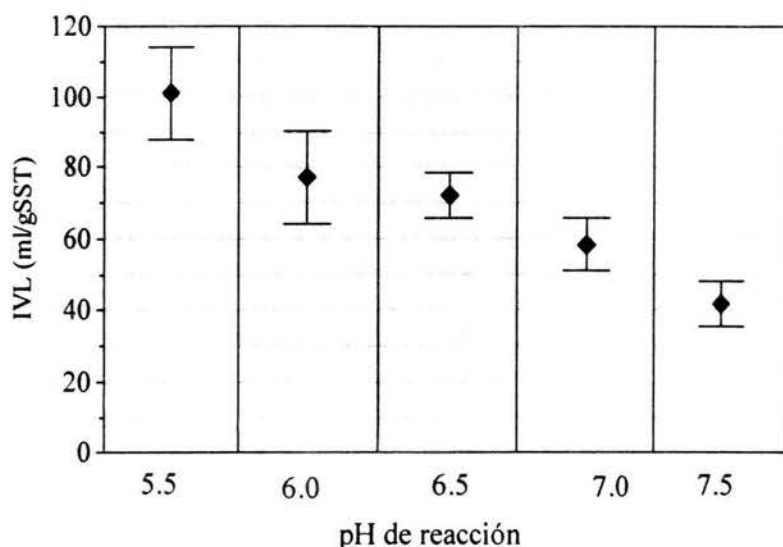


Figura 5.23. Intervalos de confianza al 95% para la media de los IVL obtenidos con distintos valores de pH.

5.3.2.3 Tiempo de retención celular (TRC)

Para los distintos valores de pH se calcularon los TRC a partir de la ecuación 5.2. En la figura 5.24 se presentan los promedios de TRC.

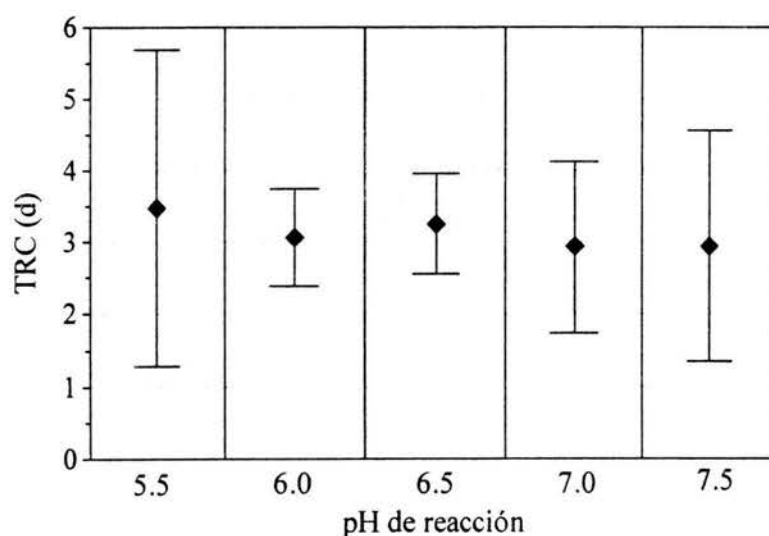


Figura 5.24. Intervalos de confianza al 95% para las medias de los TRC obtenidos a distintos valores de pH.

Se observa que el TRC medio aumenta a 3.5 días cuando el licor mezclado se ajusta a un pH de 5.5 y disminuye a 3 días para valores de pH de 7.0 y 7.5. Esto indica que los microorganismos no encuentran las mejores condiciones ambientales para reproducirse a pH ácido, por lo que disminuye su tasa de reproducción (figura 5.23), aumentando en consecuencia su TRC (figura 5.24).

5.3.2.4 DQO total y soluble

Las diferencias entre las curvas de las medias de DQO total influente y efluente (figura 5.25), aumentaron para valores de pH de 6.5 y 7.0 la DQO efluente, lo cual corresponde a una mayor remoción de material orgánico. En contraste, Eastman y Ferguson (1981) obtuvieron la mayor remoción de carbohidratos para valores ácidos de pH, entre 5.2 y 6.5. La DQO total efluente para pH de 6.5 y 7.0 fue 50 mgDQO/l menor que para el resto de valores de pH.

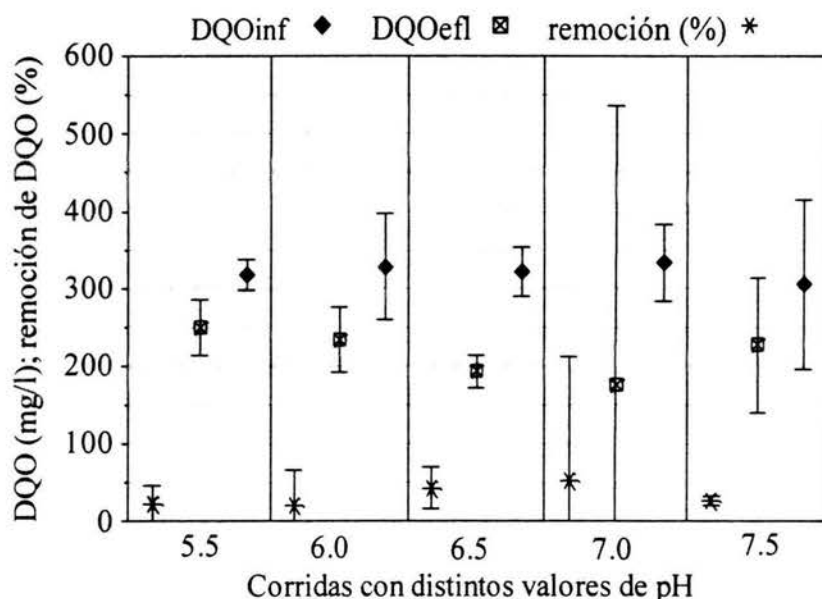


Figura 5.25. Promedios de DQO total influente y efluente, a partir de muestras compuestas diarias, a distintos valores de pH.

Los resultados para la DQO soluble se muestran en la figura 5.26, los cuales confirman que para pH de 6.5 y 7.0 se obtienen las mayores remociones de DQO influente en sus formas total y soluble.

5.3.2.5 Producción de AGV

Sobre la capacidad de producción de AGV bajo distintos valores de pH, en la figura 5.27 se observa que a medida que el pH incrementa desde 5.5 hasta 7.5: a) aumenta la actividad de los organismos productores de ácido acético, b) disminuye la actividad de los productores de ácido propiónico y c) disminuye la actividad de los organismos productores de los ácidos butírico y valérico.

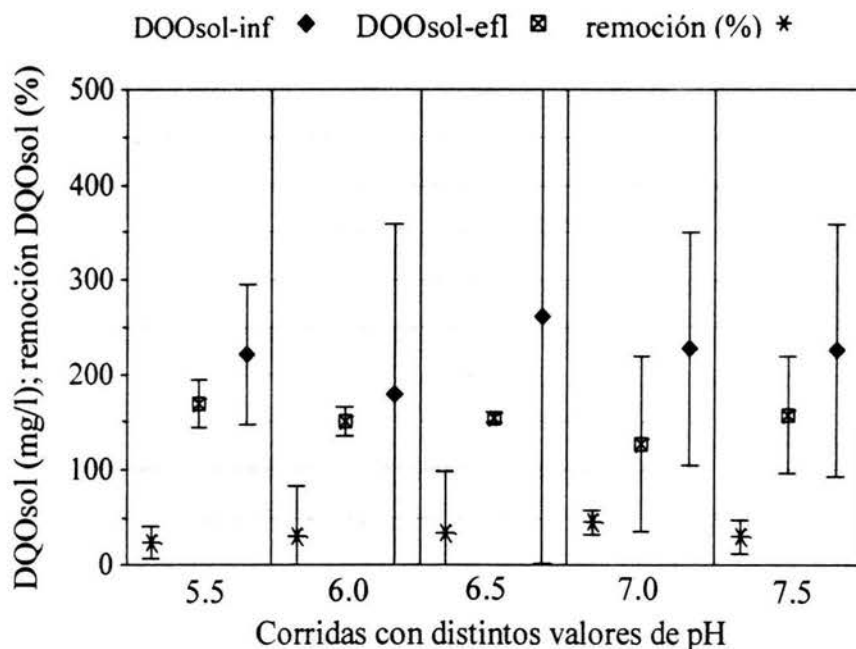


Figura 5.26. Promedios diarios de DQO soluble en influente y efluente a distintos pH.

Cuando el pH es 5.5 se obtienen 60 mg/l, como DQO, de ácido acético y ácido propiónico y a medida que se incrementa el pH, se tiene un aumento de ácido acético a la vez que las concentraciones medias de ácido propiónico decrecen. Para el mayor pH (7.5) son 70 mgDQO/l de ácido acético y 40 mgDQO/l de ácido propiónico. Esto es, al incrementarse el pH de 5.5 a 7.5 la producción de ácido propiónico disminuye 30% y la de ácido acético aumenta 15 %, con lo que se incrementa la diferencia de concentraciones entre ácidos acético y propiónico. Estos resultados no coinciden con la tendencia de aumento de ácido acético al disminuir el pH, que presenta Yeoh (1997) al apoyarse en Weiland y Wulfert (1988) y Aivasidis *et al.* (1989) para reportar que valores de pH entre 4 y 5 promueven una mayor producción de ácido acético.

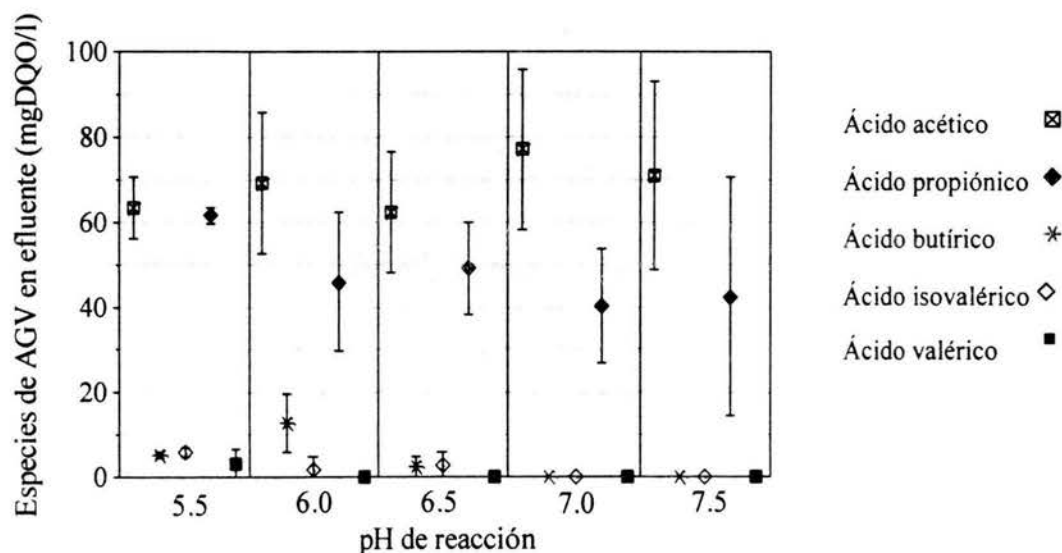


Figura 5.27. Intervalos de confianza al 95% para las medias de las especies producidas de AGV a distintos valores de pH.

Horiuchi *et al.* (2002) basan su trabajo en Zoetmeyer *et al.* (1982a) con referencia a que el pH de cultivo tiene gran influencia sobre las especies de AGV que se producen en un biorreactor acidificador. Para condiciones de pH de 5.0, 6.0 y 7.0 Horiuchi *et al.* (2002) alimentaron agua residual sintética rica en glucosa a un reactor de flujo continuo completamente mezclado sin control de biomasa (TRH = TRC = 10 horas), con inóculo de un digestor que permitió el crecimiento de bacterias estrictamente anaerobias y obtuvieron resultados similares con Zoetmeyer *et al.* (1982a) en que los ácidos butírico y acético fueron los productos principales y en pequeña proporción el ácido propiónico. A pH de 8.0, para Horiuchi *et al.* (2002), el ácido butírico disminuyó en forma considerable y los principales productos fueron los ácidos acético y propiónico, a diferencia de Zoetmeyer *et al.* (1982a) quienes utilizaron inóculo de un sistema de lodos activados (aerobio) en donde no pueden sobrevivir las bacterias estrictamente anaerobias, y obtuvieron ácido láctico, ácido fórmico y etanol. Horiuchi *et al.* (2002) concluyen que el cambio en la selección de las especies producidas de AGV se debió a un cambio en las proporciones de poblaciones acidificantes dominantes que, a su vez, ocurrió porque el pH óptimo fue distinto para los grupos de bacterias que producen las especies de AGV. Con respecto a los trabajos de Horiuchi *et al.* (2002) y Zoetmeyer *et al.* (1982a) el presente trabajo coincide en que las poblaciones productoras de ácido butírico se favorecieron a pH menor de 7.0 (figura 5.27) con la diferencia de que su producción no superó la del ácido propiónico y solo se produjo en una pequeña proporción con respecto a los AGV totales. Horiuchi *et al.* (2002) citan que muchas especies de bacterias propiónicas tienen un pH óptimo entre 7 y 8 para crecimiento, pero en esta etapa del experimento la producción de ácido propiónico no aumentó con el incremento de pH sino que disminuyó. Elefsiniotis y Oldham (1994c) y Rojas-Rosas, *et al.* (2003) asocian los AGV de mayor peso molecular con la metabolización de proteínas. De ser así, la adición de un ácido mineral, para mantener el pH igual o menor que 6.5, favoreció el metabolismo celular para utilizar proteínas como parte del sustrato para producir AGV totales con un aumento en la proporción de ácido butírico (figura 5.27).

Elefsiniotis y Oldham (1994c) explican que el ácido acético se produce a partir de carbohidratos y proteínas, así como de la oxidación anaerobia de lípidos; el ácido propiónico se obtiene principalmente de carbohidratos, aunque también de lípidos y proteínas y, que el ácido butírico se genera principalmente de proteínas y lípidos. Aunque Gaudy y Gaudy (1980) mencionan que es posible obtener ácido butírico a partir de carbohidratos al activarse la vía del ácido pirúvico.

Para pH de 5.5, 6.0 y 6.5 se detectaron concentraciones menores de 10 mg/l de AGV correspondientes a los ácidos butírico e isovalérico (figura 5.27). Además, con pH de 5.5 también se detectó ácido valérico. Por lo tanto, a pH menores no sólo se favoreció la producción de propionil-CoA (metabolito de la vía metabólica del ácido propiónico), sino que, también se dieron las condiciones para su reacción con acetil-CoA (precursor del ácido acético) y así obtener AGV de 5 carbonos. Además de que se presentaron reacciones de unión de dos moléculas de acetil-CoA (vía de los ácidos acético-butírico) para producir AGV de 4 carbonos (Rojas-Rosas, *et al.*, 2003).

Los valores promedio de las concentraciones totales de AGV para los periodos con distintos valores de pH se muestran en la tabla 5.4; el comportamiento obtenido de que la producción de AGV totales incrementa al disminuir el pH, muestra una tendencia hacia los

resultados de Elefsiniotis y Oldham (1994c), en que la concentración de AGV fue mayor para pH de 5.1 que para pH de 6.1.

La escala del pH es un medio de designar la concentración real de iones H^+ (y por tanto de iones OH^-) en cualquier disolución acuosa en el intervalo de acidez entre las concentraciones 1.0 M de H^+ y 1.0 M de OH^- . Dado que el producto de las concentraciones molares de los iones H^+ y OH^- , expresado como $[H^+][OH^-]$, es igual a $1 \cdot 10^{-14}$, después de aplicar logaritmos y sus negativos, en ambos miembros de la igualdad, se obtiene:

$$1 \cdot 10^{-14} = [H^+][OH^-]$$

$$\log(1 \cdot 10^{-14}) = \log([H^+][OH^-])$$

$$-\log(1 \cdot 10^{-14}) = -(\log[H^+] + \log[OH^-])$$

al considerar que el potencial hidrógeno, definido como pH, es igual a: $(-\log[H^+])$ se obtiene el negativo del logaritmo, es decir, el valor negativo del exponente al cual hay que elevar la base diez para obtener la concentración de los iones hidrógeno, de tal forma que,

$$14 = pH + pOH$$

Para agua y disoluciones acuosas neutras (25°C), el pH resulta ser igual que el pOH, por lo tanto el pH es igual a 7, equivalente a una concentración de $1 \cdot 10^{-7}$ M de H^+ . Cuando dos disoluciones difieren en su pH en una unidad significa que una disolución posee una concentración de iones hidrógeno diez veces superior a la otra.

Las fracciones de los diferentes AGV, como DQO, con respecto a las concentraciones totales de AGV, como DQO, se muestran en la tabla 5.4. En esta investigación la fracción de ácido acético con respecto a AGV total no se mantuvo al disminuir el pH, como sucedió con Elefsiniotis y Oldham (1994c) quienes obtuvieron una fracción igual a 0.45.

Tabla 5.4. Promedios de las proporciones de las especies producidas de AGV, como DQO, con respecto a la producción total de AGV, como DQO.

pH	AGV total efluente ($\frac{mg\ DQO}{l}$)	Ac. acético $\frac{AGV_{total}}{AGV_{total}}$ ($\frac{mg\ DQO}{mg\ DQO}$)	Ac. propiónico $\frac{AGV_{total}}{AGV_{total}}$ ($\frac{mg\ DQO}{mg\ DQO}$)	Ac. butírico $\frac{AGV_{total}}{AGV_{total}}$ ($\frac{mg\ DQO}{mg\ DQO}$)	Ac. isovalérico $\frac{AGV_{total}}{AGV_{total}}$ ($\frac{mg\ DQO}{mg\ DQO}$)	Ac. valérico $\frac{AGV_{total}}{AGV_{total}}$ ($\frac{mg\ DQO}{mg\ DQO}$)
7.5	113 ± 45	0.65 ± 0.09	0.35 ± 0.09	0.00	0.00	0.00
7.0	118 ± 33	0.66 ± 0.06	0.34 ± 0.06	0.00	0.00	0.00
6.5	117 ± 32	0.54 ± 0.04	0.42 ± 0.04	0.02 ± 0.02	0.02 ± 0.02	0.00
6.0	130 ± 40	0.55 ± 0.07	0.35 ± 0.04	0.09 ± 0.06	0.01 ± 0.02	0.00
5.5	139 ± 8	0.45 ± 0.04	0.45 ± 0.02	0.04 ± 0.01	0.04 ± 0.01	0.02 ± 0.02

La relación entre ácido acético y AGV total a distintos pH resultó ser proporcional a los valores de pH. El comportamiento de la proporción de ácido propiónico con respecto a

AGV totales fue similar al de Elefsiniotis y Oldham (1994c), en el presente trabajo la mayor fracción de ácido propiónico con respecto a los AGV totales fue para pH de 5.5.

