



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

---

---

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN  
INGENIERÍA

**“Evaluación de la combinación de dos  
medios de soporte en reactores de lecho  
móvil para la remoción de nitrógeno”**

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE  
**MAESTRO EN INGENIERÍA AMBIENTAL**

P R E S E N T A

**ELDA ANTONIA FLORES CONTRERAS**

DIRECTOR: DR. OSCAR GONZÁLEZ BARCELÓ

MÉXICO, D.F. 2007



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

**JURADO ASIGNADO:**

**Presidente:** Dr. Luna Pabello Víctor Manuel

**Secretario:** M. I. Ramírez Camperos Esperanza

**Vocal:** Dr. González Barceló Oscar

**1er. Suplente:** Dra. Jiménez Cisneros Blanca

**2do. Suplente:** Doctorado Garzón Zúñiga Marco Antonio

**INSTITUTO DE INGENIERÍA**

**TUTOR DE TESIS**

**DR. OSCAR GONZÁLEZ BARCELÓ**

## *Agradecimientos*

*Como muestra de cariño y agradecimiento a mis madres: **Leonor Contreras García** y **Juana Contreras García**, que con su ejemplo y sabiduría han sabido conducir mi vida por el camino del bien.*

*A mis Hermanos **Luz María**, **Martha Renata** y **Salvador** por toda la confianza, el apoyo, la paciencia, la comprensión y el amor que me brindan día a día.*

*A **Jaqueline** que siempre esta dispuesta a apoyarme y regalarme palabras de aliento quien ha sido mi ejemplo a seguir y de quien he aprendido a valorar la vida y disfrutarla aún en todas sus adversidades.*

*Con gratitud y admiración al **Dr. Oscar González Barceló** por su valioso tiempo en la dirección de esta tesis. Mi reconocimiento a su gran calidad humana.*

*Al **Dr. Simón González Martínez** por sus conocimientos, asesoría, apoyos y enseñanzas.*

*A mis tutores: **Dr. Marco A. Garzón Zúñiga**, **Dr. Victor M. Luna Pabello**, **M.I Esperanza Ramírez Camperos** y **Dra. Blanca Jiménez Cisneros** por sus comentarios oportunos a mi trabajo y asesoría a lo largo del mismo*

*A CONACYT por el apoyo económico brindado, sin el cual hubiese sido imposible realizar este trabajo.*

*Mi agradecimiento a la **Universidad Nacional Autónoma de México** y en especial al **Instituto de Ingeniería** por recibirme en sus instalaciones que fueron mi segunda casa por dos años y brindarme los apoyos y la infraestructura necesarios para el desarrollo de investigación.*

*A **David**, **Julio** y **Scherezada**, mis mejores amigos por su apoyo, su compañía y en especial su amistad.*

*A todas aquellas personas que he compartido mis días de crecimiento profesional y personal, **profesores**, **compañeros** y **amigos**, quienes hicieron de éste un enriquecedor y hermoso viaje*

***Elda Antonia Flores Contreras***

# CONTENIDO

## Resumen

### 1. Introduccion

1.2 Objetivos

1.3 Alcances

### 2. Antecedentes

2.1 Remocion biologica de nitrogeno

*2.1.1 Nitrificacion*

*2.1.1.1 Microbiologia y bioquimica*

*2.1.1.2 Factores que afectan la nitrificacion*

*2.1.2 Desnitrificacion*

*2.1.2.1 Microbiologia y bioquimica*

*2.1.2.2 Factores que afectan la desnitrificacion*

*2.1.2.3 Otras vias para la desnitrificacion biologica*

*2.1.2.4 Investigaciones recientes sobre desnitrificacion*

2.2 Biopelículas

*2.2.1 Formacion de la biopelícula*

*2.2.2 Distribucion de los microorganismos*

2.3 Reactores de lecho movil

*2.3.1 Sistemas desarrollados con reactores de lecho movil*

*2.3.2 Eliminacion de material carbonoso*

*2.3.3 Remocion biologica de nitrogeno*

### 3. Metodologia

3.1 Unidades experimentales

3.2 Agua residual sintetica

3.3 Medios de soporte

3.4 Condiciones de operacion

*3.4.1 Carga organica*

*3.4.2 Tiempo de residencia hidraulica*

*3.4.3 Oxigeno disuelto*

---

### 3.5 Etapas de experimentacion

#### 3.5.1 Primera etapa: Arranque

##### 3.5.1.1 Muestreo y analisis

#### 3.5.2 Segunda etapa: Evaluacion del comportamiento de los reactores con dos combinaciones de medios de soporte

##### 3.5.2.1 Muestreo y analisis

##### 3.5.2.2 Tiempo de retencion celular

## 4. Resultados

### 4.1 Potencial de hidrogeno (pH) y temperatura

### 4.2 Carga organica

### 4.3 Remocion de contaminantes

#### 4.3.1 Remocion de materia organica

##### 4.3.1.1 Eficiencia de remocion de la DQO

#### 4.3.2 Solidos suspendidos totales

##### 4.3.2.1 Biomasa y tiempo de retención celular

##### 4.3.2.2 Coeficiente de rendimiento

#### 4.3.3 Compuestos nitrogenados

##### 4.3.3.1 Amonio

##### 4.3.3.2 Nitrogeno de nitratos

##### 4.3.3.3 Nitrificacion desnitrificacion simultanea

##### 4.3.3.4 Ortofosfatos

### 4.4 Observaciones al microscopio

## 5. Conclusiones

## 6. Bibliografia

---

## FIGURAS

Figura 2.1 Transformaciones del nitrógeno en los procesos biológicos (Sedlak, 1991)

Figura 2.2 Modelo conceptual del proceso de nitrificación

Figura 2.3 Difusión de oxígeno y nutrientes a la superficie de la biopelícula

Figura 2.4 Grosor de la biopelícula aerobia y anaerobia

Figura 3.1 Diagrama esquemático de los reactores

Figura 3.2 Reactor experimental en el laboratorio del Instituto de Ingeniería de la UNAM

Figura 3.3a. Medio de soporte liso

Figura 3.3b. Medio de soporte poroso

Figura 3.4 Combinaciones de medios de soporte evaluadas en el experimento  
a) 60% medio liso y 40% medio poroso; b) 100% medio poroso

Figura 4.1 Variación de pH en el tiempo de experimentación

Figura 4.2 Variación de la temperatura en los reactores durante el experimento

Figura 4.3 Comportamiento de la carga orgánica en los reactores a lo largo del experimento

Figura 4.4 Comportamiento de la DQO con respecto al tiempo

Figura 4.5 Remoción de materia orgánica medida como  $DQO_{\text{soluble}}$

Figura 4.6 Sólidos suspendidos totales en el influente y efluente de los reactores a través del tiempo

Figura 4.7 Producción de lodos de exceso en ambos reactores

Figura 4.8 Comportamiento de  $N-NH_4^+$  con respecto al tiempo

Figura 4.9 Remoción de  $N-NH_4^+$  para una carga orgánica promedio de  $4.8gDQO/m^2 \cdot d$

Figura 4.10 Remoción de amonio con respecto a la carga orgánica durante el periodo estable

Figura 4.11 Efecto de la carga de amonio en la remoción de  $N-NH_4^+$

Figura 4.12 Concentración de  $N-NO_3^-$  en el efluente de los dos reactores a una concentración de OD de 2.5 mg/L

Figura 4.13 Concentración de  $N-NH_4^+$  y  $N-NO_3^-$  en el influente y efluente de los reactores

Figura 4.14 Comportamiento de  $P-PO_4$  durante el trabajo experimental

---

Figura 4.15 Detalle de los poros del medio de soporte poroso

Figura 4.16 Desarrollo de la biopelícula en el medio de soporte poroso

Figura 4.17 Medio de soporte poroso con biopelícula

a) superficie externa del cubo y b) corte interno del material





## TABLAS

Tabla 3.1 Agua residual sintetica y carga de contaminantes suministrada  
(Castrejon, 2005)

Tabla 3.2 Condiciones de operacion de los reactores de lecho movil

Tabla 3.3 Tecnicas analiticas

Tabla 3.4 Plan de muestreo durante la segunda etapa de experimentacion

Tabla 4.1 Eficiencias de remocion de materia organica en reactores de lecho movil

Tabla 4.2 Eficiencia de remocion de DQO en ambos reactores

Tabla 4.3 Tiempo de retencion celular en el reactor con medio de soporte poroso

Tabla 4.4 Tiempo de retencion celular en el reactor con medios combinados

---

## SIGLAS Y ABREVIATURAS

As	Area Superficial
CO	Carga organica
DBO	Demanda Bioquimica de Oxigeno
DQO	Demanda Quimica de Oxigeno
DQOs	Demanda Quimica de Oxigeno soluble
N <sub>2</sub>	Nitrogeno molecular
NO	Oxido nitroso
N <sub>2</sub> O	Dioxido de nitrogeno
N-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	Nitrogeno de ion nitrito
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	Nitrogeno de ion nitrato
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	Nitrogeno de ion amonio
OD	Oxigeno disuelto
pH	Potencial de Hidrogeno
P-PO <sub>4</sub>	Fosforo de ortofosfatos
Px,bio	Producción de Biomasa
Q	Caudal
SST	Solidos Suspendidos Totales
WPCF	Control Federal de contaminacion del agua (Estados Unidos)
TRC	Tiempo de Retencion Celular
TRH	Tiempo de Residencia Hidraulica
Y	Coeficiente de Rendimiento

---

## RESUMEN

En muchas ocasiones, en los reactores de lecho móvil con remoción de nitrógeno, para llevar a cabo los dos principales procesos de nitrificación y desnitrificación es necesario la separación física de estos procesos o la separación temporal, en que se alterna la aireación y no aireación en la misma unidad. Investigaciones recientes muestran que para llevar a cabo la nitrificación y desnitrificación en un mismo reactor se pueden combinar dos diferentes medios de soporte en los cuales se favorezca separadamente el crecimiento de las bacterias nitrificantes y desnitrificantes. El empleo de los medios de soporte adecuados se ve como una buena posibilidad de incrementar la eficiencia de los procesos simultáneos de nitrificación y desnitrificación en la transformación de  $\text{N-NH}_4^+$  hacia  $\text{N}_2$ .

Este trabajo consistió en combinar dos medios de soporte de biopelícula con diferentes características de superficie (liso y poroso) para llevar a cabo la remoción de nitrógeno en un mismo reactor. Se utilizaron dos combinaciones de medios de soporte, en la primera el reactor se empacó al 100% de superficie con un medio de soporte poroso y en la segunda, el 60% de superficie de material liso y 40% de superficie de material poroso.

El experimento se realizó a escala laboratorio empleando agua residual sintética, la experimentación se dividió en dos etapas: la primera fue de acondicionamiento y estabilización de los reactores. En la segunda etapa se analizó el comportamiento de los reactores con diferentes combinaciones de medios de soporte, bajo las mismas condiciones de operación, mediante parámetros de respuesta como DQO,  $\text{N-NH}_4^+$ ,  $\text{N-NO}_3^-$  y  $\text{N-NO}_2^-$ .

En la remoción de materia orgánica se obtuvo una remoción de DQO del 81% para el reactor empacado con medio de soporte poroso y 84% con el de medios combinados, los dos reactores mostraron ser eficientes en la remoción de materia orgánica.

En este estudio, sólo fue posible llevar a cabo la nitrificación en ambos reactores, no se obtuvieron remociones de nitrógeno total debido probablemente a que se mantuvo una concentración de oxígeno disuelto de 2.5 mg/L, la cual no favorece la desnitrificación. Esto aunado al hecho de que en ambos medios de soporte se desarrolló una biopelícula delgada, que permitió la difusión de oxígeno en el interior del medio de soporte.

---

# 1. INTRODUCCIÓN

La eutroficación y la disminución de oxígeno de lagos y ríos han sido reconocidos como un tema de especial interés por sus repercusiones en el medio ambiente acuático y la salud pública. El control de la eutroficación misma ha exigido la limitación de los nutrientes provenientes de las descargas de aguas tratadas y sin tratar. Las nuevas regulaciones de países desarrollados como Japón y de la Unión Europea para la preservación de sus cuerpos de agua, han pasado del control de la materia orgánica, regulada a través de parámetros como la DBO y los SST, a límites más estrictos de nitrógeno y fósforo. Esto ha implicado un desarrollo desde hace dos décadas de tecnologías que permitan remover nitrógeno y fósforo en procesos de biomasa suspendida ó de biomasa fija separados o combinados.

En México, las plantas de tratamiento municipales han sido diseñadas únicamente para la eliminación de materia orgánica descargando efluentes ricamente nitrogenados con lo cual se afecta adversamente la calidad de los cuerpos de agua que son fuentes de abastecimiento de agua para el consumo humano, como en el lago de Chapala.

Hasta el año 2002 en México se tenían en operación 1078 plantas de tratamiento de agua residual. El 43% del caudal de aguas residuales tratado (24427 m<sup>3</sup>) utiliza la tecnología de lodos activados en sus diferentes modalidades. Los sistemas de lodos activados son efectivos para la remoción de carbón orgánico y ciertas variantes de este proceso remueven nutrientes en plantas de tratamiento de agua residual municipal. Sin embargo, presentan problemas para sedimentación de lodos y se requieren reactores muy grandes y tanques de sedimentación con recirculación de biomasa (Pastorelli *et al.*, 1997). La capacidad y eficiencia de estos sistemas es limitada cuando se requiere que su efluente cumpla con calidades de agua muy estrictas (Odegaard *et al.*, 1994).

