



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO
EN INGENIERÍA**

**DESEMPEÑO DE UN REACTOR DISCONTINUO DE LECHO
MÓVIL CON BIOPELÍCULAS SOBRE UN MEDIO POROSO**

T E S I S

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

MAESTRA EN INGENIERÍA

(AMBIENTAL)

P R E S E N T A

GABRIELA VARGAS TAH

DIRECTOR DE TESIS:

DR. SIMÓN GONZÁLEZ MARTÍNEZ



MÉXICO, D.F.

2005

Agradecimientos

A mis padres por apoyarme en esta nueva etapa de mi vida y por ayudarme a cumplir esta meta. Mil gracias por todo su cariño y ayuda, por enseñarme que la vida sigue pase lo que pase y por enseñarme que lo más importante es la familia.

A mis hermanas Alejandra e Isabel por estar siempre ahí y a mi sobrina Angélica porque trajo muchas alegrías y penas a nuestro hogar.

A mi abuelita Juanita y a mi padrino Timoteo por brindarme cobijo durante la mitad de la maestría y por todo el cariño que siempre han mostrado hacia mí.

Al Dr. Simón González Martínez por permitirme formar parte de su grupo de trabajo, por compartirme sus conocimientos, tiempo, enseñanzas y apoyo, pero sobre todo por tenerme la paciencia necesaria. ¡Mil gracias Dr.!

A Oscar González Barceló por brindarme tus conocimientos, por asesorarme, por tus acertados comentarios y apoyarme todo el tiempo que estuve en la maestría, además agradezco tu amistad que espero se solidifique con el tiempo. ¡Gracias Oscar!

Al Ing. Juan Hilario García Gil y a todo el personal de la Planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria, por el apoyo y los ánimos cuando fue necesario. Agradezco que compartieran sus experiencias conmigo y me aceptaran como una amiga. ¡Gracias!

Al Dr. Ricardo Peralta y al Técnico Orlando Palacios por las facilidades brindadas para las fotografías obtenidas del microscopio electrónico de barrido.

A todo el personal del Instituto de Ingeniería que facilitó mi estancia y me apoyó cuando lo necesité, con especial agradecimiento a Soledad Lucario, Don Pedro y Lupita Urquiza. Ah! y gracias por aliviar algunos de mis dolores.

A todos mis compañeros de la maestría ya que sin su apoyo no hubiera seguido adelante. Agradezco especialmente a Carlo, Tatiana, Carlos, Juan Francisco, Anilú y Antonio ya que su apoyo y amistad fueron fundamentales.

A Mario por su gran amistad y por que siempre estuvo en todo momento que lo necesité, por enseñarme lo que es ser un buen amigo y una gran persona.

A mis compañeros y amigos de cubículo Alberto, Isabel, Leticia, Ernesto, Estela, Daniel, Cuahutemoc, Pedro, Scherezada, Elda, Julio y Alfredo por hacerme pasar buenos momentos y hacerme la vida mas ligera.

Agradezco a todos y cada uno de ustedes que sin tener nada que ver con esta tesis y esta maestría siempre estuvieron a mi lado para apoyarme y para hacerme sonreír ante las adversidades. También agradezco a cada uno que puso una piedrita en mi camino por que cada vez que tropezaba, me levantaba, la recogía y la utilizaba para construir mi propio caminito.

Gracias a ti porque estuviste conmigo en momentos importantes y trajiste penas y alegrías a mi vida.

ÍNDICE

Abreviaturas	iv
Lista de tablas	v
Lista de figuras	vi
Resumen	viii

1. Introducción

1.1 Objetivos	2
1.2 Alcances	2

2. Antecedentes

2.1 Sistemas de biopelícula aerobia	3
2.1.1 Factores que propician la formación de la biopelícula	4
2.1.2 Desarrollo de la biopelícula	5
2.2 Transformación bioquímica de los nutrientes	5
2.2.1 Eliminación del material carbonoso	6
2.2.2 Eliminación biológica de nitrógeno	6
2.2.3 Eliminación biológica del fósforo	7
2.3 Aeración en los sistemas biológicos	8
2.3.1 Requerimientos de oxígeno en los procesos biológicos	8
2.3.1.1 Demanda de oxígeno por remoción de materia orgánica carbonosa	9
2.3.1.2 Demanda de oxígeno por compuestos nitrogenados	10
2.3.1.3 Demanda química de oxígeno por oxidación de materia inorgánica	10
2.3.2 Transferencia de oxígeno	10
2.3.3 Factores que afectan el proceso de aeración por difusión	15
2.3.4 Control de la aireación y la concentración de oxígeno disuelto	17
2.4 Reactores SBR	17

2.4.1 Descripción física de los reactores SBR	17
2.4.2 Ventajas y desventajas de un reactor SBR	19
2.4.3 Aspectos a considerar en el diseño de un SBR	20
2.5 Sistemas de medios inmersos	21
2.5.1 Sistemas de filtro sumergido con “lazos de anillo”	21
2.5.2 Medio de fibra sintética	21
2.5.3 Sistemas con medio de soporte poroso	21

3. Metodología	23
3.1 Reactor piloto	23
3.2 Forma de operación	25
3.3 Carga orgánica	26
3.4 Medio de soporte	27
3.5 Muestreo y análisis	28

4. Resultados y discusión	31
4.1 Caracterización del material de soporte	31
4.2 Parámetros fisicoquímicos	32
4.2.1 Temperatura	32
4.2.2 Potencial de hidrógeno	33
4.3 Parámetros generales	34
4.3.1 Carga orgánica	34
4.3.2 Demanda química de oxígeno	35
4.3.3 Sólidos suspendidos totales	37
4.3.4 Compuestos nitrogenados	38
4.3.4.1 Amonio	38
4.3.4.2 Nitratos	39
4.3.5 Fósforo de ortofosfatos	40
4.3.6 Resumen de resultados de las muestras compuestas	41

4.4 Parámetros de respuesta	42
4.4.1 Temperatura	42
4.4.2 pH	45
4.4.3 Demanda química de oxígeno	47
4.4.4 SST	50
4.4.5 Compuestos nitrogenados	52
4.4.6 Ortofosfatos	55
4.4.7 Resumen de resultados de los ciclos	57
4.5 Oxígeno disuelto	59
4.5.1 Comportamiento durante los ciclos	59
4.5.2 Perfiles de concentración	59
4.5.3 Tasas de consumo de oxígeno y sustrato	65
4.6 Biomasa en el soporte	67
4.6.1 Observaciones al microscopio	67
4.6.1.1 Microscopio óptico de alta definición	67
4.6.1.2 Microscopio óptico de baja definición	68
4.6.1.3 Microscopio electrónico de barrido	70
4.6.2 Masa seca y nitrógeno	71
4.6.3 Tiempo de retención celular	72
<hr/>	
5. Conclusiones	74
<hr/>	
Bibliografía	77

ABREVIATURAS

AWWA	American water works association
ASCE	American society of civil engineers
CO	Carga orgánica
<i>DBO</i>	Demanda bioquímica de oxígeno
DEP	Department of environmental protection
DQO	Demanda química de oxígeno
EPA	Environmental protection agency
NK	Nitrógeno Kjeldahl
N-NH₄⁺	Nitrógeno como amonio
N-NO₃⁻	Nitrógeno como nitratos
N-NO₂⁻	Nitrógeno como nitritos
OD	Oxígeno disuelto
OTR	Tasa de transferencia de oxígeno
pH	Potencial de hidrógeno
P-PO₄³⁻	Fósforo como ortofosfatos
RLM	Reactores de lecho móvil
SBR	Reactor discontinuo secuencial
SOTR	Tasa de transferencia de oxígeno estandarizada
SST	Sólidos suspendidos totales
ST	Sólidos totales
TCO	Tasa de consumo de oxígeno
TCS	Tasa de consumo de sustrato
TRH	Tiempo de retención hidráulico
TRC	Tiempo de retención celular
WEF	Water environment federation
WPCF	Water pollution control federation

ÍNDICE DE TABLAS

	Página
Tabla 2.1 Demanda de oxígeno en el proceso de lodos activados	9
Tabla 2.2 Factores de corrección en los valores del coeficiente de transferencia de oxígeno y oxígeno de saturación.	13
Tabla 3.1 Operación normal del reactor	25
Tabla 3.2 Plan de muestreo compuesto	29
Tabla 3.3 Plan de muestreo puntual	29
Tabla 3.4 Técnicas analíticas	30
Tabla 4.1 Caracterización del material de soporte	31
Tabla 4.2 Resumen de resultados del período de experimentación	42
Tabla 4.3 Resumen de resultados de los ciclos del período de experimentación	58
Tabla 4.4 Sólidos totales y NK del material de soporte	72

ÍNDICE DE FIGURAS

	Página
Figura 2.1 Esquema de un reactor por lotes secuenciales, SBR	18
Figura 3.1 Reactor piloto de lecho móvil empleado para la fase de experimentación	24
Figura 3.2 Esquema general del reactor discontinuo	24
Figura 3.3 Secuencia de operación del reactor piloto discontinuo	26
Figura 3.4 Medio de soporte para la inmovilización de microorganismos	27
Figura 4.1 a) Hule espuma a 24 aumentos b) Hule espuma a 900 aumentos	32
Figura 4.2 Comportamiento de la temperatura a lo largo de cinco días	33
Figura 4.3 pH durante el período de experimentación	34
Figura 4.4 Carga orgánica durante el período de experimentación	35
Figura 4.5 DQO _{Total} durante el período de experimentación	36
Figura 4.6 DQO _{Sedimentada} durante el período de experimentación	37
Figura 4.7 SST durante el período de experimentación	38
Figura 4.8 N-NH ₄ ⁺ durante el período de experimentación	39
Figura 4.9 N-NO ₃ ⁻ durante el período de experimentación	40
Figura 4.10 Ortofosfatos durante el período de experimentación	41
Figura 4.11 Temperatura en diferentes cargas orgánicas	44
Figura 4.12 pH en diferentes cargas orgánicas	46
Figura 4.13 Comportamiento de la DQO en diferentes cargas orgánicas	49
Figura 4.14 SST a diferentes cargas orgánicas	51
Figura 4.15 N-NH ₄ ⁺ y N-NO ₃ ⁻ para diferentes cargas orgánicas	54
Figura 4.16 Ortofosfatos a diferentes cargas orgánicas	56
Figura 4.17 Comportamiento típico del oxígeno disuelto de un ciclo	60
Figura 4.18 Oxígeno disuelto en la carga orgánica de 5.2 gDQO/m ² ·d	61
Figura 4.19 Oxígeno disuelto en la carga orgánica de 5.9 gDQO/m ² ·d	61
Figura 4.20 Oxígeno disuelto en la carga orgánica de 6.2 gDQO/m ² ·d	62
Figura 4.21 Oxígeno disuelto en la carga orgánica de 6.5 gDQO/m ² ·d	63
Figura 4.22 Oxígeno disuelto en la carga orgánica de 8.0 gDQO/m ² ·d	63

Figura 4.23	Oxígeno disuelto en la carga orgánica de 8.5 gDQO/m ² ·d	64
Figura 4.24	Oxígeno disuelto en la carga orgánica de 11.9 gDQO/m ² ·d	64
Figura 4.25	Consumo de oxígeno con respecto al tiempo de ciclo	67
Figura 4.26	Microorganismos encontrados en el material de soporte: a) rotífero b) nematodo c) y d) <i>Vorticellas</i> ; todos ellos rodeados de flóculos bacterianos	68
Figura 4.27	Material de soporte a) superficie b) corte interior	69
Figura 4.28	Material de soporte seco con biopelícula a) superficie b) corte interior de un poro	70
Figura 4.29	Hule espuma del reactor a) material limpio; b) ampliación de la vista de la superficie del material limpio; c) material con biopelícula seca; d) acercamiento a la superficie del material con biopelícula seca	71
Figura 4.30	Relación de la carga orgánica con el tiempo de retención celular	73

RESUMEN

Trabajos previos han demostrado que los reactores de lecho móvil (RLM) resultan ser eficaces para la eliminación de contaminantes, por lo que dada la necesidad de tratar las aguas residuales en México es necesario buscar nuevas alternativas que prometan ser eficientes.

El experimento consistió en determinar el comportamiento de un reactor discontinuo de lecho móvil empleando un medio de soporte poroso en la eliminación de contaminantes del agua residual del influente de la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria (UNAM).

El reactor empleado para este trabajo se caracterizó por ser aerobio discontinuo de lecho móvil con un volumen efectivo de 0.95 m^3 , el cual contenía un medio de soporte poroso que permitió la adherencia de los microorganismos así como una mayor área de contacto para tratar el agua residual. El material de soporte utilizado fue hule espuma (poliuretano de alta densidad) con densidad de 24 Kg/m^3 .

Las mejores remociones de contaminantes se presentaron cuando se dio un incremento en la DQO del influente. El N-NH_4^+ obtuvo una remoción máxima del 91% para la carga orgánica $8.5 \text{ gDQO/m}^2\text{-d}$, dichas remociones se vieron favorecidas con el aumento en el suministro de aire con lo cual se incrementaron los procesos de transformación de material orgánico y nitrógeno amoniacal. Las fotografías tomadas al microscopio electrónico de barrido (SEM) y al microscopio óptico proporcionaron información acerca de la estructura del material de soporte y de la biopelícula, en donde se pudo observar el crecimiento de microorganismos en toda la profundidad del cubo.

1. INTRODUCCIÓN

La crisis ambiental por la que atraviesa México y la carencia de infraestructura de saneamiento de aguas residuales han ocasionado la búsqueda de nuevos procesos con sistemas más eficientes y económicos. Una alternativa de solución a estos problemas está dada por la aplicación de sistemas que utilizan el crecimiento de biopelículas (Chen *et al.*, 2000).

El tratamiento de aguas residuales se puede efectuar en reactores de película biológica poniendo en contacto las aguas con una población microbiana mixta en forma de una biopelícula adherida a la superficie de un medio de soporte sólido. Los sistemas de biopelículas se pueden considerar de dos tipos: sistemas estacionarios o de medio fijo y sistemas de medio en movimiento (o de lecho móvil).

La característica principal de los reactores de lecho móvil es que en ellos se forma una biopelícula adherida a un medio de soporte que se encuentra en suspensión, en un reactor totalmente mezclado, donde el movimiento es producido por la aireación o por agitación mecánica. Los microorganismos son distribuidos en todo el reactor siguiendo la trayectoria de flujo del agua. Esta combinación permite eliminar la recirculación e incrementar la concentración de biomasa activa (Odegaard *et al.*, 1994), facilita el transporte de nutrientes del agua a los microorganismos (Lazarova y Manem, 1994) y mejora la remoción de materia orgánica y la sedimentación de los lodos producidos (Tyagi y Vembu, 1990) dando como resultado un sistema estable.

La propuesta de este trabajo es la utilización de un material ligero y poroso que permita incrementar la superficie expuesta al crecimiento de una biopelícula por unidad de volumen. Se trabajó en un reactor discontinuo sometido a mezcla completa bajo condiciones aerobias que se ubica en la planta de tratamiento de agua residual de Ciudad Universitaria, UNAM. Además de los parámetros convencionales para analizar el desempeño del reactor (DQO, SST, pH, temperatura, compuestos nitrogenados y fosfatos) se puso especial énfasis en determinar los requerimientos de oxígeno por unidad de tiempo en función de la carga orgánica.

1.1 OBJETIVO

El principal objetivo de este trabajo es el de determinar el comportamiento de un reactor discontinuo de lecho móvil utilizando un medio de soporte poroso.

1.2 ALCANCES

- Utilizar a nivel piloto un reactor discontinuo de lecho móvil para tratamiento de agua residual municipal que opere bajo diferentes cargas orgánicas.
- Utilizar un medio de soporte poroso y ligero para la inmovilización de microorganismos.
- Alimentar el reactor con agua residual municipal de la planta de tratamiento de Ciudad Universitaria.

2. ANTECEDENTES

El tratamiento secundario más comúnmente usado es el tratamiento biológico aerobio. En un tratamiento biológico las bacterias y otros microorganismos degradan y metabolizan la materia orgánica soluble y coloidal, reduciendo la DBO y la DQO a valores inferiores a 100 mg/l. La velocidad de degradación dependerá de que estén presentes los microorganismos adecuados (Rigola, 1989).

Los procesos aerobios son aquellos en que la biomasa está constituida por microorganismos aerobios y/o facultativos consumidores de oxígeno. El carbono de la materia orgánica disuelta en el agua se convierte parcialmente en CO₂, con producción de energía, y en parte es anabolizada para sintetizar materia celular.

2.1 Sistemas de biopelícula aerobia

Dentro de los sistemas de tratamiento por medio de biopelículas se encuentran los reactores de lecho fijo y los de lecho móvil. Estos últimos han cobrado mayor importancia recientemente y se ha estudiado su operación bajo distintas condiciones de trabajo. Los reactores de lecho móvil son sistemas híbridos en los que la biopelícula crece sobre un medio de soporte en movimiento.

Los sistemas para tratamiento biológico de aguas residuales por medio de biopelículas son procesos en los cuales crecen poblaciones mixtas de microorganismos en las que predominan las bacterias heterótrofas. Estos microorganismos se adhieren a un medio sólido que sirve como soporte para el crecimiento de la biopelícula.

Los microorganismos, al estar en contacto directo con el agua, toman los elementos necesarios para su desarrollo: macro y micronutrientes. Estos elementos entran a la biopelícula principalmente por difusión molecular. Una vez en el interior de la biopelícula, las bacterias son capaces de metabolizar los nutrientes para su desarrollo. Si los nutrientes no se encuentran disueltos, entonces las bacterias los pueden solubilizar por medio de enzimas extracelulares.

Comúnmente se ha considerado que en los procesos de biomasa adherida una película profunda y bien desarrollada comprende capas aerobias, anóxicas y anaerobias. Estas capas van de la superficie al fondo de la biopelícula donde las bacterias facultativas y anaerobias transforman la biomasa en productos de su metabolismo.

Al hacer referencia a películas biológicas aerobias es necesario mencionar la necesidad de que el sistema para tratamiento en el cual se desarrollen, tenga un dispositivo para suministro de oxígeno. Los sistemas de biopelícula sumergida deben estar provistos de difusores de aire que produzcan burbujas desde el fondo del tanque, de modo que al atravesar el sistema de soporte de la biopelícula, el oxígeno se difunda hacia el agua y, posteriormente, a la biopelícula.

2.1.1 Factores que propician la formación de la biopelícula

Algunas de las características de los materiales de soporte que favorecen la adherencia de microorganismos son:

- ❖ **Carga electrostática.** Se debe procurar que el medio de soporte tenga una carga electrostática positiva para que sea afin con la carga negativa de los microorganismos (Iwai y Kitao, 1994). Algunos plásticos como el polietileno y poliestireno poseen estas características.
- ❖ **Baja afinidad al agua.** Las superficies hidrófobas atraen eficazmente a los microorganismos formadores de biopelículas (Iwai y Kitao, 1994).
- ❖ **Porosidad.** Un material poroso expone una mayor área de superficie al crecimiento de microorganismos permitiendo que una parte de ellos se encuentre en zonas profundas dando una mayor estabilidad y resistencia de la biopelícula.

2.1.2 Desarrollo de la biopelícula

Dependiendo de la afinidad que se presente entre los microorganismos que forman la biopelícula y la superficie del material varía la resistencia que presente la biopelícula a factores mecánicos como pueden ser los hidrodinámicos, el choque de las partículas entre ellas o la actividad de algunos macroinvertebrados que habitan en ella (González, 1998).

Una vez que se cumplen las condiciones de afinidad entre la superficie del material y las bacterias, el crecimiento de la biopelícula se lleva a cabo en etapas. Characklis y Marshall (1990) describen de manera general la formación de la película biológica como resultado de la interacción entre una serie de procesos físicos, químicos y biológicos como son:

1. Colonización o inducción. Los microorganismos comienzan a adherirse sobre la superficie inerte; la adhesión puede darse por secreción de polímeros o por fijación con flagelos.

2. Adherencia. Una vez que algunos organismos logran adherirse a la superficie, se inicia el desarrollo de las primeras capas de bacterias que garanticen su adherencia y de las generaciones siguientes.

3. Oportunismo. Es un proceso que, conforme transcurre el tiempo, un mayor número de especies tienen oportunidad de utilizar la biopelícula como medio de vida.

4. Estabilización. Esta fase se lleva a cabo cuando se ha alcanzado un equilibrio entre todas las especies presentes. Los nutrientes y el oxígeno penetran completamente la biopelícula.

5. Desprendimiento. Conforme aumenta del grosor de la biopelícula empieza a haber una deficiente difusión de nutrientes y oxígeno hasta llegar al punto en que los microorganismos facultativos cambian su metabolismo consumiendo sus reservas endógenas, lo que provoca un desprendimiento de la biopelícula.

2.2 Transformación bioquímica de los nutrientes

Es importante conocer el metabolismo microbiano responsable de la degradación de los contaminantes de las aguas residuales para poder comprender las reacciones mediante las cuales son eliminados dichos contaminantes.

Los microorganismos toman del agua residual los elementos necesarios para su desarrollo. La degradación de estos compuestos y la formación de compuestos más sencillos para la obtención de energía se llama catabolismo. El anabolismo es un proceso en el que los microorganismos sintetizan los componentes celulares, utilizando la energía obtenida y acumulada durante el catabolismo. El metabolismo es conjunto de las reacciones catabólicas y anabólicas.

2.2.1 Eliminación del material carbonoso

Los microorganismos degradan los contaminantes de las aguas residuales. Estos contaminantes son una mezcla compleja de diversos elementos; el más abundante es el carbono ya que es el principal componente de la materia orgánica. Las aguas residuales municipales presentan generalmente materia orgánica fácilmente biodegradable.

Las tasas de remoción son influenciadas por la carga orgánica (CO), la cual se define como la cantidad de alimento que se proporciona a los microorganismos por unidad de tiempo. Este parámetro se ve modificado directamente por el área superficial expuesta al contacto de nutrientes, por lo que puede expresarse de la siguiente manera:

$$CO = \frac{Q S_o}{A}$$

Donde:

CO Carga orgánica (gDQO/m²·d)

Q Caudal (m³/d)

So Concentración de sustrato (gDQO/m³)

A Área de crecimiento de los microorganismos (m²)

2.2.2 Eliminación biológica de nitrógeno

Los compuestos nitrogenados son considerados como unos de los principales contaminantes en las aguas residuales porque favorecen la eutricación de los cuerpos receptores de agua. Es por ello que actualmente se busca que los sistemas de tratamiento ayuden a eliminar este tipo de compuestos. Los compuestos nitrogenados en las aguas residuales se pueden

presentar en forma de amonio, como compuestos orgánicos solubles, materia orgánica en suspensión o bien como nitritos y nitratos.

La nitrificación consiste en la oxidación biológica del amonio hasta transformarlo en nitratos. La desnitrificación es el proceso de eliminación de nitrógeno por medio de la reducción bioquímica de los nitratos a gas nitrógeno en ausencia de oxígeno disuelto (Surampalli *et al.*, 1997; López, 2000).

La nitrificación puede verse afectada por (López, 2000):

- ❖ **Oxígeno disuelto.** Dado que la cinética depende de la concentración del O₂, es importante que esta se encuentre por arriba de 2 mgO₂/l y así evitar problemas por una difusión deficiente.
- ❖ **Temperatura.** La cinética de oxidación se ve severamente afectada por las variaciones de temperatura. La velocidad de oxidación aumenta si la temperatura aumenta.
- ❖ **pH.** Se ha observado que el pH afecta la tasa de crecimiento de las bacterias nitrificantes, situándose el óptimo entre 7.5 y 8.5 (López, 2000), abajo de 7 y arriba de 9.8 la nitrificación disminuye en un 50% (Surampalli *et al.*, 1997).
- ❖ **Inhibidores.** Las bacterias nitrificantes son sensibles a numerosos inhibidores orgánicos y minerales.
- ❖ **Relación DBO/NTK.** Se ha comprobado que la fracción de organismos nitrificantes en el agua residual está relacionada con el factor DBO/NTK. Para relaciones mayores a 5 la fracción de organismos nitrificantes decrece (López, 2000; Metcalf y Eddy, 1996).

2.2.3 Eliminación biológica del fósforo

Otro de los contaminantes importantes, presentes en las aguas residuales es el fósforo; se presenta en forma de ortofosfatos, polifosfatos o como fósforo en uniones orgánicas. En los procesos biológicos de tratamiento secundario convencionales hay una remoción parcial de fósforo durante la remoción de carbono ya que los microorganismos requieren de este elemento para la síntesis de biomasa (Surampalli *et al.*, 1997; López, 2000). En condiciones

anóxicas y óxicas el fósforo inorgánico también es convertido en polifosfatos con los nitratos como fuente de oxígeno (Wang *et al.*, 1998).

2.3 Aireación en los sistemas biológicos

El fundamento principal en los sistemas de aireación es el poner en contacto simultáneo el oxígeno, el agua residual y una población microbiana.

Los sistemas de aireación introducen aire dentro del líquido para transferir el oxígeno molecular al medio acuoso para la oxidación biológica de materia orgánica. La aireación cumple con dos objetivos principales 1) suministrar el oxígeno requerido para el metabolismo microbiano y 2) proveer un mezclado dentro del medio de tal forma que los microorganismos entren en contacto directo con la materia orgánica suspendida y disuelta (WEF y ASCE, 1998).

2.3.1 Requerimientos de oxígeno en los procesos biológicos

De acuerdo al MOP FD-13 (WPCF, 1988) los requerimientos de oxígeno en sistemas biológicos son el resultado de tres demandas principales:

- ❖ Demanda bioquímica de oxígeno por remoción de materia orgánica carbonosa.
- ❖ Demanda bioquímica de oxígeno por remoción de compuestos nitrogenados.
- ❖ Demanda química de oxígeno de materia inorgánica (como SO_4^{2-} y PO_4^{3-}).