La mayor fracción de DQO total transformada a AGV se obtuvo para un valor de pH igual a 5.5 (figura 5.28), lo cual corresponde al período de pH con mayor producción de AGV de 3 o más carbonos (figura 5.27). Con valores de 7.0 y 7.5 para el pH, se incrementó la proporción de ácido acético en la producción total de AGV (tabla 5.4), pero no se propició un mayor grado de acidificación del material orgánico del influente.

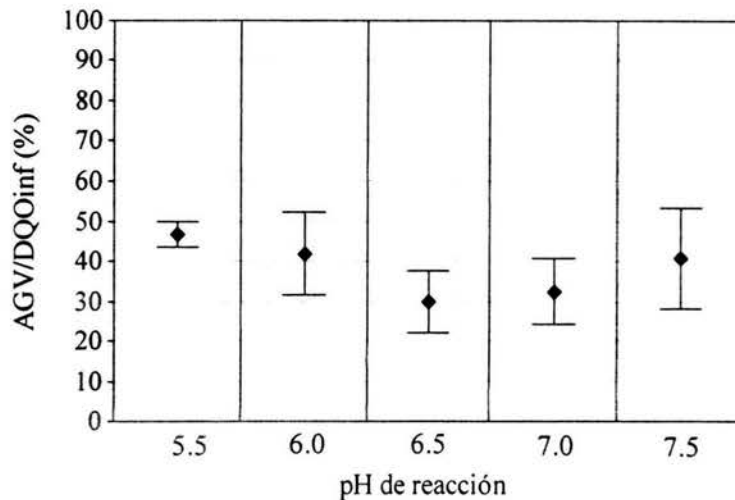


Figura 5.28. Intervalos de confianza al 95% para los valores medios del grado de acidificación a distintos valores de pH.

5.3.2.6 Temperatura

La temperatura del influente presentó una media de 20.6°C con una desviación estándar de 0.65°C. En el efluente la temperatura media se incrementó y presentó un valor medio de 22.6°C y una desviación estándar de 0.5°C. En el aumento de la temperatura de influente a efluente debe considerarse que para el mezclado se utilizó una bomba centrífuga de recirculación lo cual transfiere calor durante el paso de la mezcla de agua residual y sólidos.

5.3.3 DQO soluble y AGV en ciclos representativos

En la tabla 4.1 (p.29) se definieron las duraciones de cada etapa de los ciclos del reactor discontinuo (llenado, reacción anaerobia, reposo y vaciado) con una duración total de 8 horas por ciclo. Los ciclos que se tomaron como representativos corresponden a los que iniciaron a las 9:00 horas del día miércoles de la segunda semana de experimentación.

En la figura 5.29 se muestran las curvas de DQO soluble y AGV a lo largo de los ciclos con diferentes valores de pH. Los valores de DQO soluble y AGV medidos a tiempo cero corresponden a los valores del influente. De acuerdo a tabla 4.4 (p.30), se realizaron tomas de muestras puntuales en el licor mezclado a cada media hora, la primera muestra (30 minutos) corresponde al final del llenado e inicio de la reacción anaerobia, salvo para pH de 6.0, en el resto de los ensayos se obtuvo para este tiempo, el mínimo valor de DQO soluble en el licor mezclado.

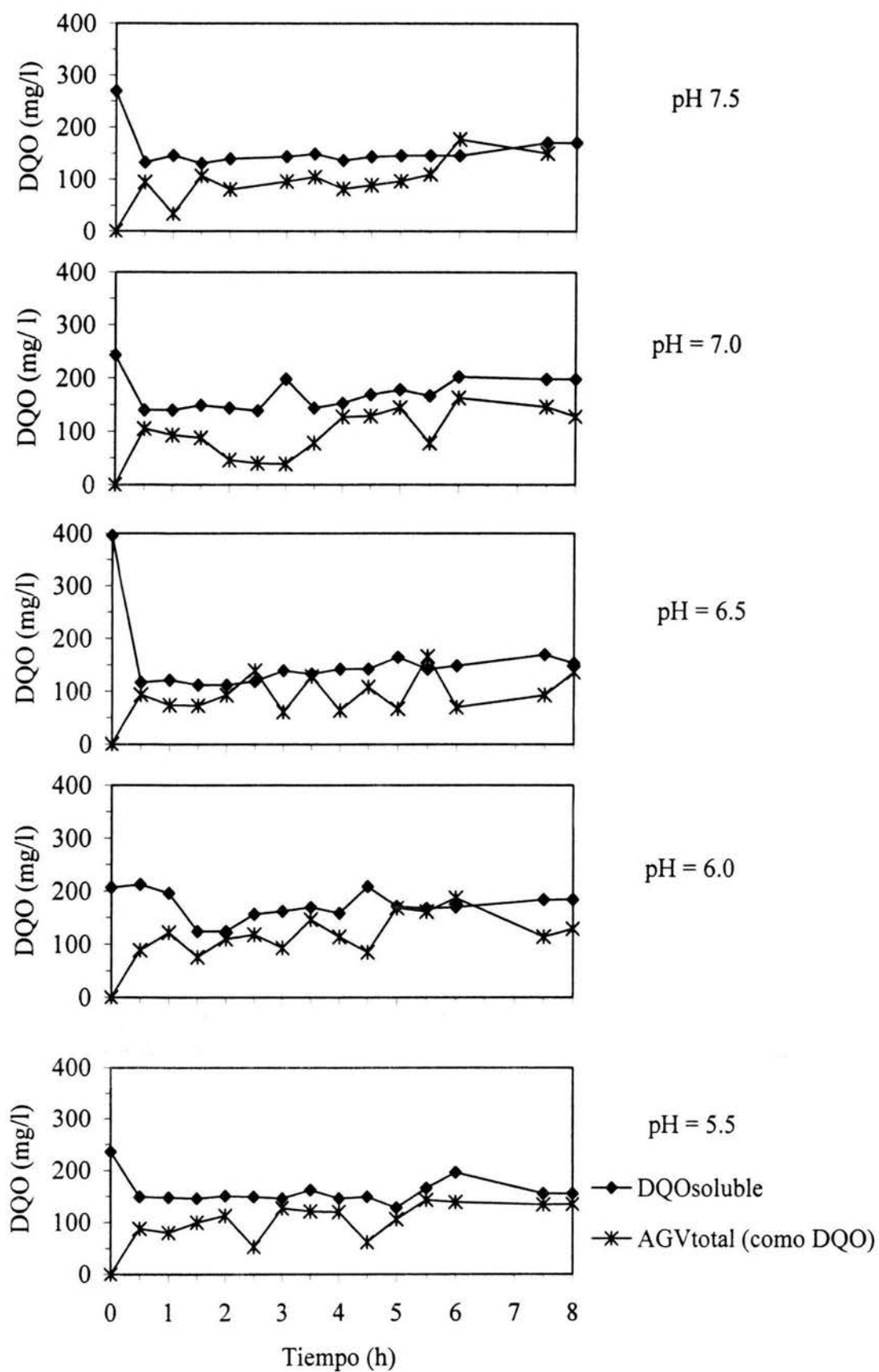


Figura 5.29. DQO soluble y AGV a distintos valores de pH (CO = cte y T = cte).

Para cualquier valor de pH (figura 5.29), a partir de los 90 minutos de reacción se inicia la producción neta de DQO soluble que, al calcular sus pendientes promedio y dividirse entre los SST del licor mezclado, se obtienen las tasas específicas de producción de DQO soluble (tabla 5.5).

Los valores calculados para las tasas específicas de producción de DQO soluble no presentan una relación con los distintos valores de pH.

Para valores de pH iguales a 5.5 y 7.5 se obtuvieron las tasas menores (105 gDQO/kgSST·d).

Para pH de 6.0, 6.5 y 7.0 las tasas específicas de solubilización fueron 215, 165 y 190 gDQO/kgSSS·d, respectivamente. Es decir, mediante el control de pH se lograron superar las tasas específicas de solubilización obtenidas para las distintas cargas orgánicas, cuando no hubo control de pH.

Tabla 5.5. Tasas promedio de producción específica de DQO soluble durante ciclos con distintos valores de pH.

pH de reacción	Tasa específica de solubilización (gDQOsol/kgSST·d)
7.5	105 ± 35
7.0	190 ± 70
6.5	165 ± 30
6.0	215 ± 15
5.5	105 ± 100

Bajo los distintos valores de pH siempre predominó el ácido acético y, en segundo lugar, el ácido propiónico (figura 5.30). Estas dos especies de AGV son las únicas que se producen para pH de 7.0 y 7.5, bajo las condiciones de este experimento.

A pH de 6.5 aparecen en un par de muestras puntuales, hacia el final del ciclo, los ácidos butírico e isovalérico en concentraciones muy pequeñas.

Para pH de 6.0 la producción de ácido butírico logra sostenerse a lo largo del ciclo de acidificación en un tercer lugar con respecto a los ácidos acético y propiónico, y el ácido isovalérico se obtiene en pequeña cantidad a los 360 minutos.

Cuando el pH es de 5.5, disminuye la concentración de ácido butírico y, ahora, su presencia es esporádica, la cual coincide con las mediciones de ácido isovalérico, que se detecta en más muestras que para cualquier otro valor de pH, y en la medición a los 360 minutos se obtiene ácido valérico.

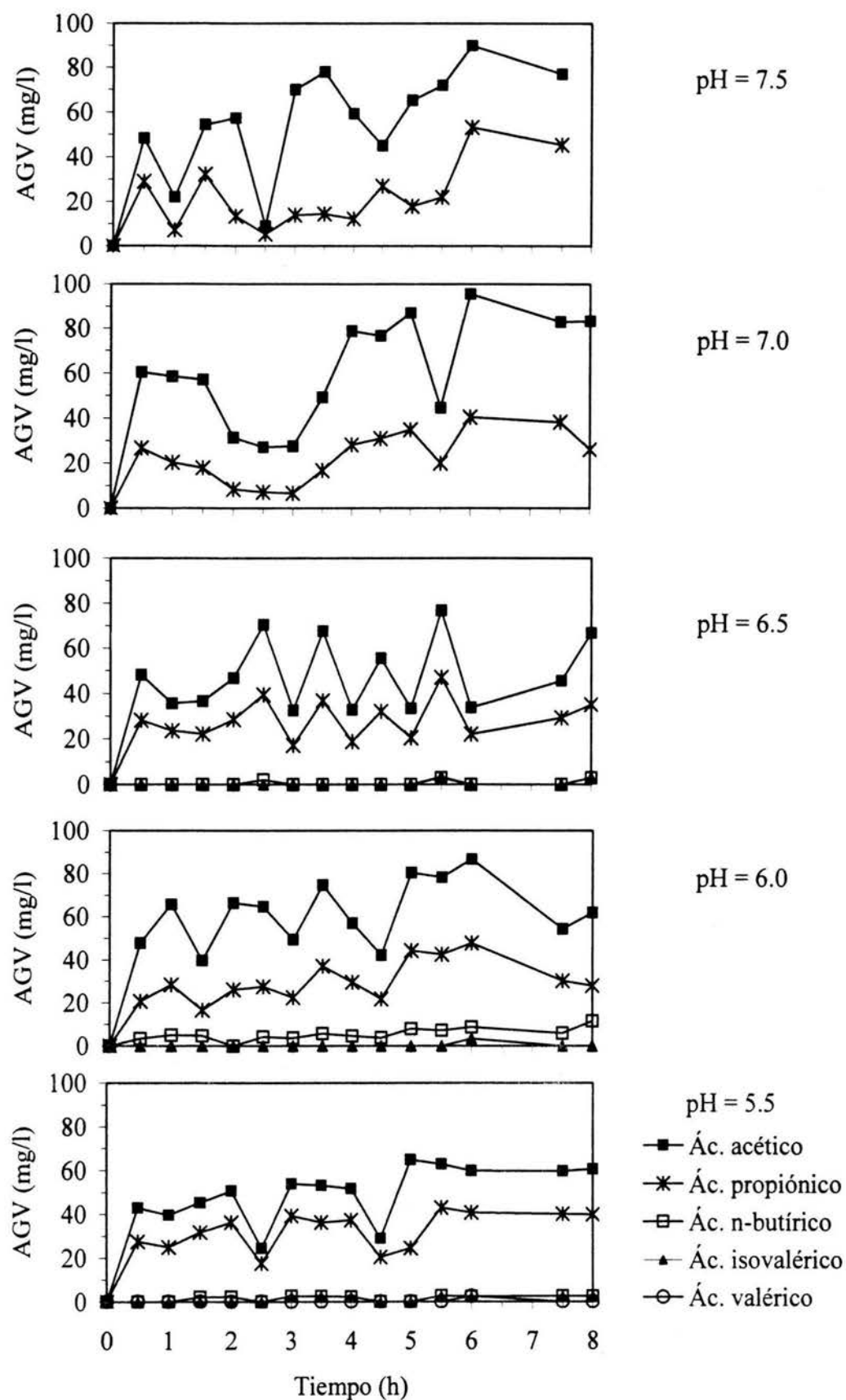


Figura 5.30. Producción de especies de AGV a distintos valores de pH (CO = cte y T = cte).

5.4 Efectos de la temperatura en la acidificación

5.4.1 Arranque y estabilización

A partir de la expresión de carga orgánica (ecuación 4.1) y con los datos de concentración promedio de DQO total de 320 mg/l y volúmenes de 1330 y 455 litros para llenado y sedimentación de sólidos, respectivamente, se determina el intervalo de valores para SST a mantener en el sistema, esto con el fin de operar el sistema SBR dentro del intervalo de CO de 0.60 a 0.75 kgDQO/kgSST·d, seleccionado en la etapa experimental con distintas CO. El requerimiento es mantener la concentración de sólidos suspendidos en el reactor entre 950 y 1190 mgSST/l.

En la tabla 4.7 (p.33) se presentan los promedios para los parámetros de DQO total influente, SST en el reactor y CO bajo distintas temperaturas. Con objeto de ampliar el intervalo de temperatura se incluyeron dos de los ensayos de la etapa bajo distintas CO (ver inciso 5.2.1, p. 37). Estos dos experimentos representan la temperatura de $17\pm 0.1^\circ\text{C}$, que se obtuvo como promedio para las CO de 0.62 y 0.72 kgDQO/kgSST·d.

La primera temperatura de experimentación, $22\pm 0.5^\circ\text{C}$, se logró sin control externo ya que se permitió que el sistema se estabilizara con la temperatura ambiente y las condiciones del agua residual influente, que corresponde al periodo de 22°C en la figura 5.31. Para el control de la temperatura, se puso en operación una resistencia eléctrica de calentamiento y la temperatura promedio de este nuevo periodo fue de $24\pm 0.7^\circ\text{C}$. Entre los periodos de 22 y 24°C se observa un pico de 30°C que muestra un periodo de ajuste en la resistencia eléctrica. Posteriormente, se sumó una segunda resistencia y se obtuvo una temperatura promedio de $28\pm 0.4^\circ\text{C}$. Entre los periodos de 24 y 28°C se observa un intervalo de transición de la temperatura. Mediante el control del termostato se lograron dos periodos más, con temperaturas medias de 30 ± 0.9 y $31\pm 1.0^\circ\text{C}$. Entre estos dos últimos periodos se observa que hubo problemas para estabilizar la temperatura hasta finalmente conseguir 31°C como la temperatura media máxima.

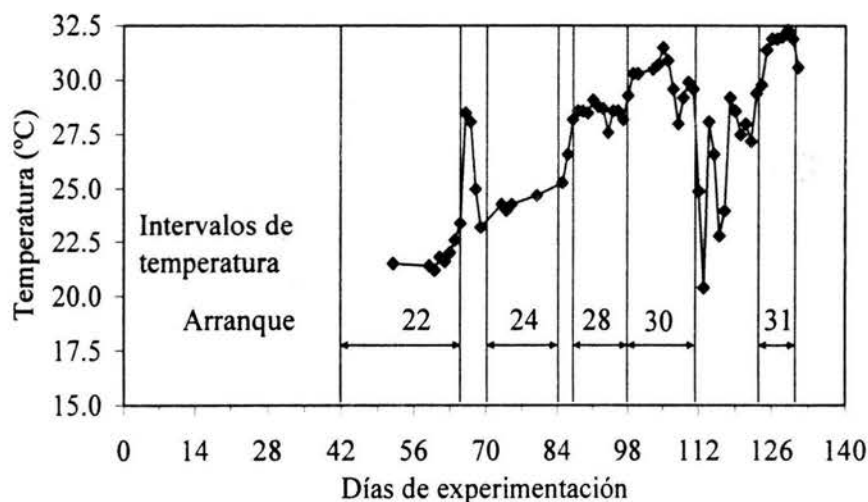


Figura 5.31. Temperaturas durante la experimentación.

Los cambios de temperatura del día a la noche se amortiguaron mediante la instalación de una cubierta de “unicel”. Las temperaturas medias en el reactor se controlaron mediante ajustes en el termostato al cual se conectó el electrodo de temperatura. Los intervalos de confianza al 95% para las temperaturas medias en el licor mezclado, se muestran en la figura 5.32, en la cual se observa que se obtuvo una varianza reducida en los datos para los distintos intervalos de temperatura con que se experimentó.