Lo anterior ha ocasionado una constante búsqueda para mejorar los procesos de tratamiento y crear sistemas más eficientes y económicos que permitan cumplir los niveles requeridos por las regulaciones federales o locales actuales y las más restrictivas que se implanten en el futuro. Una de estas opciones son los reactores 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 del agua residual. Los microorganismos se distribuyen en todo el reactor siguiendo la trayectoria de flujo del agua. Esta combinación permite eliminar la recirculación de lodos e incrementar la concentración de biomasa activa (Odegaard *et al.*, 1994), además facilita el transporte de los nutrientes del agua a los microorganismos, mejora la remoción de materia orgánica y la sedimentación de los lodos producidos.

Los reactores de lecho móvil han mostrado ser sistemas de tratamiento estables, eficientes, compactos y económicos con bajas tasas de producción de lodos y bajo consumo de energía (Chaudhry y Beg, 1998).

En muchas ocasiones los sistemas de tratamiento convencionales y los reactores de lecho móvil para remoción de nitrógeno incluyen los dos principales procesos: nitrificación y desnitrificación. Esto implica la separación física de estos procesos (flujo continuo) o la separación temporal, en que se alterna la aireación y no aireación en la misma unidad (Wiesmann, 1994).

Para simplificar los procesos de remoción de nitrógeno en los reactores de lecho móvil Nakano *et al.* (2004) proponen llevar a cabo la nitrificación y desnitrificación en un solo reactor combinando dos diferentes medios de soporte en los cuales se favorezca separadamente el crecimiento de las bacterias nitrificantes y desnitrificantes. De acuerdo con estos autores el funcionamiento de este tipo de

sistemas se ve afectado por la distribución de las bacterias en los medios de soporte dependiendo de la transferencia de sustrato y oxígeno dentro de ellos. La distribución de bacterias se puede controlar a partir del balance de las velocidades de reacción de la nitrificación y desnitrificación a través de un ajuste de la cantidad de los dos medios de soporte adicionados al reactor.

En este trabajo se propone combinar un medio de soporte liso y uno poroso para llevar a cabo la remoción de nitrógeno en un mismo reactor. Como medio de soporte poroso se utilizará espuma de poliuretano que de acuerdo con Maurer *et al.* (1999), permite difusión de nutrientes hacia su interior lo cual favorece la desnitrificación si se limita la difusión de oxígeno.

El medio de soporte liso se utilizará debido a que en él se propician condiciones para el desarrollo de una biopelícula delgada lo cual favorece una mayor nitrificación.

## 1.2 Objetivos

### ***Objetivo principal***

El objetivo principal de este trabajo es analizar y evaluar el comportamiento de dos reactores continuos con biopelículas desarrollándose sobre dos diferentes materiales de soporte para la remoción de materia orgánica y nitrógeno.

### ***Objetivos secundarios***

- Evaluar el efecto que tiene la combinación de dos medios de soporte en un reactor de lecho móvil en la remoción de materia orgánica y nitrógeno manteniendo constantes la carga orgánica, concentración de oxígeno disuelto y temperatura.
- Evaluar el efecto en la remoción de materia orgánica y nitrógeno en un reactor de lecho móvil al empacarlo con un solo medio de soporte y manteniendo constantes la carga orgánica, concentración de oxígeno disuelto y temperatura.
- Determinar la producción de lodos en un reactor empacado con dos diferentes medios de soporte y cuando sólo tiene un medio de soporte.
- Evaluar la capacidad de los dos reactores de lecho móvil en la remoción de fósforo

### 1.3 Alcances

- Realizar la investigación en dos reactores continuos de lecho móvil a nivel laboratorio, que puedan operar bajo condiciones que favorezcan la remoción de nitrógeno
- Monitorear la remoción de materia orgánica como DQO, nitrógeno como N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> y fósforo como P-PO<sub>4</sub>.



## 2. ANTECEDENTES

El nitrógeno en sus diferentes formas, descargado en las corrientes de agua residual puede ejercer severos efectos de diferente naturaleza sobre los cuerpos de disposición final. En años recientes el problema de contaminación por compuestos de nitrógeno en los cuerpos de agua considera los impactos incluidos en los siguientes puntos, el último se presenta en conjunto con el fósforo:

- Toxicidad para la vida acuática
- Reducción de la eficiencia en la desinfección con cloro
- Bajan los niveles de oxígeno disuelto en los cuerpos de agua
- Efectos adversos para la salud humana
- Estimula el crecimiento de las plantas acuáticas (eutroficación)

Por estos motivos, las legislaciones ambientales de los países europeos y otros países industrializados y en vías de desarrollo han impuesto valores de concentraciones de los compuestos nitrogenados en las descargas de aguas tratadas. Por ejemplo, los países miembros de la Comunidad Económica Europea no permiten descargas de aguas tratadas que no estén nitrificadas, restringen también las concentraciones de nitrógeno total, lo cual implica eliminar amonio, nitratos y nitritos.

La experiencia en el ámbito internacional indica que la forma más económica de eliminar compuestos nitrogenados inorgánicos de aguas residuales es por medio de la manipulación de comunidades de bacterias para oxidar el amonio a nitratos (nitrificación) y, posteriormente, para reducir los nitratos a nitrógeno molecular (desnitrificación).

## 2.1 Remoción biológica de nitrógeno

El nitrógeno existe en varias formas debido a que puede asumir diferentes estados de oxidación, como -3 en compuestos orgánicos nitrogenados y amonio ó +5 cuando el nitrógeno se encuentra como nitratos. Las transformaciones que puede presentar el nitrógeno en los sistemas de tratamiento biológico se ilustran en las Figuras 2.1 y 2.2 (Sedlak, 1991).

Como se observa en la Figura 2.1, el nitrógeno orgánico presente en el agua residual cruda puede transformarse a amonio a través de la descomposición bacteriana de material proteico y de la hidrólisis de urea. Puesto que el nitrógeno constituye del 12-13% de la masa celular seca, una fracción del nitrógeno amoniacal se asimilará para formar nuevas células. Dependiendo de los procesos de tratamiento y de las condiciones de carga, la auto oxidación celular y la lisis también pueden ocurrir. Parte del amonio usado para síntesis celular regresará al líquido a través de la lisis y la auto oxidación.

Bajo condiciones apropiadas que se discutirán más adelante, el nitrógeno amoniacal puede oxidarse en un proceso de dos etapas a nitratos. Finalmente los nitratos pueden reducirse a nitrógeno molecular a través del proceso de desnitrificación. El gas nitrógeno formado escapa a la atmósfera. Algunas veces es más difícil lograr la desnitrificación que la nitrificación debido a que requiere tanto la presencia de una fuente de carbono orgánica degradable como la presencia de nitratos. Esto puede lograrse suministrando una fuente de carbono exógeno tal como metanol o acetato a la zona de desnitrificación del reactor (Choi *et al.*, 1996).

La remoción biológica de los compuestos nitrogenados del agua residual municipal típica incluye tres procesos básicos (Sedlak, 1991):

- Síntesis.- incorporación del nitrógeno a la masa microbiana como resultado del crecimiento celular
- Nitrificación.- conversión del amonio y del nitrógeno orgánico a través de la oxidación por microorganismos nitrificantes.
- Desnitrificación.- conversión de nitrato a nitrógeno molecular por organismos desnitrificantes, el cual posteriormente se libera del agua residual a la atmósfera.

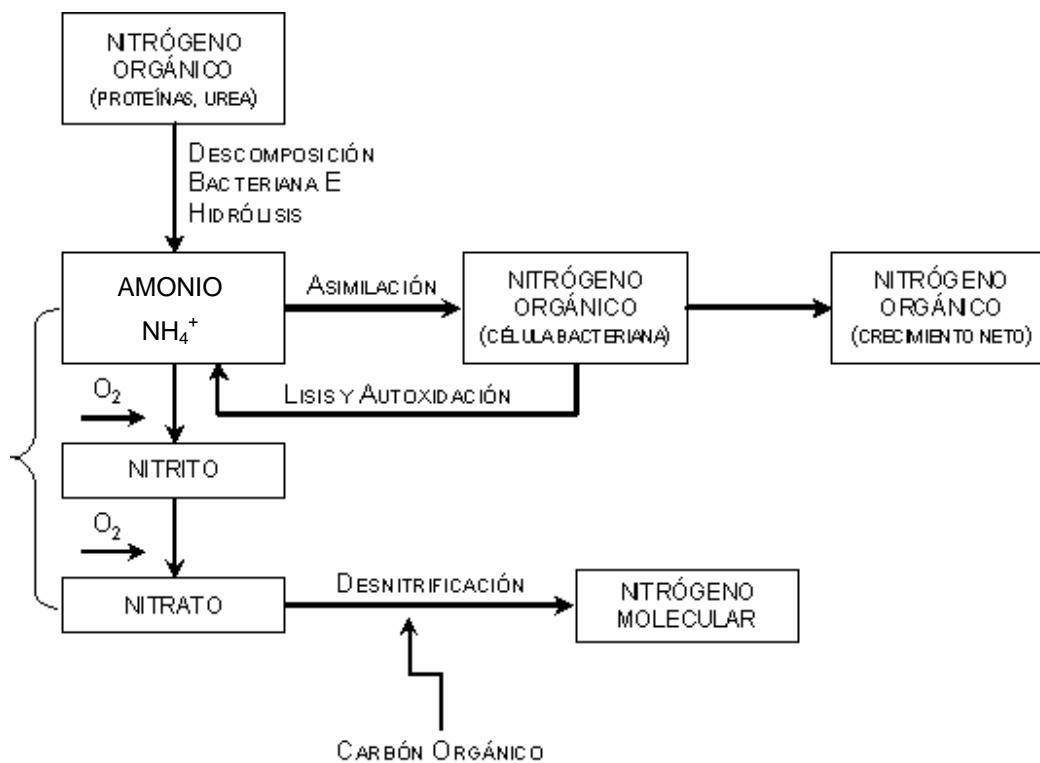


Figura 2.1 Transformaciones del nitrógeno en los procesos biológicos (Sedlak, 1991)

### *2.1.1 Nitrificación*

El agua residual de origen predominantemente doméstico, contiene nitrógeno en forma orgánica y como amonio, el cual se origina del metabolismo de las proteínas en el cuerpo humano. Al llegar a las plantas de tratamiento, una parte importante del nitrógeno orgánico ya ha sido convertido a amonio (Metcalf y Eddy, 2003).

La nitrificación es un proceso muy importante que se incluye en los procesos de tratamiento para la remoción de amonio o como un paso preliminar para la remoción completa de nitrógeno en la desnitrificación.

La fase de nitrificación consiste en la aireación, utilizando un tiempo de retención en el reactor biológico considerablemente superior al que suele emplearse en el caso del proceso convencional de lodos activados. Los compuestos orgánicos de carbono se oxidan (reducción de la DBO) así como los compuestos nitrogenados que se convierten en nitritos y finalmente en nitratos en presencia de bacterias nitrificantes (Mishima *et al.*, 1996).

Por lo tanto la nitrificación es la oxidación biológica de amonio a óxidos de nitrógeno (nitrito y nitrato) por la acción de bacterias aerobias que utilizan el oxígeno de los óxidos de nitrógeno como receptor de electrones (Mishima *et al.*, 1996).

En ausencia de compuestos tóxicos para las bacterias nitrificantes puede alcanzarse un efluente con niveles de amonio inferiores a 10 mg/L en aguas residuales domésticas que contienen entre 20 y 30 mg/L (WEF, Manual of Practice No.8; 1992).

### 2.1.1.1 Microbiología y bioquímica

En el proceso biológico, la nitrificación es un pre-requisito para la remoción de nitrógeno por desnitrificación. La nitrificación siendo mediada por organismos aerobios obligados, puede tener lugar únicamente si la edad de lodo es lo suficientemente grande (> 5 días) para permitir el crecimiento de estos organismos (Sedlak, 1991).

Son dos los principales géneros de bacterias involucrados en el proceso de nitrificación: *Nitrosomonas* y *Nitrobacter* (ó *Nitrospira*, en el caso de sistemas de tratamiento de agua residual de acuerdo con Wagner et al, 1996; Burrell et al., 1998). Ambos grupos de bacterias son quimiolitótrofos, es decir su fuente de carbono es el CO<sub>2</sub> y su fuente de energía la obtiene a partir de compuestos inorgánicos nitrogenados, en lugar de obtenerlos de la oxidación de la materia carbonácea. La diferencia entre ambos es que *Nitrosomonas* obtiene su fuente de energía del amonio mientras que *Nitrobacter* y *Nitrospira* la obtienen a partir del ión nitrito.

La nitrificación está formada por dos pasos (Ver Figura 2.2), cada grupo de organismos nitrificantes esta limitado a la oxidación de compuestos específicos de nitrógeno de modo que en un primer paso únicamente pueden intervenir las *Nitrosomonas* oxidando el amonio a nitrito (Collí et al., 1998). Debido a su alta inestabilidad, el nitrito es a su vez oxidado a nitrato por las *Nitrobacter* o *Nitrospira*

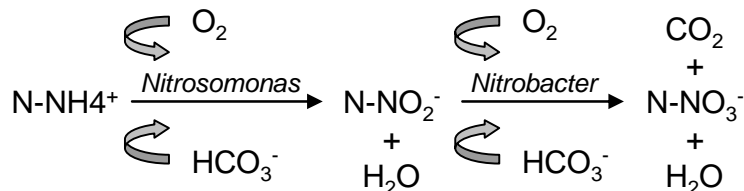


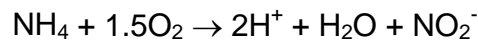
Figura 2.2. Modelo conceptual del proceso de nitrificación

Dado que la nitrificación es un proceso secuencial, los procesos de tratamiento se deben diseñar de tal manera que se proporcione un medio ambiente adecuado para el crecimiento de los dos grupos de bacterias nitrificantes.