Para determinar el requerimiento de oxígeno total se deben considerar también las variaciones espaciales y temporales dentro del sistema de tratamiento. Las variaciones temporales pueden ser estimadas por análisis estadísticos con datos obtenidos de concentraciones en el influente (DBO, DQO y demanda de oxígeno por oxidación de nitrógeno). Asimismo las concentraciones de oxígeno disuelto, el régimen de flujo y el tiempo de retención hidráulica son factores importantes en este tipo de variaciones (WEF y ASCE, 1998).

2.3.1.1 Demanda bioquímica de oxígeno por remoción de materia orgánica carbonosa

La demanda de oxígeno por material orgánico carbonoso es generado por dos funciones

celulares: síntesis celular y respiración endógena. La demanda de oxígeno por síntesis celular ocurre cuando la materia orgánica es metabolizada por los microorganismos contenidos en el licor mezclado. Esta es relacionada a los requerimientos de oxígeno por porción oxidada de material orgánico, utilizan la energía generada durante el proceso previo para la síntesis celular. La demanda de oxígeno por respiración endógena ocurre cuando los microorganismos sintetizados son empleados en el sistema de tratamiento. Esta representa la demanda de oxígeno correspondiente a la oxidación interna de organismos para producir productos finales y material residual para la obtención de energía (Metcalf y Eddy, 1991; Eckenfelder, 1995; Ramalho, 1983; EPA, 1989)

Existen varios procedimientos empíricos para determinar los requerimientos de oxígeno disuelto; sin embargo, el de uso más general es el obtenido por expresiones empíricas obtenidas en campo, de acuerdo con MOP FM3 (WPCF, 1988). Algunos de estos valores basados en la experiencia son:

- ❖ 94-125 m³ de aire por kg de DBO.
- ❖ 1.1 kg de oxígeno transferido por kg DBO aplicada en tanques de aireación convencionales.
- ❖ 3.7-15 m³ de aire por m³ de agua residual tratada
- ❖ 31-56 m³ de aire por kg de DBO removida y al menos 4.6 l aire/m*s de tanque.

De Grau y Wanner (1992) se tienen datos de oxígeno consumido en procesos de lodos activados (tabla 2.1).

Tabla 2.1. Demanda de oxígeno en el proceso de lodos activados.

Sistema	Requerimientos de oxígeno
TRC alto, sin nitrificación	1 kg O ₂ /kg DBO aplicada
TRC bajo, con nitrificación	1.2 kg O ₂ /kg DBO aplicada + 4.6 kg O ₂ /kg N-NO ₃ ⁻ formado

2.3.1.2 Demanda bioquímica de oxígeno por compuestos nitrogenados

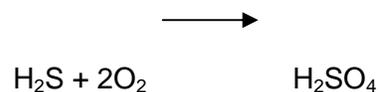
De la demanda total de oxígeno requerida por los microorganismos hay una fracción importante asociada con la oxidación de amonio a nitrato. La demanda de oxígeno es calculada a partir de estequiometría, de donde se obtiene que la demanda de oxígeno para

una nitrificación completa es alta. Para la mayor parte de las aguas domésticas, esta necesidad incrementa de 30 a 40% los requerimientos de suministro de oxígeno y energía del sistema de aireación debido a que la nitrificación completa requiere de 4.2 a 4.57 kg de oxígeno por cada kg de nitrógeno de amonio oxidado a nitrato y el agua residual generalmente contiene de 10 a 30 mg/l de nitrógeno en forma reducida.

Se ha reportado que la concentración mínima de oxígeno molecular (OD) aceptable para que exista nitrificación debe ser de 2 a 3 mg/l. Por otro lado, la nitrificación es inhibida si la concentración de oxígeno disuelto es menor a 1 mg/l (WPCF, 1987).

2.3.1.3 Demanda química de oxígeno por oxidación de materia inorgánica

La demanda de oxígeno también puede ocurrir como resultado de las reacciones de óxido reducción debido a la presencia de ciertos compuestos reducidos en las aguas residuales. La cantidad de oxígeno demandado es estimado en cálculos estequiométricos para la reacción dada (EPA, 1989; WPCF y ASCE, 1988). Por ejemplo, la oxidación del ácido sulfhídrico por oxígeno puede ser descrita por la siguiente ecuación:



En este ejemplo, 1.88 kg de oxígeno son requeridos para oxidar un kg de H₂S ((82*32)/(1*34)). Cálculos similares se pueden hacer para otros compuestos reducidos presentes en cantidades significativas en las aguas residuales.

2.3.2 Transferencia de oxígeno

En los procesos biológicos aerobios la transferencia de oxígeno es un parámetro de gran importancia ya que debe estar disponible con una tasa equivalente a la demanda de oxígeno ejercida por el proceso biológico. La tasa de transferencia de oxígeno determina la tasa de oxidación de contaminantes.

La reacción del oxígeno dentro de los sistemas de tratamiento biológico se da en cinco pasos (Eckenfelder, 1995; Benefield y Randall, 1980; Bailey y Ollis, 1977):

- ❖ Absorción de la fase gaseosa dentro de la fase líquida como burbujas

- ❖ Difusión en la fase líquida en la superficie de las burbujas al líquido
- ❖ Difusión del líquido a la superficie externa del sólido (microorganismos)
- ❖ Difusión interna dentro del flóculo o biopelícula
- ❖ Reacción dentro de los microorganismos.

Las tasas de transferencia para los sistemas que utilizan difusores de aire están reportados típicamente en dos formas: 1) como eficiencia de transferencia de oxígeno (OTE, por sus siglas en inglés), expresado como un porcentaje, o 2) como una tasa de transferencia de oxígeno (OTR, por sus siglas en inglés) en unidades de masa por tiempo. Para los dispositivos mecánicos se reportan con base a OTR o en eficiencia de aeración (AE, por sus siglas en inglés) (WEF y ASCE, 1998).

La tasa de transferencia de aire, para los sistemas de difusión, depende del número de burbujas y su tamaño. Cuando las burbujas son pequeñas, la relación del área superficial expuesta a la transferencia de oxígeno con respecto al volumen es mayor y tienen una mayor eficiencia de transferencia de masa si se compara con burbujas grandes.

Para calcular la tasa de transferencia son requeridos el tiempo de contacto entre las burbujas y el agua y el coeficiente de transferencia de masa. El modelo básico para la transferencia de oxígeno (OTR) en un sistema gas-líquido está dado por la siguiente expresión (WPCF y ASCE, 1988):

$$\text{OTR} = K_L a V (C_{\infty}^* - C)$$

Donde:

- OTR Tasa de transferencia de oxígeno disuelto en el volumen del líquido, MT^{-1}
- $K_L a$ Coeficiente de transferencia general de masa volumétrica en agua limpia basada en la resistencia del líquido, T^{-1}
- V Volumen del líquido del sistema de aireación, L^3
- C_{∞}^* Concentración de oxígeno disuelto de saturación aproximado a un tiempo de aireación infinito, ML^{-3}
- C Concentración de oxígeno disuelto en el agua residual a condiciones reales, ML^{-3}

La tasa de transferencia a condiciones de proceso puede ser expresado en términos de los valores estandarizados $K_L a_{20}$ y C_{∞} utilizando además los factores de corrección α , β , θ , τ y Ω , como se muestra a continuación:

$$OTR_f = K_L a_{20} \alpha \theta^{(T-20)} (\Omega \tau \beta C_{(\infty 20)}^* - C)$$

donde:

T temperatura del agua de proceso, grados Celsius

C concentración promedio de OD, mg/l

Los otros términos se definen a continuación para poder explicar más ampliamente el proceso.

Las ecuaciones de diseño de aireación son generalmente expresadas en términos de la tasa de transferencia de oxígeno estandarizada (SOTR por sus siglas en inglés), definida como la tasa de transferencia de oxígeno en agua limpia con una concentración de OD igual a cero y una temperatura específica de 20°C.

$$SOTR = K_L a_{20} C_{\infty 20}^* V$$

SOTR es un valor hipotético máximo que asume una concentración de OD igual a cero en la zona de aireación; esta condición no es real en sistemas de aireación en condiciones de operación en aguas de proceso.

Las condiciones anteriores se pueden combinar para formar una sola en función de SOTR y de los factores dados por WEF y ASCE (1998):

$$OTR_f = \frac{\alpha (SOTR) \theta^{(T-20)}}{C_{\infty 20}^*} (\tau \beta \Omega C_{\infty 20}^* - C)$$

Cuando se tiene un suministro de oxígeno es necesario mencionar que se requieren de ciertos factores de corrección que relacionan la transferencia de oxígeno con la naturaleza del agua a tratar (ver tabla 2.2) (WEF y ASCE, 1998).

Tabla 2.2 Factores de corrección en los valores del coeficiente de transferencia de oxígeno y oxígeno de saturación (Eckenfelder, 1995; WPCF y ASCE, 1988; EPA, 1989; Boyle y Paulson, 1979) .

Factor de corrección	Definido como	Por efecto de	En
Alfa (α)	$\alpha = \frac{K_L a_f}{K_L a}$	Características del agua de proceso	Coeficiente de transferencia ($K_L a$)
Beta (β)	$\beta = \frac{C_{\infty f}^*}{C_{\infty}^*}$	Características del agua de proceso	Concentración de saturación (C_{∞})
Teta (θ)	$\theta^{(T-20)} = \frac{K_L a_T}{K_L a_{20}}$	Temperatura	Coeficiente de transferencia ($K_L a$)
Tau (τ)	$\tau = \frac{C_{\infty T}^*}{C_{\infty 20}^*}$	Temperatura	Concentración de saturación (C_{∞})
Omega (Ω)	$\Omega = \frac{P_b + \gamma_{WT} * d_c - P_{vt}}{P_s + \gamma_{WT} * d_c - P_{vt}}$	Presión	Concentración de saturación (C_{∞})

Efecto de las características del agua: Factores alfa y beta

El efecto de las características del agua de proceso son comúnmente asumidos por los factores alfa y beta, definidos por:

$$\alpha = \frac{K_L a \text{ del agua de proceso}}{K_L a \text{ del agua limpia}} = \frac{K_L a_f}{K_L a}$$

$$\beta = \frac{C_{\infty}^* \text{ del agua de proceso}}{C_{\infty}^* \text{ del agua limpia}} = \frac{C_{\infty f}^*}{C_{\infty}^*}$$

El factor alfa se encuentra en el rango que va desde 0.2 hasta 1.0, se ve influenciado por algunas condiciones del proceso incluyendo tensoactivos, turbulencia, energía por unidad de volumen, geometría del tanque, la escala geométrica entre el tanque de aireación y los dispositivos de aireación, tamaño de la burbuja, grado de tratamiento requerido, y otras características del agua residual. Al seleccionar el factor alfa se debe recordar, para un agua residual específica, que el factor alfa no es constante; por consiguiente, un posible intervalo de los valores de alfa puede ser considerado como un estimado de la velocidad de transferencia sobre las condiciones del proceso.

El factor beta puede variar desde 0.8 a 1.0 y generalmente es cercano a 1.0 para aguas residuales municipales. El valor del factor beta está relacionado con la concentración de sólidos disueltos.

Efecto de la temperatura: Factores teta y tau

La influencia de la temperatura en el coeficiente de transferencia de oxígeno y el valor de saturación de oxígeno pueden ser expresados en términos de los factores teta y tau, definidos como:

$$\theta^{(T-20)} = \frac{K_L a_T}{K_L a_{20}}$$

$$\tau = \frac{C_{\infty T}^*}{C_{\infty 20}^*}$$

en donde el subíndice T denota la temperatura del proceso y 20 denota la temperatura estándar de 20 °C. La influencia de la temperatura en algunos valores de la concentración de saturación del oxígeno pueden ser similares. Por consiguiente, τ puede ser calculado basado en valores de OD de saturación:

$$\tau = \frac{C_{sT}}{C_{s20}}$$

Los valores de teta reportados en la literatura van de 1.008 a 1.047, son influenciados por la geometría del tanque, nivel de turbulencia y tipo de dispositivo de aireación. Pruebas estándar realizadas en agua limpia recomiendan que el valor de teta sea igual a 1.024.

Efecto de presión. Factor omega

Es necesario corregir C^*_{∞} por diferencias entre la presión atmosférica, estándar y las condiciones de proceso. El valor de C^*_{∞} no es función lineal de la presión atmosférica total, pero es función lineal de la presión parcial de aire seco a la profundidad de saturación.

El factor de corrección, Ω , es definido como:

$$\Omega = \frac{(P_b + \gamma_{WT}) * (d_c - p_{vT})}{(P_s + \gamma_{WT}) * (d_c - p_{vT})}$$

Cuando la profundidad de los tanques es menor de 6m, Ω puede ser aproximado por

$$\Omega = \frac{P_b}{P_s}$$

donde:

- d_c Profundidad de saturación efectiva, L
- P_s Presión total estándar (1 atmósfera de presión a 100% de humedad relativa), ML^{-1}
- P_b Presión atmosférica ML^{-1}
- P_{vT} Presión de vapor de saturación de agua a la temperatura T, ML^{-1}
- γ_{WT} Densidad de la masa del agua a la temperatura T, ML^{-2}

2.3.3 Factores que afectan el proceso de aireación por difusión

De acuerdo con WPCF (1988), los factores que afectan el proceso de aireación por medio de difusores son las características físicas del difusor, la configuración del sistema de aireación, la geometría del tanque y las siguientes consideraciones del proceso:

Tamaño y forma del difusor. Resultados de diversos estudios han indicado una correlación directa entre el tamaño y forma del difusor y la transferencia específica de oxígeno por unidad. Resultados de pruebas hechas en agua limpia indican que difusores cerámicos de mayor diámetro transfieren mayor oxígeno que difusores cerámicos de menor diámetro, para un caudal constante de aire por difusor. Por otro lado, los difusores tubulares presentan una eficiencia menor que los difusores de disco debido a que únicamente el 50-60 % del área superficial, que se encuentra en la porción superior, es utilizada para la transferencia de oxígeno.

Caudal de aire por difusor. La eficiencia de transferencia para todos los tipos de difusores es relativamente independientes del caudal; sin embargo, todos los difusores de poro fino presentan una reducción del valor de SOTE cuando hay un incremento del caudal de aire. Los difusores no porosos presentan un ligero incremento en la eficiencia al incrementar el caudal de aire.

Profundidad del difusor. En general para los sistemas de difusión de aire el SOTE se incrementa con el aumento de la profundidad, debido a la presión parcial y al incremento del tiempo de contacto entre la burbuja y el líquido. Sin embargo la eficiencia de aireación

estándar (SAE) puede no reflejar este comportamiento debido a que se incrementan los requerimientos de energía necesarios para manejar el mismo volumen de aire a través de los difusores a mayores profundidades. Para difusores de burbuja fina el efecto de la profundidad en SAE parece no tener un efecto significativo; sin embargo en difusores no porosos como los sistemas de aspersión de chorro, el SAE incrementa con la profundidad a pesar de no tener la misma eficiencia demostrada por los difusores finos.

Densidad de los difusores por área. La densidad se define como el número de difusores por unidad de área superficial del fondo del tanque. Algunas investigaciones han demostrado que el incremento de la densidad de sistemas de difusión porosos con el mismo caudal de aire resultan en un incremento del OTE.

Geometría del tanque y disposición de los difusores. En sistemas de flujo pistón la demanda de oxígeno varía enormemente debido a la variación de la carga orgánica en distintos puntos dentro del tanque. Algunos investigadores recomiendan reactores completamente mezclados utilizando sistemas de aireación de medios porosos para evitar zonas con altas cargas orgánicas. Si el sistema de flujo pistón es utilizado, se recomienda el diseño de un tanque con bajas relaciones de anchura y altura para mejorar la dispersión de contaminantes y reducir las zonas de mayor consumo de oxígeno.

Sensibilidad del factor Alfa. Los sistemas de aireación por medio de difusores son afectados por la presencia y concentración de sustancia tales como los tensoactivos. Los constituyentes del agua residual podrían afectar el SOTE de los difusores porosos en mayor proporción a los otros tipos de difusión resultando en bajos factores alfa.

Control del oxígeno molecular. Uno de los principales factores que afectan el proceso de la aireación es la concentración del oxígeno molecular dentro del tanque. Se ha comprobado que conforme aumenta la concentración del oxígeno molecular, disminuye la eficiencia de la aireación al disminuir el gradiente de concentraciones entre el aire y el agua.

2.3.4 Control de la aireación y la concentración de oxígeno disuelto

Cuando existen condiciones limitantes de oxígeno disuelto dentro de un sistema de lodos activados se favorece el crecimiento y desarrollo de organismos filamentosos, los cuales provocan una pobre sedimentación y por ende un efluente con gran cantidad de sólidos. Una

sedimentación pobre ocasionada por la presencia de organismos filamentosos se ha asociado a concentraciones de oxígeno molecular inferiores a 0.5 mg/l. En la práctica, la concentración de oxígeno disuelto dentro del sistema debe ser mantenida entre 1.5 y 4 mg/l en todas las zonas del reactor todo el tiempo con el fin de asegurar una actividad microbiológica sin limitantes (WPCF, 1987).

2.4 Reactores SBR

Los reactores discontinuos secuenciales (SBR, por sus siglas en inglés) son sistemas que emplean un consorcio de microorganismos en suspensión para el tratamiento biológico de las aguas residuales. A diferencia de los sistemas convencionales de lodos activados, se caracterizan porque su proceso es periódico y orientado en el tiempo (Irvine, 1989).

En los sistemas convencionales de lodos activados el agua fluye de un tanque a otro de manera continua y prácticamente todos los tanques tienen un volumen predeterminado. En el caso de los reactores SBR, el flujo del agua, la energía suministrada y el volumen del tanque varían de acuerdo con una estrategia de operación predeterminada y periódica (cíclica).

2.4.1 Descripción física de los reactores SBR

En su configuración más elemental, el sistema SBR es simplemente un conjunto de tanques que operan bajo ciclos de llenado y vaciado. Cada tanque se llena durante un período de tiempo discreto y se opera como un reactor discontinuo (en lote o batch). Después del tratamiento deseado, el licor mezclado se deja sedimentar y el sobrenadante clarificado se desaloja del tanque. La diferencia esencial entre el SBR y el sistema convencional de lodos activados de flujo continuo, es que cada tanque SBR lleve a cabo las funciones de igualación, aeración y sedimentación en una secuencia de tiempo y no de espacio (Wilderer *et al.*, 2001).

El ciclo para cada tanque en un típico reactor SBR está dividido en cinco períodos discretos de tiempo o fases: Llenado, reacción, sedimentación, vaciado y en espera (figura 2.1). El control completo del sistema se logra mediante detectores de nivel y controladores de tiempo.

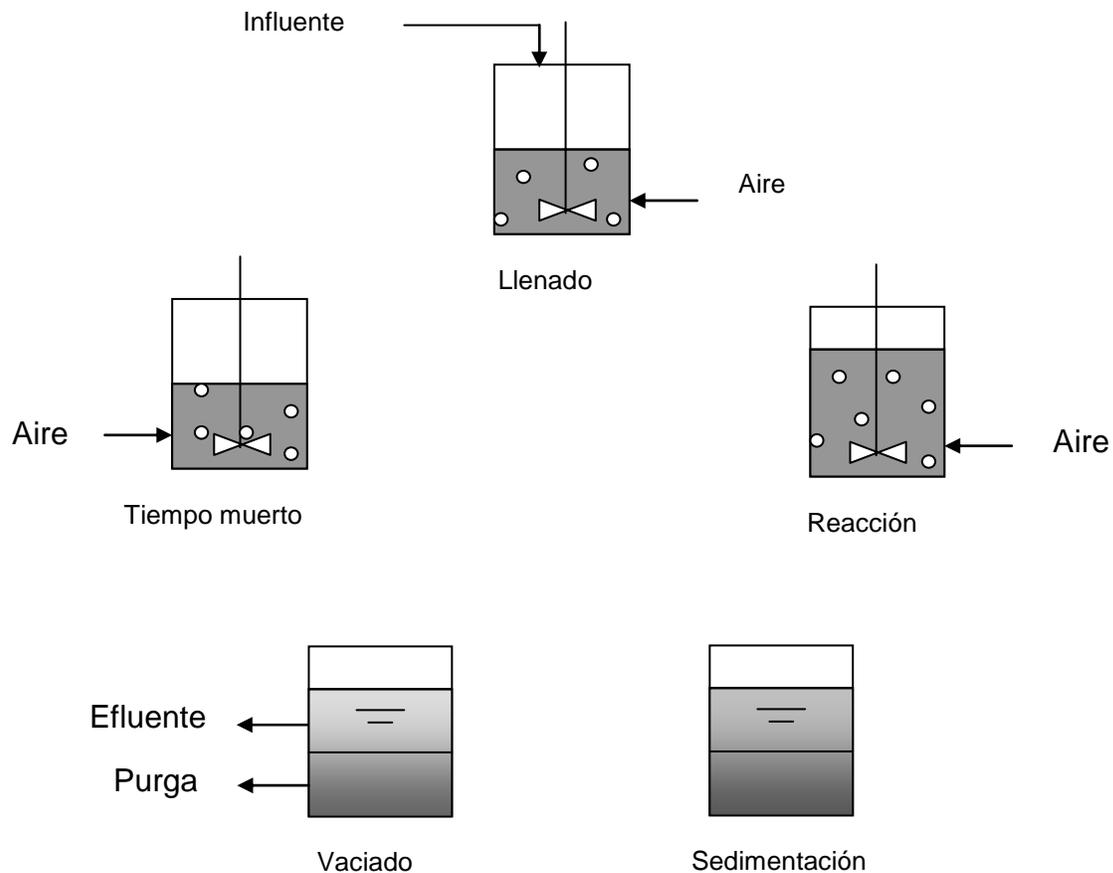


Figura 2.1 Esquema de un reactor por lotes secuenciales, SBR.

Llenado. Puede ser estático, con mezcla sin aeración o con mezcla y aeración, dependiendo de los objetivos del tratamiento. Inicialmente el reactor tiene un volumen mínimo de agua y biomasa en alta concentración. El influente es alimentado de tal forma que existe una buena distribución entre los microorganismos y el sustrato que está entrando ya que durante esta etapa puede estar en funcionamiento la aeración y/o agitación.

Reacción. El tiempo de reacción puede variar de muy pocos minutos hasta más del 50% del tiempo del ciclo. La duración del tiempo de reacción se puede preestablecer por un tiempo específico, por ejemplo 1.5 h, aunque depende del tipo de agua residual (industrial o municipal), o ser indicado por un controlador de nivel en un tanque adyacente que ha terminado su fase de llenado cuando se tienen dos reactores discontinuos trabajando en paralelo (García, 2004).

Sedimentación. Una vez que el sustrato a sido degradado, el sistema de aireación o mezclado se interrumpen para permitir que los lodos sedimenten. Este período varía según las características específicas del reactor y de la sedimentabilidad de los flóculos.

Vaciado. El tiempo dedicado al vaciado puede ser de 5 a más del 30 % del tiempo total del ciclo; sin embargo, se recomienda que no se extienda demasiado debido a problemas causados por la flotación de los lodos. Los mecanismos de vaciado empleados son variados: puede ser simplemente una tubería colocada a cierto nivel con el flujo regulado por una válvula automática o una bomba; o se puede emplear un vertedor ajustable o flotante justo debajo de la superficie del líquido (Wilderer *et al.*, 2001;García, 2004).

Espera o tiempo muerto. Después de la fase de vaciado, el tanque está listo para recibir más agua residual para ser tratada. Si el sistema está diseñado para que el tanque en fase de llenado alcance su nivel máximo de líquido, el tanque que recién está completando su fase de vaciado debe esperar. El periodo entre el vaciado y el llenado se denomina “en espera”. Sin embargo, este tiempo de espera puede utilizarse para desechar el volumen de lodo de purga, que puede ser entre cada ciclo de operación. Es recomendable que el lodo de exceso se deseche con regularidad (Wilderer *et al.*, 2001).

2.4.2 Ventajas y desventajas de un reactor SBR

Ventajas

- ❖ Los procesos de igualación de caudales, sedimentación primaria, tratamiento biológico y sedimentación secundaria pueden llevarse a cabo en un solo reactor.
- ❖ Flexibilidad de operación y control.
- ❖ Requerimientos de mínima área.
- ❖ Reducción de costos con respecto al sistema de lodos activados convencional.

Desventajas

- ❖ Se requieren de altos niveles de equipamiento para control.
- ❖ Altos niveles de mantenimiento comparados con los convencionales.
- ❖ Riesgos de obstrucción de los dispositivos de aeración durante los ciclos de operación.

2.4.3 Aspectos a considerar en el diseño de un SBR

Las descargas de aguas residuales están sujetas a variaciones provocadas por las actividades del día, de la semana y del año. A continuación se describen algunos aspectos de la importancia, que debido a su variación, deben ser considerados en el diseño de reactores de operación discontinua.

Caudal. La condición cambiante con la que cambian las aguas residuales es inevitable y es pronunciada en pequeñas aglomeraciones de habitantes, de servicios públicos, de establecimientos comerciales y de industrias. Esto se debe a que en comunidades pequeñas los sistemas de drenaje amortiguan poco los cambios de caudales y concentraciones de contaminantes.

Carga orgánica aplicada. Debido a que durante la fase de llenado se incrementa la cantidad de sustrato, la carga orgánica se considera cuando se alcanza el volumen de operación normal. En la etapa de aireación o de reacción anaerobia la concentración de sustrato va disminuyendo con el tiempo.