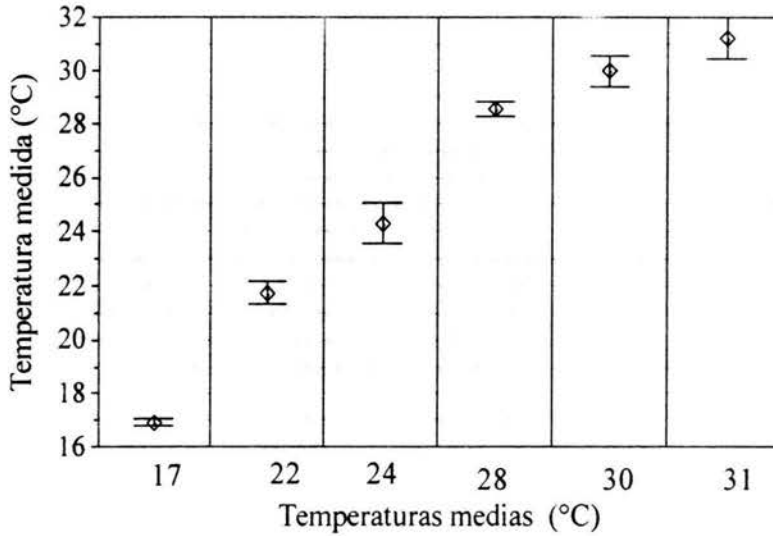


Figura 5.32. Intervalos de confianza al 95% para las temperaturas medias en el licor mezclado del reactor discontinuo.

5.4.2 Parámetros de operación

5.4.2.1 Carga orgánica (CO)

El ajuste en la CO se logró mediante el control de los SST en el licor mezclado, a través de las purgas de lodo del reactor; al final de esta etapa experimental se obtuvo una concentración media de $1,090 \pm 375$ mgSST/l (figura 5.33).

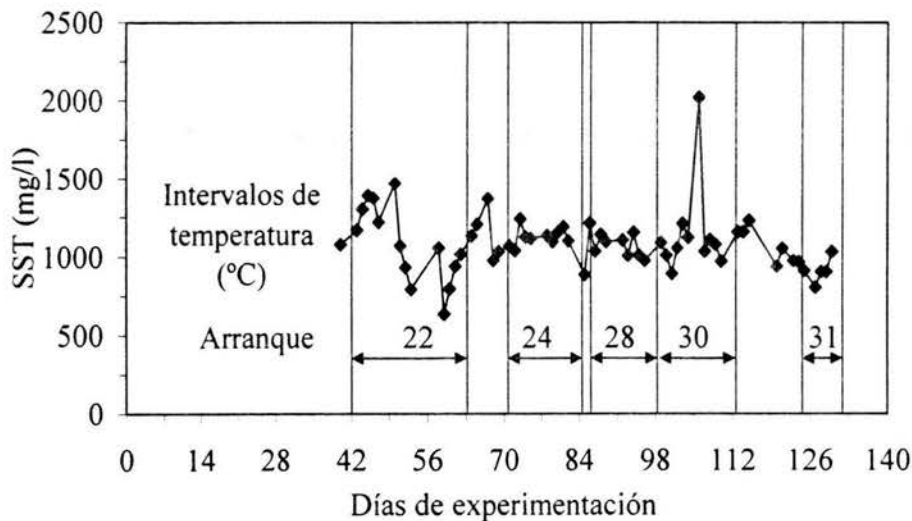


Figura 5.33. SST en el reactor con distintas temperaturas.

Para el periodo de 22°C corresponde la mayor variación de SST en el reactor; a partir del periodo de 24°C la concentración de SST se mantuvo con una media de 1090 mgSST/l, pero la desviación estándar disminuyó a 175 mgSST/l.

Mediante la adición del complemento alimenticio en el influente se logró mantener la DQO total en un valor medio de 305±47 mg/l (figura 5.34). En la figura 5.34 se presentan los intervalos de confianza al 95% para las medias de CO con las distintas temperaturas, se puede observar que para 22°C corresponde la mayor varianza de los datos de CO, que a su vez se debió a la mayor variación de los SST del licor mezclado (figura 5.33).

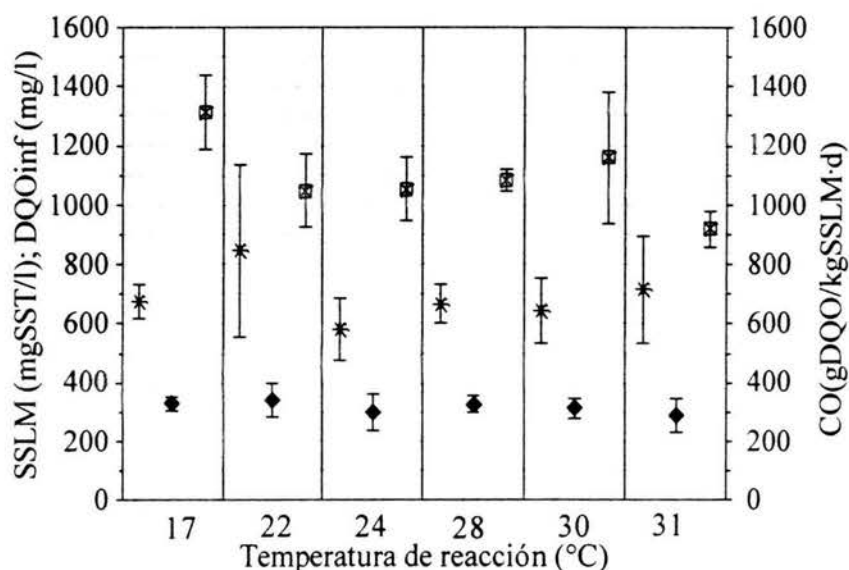


Figura 5.34. Intervalos de confianza al 95% para las medias de SSLM, DQO influente y CO a distintas temperaturas.

Los valores medios de carga orgánica para las distintas temperaturas se muestran en la tabla 4.7 (p.33), en donde se aprecia una mayor desviación estándar de los datos para la temperatura de 22°C. El promedio para el experimento con distintas temperaturas fue de 0.69±0.13 kgDQO/kgSST·d.

5.4.2.2 Sólidos suspendidos

Al tratarse de una agua residual municipal se tienen altas variaciones de los SST en el influente, una media máxima de 120 mgSST/l cuando se experimentó con 24°C y una media mínima de 70 mgSST/l para 31°C (figura 5.35). La altura de la barra representa el intervalo de confianza al 95% para las medias de SST, a 28 y 30°C los datos presentan su mayor varianza. En el efluente se obtuvieron valores medios de SST entre 70 y 85 mgSST/l. Las remociones nulas de SST para temperaturas de 30 y 31°C pueden atribuirse a la disminución que sufrieron los SST del influente.

Al realizar el balance de SST para el sistema por lotes (ecuación 5.1, p.40) se tiene que, el gasto másico de SST que escapan en efluente más purga supera al gasto másico de SST influente solamente para la temperatura media de 17°C, en cambio para 22°C o más, el balance de SST deja de ser a favor de una tasa de hidrólisis para favorecer la reproducción

celular (figura 5.36). A mayor temperatura se incrementó la actividad enzimática y con ello las reacciones anabólicas para síntesis de componentes celulares.

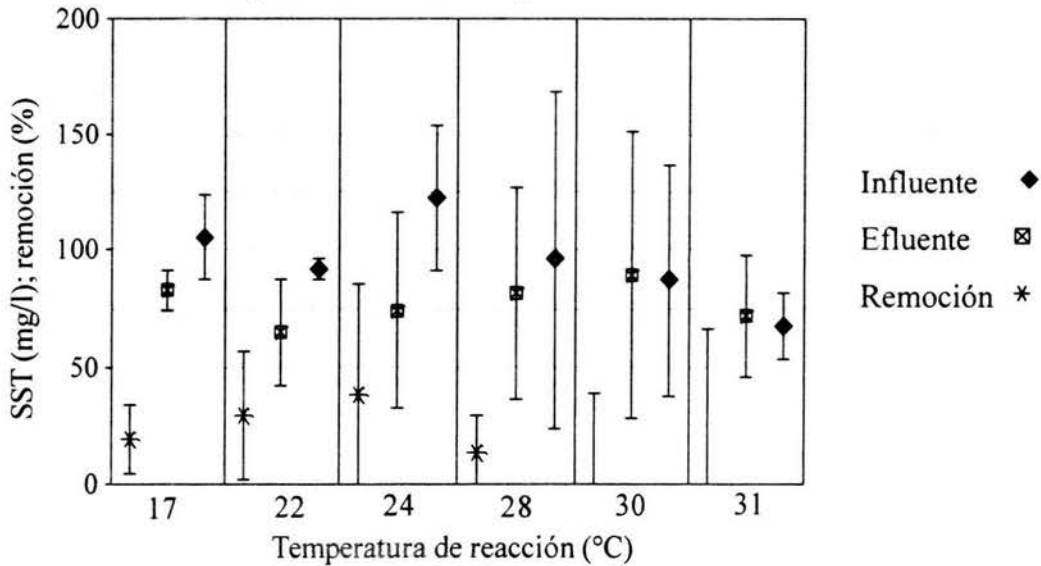


Figura 5.35. Intervalos de confianza al 95% para los valores medios de SST en influente y efluente y porcentaje de remoción de SST a distintas temperaturas.

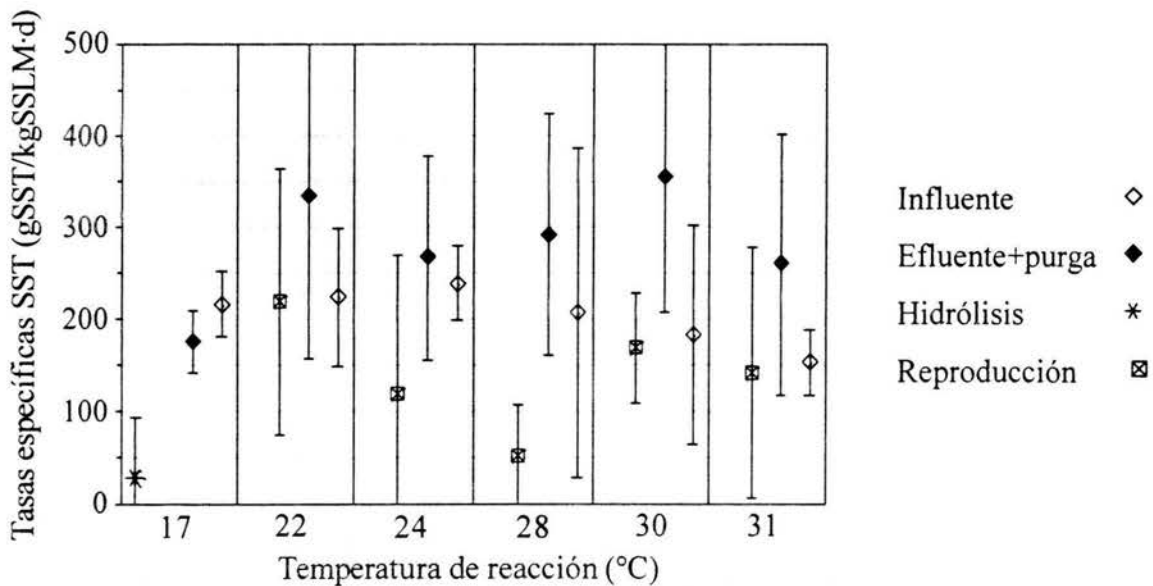


Figura 5.36. Intervalos de confianza al 95% para las medias correspondientes a las tasas específicas de SST en influente y efluente más purga y de hidrólisis de SST o reproducción.

En la figura 5.37 se aprecia el comportamiento del IVL para las distintas temperaturas medias. Se aprecia que para cualquier temperatura experimentada el IVL medio se mantuvo por debajo de 90 ml/gSST, lo cual es un indicador de sólidos con características adecuadas para sedimentar. Para 17 y 22°C se obtuvieron promedios de 50 y 45 ml/gSST, respectivamente. Para el intervalo de 24 a 31°C se obtuvieron promedios de IVL entre 65 y 85 ml/gSST. Para Banerjee *et al.* (1999) con el incremento de temperatura (22, 30 y 35°C) se disminuyó la capacidad para sedimentación de los SST. Johnson (1995) aumentó la temperatura de 20 a 45°C y se empobrecieron las características de sedimentación. En el

presente experimento la temperatura máxima fue de 31°C, y aunque se coincide en que al aumentar la temperatura se incrementó el IVL, es decir, los lodos tuvieron una densidad menor, las características de sedimentación de los sólidos no causaron problemas de separación. De acuerdo a las longitudes obtenidas para las barras al 95% se tiene que los datos presentaron una varianza pequeña.

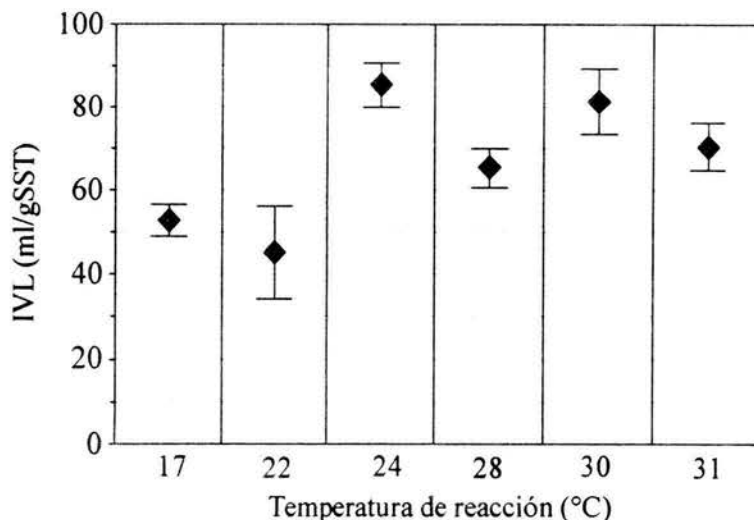


Figura 5.37. Intervalos de confianza al 95% para los valores medios del IVL durante experimentación a distintas temperaturas.

5.4.2.3 Tiempo de retención celular (TRC)

Para el periodo correspondiente a 17°C se obtuvo un TRC considerablemente mayor (6 d) que para el resto de temperaturas (figura 5.38). En el conjunto de puntos medios de TRC que se obtuvieron desde 17 hasta 31°C existe una tendencia a disminuir conforme aumenta la temperatura, esto representa la respuesta de una mayor tasa de reproducción celular observada en la figura 5.36. Para 31°C se obtuvo un TRC medio de 3 días.

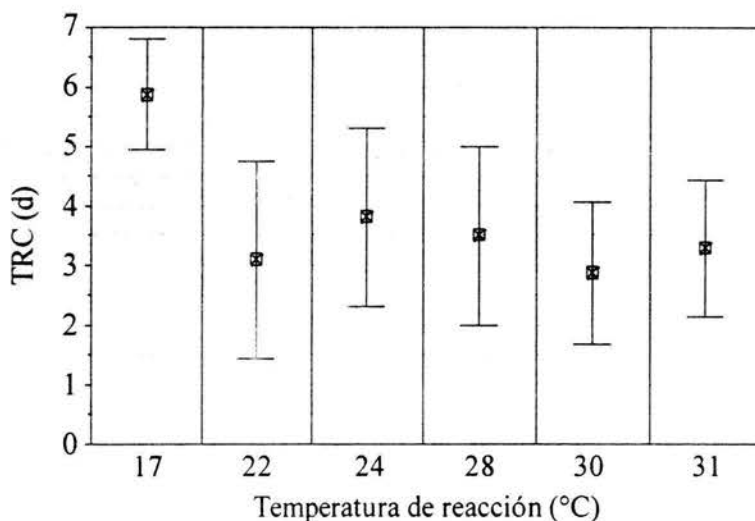


Figura 5.38. Intervalos de confianza al 95% para las medias de los tiempos de retención celular con distintas temperaturas.

5.4.2.4 DQO total y soluble

Cha *et al.* (1997) apoyan el trabajo de Zhang y Noike (1991), quienes sostienen que la digestión o degradación anaerobia presenta mayor eficiencia cuando se tienen instalaciones para controlar las condiciones de crecimiento de las poblaciones participantes (acidogénica y metanogénica). Sin embargo, consideran que para incrementar la eficiencia de la digestión en dos fases, es necesario conocer el comportamiento de los productos de las reacciones de acidogénesis anaerobia ante cambios de temperatura.

Los valores medios de la DQO total influente se mantienen entre 280 y 350 mg/l, mientras que los valores de DQO total efluente presentaron valores entre 220 y 270 mg/l (figura 5.39). La remoción de DQO no presenta cambios significativos para las distintas temperaturas, y sus valores varían entre 20 y 30%.

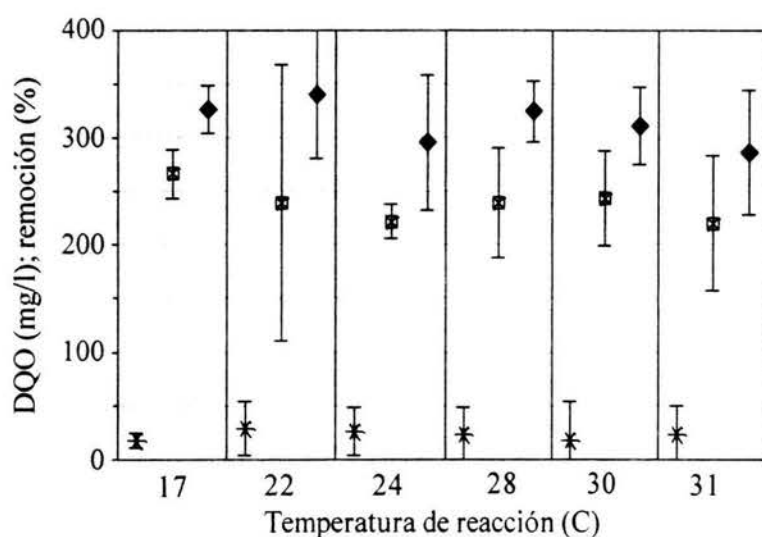


Figura 5.39. Intervalos de confianza al 95% para los promedios de DQO total influente y efluente y sus porcentajes de remoción a distintas temperaturas.