La estequiometría de las reacciones proporciona información sobre tres importantes parámetros asociados a la nitrificación (Collí *et al.*, 1998):

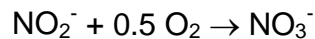
- Requerimientos de oxígeno: el oxígeno es esencial para el crecimiento de la población nitrificante;
- Alcalinidad, los organismos nitrificantes son muy susceptibles al pH,
- Producción de biomasa nitrificante, es importante para entender la dinámica de la población microbiana.

La reacción estequiométrica para la oxidación de amonio a nitrito por las *Nitrosomonas* está dada por la siguiente ecuación:



Se ha estimado que la pérdida de energía libre está en el rango de 58 a 84 Kcal por mol de amonio (Water Pollution Control Federation, 1983).

La reacción de oxidación de nitrito a nitrato por *Nitrobacter* esta representada de la siguiente manera:



Para esta reacción se ha estimado una liberación de energía entre 15.4 y 20.9 Kcal por mol de nitrato oxidado. De acuerdo a las estimaciones de producción o consumo de energía se observa que las *Nitrosomonas* obtienen más energía por

mol de nitrato oxidado que las *Nitrobacter*, si se asume que la síntesis celular por unidad de energía guarda la misma relación, entonces se puede predecir una mayor masa de *Nitrosomonas* que de *Nitrobacter*, y es así precisamente como sucede en la realidad (Water Pollution Control Federation, 1983).

En la oxidación bioquímica tanto del amonio como del nitrito, el oxígeno sirve como aceptor de electrones, de hecho es el único aceptor que las bacterias nitrificantes pueden usar. Lo anterior implica un medio aerobio para que se lleve a cabo la nitrificación (Water Pollution Control Federation, 1983).

Las reacciones de oxidación de amonio y nitrito ocurren simultáneamente, por lo que la producción de energía en la nitrificación se puede representar mediante una reacción global:

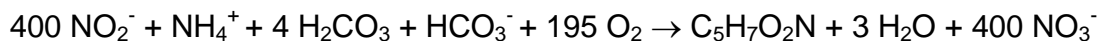


Considerando que la fórmula general de una bacteria es  $\text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N}$ , las ecuaciones generales de crecimiento y oxidación de *Nitrosomonas* y *Nitrobacter* son:

Para *Nitrosomonas*



Para *Nitrobacter*



De las dos ecuaciones anteriores se puede observar que para llevar a cabo la oxidación de un miligramo de N-NH<sub>4</sub> a N-NO<sub>3</sub>, aproximadamente (Water Pollution Control Federation, 1983):

- Se consumen 4.33 mg de oxígeno
- Se destruyen 8.64 mg de ácido carbónico equivalentes a 7.14 mg de alcalinidad expresados como  $\text{CaCO}_3$ ; una pequeña parte de éste se ocupará para materia celular, pero la mayoría servirá para neutralizar los iones hidronio liberados durante la oxidación.
- Se forman 0.17 mg de células nuevas, este procedimiento también se considera una fuente de remoción de nitrógeno.
- Se consumen 0.08 g de carbón inorgánico.

Los dos primeros parámetros estequiométricos, requerimiento de oxígeno y consumo de alcalinidad, son muy importantes en el diseño de los sistemas de tratamiento. El oxígeno es esencial para el crecimiento de las bacterias nitrificantes y el consumo de alcalinidad es importante porque las bacterias son eficientes únicamente sobre un rango estrecho de pH. La producción de biomasa es importante para entender la dinámica de la población bacteriana.

### *2.1.1.2 Factores que afectan la nitrificación*

Los factores que afectan el proceso de nitrificación son:

#### ***Temperatura***

La temperatura óptima para la nitrificación se encuentra entre 28 y 32 °C. La nitrificación disminuye conforme se reduce la temperatura. Con una temperatura menor de 5°C y mayor a 40°C cesa toda actividad de nitrificación (Mitchel, 1974).

#### ***Oxígeno molecular***

El oxígeno es el factor más importante en el proceso de nitrificación. De acuerdo a la EPA (1993) se requieren 4.57  $\text{mgO}_2/\text{mg NH}_4^+$ , este es sólo el oxígeno requerido para oxidar el amonio a nitratos, pero el agua residual tiene también otros contaminantes que requieren oxígeno para su oxidación.



La tasa de crecimiento de las *Nitrosomonas* no se limita a concentraciones de  $O_2$  mayores de 1 mg/L aunque se recomienda una concentración mínima de oxígeno disuelto de 2 mg/L para prevenir las cargas pico de amonio (EPA, 1993).

Un exceso en la aireación es un desperdicio de energía e incremento en los costos de operación. Un inadecuado nivel de aireación puede inhibir el proceso de nitrificación ya que el oxígeno disponible será preferentemente utilizado para la oxidación de carbono sobre la nitrificación (Sedlak, 1991).

### **pH**

Dado que el equilibrio  $NH_3/NH_4^+$  y  $HNO_2/NO_2^-$  son dependientes del pH, habrá una inhibición parcial del proceso esto no significa una reducción del grado de nitrificación solo que el proceso será más lento. Esta inhibición sucede a un pH de 5.8. La tasa máxima de nitrificación se obtiene a pH entre 7.8 y 8.9 y empieza a decrecer a pH de 6.3 a 6.7 (Henze *et al.*, 1997).

### **Alcalinidad**

La alcalinidad se ve destruida por la oxidación de amonio a nitrato. Aproximadamente se requieren 7.14 mg alcalinidad/mg  $NH_4^+$ . El consumo de alcalinidad se refleja en la reducción del pH lo cual inhibe el la reacción, por tanto si es insuficiente es necesario una fuente externa o la desnitrificación la cual aporta alcalinidad (Metcalf y Eddy, 2003).

### **Carbono**

La mayoría de las bacterias nitrificantes son autótrofas y requieren el  $CO_2$  como fuente de carbono, esta reducción tiene lugar a través de la oxidación de  $NH_4^+$ . Se requieren aproximadamente 0.14 gDQO/g  $NH_4^+$  (Metcalf y Eddy, 2003).

### ***Tiempo de retención celular y tiempo de retención hidráulico***

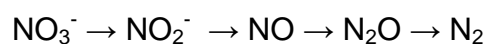
Las bacterias nitrificantes tienen una tasa de crecimiento mucho menor que las heterótrofas responsables de la remoción de material carbonáceo, por lo general los sistemas diseñados para nitrificar tienen tiempos de retención hidráulicos (TRH) y de retención celular (TRC) mayores que los de sistemas diseñados sólo para remoción de materia orgánica (DBO).

Para sistemas con biomasa en suspensión una práctica común para llevar a cabo la nitrificación es combinar bacterias nitrificantes y poblaciones de bacterias heterótrofas responsables de la remoción de material orgánico carbonoso (procesos “*single-sludge*” o “*single-stage*”).

Para descargas con alto potencial inhibitorio o tóxico se recomienda separar las poblaciones nitrificantes de las heterótrofas (*two-sludge* o *two-stage*).

#### ***2.1.2 Desnitrificación***

En los sistemas biológicos la reducción de nitratos puede ocurrir de dos maneras: por asimilación y por desasimilación o desnitrificación. La asimilación involucra la reducción de nitrato a amonio para utilizarlo en la síntesis celular. Por otra parte la desasimilación o desnitrificación involucra la reducción de nitratos a nitritos a óxido nítrico a óxido nitroso y a nitrógeno molecular:



La desnitrificación es considerada como un proceso anóxico, que se lleva a cabo en ausencia de oxígeno molecular y requiere un donador de electrones orgánico o inorgánico (Mishima *et al.*, 1996).

### **2.1.2.1 Microbiología y bioquímica**

A diferencia de las bacterias nitrificantes, las bacterias desnitrificantes pertenecen a diversos grupos bioquímicos y taxonómicos. De entre todas ellas se pueden destacar los géneros: *Achromobacter*, *Aerobacter*, *Alcaligenes*, *Bacillus*, *Lactobacillus*, *Micrococcus*, *Proteus*, *Pseudomonas* y *Spirillum*. Son procariotas aerobias o anóxicas, heterótrofas, incluyendo arqueobacterias y eubacterias caracterizadas por la habilidad de usar  $\text{NO}_3^-$  y  $\text{NO}_2^-$  como receptores de electrones produciendo principalmente  $\text{N}_2$  (Surampalli *et al.*, 1997).

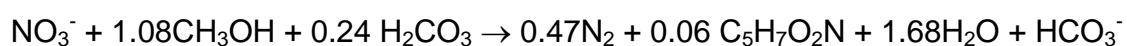
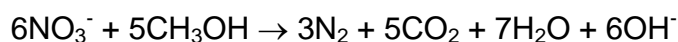
La mayoría de estas bacterias pueden usar oxígeno así como nitratos y algunas pueden también llevar a cabo la fermentación en ausencia de nitratos u oxígeno. Bajo desnitrificación autótrofa, la bacteria utiliza dióxido de carbono ó bicarbonato en lugar de carbono orgánico. *Pararcocus* y *Tiobacillus denitrificans* usan hidrógeno y reducen compuestos de sulfuros respectivamente, como donadores electrones durante la desnitrificación. Ambos pueden crecer heterotróficamente si una fuente de carbono orgánico está presente. De las bacterias desnitrificantes, las especies de *Pseudomonas* son las más comunes y ampliamente distribuidas. Cabe señalar que las bacterias heterótrofas realizan el proceso con más celeridad que las bacterias autótrofas.

#### **Relaciones de energía y síntesis**

Las bacterias desnitrificantes también son capaces de convertir los nitritos a amonio para uso en síntesis celular, sin embargo, es poco común que suceda cuando hay suficiente amonio para el crecimiento microbiano. Una población de microorganismos desnitrificantes es capaz de oxidar una gran variedad de sustancias, desde compuestos como carbohidratos, ácidos orgánicos, metanol hasta derivados del benceno. Estos compuestos orgánicos son importantes en los procesos de tratamiento de agua residual, puesto que así, la desnitrificación constituye no sólo una forma de remoción de nitrógeno, sino también una forma de

oxidación de los nutrientes orgánicos durante todo el proceso. En términos generales, los procesos aerobios son más eficientes que los anaerobios y anóxicos en lo que se refiere a la producción de energía debido a que una célula anaerobia debe consumir mucho más sustrato por unidad de tiempo y peso para llevar a cabo la misma cantidad de trabajo que una célula aerobia (EPA, 1993).

La reacción estequiométrica de la desnitrificación depende del tipo de materia carbonácea involucrada. En forma ideal, el sustrato orgánico debe ser un nutriente contaminante presente en las aguas residuales en tratamiento para así aprovechar al máximo el efecto oxidante de la desnitrificación (EPA, 1993). Para ejemplificar la estequiometría de la desnitrificación, la materia orgánica se representará con metanol incluyendo la síntesis celular la reacción queda de la siguiente forma:



Esta última reacción muestra que para desnitrificar un miligramo de nitrógeno en forma de nitrato:

- Se consumen 2.47 mg de metanol (aproximadamente 3.7 g de DQO)
- Se producen 0.45 mg de células,
- Se forman 3.57 mg de alcalinidad.

En esta última reacción el nitrato que es el aceptor de electrones se reduce a nitrógeno gas, mientras que el donador de electrones es la fuente de carbono, en este caso el metanol, pierde electrones y es oxidado a bióxido de carbono (EPA, 1993).

A pesar de que en la literatura se especifica que la desnitrificación requiere condiciones anóxicas estrictas, se ha demostrado que bajo ciertas condiciones de pH la desnitrificación puede realizarse en condiciones aerobias (EPA, 1993).

### ***2.1.2.2 Factores que afectan la desnitrificación***

Como en la nitrificación, existen factores que también afectan la tasa de desnitrificación.

#### ***Temperatura***

Como en todas las reacciones bioquímicas, la desnitrificación depende de la temperatura. La desnitrificación puede llevarse a cabo en un intervalo amplio de temperatura que va de 2 a 60°C, el óptimo se reporta a 25°C (Mitchell, 1974).

#### ***Oxígeno molecular***

La presencia de oxígeno molecular no es tóxica para la desnitrificación, pero compite con el nitrato por lo que es deseable su ausencia. Al respecto, una concentración de 0.2 mg/L es suficiente para inhibir la desnitrificación de *Pseudomonas* (Randall *et al.*, 1992).

#### ***pH***

El intervalo óptimo de pH para que se lleve a cabo la desnitrificación va de 6.5 a 8. Se ha observado que a valores de pH neutros o alcalinos se favorece la conversión de óxido nitroso a nitrógeno gaseoso (Mitchell, 1974). La desnitrificación tiende a incrementar el pH del sistema por producción de alcalinidad del donador orgánico de electrones.

### ***Tiempo de retención celular***

El potencial de desnitrificación del proceso depende de la fracción de biomasa desnitrificante; si es muy pequeño, no podrán ser removidos todos los nitratos producidos durante la nitrificación. Consecuentemente, es necesario incrementar el tiempo de retención celular del proceso para aumentar esta fracción de biomasa desnitrificante, manteniendo la mínima edad de lodo aerobio requerido.

### ***2.1.2.3 Otras vías para la desnitrificación biológica***

El nitrógeno como amonio también puede ser transformado a nitrógeno gas, por bacterias autótrofas en ausencia de oxígeno molecular y por bacterias heterótrofas nitrificantes bajo condiciones aerobias.