Rapidez de utilización de oxígeno. Al inicio del ciclo la rapidez de utilización del sustrato es tan alta que la demanda de oxígeno excede la capacidad de transferencia del equipo, por lo tanto la concentración de oxígeno disuelto en los inicios de esta fase permanece igual o cercana a cero. Conforme empieza a disminuir la concentración de sustrato, la tasa de utilización de sustrato disminuye, por ende aumenta la concentración de oxígeno.

Duración del ciclo. La duración del ciclo puede variar desde menos de tres horas hasta más de 24. En términos generales el tiempo del ciclo depende de: 1) tiempo de llenado; 2) cantidad y tipo de contaminantes; 3) calidad requerida del efluente; 4) tiempo de sedimentación y 5) tiempo de vaciado. Es evidente que la duración de un ciclo estará principalmente en función de la concentración y tipo de nutrientes.

2.5 Sistemas de medios inmersos

Este tipo de sistemas se caracteriza por tener superficies sólidas estacionarias o móviles inmersas en los reactores. En la actualidad, esta modificación se aplica principalmente para

mejorar las sobrecargas en las plantas de tratamiento de lodos activados sin necesidad de incrementar el volumen del reactor.

2.5.1 *Sistemas de filtro sumergido con "lazos de anillo"*

Este sistema fue desarrollado por Kajima Corporation en Japón. El medio de contacto consiste de delgadas y resistentes fibras de cloruro de polivinilo, las cuales son suspendidas holgadamente. Los lazos de anillos (cadenas) son suspendidos verticalmente en todo el reactor. En este sistema no se requiere sedimentador secundario y su funcionamiento es confiable contra los cambios de cargas y temperaturas (Tyagi y Vembu, 1990).

2.5.2 *Medio de fibra sintética*

Este sistema, desarrollado en china, consiste de arreglos de fibras de seda sintética, el diámetro de cada fibra es de 70 μm ; hay cerca de 81, 000 fibras por paquete que es unido por una línea central, la cual es introducida verticalmente en el tanque de aireación. La porosidad del medio es superior al 99%; el medio suspendido dentro del sistema provee una gran área superficial cercana a 2472 m^2/m^3 . Los valores de la concentración de biomasa son aproximadamente de 5,000 mgSST/l (Tyagi y Vembu, 1990).

2.5.3 *Sistemas con medio móvil de soporte poroso*

Estos sistemas utilizan gran cantidad de pequeños trozos de poliuretano expandido (hule espuma) como medio de soporte. El tamaño de poro del medio de soporte puede variar de 300 a 2500 μm y la densidad del material es igual o cercana al valor del agua.

Proceso Captor: este proceso es comercializado por Simon-Hartley en el Reino Unido, y por Ashbrook-Simon-Hartley en E.U. En este sistema una gran cantidad de cubitos de hule espuma, entre 20,000 y 70,000 por metro cúbico, son introducidos en el tanque de aireación; las dimensiones de los elementos tienen 25*25*12 mm, los cuales ocupan cerca del 15 al 75 % del volumen del tanque; esto significa que la concentración dentro del reactor se encuentra entre 7,000 y 9,000 mg/l de SSLM. El tamaño del poro es cerca de 850 μm . Debido a la necesidad de prescindir del sedimentador secundario, la biomasa es eliminada en un dispositivo externo, exprimiendo los cubitos e introduciéndolos nuevamente al tanque de aireación. El dispositivo de lavado de cubitos puede obtener una concentración de

sólidos arriba de 4 % (Tyagi y Vembu, 1990; Winckler, 1994).

Proceso Linpor: este proceso es comercializado por Linde AG, Alemania, es similar al proceso captor; las mayores diferencias se tienen en la implementación del sedimentador secundario y en el tamaño del medio de soporte. El crecimiento de la biomasa se controla por el mezclado dentro del sistema por lo que no se usa un dispositivo externo para su control. El llenado del medio de soporte dentro del reactor ocupa entre 10 y 40 %. La concentración de biomasa se encuentra entre 5,000 y 8,000 mgSST/l (Tyagi y Vembu, 1990).

El proceso Linpor consiste en el uso de cubos de hule espuma con gran porosidad y dimensiones de 15x15x15 mm por lado. Los cubos son adicionados al tanque de aireación del sistema de lodos activados implementando un sistema híbrido. La adición de los cubos es del orden de 10 a 30% del volumen del tanque de aireación (Morper, 1994).

La finalidad de agregar los cubos de hule espuma al tanque de aireación es incrementar la concentración de biomasa activa, pues siendo un material altamente poroso, se garantiza el crecimiento de microorganismos dentro del material en una gran concentración. Se utilizan difusores de burbuja fina para el mezclado y la transferencia de oxígeno. Estos procesos han resultado ser muy eficientes para la remoción de nitrógeno y material orgánico (DEP, 2002).

3. METODOLOGÍA

En este capítulo se hace una descripción del reactor el cual se encuentra instalado en la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria. Además se describe el medio de soporte, las etapas de experimentación, el programa de muestreo y se hace referencia a los métodos analíticos utilizados.

3.1 Reactor piloto

Para llevar a cabo la parte experimental se trabajó con un reactor de lecho móvil de operación discontinua bajo condiciones aerobias. El tanque es de asbesto con forma cilíndrica, con un volumen útil de 0.95 m^3 , altura de 1.2 m, diámetro de 1.0 m. (figura 3.1).

El sistema se operó bajo condiciones aerobias. En la parte inferior del tanque se colocaron dos difusores de burbuja fina, los cuales se encargan de proveer el oxígeno y mezclado necesarios para el sistema. El aire proviene de un soplador con caudal suficiente para oxigenar de manera constante. También se incluyeron dos bombas centrífugas de $\frac{1}{2}$ HP con impulsor abierto para llenado y recirculación y una de $\frac{3}{4}$ HP de impulsor cerrado para vaciado. Para los muestreos se instalaron bombas peristálticas de cabezal No. 18 (figura 3.2).



Figura 3.1 Reactor piloto de lecho móvil empleado para la fase de experimentación.

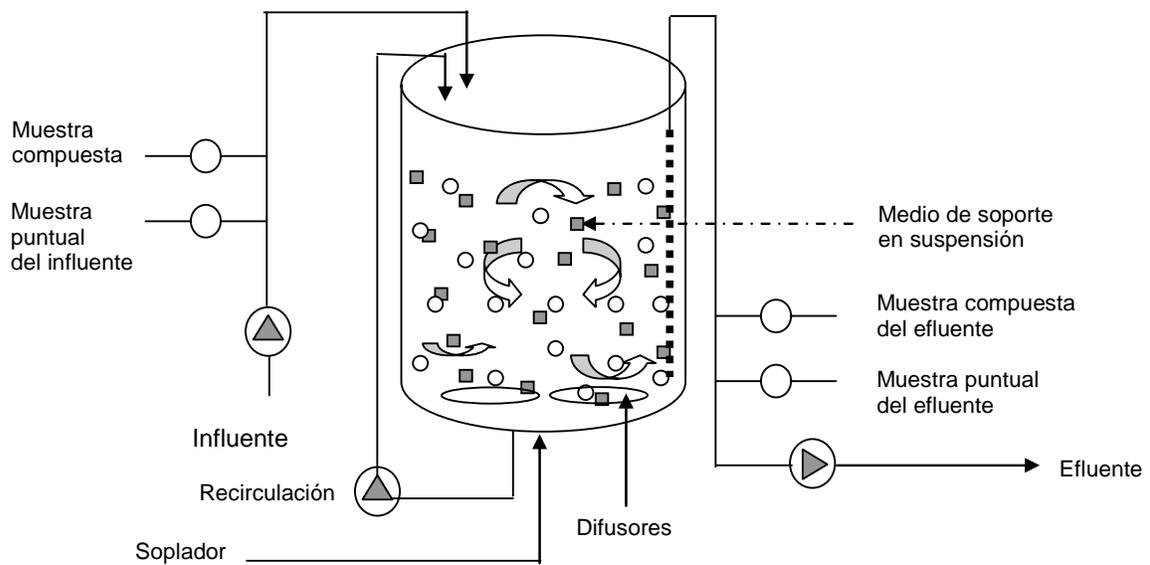


Figura 3.2 Esquema general del reactor discontinuo

3.2 Forma de operación

La operación del reactor se dividió en dos procedimientos diferentes:

1. Operación normal del sistema
2. Operación del sistema para la obtención de los perfiles de contaminantes y las tasas de consumo de oxígeno disuelto.

La operación normal del sistema se realizó en ciclos con una duración de seis horas durante el cual se efectuaron tres fases principales: llenado, reacción y vaciado. Se tomaron muestras en la fase de llenado y vaciado (tabla 3.1). Durante esta última se permitió el vaciado completo del agua tratada quedando dentro del reactor únicamente el material de soporte con los microorganismos.

Tabla 3.1 Operación normal del reactor.

	1er ciclo		2do ciclo		3er ciclo		4to ciclo	
	Arranque	Paro	Arranque	Paro	Arranque	Paro	Arranque	Paro
Soplador (sistema de aireación)	00:10	06:00	06:10	12:00	12:10	18:00	18:10	00:00
Bomba centrífuga de ½ HP con impulsor abierto (llenado)	00:00	00:10	06:00	06:10	12:00	12:10	18:00	18:10
Bomba peristáltica (muestra compuesta influente)	00:00	00:10	06:00	06:10	12:00	12:10	18:00	18:10
Bomba centrífuga de ¾ HP con impulsor cerrado (vaciado)	05:50	06:00	11:50	12:00	17:50	18:00	23:50	00:00
Bomba peristáltica (muestra compuesta efluente)	05:50	06:00	11:50	12:00	17:50	18:00	23:50	00:00

La aireación se llevó a cabo durante la reacción y el vaciado facilitando la salida de los sólidos en suspensión y evitando la acumulación de sólidos en el reactor. En la figura 3.4 se

muestran los ciclos de operación con las condiciones de mezcla y aireación.

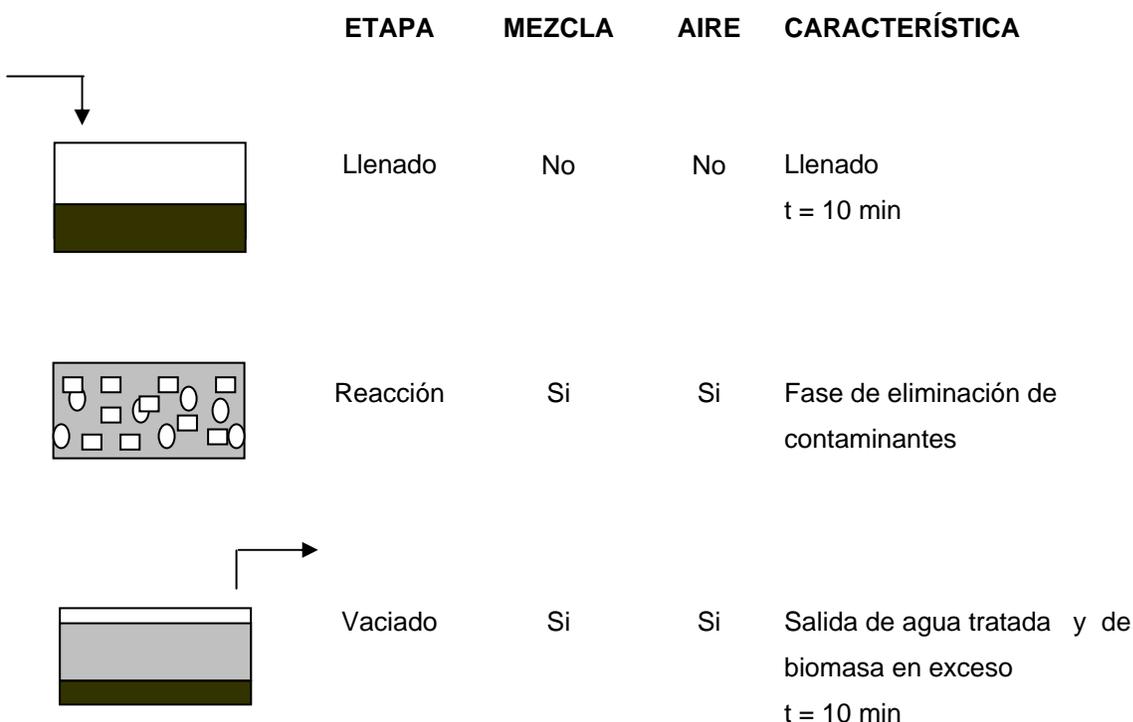


Figura 3.3 Secuencia de operación del reactor piloto discontinuo.

Para el segundo procedimiento de operación se deseaba:

- Determinar las tasas de consumo de oxígeno disuelto y
- Obtención de los perfiles de remoción de contaminantes.

Durante los ciclos seleccionados, la determinación de la tasa de consumo de oxígeno se basó en paros y arranque del sistema de aireación con el fin de obtener la curva de consumo de oxígeno disuelto a diferentes tiempos del ciclo y bajo diferentes concentraciones de contaminantes. La determinación de este valor se realizó colocando un electrodo para medir el oxígeno disuelto (OD) dentro del reactor y capturando la información por medio de un registrador.

3.3 Carga orgánica

De acuerdo con el objetivo planteado la carga orgánica es el principal parámetro de

operación para la operación y el estudio de este sistema.

Durante cada carga orgánica fueron determinadas las concentraciones de oxígeno disuelto. Al término de cada carga orgánica se procedió a extraer una pequeña parte del medio de soporte para observar sus características: crecimiento de biopelícula, color y apariencia, además se realizó la prueba de SST.

El cambio de carga orgánica se debió a la variación de la DQO; sin embargo, esto se produjo debido a que en la PTAR-CU se generó una nueva línea de alimentación de agua residual procedente de la zona de Institutos denominada como GEOS y de la Facultad de veterinaria, es decir, los cambios de DQO se debieron a cambios ambientales por así decirlo. La DQO nunca fue constante a lo largo de la experimentación.

3.4 Medio de soporte

Como medio de soporte para el crecimiento de la biopelícula se utilizaron cubos de hule espuma Elastoflex D-24R de 1cm x 1cm x 1cm; es ligero y de baja densidad permitiendo así su sedimentación que es parte de las condiciones de operación del reactor. La durabilidad del material asegura evitar la deformación por abrasión y a su vez también garantiza su permanencia durante todo el tiempo de operación (figura 3.4).

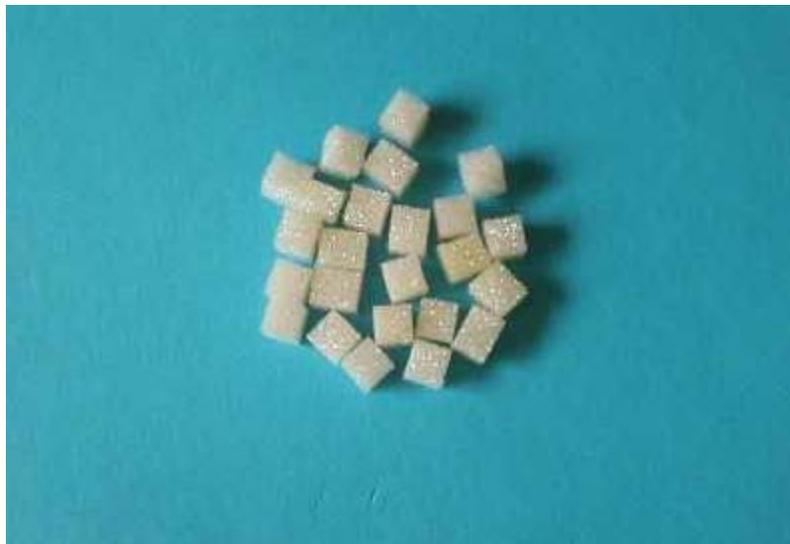


Figura 3.4 Medio de soporte para la inmovilización de microorganismos.

Las Características del medio de soporte son:

Área/cubo	6 cm ²
Volumen/cubo	1 cm ³
Densidad aparente	24 kg/m ³

El material de soporte con microorganismos inmovilizados se caracterizó bajo las diferentes condiciones de operación por medio de observaciones al microscopio y determinaciones de SST, SSV y nitrógeno Kjeldahl. El material limpio fue caracterizado por medio de microscopio electrónico y por peso seco.

3.5 Muestreo y análisis

La toma de muestras se realizó en cada uno de los puntos de muestreo de la siguiente manera (tabla 3.2):

- Las muestras compuestas de 24 horas en el influente y efluente se tomaron 2 veces por semana para conocer los valores promedio para cada carga orgánica (tabla 3.2).
- Durante los ciclos que se utilizaron para determinar las tasas de consumo de oxígeno se tomaron muestras compuestas de influente y efluente. Además se tomaron muestras puntuales del agua del reactor cada 15 minutos. De esta forma se pudo construir curvas de perfiles de concentración (tabla 3.3). Para determinar las tasas de consumo de oxígeno, se suspendió la aeración durante diez minutos e inicia el mezclado por recirculación.

De los diversos parámetros existentes para evaluar la calidad del agua se seleccionaron aquellos que se consideraron fundamentales para la descripción de este tipo de sistema.

Tabla 3.2 Plan de muestreo compuesto

Parámetros	Influyente	Reactor	Efluente	Material de soporte	Frecuencia de medición
pH	✓		✓		Diario
Temperatura	✓		✓		Diario
Oxígeno disuelto		✓			Diario
DQO _{Total}	✓		✓		2 veces x semana
DQO _{Sedimentada}	✓		✓		2 veces x semana
SST	✓		✓	✓	2 veces x semana
N - NH ₄ ⁺	✓		✓		2 veces x semana
N - NO ₃ ⁻	✓		✓		2 veces x semana
N - orgánico				✓	2 veces x semana
P - PO ₄ ³⁻	✓		✓		2 veces x semana

Tabla 3.3 Plan de muestreo puntual

Parámetro	I	I _R	10:15	10:30	10:45	11:00	11:15	11:30	11:45	12:00	12:15	12:30	12:45
pH													
T													
OD													
PO ₄													
NO ₃													
NH ₄													
DQO _T													
DQO _S													
SST													

Parámetro	13:00	13:15	13:30	13:45	14:00	14:15	14:30	14:45	15:00	15:15	15:30	15:45	E
pH													
T													
OD													
PO ₄													
NO ₃													
NH ₄													
DQO _T													
DQO _S													
SST													

En la tabla 3.4 se indican los métodos de análisis que fueron empleados en laboratorio para el análisis de las muestras.

Tabla 3.4 Técnicas analíticas.

Parámetros	Técnicas analíticas
Temperatura	Termómetro
pH	Electrodo
OD	Electrodo de membrana
DQO	Flujo cerrado por fotometría*
SST	Método normalizado (masa seca)
SSV	Método normalizado (masa seca y combustión a 550°C)
Biomasa	Métodos normalizados
N – orgánico	Macro – Kjeldahl*
N – NH ₄ ⁺	Reacción de Berthelot*
N – NO ₃ ⁻	Reacción con ácido sulfúrico (colorimetría de la formación de un nitrocompuesto)*
P – PO ₄ ³⁻	Reacción de fosfomolibdeno*

* Reactivos Merck, todos estandarizados

4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En este capítulo se presentan los resultados obtenidos en la etapa experimental con el fin de interpretar el comportamiento del sistema para las condiciones planteadas. En los gráficos se muestran los resultados obtenidos durante la operación del reactor.

4.1 Caracterización del material de soporte

Como ya se mencionó anteriormente se utilizó hule espuma, el cual fue seleccionado por su porosidad y baja densidad (24 kg/m^3). En la tabla 4.1 se resumen los resultados finales de la caracterización del material de soporte utilizado en el experimento.

Tabla 4.1 Caracterización del material de soporte

Característica	Valor promedio
Material	Hule espuma
Porosidad del material	98%
Porosidad del lecho	48%
Área específica externa	$290 \text{ m}^2/\text{m}^3$

Se tomaron fotografías en el microscopio electrónico de barrido para observar la regularidad de los poros y la superficie del material. En la figura 4.1a se puede observar la conexión entre los poros a 24 aumentos. En la figura 4.1b se puede apreciar un acercamiento a 900

aumentos de este mismo material en donde se puede constatar que superficie del material es rugosa.

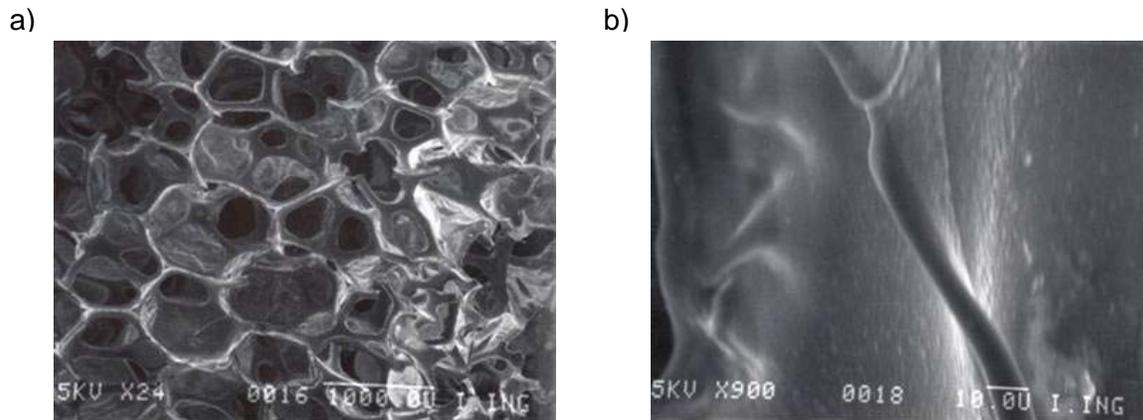


Figura 4.1 a) Hule espuma a 24 aumentos b) Hule espuma a 900 aumentos.

4.2 Parámetros fisicoquímicos

Dentro de los parámetros más importantes están la temperatura y el potencial de hidrógeno. A continuación se presentan los parámetros antes mencionados durante toda la fase de experimentación y para una vista general se muestra la tabla 4.2.

4.2.1 Temperatura

La temperatura fue determinada diariamente dentro del reactor durante el período de experimentación al medio día, la temperatura osciló entre 17.4 y 20.4°C presentando un promedio de 19°C; durante el día la temperatura tiende a aumentar mientras que en las noches disminuye, dependiendo de la época del año. En la figura 4.2 se presenta una corrida experimental de la temperatura a lo largo de cinco días donde se puede apreciar claramente el comportamiento de la temperatura a lo largo de los días y de los ciclos. La temperatura mínima y máxima alcanzada esos días fue de 17.9 y 23.4°C respectivamente, el promedio de esos días se encontró alrededor de 20.6°C.

La cinética de las reacciones es afectada de manera directa y proporcional por la temperatura. El incremento de esta favorece las actividades biológicas (González-Martínez y Elías-Castro, 1989; Winkler, 1994; Murrat *et al.*, 2003). La difusividad de los nutrientes y el oxígeno disminuyen al aumentar la temperatura por lo que disminuye la solubilidad del

oxígeno en el agua (Winkler, 1994; González y Elías, 1989). A más de 30°C el valor de la solubilidad del oxígeno disminuye hasta un punto en el cual casi desaparece (González-Martínez y Elías-Castro, 1989). Las reacciones biológicas se producen eficientemente en un rango de operación de 10 a 30°C (WPCF, 1988). La magnitud de los efectos está relacionado con las características del agua residual y de otros factores físicos (Eckenfelder, 1995).

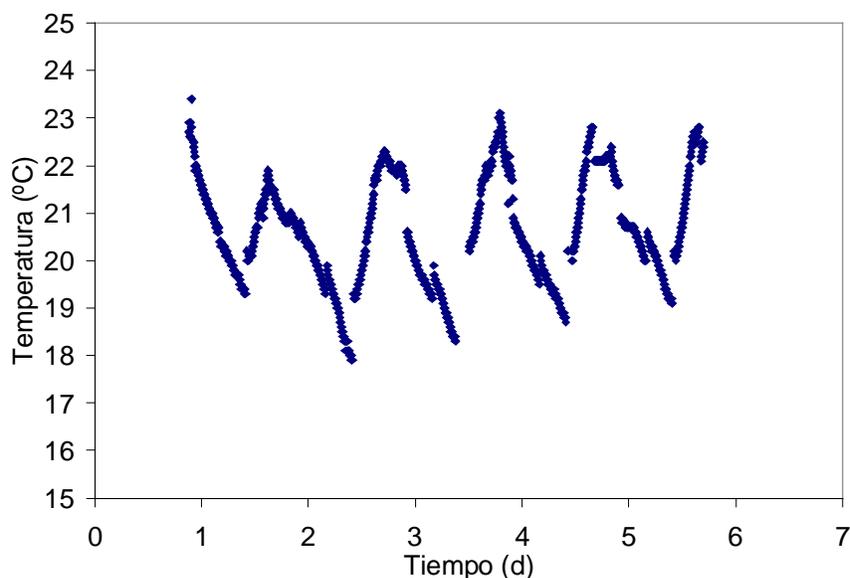


Figura 4.2 Comportamiento de la temperatura a lo largo de cinco días.

4.2.2 Potencial hidrógeno

Hay dos procesos principales por los cuales disminuyen el pH dentro de los sistemas: el primero es por adición un ácido al agua residual y el segundo es por consumo de alcalinidad durante los procesos de nitrificación. Los microorganismos tienden a crecer en un intervalo limitado de pH y, aún dentro de este intervalo, frecuentemente cambian su metabolismo como resultado de un cambio de incluso 1-1.5 unidades de pH. En general las bacterias crecen en un intervalo de pH de 4 a 8 (Scragg, 1996). Los procesos de lodos activados operan efectivamente en un rango de pH entre 6.5 y 8.5 (Winkler, 1994). Las tasas de nitrificación tienden a disminuir en pH inferiores a 5.5 mientras que la desnitrificación se ve favorecida a pH neutro con una ligera tendencia a la alcalinidad (Winkler, 1994).