Los valores medios para el influente de DQO soluble varían entre 220 y 260 mg/l, en el efluente se presentan valores entre 145 y 190 mg/l (figura 5.40). Los porcentajes de remoción varían desde 25 hasta 35% sin presentar un comportamiento definido por influencia de la temperatura. Tanto para DQO total como soluble los intervalos de confianza para los porcentajes de remoción son demasiado amplios (0-50%). Como para deducir algo de estos datos.

5.4.2.5 Producción de AGV

Aunque en la figura 5.41 se aprecia que al incrementar la temperatura se detectaron especies de AGV de cuatro y cinco carbonos, su proporción fue muy pequeña con respecto a las dos especies predominantes: ácidos acético y propiónico, de los cuales el ácido acético siempre predominó. Es de resaltar que entre 22 y 31°C la producción de los ácidos acético y propiónico aumenta con la temperatura. El caso de 17°C se sale del comportamiento al obtenerse las máximas concentraciones de los ácidos acético y propiónico.

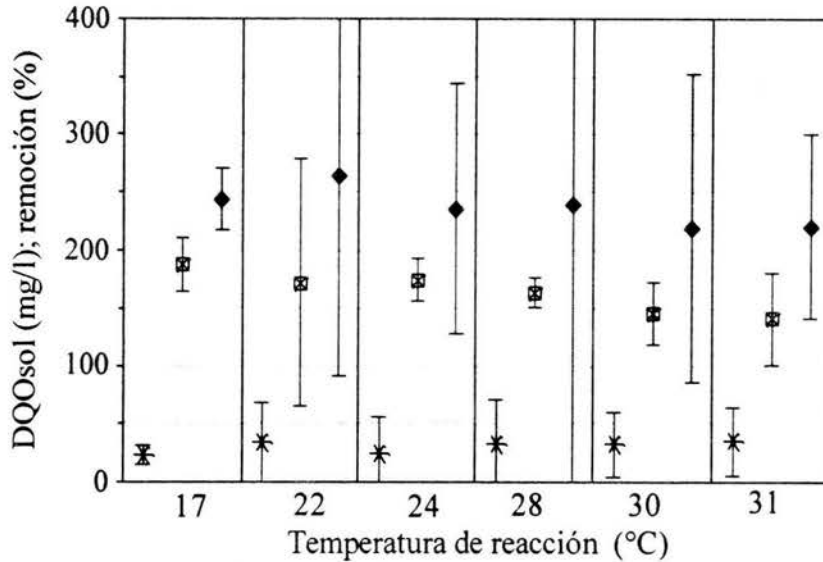


Figura 5.40. Intervalos de confianza al 95% para los promedios de DQO soluble influyente y efluente y sus porcentajes de remoción a distintas temperaturas.

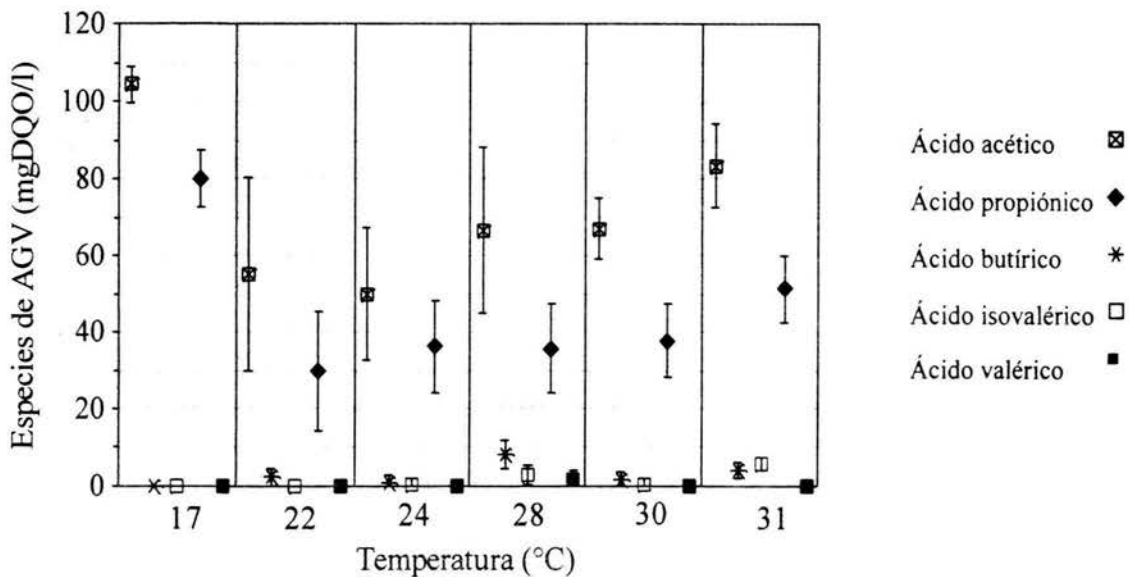


Figura 5.41. Intervalos de confianza al 95% para los valores medios de las especies producidas de AGV a distintas temperaturas de reacción.

En la tabla 5.6 se observa que la fracción producida de ácido propiónico disminuye a 35% del total de AGV al aumentar la temperatura, y que la producción del ácido butírico se favoreció a mayores temperaturas. La temperatura menor (17°C) favoreció más la producción de ácido propiónico (tabla 5.6) y anuló la capacidad enzimática de producción de ácidos butírico, isovalérico y valérico. Temperaturas de 28°C o mayores favorecieron la producción, aunque mínima, de ácido isovalérico. Esto es, los incrementos de temperatura favorecieron la unión de una molécula de acetilCoa con una de propionilCoA para la producción del ácido isovalérico. La producción de ácido acético con respecto al total de AGV mantuvo su porcentaje con respecto a los AGV totales.

Tabla 5.6. Fracciones de las especies indicadas de AGV con respecto al total de AGV.

T (°C)	AGV total efluente $\left(\frac{\text{mg DQO}}{\text{l}}\right)$	Ac. acético $\frac{\text{AGVtotal}}{\text{AGVtotal}}$ $\left(\frac{\text{mg DQO}}{\text{mg DQO}}\right)$	Ac. propiónico $\frac{\text{AGVtotal}}{\text{AGVtotal}}$ $\left(\frac{\text{mg DQO}}{\text{mg DQO}}\right)$	Ac. butírico $\frac{\text{AGVtotal}}{\text{AGVtotal}}$ $\left(\frac{\text{mg DQO}}{\text{mg DQO}}\right)$	Ac. isovalérico $\frac{\text{AGVtotal}}{\text{AGVtotal}}$ $\left(\frac{\text{mg DQO}}{\text{mg DQO}}\right)$	Ac. valérico $\frac{\text{AGVtotal}}{\text{AGVtotal}}$ $\left(\frac{\text{mg DQO}}{\text{mg DQO}}\right)$
17	185 ± 11	0.57 ± 0.03	0.43 ± 0.03	0.00	0.00	0.00
22	88 ± 56	0.65 ± 0.04	0.33 ± 0.03	0.02 ± 0.02	0.00	0.00
24	88 ± 36	0.57 ± 0.05	0.42 ± 0.05	0.01 ± 0.02	0.00	0.00
28	115 ± 52	0.58 ± 0.04	0.32 ± 0.03	0.07 ± 0.03	0.02 ± 0.02	0.01 ± 0.02
30	107 ± 21	0.64 ± 0.01	0.35 ± 0.06	0.01 ± 0.02	0.00 ± 0.01	0.00
31	145 ± 29	0.58 ± 0.03	0.35 ± 0.02	0.03 ± 0.02	0.04 ± 0.01	0.00

Cha *et al.* (1997) obtuvieron mayor proporción de ácido butírico al incrementar la temperatura, lo cual indica que la actividad de los organismos productores de ácido butírico se favoreció con el aumento de la temperatura y además, por una alta cantidad de carbohidratos (Banerjee *et al.*, 1999). De acuerdo a lo anterior, en el presente trabajo la cantidad de sustrato (DQO soluble media de 230 mg/l) no fue suficiente para favorecer una mayor producción de ácido butírico, que a su vez permitió observar la influencia de la temperatura de reacción y aislar el intervalo de influencia de la temperatura para reacciones de unión de dos moléculas de acetilCoA para obtención de ácido butírico.

Para el análisis del grado de acidificación obtenido a distintas temperaturas, el experimento con 17°C hay que separarlo dado que, en éste se obtuvo una acidificación media del 54% de la DQO total influente, equiparable al porcentaje obtenido para 31°C (figura 5.42). A partir de que se utiliza la temperatura de 22°C, en que se alcanza un grado de acidificación medio del 30%, este porcentaje de acidificación se vuelve directamente proporcional a la temperatura. Banerjee *et al.* (1999) concluyen que la mejor temperatura para acidificación de su material orgánico es 30°C.

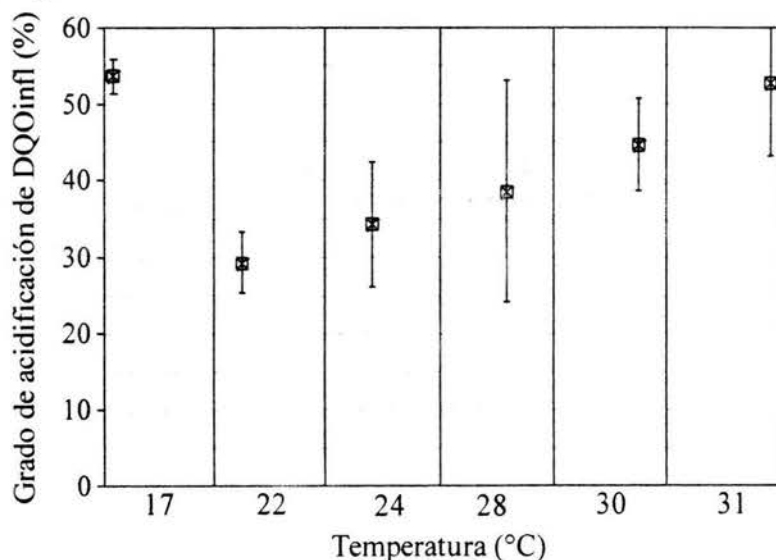


Figura 5.42. Intervalos de confianza al 95% para la media del grado de acidificación a diferentes temperaturas.

5.4.2.6 Valores de pH

Debido a las características del agua residual cruda el pH en el influente se mantuvo en un valor medio de 7.2 y una desviación estándar de 0.36. Durante los ciclos de producción de AGV se obtuvieron en el efluente valores de pH con una variación de 6.2 ± 0.13 , los cuales se establecieron por las condiciones del proceso biológico sin que se agregaran álcalis o ácidos minerales.

5.4.3 DQO soluble y AGV en ciclos representativos

Durante los ciclos seleccionados como representativos en la segunda semana de operar bajo la misma temperatura, se tomaron muestras puntuales para determinaciones de DQO soluble y AGV, los valores obtenidos se muestran en la figura 5.43.

El tiempo cero corresponde a la DQO soluble del influente, con una aportación nula de AGV.

La DQO soluble sufre una disminución en la primera media hora, lo cual se debe a la dilución del influente con el volumen remanente del ciclo anterior y a la absorción de material soluble hacia los flóculos que forman los microorganismos. Durante este intervalo de tiempo se inicia la producción de AGV, tal como se observa en la figura 5.43.

De los 30 a los 60 minutos todavía predomina la remoción de DQO soluble del medio líquido, a la vez que continúa la producción de AGV.

A partir de los 60 minutos prácticamente en todos los casos ya no se tiene una remoción de DQO soluble, sino más bien se alcanza a visualizar un aumento en sus valores.

Prácticamente toda la DQO soluble que se tiene en el medio hacia el final de los ciclos, corresponde a los AGV producidos, lo cual se observa cuando se unen ambas curvas (figura 5.43), es decir, una causa de que no se produzcan más AGV podría ser que la DQO soluble obtenida por hidrólisis limita el proceso.

Si en los ciclos con distintas temperaturas, se calculan las tasas específicas de producción de DQO soluble que se tienen durante la reacción, es decir, a partir de los 120 minutos, se obtiene que la rapidez específica de producción de DQO soluble tiende a incrementar con la temperatura, desde una media mínima de $60 \text{ gDQO}_{\text{sol}}/\text{kgSST}\cdot\text{d}$ para 17°C , hasta una máxima de $200 \text{ gDQO}_{\text{sol}}/\text{kgSST}\cdot\text{d}$ para 31°C (figura 5.44). Los datos presentan una varianza alta, lo cual requiere de más información para cerrar los intervalos de confianza.

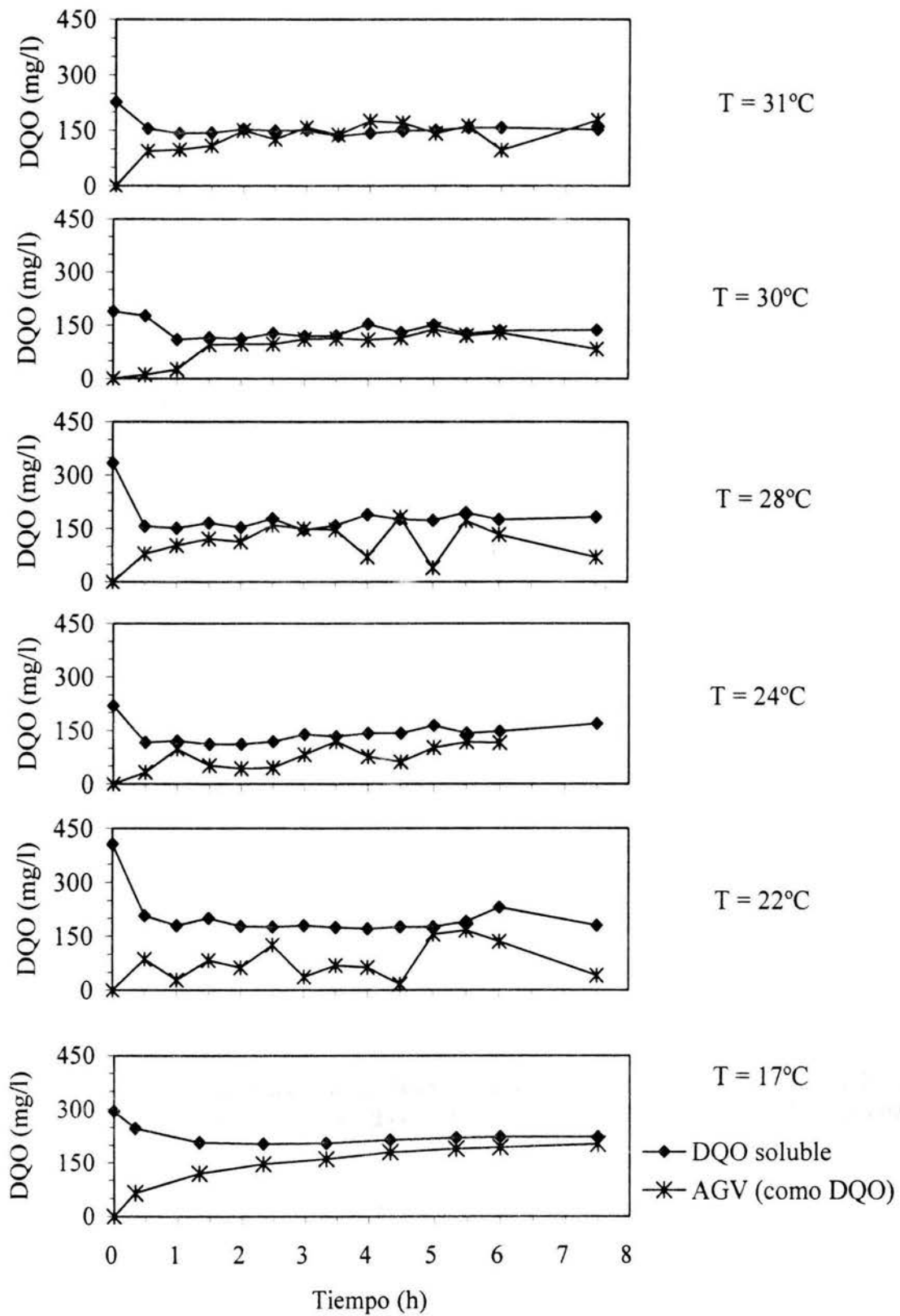


Figura 5.43. DQO soluble y AGV a distintas temperaturas (CO = cte y pH = cte).

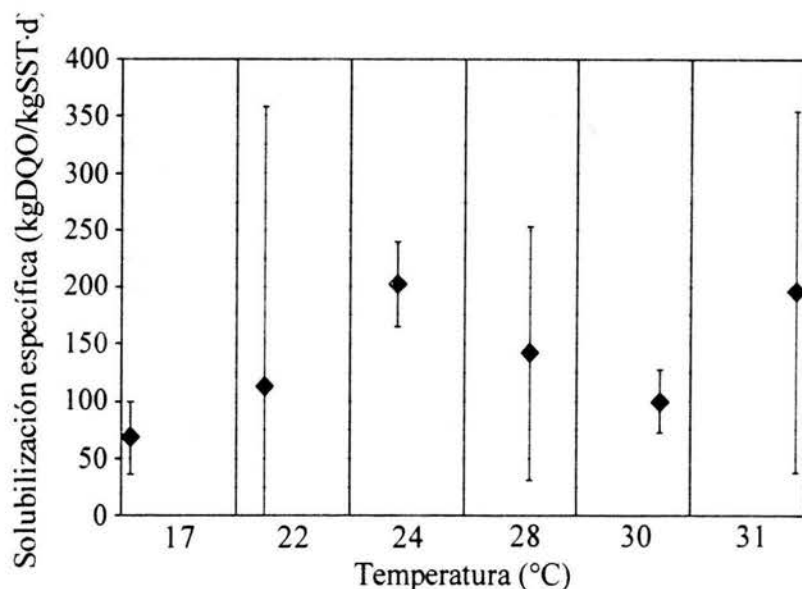


Figura 5.44. Intervalos de confianza para las producciones específicas media de DQO soluble a distintas temperaturas.