### ***Desnitrificación bajo condiciones aerobias***

La desnitrificación puede llevarse a cabo bajo condiciones aerobias por bacterias nitrificantes aerobias, por bacterias nitrificantes heterótrofas, por ejemplo *Paracoccus pantotropha* (Robertson y Kuenen 1990, Patureau *et al.*, 1994), de tal forma que se presenta una nitrificación y desnitrificación simultánea con la transformación de amonio a productos de nitrógeno gas. La energía requerida por las bacterias heterótrofas para la reducción de amonio, pueden conseguirla de la reducción de nitratos o nitritos bajo condiciones aerobias. Además se requiere de un sustrato fácilmente biodegradable (por ejemplo acetato). Dada la baja disponibilidad del sustrato carbonoso en sistemas de lodos activados, se limita el crecimiento y participación de nitrificantes heterótrofas en sistemas aerobios (Loosdrecht y Jetten, 1998).

### ***Desnitrificación en ausencia de oxígeno molecular***

Bacterias nitrificantes autótrofas, por ejemplo, *Nitrosomonas europea*, pueden utilizar nitritos para oxidar amonio, con la producción de gas nitrógeno, en ausencia de oxígeno molecular (Bock *et al.*, 1995). En presencia de oxígeno molecular, éste es utilizado como el receptor final de electrones.

#### ***2.1.2.4 Investigaciones recientes sobre desnitrificación***

Bajo condiciones aerobias, hay factores que disminuyen la participación de las nitroso-bacterias, por ejemplo el efecto de las altas temperaturas sobre la cinética de los organismos, que favorece más la tasa de crecimiento de bacterias que oxidan amonio con respecto a la de aquellas que oxidan nitritos.

Strous *et al.*, 1997 y Jetten *et al.*, 1999 informan sobre la desnitrificación de descargas en la digestión anaerobia con altas concentraciones de nitrógeno amoniacal, sin dependencia de una fuente orgánica de donadores de electrones o energía por tratarse de organismos autótrofos, a 30-35°C en un reactor de lecho fluidizado. El cual es adecuado para el desarrollo de las bacterias autótrofas desnitrificantes, de lento crecimiento, que llevan a cabo la oxidación de una molécula de  $\text{NH}_4^+$  utilizando 1.3 moléculas de  $\text{NO}_2^-$  (Strous *et al.*, 1999). El proceso de desnitrificación con organismos autótrofos en ausencia de oxígeno molecular se le conoce como Annamox (*anaerobic ammonium oxidation*).

## **2.2 Biopelículas**

Los sistemas de tratamiento biológico aerobio que hacen uso de los procesos con biopelículas, se han utilizado normalmente para la remoción de material orgánico del agua residual y para llevar a cabo la remoción biológica del nitrógeno que incluyen los procesos de nitrificación y desnitrificación. Dentro de este tipo de sistemas se tienen como ejemplos los filtros biológicos, los biodiscos, reactores de

lecho empacado, reactores de lecho fijo, reactores de lecho fluidizado y sistemas híbridos, entre otros. Actualmente estos sistemas han cobrado mayor fuerza en diversos estudios, variando su forma de operación y sus aplicaciones se han diversificado en otros campos como es el tratamiento anaerobio (Iwai y Kitao, 1994).

Los sistemas de biopelículas tienen ventajas sobre el resto de los sistemas que los hacen ser más reconocidos y por ello de mayor aplicación. Entre las principales ventajas se encuentran las siguientes:

- Incremento de la concentración de biomasa en el sistema;
- altas tasas de conversión de sustrato debido a las altas concentraciones de microorganismos;
- independencia del lavado del sistema, dado que la operación del reactor es independiente de las restricciones físico-biológicas de la tasa de crecimiento;
- menores volúmenes de los reactores;
- baja susceptibilidad a las sobrecargas (temperatura, inhibidores, etc); y
- posible eliminación de sedimentadores o separación de procesos.

El tratamiento de agua residual en este tipo de sistemas de tratamiento se lleva a cabo por comunidades complejas de microorganismos, incluyendo bacterias, protozoarios, metazoarios (por ejemplo rotíferos) y hongos, los cuales junto con animales invertebrados constituyen la biopelícula. Los diversos organismos de la biopelícula viven oxidando los compuestos orgánicos e inorgánicos del agua residual o alimentándose de compuestos liberados por otros organismos.

En un reactor de biomasa fija, la biopelícula está adherida físicamente en la superficie de un medio inerte. El medio proporciona un área superficial alta de manera que la oxidación biológica de contaminantes y la transferencia de oxígeno



dentro del reactor se lleva a cabo a las velocidades que el sistema biológico condicione.

Una de las diferencias principales entre los procesos de tratamiento de crecimiento fijo y biomasa en suspensión es el papel que juegan los organismos filamentosos. Muchas investigaciones indican que organismos filamentosos como *Sphaerotilus natans*, en exceso son organismos perjudiciales en procesos de biomasa suspendida porque dificultan la sedimentación secundaria. Sin embargo, en sistemas de biomasa fija *Sphaerotilus* se ha identificado como un constituyente predominante de las biopelículas saludables (Kinner, 1983). En esas biopelículas *Sphaerotilus* puede remover cantidades sustanciales de carbón orgánico.

La biopelícula que se forma en el sistema puede contener los más diversos componentes vivos, y se puede notar que cada uno de los cinco reinos de los microorganismos y los virus incluyen algunos de sus representantes, constituyendo la más diversa comunidad de poblaciones.

La biopelícula se puede definir como una delgada capa compuesta de una numerosa y diversa población de organismos vivientes en la que se incluyen: bacterias, protozoarios, rotíferos, algas, hongos, gusanos y larvas de insectos.

### ***2.2.1 Formación de la biopelícula***

En un reactor de biomasa fija la biopelícula se forma rápidamente en presencia de alimento y oxígeno, aunque frecuentemente la biopelícula no es visible hasta después de 5 días. El incremento de la remoción de materia orgánica después de 2 o 3 días se debe al rápido crecimiento de los microorganismos y a su actividad. La remoción de materia orgánica se estabiliza en un periodo de 7 a 10 días, a 20 °C, sin embargo, la maduración de la biopelícula puede tomar varias semanas (Water Environment Federation, 2000).

La colonización inicial de la biopelícula resulta de la adhesión de bacterias gram negativas y flageladas, en pocas horas. Las bacterias filamentosas forman parte de la biopelícula, quizá cuando los colonizadores iniciales adoptan una morfología diferente (Eighmy *et al.*, 1983)

La formación de la biopelícula se puede dividir en tres fases. En la primera fase una capa orgánica cubre la superficie que será colonizada. Esta capa orgánica aparece rápidamente y por lo general el tipo de material de los medios de soporte no es un factor que afecte la formación de la biopelícula (Bryers y Characklis, 1982).

En la segunda fase las bacterias entran en contacto con la superficie por el movimiento browniano, por su propia movilidad o el transporte turbulento. La adsorción a la superficie del medio es reversible de modo que las células pueden separarse después. Durante esta fase la adsorción es controlada por las fuerzas de van der Waal's y enlaces químicos.

En la tercera fase se lleva a cabo una adhesión permanente irreversible en la cual las células producen exopolímeros extracelulares en la superficie para formar la matriz polisacáridica que se extiende desde la superficie de las bacterias llamada *glucocalix*.

Estos polisacáridos ayudan a fijar la biopelícula a la superficie del material de soporte, además existen *orgánulos* de fijación como fimbrias y pilis. El glucocalix está formado por manano, glucano, manosa, galactosa, xilosa, glucoproteínas, se piensa que son los mismos polímeros que aparecen en la biofloculación (Grady *et al.*, 1999). El glucocalix sirve a los microorganismos para defenderse de predadores y de sustancias químicas, representando un ecosistema estable (Joyce y Dugan, 1970).

Cuando la biopelícula entra en contacto con el agua residual los nutrientes contenidos en ella se difunden a través de la película líquida que se forma sobre la biopelícula. De forma similar el oxígeno del aire se difunde a través de la biopelícula para junto con otros nutrientes, alcanzar la biopelícula en la cual se difundirán hasta las paredes celulares (Figura 2.3). Posteriormente los nutrientes son introducidos a la célula para ser utilizados generalmente por medio de reacciones redox. La célula expulsa los productos del metabolismo que ya no le son útiles, los cuales se difundirán, primero a través de la película líquida para quedar en suspensión o para ser arrojados al aire (González y Díaz, 1985).

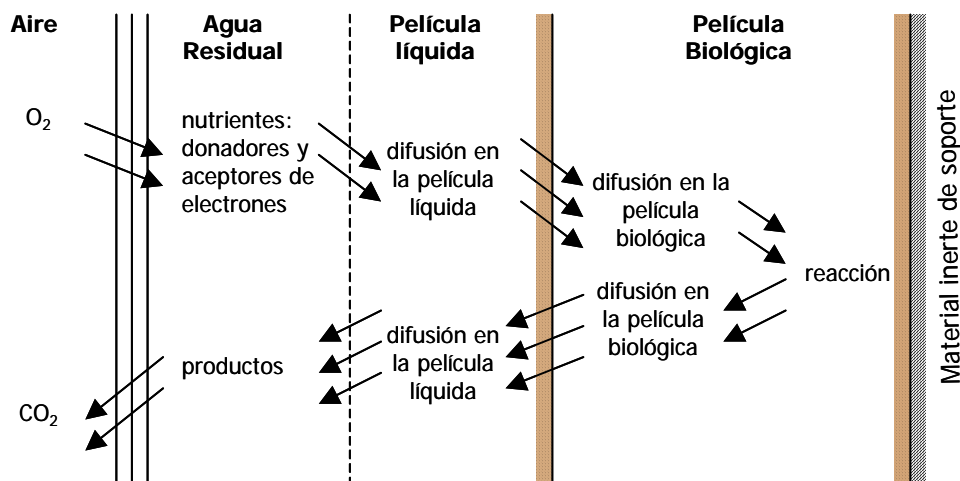


Figura 2.3 Difusión de oxígeno y nutrientes a la superficie de la biopelícula

El crecimiento de la biopelícula se debe a la ingestión de sustancias como materia orgánica, oxígeno, elementos traza, los cuales son requeridos por la actividad biológica a través de la fase líquida que es la fuente de contacto. Estas sustancias chocan con la biopelícula y viajan a través de ella, por difusión molecular son ingeridos y metabolizados. Si las sustancias orgánicas son coloidales entonces no se difundirán directamente dentro de la biopelícula y tendrán que ser hidrolizadas a moléculas más sencillas para poder ser difundidas y metabolizadas (Shigehisa y Takane, 1994).

Como los microorganismos de la biopelícula consumen nutrientes y oxígeno, ellos se reproducen y la película aumenta en grosor (Figura 2.4). Cuando la biopelícula tiende a ser demasiado gruesa, el oxígeno disuelto se consume antes de que penetre hasta la base de la película, entonces empiezan a formarse condiciones anaerobias en la profundidad de la biopelícula. Esta parte de la biopelícula queda privada de nutrientes porque estos son metabolizados antes de que puedan llegar al fondo. Sin oxígeno, los microorganismos aerobios del interior de la biopelícula mueren y los microorganismos anaerobios predominan.

Las biopelículas en condiciones normales de operación tienen un espesor entre 0.25 y 10 mm dependiendo de su localización dentro del reactor. Aquellas superficies expuestas a una carga orgánica más alta tienen un espesor más grueso.

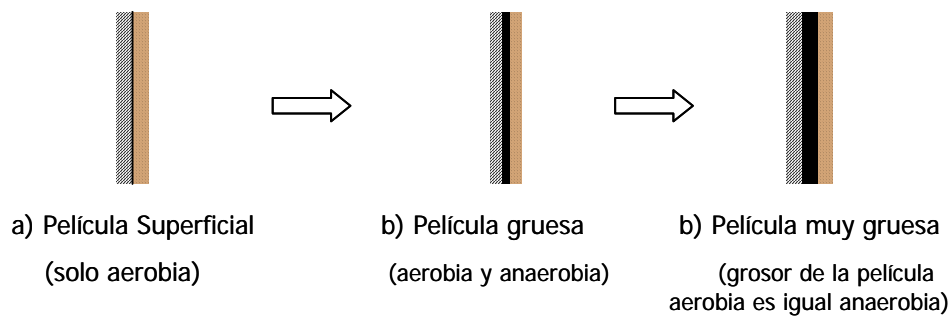


Figura 2.4 Grosor de la biopelícula aerobia y anaerobia

El contenido de materia orgánica en el hábitat, influye en gran parte sobre la densidad y composición de la flora microbiana. Los parámetros principales que influyen en el desarrollo de la biopelícula son:

- Aireación
- Temperatura
- pH
- Material orgánico
- Nutrientes inorgánicos y sus combinaciones

### 2.2.2 Distribución de los microorganismos

La distribución de los microorganismos en la biopelícula depende de varios factores, incluyendo las características del agua residual, condiciones hidráulicas, ventilación y recirculación. La diversidad y densidad de organismos varía con la profundidad debido al cambio de sustrato disponible (Water Environment Federation, 2000).

La biopelícula puede contener bacterias, hongos, algas y protozoarios. Las bacterias predominantes son aquellas que tienen la capacidad para desarrollar crecimientos zoogleales, donde las bacterias están agregadas a una matriz común que ellas mismas secretan donde viven en simbiosis (Water Environment Federation, 2000). Los géneros más comunes son *Achromobacterium*, *Alcaligenes*, *Flavobacterium*, *Pseudomonas* y *Zooglea*. También se pueden encontrar formas filamentosas como *Sphaerotilus* y bacterias nitrificantes (*Nitrosomonas* y *Nitrobacter*).

Los protozoarios y algunos metozoarios juegan un papel importante, algunos protozoarios como *Vorticella* y *Carchosium* contribuyen a la clarificación del efluente, mediante la depredación y floculación de bacterias libremente suspendidas. Los metozoarios también pueden ingerir bacterias libres, pero su principal función es la de alimentarse de la película microbiana, impidiendo su acumulación (Water Environment Federation, 2000).