El pH del influente se mantuvo en un intervalo entre 7.5 y 8.3. El pH del efluente se encontró en un intervalo entre 7.2 y 7.8 presentando un promedio de 7.5; el efluente mostró una ligera tendencia a incrementar conforme aumentaba la carga orgánica (figura 4.3).

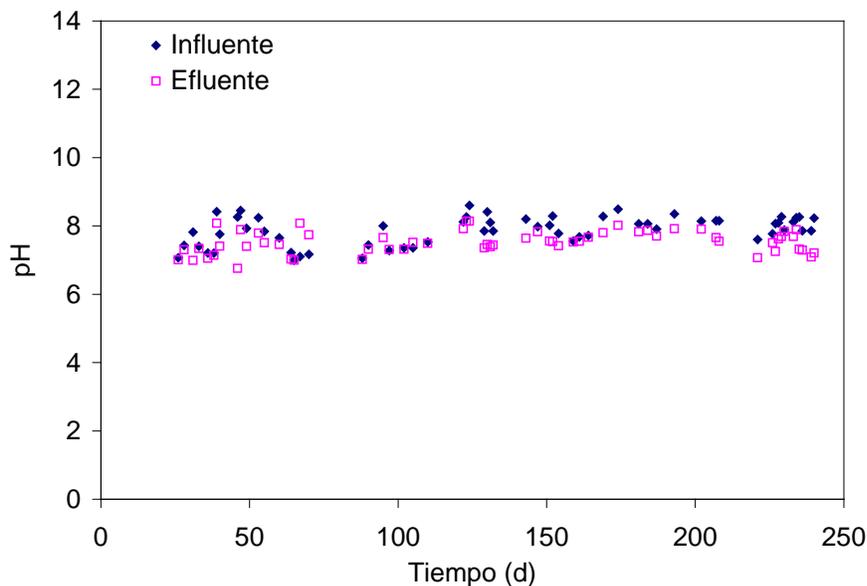


Figura 4.3 pH durante el período de experimentación.

4.3 Parámetros generales

Debido a modificaciones realizadas en los sistemas de colección de aguas residuales en Ciudad Universitaria la DQO se empezó a incrementar a partir del día 188.

4.3.1 Carga orgánica

La carga orgánica es la principal variable en este trabajo. Se observa en la figura 4.4 una tendencia a incrementarse conforme pasan los días de experimentación debido a que Ciudad Universitaria aumentó el área de captación de aguas residuales a partir del día 188. Al aumentar la DQO de entrada se incrementa la carga orgánica debido a variaciones en las condiciones ambientales. El área superficial del material de soporte y el volumen de recambio en cada ciclo se mantuvieron constantes.

La figura 4.4 muestra el comportamiento de la carga orgánica durante todo el trabajo experimental. Debido a modificaciones que hizo Ciudad Universitaria en los colectores de drenaje, se captaron aguas residuales de la zona de institutos llamada GEOS y de la

Facultad de Veterinaria haciendo que las concentraciones de contaminantes aumentaran paulatinamente desde el día 188. El aumento de la carga orgánica después del día 200 se aprecia como un reflejo del aumento de la DQO (comparar figura 4.5).

En una etapa anterior del proyecto, la carga orgánica con la que se obtuvieron mejores remociones fue la de 6 gDQO/m²·d (González-Martínez *et al.*, 2001).

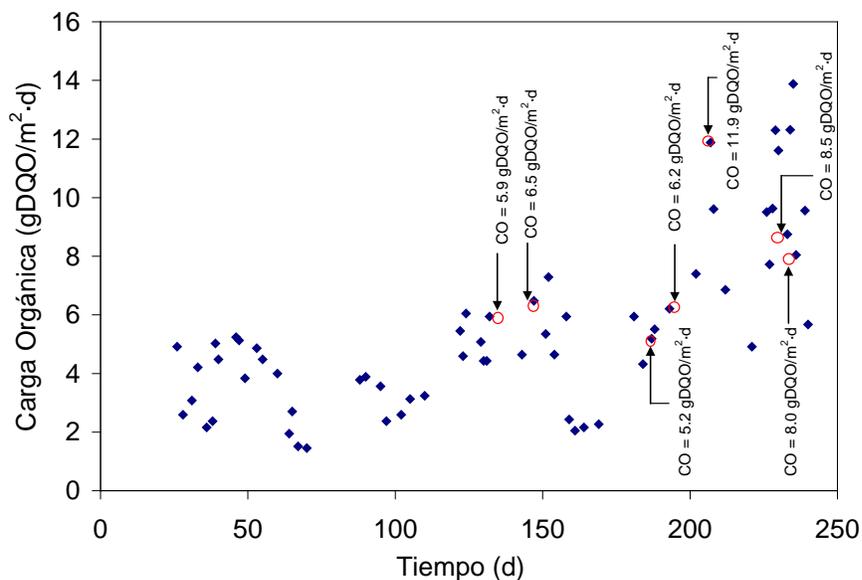


Figura 4.4 Carga orgánica durante el período de experimentación.

Los círculos mostrados en la figura 4.4 representan los ciclos de experimentación seleccionados. Se ahondará más sobre ellos en el inciso 4.4.

4.3.2 Demanda química de oxígeno

Durante todo el período de experimentación se determinó la DQO de muestras compuestas constituidas por los cuatro ciclos del día. Mediante la DQO se determinó el contenido de materia orgánica por lo que a continuación se presentan los resultados de la degradación de la materia orgánica total y sedimentada.

En un inicio la DQO_{Total} del influente se mantuvo entre 100 y 200 mg/l hasta el día 188, con algunas excepciones. A partir de los días subsecuentes cambió la carga orgánica debido a que la DQO_{Total} alcanzó valores cercanos a 400 mg/l. La DQO_{Total} promedio de la fase de experimentación fue de 181 mg/l con una desviación estándar de ± 96 (ver figura 4.5)

presentándose remociones de 16 a 58 % a lo largo de la fase de experimentación, se obtuvo un promedio de 37%.

La parte fácilmente biodegradable se determinó mediante la $DQO_{Sedimentada}$ debido a la sencillez de la técnica y a que, así, los resultados son comparables con los obtenidos en la etapa anterior del proyecto (González-Martínez *et al.*, 2001).

En la figura 4.6 se observa que el influente presentó valores de $DQO_{Sedimentada}$ desde 39 hasta 203 mg/l. Al ir en aumento la $DQO_{Sedimentada}$ de entrada la $DQO_{Sedimentada}$ del efluente también va en aumento, esta última presentó un valor promedio de 43 mg/l. Se observó que los valores tienden a mantenerse bajos sin importar la carga orgánica que se presente, a excepción de los últimos 50 días de experimentación en donde la CO llega a ser hasta de 14 mgDQO/m²-d. El intervalo de remoción de $DQO_{Sedimentada}$ para este caso va de 35 hasta 85 % con un valor promedio de 60%.

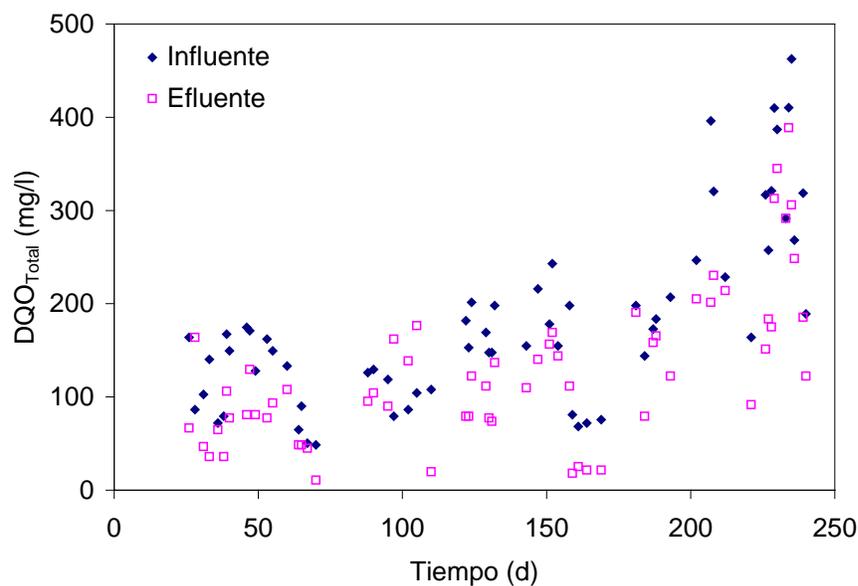


Figura 4.5 DQO_{Total} durante el período de experimentación.

González-Martínez *et al.* (2001) presenta remociones de $DQO_{Sedimentada}$ de 47 y 44 % para una carga orgánica de 2.9 y 10 gDQO/m²-d, respectivamente. El sistema Kaldness ha reportado en diversas plantas de tratamiento remociones de DQO de 94 % para la carga orgánica de 6.4 gDQO/m²-d mientras que para cargas orgánicas de 1.6 gDQO/m²-d presenta remociones del 91.4 % (Rusten *et al.*, 1997).

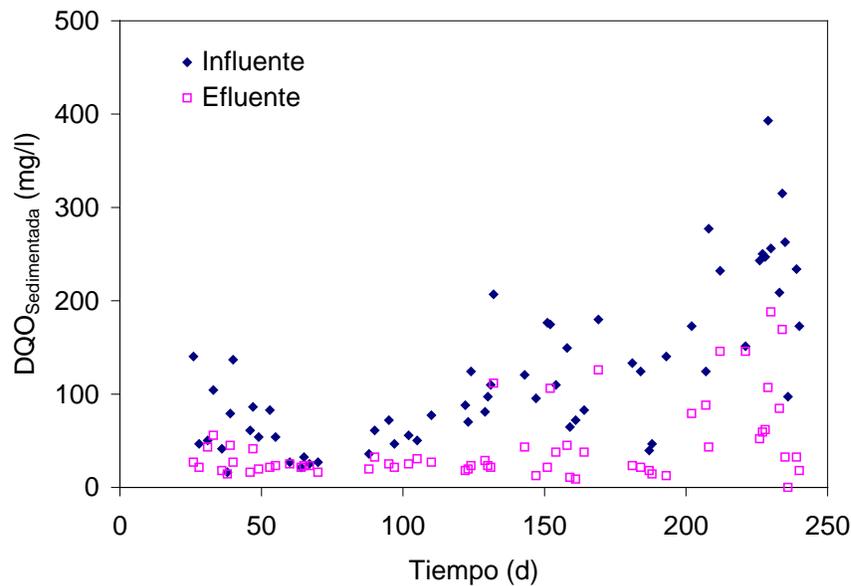


Figura 4.6 $DQO_{Sedimentada}$ durante el período de experimentación.

4.3.3 Sólidos suspendidos totales

La figura 4.7 muestra el comportamiento de los SST durante todo el trabajo experimental. En los primeros días se observa una reducción de sólidos en el efluente pero a medida que pasan los días tienden a incrementarse los sólidos. Estos sólidos son la suma del material contenido en el influente y del desprendimiento de la biopelícula. A partir del día 158 se introdujo otro difusor al sistema para aumentar la transferencia de oxígeno. Esto ocasionó que se generarán más sólidos de lo normal ya que aumentó la turbulencia dentro del reactor ocasionando una mayor fricción entre el medio de soporte. En promedio el influente entró con 85 mgSST/l, mientras que el efluente presentó 106 mgSST/l. El sistema Kaldness reporta producciones de sólidos volátiles del 84%, que básicamente consisten en material inerte del influente y desprendimiento de la biopelícula (Rusten *et al.*, 1998). Para el proceso Captor Golla (1994) comenta que su influente contenía entre 50 y 90 mgSST/l mientras que su efluente presentó de 1 a 4 mgSST/l.

En la figura 4.7 se observa en general que los valores de SST del efluente son superiores a los del influente, aumentando las diferencias después del día 150, indicando una mayor producción de biomasa o un mayor desprendimiento de biopelícula.

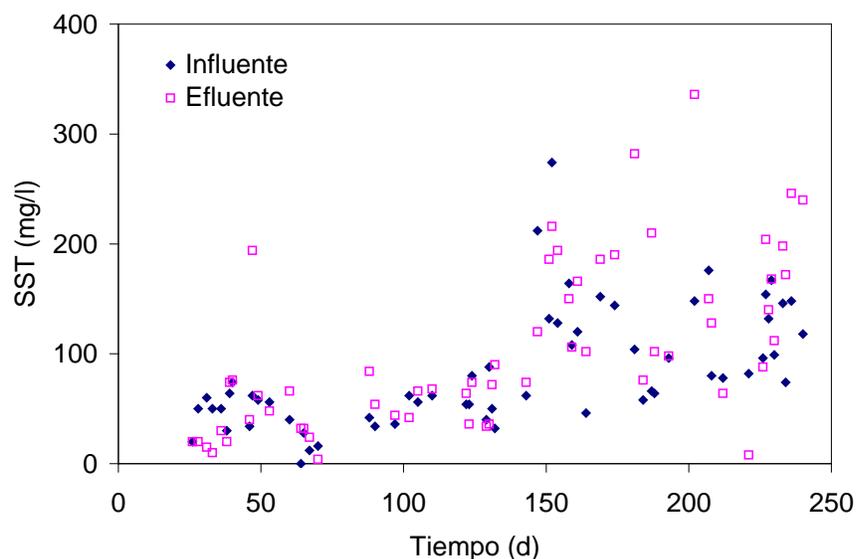


Figura 4.7 SST durante el período de experimentación.

4.3.4 Compuestos nitrogenados

A continuación se presentan los resultados de los compuestos nitrogenados donde se muestra una producción de nitratos y una reducción de amonio.

4.3.4.1 Amonio

Las concentraciones de N-NH_4^+ tanto del influente como del efluente presentan un comportamiento disperso. El influente mostró concentraciones entre 16.9 y 42.7 mg/l con un promedio en 29.8 mg/l. Al no mantener un influente constante las concentraciones del efluente tampoco lo son. El efluente presentó variaciones entre 7.5 y 32 mg/l con un promedio de 19.8 mg/l. A partir del día 181 se observa una remoción significativa que seguramente se debió al aumento de concentración de oxígeno dentro del reactor, la cual favoreció el proceso (figura 4.8). Se obtuvieron remociones que van desde 13 hasta 67 % con un promedio de 40%.

Hur *et al.* (2004) presenta remociones de amonio del 92.7 % para un sistema con dinámica de flujo aireado intermitentemente. Para el proceso Linpor se presentan remociones de N-NH_4^+ del 54 al 67 %, garantizando como mínimo para todo el proceso un 50% (Morper y Wildmoser, 1990).

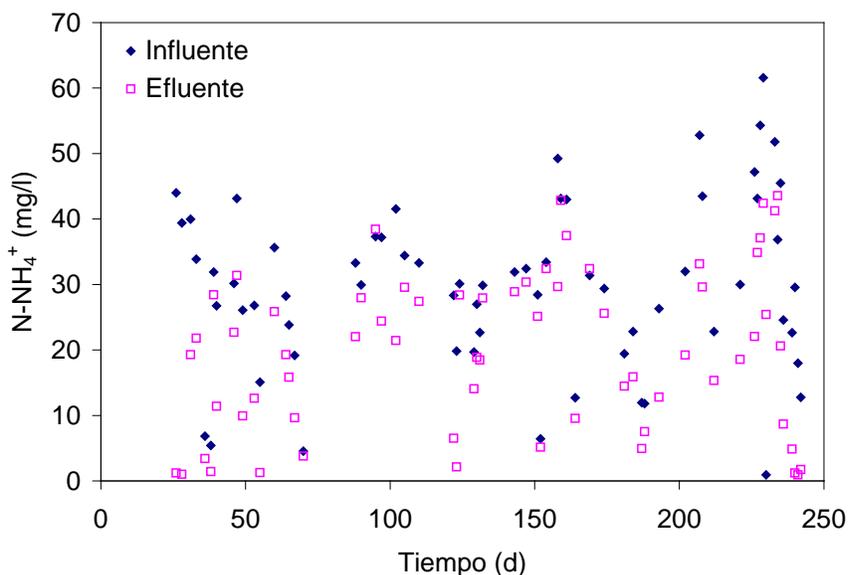


Figura 4.8 N-NH₄⁺ durante el período de experimentación.

4.3.4.2 Nitratos

En el influente los nitratos permanecieron siempre en un intervalo de 0.3 a 2.1 mg/l, salvo en un par de ocasiones en que llegó a tener una concentración de 3.0 mg/l (figura 4.9). Rusten (1998) reporta también estas concentraciones relativamente altas para un influente.

En la figura 4.9 se observa que el efluente fue variable con concentraciones de 0.3 a 27.2 mg/l con un promedio en 6.3 mg/l. Donde al inicio del trabajo se observa una producción de nitratos que alcanza concentraciones cercanas a los 14 mg/l. A partir del día 70 la concentración (producción) disminuye para alcanzar los valores más bajos hacia el día 150 para después incrementar hasta el final del trabajo experimental. La temperatura en los días 100 a 150 alcanzó los 23°C y la concentración de oxígeno disminuyó hasta valores de 0.5 mg/l por lo que esto pudo ser un factor determinante para que en esos días la producción de nitratos disminuyera. Al aumentar la temperatura disminuye la transferencia de oxígeno hacia el líquido, lo que se ve reflejado en la concentración de nitratos y aunque el incremento de esta favorece la actividad biológica el oxígeno se vuelve un reactivo limitante reduciendo el metabolismo microbiano. Aunado a esto se observó también una disminución en la DQO_{Total}, lo que repercute en una reducción en la carga orgánica. Como ya se mencionó anteriormente, a partir del día 181 se incrementó la concentración de oxígeno para mejorar la eliminación de contaminantes.

Rostron (2001) comenta que la nitrificación ha mostrado ser sensible ante los cambios de temperatura, oxígeno disuelto, demanda química de oxígeno y a la inhibición del sustrato.

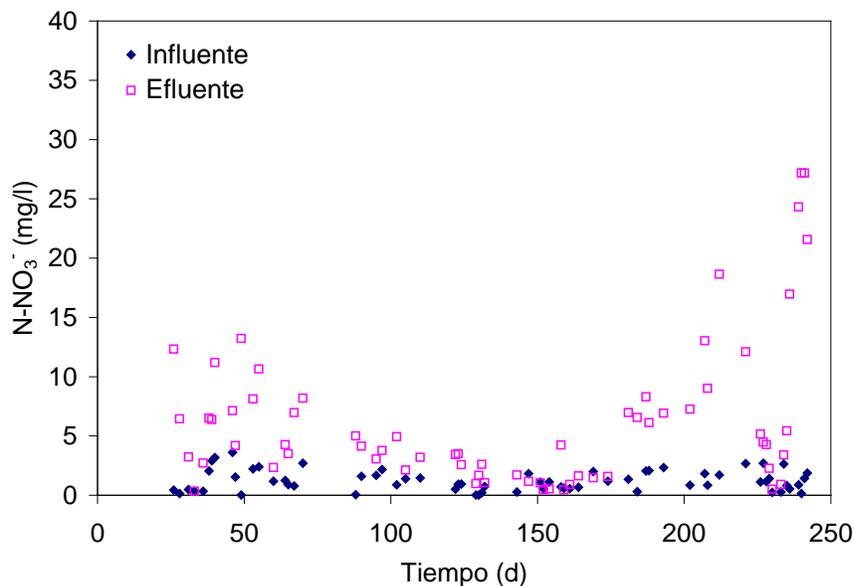


Figura 4.9 N-NO_3^- durante el período de experimentación.

4.3.5 Fósforo de ortofosfatos

En general la eliminación de P-PO_4^{3-} fue deficiente (figura 4.10). Durante los primeros 150 días el influente entró con una concentración promedio de 4.9 mg/l mientras que el efluente tuvo un promedio en 3.9 mg/l. En los últimos 100 días el reactor presentó un comportamiento irregular obteniendo un valor promedio de 5.9 mg/l para el influente. En el efluente se determinó una concentración de 5.0 mg/l. Se observa que la concentración de P-PO_4^{3-} en el influente tendió a incrementarse paulatinamente a lo largo del período de experimentación, por tanto, también hubo un incremento en el efluente. Se tuvo una remoción promedio del 25%. Las remociones más altas se reportaron en los últimos días de experimentación, esto coincide con el aumento de oxígeno disuelto en el sistema. Rusten (1993) obtuvo eficiencias de remoción del 93% para P total y 96% para P-PO_4^{3-} al combinar sus reactores sus reactores de lecho móvil con precipitación química de fosfatos.

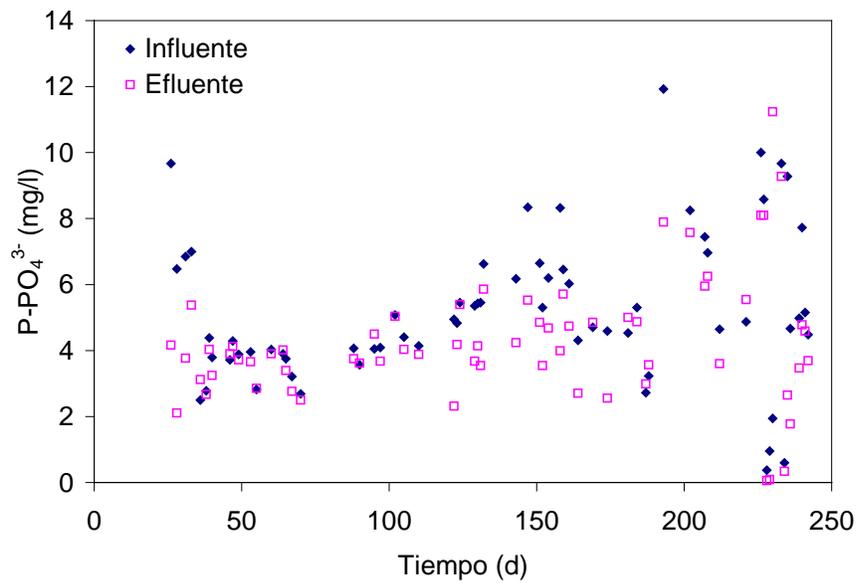


Figura 4.10 Ortofosfatos durante el período de experimentación.

4.3.6 Resumen de resultados de las muestras compuestas

En la tabla 4.2 se presenta un resumen de los parámetros promedio arrojados por las muestras compuestas de 24 horas.

Tabla 4.2 Resumen de resultados del período de experimentación.

	Promedio	Desviación estándar	% Remoción
T (°C)	19	1.4	-
pH			
Influyente	7.9	0.41	-
Efluente	7.5	0.34	
CO (gDQO/m ² ·d)	5	3	-
DQO _{Total} (mg/l)			
Influyente	181	96	37
Efluente	127	82	
DQO _{Sedimentada} (mg/l)			
Influyente	121	82	60
Efluente (mg/l)	43	41	
SST (mg/l)			
Influyente	85	53	-
Efluente	106	77	
NH ₄ ⁺ (mg/l)			
Influyente	29.8	12.9	40
Efluente	19.8	12.3	
N-NO ₃ ⁻ (mg/l)			
Influyente	1.2	0.9	-
Efluente	6.3	6.3	
P-PO ₄ ³⁻ (mg/l)			
Influyente	5.2	2.3	25
Efluente	4.2	4.9	

4.4 Parámetros de respuesta

En este inciso se presentan los parámetros que describen el comportamiento del reactor durante los ciclos de experimentación seleccionados.

4.4.1 Temperatura

La temperatura se monitoreó dentro del reactor durante las seis horas que duraron los ciclos, se midió a una profundidad de 10 a 20 cm por debajo de la superficie. La temperatura de entrada se encontró entre 18 y 23°C para todos los ciclos. Debido al calor desprendido por el sistema de mezclado, en general en todos los ciclos la temperatura tiende a aumentar conforme transcurre el tiempo.

En la figura 4.11 se presentan las temperaturas de los ciclos representativos seleccionados. Para la carga 5.2 gDQO/m²·d se registró un incremento desde 18.8°C al inicio para finalizar con 21.2°C, durante el tiempo de reacción (inciso a). La carga 5.9 gDQO/m²·d inició con una temperatura de 18°C y finalizó con 21°C observándose un incremento de 2°C (inciso b). La diferencia en el incremento de temperatura en el inciso b llega a un máximo para después empezar a descender. El principal efecto de la temperatura recae sobre la cinética de eliminación de contaminantes al modificar la rapidez de las reacciones asociadas al metabolismo microbiano (González-Martínez y Elías-Castro, 1989).

Para las cargas orgánicas 6.2 y 6.5 gDQO/m²·d la temperatura presentó un aumento gradual de temperatura iniciando en 18 y 19°C para finalizar en 22 y 22.8°C respectivamente, presentando diferencias de temperatura de 4 y 3.8°C.

Los cambios de temperatura dependen mucho de la época del año, en invierno y en la época de lluvias tiende a ser inferior a los 20°C mientras que en la primavera y en verano se alcanzan temperaturas superiores, esto es relativo ya que el clima en la Ciudad de México es cambiante. Durante las noches la temperatura tiende a disminuir a diferencia del día, en donde se alcanza la temperatura máxima entre las 12 y 16 horas. Es por ello que cada uno de los perfiles de temperatura presentados son diferentes entre si y dependientes de las condiciones climatológicas del día de muestreo.

En las cargas 8.0 y 11.9 gDQO/m²·d no se aprecia claramente el comportamiento ascendente debido a que se cambió el equipo de medición de temperatura (termopar) por un termómetro convencional.