Los datos obtenidos de las especies de AGV producidas durante los ciclos a distintas temperaturas se muestran en la figura 5.45.

Al inicio de los ciclos sólo se detectan los AGV correspondientes a los ácidos acético y propiónico, siempre con predominio del acético.

En el experimento de 31°C se observa un comportamiento regular de los ácidos acético y propiónico.

Con 30°C se obtuvo un comportamiento anormal al inicio del ciclo, posteriormente los valores de los ácidos predominantes, acético y propiónico, se mantuvieron relativamente constantes.

De 22 a 28°C se observa que las curvas de especies de AGV presentan las mayores variaciones de un valor a otro, con respecto al resto de los experimentos.

A medida que transcurre el tiempo de reacción en los ciclos que se operaron con temperaturas de 22°C o más, se detectan de forma esporádica y en mínimas cantidades, los ácidos butírico, isovalérico y valérico.

Esto puede ser un indicador de que a mayores temperaturas, cuando ya no hay aumento en la producción de los ácidos acético y propiónico, es cuando se activan vías metabólicas que utilizan uniones de dos moléculas de acetilCoA o una de acetilCoA y una de propionilCoA para producir ácidos de 4 o 5 carbonos, respectivamente.

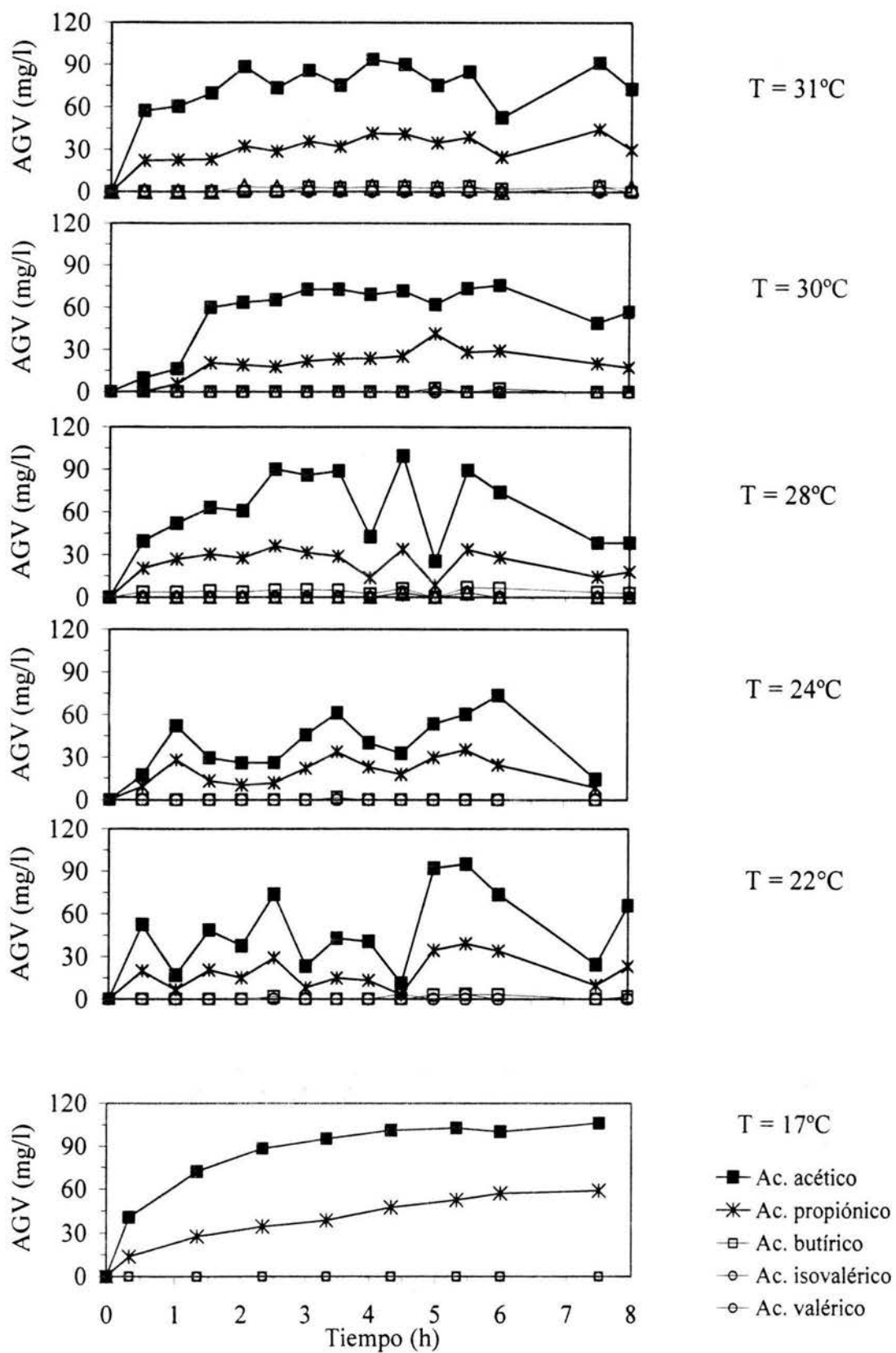


Figura 5.45. Especies de AGV a distintas temperaturas (CO = cte y pH = cte).

6. CONCLUSIONES

Las conclusiones de la presente investigación parten de que se mantuvo un TRH de 8 ocho horas a lo largo de la experimentación y de que: 1) en la etapa uno se experimentó con distintas cargas orgánicas y se mantuvieron constantes la temperatura y el pH en el licor mezclado, con promedios de $17.5 \pm 0.5^\circ\text{C}$ y 6.3 ± 0.2 , respectivamente; 2) el desarrollo de la segunda etapa experimental se hizo con distintos valores de pH y se mantuvieron constantes la CO y la temperatura, cuyos promedios en el licor mezclado fueron de 0.63 ± 0.14 kgDQO/kgSST·d y $22.6 \pm 0.5^\circ\text{C}$, respectivamente y; 3) la tercera etapa experimental se realizó con distintas temperaturas en el licor mezclado y para las variables que se mantuvieron constantes, CO y pH, los promedios fueron de 0.69 ± 0.14 kgDQO/kgSST·d y pH de 6.2 ± 0.1 , respectivamente.

- Existen condiciones específicas de CO, pH o temperatura, bajo las cuales la acumulación de sólidos en el biorreactor SBR se deben al ingreso de SST en el influente más que a la reproducción celular. A partir de balances de sólidos en el sistema del biorreactor discontinuo, para pH y temperatura constantes, para CO menor o igual que 0.62 kgDQO/kgSST·d del balance de masa se obtuvieron tasas específicas de hidrólisis que variaron entre 25 y 75 gSST/kgSST·d, mientras que para CO igual o mayor que 0.72 kgDQO/kgSST·d, se obtuvieron tasas específicas netas de reproducción celular (medida como SST) que variaron desde un mínimo de 5 gSST/kgSST·d hasta un máximo de 200 gSST/kgSST·d, al aumentar la CO a 1.30 kgDQO/kgSST·d. Con distintos valores de pH, siempre predominó la tasa específica de producción de biomasa, la cual tendió al aumento con el incremento del pH, desde 60 gSST/kgSST·d para 6.0, hasta 200 gSST/kgSST·d para 7.5. Con distintas temperaturas, sólo se obtuvo una tasa específica neta de hidrólisis para la menor temperatura (17°C) con un valor de 25 gSST/kgSST·d, temperaturas de 22°C o mayores favorecieron el predominio de la tasa específica de reproducción celular, con valores entre 50 y 220 gSST/kgSST·d. Se tiene que el biorreactor SBR, para acidificar aguas residuales municipales, puede operar como un reactor que disminuya los sólidos a la salida (balance de masa con predominio de hidrólisis) a temperaturas o cargas orgánicas bajas.
- Con distintas CO, cuando los valores de TRC fueron igual o menores que 4 días predominaron las tasas específicas de reproducción celular, sobre las de hidrólisis de SST. Con distintos valores de pH, los valores de TRC fueron menores o iguales que 3.5 días, para cualquier valor de pH siempre predominaron las tasas específicas de reproducción celular sobre las de hidrólisis. Con distintas temperaturas, al disminuir el TRC por debajo de 4 días (temperaturas mayores o iguales que 22°C) se presentaron las tasas netas de reproducción celular. Las variables que más influyen para que el biorreactor deje de ser un sistema de hidrólisis neta de SST y se transforme en uno de producción de biomasa son el aumento en la disponibilidad de sustrato (CO) y la temperatura y la adición de álcalis o ácidos minerales para control del pH.
- Condiciones específicas de CO, pH o temperatura influyeron sobre la densidad de los conglomerados que forman los organismos que se desarrollaron en el biorreactor. A menor densidad, mayor IVL (un gramo de SST sedimentado, base seca, ocupa mayor

volumen y se trata de un lodo de menor densidad). El biorreactor tipo SBR produce lodos con IVL que varían de acuerdo a las condiciones de CO, pH y temperatura. Con distintas CO el IVL disminuye desde 75 ml/gSST, para 0.27 kgDQO/kgSST·d, hasta un promedio de 54 ± 5 ml/gSST, para el intervalo 0.62-1.46 kgDQO/kgSST·d. Con distintos valores de pH, el IVL disminuye desde 100 ± 12 hasta 42 ± 8 ml/gSST al incrementar el pH desde 5.5 hasta 7.5, respectivamente, la estructura pudo modificarse a formas más compactas. Con distintas temperaturas, el IVL tiene un promedio de 48 ± 8 ml/gSST en el intervalo 17-22°C, y de 80 ± 15 ml/gSST para 24-31°C, por lo que la aglomeración de organismos en flóculos más densos no depende de que se obtengan tasas específicas más altas de reproducción celular.

- Si se comparan los valores de DQO de influente y efluente en los ciclos, y se calculan las remociones promedio bajo las distintas condiciones de CO, pH o temperatura, se obtiene que las remociones para DQO total fueron de $25 \pm 10\%$, $34 \pm 10\%$ y $24 \pm 4\%$, respectivamente. Mientras que, para DQO soluble, fueron de $29 \pm 10\%$, $34 \pm 8\%$ y $30 \pm 5\%$, respectivamente. Solamente bajo distintos valores de pH, se presentó una remoción media de DQO total que no fuera menor que la remoción de DQO soluble.
- Si el grado de acidificación se define como la fracción de materia orgánica del influente, medida como DQO total, que es transformada en AGV, se tiene que bajo distintas CO, el mayor promedio de acidificación, 0.55 ± 0.02 , se obtuvo para el intervalo 0.62-0.72 kgDQO/kgSST·d, que corresponde al intervalo de CO en que se dio la transición de un proceso de hidrólisis neta a uno de en que predominó la reproducción celular. Con distintos valores de pH, se tiene que el grado de acidificación tiende a disminuir con el aumento del pH, se obtuvo una acidificación de 0.45 ± 0.06 para 6, que disminuyó hasta 0.40 ± 0.12 para pH de 7.5. Con distintas temperaturas, aunque para 17°C se obtuvo el máximo grado de acidificación, 0.53 ± 0.05 , se tiene que el grado de acidificación se incrementó de forma directamente proporcional a la temperatura para el intervalo de 22 a 31°C, con valores de 0.29 ± 0.08 y 0.52 ± 0.20 , respectivamente.
- Para distintas CO, aún con un intervalo de valores de TRC entre 2 y 17 días, solo se dieron las condiciones para activar las vías metabólicas hacia los ácidos acético y propiónico. Para TRC por encima de 6 días (CO menores que 0.48 kgDQO/kgSST·d) se tuvo una disminución en la proporción de ácido propiónico con respecto a los AGV totales, a un promedio mínimo de 22%, en peso. Con distintos valores de pH, en que el TRC siempre fue menor o igual que 3.5 días, para pH menor o igual que 6.5 aumentó la actividad hacia las vías metabólicas del ácido propiónico y se produjeron en menor escala, los ácidos butírico, isovalérico y valérico. Con distintas temperaturas, su aumento propició una mayor proporción de los ácidos propiónico, butírico, isovalérico y valérico, con una disminución en la fracción de ácido acético con respecto al total de AGV. La mayor disponibilidad de sustrato al incrementar la CO no favoreció la obtención de ácido butírico, como sucede en otros trabajos al incrementar la concentración de materia orgánica; valores ácidos de pH o incrementos en la temperatura activan las vías hacia ácidos butírico e isovalérico. Independientemente de

los valores de las variables de operación, los AGV predominantes fueron acético y propiónico, siendo siempre superior la concentración del ácido acético.

- En el biorreactor discontinuo utilizado para producción de AGV se obtuvo al inicio de los ciclos una disminución en la DQO soluble, debido al efecto de la dilución que sufrió el influente con el volumen remanente del ciclo anterior y la absorción de material soluble en los flóculos. La tasa específica de producción de DQO soluble aumentó desde 50 ± 30 hasta 140 ± 160 $\text{gDQO}_{\text{sol}}/\text{kgSST}\cdot\text{d}$ para CO de 0.27 y 1.46 $\text{kgDQO}/\text{kgSST}\cdot\text{d}$, respectivamente y desde 70 ± 30 hasta 200 ± 150 $\text{gDQO}_{\text{sol}}/\text{kgSST}\cdot\text{d}$ para 17 y 31°C , respectivamente. Para distintos valores de pH la tasa mínima fue de 105 ± 100 $\text{gDQO}_{\text{sol}}/\text{kgSST}\cdot\text{d}$ para pH de 5.5 y la máxima, de 190 ± 70 $\text{gDQO}_{\text{sol}}/\text{kgSST}\cdot\text{d}$ para 7.0. Los aumentos de temperatura y el pH neutro favorecieron más la tasa de solubilización de material en suspensión.

7. REFERENCIAS

- Aivasidis, A., Wandrey, C. y Hilla, E. (1989). Studies on reaction techniques concerning reactor design for the anaerobic degradation of complex substrates with the example of the methanation of effluents. *Bioprocess Eng.*, **4**, 63-74.
- Alexander, M. (1980). *Introducción a la microbiología del suelo*. AGT Editor, S.A. México.
- Alexiou, I. E., Anderson, G. K. y Erison, L. M. (1994). Design of preacidification reactors for the anaerobic treatment of industrial wastewaters. *Water Sci. Technol.*, **29**(9), 199-204.
- Andrews, J. F. y Pearson, E. A. (1965). Kinetics and characteristics of volatile acid production in anaerobic fermentation processes. *Int. J. Air Water Pollut.*, **9**, 439-469.
- Arsov, R., Ribarova, I., Nikolov, N., Mihailov, G., Topalova, Y. y Khoudary, E. (1999). Two phase anaerobic technology for domestic wastewater treatment of ambient temperature. *Wat. Sci. Tech.*, **39**(8), 115-122.
- APHA, AWWA, WPCF (1992) *Standard Methods for the examination of Water and Wastewater*, 17th edition. Washington, D.C.
- Banerjee, A. Elefsiniotis, P. y Tuhtar, D. (1999). The effect of addition potato-processing wastewater on the acidogenesis of primary sludge under varied hydraulic retention time and temperature. *Journal of Biotechnol.*, **72**, 203-212.
- Banister, S. S. y Pretorius, W. A. (1998). Optimisation of primary sludge acidogenic fermentation for biological nutrient removal. *Water S A*, **24**(1), 35-41.
- Barajas, M. G., Escalas, A. y Mujeriego, R. (2002) Fermentation of a low VFA wastewater in an activated primary tank. *Water S A*, **28**(1), 89-98.
- Barker, H. A. (1981). Aminoacid degradation by anaerobic bacteria, *Ann. Rev. Biochem.*, **50**, 23-40.
- Barnard, J. L. (1994). Alternative pre-fermentation systems. Proc. of the 67th *Annual Water Environment Federation Conference*, 13-22.
- Breure, A. M. y Van Andel, J. G. (1984). Hydrolysis and acidogenic fermentation of a protein gelatin in an anaerobic continuous culture. *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, **20**(1), 40-45.
- Bull, M. A., Sterritt, R. M. y Lester, J. N. (1984). An evaluation of single-and separated-phase anaerobic industrial wastewater treatment in fluidized bed reactors. *Biotechnol. Bioeng.*, **26**(9), 1054-1065.
- Bundgaard, E., P., Brinch, P., Andersen, K. y Henze, M. (1992). Process optimization by fermenter technology. Proc. of the *Water Environment federation 65th Annual Conference and Exposition*, 343-354.
- Cha, G.C., Eom, T.K. y Noike, T. (1997). Effect of rapid temperature change and HRT on anaerobic acidogenesis. Proc. of the 8th *International Conf. On Anaerobic Digestion*, **1**, 229-236
- Chang, C., Lin, J., Chiu, Y. y Huang, S. (1997). Effect of pretreatment on waste activated sludge (WAS) acidification. Proc. of the 8th *International Conf. on Anaerobic Digestion*, **2**, 1-8.
- Chang, T. C., Wu, Y. C., Ouyang, C. F. y Hao O. J. (1989). Anaerobic sludge digestion using mesophilic-thermophilic phase separation. *J. Chem. Technol. Biotechnol.*, **45**(2), 85-96