## 2.3 Reactores de lecho móvil

A principios de 1960 se iniciaron investigaciones para desarrollar diferentes alternativas de reactores de crecimiento fijo. Los conceptos iniciales se orientaron a diseños de tratamiento aerobio, anóxico y anaerobio, actualmente se están utilizando diferentes tipos de medios de soporte en reactores diseñados para operar a velocidades de reacción más altas que los procesos convencionales.

Entre los nuevos procesos de tratamiento, están los SBR (por sus siglas en inglés, sequencing batch reactor) que permiten llevar a cabo el tratamiento biológico y la sedimentación en la misma unidad y son procesos que son efectivos para la remoción de materia orgánica y nitrógeno sin algunos de los problemas de lodos activados. En estas nuevas tecnologías se ha logrado mejorar las fases de mezclado, transferencia de oxígeno, control del espesor de la biopelícula y la separación de fases.

El aumento del uso de reactores de crecimiento fijo para mejorar el tratamiento biológico hace necesario clasificar los diferentes tipos de reactores. Lazarova y Manem (1994) proponen clasificar los reactores de biomasa fija en: lecho fijo, fluidizado y móvil.

Los reactores de lecho móvil tienen algunas ventajas con respecto a los otros dos: no requieren retrolavado y el mezclado es más eficiente debido a que el material de soporte es transportado por las corrientes internas del reactor, con lo que presenta una resistencia menor al mezclado.

Los reactores de lecho móvil se consideran como la combinación de un sistema de lodos activados y un sistema de biomasa fija. Estos reactores permiten una buena transferencia de masa, reducen los problemas de difusión en la biopelícula, aceleran las reacciones bioquímicas al aumentar el área de transferencia entre la película y el líquido e incrementan la superficie específica disponible para el crecimiento de las bacterias (Lazarova y Manem, 1994). Además son reactores que tienen la ventaja de operarse fácilmente, en continuo, sin necesidad de recircular biomasa debido a que es posible mantener un crecimiento controlado de los microorganismos (tiempo de retención de sólidos) independientemente del tiempo de residencia hidráulica (Maurer *et al.*, 2001).

En los reactores de lecho móvil con biomasa fija, los medios de soporte en los cuales crece la biomasa se mueven libremente en el líquido. Los medios de

soporte pueden ser de diferentes materiales, formas y tamaños. Las ventajas de los reactores de lecho móvil comparadas con otros tipos de sistemas de crecimiento fijo son, de acuerdo a Münch *et al.* (2000). El buen mezclado del reactor proporciona una eficiente transferencia de masa y elimina el riesgo de la presencia de cortos circuitos y atascamiento de los medios con la biomasa y otros sólidos. Se tiene además un área superficial específica alta.

Las dos principales desventajas del reactor de lecho móvil para remoción biológica de nutrientes son en primer lugar los costos de inversión para el material de soporte y en la operación se puede requerir una concentración de oxígeno disuelto alta para mantener altas velocidades de nitrificación (Münch *et al.*, 2000).

### ***2.3.1 Sistemas desarrollados con reactores de lecho móvil***

El proceso CAPTOR es comercializado por Simon-Hartley en el Reino Unido, y por Ashbrook-Simon-Hartley en Estados Unidos. Los medios de soporte utilizados fueron cubos de esponja de poliuretano (2.5 x 2.5 x 1.25 cm), estos medios de soporte se mantuvieron en suspensión en reactores convencionales sin lodo activado. Golla *et al.* (1994); Reddy *et al.* (1994), con este sistema obtuvieron una remoción del exceso de lodo por el incremento de la transferencia de oxígeno de los aireadores. Investigaciones independientes realizadas en Estados Unidos e Inglaterra no confirmaron esos resultados.

Un sistema similar se desarrolló en Alemania con el sistema Linpor, en este se utilizaron cubos de esponja más pequeños (1 x 1 x 1 cm) los cuales se adicionaron a un sistema convencional de lodos activados en operación normal. Después de la adición de los medios de soporte se logró disminuir el índice volumétrico de lodos e incrementar la cantidad de biomasa de manera que aumentó la remoción de materia orgánica (Morper, 1994).

La literatura muestra que se han utilizado muchos otros medios de soporte para tratamiento de agua, muchas de esas investigaciones son a escala laboratorio y no se ha encontrado aún su uso en aplicaciones prácticas.

Uno de los últimos desarrollos a escala real se realizó en Noruega donde se utilizaron dos medios de soporte llamados Kaldness y Natrix. Esos medios de soporte son pequeños tubos de plástico hechos de polietileno, su parte interna esta dividida en varios sectores para incrementar la superficie total de la biopelícula. Este sistema se ha utilizado con éxito para tratar agua residual industrial (Pastorelli *et al.*, 1997). Se han reportado resultados limitados para desnitrificación.

### ***2.3.2 Eliminación de 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. En un agua residual municipal generalmente contiene materia orgánica fácilmente biodegradable.

Las tasas de remoción son influenciadas por la carga orgánica, la cual se define como la cantidad de alimento que se proporciona a los microorganismos por unidad de tiempo. En un reactor de lecho móvil este parámetro se ve modificado directamente por el área superficial expuesta al contacto de nutrientes.

Los reactores de lecho móvil han funcionado adecuadamente en el tratamiento de agua residual municipal e industrial con altas cargas orgánicas (Odegaard *et al.*, 2004). La turbulencia causada por un flujo de aire alto necesario para mantener 3 mg O<sub>2</sub>/L en reactores aerobios con altas cargas orgánicas, ha sido más que suficiente para mantener una biopelícula delgada equitativamente y prevenir taponamiento en los medios de soporte por la biopelícula.



Debido a que las bacterias heterótrofas que remueven materia orgánica compiten con las bacterias nitrificantes a altas cargas orgánicas, los reactores de lecho móvil se han operado a cargas orgánicas muy bajas.

### 2.3.3 Remoción biológica de nitrógeno

La remoción biológica de nitrógeno y fósforo en procesos de biomasa fija tienen una ventaja potencial con respecto a los procesos de lodos activados debido a que tienen menos vulnerabilidad con respecto a la pérdida de lodo y que son procesos más compactos.

Las bacterias nitrificantes muestran velocidades de crecimiento relativamente bajas, por lo que para lograr una nitrificación completa se requieren tiempos de residencia celulares de 14 días (Willen Mulder and Rogier van Kempen, 1997). Las velocidades de nitrificación más altas reportadas en la literatura son de  $1\text{d}^{-1}$  (Hunink, 1993). Teóricamente un tiempo mínimo de retención de 0.7 días puede ser encontrado, pero la eficiencia del tratamiento se reduce y la concentración del efluente será alta.

Nakano *et al.* (2004) obtuvieron una oxidación completa de nitrógeno amoniacal a nitratos con un tiempo de residencia hidráulico (TRH) entre 4 y 6 h. Estos autores lograron la remoción biológica de nitratos en periodos de reacción de entre 2 y 4 horas. Matsumura *et al.* (1997) con un TRH de 5 h obtuvieron una oxidación completa de nitrógeno amoniacal. Daude *et al.* (2003) obtuvieron remociones de nitrógeno de 86 % con TRH de 11 a 18 h. Temmink *et al.* (2001) utilizaron TRH de 6.6 h y 3.3 h para nitrificación y desnitrificación, respectivamente.

Un requerimiento importante para que la nitrificación se lleve a cabo en la biopelícula es la presencia de niveles muy bajos de materia orgánica biodegradable (Boller *et al.*, 1994). Por lo tanto la nitrificación es precedida

siempre por procesos de remoción de materia orgánica. La remoción de materia orgánica y la nitrificación se pueden llevar a cabo en:

- Un solo reactor como tratamiento de una etapa
- Tratamiento de dos etapas con separación intermedia de sólidos y una etapa separada de nitrificación terciaria

En el último caso el reactor puede consistir de sistemas de biomasa fija o suspendida. Aunque en muchos casos existen en forma de plantas de lodos activados.

Los factores que afectan el funcionamiento de las biopelículas nitrificantes se pueden dividir en dos grupos de parámetros. El primero incluye procesos de transporte y reacción dentro de la biopelícula en un nivel microscópico los cuales son independientes del reactor. El segundo grupo de parámetros corresponde a las condiciones hidráulicas y de transporte de nutrientes a la superficie de la biopelícula, la configuración del reactor y las características operacionales (Boller *et al.*, 1994). Los parámetros más importantes que afectan a la nitrificación en una biopelícula son:

### ***Parámetros específicos de la biopelícula***

- Concentración de nutrientes disueltos en la biopelícula: DQO,  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2^-$ ,  $\text{NO}_3^-$ ,  $\text{O}_2$
- Concentración de materia particulada: DQO, SST, heterótrofos
- Alcalinidad y pH
- Coeficientes de difusión para: DQO,  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2^-$ ,  $\text{NO}_3^-$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{HCO}_3^-$
- Velocidades máximas de crecimiento de microorganismos: heterótrofos, autótrofos (*Nitrosomonas*, *Nitrobacter*)
- Coeficientes de saturación para: DQO,  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2^-$ ,  $\text{NO}_3^-$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{HCO}_3^-$
- Densidad de la biomasa y espesor de la biopelícula

### ***Elementos específicos del reactor***

- Configuración del reactor (mezcla completa, flujo pistón)
- Condiciones hidráulicas en el reactor (flujo laminar, flujo turbulento)
- Transferencia de oxígeno
- Fracción del volumen del reactor llenado con los medios de soporte

En un reactor de lecho móvil los principales parámetros que afectan la nitrificación son: concentración de oxígeno disuelto, la relación C/N, el TRC, la carga de N-NH<sub>3</sub>, fracción del volumen del reactor llenado con los medios de soporte, área superficial activa del medio, temperatura y la carga orgánica (Münch *et al.*, 2000).

En una planta de tratamiento la *desnitrificación* depende principalmente de la cantidad de sustrato biodegradable presente. La hidrólisis a menudo determina el funcionamiento de la desnitrificación, este proceso se puede llevar a cabo internamente en el reactor por la hidrólisis de las moléculas de cadena grande. En la mayoría de las aguas residuales la cantidad de materia orgánica fácilmente biodegradable es pequeña, por ello la hidrólisis es importante para que se lleve a cabo la desnitrificación. Para esto puede implementarse un reactor acidogénico cuyo efluente abastezca de material orgánico de bajo peso molecular.

Generalmente, alrededor del 60 % de la DQO total del agua residual consiste de materia orgánica lentamente biodegradable por lo que para diseñar reactores capaces de llevar a cabo la remoción de nitrógeno es esencial tomar en cuenta las velocidades de reacción de hidrólisis de la materia orgánica.

Seleccionando un medio de soporte apropiado, los reactores convencionales para sistemas de tratamiento de lodos activados se pueden convertir en sistemas de biopelícula. Esto hace atractivo a los reactores de biomasa fija con lecho móvil para introducir la nitrificación y desnitrificación a plantas de tratamiento con cargas volumétricas relativamente altas y bajos tiempos de retención celular.

Maurer *et al.* (2001) en medios de soporte de espuma de polyuretano obtuvieron una velocidad de desnitrificación relativamente más alta (194 gN/m<sup>3</sup>d) que en los medios de soporte Kaldness (130 gN/m<sup>3</sup>d). Maurer *et al.*, 1999 mencionan que los medios de soporte de espuma de polyuretano son capaces de almacenar grandes cantidades de materia orgánica biodegradable dentro de su estructura porosa las cuales permiten que se lleve a cabo la desnitrificación.

Maurer *et al.* (2001) obtuvieron una remoción de nitrógeno de 62%, de esta remoción encontró que el 32 % del N se incorpora dentro del exceso de lodo el resto se debe a la desnitrificación.

La hidrólisis de la DQO particulada juega un papel muy importante en el proceso de desnitrificación. Los cubos de espuma son capaces de almacenar cantidades relativamente altas de sustrato dentro del medio de soporte (Maurer *et al.*, 1999). Esto indica que la conversión de nitratos a nitritos esta en función de la velocidad de hidrólisis.

La capacidad de desnitrificación de los medios de soporte Kaldness y hule espuma es efectiva en aguas residuales con carga orgánicas bajas. Esto hace posible oxidar una cantidad significativa de DQO en la zona anóxica la cual tiene un efecto en la desnitrificación.

Los procesos de nitrificación y desnitrificación simultánea se pueden llevar a cabo en una biopelícula gruesa. El oxígeno penetrará solamente a cierta profundidad en la biopelícula dando una capa aerobia externa donde ocurre la nitrificación. La capa más profunda será anóxica con bacterias desnitrificantes utilizando los nitratos producidos por las bacterias nitrificantes en la capa externa. Varios autores han reportado remoción biológica de fósforo con nitrificación-desnitrificación simultánea y captación de fósforo en la fase aerobia en sistemas de biopelícula (Garzón-Zúñiga y González –Martínez, 1996; Castillo *et al.*, 1999; Helness y Odegaard, 1999; Pastorelli *et al.*, 1999).

### **3. METODOLOGÍA**

El trabajo experimental se desarrolló a escala laboratorio en dos reactores de lecho móvil instalados en los laboratorios del Instituto de Ingeniería de la Universidad Nacional Autónoma de México. Ambos reactores trabajaron bajo las mismas condiciones de carga orgánica, tiempo de residencia hidráulica, oxígeno disuelto, temperatura y área superficial de empaque. La diferencia estriba en los medios de soporte con que fueron empacados para el desarrollo de la biopelícula; en uno se utilizó un medio de soporte poroso y en el otro una combinación de dos medios de soporte uno liso y otro poroso.