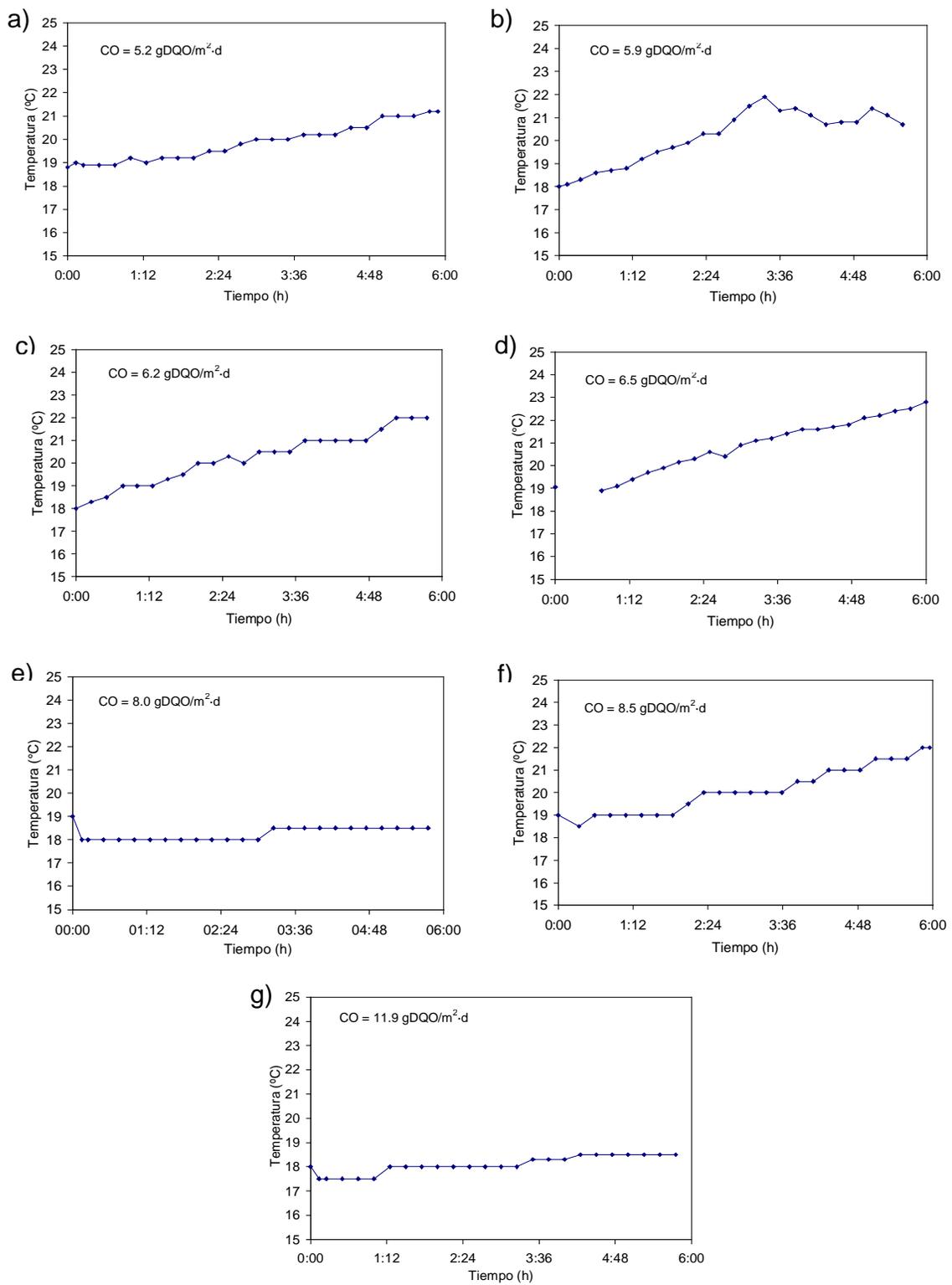


Figura 4.11 Temperatura en diferentes cargas orgánicas.

4.4.2 pH

El pH en todos los ciclos tiende a disminuir para encontrarse al final del ciclo cerca de un pH neutro. Es recomendable mantener el pH cercano a la neutralidad ya que es una manifestación de un reactor estable.

El pH tiene un efecto selectivo sobre la composición de poblaciones microbianas al ser, en forma análoga a la temperatura, un factor que afecta a las condiciones del medio (González y Elías, 1989). Las aguas ácidas o alcalinas son indeseables debido a que son corrosivas o presentan dificultades en su tratamiento (Tebbutt, 1998).

En todos los casos de la figura 4.12 se observa el mismo comportamiento básico: el valor de pH tiende a disminuir, en menos de una unidad, desde el inicio de la reacción (llenado del reactor) hasta el final del ciclo. Únicamente en los dos últimos casos se observan diferencias de aproximadamente una unidad de pH entre el inicio y la terminación del ciclo. De ello se infiere que es un proceso estable y que no existe una influencia significativa por parte del pH a modificar condiciones o poblaciones microbianas. Los microorganismos tienden a crecer en un intervalo limitado de pH pudiendo cambiar su metabolismo como de un resultado de diferencias de 1.0 a 1.5 unidades de pH (Scragg, 1996). Es importante mantener el pH sin modificaciones significativas dentro del intervalo recomendado entre 6.5 – 8.5 (González-Martínez y Elías-Castro, 1989).

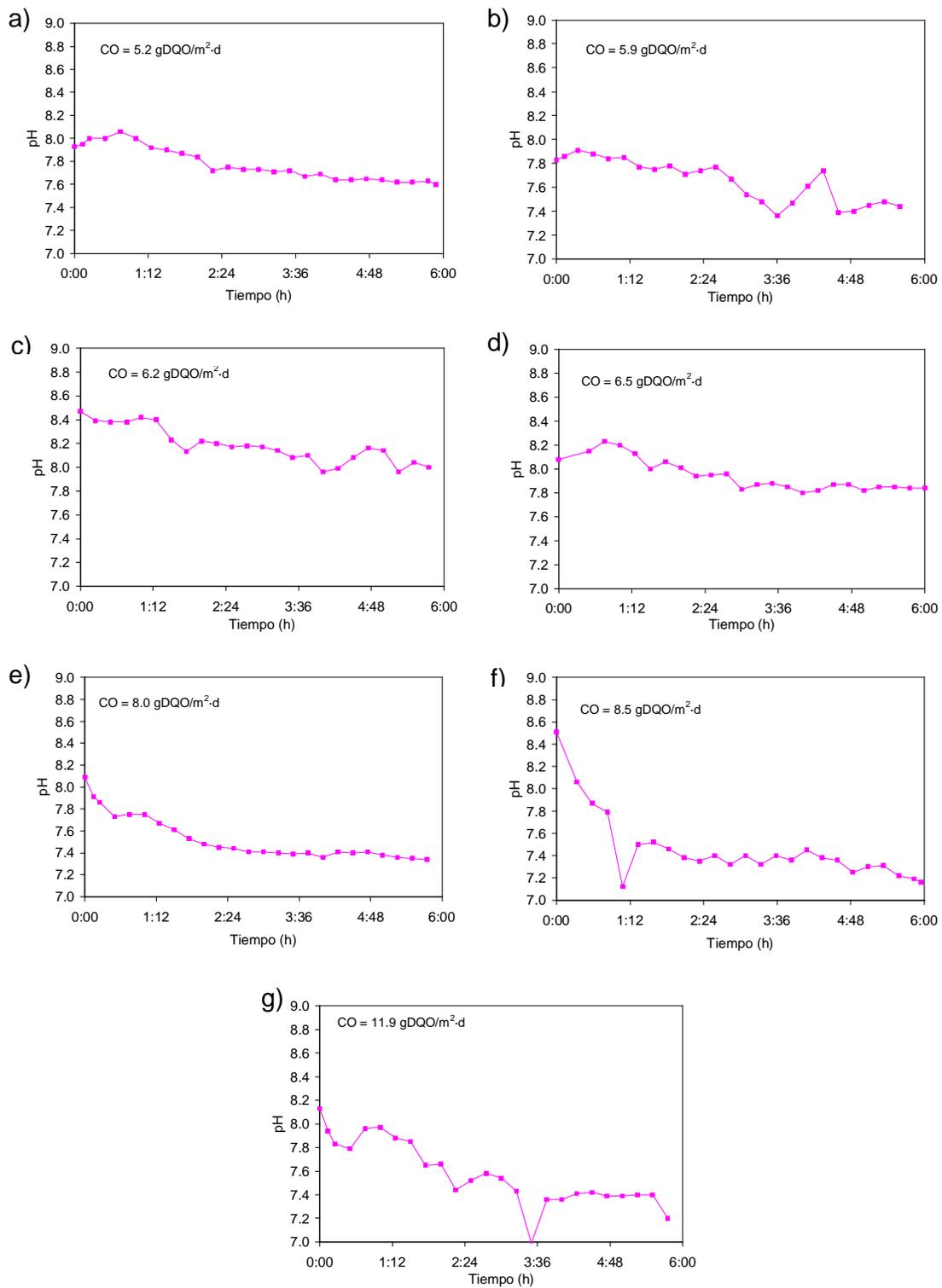


Figura 4.12 pH en diferentes cargas orgánicas.

4.4.3 Demanda química de oxígeno

La carga orgánica presentada en cada uno de los ciclos representados se calculó con los valores de DQO de las muestras compuestas de ese día. Cada uno de estos ciclos se presenta en la figura 4.13.

Inciso a. La DQO_{Total} de entrada fue de 88 mg/l mientras que el efluente se encontró en 148 mg/l. Este aumento pudo deberse al aumento en la concentración de sólidos y probablemente lo que afectó en gran medida fue la baja DQO registrada a la entrada. Si compara este caso con otros ciclos, las DQO_{Total} registradas a la entrada son cercanas a los 300 mg/l. Estos presentan también en su mayoría un incremento en la concentración de sólidos a lo largo del ciclo por lo que se piensa que el problema fue la baja DQO en el efluente. La carga orgánica registrada en este día fue de 5.2 gDQO/m²·d.

Inciso b. La DQO_{Total} entró con 364 mg/l y salió con 193 mg/l presentando un porcentaje de remoción del 47%, mientras que la $DQO_{Sedimentada}$ a la entrada presentó una concentración de 272 mg/l y a la salida 54 mg/l obteniendo una remoción del 80%. La carga orgánica del día fue de 5.9 gDQO/m²·d.

Inciso c. La carga orgánica que se presentó este día fue de 6.2 gDQO/m²·d. La DQO_{Total} del influente fue de 338 mg/l. Se presentó un incremento después de iniciada la reacción, alcanzando un punto máximo de DQO de 563 mg/l para empezar a decrecer posteriormente. Se finalizó con 185 mg/l presentando una remoción de 45%. Este comportamiento puede deberse al incremento en los SST que se da precisamente a la misma hora que se incrementa la DQO_{Total} . El comportamiento de la $DQO_{Sedimentada}$ fue más estable; en la entrada y salida se detectaron valores de 142 y 27 mg/l respectivamente, obteniendo una remoción de 88 %.

Inciso d. La carga orgánica de este ciclo fue de 6.5 gDQO/m²·d. La DQO_{Total} de entrada fue de 324 mg/l y, a pesar de algunas irregularidades a lo largo del ciclo, se observa un ligero descenso hasta llegar a una concentración de 265 mg/l. Con estos resultados se obtuvo una remoción del 18 %, la cual es baja comparada con otros experimentos. Comett *et al.* (2004) obtuvieron remociones de DQO_{Total} de 47% para un reactor con el mismo medio de soporte. La $DQO_{Sedimentada}$ de entrada fue de 100.8 mg/l observándose un decremento paulatino; la

salida fue de 23 mg/l con una remoción del 77 %. Este resultado es satisfactorio comparándolo con un trabajo anterior, el cual, para una carga orgánica de 6 gDQO/m²-d, tuvo una remoción del 45 % (González *et al*, 2001).

Inciso e. En este día se presentó una carga orgánica de 8.0 gDQO/m²-d. Se determinó en el agua residual una DQO_{Total} de 299 y de 115 mg/l en la entrada y salida del reactor, con una remoción del 61%. Para la DQO_{Sedimentada} se presentó una remoción cercana al 94%, con un influente de 167 mg/l y un efluente inferior a 10 mg/l. La DQO_{Sedimentada} presenta variaciones importantes en sus valores, por lo que se optó por tomar el valor final como 10 mg/l. Los puntos en la figura que muestran un valor de cero mg/l fueron registrados durante una hora consecutiva en donde el mezclado no era homogéneo y posiblemente sedimentaron los SST eliminando su influencia sobre el valor de la DQO.

Inciso f. Para una carga de 8.6 gDQO/m²-d, la remoción de la DQO_{Total} presentó una remoción del 10 % con valores en el influente y efluente de 283 y 254 mg/l, respectivamente. Comparando estos valores con los resultados de los ciclos anteriores la remoción es baja. La mayor remoción de DQO_{Sedimentada} se presentó en la primera hora de la reacción: El agua entró con una DQO de 178 mg/l. Después de la primera hora se tenía una DQO de 41mg/l. Se finalizó el ciclo con una DQO de 38 mg/l y una remoción de 79 %. En las tres últimas horas los valores fueron casi constantes.

Inciso g. Para la DQO_{Total} se detectaron valores de 308 y 456 mg/l en la entrada y salida, respectivamente. No existió un comportamiento homogéneo a lo largo del ciclo. Se observa una tendencia a incrementarse conforme avanzan las horas. Como ya se mencionó en algunos casos anteriores donde sucedió lo mismo, este aumento en la DQO puede deberse al incremento en la concentración de SST. En el caso de la DQO_{Sedimentada} tampoco se observó un comportamiento estable, aunque existe una tendencia a disminuir, presentando en la última hora valores más estables. La DQO de entrada se presentó en 230 mg/l mientras que la salida fue de 27 mg/l obteniéndose de estos resultados una remoción del 88%. La carga orgánica obtenida en este día fue de 11.9 gDQO/m²-d.

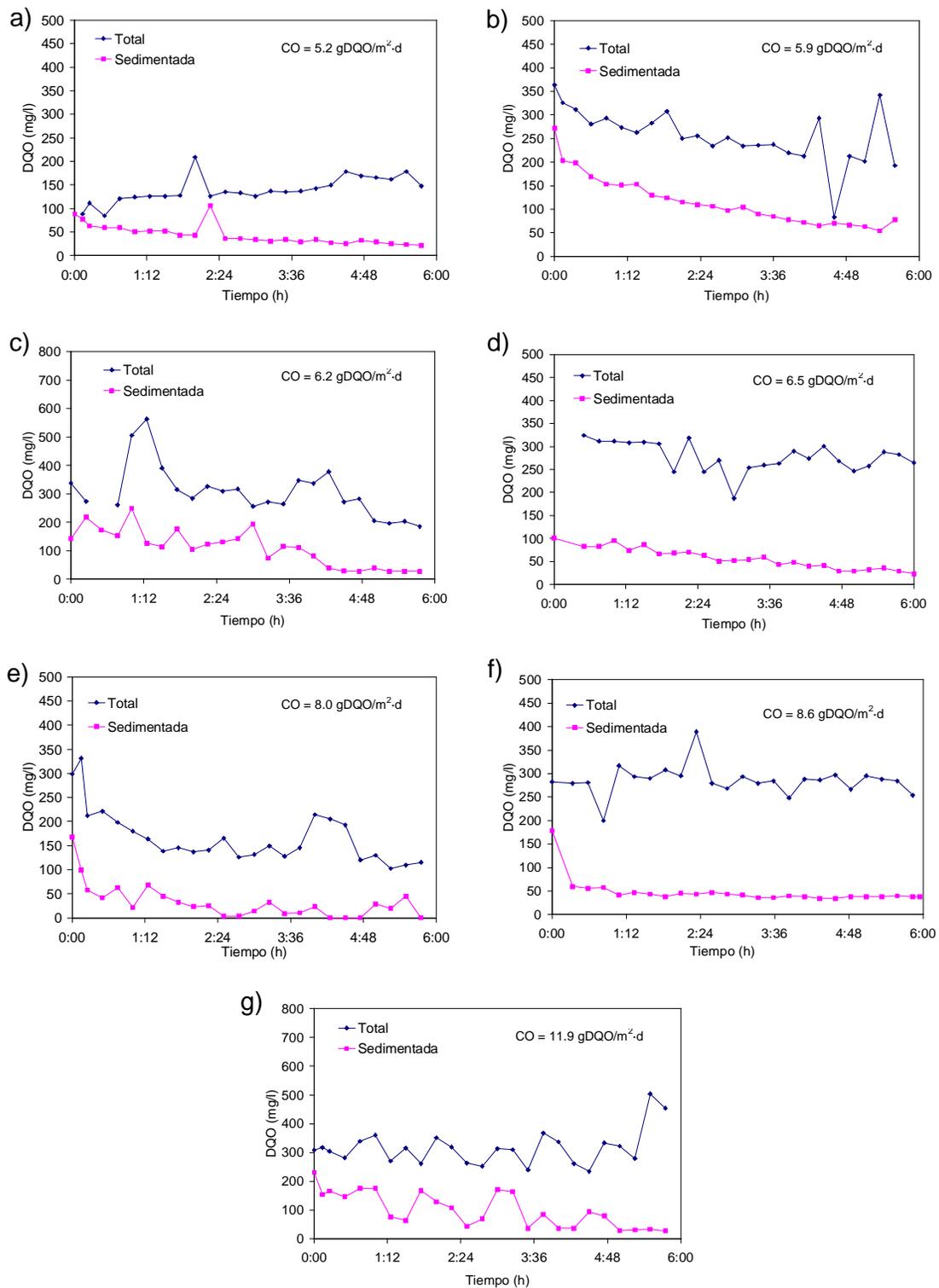


Figura 4.13 Comportamiento de la DQO en diferentes cargas orgánicas.

4.4.4 SST

En este parámetro los resultados no muestran la misma tendencia ya que en la mayor parte de los ciclos se presenta una reducción de SST mientras que en la otra parte no. En general se observa un ligero aumento al inicio de los ciclos para mantenerse relativamente constante durante el tiempo que dura el ciclo. Se observan en algunos ciclos variaciones que se relacionan con el margen de error del método de determinación. En la figura 4.7 se aprecia que, en general, el comportamiento del reactor no fue el de eliminar SST.

En la figura 4.14 se presenta el comportamiento de los SST de los ciclos seleccionados.

Inciso a (carga orgánica de 5.2 gDQO/m²·d): El valor de los SST de entrada fue de 64mg/l. Al inicio del ciclo aumentan ligeramente y, aunque existieron variaciones a lo largo del tiempo de reacción, al final alcanzó un valor de 100 mg/l.

Inciso b (carga orgánica de 5.9 gDQO/m²·d): El ciclo inició con 78 y finalizó con 114 mg/l. Se observan variaciones en los valores que se relacionan con errores de tipo experimental y, sobre todo, de la determinación del parámetro.

Inciso c (carga orgánica de 6.2 gDQO/m²·d): Se determinaron 184 mg/l de SST a la entrada y 167 mg/l al final del ciclo. Se observa una ligera tendencia a disminuir con un porcentaje de remoción de 6%. Alrededor de la primera hora de reacción se presenta un incremento que coincide con el aumento de la DQO_{Total} en el mismo ciclo (figura 4.13d).

Inciso d (carga orgánica de 6.5 gDQO/m²·d): El ciclo inició con 263 y finalizó con 162 mg/l. De manera similar al inciso c se observaron variaciones en los valores que indican que la tendencia global fue a la disminución presentando una remoción del 38%. Para el proceso Captor Golla (1994) comenta que su influente contenía entre 50 y 90 mgSST/l mientras que su efluente presentó de 1 a 4 mgSST/l.

Inciso e (carga orgánica de 8.0 gDQO/m²·d): Durante la primera hora de reacción se observó un ligero aumento desde los 100 mgSST /l al inicio del ciclo para alcanzar los 118 mg/l al final de la reacción.

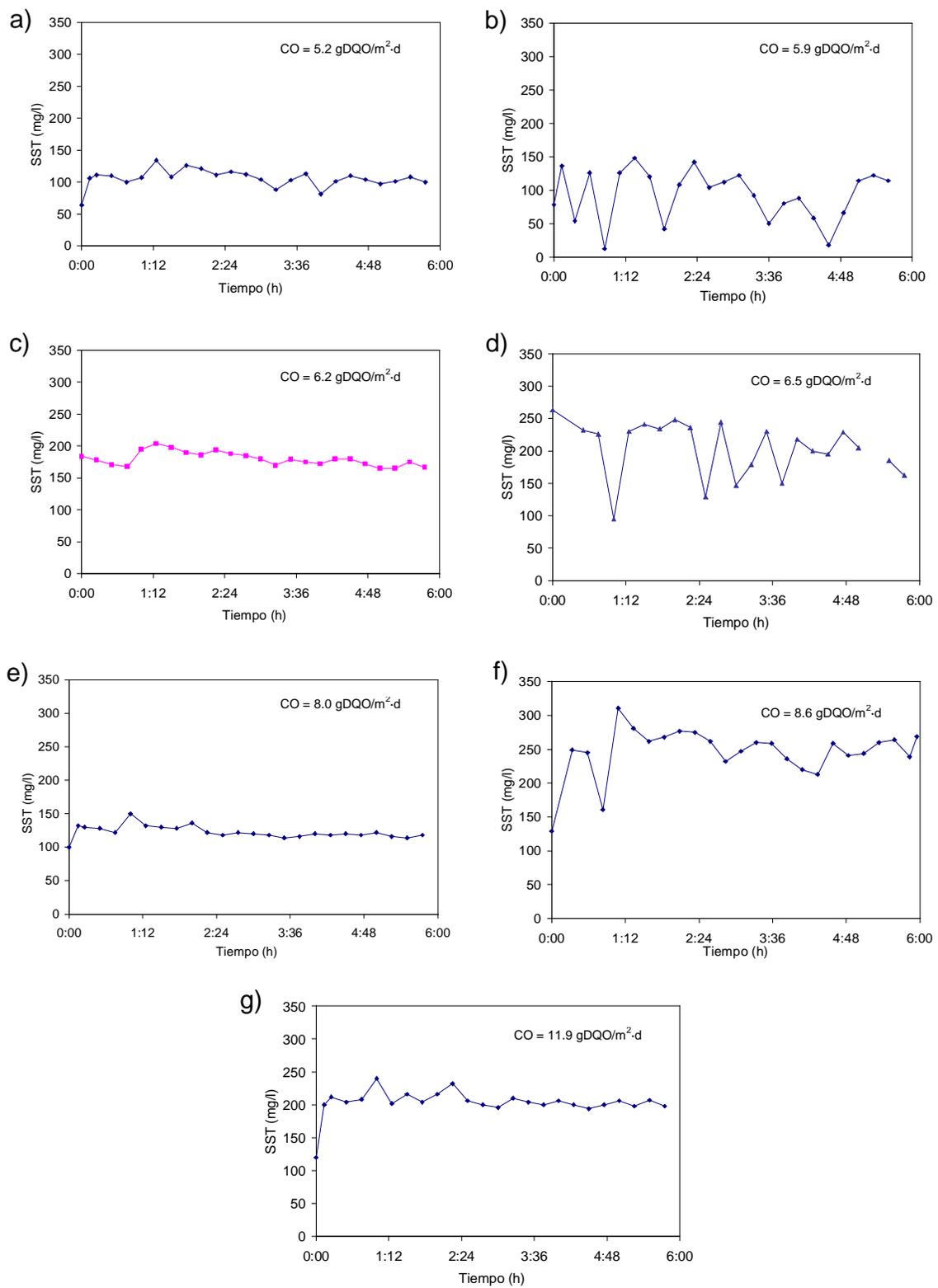


Figura 4.14 SST a diferentes cargas orgánicas.

Inciso f (carga orgánica de 8.6 gDQO/m²·d): El ciclo inició con 129 mg/l y terminó con 269 mg/l, lo que significa que no eliminó sólidos sino que los produjo. Investigaciones anteriores con este tipo de material han mostrado también tener una producción de lodos pero nunca tan elevada como en los procesos de lodos activados. El sistema Kaldness reporta producciones de sólidos volátiles del 84% que básicamente consisten en material inerte del influente y desprendimiento de la biopelícula (Rusten *et al.*, 1998).

Inciso g (carga orgánica de 11.9 gDQO/m²·d): La concentración de sólidos aumentó casi en un 100 % durante la primera hora del ciclo para después permanecer relativamente constantes durante el resto del ciclo. El ciclo inició con 120 mg/l y terminó con 198 mg/l.

En algunos casos se presentó una disminución en la concentración de sólidos y en otros un aumento provocado por la producción de biomasa o desprendimiento de la biopelícula. Se observó que cuando se tiene una concentración inicial baja de SST tienden a reducirse hacia el final del ciclo, se cree que se da el comensalismo por la falta de alimento y es por ello que se presenta una reducción de SST en el medio.

4.4.5 *Compuestos nitrogenados*

Sedlack (1991) menciona que el nitrógeno presente en las aguas residuales puede ser transformado a amonio por descomposición del material proteico e hidrólisis de urea. El 60 % del nitrógeno se encuentra en forma orgánica y el 40 % en forma de amonio.

En la figura 4.15 se puede observar que las concentraciones de nitrógeno amoniacal en el influente varían en los diferentes ciclos. Estas variaciones se atribuyen a las actividades de las facultades e institutos, principalmente a las actividades de la Facultad de Medicina Veterinaria y Zootecnia que produce descargas conteniendo residuos de la limpieza de establos y otras de sus instalaciones.