- Chudoba J., P. Grau y V. Ottova. (1973). Control of activated sludge filamentous Bulking-II. Selection of microorganisms by means of a selector. *Water Res.*, **7**(10) 1389-1406.
- Comeau, Y. (1989). *The role of carbon storage in biological phosphate removal from wastewater*. Ph. D. Thesis, University of British Columbia, Vancouver, B. C. Canada.
- Curds, C.R. y Hawkes, H.A. (1975). *Ecological aspects of used-water treatment*. Vol. 1. Academic Press. London.
- Cuevas-Rodríguez, G., González-Barceló, O. y González-Martínez, S. (1998). Wastewater fermentation and nutrient removal in sequencing batch reactors. *Wat. Sci. Tech.*, **38**(1), 255-264.
- Deutsche Einheitsverfahren (1983). *Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser- Abwasser- und Schlammuntersuchung*. Verlag Chemie. Weinheim, Alemania.
- Dinopolou, G., Rudd, T. y Lester, J. N. (1988). Anaerobic acidogenesis of a complex waste-water, I. The influence of operation parameters on reactor performance. *Biotechnol. Bioeng.*, **31**(9), 958-968.
- Doelle, H. W. (1975). *Bacterial Metabolism*. Second Edition. Academic Press, New York.
- Dohányos, M., Zábranká, J. y Jenicek, P. (1997). Innovative technology for the improvement of the anaerobic methane fermentation. Proc. of the 8th *International Conf. On Anaerobic Digestion*, **2**, 110-117.
- Eastman, J. A. y Ferguson, J. F. (1981). Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion. *J. Water Pollut. Control Fed.*, **53**, 352-366.
- Ekama, G.A. y G.v.R. Marais (1984). Nature of municipal wastewaters, in *Theory design and operation of nutrient removal activated sludge process*. H.N.S. Wechers, ed., Water Research Commission, Pretoria, S.A. Chapter two.
- Ekama, G.A. y G.v.R. Marais (1986). The implication of the IAWPRC hydrolysis hipotesis on low F/M Bulking. *Water Sci. Technol.*, **18**, 11-19
- Elefsiniotis, P. y Oldham, W. K. (1994a). Effect of HRT on acidogenesis digestion of primary sludge. *J. Environ. Eng.*, **120**, 645-660.
- Elefsiniotis, P. y Oldham, W. K. (1994b). Anaerobic acidogenesis of primary sludge; the role of solids retention time. *Biotechnol. Bioeng.*, **44**, 7-13.
- Elefsiniotis, P. y Oldham, W. K. (1994c). Influence of pH on the Acid-phase anaerobic digestion of primary sludge. *J. Chem. Tech. Biotechnol.*, **60**, 89-96.
- Elmitwalli, T. A., Sklyar, V., Zeeman, G. y Lettinga, G. (2002). Low temperature pretreatment of domestic sewage in an anaerobic hybrid or an anaerobic filter reactor. *Bioresour. Technol.*, **82**, 233-239.
- Forage, R. G., Harrison, D. E. y Pitt, D. E. (1985). Effect of environment on microbial activity, in *Comprehensive biotechnology in Industry, Agriculture and Medicine*, ed-in-chief Mou-Young. Pergamon Press, Oxford, UK, **1**, 251-280.
- Fraenkel, D. G. y Vinopal, R. T. (1973). Carbohydrate metabolism in bacteria. *Annu. Rev. Microbiol.*, **27**, 69-100.
- Gaudy, A.F. y Gaudy, E. (1980). *Microbiology for environmental scientists and engineers*. Mc-Graw-Hill, New York.
- Gerber, A., Mostert, E. J., Winter, C. T. y Villiers, R. H. (1987). Interactions between phosphate, nitrate and organic substrate in biological nutrient removal processes. *Wat. Sci. Technol.*, **19**(1-2), 183-194.
- Ghosh, S., Conrad, J. R. y Klass D. L. (1975). Anaerobic acidogenesis of wastewater sludge. *J. Water Pollut. Control Fed.*, **47**, 30-45.

- Ghosh, S. y Klass D. L. (1978). Two phase anaerobic digestion. *J. Process. Biochem.*, **13**(4),15-24.
- Ghosh, S., Buoy, K. Dressell, L., Miller, T., Wilcox, G. y Loos, D. (1995). Pilot and full-scale two-phase anaerobic digestion of municipal sludge. *Wat. Environment Res.*, **67**(2), 206-214.
- Galindo-Fentanes, E. (2003) Microbios, fermentaciones y biotecnología. *El faro*, Año III(28), 7.
- Goncalves, R. F., Charlier, A. C. y Sammut, F. (1994). Primary fermentation of soluble and particulate organic matter for wastewater treatment. *Water Sci. Technol.*, **30**(6), 53-62.
- González M., S., Cuevas R., G. y González B., O. (1998). *Mejoramiento de la capacidad de eliminación de nutrientes de aguas residuales por medio de la fermentación anaerobia*. Informe del proyecto 6378. Instituto de Ingeniería, UNAM. México.
- González-Martínez, S. (2000). Comunicación personal.
- González Q., R. A. (1998) *Aplicación de un sistema anaerobio de lecho fijo para el tratamiento de efluentes provenientes de una planta de etanol*. IV Simposio sobre control de polución de agua por procesos biológicos. Valencia, Venezuela.
- Gottschalk, G. (1986). *Bacterial metabolism*, 2nd edn. Academic Press, New York.
- Grau, P. y Wanner, J. (1992). Process theory-kinetics and sludge quality control, in *Activated sludge process design and control: Theory and practice*, W.W. Eckenfelder and P. Grau, eds. Lancaster, PA: Technomic Publishing Co., Inc., 1-35.
- Guerrero, L., Omil, F., Méndez, R. y Lema, J. M. (1999). Anaerobic hydrolysis and acidogenesis of wastewaters from food industries with high content of organic solids and protein. *Wat. Res.*, **33**(15), 3281-3290.
- Hall, E. R. (1992). Anaerobic treatment of wastewater in suspended growth and fixed film processes, in *Design of anaerobic processes, for the treatment of industrial and municipal wastes*, J.F. Malina and F.G. Pohland, eds. Lancaster, PA: Technomic Publishing Co. Inc. 47-48.
- Haug, R. T. (1977). Sludge processing to optimize digestibility and energy production. *Journal Water Poll. Control Fed.*, **49**, 1713-1721.
- Haug, R. T., LeBrun, T. J. y Tortorici, L. D. (1983). Thermal pretreatment of sludges- a field demonstration. *Journal Water Poll. Control Fed.*, **55**, 23-34.
- Henze, M. y Mladenovski, C. (1991). Hydrolysis of particulate substrate by activated sludge under aerobic, anoxic and anaerobic conditions. *Water Res.*, **25**(1), 61-64.
- Henze, M. (1992). Characterization of wastewater for modelling of activated sludge process, *Water Sci. Tech.*, **25**(6), 1-15.
- Henze, M., Harremoës, P., Jansen, J. La C. y Arvin, E. (1997). *Wastewater Treatment (Biological and Chemical Processes)*. Second Edition. Springer.
- Holst, T.C. Truc, A. y Pujol, R. (1997). Anaerobic fluidized beds: ten years of industrial experience. Proc. of the 8th *International Conf. On Anaerobic Digestion*, **2**, 142-149.
- Horiuchi, J.-I., Shimizu, T., Tada, K., Kanno, T. y Kobayashi, M. (2002). Selective production of organic acids in anaerobic acid reactor by pH control. *Bioresource Technology*. **82**, 209-213.
- Hughes, J.D., Hansen, B. y Larsen, S. (1994). Separation of aeration and mixing, in conjunction with dissolved oxygen control, resulting in enhanced energy savings in oxidation systems, in: *Biological Treatment Systems*, Proc. of the *Water Environment Federation 67th Annual Water Environment Federation Conference and Exposition*, 61-70, Chicago, Illinois.

- Irvine, R.L. y Ketchum, LL. H. (1989). Sequencing Batch Reactors for Biological Wastewater Treatment, *Critical Reviews in Environmental Control*, **18**(4), 255 – 294.
- Jenkins, D. *et al.* (1993) Manual of the causes and control of activated sludge bulking and foaming. Second ed. Lewis Publishers, Chelsea, Mich.
- Johnson, R. (1995). The performance of a sequencing batch reactor for the treatment of whitewater at high temperature. M. Sc. Thesis, University of British Columbia, Vancouver, B. C., Canada.
- Kaijun, W., Xiaoming, X., Dongli, X. y Yuanjing, Z. (1994). Application of integrated anaerobic (Hydrolysis) - aerobic treatment of municipal wastewater in China. Proc. of the *IAWQ 17th Biennial International Conference*, Budapest, Hungary.
- Kaijun, W., Last A. R. y Lettinga G. (1997). The hydrolysis upflow sludge bed (HUSB) and the expanded granular sludge blanket (EGSB). Proc. of the *8th International Conf. On Anaerobic Digestion*, **3**, 301-304.
- Kenneth, V. T. (1959). *The life of bacteria*. The Macmillan Company, New York.
- Kincannon, D. F. y Stover, E. L. (1982) Design methodology for fixed film reactors, RBCs and trickling filters. *Civ. Eng. Practicing Design Eng.*, **2**, 107.
- Kuenen, J. G. (1996). *Basic aspects of the growth of microorganisms*. Advanced course on environmental biotechnology. Delft University of Technology, Holanda.
- Kunz, P. y Wagner, S. (1996). Erkenntnisse und Erfahrungen aus Praktischen Anwendungen der klarshclamm-Desintegration. *Korrespondenz Abwasser*. **43**, 1289-1298.
- Lehninger, A. L. (1978). *Biochemistry*. Worth Publishers, Inc. New York.
- Lettinga, G. y L.W. Hulshoff. (1992). UASB process design for various types of wastewater, in *Design of anaerobic processes, for the treatment of industrial and municipal wastes*, J.F. Malina and F.G. Pohland, eds., Lancaster, PA: Technomic Publishing Co. Inc. 119-145.
- Lettinga, G. y Hulshoff Pol, L.W. (1991). UASB-design for various types of wastewaters. *Water Sci. Technol.*, **24**(8), 87-107.process
- Lettinga, G., Field, J., van Lier, J.,Zeeman, G. y Hulshoff Pol, L. W. (1997a). Advanced anaerobic wastewater treatment in the near future. *Wat. Sci. Tech.*, **35**(10), 5-12.
- Lettinga, G., Hulshoff Pol, L.W., Zeeman, G., Field, J., van Lier, J.B., Van Buuren, J.C.L., Janssen, A.J.H. y Lens P. (1997b). Anaerobic treatment in sustainable environmental production concepts. Proc. of the *8th International Conf. On Anaerobic Digestion*, **1**, 32-58.
- Levenspiel, O. (1972) *Chemical reaction engineering*. John Wiley, New York.
- Lilley, I. D., Wentzel, M. C., Loewenthal, R. E., Ekama, G. A. y Marais, G. v. R. (1990). *Acid fermentation of primary sludge at 20° C*. Research Report W64. Water Res. Comission and Foundation for Research Developmnet, Department of Civil Engineering, University of Cape Town, Cape Town.
- Liu, T. y Ghosh, S. (1997). Phase separation during anaerobic fermentation of solid substrates in an innovative plug-flow reactor. *Proc. 8th International Conference on Anaerobic Digestion*, **2**, 17-24.
- Loosdrecht, M. C. M. v. (1996a) Biomass retention using flocs and biofilms. "*Advanced Course on Process Design in Environmental Biotechnology*". Kluyver Laboratory of the Delft University of Technology. Holanda.
- Loosdrecht, M. C. M. v. (1996b) Combined element removal in treatment systems: kinetics, stoichiometry and process integration. "*Advanced Course on Process Design*"

- in *Environmental Biotechnology*". Kluyver Laboratory of the Delft University of Technology. Holanda.
- Massey, M. L. y Pohland, F. G. (1978). Phase separation of anaerobic stabilization by kinetic controls. *Journal Water Poll. Control Fed.*, **50**(5), 2204-2222.
- Mata-Álvarez J. (1987). A dynamic simulation of two-phase anaerobic digestion system for solid wastes. *Biotechnol. Bioeng.*, **30**, 844-851.
- Maurer, M., Gujer, W., Hany, R. y Bachmann, S. (1997). Intracellular carbon flow in phosphorus accumulating organisms from activated sludge, *Wat. Res.*, **31**(4), 907-917.
- Merkel, W. y Krauth, K. (1997). The identification of rate-limiting steps as the basis for anaerobic reactor design, Proc. of the 8th *International Conf. On Anaerobic Digestion*, **2**, 102-109.
- Metcalf y Eddy Inc. (1979). *Wastewater Engineering: Treatment Disposal Reuse*, Second Edition. Mc Graw-Hill, New York.
- Montgomery, D. C. y Runger, G. C. (2002) *Probabilidad y estadística aplicadas a la ingeniería*, Segunda edición. Limusa-Wiley, México.
- Moran, L. A., Scrimgeour, K. G., Horlon, H. R., Ochs, R. S., y Rawn, J. D. (1994) *Biochemistry*, Second Edition. Prentice Hall, Englewood Cliffs, N. J.
- Morris, J. G. (1985). Anaerobic metabolism of glucose, in: *Comprehensive biotechnology in Industry, Agriculture and Medicine*, ed-in-chief Mou-Young. Pergamon Press, Oxford, UK, **1**, 357-378.
- Moser-Engeler, R., Udert, K. M., Wild, D. y Siegrist, H. (1998). Products from primary sludge fermentation and their suitability for nutrient removal. *Wat. Sci. Tech.*, **38**(1), 265-273.
- Mukherjee, S.R. y Levine, A. D. (1992). Chemical solubilization of particulate organic as a pretreatment approach. *Wat. Sci. Tech.*, **26**, 2289-2292.
- Negri E.D., Mata-Alvarez J., Sans C. y Cecchif. (1993) A mathematical model of volatile fatty acids (VFA) production in a plug-flow reactor treating the organic fraction of municipal solid waste (MSW), *Water Sci. Technol.*, **27**(2), 201-208.
- Okamoto, M., Miyahara, T., Mizuno, O. y Noike, T. (2000). Biological potential of materials. *Water Sci. Technol.*, **41**(3), 25-32.
- Pitman, A. R., Lotter, L. H., Alexander, W. V. y Deacion, S. C. (1992). Fermentation of raw sludge and elutriation of resultant fatty acids to promote excess biological phosphorus removal. *Water Sci. Technol.*, **25**(4-5) 185-194.
- Pohland, F. G., (1997). Landfill bioreactors developments for solid waste management. *Proc. 8th International Conf. On Anaerobic Digestion*, **1**, 59-66.
- Rabinowitz B., y Oldham, W. K. (1985). The use of primary sludge fermentation in the enhanced biological phosphorus removal process. Proc. of the *ASCE/CSCE Conf. On new directions and research in waste treatment and residuals management*, 23-28 June, University of British Columbia, Vancouver, 347-363.
- Ramalho, R. S. (1983). *Introduction to wastewater treatment processes*. Second edition. Academic Press, E.U.A.
- Randall, C. W., Stensel, H. D. y Barnard, J. L. (1992). Design of activated sludge biological nutrient removal plants, in *Design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal*, Randall, C. W., Barnard, J. L. and Stensel, H. D., eds., Technomic Publishing Company, Inc., Lancaster, PA., 97-120.

- Randall, C. W. (1994). Why use fermentation? Proc. of the 67th Annual Water Environment Federation Conference, 1-12.
- Rosas-Rojas, O., Nungaray-Arellano, J., de Santos-Ávila, J. M. y González-Reynoso, O. (2003). Distribución de flujos metabólicos en *Pseudomonas aeruginosa* para la producción de polihidroxialcanoatos PHAs, utilizando glucosa como fuente de carbono. Memorias del X Congreso Nacional de Biotecnología y Bioingeniería, 8-12 septiembre, Puerto Vallarta, México.
- Rössle, W. H. y Pretorius, W. A. (2001a). A review of characterization requirements for in-line fermenters. Paper 1: Wastewater characterisation. *Water SA*, **27**(3), 405-412.
- Rössle, W. H. y Pretorius, W. A. (2001b). A review of characterization requirements for in-line fermenters. Paper 2: Process characterisation. *Water SA*, **27**(3), 413-422.
- Ruel, S. M., Comeau, Y., Héduit, A., Deronzier, G., Ginestet, P. y Audic, J. M. (2002). Operating conditions for the determination of the biochemical acidogenic potential of wastewater, *Wat. Res.*, **36**(9), 2337-2341.
- Schlegel, H.G. (1988). *Microbiología*. Título original en alemán: Allgemeine Mikrobiologie. Ed. Omega, España.
- Skalsky, D. S. y Daigger, G. T. (1995). Wastewater solids fermentation for volatile acid production and enhanced biological phosphorus removal. *Water Environ. Res.*, **67**(2), 230-237.
- Speece, R.E., Duran, M., Demirer, G., Zhang, H. y Di Stefano, T. (1997). The role of process configuration the performance of anaerobic systems. Proc. of the 8th International Conf. On Anaerobic Digestion, **1**, 1-8.
- Stensel, H.D y Barnard J. L. (1992). Principles of biological nutrient removal, in *Design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal*, Randall, C. W., Barnard, J. L. y Stensel, H. D., eds. Lancaster, PA: Technomic Publishing Co., Inc., 25-84.
- Stensel, H.D. (1991). Principles of biological phosphorus removal, in *Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater principles and practice*, Sedlack, R., ed., New York, NY. Lewis Publisher, 141-164.
- Sundstrom, D. W. y Klei, H. E. (1979). *Wastewater treatment*. Prentice Hall, Englewood Cliffs, N. J. 75-98.
- Tam, N. F., Wung, Y. S. y Leung, G. (1992). Significance of external carbon sources on simultaneous removal of nutrients from wastewater. *Wat. Sci. Tech.*, **26**(5-6), 1047-1055.
- Tchobanoglous, G. y Burton, F.L. (1991). *Wastewater Engineering: Treatment Disposal, and reuse*. Tercera edición. McGraw-Hill.
- Tchobanoglous, G. y E.D. Schroeder, (1985). *Water Quality*, Reading, Addison-Wesley Publishing Co., p. 58.
- Uribellarrea, J. L. y Pareilleox, A. (1981) Anaerobic digestion: Microbial and biochemical aspects of volatile acid production. *Eur. J. Appl. Microbiol. Biotechnol.*, **2**, 118-122.
- von Münch, E. v., Keller J., Newell B. y Lant, P. (1997). A dynamic mathematical model of anaerobic wastewater prefermentation for VFA production. Proc. of the 8th International Conf. On Anaerobic Digestion, **1**, 364-371.
- von Münch. E. v. (1998). *DSP-Prefermenter technology book*. Science Traveller International, Advanced Wastewater Management Centre, Brisbane, Australia.
- von Münch, E. v. y Greenfield, P.F. (1998). Estimating VFA concentrations in prefermenters by measuring pH. *Water Res.*, **32**(8), 2431-2441.