La experimentación se dividió en dos fases, una etapa de arranque y una segunda etapa de evaluación. En la primera etapa se inició con el acondicionamiento y estabilización de los reactores y en la segunda etapa se analizó el comportamiento de los reactores con dos diferentes combinaciones de medios de soporte bajo las mismas condiciones de operación.

#### **3.1 Unidades experimentales**

Como se mencionó en el capítulo 1 el objetivo principal de este trabajo fue evaluar la posibilidad de llevar a cabo la remoción de nitrógeno a través de nitrificación y desnitrificación simultánea en un solo reactor combinando dos medios de soporte uno liso y uno poroso.

Con el propósito de evaluar en el reactor de lecho móvil el efecto de la combinación de dos medios de soporte en la remoción de nitrógeno y materia orgánica se instaló un segundo reactor empacado al 100% sólo con medio de soporte poroso. Ambos reactores trabajaron bajo las mismas condiciones de operación (carga orgánica, tiempo de residencia hidráulica, oxígeno disuelto,

temperatura y área superficial de empaque). El tipo y características de los medios de soporte seleccionados se presentan en la sección 3.3.

El sistema experimental consta de un tanque de agua residual sintética y dos reactores de lecho móvil (Figura 3.1). Los reactores se alimentaron en paralelo del mismo tanque de agua residual sintética, de tal manera que se tuvieran las mismas condiciones en la calidad del agua residual sintética en el influente.

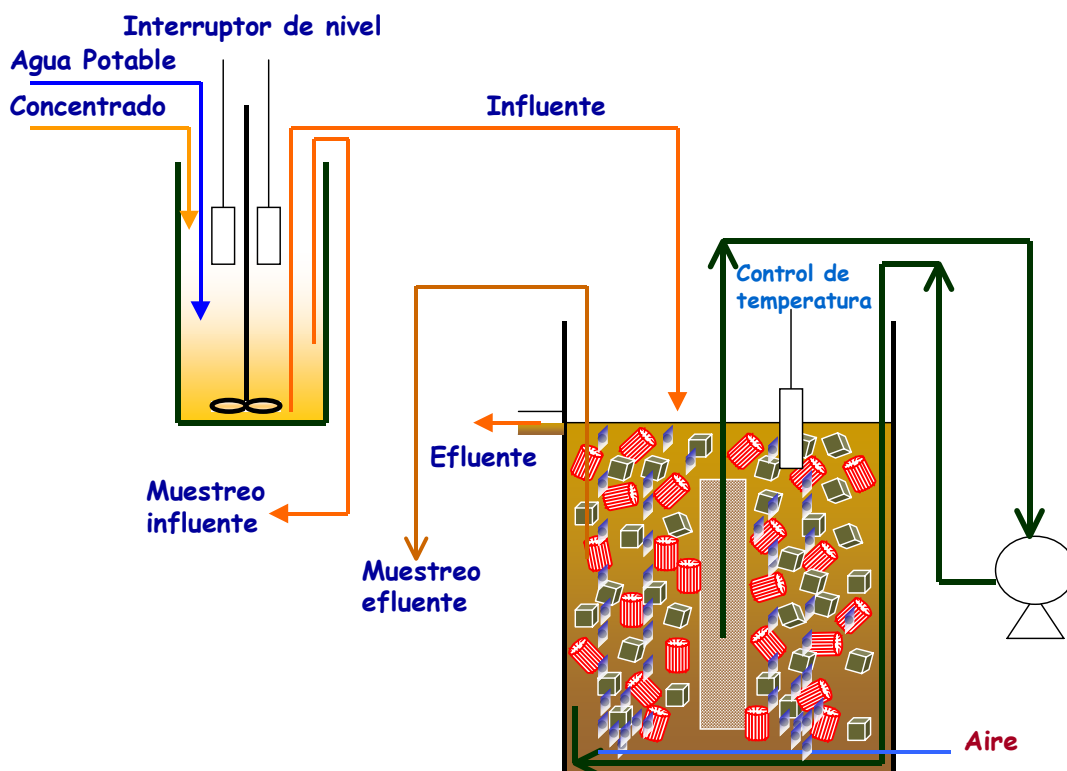


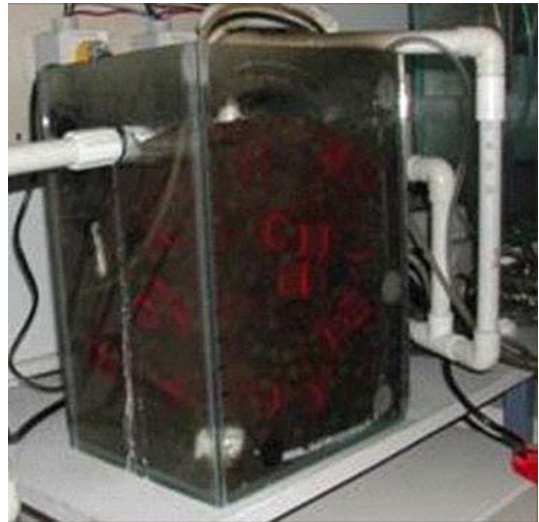
Figura 3.1 Diagrama esquemático de los reactores

El tanque para la preparación del agua sintética se operó de forma semiautomática de la siguiente manera: se adicionaba un volumen de concentrado mediante una bomba peristáltica y posteriormente se aforaba con agua potable (el volumen de agua se controló por medio de interruptores de nivel). La cantidad de concentrado y agua potable se adicionó de tal manera que la concentración de nitrógeno, fósforo y materia orgánica sea la especificada en la sección 3.2. El agua residual sintética se preparó cada 4 horas y se mantuvo completamente mezclada.

Los reactores se alimentaron continuamente y se mantuvieron completamente aireados, estos reactores se fabricaron de vidrio de 6 mm de espesor de forma rectangular con dimensiones de 0.25 m de largo, 0.19 m de ancho, 0.30 m de altura y un volumen útil de 12 litros (Figura 3.2).

El oxígeno se suministró mediante una bomba neumática de pecera, se utilizó un difusor flexible de burbuja fina colocado al fondo de cada reactor. Para evitar obturación, el reactor se limpió semanalmente.

Se instaló una línea de recirculación de agua para mantener la temperatura del agua alrededor de 25°C por medio de un termostato y para asegurar una mezcla homogénea de los contaminantes y de los medios de soporte dentro del sistema. La recirculación de agua se realizó con una bomba centrífuga y para evitar que los medios de soporte fueran succionados por la bomba a la tubería de succión se colocó una malla.



La alimentación de agua residual sintética se realizó por medio de bombas peristálticas de velocidad variable.

Figura 3.2 Reactor experimental en el laboratorio del Instituto de Ingeniería de la UNAM

### 3.2 Agua residual sintética

Para este experimento se utilizó agua residual sintética para mantener constante la concentración de amonio en el influente de los reactores. No se utilizó agua residual doméstica debido a que su concentración de amonio es alterada en el período de lluvias.

El agua residual sintética utilizada en el experimento presentó concentraciones de nitrógeno y fósforo de un agua residual típica, 25-30 mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L y 5 mg P-PO<sub>4</sub><sup>+</sup>/L y una DQO de 175 mg/L para mantener una carga orgánica de 4.8 gDQO/m<sup>2</sup>·d (ver sección 3.4.1). Los reactivos utilizados para preparar el agua residual sintética se presentan en la tabla 3.1.

*Tabla 3.1 Agua residual sintética y carga de contaminantes suministrada (Castrejón, 2005)*

Reactivo	Cantidad (mg/L)	Carga de contaminante aportado
Maltodextrina	105	88 mg DQOs/L
Proteína vegetal hidrolizada	177	88 mg DQOs/L
NH <sub>4</sub> Cl	95.5	25 mg N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> /L
KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	22	5 mg P-PO <sub>4</sub> <sup>+</sup> /L

### 3.3 Medios de soporte

Estudios recientes como el de Nakano *et al.* (2004) han mostrado que la remoción de nitrógeno a través de nitrificación y desnitrificación simultánea se puede controlar en un mismo reactor combinando dos medios de hule espuma (tipo Linpor) con tamaños de poro distintos.

Para el presente trabajo se seleccionó un medio de soporte liso y uno poroso para controlar la proporción de bacterias nitrificantes y desnitrificantes. Para realizar la selección se tomaron en cuenta estudios previos como el de Maurer *et al.* (2001) donde con medios de soporte de espuma de poliuretano obtuvieron una velocidad de desnitrificación 1.5 veces más alta (194 gN/m<sup>3</sup>·d) que en los medios de soporte Kaldness (130 gN/m<sup>3</sup>·d).



Maurer *et al.* (1999) mencionan que los medios de soporte de espuma de poliuretano son capaces de almacenar grandes cantidades de materia orgánica biodegradable dentro de su estructura porosa lo cual permite que se lleve a cabo la desnitrificación. Valdivia *et al.* (2004) obtuvieron mayor remoción de nitrógeno en los medios de soporte poroso que en los medios lisos (50 contra 39 %) lo cual indica que el medio de soporte poroso favoreció más a la desnitrificación.

Por lo anterior para favorecer en especial el crecimiento de bacterias nitrificantes se seleccionó un medio de soporte liso ya que permitirá una mayor difusión de oxígeno a través de la biopelícula (Figura 3.3a). El otro medio de soporte seleccionado fue de espuma de poliuretano (Figura 3.3b) en el que se espera que se favorezca el crecimiento de bacterias desnitrificantes hacia el interior y en cuya superficie también se favorecen las nitrificantes.

Como medio de soporte poroso se utilizaron cubos de espuma de poliuretano Elastoflex D-24R de 1cm x 1cm x 1cm; ligero y de baja densidad. Los medios de soporte lisos utilizados fueron tipo Kaldness con las siguientes dimensiones: diámetro superior 29 mm, diámetro inferior 35 mm y altura 30 mm. Tienen la forma de un cono truncado con lados abiertos y aletas internas, como el medio es abierto permite el paso del agua en todas direcciones lo cual facilita la transferencia de sustrato y oxígeno. La forma que tienen permite también minimizar las zonas muertas y taponamientos.

La durabilidad de los materiales utilizados evitan su deformación por abrasión y a su vez también garantiza su permanencia durante todo el tiempo de experimentación.

Las características de los medios de soporte son las siguientes:

Característica	Tipo de medio de soporte	
	Poroso	Liso
Material de fabricación	Poliuretano	Polietileno de alta densidad
Área/pieza	6 cm <sup>2</sup>	69 cm <sup>2</sup>
Densidad aparente	24 kg/m <sup>3</sup>	120 kg/m <sup>3</sup>
Denominación	Cubo	Canasta



Figura 3.3a. Medio de soporte liso



Figura 3.3b. Medio de soporte poroso

### 3.4 Condiciones de operación

#### 3.4.1 Carga orgánica

Los reactores se trabajaron con una carga orgánica de 4.8 gDQO<sub>sol</sub>/m<sup>2</sup>·d, esta carga orgánica se seleccionó porque de acuerdo a Odegaard *et al.* (1994), con cargas orgánicas menores o iguales a 5 gDQO<sub>sol</sub>/m<sup>2</sup>·d la mayor parte de la DQO se remueve y la nitrificación se lleva a cabo. Rusten *et al.* (1995) encontraron también que con cargas orgánicas mayores de 4.5 gDQO<sub>sol</sub>/m<sup>2</sup>·d se registra una baja nitrificación. Valdivia *et al.* (2004) con una carga orgánica de 6 gDQO/m<sup>2</sup>·d

obtuvieron una velocidad de desnitrificación de 1.9 gNT/d esta velocidad fue mayor que la obtenida con una carga orgánica de 2.4 gDQO/m<sup>2</sup>·d (0.6 gNT/d).

### ***3.4.2 Tiempo de residencia hidráulica***

Se trabajó con un tiempo de residencia hidráulica de 12 horas para dar las condiciones de tiempo de contacto que requieren la nitrificación y desnitrificación (en caso de que se obtenga una biopelícula gruesa en los medios de soporte poroso). Este tiempo de residencia hidráulica se seleccionó basándose en los resultados obtenidos en diferentes estudios. Nakano *et al.* (2004) por ejemplo, obtuvieron una oxidación completa de nitrógeno amoniacal a nitratos con un tiempo de residencia hidráulica (TRH) entre 4 y 6 h. Masatoshi *et al.* (1997) con un TRH de 5 h obtuvieron una oxidación completa de nitrógeno amoniacal. Temmink *et al.* (2001) utilizaron TRH de 10 horas para llevar a cabo nitrificación y desnitrificación.

### ***3.4.3 Oxígeno disuelto***

El oxígeno fue suministrado mediante una bomba neumática de pecera, se empleó un difusor flexible de burbuja fina colocado al fondo de cada reactor el cual fue limpiado cada semana a fin de evitar su obturación. La concentración de oxígeno disuelto se mantuvo dentro del intervalo de 2.5 ± 0.5 mg O<sub>2</sub> /L la cual se midió mediante un sistema de medición de electrodos colocados dentro de los reactores.

En la tabla 3.2 se presentan de manera resumida las condiciones de operación de los reactores durante el experimento.

Tabla 3.2 Condiciones de operación de los reactores de lecho móvil

Parámetro	Reactor con medios de soporte combinados	Reactor medio de soporte liso
Flujo	Continuo	Continuo
Caudal (L/d)	24	24
Volumen (L)	12	12
Tiempo de residencia hidráulica (h)	12	12
Carga orgánica (gDQO/m <sup>2</sup> ·d)	4.8	4.8
Área superficial (m <sup>2</sup> )	0.875	0.875
Oxígeno disuelto (mg/L)	2.5 ± 0.5	2.5 ± 0.5
Temperatura (°C)	25 ± 2	25 ± 2
% medio soporte liso	60	0
% medio soporte poroso	40	100

### 3.5 Etapas de experimentación

#### 3.5.1 Primera etapa: Arranque

Esta etapa comprende la operación del reactor, con un inóculo de microorganismos y con la alimentación de agua residual sintética, dando tiempo suficiente para la colonización y estabilización del sistema. El inóculo utilizado proviene de un reactor discontinuo, instalado en la planta de tratamiento de Ciudad Universitaria para remoción biológica de nitrógeno y fósforo.