De manera general se puede observar en la figura 4.15 que la actividad de las bacterias nitrificantes no muestra una tendencia definida con la carga orgánica. Las cargas orgánicas correspondientes a los incisos a al d (cargas orgánicas más bajas) presentaron poca actividad nitrificante, lo cual se observa en las pequeñas diferencias de las concentraciones de nitrógeno amoniacal entre el inicio del ciclo y su terminación. También se observa que la

producción de nitratos es baja, lo cual no solamente se puede atribuir a la baja actividad de las nitrificantes sino también a posibles procesos de desnitrificación simultánea en las zonas profundas de los cubos de hule espuma como es el caso de la figura 4.15 a en donde se observa una reducción en la concentración de nitratos.

En el caso del inciso e se observa una ligera producción de nitratos que se asocia a un bajo consumo de nitrógeno amoniacal. En el caso del inciso f se observa un aumento en la concentración de nitratos durante la primera hora de reacción y continúa aumentando de una forma moderada durante el resto del ciclo. Este comportamiento se relaciona con una clara reducción de la concentración de nitrógeno amoniacal y también con el aumento en la concentración de oxígeno disuelto en el reactor debido a cambios en el sistema de aeración del reactor (ver siguiente capítulo).

Para la mayor carga orgánica (inciso g) se observa un comportamiento errático de la concentración de nitrógeno amoniacal: no es posible describir una tendencia. Se observa que hay una moderada producción de nitratos al principio del ciclo con una subsiguiente reducción y otro ligero aumento hasta el final del ciclo.

Se hicieron determinaciones de nitritos de una manera aleatoria sin detectar concentraciones superiores a 0.5 mg/l (límite del método de detección). Durante la corrida indicada con el inciso e se determinaron nitritos a lo largo del ciclo observando invariablemente concentraciones cercanas a 0 mg/l.

Durante los ciclos de las cuatro cargas orgánicas más bajas (incisos a al d) se concluye que la reducción del nitrógeno amoniacal y las relativamente constantes (y bajas) concentraciones de nitratos se deben a procesos de nitrificación y desnitrificación simultáneos. La nitrificación/desnitrificación simultánea ocurre debido a microzonas anóxicas en el interior de los flóculos del lodo o en la parte interna de las biopelículas que permite a las desnitrificantes heterótrofas producir gas nitrógeno de la manera tradicional (Helmer and Kunst, 1998). En este caso sería en las zonas profundas de los cubos de hule espuma donde se daría la nitrificación/desnitrificación simultánea.

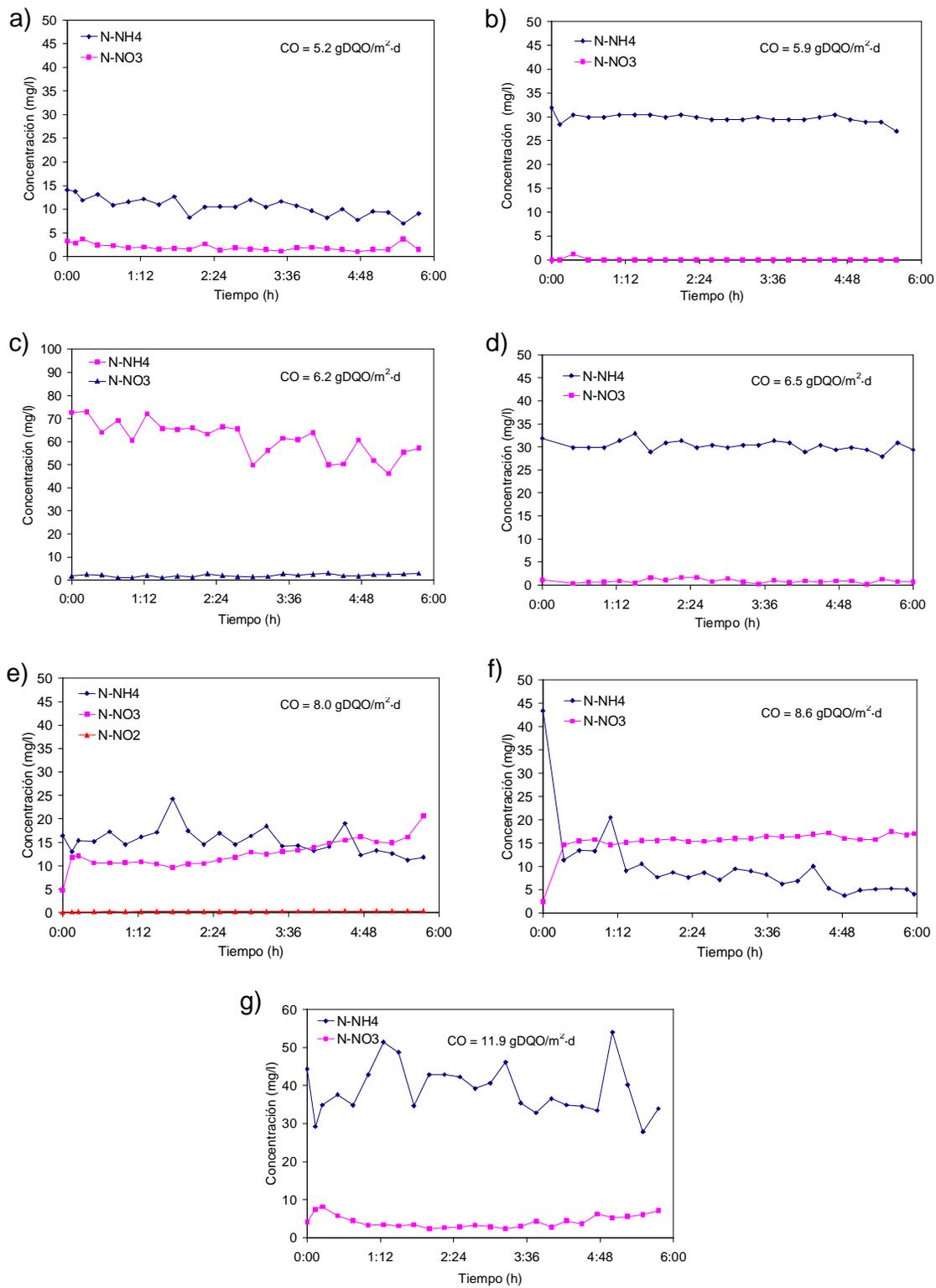


Figura 4.15 N-NH₄⁺ y N-NO₃⁻ para diferentes cargas orgánicas.

Autores como Garzón (2005) y Valdivia (2005) comentan que la nitrificación es un proceso biológico de la oxidación de amonio a nitrato, pasando por nitrito como producto intermediario. La reducción de nitrato puede darse por dos vías: la anabólica y catabólica. La reducción por vía anabólica (amonificación) conduce a la formación de amonio mientras que la reducción catabólica (desnitrificación) consiste en la reducción de óxidos de nitrógeno a nitrógeno molecular (Valdivia, 2005).

4.4.6 Ortofosfatos

En todos los casos mostrados en la figura 4.16 se presenta un comportamiento decreciente con porcentajes de remoción variables. Los valores en el influente son valores elevados para aguas residuales municipales. Esto se debe a que las aguas residuales en Ciudad Universitaria varían dependiendo de las actividades en las diferentes facultades e institutos.

La tabla 4.3 muestra los valores de fósforo de ortofosfatos para las siete corridas analizadas. La mayor remoción de fosfatos se observó para la carga orgánica de 8.0 gDQO/m²-d (inciso e) con 60 %. Después se tiene una remoción del 39 % para la carga orgánica de 8.5 gDQO/m²-d (inciso f). La más baja remoción se observó con 3 % para la más baja carga orgánica de 5.2 gDQO/m²-d (inciso a). Se hace notar que las concentraciones de oxígeno más elevadas se presentaron con las cargas orgánicas de 8.0 y 8.5 gDQO/m²-d que corresponden con las mejores remociones de fosfatos.

En las cargas 6.2 y 11.9 gDQO/m²-d se presentan incrementos en la concentración de p-PO₄³⁻, esto se da cuando se presentan condiciones anóxicas o anaerobias. Como en el agua residual contiene una concentración de oxígeno disuelto adecuada, se cree que no se alcanza a difundir la suficiente cantidad de oxígeno disuelto en el interior de los cubos provocando condiciones anóxicas o anaerobias.

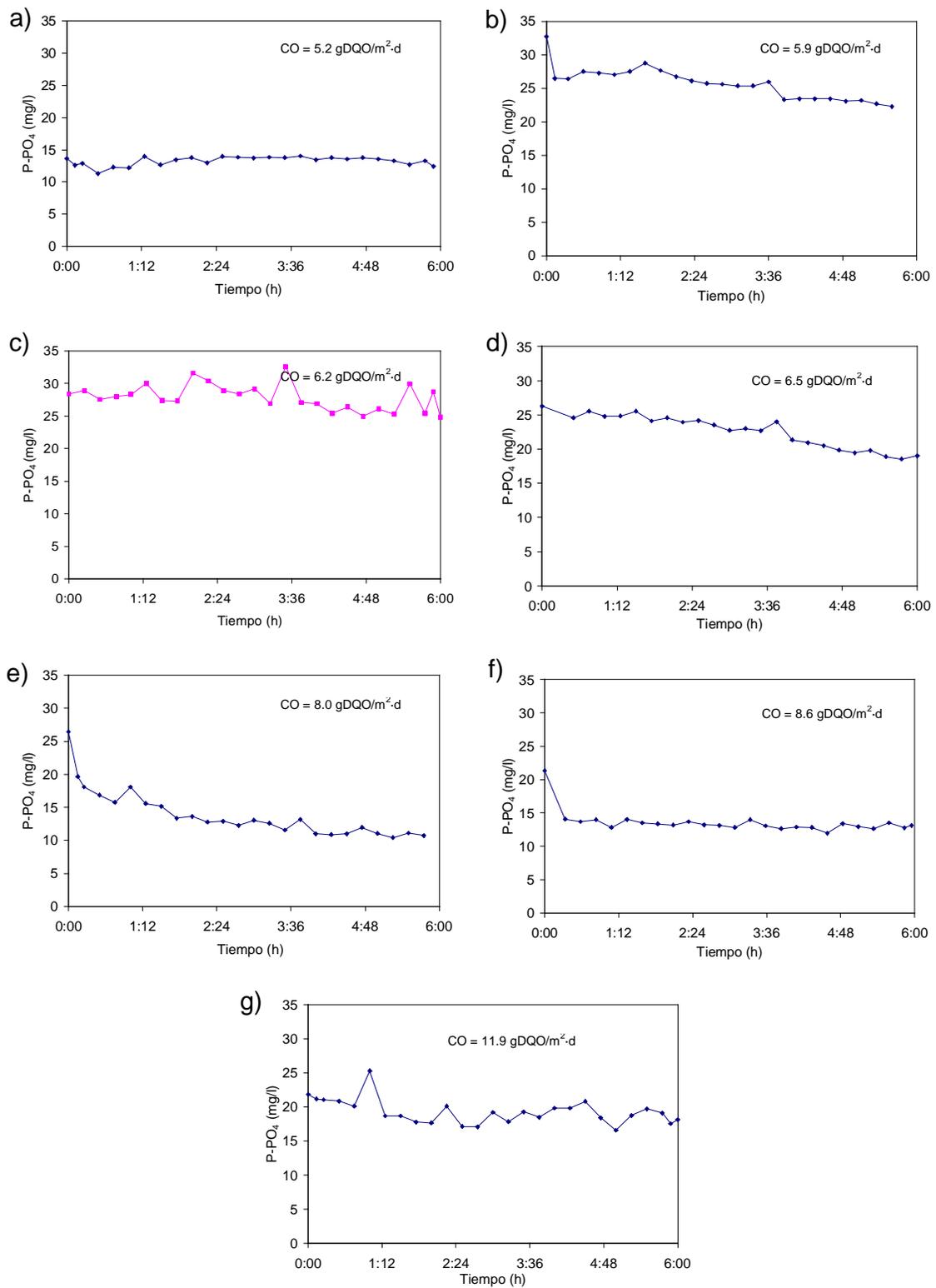


Figura 4.16 Ortofosfatos a diferentes cargas orgánicas.

4.4.7 Resumen de resultados de los ciclos

En la tabla 4.3 se presentan los principales valores observados al inicio y final de los siete ciclos seleccionados como representativos para las diferentes cargas orgánicas.

En general, las cargas orgánicas 6.2, 8.0, 8.6 y 11.9 gDQO/m²·d presentan invariablemente durante la duración del ciclo concentraciones de oxígeno disuelto superiores a 1 mg/l. Las cargas 8.0 y 11.9 gDQO/m²·d presentaron la menor variación de temperatura. Las cargas 5.9 y 8.0 gDQO/m²·d son las que presentaron los mayores porcentajes de remoción de DQO_{Total}. Para la DQO_{Sedimentada} fueron las cargas orgánicas 6.2, 8.0 y 11.9 gDQO/m²·d las de mejor remoción. Las cargas orgánicas de 5.2 y 8.6 gDQO/m²·d presentan las mejores remociones de N-NH₄⁺; esta última, junto con la carga 8.0 gDQO/m²·d, obtuvieron los mejores porcentajes de remoción de P-PO₄³⁻ al igual que tuvieron buena producción de N-NO₃⁻. Las cargas orgánicas de 6.2 y 6.5 gDQO/m²·d son las únicas que presentaron remoción de SST; las otras produjeron SST.

Tabla 4.3 Resumen de resultados de los ciclos del período de experimentación.

	Carga orgánica (gDQO/m ² -d)						
	5.2	5.9	6.2	6.5	8.0	8.5	11.9
OD (mg/l) Conc. mínima	1	< 1	> 1	< 1	> 2	> 1	> 1
T (°C)							
Influente	18.8	18.0	18.0	19.0	19.0	19.0	18.0
Efluente	21.2	21.0	22.0	22.8	18.5	22.0	18.5
pH							
Influente	7.9	7.9	8.5	8.0	8.1	8.5	8.1
Efluente	7.6	7.4	8.0	7.8	7.3	7.2	7.2
DQO _{Total} (mg/l)							
Influente	88	363	338	324	299	283	308
Efluente	148	193	185	265	115	254	454
% Remoción	-	47	45	18	61	10	-
DQO _{Sedimentada} (mg/l)							
Influente	88	272	142	101	167	178	230
Efluente (mg/l)	22	54	27	23	10	38	27
% Remoción	76	80	88	77	94	79	88
SST (mg/l)							
Influente	64	78	184	232	100	129	120
Efluente	100	114	167	162	118	269	198
% Remoción	-	-	6	61	-	-	-
N-NH ₄ ⁺ (mg/l)							
Influente	14	32	73	32	16	43	44
Efluente	9	27	57	29	12	4	34
% Remoción	38	15	21	8	28	91	24
N-NO ₃ ⁻ (mg/l)							
Influente	3	0	2	1.1	5	3	4
Efluente	2	0	3	0.8	21	17	7
P-PO ₄ (mg/l)							
Influente	14	33	28	26	27	21	22
Efluente	13	22	25	19	11	13	19
% Remoción	3	32	12	28	60	39	13

4.5 Oxígeno disuelto

En este capítulo se comenta todo lo referente al comportamiento del oxígeno disuelto dentro del reactor durante el período que duró la experimentación.

4.5.1 Comportamiento durante los ciclos

Se determinó el oxígeno disuelto para establecer su comportamiento en algunos ciclos y a lo largo del experimento. La figura 4.17 muestra el comportamiento del oxígeno durante un ciclo típico. El ciclo se inicia en la hora cero con la fase de llenado que termina después de diez minutos. Inmediatamente después da inicio la fase de reacción en la que se suministra aire alcanzando una concentración de oxígeno disuelto de 4.5 mg/l al inicio de la reacción aerobia. Se observa después una drástica disminución en la concentración del oxígeno disuelto causada por el consumo de sustrato de los microorganismos hasta llegar a una concentración mínima de 0.9 mg/l. De este punto en adelante se observa un incremento hasta finalizar la etapa de reacción en la hora cinco con cincuenta minutos en donde se registró una concentración de oxígeno disuelto de 5.2 mg/l. Conforme los microorganismos eliminan el sustrato se reduce el consumo de oxígeno y la concentración de oxígeno disuelto tiende a aumentar. Posterior a la fase de reacción da inicio el vaciado del reactor, el cual se efectúa en diez minutos para finalizar el ciclo a la hora seis. En este momento se observa un aumento en la concentración de oxígeno disuelto ya que el electrodo entra en contacto con el oxígeno del aire.

La solubilidad del oxígeno molecular en agua es corregida según la temperatura y la presión atmosférica a la cual se encuentra la Ciudad de México. La temperatura en la Ciudad de México generalmente no sobrepasa los 20 °C por lo que la escala de oxígeno disuelto sólo llega hasta 7.0 mg/l. La presión a la cual se ajustó la solubilidad fue de 0.77 atm (585 mmHg).

4.5.2 Perfiles de concentración

Como parte experimental del programa experimental se buscó determinar los consumos de oxígeno disuelto a diferentes tiempos de los ciclos y poder compararlos con los valores de DQO correspondientes. Para lograr esto se hicieron interrupciones en el suministro de

oxígeno (aire) a diferentes tiempos para conocer la rapidez de consumo de oxígeno de los microorganismos sin la influencia del suministro a través de los difusores. En las figuras 4.18 a la 4.24 se observan las interrupciones del suministro de oxígeno que llevan a valores decrecientes de concentración de oxígeno disuelto. Después de algunos minutos se reestableció el suministro de aire. Esta operación se repitió en varias ocasiones durante algunos ciclos para conocer la rapidez de consumo de oxígeno conforme la DQO iba siendo reducida por el consumo de los microorganismos. Durante los tiempos que no se suministró aire se proporcionó mezclado por medio de una recirculación de agua.

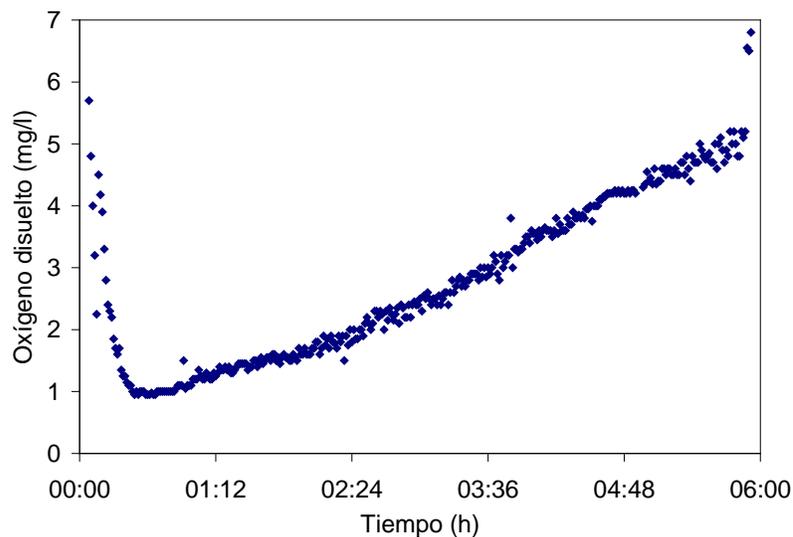


Figura 4.17 Comportamiento típico del oxígeno disuelto en un ciclo.

En cada curva de oxígeno existen cinco “caídas” de la concentración de oxígeno disuelto para determinar las tasas de consumo de oxígeno (TCO). Se determinó hacer una suspensión de oxígeno cada hora, por lo que se determinaron cinco TCO por ciclo.

En la figura 4.19 se da un ejemplo de cómo se calcularon las pendientes de las tasas de consumo de oxígeno a partir de un perfil de concentración de oxígeno disuelto. Cada línea recta representa una TCO.

Figura 4.18. La concentración al inicio de la reacción fue de 4.5 mg/l. En este caso el oxígeno disuelto siempre se mantuvo arriba de 1 mg/l, aun cuando se realizaron los paros y arranque de aeración para la determinación de las tasas de consumo de oxígeno. El valor mínimo alcanzado fue de 1 mg/l y se presentó dentro de la primera hora, la concentración

con la que finalizó el ciclo fue de 3.3 mg/l.

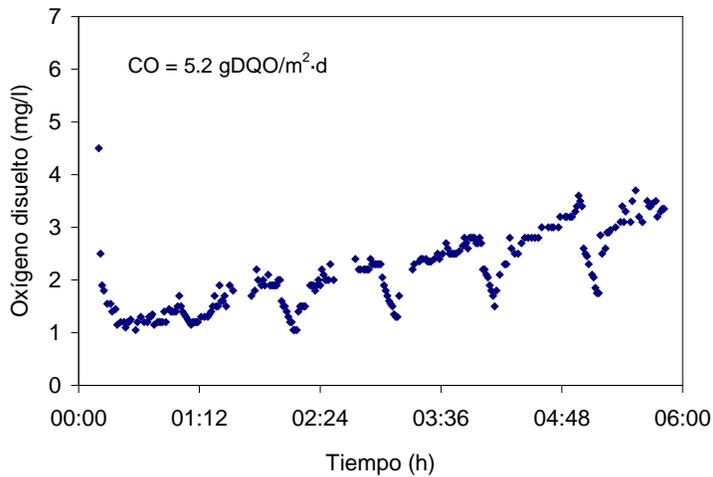


Figura 4.18. Oxígeno disuelto en la carga orgánica de 5.2 gDQO/m²·d.

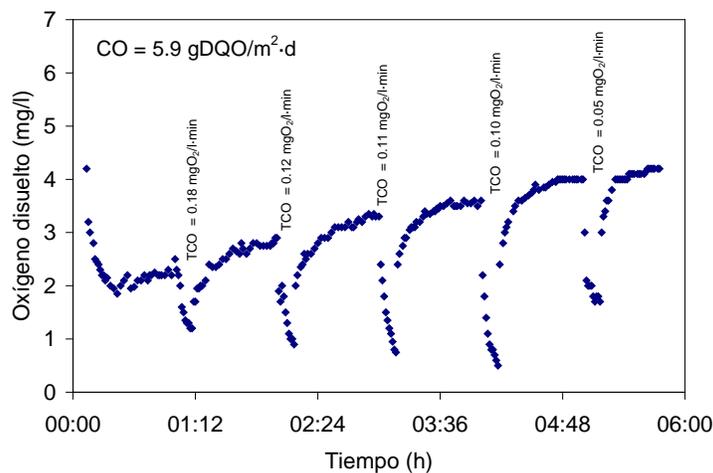


Figura 4.19. Oxígeno disuelto en la carga orgánica de 5.9 gDQO/m²·d.

En este día se tuvo una diferencia de temperaturas de 2.4°C entre el inicio y final del ciclo. Rusten *et al.* (1994 y 1995) maneja una concentración mínima de oxígeno disuelto de 2.5 a 3.0 mg/l en reactores MBBR para llevar acabo la nitrificación, también menciona que aumentando la concentración de oxígeno disuelto de 5 a 8 mg/l se duplica la nitrificación.

Figura 4.19. La concentración inicial fue de 4.2 mg/l. Al inicio de cada uno de los perfiles se presenta una caída drástica en la concentración de oxígeno disuelto, manteniendo valores bajos de oxígeno disuelto dentro del reactor en la primera hora del ciclo tendiendo a incrementarse gradualmente. El oxígeno disuelto se fue incrementando conforme avanzan las horas.

Durante los paros y arranque de aeración se presentaron concentraciones inferiores de 1 mg/l. La concentración mínima alcanzada en la tercera suspensión de aireación fue de 0.5 mg/l. Se observa que al suspender la aeración los valores de concentración de oxígeno disuelto disminuyen de forma constante formando una línea resta. Se finalizó con una

concentración de 4.2 mg/l, logrando alcanzar la misma concentración que al inicio. La diferencia de temperaturas en este ciclo fue de 2.0°C entre el inicio y el final del ciclo.

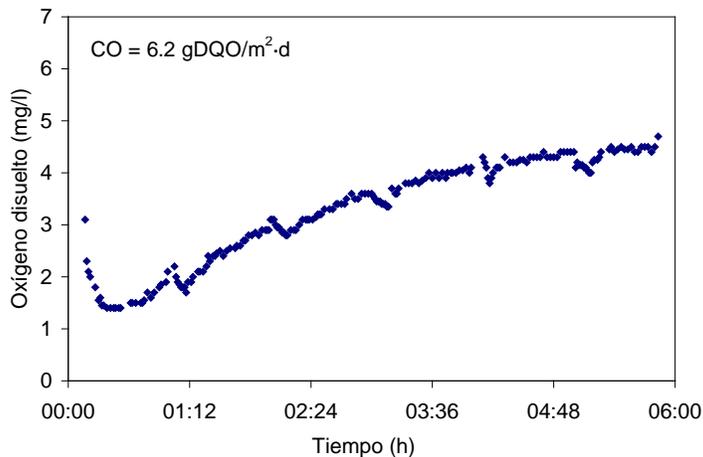


Figura 4.20. Oxígeno disuelto en la carga orgánica de 6.2 gDQO/m²·d.

Figura 4.20. Se inició la reacción con 3.1 mg/l de oxígeno disuelto. Para este caso en específico la concentración de oxígeno disuelto más baja que se detectó fue de 1.4 mg/l manteniéndose en este valor durante 10 minutos aproximadamente, esto sucedió doce minutos después de iniciada la reacción.

Se observa que al interrumpir la aeración la disminución de oxígeno disuelto es lenta con bajos valores diferenciales. El ciclo finalizó con una concentración de 4.7 mg/l. Todo el ciclo permaneció con concentraciones de oxígeno disuelto superiores a 1 mg/l. La diferencia de temperaturas en este día fue de 4.0°C entre el inicio y el final del ciclo.