- von Münch, E. v., Keller, J., Lant, P. y Newell, R. (1999a). Mathematical modelling of prefermenters –I. Model development and verification. *Water Res.*, **33**(12), 2757 – 2768.
- von Münch, E. v., Lant, P. y Newell R. (1999b). Mathematical modelling of prefermenters – II. Model applications. *Water Res.*, **33**(12), 2844-2854.
- von Münch, E. v. y Koch, F. A. (1999) A survey of prefermentation design, operation and performance in Australia and Canada. *Wat. Sci. Tech.*, **39**(6), 105-112.
- Verstraete, W. y Vandevivere, P. (1997). Broader and newer application of anaerobic digestion. Proc. of the 8th *International Conf. On Anaerobic Digestion*, **1**, 67-74.
- Verstraete, W., de Baere, L. y Roíz, A. (1981). Phase separation in anaerobic digestion: motives and methods. *Trib. Cebedeau*, **453-454**, (34), 367-375.
- Wang K. (1994) Integrated anaerobic and aerobic treatment of sewage. Ph. D. thesis, Wageningen University, The Netherlands.
- Wanner, J. (1997). Microbial population dynamics in biological wastewater treatment plants, in *Microbial Community Analysis*. Scientific and Technical Report N° 5. IAWQ, 37-38.
- Wanner, J., Kos, M. y P. Grau, P. (1989). An innovative technology for upgrading nutrient removal activated sludge plants, *Water Sci. and Technol.*, **22**(7-8), 9-20.
- Wanner, J. y Novak, L. (1990). The influence of a particulate substrate on filamentous bulking and phosphorus removal inactivated sludge systems, *Water Res.*, **24** (5), 573-581.
- Wanner, J. (1994). Activated sludge bulking and foaming control, *Technomic Publishing*, Lancaster PA, 45-52.
- WEF y ASCE (1998-a). Suspended-growth biological treatment, in *Design of municipal wastewater treatment plants*. Fourth edition. **2**,11-44 - 11-45 USA.
- WEF y ASCE (1998-b). Suspended-growth biological treatment, in *Design of municipal wastewater treatment plants*. Fourth edition. **2**,11-138 - 11-146 USA.
- WEF y ASCE (1998-c). Suspended-growth biological treatment, in *Design of municipal wastewater treatment plants*. Fourth edition. **2**,12-45 - 12-46. USA.
- Weiland P. y Wulfert, K. (1988). Anaerobic treatment of stillage using different pilot-scale fixed bed reactors in up and down flow mode of operation, in *Anaerobic Digestion*, Hall, E.R. and Hobson, P.N., eds., Pergamon Press, Oxford, 147-154.
- Wentzel, M.C., Lotter, L.H. Ekama, G.A. Loewenthal, R.E. y Marais, G.v.R. (1991). Evaluation of biochemical models for biological excess phosphorus removal, *Water Sci. and Technol.*, **23**(4-6), 567-576.
- Wentzel, M.C., Loewenthal, R. E., Ekama, G.A. y Marais, G.v.R. (1988). Enhanced polyphosphate organism cultures in activated sludge systems, *Water SA*, 81-92
- Wentzel, M. C. y Ekama, G. A. (1997). Principles in the design of single-sludge activated sludge systems for the biological removal of carbon, nitrogen, and phosphorus. *Water Environment Research.*, **69**(7), 1222-1231.
- Winkler, M. (1986). *Tratamiento biológico de aguas de desecho*. Limusa, México.
- Woodard, S. E. y Wukasz, R. F. (1994). A hydrolysis/ thickening/ filtration process for the treatment of waste activated sludge. Proc. of the *Water Quality International '94, IAWQ 17th Biennial International Conference*, **5**, 369-378, Budapest, Hungary.
- Xiaoming, X., Kaijun, W. y Tao, T. (1991). Hydrolysis tank-stabilization pond system for wastewater treatment. *Water treatment*, **6**, 425-434.

- Yeoh, B.G. (1997). Two-phase anaerobic treatment of cane-molasses alcohol stillage. *Proc. 8th International Conf. on Anaerobic Digestion*, **2**, 208-215.
- Zhang, T.C. y Noike, T. (1991) Comparison of one-phase and two-phase anaerobic digestion processes in characteristics of substrate degradation and bacterial population level. *Wat. Sci. Tech.*, **23**, Kyoto, 1157-1166
- Zoetmeyer, R. J., Heuvel, J. C. y Cohen, A. (1982-a). pH influence on acidogenic disimilation of glucose in anaerobic digester. *Water Res.* **16**, 303-311.
- Zoetmeyer, R. J., Arnoldy, P., Cohen, A. y Boelhower, C. (1982). Influence of temperature on the anaerobic acidification of glucose in a mixed culture forming part of a two-stage digestion process. *Water Res.* **16**, 313-321.

ANEXOS

Anexo I. Resultados generales de la experimentación con distintas cargas orgánicas en el reactor discontinuo.

CO	DIA	FECHA	Influyente		Efluente		V	V	Q	SSLM	SSLM	CO	Masa	Qmáscico		TRC	Qmáscico específico					
			DQOt	SST	DQOt	SST								SSTinf	SSTinf		SSTinf	SSTinf	SSTinf	Balance		
	No.		DQOt	SST	DQOt	SST	total	llenado	purga	medido	de C. O.	media	SSLM	SSTinf	purga	SSTeff	SSTeff+	SSLM	Balance			
			mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	l	l	l/d	mgSSM/l	mgSSM/l	kgSSM-d	kgSSM	kgSSM/d	kgSSM/d	d	gSSM/kgSSLM-d	gSSM/kgSSLM-d	SST			
	1	6-oct	279	100		120	1777	1599	0	1370			2.43	0.48	0.00	0.58	197	236	182			
	2	7-oct	394	120			1777	1599	406	1620	1495	0.71	2.88	0.58	0.66		200		-40			
	6	11-oct					1777	1599	470	1360	1393		2.42		0.64		0		-206			
	7	12-oct	344	100	216	90	1777	1599	625	1080	1220	0.76	1.92	0.48	0.68	0.43	250	577	-426			
	8	13-oct	297	243	70	173	81	1777	1599	0	620	850	1.10	0.34	0.00		305		145			
	9	14-oct	310	252	110	214		1777	1599	0	710	665	1.26	0.53	0.00	0.43	418	342	197			
	10	15-oct	301	241	80	245	160	1777	1599	0	850	780	1.04	1.51	0.38	0.00	254		-35			
	11	16-oct	306		80			1777	1599	260	820	835	0.99	1.46	0.38	0.21	263		98			
	13	18-oct	286	220	80	191		1777	1599	508	980	940	0.82	1.74	0.38	0.50	220		-235			
	14	19-oct	333	100	284	90	1777	1599	119	750	865	1.04	1.33	0.48	0.09	0.43	360	391	133			
	15	20-oct	265	120	207	110	1777	1599	315	850	800	0.89	1.51	0.58	0.27	0.53	381	527	-118			
	16	21-oct	277	70			1777	1599	119	750	800	0.93	1.33	0.34	0.09		252		67			
	17	22-oct	286	80	227	80	1777	1599	0	800	775	1.00	1.42	0.38	0.00	0.38	270	270	46			
	20	25-oct	256	70			1777	1599	412	910	892	0.78	1.62	0.34	0.37		208		-275			
	21	26-oct	281	80	173	70	1777	1599	700	660	785	0.97	1.17	0.38	0.46	0.34	327	680	-333			
	22	27-oct	266	70			1777	1599	0	440	550	1.31	0.78	0.34	0.00		429		0			
	23	28-oct	301	250	70	239		1777	1599	0	440	440	1.85	0.78	0.34	0.00	0.38	2.0	429	490	68	-130
	24	29-oct	180	70	130	70	1777	1599	0	470	455	1.07	0.84	0.34	0.00	0.34	2.5	402	400	404	-404	
	25	30-oct	281	80	167	60	1777	1599	707	660	565	1.34	1.17	0.38	0.47	0.29	1.6	327	640	258	-574	
	26	1-nov	225	70	234	60	1777	1599	1382	830	745	0.82	1.47	0.34	1.15	0.29	1.0	228	970	-482	-263	
	27	2-nov	256	70			1777	1599	167	430	630	1.10	0.76	0.34	0.07		439		395			
	1.30	28	3-nov	283	229	70	198	153	50	600	515	1.48	1.07	0.34	0.00	0.24		315	220	50	40	
	29	4-nov	288	70	221		1777	1599	0	630	615	1.26	1.12	0.34	0.00		300		206			
	30	5-nov	299				1777	1599	897	760	695	1.16	1.35		0.68				-276			
	31	6-nov	338	80	277		1777	1599	490	550	655	1.39	0.98	0.38	0.27		393		100			
	33	8-nov	283	238	80	275	185	1777	1599	843	660	633	1.21	1.17	0.38	0.56	0.38	1.2	327	800	-113	-362
	34	9-nov	360	225	160	205	153	1794	1599	588	580	617	1.56	1.04	0.77	0.34	0.29	1.7	738	600	-86	220
	35	10-nov	272	211	80	216	157	1794	1599	0	530	555	1.31	0.95	0.38	0.00	0.34	2.8	404	350	189	-138
	36	11-nov	270	202	80	223	162	1794	1599	888	630	580	1.24	1.13	0.38	0.56	0.24	1.4	340	710	-270	-97
	1.46	37	12-nov	263	209	90	221	166	80	1794	1599	0	460	0.83	0.43	0.00	0.38	2.2	523	470	-22	80
	40	15-nov	268	209	90	220		1794	1599	167	430	435	1.65	0.77	0.43	0.07	0.29	2.1	560	470	93	1
	41	16-nov	279	214	60	212	175	1794	1599	344	470	450	1.66	0.84	0.29	0.16	0.24	2.1	341	480	21	-156

Anexo I (continuación). Resultados generales de la experimentación con distintas cargas orgánicas en el reactor discontinuo.

CO	DIA	FECHA	Influyente			Efluyente			V	V	Q	SSLM	SSLM	CO	Masa	Qmásico			TRC	Qmásico específico				
			DQOt	DQOs	SST	DQOt	DQOs	SST								total	llenado	purga		medido	de C. O.	media	SSLM	SSTinf
	No.		mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	l	l	l/d	mgSST/l	mgSST/l	kgSST·d	kgSST	kgSST/d		d	gSST/kgSSLM·d					
	42	17-nov	290	232	100		160	70	1794	1599	0	480	475	1.63	0.86	0.48	0.00	0.34	2.6	557	390	229	-62	
	43	18-nov							1794	1599	0	590	535		1.06		0.00					85		
	44	19-nov	290	212	80	225	166	60	1794	1599	0	640	615	1.26	1.15	0.38	0.00	0.29	4.0	334	250	115	-31	
1.13	47	22-nov							1794	1599	0	860	823		1.54		0.00						-12	
	48	23-nov	286	221	80	259	191	80	1794	1599	0	850	855	0.89	1.52	0.38	0.00	0.38	4.0	252	250	59	-58	
	49	24-nov	311	252	80	281	211	90	1794	1599	498	900	875	0.95	1.61	0.38	0.45	0.43	1.8	238	540	-122	-185	
	50	25-nov	283	221		218	148	60	1794	1599	0	790	845	0.90	1.42		0.00	0.29	4.9		200	76	-279	
	54	29-nov							1794	1599	0	1030	1000		1.85		0.00						39	
0.77	55	30-nov	284	216	80	229	119	90	1794	1599	234	1070	1050	0.72	1.92	0.38	0.25	0.43	2.8	200	360	-103	-53	
	56	1-dic	308	247	100	227	178	80	1794	1599	0	960	1015	0.81	1.72	0.48	0.00	0.38	4.5	279	220	44	12	
	61	6-dic	288	218	100	265	189	90	1794	1599	0	1170	1149	0.67	2.10	0.48	0.00	0.43	4.9	229	210	-14	38	
0.72	64	9-dic	310	216	100	247	160	100	1794	1599	0	1120	1128	0.73	2.01	0.48	0.00	0.48	4.2	239	240	27	-27	
	69	14-dic	338	252	120	286	214	80	1794	1599	0	1270	1255	0.72	2.28	0.58	0.00	0.38	5.9	253	170	24	61	
	70	15-dic	360	299	70	288	223	70	1794	1599	0	1300	1285	0.75	2.33	0.34	0.00	0.34	6.9	144	140	108	-108	
	71	16-dic	326	227	130	290	194	80	1794	1599	0	1440	1370	0.64	2.58	0.62	0.00	0.38	6.7	241	150	4	88	
0.62	76	21-dic	319	238	100	223	157	80	1794	1599	44	1470	1467	0.58	2.64	0.48	0.06	0.38	5.9	182	170	-34	46	
	77	22-dic	347	257	120	268	176	80	1794	1599	0	1420	1445	0.64	2.55	0.58	0.00	0.38	6.6	226	150	-19	94	
	83	28-dic							1794	1599	0	1260	1273		2.26		0.00						-9	
	89	3-ene							1794	1599	0	1190	1196		2.13		0.00						-59	
	90	4-ene	346	257	110	185	148	70	1794	1599	0	1120	1155	0.80	2.01	0.53	0.00	0.34					27	
	91	5-ene	320	247	100	207	153	60	1794	1599	0	1150	1135	0.75	2.06	0.48	0.00	0.29					-139	
	92	6-ene	304	230	70	187	144	70	1794	1599	0	990	1070	0.76	1.78	0.34	0.00	0.34					111	
	93	7-ene							1794	1599	0	1100	1045		1.97		0.00						-20	
	99	13-ene	308	211	110	194	130	90	1794	1599	0	970	981	0.84	1.74	0.53	0.00	0.43					34	
	103	17-ene							1794	1599	0	1100	1084		1.97		0.00						182	
	104	18-ene	275	202	100	230	166	70	1794	1599	0	1300	1200	0.61	2.33	0.48	0.00	0.34					23	
	105	19-ene	295	220	130	234	151	80	1794	1599	0	1330	1315	0.60	2.39	0.62	0.00	0.38					10	
	113	27-ene							1794	1599	0	1440	1433		2.58		0.00						-21	
	114	28-ene							1794	1599	0	1410	1425		2.53		0.00						-35	
	118	1-feb	261	198	100	196	99	120	1794	1599	0	1210	1235	0.57	2.17	0.48	0.00	0.58					17	
	120	3-feb							1794	1599	0	1250	1240		2.24		0.00						28	

Anexo 1 (continuación). Resultados generales de la experimentación con distintas cargas orgánicas en el reactor discontinuo.

CO	DIA	FECHA	Influente			Efluente			V	V	Q	SSLM	SSLM	CO	Masa	Qmásico			TRC	Qmásico específico			
			DQOt	DQOs	SST	DQOt	DQOs	SST								total	llenado	purga		medido	de C. O.	media	SSLM
	No.		mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	l	l	l/d	mgSSl/l	mgSSl/l	kgSSl-d	kgSSl	kgSSl/d			d	gSSl/kgSSLM-d			
	126	9-feb	315	232	100	250	158	100	1794	1599	0	1460	1443	0.58	2.62	0.48	0.00	0.48				7	
	127	10-feb							1794	1599	0	1470	1465		2.64		0.00					306	
	128	11-feb							1794	1599	0	1920	1695		3.44		0.00					-42	
	131	14-feb							1794	1599	0	1680	1720		3.01		0.00					-12	
	132	15-feb	346	266	130	241	153	80	1794	1599	0	1660	1670	0.55	2.98	0.62	0.00	0.38	7.8	209	130	15	65
	134	17-feb							1794	1599	0	1710	1698		3.07		0.00					41	
	135	18-feb	311	223					1794	1599	0	1780	1745	0.48	3.19		0.00					0	
	139	22-feb							1794	1599	0	1780	1780		3.19		0.00					34	
0.48	140	23-feb							1794	1599	0	1840	1810		3.30		0.00					114	
	141	24-feb	468	241	190	319	176	140	1794	1599	0	2050	1945	0.64	3.68	0.91	0.00	0.67	5.5	248	180	15	51
	145	28-feb							1794	1330	175	2170	2155		3.89		0.38					115	
	146	29-feb	351	239	170	265	160	90	1794	1330	258	2420	2295	0.34	4.34	0.68	0.62	0.36	4.4	156	230	-50	-21
	147	1-mar	392	248	190	266	162	90	1794	1330	0	2300	2360	0.37	4.13	0.76	0.00	0.36	11.5	184	90	85	12
	149	3-mar	392	245	200	277	185	90	1794	1330	0	2690	2593	0.34	4.83	0.80	0.00	0.36	13.4	165	70	89	1
	150	4-mar			200				1794	1330	0	2930	2810		5.26	0.80	0.00			152		38	
0.27	152	6-mar	378	209	220	223	130	90	1794	1330	0	3150	3095	0.27	5.65	0.88	0.00	0.36	15.7	155	60	3	88
	153	7-mar	346	241	150	274	184	80	1794	1330	0	3160	3155	0.24	5.67	0.60	0.00	0.32	17.8	106	60	-40	89
	154	8-mar	342	259	110	254	180	50	1794	1330	0	3035	3098	0.25	5.44	0.44	0.00	0.20	27.3	81	40	6	38

Anexo 2. Resultados generales de la experimentación con distintos valores de pH en el reactor discontinuo.