Se consideró que el sistema estaba estabilizado en el momento en el momento en que los datos de análisis indicaban que la remoción era constante o tendían a mantenerse constantes.

Una vez definidos el tiempo de residencia hidráulica y la carga orgánica, se calculó el área superficial ( $A_s$ ) y el número de piezas de cada medio de soporte que se adicionaron a los reactores, esto se calculó de la siguiente manera:

Los datos utilizados fueron:

TRH : 12 h

V : 12 L

Q : 24 L/d

DQO : 175 mg/L (0.175g/L)

CO : 4.8 gDQO/m<sup>2</sup>·d<sup>-1</sup>

Área de un cubo : 0.0006 m<sup>2</sup>

Área de una canasta : 0.0069 m<sup>2</sup>

El área superficial se determinó con la siguiente expresión:

$$A_s = (DQO \cdot Q) / CO$$

$$A_s = (0.175 \text{ g/L} \cdot 24 \text{ L/d}) / 4.8 \text{ gDQO/m}^2 = 0.875 \text{ m}^2$$

Se realizaron dos combinaciones de medios de soporte, en el primer reactor se utilizó una mayor área de superficie lisa para incrementar la proporción de superficie de crecimiento de las bacterias nitrificantes con respecto a la de las desnitrificantes (medio poroso). Como se mencionó anteriormente en el medio liso se esperaba favorecer en especial el crecimiento de bacterias nitrificantes y en el poroso el de las desnitrificantes hacia el interior. Debido a que la tasa de crecimiento de las bacterias nitrificantes es menor al de las desnitrificantes, de acuerdo a Nakano *et al.* (2004) sus velocidades de crecimiento se pueden balancear mediante el ajuste de la proporción de la cantidad de material de los dos medios de soporte utilizados.

Por lo anterior se utilizó una combinación de 60% de superficie de material liso y 40% de superficie de material poroso (figura 3.4a). El número de piezas de cada medio de soporte que se adicionaron al reactor se obtuvo de la siguiente manera:

El área superficial requerida para tener un 60% de material liso es  $0.525 \text{ m}^2$  y para un 40% de medio de soporte poroso  $0.350 \text{ m}^2$  por lo tanto:

$$\text{Número de canastas} = 0.525 \text{ m}^2 / 0.0069 \text{ m}^2 = 76$$

$$\text{Número de cubos} = 0.350 \text{ m}^2 / 0.0006 \text{ m}^2 = 583$$

Con el objeto de evaluar el efecto de la combinación de los dos medios de soporte en la remoción de materia orgánica y nitrógeno el segundo reactor se empacó al 100 % de material poroso (figura 3.4b). A este reactor se le adicionaron 1458 piezas.

Los reactores se iniciaron operando en “batch”, y a partir de la tercera semana el agua residual sintética se alimentó continuamente. Se consideró que los reactores estaban estabilizados cuando la concentración de DQO y  $\text{N-NH}_4^+$  en el efluente no presentaban variaciones significativas.



Figura 3.4 Combinaciones de medios de soporte evaluadas en el experimento  
a) 60% medio liso y 40% medio poroso; b) 100% medio poroso

### 3.5.1.1 Muestreo y análisis

En la etapa de estabilización, se realizaron mediciones de pH, temperatura, oxígeno disuelto,  $DQO_{sol}$ , SST,  $N-NO_3$ ,  $N-NH_4$  y  $P-PO_4$ . La toma de muestras se realizó en el influente y efluente de cada reactor, se tomaron muestras compuestas de 24 horas, tres veces por semana.

En la tabla 3.3 se indican los métodos de análisis que fueron empleados en el laboratorio para el análisis de las muestras.

Tabla 3.3 Técnicas analíticas

Parámetros	Método
Temperatura	Termómetro
pH	Electrodo
OD	Electrodo de Membrana
DQO	Flujo cerrado por fotometría*
SST	Método normalizado*
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*

\* Métodos Estándar

### *3.5.2 Segunda etapa: Evaluación del comportamiento de los reactores con dos combinaciones de medios de soporte*

En esta etapa se analizó el comportamiento de los reactores con las dos combinaciones de los medios de soporte. El programa de muestreo programado para esta etapa se presenta a continuación.

#### *3.5.2.1 Muestreo y análisis*

Los reactores operaron paralelamente, de tal manera que se tuvieran las mismas condiciones en la calidad del agua residual sintética en el influente. Una vez que se estabilizó el sistema se tomaron muestras compuestas de 24 horas en el influente y efluente de los reactores por medio de las bombas peristálticas que descargaban a los recipientes en refrigeración. Para cada combinación los muestreos se realizaron tres veces por semana, en la tabla 3.4 se presenta el plan de muestreo seguido en esta etapa de experimentación.

*Tabla 3.4 Plan de muestreo durante la segunda etapa de experimentación*

Parámetro	Influente	Efluente	Reactor	Medio de soporte
Oxígeno disuelto			X	
Temperatura			X	
pH			X	
SST	X	X	X	X
DQO soluble	X	X		
N-NH <sub>4</sub>	X	X		
N-NO <sub>3</sub>		X		



### 3.5.2.2 *Tiempo de retención celular*

El tiempo de retención celular se define como la relación de la cantidad de sólidos que se encuentran dentro del sistema entre la cantidad de sólidos que salen por unidad de tiempo:

$$TRC = \frac{\text{Masa de sólidos que se encuentran en el sistema}}{\text{Masa de sólidos que salen del sistema}}$$

La masa de sólidos que se encuentran dentro del sistema estuvo constituida por la biomasa suspendida en el líquido y la de la biopelícula. Esta masa se obtuvo a partir de la siguiente expresión:

$$\text{Masa dentro del sistema} = (V_R \cdot SST_R) + \left( \frac{gSST}{cubo} \cdot cubos \right) + \left( \frac{gSST}{canasta} \cdot canastas \right)$$

Donde:

$V_R$  : Volumen útil del reactor (l)

$SST_R$  : SST que se encuentran en suspensión en el líquido del reactor (g/L)

gSST/cubo : gramos de SST contenidos en un cubo

gSST/canasta : gramos de SST contenidos en una canasta

La masa de sólidos que salen del sistema es la cantidad de sólidos que salen en el efluente durante un día y se calculó de la siguiente manera:

$$\text{Masa sólidos salen del sistema} = Q \cdot SST_R$$

Donde:

Q : Caudal (L/d)

Para determinar la biomasa existente en los medios de soporte, de los reactores se tomó una muestra del medio de soporte (en el caso del reactor 2 se utilizó un cubo y una canasta) y se extrajeron los sólidos contenidos en las piezas. Para el medio de soporte poroso se exprimó y lavó con agua destilada sobre una cápsula para capturar la totalidad de sólidos, la biomasa desprendida se cuantifica como SST/cubo. En el caso de los medios de soporte lisos se desprendió cuidadosamente con una espátula la biomasa y se aplicó el mismo procedimiento.

## 4. RESULTADOS

En este capítulo se presentan los resultados obtenidos en la etapa experimental que permiten interpretar el comportamiento del sistema para las condiciones establecidas.

### 4.1 Potencial de hidrógeno (pH) y temperatura

El pH es un factor importante especialmente en los procesos de nitrificación pues las bacterias encargadas de llevar a cabo estas reacciones prefieren condiciones ligeramente alcalinas y se inhiben a valores inferiores a 6 y superiores a 9.5 en presencia de amonio (Szwierinski *et al.*, 1986).

En el reactor con medio de soporte poroso el pH se mantuvo entre 7 y 5.9 con una desviación estándar de 0.31 mientras que en el reactor donde se combinaron los dos medios de soporte (liso y poroso) el pH estuvo entre 6.9 y 5.7 con una desviación estándar de 0.29. En la literatura se marcan diferentes intervalos de pH para el desarrollo de las bacterias nitrificantes por ejemplo Guo-min *et al.* (2001) reportan pH entre 8 y 8.4 con un valor óptimo de 8.2, mientras que González-Martínez y Elías Castro (1989) recomiendan mantener un pH dentro de un intervalo entre 6.5-8.5.

Los valores de pH registrados en ambos reactores se encuentran más cercanos a los recomendados por González-Martínez y Elías Castro, 1989.

En el caso del pH del influente este se mantuvo en un intervalo entre 6.4 y 7.3 con un promedio de 6.83, estos valores se encuentran por debajo de los obtenidos en un agua residual doméstica de concentración débil (7.5-8.3), esto se debe quizá a que no se adicionó bicarbonato de sodio al agua residual sintética.

El manual de la EPA (1993) reporta que para llevar a cabo la nitrificación es necesario mantener el sistema en un pH entre 6.5 y 8. Para el caso de este experimento se obtuvo un pH promedio de 6.6 para ambos reactores. Cuando el pH fue inferior a 6.5 no se hizo ajuste porque se esperaba que el pH no disminuiría significativamente debido a la alcalinidad generada en la reacción de desnitrificación lo cual podría suponerse que equilibraría la acidez generada en la fase de nitrificación.

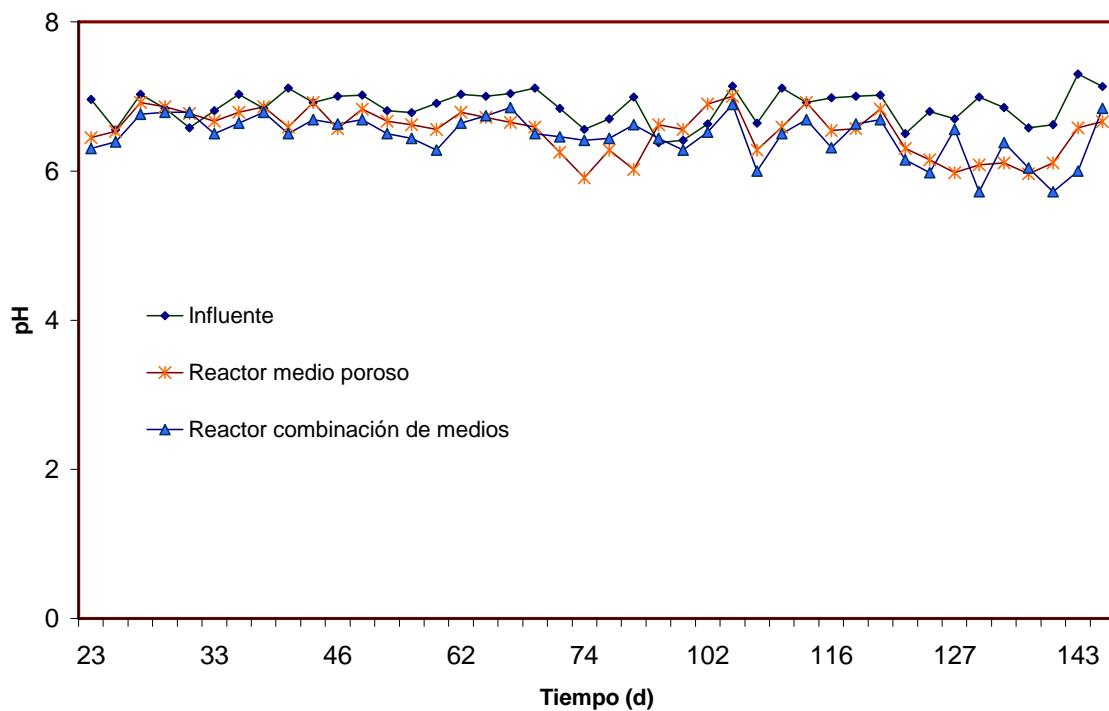


Figura 4.1 Variación de pH en el tiempo de experimentación

En la Figura 4.1 se presenta el comportamiento del pH durante el período de experimentación en el influente y efluente del reactor con medio de soporte poroso y el de la combinación de los dos medios. Como se puede observar el pH disminuye en menos de una unidad del influente al efluente de los reactores, Vargas *et al.* (2005) reportan una disminución de menos de una unidad en un reactor secuencial de lecho móvil desde el inicio de la reacción hasta el final del ciclo. De ello se infiere que en los dos reactores se obtuvo un proceso estable y

que no existe una influencia significativa por parte del pH a modificar condiciones ó poblaciones microbianas.

La temperatura es un parámetro importante en los sistemas de tratamiento biológicos de aguas residuales. La importancia estriba porque los cambios de temperatura en el agua residual pueden modificar la velocidad de las reacciones que se llevan a cabo en el proceso y en el desarrollo de los microorganismos además de afectar la difusividad de nutrientes y la solubilidad del oxígeno (Metcalf y Eddy, 2003). El manual de la EPA (1993) reporta que la temperatura óptima para los organismos nitrificantes es de 30°C y su actividad disminuye conforme se aleja de este valor hasta inhibirse cuando es menor a 7°C o superior a 40°C.

En la figura 4.2 se muestran los valores promedio de temperatura medidos en ambos reactores durante el experimento, como se puede observar en los dos reactores la temperatura se mantuvo en un intervalo cerrado entre 22 y 25°C. Esto debido a que a los reactores se le instaló un sistema de calentamiento para mantenerlos a una temperatura de 23°C y el agua utilizada para aforar los reactores se mantuvo de manera constante a 30°C mediante el uso de una resistencia eléctrica. El sustrato se conservó en un refrigerador a 5°C, esta baja temperatura se compenso con la temperatura del agua del agua de dilución del sustrato. Mediante este procedimiento se logró conservar la temperatura del agua de los reactores en el intervalo antes mencionado.