Figura 4.21. En el inicio de la reacción se detectó una concentración de 4.0 mg/l de OD. No se pudo registrar la primera medición ya que la concentración de oxígeno disuelto a diferencia de los otros ciclos, no aumentó durante las dos horas subsecuentes al decremento inicial; en este tramo de la curva se tenía una concentración de 0.6 mg/l. La concentración mínima fue de 0.1 mg/l, este valor fue localizado en las dos subsecuentes mediciones de las tasas de consumo de oxígeno. La concentración máxima encontrada al final de ciclo fue de 2.0 mg/l. Finalmente el comportamiento sigue siendo el mismo. Este ciclo fue el que presentó las menores concentraciones de OD registradas durante la reacción, sin embargo, la diferencia puede ser la temperatura ya que para este ciclo se presentó una diferencia de temperaturas de 3.8°C. Como ya se mencionó anteriormente la solubilidad del oxígeno en agua tiende a disminuir cuando aumenta la temperatura, es por ello que se piensa que al darse una gran diferencia de temperaturas pudo haber afectado al sistema.

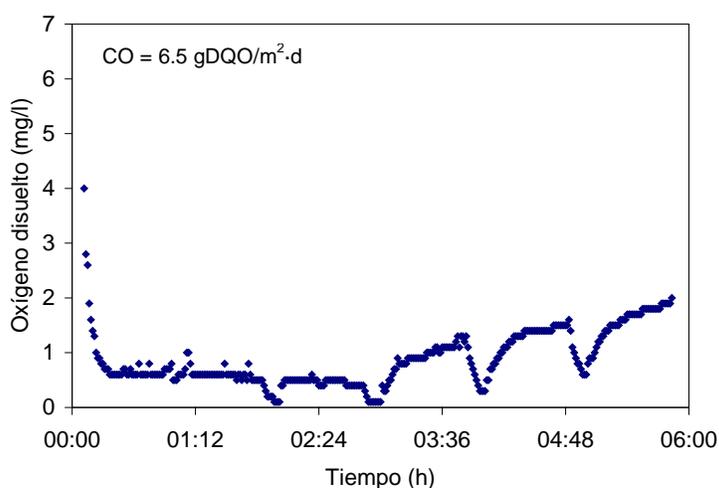


Figura 4.21. Oxígeno disuelto en la carga orgánica de 6.5 gDQO/m²·d.

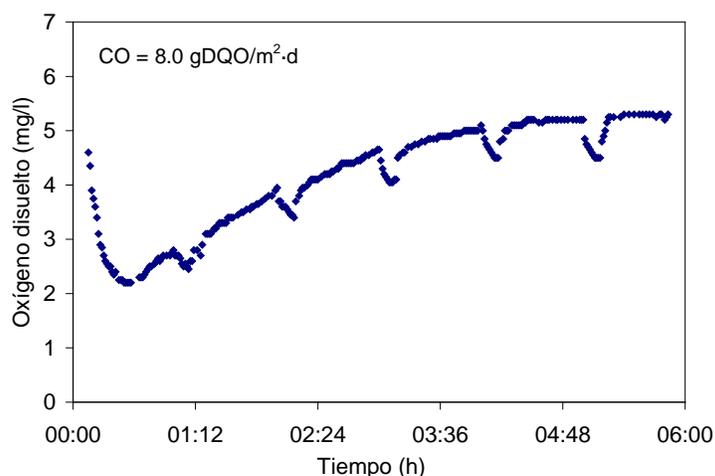


Figura 4.22. Oxígeno disuelto en la carga orgánica de 8.0 gDQO/m²·d.

Si se compara esta figura con las anteriormente mostradas se puede apreciar que al darse el decremento inicial alcanza valores inferiores a 1 mg/l a diferencia de los otros que mantienen un mínimo de 1 mg/l. La temperatura, pH, concentración de oxígeno disuelto y el tiempo de retención de sólidos son importantes para la cinética en general (Surampalli, 1997).

Figura 4.22. La concentración de oxígeno disuelto se registró en 4.6 mg/l al inicio del ciclo. Este fue el único caso en el que el oxígeno disuelto no descendió de 2 mg/l por lo que para este ciclo no existió ningún problema en mantener el mínimo de oxígeno disuelto en el licor mezclado (1 mg/l).

La concentración mínima presentada en este ciclo fue de 2.2 mg/l alcanzado en la primera hora de reacción. Al final del ciclo y, para ser más precisos, en la última media hora, se presentó un comportamiento tendiente a alcanzar un valor máximo y constante con una concentración de 5.3 mg/l. En este día se obtuvo una diferencia de temperaturas de 0.5°C, por lo que fue el ciclo que presentó menor variación en cuanto al oxígeno disuelto.

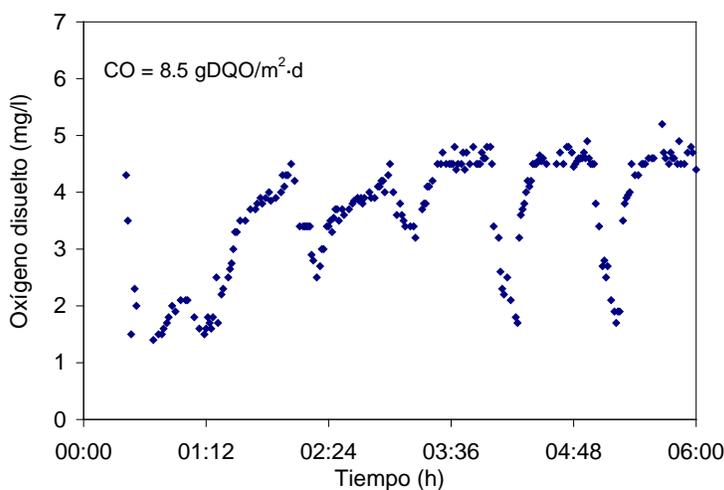


Figura 4.23. Oxígeno disuelto en la carga orgánica de 8.5 gDQO/m²·d.

Figura 4.23. Se inició la reacción con 4.30 mg/l. Este ciclo fue similar al ciclo de la figura 4.20 en cuanto a concentraciones de oxígeno disuelto se refiere. La concentración mínima fue de 1.40 mg/l y se presentó a los 41 minutos después de iniciada la reacción mientras que la concentración máxima de 5.2 mg/l se alcanzó a las 5 horas con 40 minutos.

Al finalizar el ciclo se tenían 4.5 mg/l. Su comportamiento fue variable, sin embargo, se mantuvo la misma tendencia. La diferencia de temperatura determinada fue de 3.0°C.

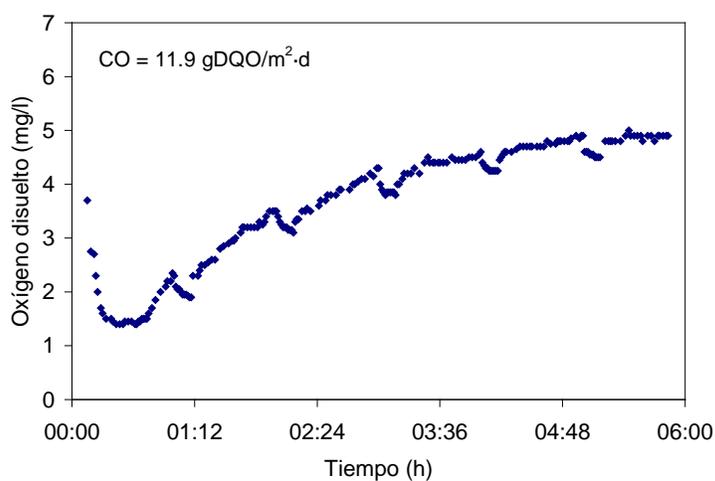


Figura 4.24. Oxígeno disuelto en la carga orgánica de 11.9 gDQO/m²·d.

Figura 4.24. Se presentó en la entrada una concentración de 3.7 mg/l. El valor mínimo alcanzado en la primera hora de reacción fue de 1.4 mg/l. El ciclo finalizó con una concentración de 4.9 mg/l. En la figura la concentración de oxígeno disuelto tiende hacia un valor máximo constante indicando que el consumo de oxígeno disminuye con la concentración de material orgánico.

Para esta cinética se cumplió el propósito mantener una concentración mínima de 1 mg/l de oxígeno disuelto en el licor mezclado.

4.5.3 Tasas de consumo de oxígeno y sustrato

La tasa de consumo de oxígeno o rapidez de consumo (TCO) es la cantidad de oxígeno por unidad de volumen y tiempo que es consumido por los microorganismos (Spanjers *et al.*, 1996). El método de la TCO se fundamenta en evitar el aporte de oxígeno por el sistema de aireación y medir el descenso de OD por el consumo de los microorganismos (Randall *et al.*, 1991). Para realizar la determinación de la TCO se detiene la aeración e introduce un sistema de mezclado a través de una recirculación de agua y evitando (tanto como es posible) la difusión de oxígeno a través de la superficie. La tasa de consumo de oxígeno esta en función de la cantidad de oxígeno disuelto en el agua, la cantidad de microorganismos presentes (biopelícula o biomasa dentro del sistema), la cantidad de sustrato disponible y del tiempo de contacto.

De los datos de las figuras 4.18 a la 4.24 se obtuvieron las pendientes de consumo de oxígeno. La figura 4.19 se utilizó como ejemplo para indicar los valores de las pendientes utilizadas para calcular el consumo de oxígeno. La TCO se obtuvo como la pendiente de la recta de descenso de la concentración de OD a lo largo de 10 minutos durante las interrupciones de la aeración. Para cada ciclo de seis horas se realizaron cinco mediciones de TCO, lo que corresponde a una por hora.

En un experimento similar con lodos activados Orupõl *et al.* (1999) tomaron un litro de lodos activados que fue aireado primeramente, después suspendieron la aeración y registraron la concentración de oxígeno disuelto como función del tiempo. Observaron un lento decremento en la concentración de oxígeno debida a la respiración endógena. Después le adicionaron agua residual a la suspensión de lodos activados. Como resultado de la adición del agua residual, los lodos activados mostraron un incremento en la rapidez de consumo de oxígeno (como consecuencia del aumento en la tasa de consumo de sustrato), la cual causó un considerable descenso en el contenido de oxígeno disuelto en el experimento.

En un trabajo similar, Carrera (2002) menciona que obtiene la TCO a partir de la pendiente obtenida de graficar la concentración de oxígeno disuelto contra tiempo; el tiempo dado para la obtención de las TCO fue de 8 minutos. También menciona que determinó la TCO endógena al principio y al final del experimento para comprobar que su valor no variaba significativamente con el crecimiento de biomasa ocurrido en el reactor y, para evitar que el

sistema estuviera limitado por el oxígeno, sólo se consideraron los valores de OD con un valor superior o igual a 3 mgO₂/l. La temperatura y el pH fueron mantenidos constantes en todas las determinaciones. Obtuvo una TCO al inicio de 0.457 mg/l·min y al final del ciclo una TCO 0.455 mg/l·min, comprobando que no varía significativamente la TCO a lo largo del ciclo bajo condiciones controladas.

Herrera *et al.* (2004) realizaron un experimento en un reactor secuencial escala laboratorio para el tratamiento de aguas residuales en donde se realizó la estimación en línea del coeficiente global de transferencia de oxígeno y de la cinética de consumo de oxígeno. El perfil de oxígeno disuelto lo obtuvieron mediante la interrupción momentánea del aporte de aire al reactor durante el período de reacción. Los resultados experimentales permitieron establecer la influencia de las aguas residuales entrantes sobre el coeficiente de transferencia de oxígeno y las variaciones del contenido de biomasa durante los ciclos del reactor.

En la figura 4.25 se presenta el consumo de oxígeno obtenido de los perfiles de oxígeno disuelto en función del tiempo. Debido a las grandes variaciones durante las mediciones de oxígeno disuelto solamente se pudieron utilizar los valores de las cargas orgánicas indicadas en la figura 4.25. Las cargas orgánicas 6.2, 8.0 y 11.9 gDQO/m²·d presentaron pendientes inferiores a las cargas orgánicas de 8.5 y 5.9 gDQO/m²·d. A pesar de que los valores de consumo de oxígeno de cada una de las series de puntos en la figura 4.25 presentan valores que concuerdan con lo esperado, no es posible relacionar los valores de estas últimas pendientes con la carga orgánica o con los valores de DQO al inicio de cada ciclo.

Los puntos que forman las líneas correspondientes a las cargas orgánicas 6.2, 8.0 y 11.9 gDQO/m²·d presentan comportamientos similares. Los valores de las cargas orgánicas 8.5 y 5.9 gDQO/m²·d presentan valores superiores al otro grupo. Sin embargo la pendiente de los puntos de la carga orgánica de 8.5 gDQO/m²·d es similar a la pendiente de 11.9 gDQO/m²·d. Los valores de los extremos del grupo de la carga orgánica 5.9 gDQO/m²·d salen de la trayectoria de los otros tres puntos; si estos dos puntos en los extremos se pudieran considerar despreciables, entonces las pendientes de los cinco grupos serían similares con variaciones tales que no es posible, debido a la imprecisión del método, hacer diferencias significativas entre ellos.

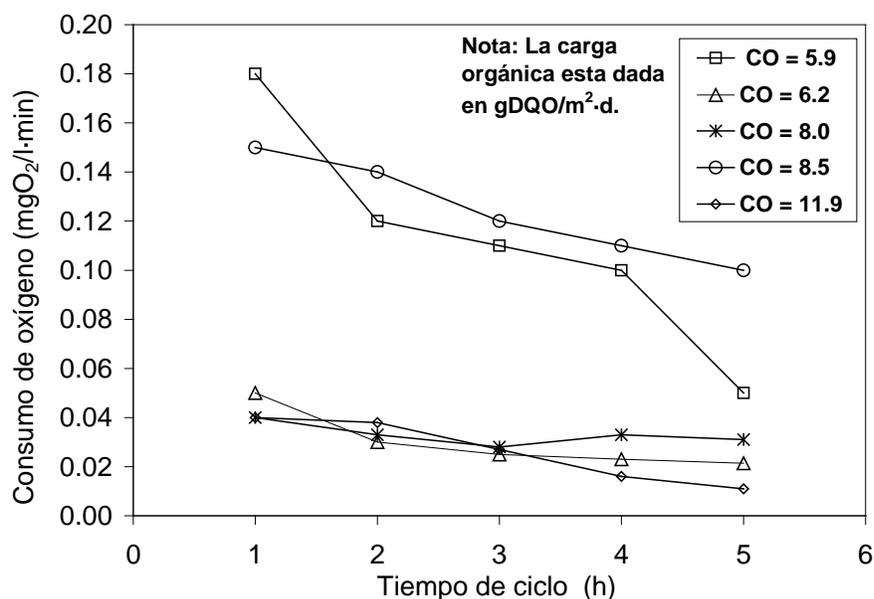


Figura 4.25 Consumo de oxígeno con respecto al tiempo de ciclo

4.6 Biomasa en el soporte

En este inciso se muestra todo lo referente al medio de soporte y la biomasa adherida a él.

4.6.1 Observaciones al microscopio

Se tomaron fotografías a lo largo de todo el período experimental. Por medio de observaciones con diferentes tipos de microscopios se obtuvo información valiosa para conocer el estado de los microorganismos adheridos al medio de soporte.

4.6.1.1 Microscopio óptico de alta definición

Al analizar con el microscopio la superficie del medio de soporte se encontraron protozoarios que indican una clara presencia de bacterias en el hule espuma ya que éstas son su principal fuente de alimento. Dentro de los microorganismos encontrados están: protozoarios sésiles (*Vorticella*), nemátodos, rotíferos y una gran cantidad de bacterias formadoras de flóculos (figura 4.26). Las fotografías en los incisos a, b y c de la figura 4.26 muestran piezas de biomasa que se extrajeron de un cubo de hule espuma. La fotografía en el inciso d) muestra biomasa del interior de uno de los cubos conteniendo gran cantidad de *Vorticella* que son

protozoarios ciliados estrictos aerobios. Esto último es indicador que el oxígeno lograba difundirse eficientemente al interior de los cubos de hule espuma.

Gracias al crecimiento compacto de las bacterias, otros organismos oportunistas utilizan la estructura gelatinosa de la biopelícula para vivir y encontrar alimento dentro de ella y para protegerse del medio o, en caso de los protozoarios, ciliados y otros metazoarios, para depredar sobre ella (González- Martínez, 1998).

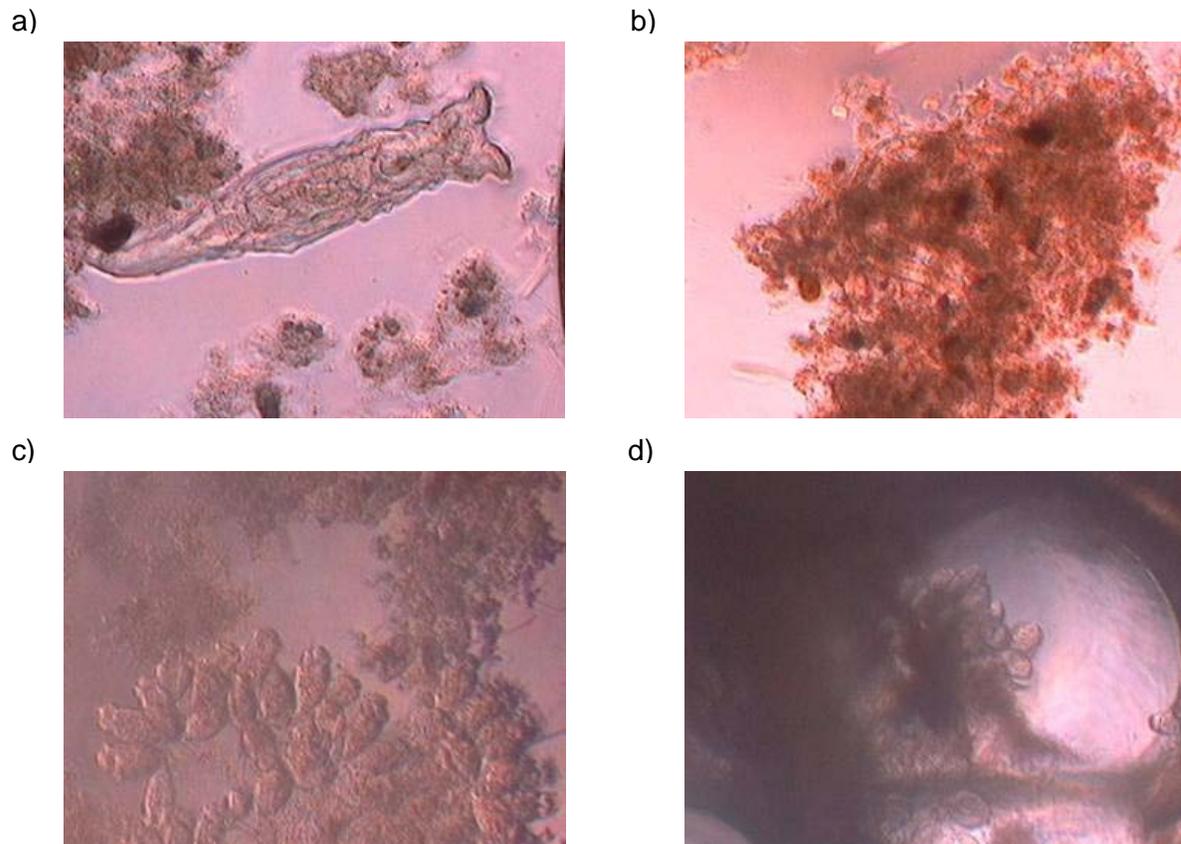


Figura 4.26 Microorganismos encontrados en el material de soporte: a) rotífero, b) nematodo, c) y d) *Vorticella*; todos ellos rodeados de flóculos bacterianos

4.6.1.2 Microscopio óptico de baja definición

Estas imágenes se tomaron con el microscopio Olympus MIC-D que tiene de 22 a 255 aumentos. Para evitar una deformación de la matriz de la biopelícula las muestras de hule espuma se sumergieron en agua (figura 4.27). En la figura 4.27a se observa la superficie de un cubo, dicha superficie se encuentra colmatada por la biopelícula adherida y prácticamente no se observan los poros. En el inciso b de la misma figura se puede observar el interior del cubo y la superficie: se aprecia claramente la adherencia de biopelícula en la superficie del

material. En la parte interna del cubo cortado se observa que la densidad de microorganismos es menor que en la periferia. También se observa que sobre la superficie externa del cubo se desarrollan microorganismos filamentosos. Se hicieron varios cortes del cubo y en todos se observan las mismas características generales.

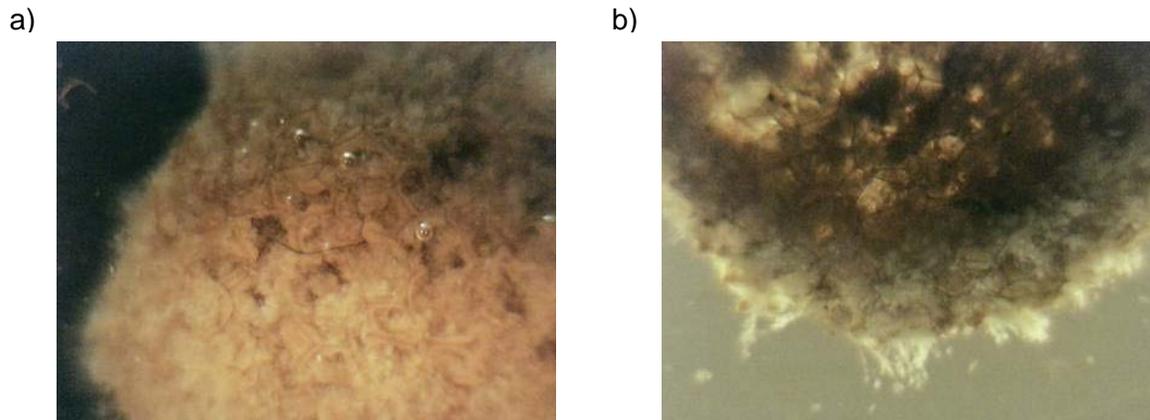


Figura 4.27 Material de soporte a) superficie b) corte interior.

Se ha visto que una misma biopelícula, después de tres semanas de crecimiento, se vuelve más densa y algunos espacios intersticiales se van llenando; sin embargo, siguen existiendo algunos espacios menos llenos en el fondo de la biopelícula (Okabe *et al.*, 1998).

Las imágenes de la figura 4.28 son de una muestra seca conteniendo biopelícula. Como se puede apreciar en la figura 4.28a la mayor parte de los poros se encuentran cerrados y saturados de biopelícula. Algunas de las orillas se observan desgastadas por la fricción y los choques entre ellas. En el inciso b de esta misma figura se realizó un acercamiento a uno de los poros del cubo y en la pared se aprecian manchas blancas que se originan a partir de los consorcios microbianos. Esta figura se puede comparar con la figura 4.29b. Cuando existe suficiente sustrato en el ambiente las biopelículas crecen en colonias hemisféricas (circulares). La abundancia de nutrientes hace que la biopelícula se expanda en todas las direcciones. Se puede llamar a este régimen de crecimiento “expansión isotrópica” de las biopelículas (Picionerou *et al.*, 2000).

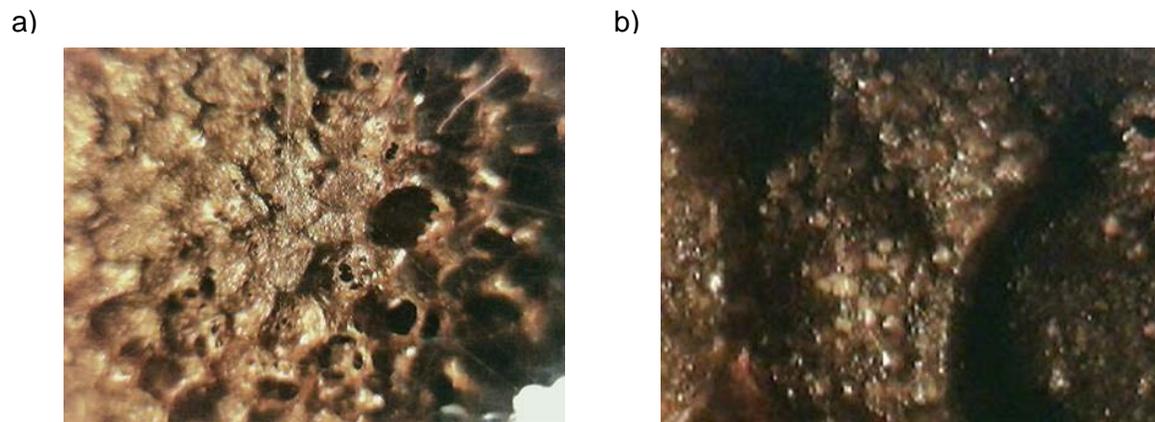


Figura 4.28 Material de soporte seco con biopelícula.
a) superficie b) corte interior de un poro.

4.6.1.3 Microscopio electrónico de barrido

En la figura 4.29a se observa que el tamaño de las aperturas (poros) del material de soporte tiene diámetros promedio de 1 mm. La figura 4.29b es una ampliación de la superficie del material mostrando irregularidades con pequeños “picos” de aproximadamente 1 micrón. En la figura 4.29c se observa una capa de biopelícula sobre el material; claramente se observa que la mayor parte de los poros son cubiertos por los microorganismos. También se observa que la capa de microorganismos no es uniforme y en algunas partes el crecimiento es mayor que en otras. El inciso d de esta misma figura muestra un acercamiento de la muestra para ver que los microorganismos se encuentran distribuidos en pequeñas colonias sobre la superficie interna del material.