pH	Dia	Fecha	T	Influyente			Efluente			Volumen		Q	SSLM	SSLM	CO	IVL	Masa	▲SSLM	Qmásico			TRC	Qmásico específico				
				DQOt	DQOs	SST	DQOt	DQOs	SST	total	llenado								purga	medido	de CO		SSLM	media	Influyente	Purga	Efluente
	No.		°C	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	l	l	l/d	mgSSM/l	mgSSM/l	kgSSM-d	gSST	kgSST	kgSST/d	kgSST/d	kgSST/d	d	kgSST/kgSSLM-d					
	1	24-abr								1566	1206		410			0.642											
	2	25-abr								1566	1206		730	570		1.143											
	4	27-abr								1566	1206		1210	1090		1.895											
	6									1566	1206	531	1585	1491		2.482											
	8	01-may								1566	1206	413	1445	1480		2.263											
	11	04-may								1566	1206	478	1520	1508		2.38											
	12	05-may		391						1566	1206	623	1715	1618	0.56	2.686											
	15	08-may		212						1566	1206	576	1713	1713	0.29	2.683											
	16	09-may		396						1566	1206	449	1470	1592	0.57	2.302											
	17	10-may		398						1566	1206		1190	1330	0.69	1.864											
	19	12-may		214						1566	1206		860	943	0.52	1.347											
	22	15-may								1566	1206	381	1416	1323		2.217											
	23	16-may								1566	1206		1387	1402		2.172											
	24	17-may								1566	1206	181	1237	1312		1.937											
	26	19-may								1566	1206	444	1610	1517		2.521											
	29	22-may								1566	1206	121	1335	1381		2.091											
	31	24-may								1566	1206	324	1553	1499		2.432											
	32	25-may								1566	1206		1510	1532		2.365											
	33	26-may								1566	1206	426	1697	1604		2.658											
	36	29-may								1566	1206	599	2005	1954		3.14											
	38	31-may								1566	1206	408	1670	1754		2.615											
7.5	39	01-jun								1566	1206		835														
7.5	41	03-jun								1566	1206		700	525		1.096	0.083		0.37								
7.5	43	05-jun								1566	1206		1170	1053		1.832	0.083		0.37			0.075					
7.5	44	06-jun								1566	1206		1050	1110		1.644	0.083		0.37			0.045					
7.5	45	07-jun								1566	1206	426	1270	1160		1.989	0.083		0.37			0.050					
7.5	46	08-jun								1566	1206	154	1350	1310		2.114	0.083		0.37			0.042					
7.5	47	09-jun								1566	1206	472	1496	1423		2.343	0.083		0.37			0.039					
7.5	51	13-jun		266	194	108	191	135	68	1566	1206	590	1443	1450	0.42	42	2.26	0.083	0.39	0.37	0.25	3.7	0.035	0.173	0.27	-0.14	
7.5	52	14-jun		295	196	85	227	153	73	1566	1206	463	1140	1292	0.53	44	1.785	0.083	0.31	0.37	0.26	2.8	0.037	0.172	0.35	-0.22	
7.5	53	15-jun		353	288	92	261	184	83	1566	1206	497	1020	1080	0.75	39	1.597	0.083	0.33	0.37	0.30	2.4	0.046	0.208	0.42	-0.26	

Anexo 2 (Continuación). Resultados generales de la experimentación con distintos valores de pH en el reactor discontinuo.

pH	Día	Fecha	T	Influyente			Efluyente			Volumen		Q	SSLM	SSLM	CO	IVL	Masa	▲ SSLM	Qmásico			TRC	Qmásico específico				
				DQOt	DQOs	SST	DQOt	DQOs	SST	total	llenado								purga	medido	de CO		kgDQO/	ml/	SSLM	media	Influyente
	No.		°C	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	l	l	l/d	mgSST/l	mgSST/l	kgSST-d	gSST	kgSST	kgSST/d	kgSST/d			d	kgSST/kgSSLM-d				
7.0	57	19-jun		305						1566	1206		900	915	0.77		1.409	0.064		0.33			0.052				
7.0	58	20-jun		315						1566	1206	200	1167	1034	0.70	47	1.828	0.064		0.33			0.045				
7.0	59	21-jun	21	500						1566	1206		1140	1154	1.00		1.785	0.064		0.33			0.035				
7.0	60	22-jun	22	301						1566	1206	336	1253	1197	0.58	52	1.962	0.064		0.33			0.036				
7.0	61	23-jun	22	277						1566	1206	553	1207	1230	0.52	62	1.89	0.064		0.33			0.033				
7.0	62	24-jun	22	289						1566	1206	508	1037	1122	0.60	68	1.624	0.064		0.33			0.034				
7.0	64	26-jun	22	289						1566	1206	399	1020	1024	0.65		1.597	0.064		0.33			0.039				
7.0	65	27-jun	22	410	171	100	146	90	75	1566	1206	368	1046	1033	0.92	67	1.638	0.064	0.36	0.33	0.27	2.7	0.040	0.221	0.37	-0.19	
7.0	66	28-jun	22	333	266	140	203	164	75	1566	1206		1010	1028	0.75	59	1.582	0.064	0.51	0.33	0.27	2.6	0.039	0.320	0.38	-0.10	
7.0	67	29-jun	28	315	243	137		126	73	1566	1206	517	1330	1170	0.62	53	2.083	0.064	0.50	0.33	0.26	3.5	0.040	0.238	0.29	-0.09	
6.5	68	30-jun	25	334						1566	1206		1023	1177	0.66	59	1.602	-0.024		0.35			0.031				
6.5	69	01-jul	23	334						1566	1206	236	1060	1042	0.74	75	1.66	-0.024		0.35			-0.015				
6.5	71	03-jul		334						1566	1206	431	1240	1195	0.65	65	1.942	-0.024		0.35			-0.015				
6.5	72	04-jul		315						1566	1206		1060	1150	0.63	66	1.66	-0.024		0.35			-0.013				
6.5	73	05-jul		304						1566	1206	404	1210	1135	0.62	62	1.895	-0.024		0.35			-0.015				
6.5	74	06-jul		304						1566	1206		1100	1155	0.61	64	1.723	-0.024		0.35			-0.013				
6.5	75	07-jul		272						1566	1206	635	1247	1174	0.54	72	1.953	-0.024		0.35			-0.014				
6.5	78	10-jul		294						1566	1206	562	1410	1383	0.49	75	2.208	-0.024		0.35			-0.013				
6.5	79	11-jul		283	250	113	185	155	70	1566	1206	363	1143	1277	0.51	88	1.79	-0.024	0.41	0.35	0.25	3.0	-0.011	0.228	0.34	-0.10	
6.5	80	12-jul		446	369	83	202	155	52	1566	1206		1147	1145	0.90	85	1.796	-0.024	0.30	0.35	0.19	3.3	-0.014	0.167	0.30	-0.12	
6.5	81	13-jul		308	162	147	191	151	70	1566	1206	449	1357	1252	0.57	81	2.125	-0.024	0.53	0.35	0.25	3.5	-0.014	0.250	0.29	-0.02	

Anexo 2 (Continuación). Resultados generales de la experimentación con distintos valores de pH en el reactor discontinuo.

pH	Dia	Fecha	T	Influyente			Efluente			Volumen		Q	SSLM	SSLM	CO	IVL	Masa	▲SSLM	Qmásico			TRC	Qmásico específico			
				DQOt	DQOs	SST	DQOt	DQOs	SST	total	llenado								purga	medido	de CO		kgDQO/	ml/	SSLM	media
	No.		°C	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	l	l	l/d	mgSST/l	mgSST/l	kgSST-d	gSST	kgSST	kgSST/d		kgSST/d		d	kgSST/kgSSLM-d				
6.0	82	14-jul		218					1566	1206	653	1080	1219	0.41	83	1.691	-0.098		0.25			-0.012				
6.0	85	17-jul	23						1566	1206		1507	1436			2.36	-0.098		0.25			-0.058				
6.0	86	18-jul	24	509					1566	1206		1410	1459	0.81	57	2.208	-0.098		0.25			-0.041				
6.0	87	19-jul	23	331					1566	1206	109	950	1180	0.65	53	1.488	-0.098		0.25			-0.044				
6.0	88	20-jul	23	360					1566	1206		1100	1025	0.81	64	1.723	-0.098		0.25			-0.066				
6.0	89	21-jul	23	299					1566	1206	444	1207	1154	0.60	70	1.89	-0.098		0.25			-0.057				
6.0	92	24-jul		328					1566	1206	658	1200	1201	0.63	83	1.879	-0.098		0.25			-0.052				
6.0	93	25-jul	23	392	225	133	252	146	90	1566	1206		1020	1110	0.82	88	1.597	-0.098	0.48	0.25	0.33	2.8	-0.052	0.301	0.36	-0.01
6.0	94	26-jul	22	292	214	68	225	157	77	1566	1206	317	1123	1072	0.63	98	1.759	-0.098	0.25	0.25	0.28	3.3	-0.061	0.140	0.30	-0.10
6.0	95	27-jul	23	221	94	87	221	146	72	1566	1206		1013	1068	0.48	99	1.586	-0.098	0.31	0.25	0.26	3.1	-0.056	0.198	0.32	-0.07
5.5	96	28-jul	23	289					1566	1206		1043	1028	0.65	106	1.633	-0.082		0.19			-0.062				
5.5	99	31-jul	22	289					1566	1206	281	1135	1120	0.60	115	1.777	-0.082		0.19			-0.050				
5.5	100	01-ago							1566	1206		927	1031		108	1.452	-0.082		0.19			-0.046				
5.5	101	02-ago							1566	1206		790	859			1.237	-0.082		0.19			-0.057				
5.5	102	03-ago		346					1566	1206		940	865	0.92	74	1.472	-0.082		0.19			-0.067				
5.5	103	04-ago	24	304					1566	1206		945	943	0.75	74	1.48	-0.082		0.19			-0.056				
5.5	104	05-ago	24	325					1566	1206		980	963	0.78	82	1.535	-0.082		0.19			-0.056				
5.5	106	07-ago	24	325					1566	1206	662	1610	1453	0.52	130	2.521	-0.082		0.19			-0.054				
5.5	107	08-ago	22	369	232	110	250	175	83	1566	1206	308	1180	1395	0.61	110	1.848	-0.082	0.40	0.19	0.30	3.8	-0.033	0.215	0.26	-0.02
5.5	108	09-ago	24	301	187	86	234	157	62	1566	1206	290	1103	1142	0.61	100	1.727	-0.082	0.31	0.19	0.22	4.2	-0.045	0.180	0.24	-0.01
5.5	109	10-ago	22	304	243	89	263	173	89	1566	1206		810	957	0.73	111	1.268	-0.082	0.32	0.19	0.32	2.5	-0.048	0.254	0.40	-0.10

Anexo 3. Resultados generales de la experimentación con distintas temperaturas en el reactor discontinuo.

T	Dia	FECHA	T	Influyente			Efluente			Volumen		Q	SSLM	IVL	▲SSLM	SSLM	CO	Qmásico			TRC	Qmásico específico		
				DQOt	DQOs	SST	DQOt	DQOs	SST	total	llenado							purga	medio	medio		SSTinf	purga	SSTefl
°C	No.		°C	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	l	l	l/d	mgSST/l	ml/gSST	kgSST/d	mgSST/l	kgSST-d	kgSST/d	kgSST/d	d	kgSST/kgSSLM-d	SSTefl	medio	SST
	1	24-abr								1785	1330	435	2240											
	2	25-abr								1785	1330	449	2165			2203								
	3	26-abr								1785	1330	449	1905			2035								
	4	27-abr								1785	1330	759	1770			1838								
	5	28-abr								1785	1330	373	1475			1623								
	6	29-abr								1785	1330	0	1220			1348								
	8	1-may								1785	1330	440	1610			1110								
	9	2-may								1785	1330	382	1527			1569								
	11	4-may		252						1785	1330	346	1745			1254	0.45							
	12	5-may		391						1785	1330	480	1730			1738	0.50							
	13	6-may								1785	1330	373												
	15	8-may		212						1785	1330	502	1663			1663	0.28							
	16	9-may								1785	1330	0	1200			1432								
	17	10-may		270						1785	1330	484	1505			1353	0.45							
	18	11-may								1785	1330	440	1375			1440								
	19	12-may								1785	1330	0	1195			1285								
	22	15-may								1785	1330	573	1646			1022								
	23	16-may								1785	1330	0	1233			1440								
	24	17-may								1785	1330	462	1387			1310								
	26	19-may								1785	1330	524	1623			1158								
	27	20-may								1785	1330	560	1540			1582								
	29	22-may								1785	1330	551	1517			1144								
	30	23-may								1785	1330	0	1280			1399								
	31	24-may								1785	1330	535	1367			1324								
	32	25-may								1785	1330	530	1560			1464								
	33	26-may								1785	1330	280	1190			1375								
	36	29-may								1785	1330	249	1215			806								
	38	31-may								1785	1330	657	1810			1209								
	39	1-jun								1785	1330	622												
22	40	2-jun								1785	1330	0	1080		0.18	1080				0.28				
22	41	3-jun								1785	1330	0			0.18					0.28				
22	43	5-jun								1785	1330	0	1170		0.18	1170				0.28				

Anexo 3 (Continuación). Resultados generales de la experimentación con distintas temperaturas en el reactor discontinuo.

T	Día	FECHA	T	Influyente			Efluyente			Volumen		Q	SSLM	IVL	▲SSLM	SSLM	CO	Qmásico			TRC	Qmásico específico			
media	No.			DQOt	DQOs	SST	DQOt	DQOs	SST	total	llenado	purga			medio	medio		SSTinf	purga	SSTefl		SSTinfl	SSTw +	▲SSLM	balance
°C			°C	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	l	l	l/d	mgSST/l	ml/gSST	kgSST/d	mgSST/l	kgSST-d		medio		d		SSTefl	medio	SST
22	44	6-jun								1785	1330	364	1300	46	0.18	1235			0.28						
22	45	7-jun								1785	1330	444	1390		0.18	1345			0.28						
22	46	8-jun								1785	1330	426	1373	40	0.18	1382			0.28						
22	47	9-jun								1785	1330	569	1220	45	0.18	1297			0.28						
22	50	12-jun								1785	1330	702	1470		0.18	938			0.28						
22	51	13-jun		270	187	93	185	133	55	1785	1330	613	1070	37	0.18	1270	0.48	0.371	0.28	0.22	3.79	0.194	0.264	0.093	-0.163
22	52	14-jun	22	398	322	93	245	164	67	1785	1330	457	933	43	0.18	1002	0.89	0.371	0.28	0.27	3.02	0.223	0.331	0.107	-0.215
22	53	15-jun		351	283	90	288	218	73	1785	1330	0	793	38	0.18	863	0.91	0.359	0.28	0.29	2.46	0.254	0.407	0.126	-0.279
22	58	20-jun								1785	1330	0	1057	33	0.18	608			0.28						
22	59	21-jun	21							1785	1330	0	637		0.18	847			0.28						
22	60	22-jun	21	360						1785	1330	0	796	44	0.18	717	1.12		0.28						
22	61	23-jun	22	324						1785	1330	0	940	82	0.18	868	0.83		0.28						
22	62	24-jun	22							1785	1330	204	1017		0.18	979			0.28						
22	63	25-jun	22							1785	1330	0			0.18				0.28						
22	64	26-jun	23							1785	1330	378	1133		0.18	1133			0.28						
	65	27-jun	23							1785	1330	453	1205			1169									
	66	28-jun	29							1785	1330	0													
	67	29-jun	28							1785	1330	555	1370	58		1370									
	68	30-jun	25							1785	1330	98	977	72		1174									
24	69	1-jul	23							1785	1330	231	1033		0.19	1005			0.25						
24	71	3-jul								1785	1330	231	1070	80	0.19	793			0.25						
24	72	4-jul								1785	1330	0	1040		0.19	1055			0.25						
24	73	5-jul	24							1785	1330	382	1240	85	0.19	1140			0.25						
24	74	6-jul	24							1785	1330	271	1127	71	0.19	1184			0.25						
24	75	7-jul	24							1785	1330	271	1117	90	0.19	1122			0.25						
24	76	8-jul								1785	1330	409			0.19				0.25						
24	78	10-jul								1785	1330	329	1137	88	0.19	1137			0.25						
24	79	11-jul		268	261	113	221	180	93	1785	1330	0	1097	96	0.19	1117	0.54	0.451	0.25	0.37	3.17	0.230	0.316	0.095	-0.180
24	80	12-jul	25	290	261	118	216	178	70	1785	1330	324	1157	91	0.19	1127	0.58	0.471	0.25	0.28	3.92	0.228	0.255	0.090	-0.117
24	81	13-jul		353	185	137	229	166	60	1785	1330	342	1190	92	0.19	1174	0.67	0.547	0.25	0.24	4.37	0.257	0.229	0.087	-0.059
24	82	14-jul		272						1785	1330	444	1103	82	0.19	1147	0.53		0.25						
24	85	17-jul	25							1785	1330	0	887	79	0.19	627			0.25						

Anexo 3 (Continuación). Resultados generales de la experimentación con distintas temperaturas en el reactor discontinuo.

T	Día	FECHA	T	Influyente			Efluente			Volumen		Q	SSLM	IVL	▲SSLM	SSLM	CO	Qmásico			TRC	Qmásico específico				
media	No.			DQOt	DQOs	SST	DQOt	DQOs	SST	total	llenado	purga			medio	medio		SSTinf	purga	SSTefl		SSTinfl	SSTw +	▲SSLM	balance	
°C			°C	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	l	l	l/d	mgSST/l	ml/gSST	kgSST/d	mgSST/l	kgDQO/ de CO		medio			d		SSTefl	medio	SST
	118	19-ago	29							1785	1330	0														
	119	20-ago	29							1785	1330	0														
	120	21-ago	28							1785	1330	0	940	64		940										
	121	22-ago	28	326						1785	1330	0	1055	76		998	0.73									
	122	23-ago	27	252						1785	1330	444														
31	123	24-ago	29	230						1315	977	373	975		0.04	975	0.53		0.12							
31	124	25-ago	30							1315	977	231	970	62	0.04	973			0.12							
31	125	26-ago	31							1315	977	311	913	77	0.04	942			0.12							
31	126	27-ago	32							1315	977	0			0.04				0.12							
31	127	28-ago	32	319		77			83	1315	977	0	805	75	0.04	805	0.88		0.12	0.24	2.91					
31	128	29-ago	32	248	193	56	198	131	66	1315	977	98	907	66	0.04	856	0.65	0.164	0.12	0.19	3.80	0.138	0.263	0.037	-0.162	
31	129	30-ago	32	340	256	68	216	133	87	1315	977	0	905	66	0.04	906	0.84	0.199	0.12	0.25	3.17	0.167	0.315	0.037	-0.184	
31	130	31-ago	32	295	214	71	248	160	52	1315	977	0	1033	77	0.04	969	0.68	0.208	0.12	0.15		0.153	0.201	0.032	-0.080	
31	131	1-sep	31										1130	71	0.04				0.12							