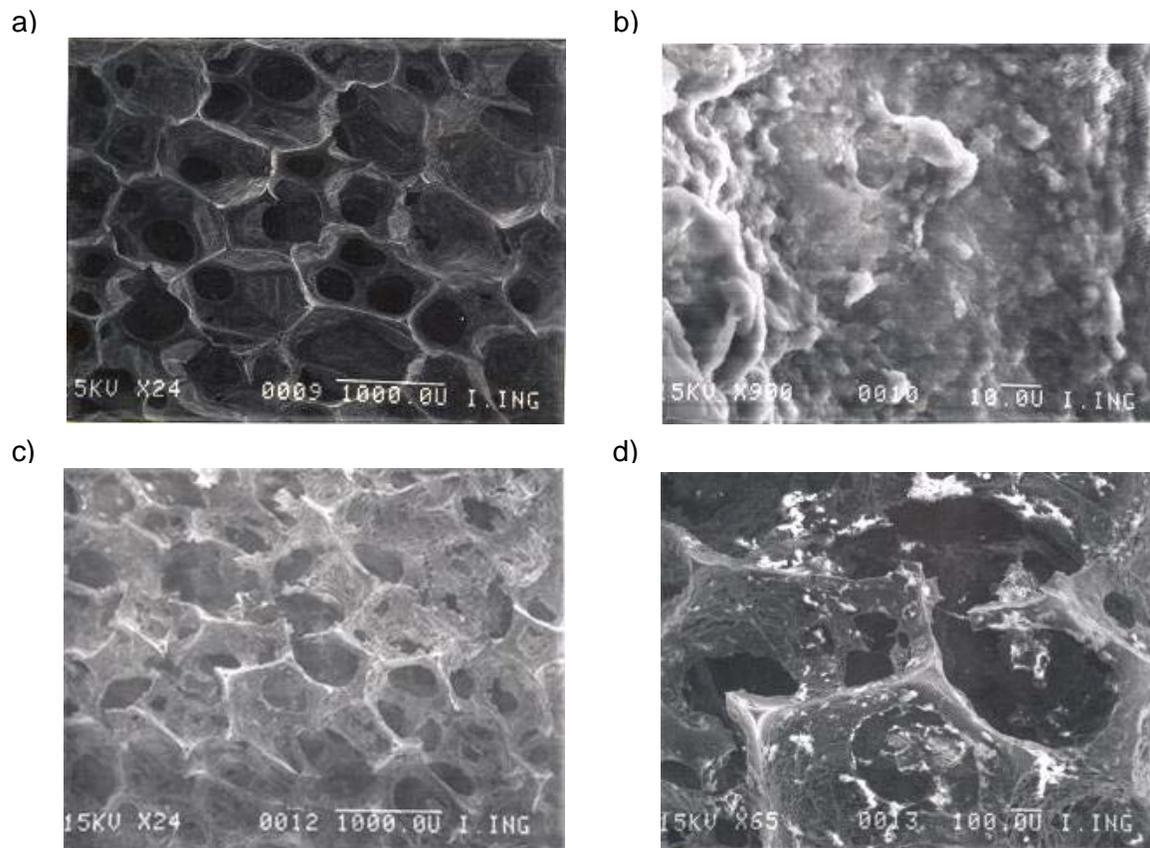


Figura 4.29 Hule espuma del reactor con biopelícula seca a) corte interno del material a 24 aumentos; b) ampliación de la vista del corte interno del material a 900 aumentos; c) superficie del material a 24 aumentos; d) acercamiento a la superficie del material a 65 aumentos.

4.6.2 Masa seca y nitrógeno

La biomasa del reactor se encontraba inmovilizada en forma de biopelícula adherida al medio de soporte. Existió un decremento en la biomasa del medio de soporte conforme aumentó la carga orgánica (tabla 4.4); sin embargo, aumentó la concentración de sólidos suspendidos en el efluente del reactor, esto se debe a que se incrementa la tasa de recambio conforme aumenta la carga orgánica (comparar los valores de la figura 4.7). González-Martínez *et al.* (2001) indican que a mayor carga orgánica mayor es la cantidad de sólidos adheridos al medio de soporte. En la tabla 4.4 se observa que a medida que aumenta la carga orgánica también se incrementa la relación de Nitrógeno Kjeldahl (NK) a Sólidos Adheridos (NK/ST). Se determinó un promedio de 3.37 mgNK/cubo.

Tabla 4.4 Sólidos totales y NK del material de soporte.

CO gDQO/m ² ·d	ST mg/cubo	ST g/m ²	NK/ST (%)
1.94	42.6	56	-
3.13	35.1	46	-
3.89	44.0	58	-
5.06	43.3	57	-
5.18	31.9	42	-
5.94	39.4	52	-
6.21	7.9	12	42.6
8.05	5.4	8	62.9
11.88	4.2	6	79.9

4.6.3 Tiempo de retención celular

La figura 4.30 muestra el comportamiento del tiempo de retención celular (TRC) con respecto a la carga orgánica. Se observa claramente que el TRC tiende hacia valores máximos asintóticos a cargas orgánicas bajas. Esto indica que no es posible reducir la carga orgánica de un valor de aproximadamente 2.0 gDQO/m²·d ya que los microorganismos dejan de reproducirse. El TRC máximo de 58 días se observó para la carga más baja de 1.9 gDQO/m²·d. Esto se debe a procesos de consumo endógeno de las bacterias y por depredación de bacteriófagos (González-Martínez *et al.*, 2001). Se aprecia un descenso en el TRC conforme aumenta la carga orgánica presentando un mínimo 1.2 días para la carga orgánica más alta de 11.9 gDQO/m²·d. (figura 4.30). Los TRC elevados (cargas orgánicas bajas) minimizan la producción de lodos, permiten una diversificación de las poblaciones microbianas y le dan mayor estabilidad al sistema permitiendo mayores remociones (Nicoletta *et al.*, 2000). La figura 4.30 presenta un comportamiento en forma de hipérbola tendiendo a valores asintóticos a cargas altas y bajas.

En las cargas orgánicas altas se observó un mayor desprendimiento de biopelícula y esto es debido a que existe una mayor oferta de alimento para los microorganismos aumentando a su vez la tasa de reproducción y el grosor de la biopelícula, provocando un rápido desprendimiento de la misma e inversamente cuando existen cargas orgánicas bajas el alimento se vuelve el reactivo limitante por lo que se da la depredación haciendo que se

generen menos SST el incluso se de una remoción, por lo tanto la biopelícula se vuelve más vieja.

Algunos autores como González-Martínez *et al.* (2001) presentan TRC de 10 días para una carga de 2.9 gDQO/m²·d mientras que para una carga de 16 gDQO/m²·d tiene un tiempo de 1 días. Orantes (2001) obtuvo, en un reactor de lecho móvil con material de soporte de polietileno con superficies lisas, valores de TRC de 19.3 y 1.7 días para las cargas de 2.8 y 43.3 gDQO/m²·d respectivamente. Utilizando el medio de soporte Linpor, Valdivia (2005) alcanzó TRC de 48 días para una carga orgánica de 4.6 gDQO/m²·d. Castrejón (2005) utilizó un reactor discontinuo con placas de hule espuma obteniendo para un intervalo de carga entre 4.1 y 9.89 gDQO/m²·d TRC entre 19 y 36 días; también menciona que a medida que aumentó la carga orgánica el TRC fue disminuyendo hasta alcanzar su valor mínimo correspondiente a la mayor carga orgánica.

El TRC para el sistema Kaldnes (MBBR/SCR) varió entre 0.6 y 1.3 días (Rusten *et al.*, 1998). En un estudio realizado por Rusten *et al.* (1993) en reactores discontinuos y a una temperatura fija de 10 °C se determinó que el tiempo de retención celular para llevar a cabo una remoción de N-NH₄⁺ con el fin de garantizar un efluente con concentraciones inferiores a 2 mg/l, los tiempos de retención celular se encontraban entre 12 y 13 días, presentando tasas de nitrificación específica máximas de 1.8-1.9 mgN-NO_x / gMLVSS·h.

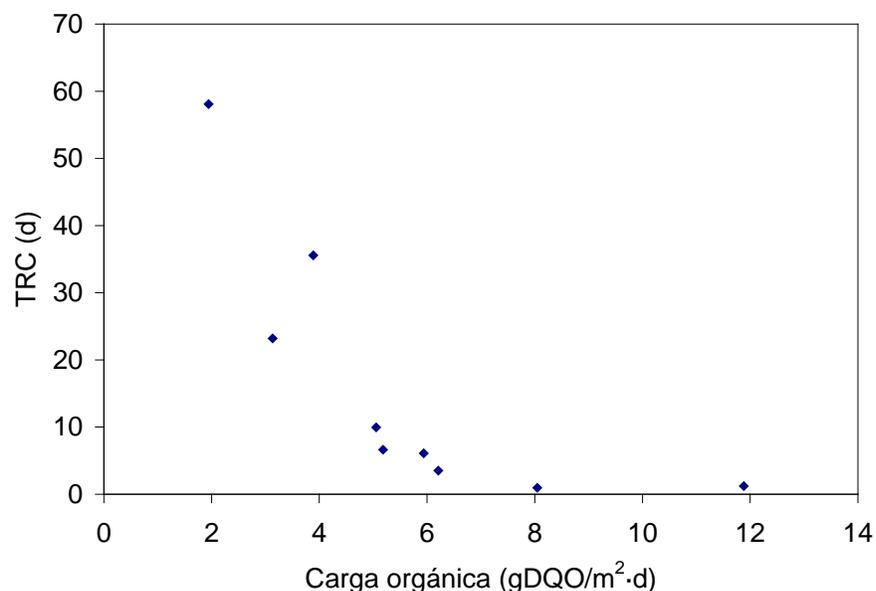


Figura 4.30 Relación de la carga orgánica con el tiempo de retención celular.

5. CONCLUSIONES

- Durante toda la experimentación se presentó una remoción de DQO_{Total} promedio de 37%. A todo lo largo del trabajo experimental se observó una baja remoción de la DQO_{Total} debido a la baja capacidad del sistema a eliminar sólidos en suspensión
- La DQO sobrenadante o sedimentada alcanzó, en promedio, remociones del 60%. Durante la primera etapa del periodo experimental (día 1 al 188) se obtuvieron valores de $DQO_{Sedimentada}$ invariablemente inferiores a 50 mg/l, independientemente de que el valor del influente varió continuamente entre 30 y 190 mg/l. En la segunda parte del trabajo (día 188 al 240, cargas orgánicas promedio de 8.7 gDQO/m²·d), a pesar del importante aumento de los valores de $DQO_{Sedimentada}$ causados por la incorporación de las descargas de un grupo de institutos con laboratorios de diversas índoles, se obtuvieron las mejores remociones para alcanzar valores máximos promedio de 71%.
- De manera similar al caso de la DQO, la remoción de ortofosfatos se incrementó durante la segunda parte experimental para alcanzar valores promedio de 34 %. En la primera parte se lograron remociones promedio del 22 %.
- La remoción promedio de N-NH₄ durante todo el periodo experimental fue de 40 %. El máximo valor de remoción de N-NH₄ se obtuvo con la carga orgánica de 8.5 gDQO/m²·d con un valor de 91%. Debido a las variaciones continuas del agua residual no fue posible identificar una tendencia o comportamiento de la remoción de nitrógeno

amoniaco con la carga orgánica. Durante la segunda parte del trabajo experimental (día 180 al 240), con el aumento de los valores de DQO, se observan mejores remociones de nitrógeno amoniacal. La producción de nitratos aumentó drásticamente y continuamente a partir del día 188 desde 2 hasta 27 mg/l. Este hecho confirma que la nitrificación se vio favorecida con el aumento en el suministro de aire que se llevó a cabo a partir del día 188 para compensar el aumento de la DQO en el influente. Los perfiles de concentración obtenidos con diferentes cargas orgánicas muestran que con las cargas orgánicas de 8.0 y 8.5 gDQO/m²-d se alcanzaron las mayores concentraciones de N-NO₃⁻ con valores de 21 y 17 mg/l.

- Los valores de sólidos suspendidos totales no presentan una tendencia con respecto a las variaciones del influente. Sin identificarse un comportamiento definido, los valores del efluente fueron superiores o inferiores a los del influente. Esto indica que el sistema no es confiable para remoción de sólidos suspendidos y que la producción de biomasa compensa, generalmente, la remoción de sólidos del influente.
- Los tiempos de retención celular se comportan de manera inversa a la carga orgánica. El tiempo de retención celular más alto fue de 58 días para una carga orgánica de 1.9 gDQO/m²-d. Con un comportamiento similar a una hipérbola, el tiempo de retención celular disminuyó hasta un valor mínimo de 1.2 días para las cargas orgánicas de 8.0 y 11.9 gDQO/m²-d. Esto implica que no es recomendable utilizar cargas orgánicas inferiores a aproximadamente 3.0 gDQO/m²-d para evitar que los procesos endógenos y de depredación reduzcan la capacidad del sistema. A partir de la carga orgánica de 8.0 gDQO/m²-d los valores del tiempo de retención celular son bajos y constantes y, a pesar de eso, las bacterias nitrificantes pueden coexistir dentro de los cubos de hule espuma.
- Los valores de biomasa, como sólidos secos, dentro de los cubos de hule espuma tienden a disminuir conforme aumenta la carga orgánica. Se observó que la relación Nitrógeno-Kjeldahl a Sólidos Secos (NK/ST) de la biomasa aumentó conforme aumenta la carga orgánica indicando una mayor presencia de organismos vivos dentro del material de soporte.

- Las fotografías del microscopio electrónico de barrido (SEM) y del microscopio óptico proporcionaron información acerca de la estructura del material de soporte y de la biopelícula. Se pudo observar un crecimiento de microorganismos en toda la profundidad de cada cubo, lo cual indica que se lleva a cabo difusión de nutrientes y oxígeno hasta las zonas más profundas de cada cubo de hule espuma.
- Con el aumento en el consumo de oxígeno por el consumo de sustrato a partir del día 188, se pudo comprobar que el aumento en el suministro de aire al sistema mejoró los procesos de transformación de material orgánico y de nitrógeno amoniacal.

BIBLIOGRAFÍA

- American Water Works Association (1968).** *Agua: su calidad y tratamiento*. Unión topográfica. Editorial Hispano-Americana pp. 131-136.
- Bailey, J. E. y Ollis, D. F. (1977).** *Biochemical engineering fundamentals*. Mc Graw-Hill pp 411-496.
- Benfield, L. D. y Randall, C. W. (1980).** *Biological process desing for wastewater treatment*. Prentice-Hall pp 281-321.
- Bishop, P. L. (1997).** Biofilm structure and Kinetics. *Water Science and Technology*, 36 (1) 287-294.
- Boyle, W. C. y Paulson, W. L. (1979).** Progress toward standardized oxygen transfer test procesares. *Progress in Water Technology* pp 160-171.
- Castrejón, T. P. (2005).** Comparación de dos medios de soporte de biopelículas (liso y poroso) para nitrificación y desnitrificación de lixiviados de un relleno sanitario. Tesis. Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería. UNAM.
- Chae, K. J., Yim, S. K. y Choi, K. H. (2004).** Application of a sponge media (biocube) process for upgrading and expansion of existing caprolactam wastewater treatment plant for nitrogen removal. *Water Science and Technology*, 50 (6) 163-171.
- Characklis, W. G. y Marshall, K. C. (1990).** Biofilms. Wiley-intercience publication John Wiley and Sons, Inc. New York pp 3-15.
- Chen, J. J., McCarty, D., Slack, D. y Rundle, H. (2000).** Full scale studies of a simplified aerated filter (BAF) for organics and nitrogen removal. *Water Science and Technology*, 41(4-5) 1-4.

- Carrera, M. J. (2002).** Eliminación biológica de nitrógeno en un efluente con alta carga. Estudio de los parámetros del proceso y diseño de una depuradora industrial. Memoria para obtener el grado de Doctor. Escola Técnica Superior de Enginyeria. Universitat Autònoma de Barcelona.
- Comett, I., González-Martínez, S. y Wilderer, P. A. (2004).** Treatment of leachate from the anaerobic fermentation of solid wastes using two biofilm support media. *Water Science and Technology*, 49 (11-12) 287-294.
- Department of environmental protection (2002).** The Linpor system: An innovative nitrogen Removal. //www. Dep.state.pa.us/dep/deputate/watermgt/wsm/WSM_TAO /Innovtech
- Eckenfelder, W. W. (1995).** *Activated sludge treatment of industrial wastewater*. Technomic publishing company, Inc. USA pp 281.
- Environmental protection agency (1989).** *Design Manual*. Fine pore aeration systems. EPA/625/1-89/023 pp 305.
- García, R. M. E. (2004).** Utilización del potencial oxido reducción como variable de control para la etapa anaerobia de degradación anaerobia/aerobia de p-nitrofenol. Tesis de maestría. Programa de Maestría y Doctorado, UNAM, México pp 5-8.
- Garzón-Zuñiga, M.A. (2005).** Mecanismos no convencionales de transformación y remoción de nitrógeno en sistemas de tratamiento de aguas residuales. *Ingeniería Hidráulica en México*. Vol. XX (4).
- Golla, P. S., Reddy, M. P., Simas, M. K. y Laken, T. J. (1994).** Three years of full-scale Captor process operation at Moundsville WWTP. *Water Science and Technology*, 29 (10-11) 175-181.
- González-Martínez, S., González-Barceló, O. y Maldonado-Orozco, L. E. (2001).** Filtración combinada para tratamiento integral de aguas residuales. Informe técnico. Instituto de Ingeniería, UNAM.
- González-Martínez, S. (1998).** Biopelículas aerobias en tratamientos de aguas residuales. IV Simposio internacional sobre control de polución de aguas por procesos biológicos. Valencia, Ven.
- González-Martínez, S. y Elias-Castro, J. G. (1989).** Diseño de biodiscos. Series del Instituto de Ingeniería, cuaderno No. 520, UNAM, México.
- Grau, P. y Wanner, J. (1992).** Process theory-kinetics and sludge quality control" in activated sludge process design and control, Eckenfelder, W. W. and Grau, Peds., Technomic Publising Co. Inc. Lancaster, PA, pp1-36.

-
- Helmer, C. y Kunst, S. (1998).** Simultaneous nitrification/denitrification in an aerobic biofilm system. *Water Science and Technology*, 37 (4-5) 183-187.
- Herrera, L., Hernández, J. y Bravo, L. (2004)** Estimación en línea de la demanda de oxígeno de aguas servidas en un reactor de tratamiento por carga secuencial (SBR). <http://cabierta.uchile.cl/revista/10/articulos/articulo7.f.html>
- Hur, H. W., Park, S. K., Chung, K. Y., Kang, H. y Lee, S. I. (2004).** Nitrogen and phosphorus removal from swine wastewater by intermittently aerated dynamic-flow system. *Water Science and Technology*, 49 (5-6) 367-378.
- Iwai, S. y Kitao, T. (1994).** *Wastewater treatment with microbial films*. Technomic Publishing Company, Inc. Lancaster, PA. pp. 1-62.
- Lazarova, V. y Manem, J. (1994).** Advances in biofilms aerobic reactors ensuring effective biofilm activity control. *Water Science and Technology*, 29 (10-11) 319-327.
- López, R. R. (2000).** *Tratamiento de aguas residuales*. Facultad de Ingeniería. UNAM. México.
- Metcalf y Eddy (1996).** *Ingeniería de aguas residuales. Tratamiento, vertido y reutilización*. McGraw-Hill Interamericana Editores, México.
- Metcalf y Eddy (1991).** *Wastewater engineering. Treatment, disposal and reuse*. McGraw-Hill international editions, New York.
- Morper, M. R. (1994).** Upgrading of activated sludge systems for nitrogen removal by application of the Linpor®-CN process. *Water Science and Technology*, 34 (1-2) 303-313.
- Morper, M. y Wildmoser, A. (1990).** Improvement of existing wastewater treatment plants efficiencies without enlargement of tankage by application of the Linpor process-case studies. *Water Science and Technology*, 22 (7-8) 207-215.
- Murrat S., Insel G., Artan, N. y Orhon, D. (2003).** Effect of temperature on the nitrogen removal performance of sequencing batch reactor treating tannery wastewater. *Water Science and Technology*, 48 (11-12) 319-326.
- Nicolella, C., Van Loosdrecht, M. C. M., Heijnen, J. J. (2000).** Wastewater treatment with particulate biofilm reactors. *Journal of Biotechnology*, 80, 1-33.
- Orantes, A. J. C. (2001).** Reactor de lecho móvil para tratar aguas residuales usando un nuevo material de soporte. Tesis. Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería, UNAM, México.
- Odegaard, H., Rusten, B. y Westrum, T. (1994).** A new moving bed biofilm reactor-applications and results. *Water Science and Technology*, 29 (10-11) 157-165.

-
- Okabe, S., Kuroda, H. y Watanabe, Y. (1998).** Significance of biofilm structure on transport of inert particulates into biofilms. *Water Science and Technology*, 38 (8-9) 163-170.
- Orupöld, K., Hellat, K. y Tenno, T. (1999).** Estimation of treatability of different industrial wastewaters by activated sludge oxygen uptake measurement. *Water Science and Technology*, 40 (1) 31-36.
- Pano, A. y Middlebrooks, E. J. (1983).** Kinetics of carbon and ammonia nitrogen removal in RBCs. *Journal water pollution control federation*, 55 (7) 956-965.
- Picionerau, C., Van Loosdrecht, M. C. M. y Heijnen, J. J. (2000).** Effect of diffusive and convective substrate transport on biofilm structure formation: a two-dimensional modeling study. *Biotechnology and bioengineering*, 69 (5) 504-515.
- Ramalho, R. S. (1983).** *Introduction to wastewater treatment process*. Academic Press, Inc. Second edition chapter 5.
- Randall, E. N., Wilkinson, A. y Ekama, G. A. (1991).** An instrument for the direct determination of oxygen utilization rate. *Water S.A.* 17, 11-18.
- Rigola, L. M. (1989).** *Tratamiento de aguas industriales: Aguas de proceso y residuales*. Marcombo. España. pp. 142-149.
- Rostron, W. M., Stuke, D. C. y Young, A. A. (2001).** Nitrification of high strength ammonia wastewaters: comparative study of immobilization media. *Water Research*, 35 (5) 1169-1178.
- Rusten, B., McCoy, M., Proctor, R. y Siljudalen, J. G. (1998).** The innovative moving bed biofilm reactor/solids contact reaeration process for secondary treatment of municipal wastewater. *Water Environmental Research*, 70 (5) 1083-1089.
- Rusten, B., Kolkinn, O., y Odegaard, H. (1997).** Moving bed biofilm reactors and chemical precipitation for high efficiency treatment of wastewater from small communities. *Water Science and Technology* 35 (6) 71-79.
- Rusten, B., Hem, L. J., y Odegaard, H. (1995).** Nitrification of municipal wastewater in moving-bed biofilm reactors. *Water Environment Research*, 67 (1) 75-86.
- Rusten, B., Siljudalen, J.G., y Nordeidet, B. (1994).** Upgrading to nitrogen removal with the KMT moving bed biofilm. *Water Science and Technology*, 29 (12) 185-195.
- Rusten, B. y Eliassen, H. (1993).** Sequencing batch reactors for nutrient removal at small wastewater treatment plants. *Water Science and Technology*, 28 (10) 233-242.
- Rusten, B., Odegaard, H. and Lundar, A. (1992).** Treatment of dairy wastewater in a novel moving bed biofilm reactor. *Water Science and Technology*, 26 (3-4) 703-711.

-
- Scragg, A. (1996).** *Biotecnología para ingenieros. Sistemas biológicos en procesos tecnológicos.* Ed. Limusa, México, pp 409.
- Sedlack, R. (1991).** Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater. Principles and practice. *Lewis Publishers.* Second Edition. pp 240.
- Spanjers, H., Vanrolleghem, P., Olsson, G. y Dold, P. (1996).** Respirometry in control of the activated sludge process. *Water Science and Technology*, 34 (3-4) 117-126.
- Surampalli, R. Y., Tyagi, R. D., Scheible, O. K. y Heidman, J. A. (1997).** Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. *Bioresource Technology* Elsevier Science Limited 61, 151-157.
- Tebbutt, T. H. Y. (1998).** *Fundamentos de control de calidad del agua.* Limusa-Noriega Editores. Tercera edición. México.
- Tyagi, R. D. y Vembu, K. (1990).** *Wastewater treatment by immobilized cells.* CRC Press, Inc. USA.
- Valdivia, S. L. A. (2005).** Filtración combinada para el tratamiento de aguas residuales. Tesis Doctoral. Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería Ambiental. UNAM.
- Wang, B., Li, J., Wang, L., Nie, M. y Li, J. (1998).** Mechanism of phosphorus removal by SBR submerged biofilm system. *Water Research*, 32 (9) 2633-2638.
- Wang, B., Li, G., Yang, Q. y Liu, R. (1992).** Nitrogen removal by a submerged biofilm process with fibrous carriers. *Water Science and Technology*, 26 (9-11), 2039-2042.
- Water Environment Federation and American Society of Civil Engineers (1998).** *Design of municipal wastewater treatment plants.* Manual of Practice 8. Volume II. Fourth edition. USA.
- Water Pollution Control Federation and American Society of Civil Engineers (1988).** *Aeration a Wastewater Treatment Process.* Manual of Practice No. FD-13. USA pp 167.
- Water Pollution Control Federation (1987).** *Activated sludge.* Manual of Practice No. OM-9. USA.
- Wilderer, P. A., Irving, R. L. y Gorrnszy, M. C. (2001).** *Sequencing batch reactor technology.* IWA Publishing, London pp 1-76.
- Winkler, M. A. (1994).** *Tratamiento biológico de aguas de desecho.* Editorial Limusa. Tercera reimpresión, México pp 338.