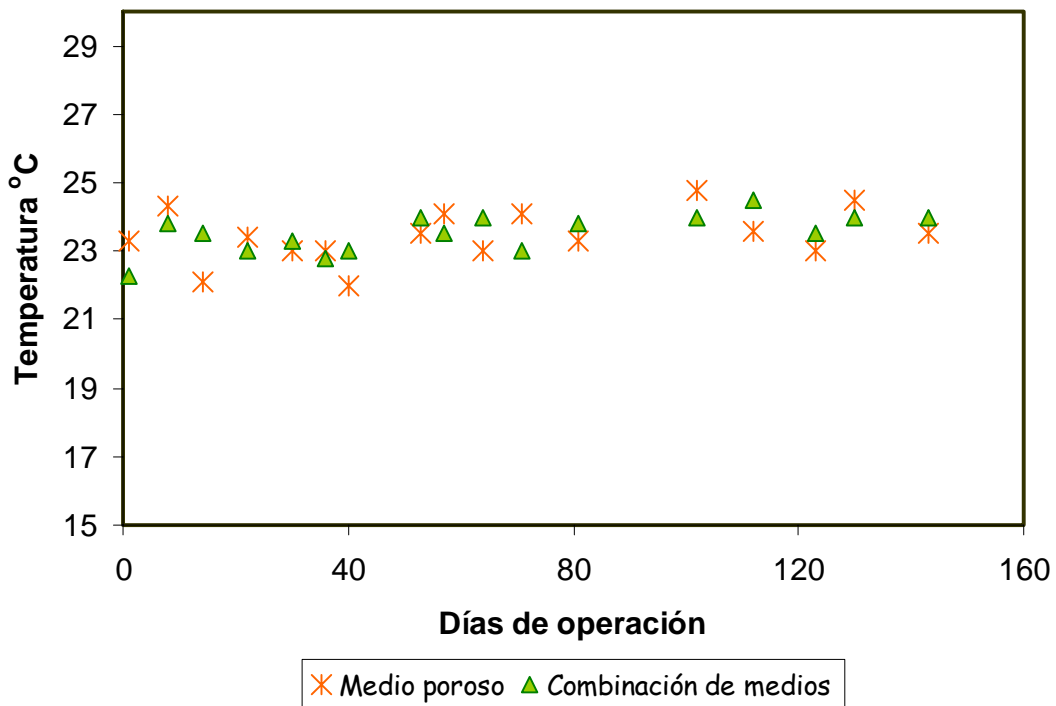


Figura 4.2 Variación de la temperatura en los reactores durante el experimento

## 4.2 Carga orgánica

Uno de los parámetros más comúnmente utilizados para el control de los sistemas de tratamiento biológicos de aguas residuales es la carga orgánica, como se menciona en la sección 3.4 los reactores se trabajaron con una carga orgánica de 4.8 gDQOs/m<sup>2</sup>·d. Se seleccionó esta carga orgánica tomando como referencia los resultados obtenidos por Odegaard *et al.* (1994) quienes mencionan que con cargas orgánicas menores o iguales a 5 gDQOs/m<sup>2</sup>·d es posible remover la mayor parte de la DQO y llevar a cabo la nitrificación.

La figura 4.3 muestra el comportamiento de la carga orgánica en ambos reactores a lo largo del experimento. En dicha grafica se observa que la carga orgánica se mantuvo relativamente uniforme desde el día 30 hasta el día 158 dentro de un intervalo de 4.4 a 5.6 gDQOs/m<sup>2</sup>·d con un valor promedio de 4.8 gDQOs/m<sup>2</sup>·d.

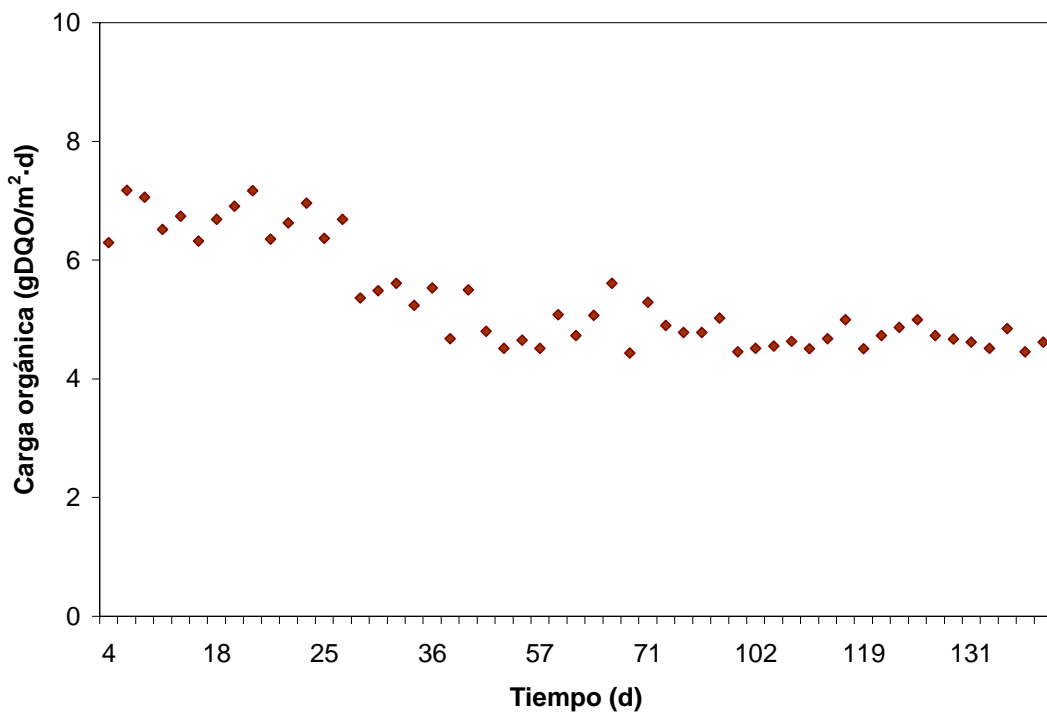


Figura 4.3 Comportamiento de la carga orgánica en los reactores a lo largo del experimento

Cabe mencionar que en un inicio se había planeado trabajar un agua residual sintética con una concentración de 250 mg/L para simular un agua residual típica manteniendo una carga orgánica de 4.8 gDQO/m<sup>2</sup>·d. Debido a los problemas de mezclado para incluir más medio de soporte liso la carga orgánica aplicada con esta concentración de DQO se incrementó hasta 6.5 gDQO/m<sup>2</sup>·d.

En los primeros 28 días de operación cuando los reactores se alimentaron con una concentración de DQO entre 250 y 300 mg/L se obtuvieron remociones de amonio menores al 50% debido probablemente a que las cargas orgánicas superficiales aplicadas (6.5-7.1 gDQO/m<sup>2</sup>·d) favorecieron principalmente el crecimiento de bacterias heterótrofas.

Por lo anterior para incrementar la actividad de las bacterias nitrificantes a partir del día 30 se disminuyó la carga orgánica hasta el valor fijado en un inicio (4.8 gDQO/m<sup>2</sup>·d), para realizar este ajuste se disminuyó la concentración de DQO hasta 175 mg/L.

Se observó que la remoción de materia orgánica medida como DQOs, en ambos reactores fue del 80% mientras se mantuvo una carga orgánica de 6.5 gDQO/m<sup>2</sup>·d. Al disminuir la carga orgánica a 4.8 gDQO/m<sup>2</sup>·d las remociones incrementaron ligeramente en ambos reactores obteniéndose una remoción promedio del 84 %. No es posible hacer una comparación entre estos dos rangos de carga orgánica debido a que los reactores nos estaban estabilizados cuando se realizó el ajuste de carga orgánica.

Por otro lado se observó que cuando se disminuyó la carga orgánica la remoción de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> incrementó significativamente. Cuando se aplicó una carga orgánica promedio de 6.5 gDQO/m<sup>2</sup>·d se obtuvo una remoción del 40% de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> para el reactor de medio poroso y del 43 % para el de medios combinados. Al disminuir la carga orgánica hasta 4.8 gDQO/m<sup>2</sup>·d la remoción incrementó hasta un 75 y 80% en el reactor de medio poroso y medios combinados respectivamente. De acuerdo a lo que refiere Hem *et al.* (1994) y Odegaard *et al.* (1994) con cargas orgánicas superiores a 5 gDQO/m<sup>2</sup>·d se esperarían valores nulos en las tasas de nitrificación. Castrejón (2005) obtuvo una remoción de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> del 99 % con una carga orgánica de 4.9 gDQO/m<sup>2</sup>·d debido a los largos tiempos de retención celular que se fomentaron en sus reactores (28 días).



## 4.3 Remoción de contaminantes

### 4.3.1 Remoción de materia orgánica

El contenido de materia orgánica fue determinado por medio de la DQO, se optó por medir DQO soluble (filtrada a través de poro de 1.6 micrones) como parámetro de referencia ya que las sustancias que se emplearon para la preparación del agua sintética son solubles. Durante todo el período de experimentación se realizaron mediciones de muestras compuestas.

Como se puede observar en la figura 4.4 durante los primeros 29 días de operación el influente se mantuvo con concentraciones entre 257 y 326 mg/L. A partir de los días subsecuentes se cambió la carga orgánica debido a que con el primer rango de operación de DQO se obtuvieron remociones de amonio menores al 50%. Estas bajas remociones se debieron probablemente a que las cargas orgánicas superficiales aplicadas favorecieron principalmente el crecimiento de bacterias heterótrofas. En reactores de biopelícula una capa de bacterias heterótrofas cubre a las bacterias nitrificantes resultando limitaciones de oxígeno para ellas (Anette *ÆsØy et al.*, 1998).

Desde el día 30 hasta el final del experimento la concentración de DQOs promedio en el influente fue de 198 mg/L con una desviación estándar de  $\pm 15$ , se observa una clara tendencia de la DQOs a mantenerse constante lo cual permitió mantener la carga orgánica de diseño en 4.8 gDQOs/m<sup>2</sup>·d.

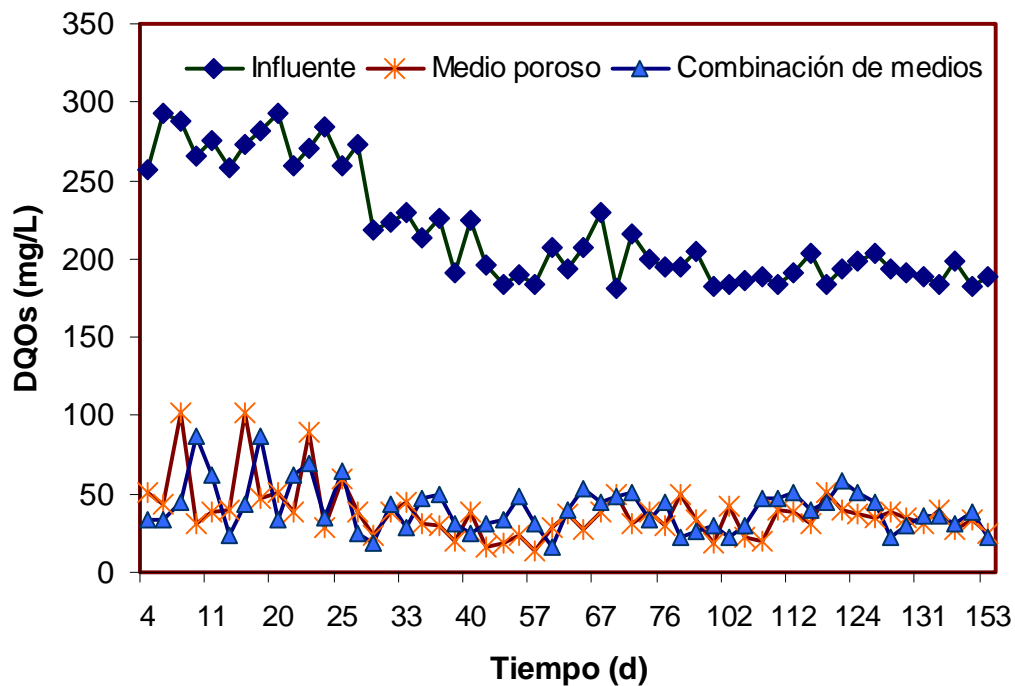


Figura 4.4 Comportamiento de la DQOs con respecto al tiempo

A partir del día 35 se consideró que los reactores habían alcanzado el período de estabilización ya que la concentración de DQOs se mantenía relativamente constante. Una vez estabilizados los reactores la DQOs en los efluentes presenta valores menores a 50 mg/L con un comportamiento uniforme. En el reactor con medio poroso se obtuvo una concentración promedio de DQOs de 33 mg /L con una desviación estándar de 9 y en el de medios combinados 37 mg/L con una desviación estándar de 11.

El efluente del reactor empacado únicamente con medio de soporte poroso tiene una concentración en un 11% menor a la obtenida en el reactor empacado con los dos medios de soporte combinados. Con estos resultados se puede suponer que probablemente en el reactor empacado con la combinación de medios, el remanente de DQO no removido podría favorecer la desnitrificación debido a que las bacterias desnitrificantes la utilizarían como fuente de carbono.

Concentraciones en el efluente similares a las de este trabajo (41 mg/L) las obtuvieron Orantes *et al.* (2001) aplicando una carga orgánica de 6.9 gDQOs<sub>l</sub>/m<sup>2</sup>·d. Castrejón (2005) al aplicar una carga orgánica promedio de 4.9 gDQOs/m<sup>2</sup>·d y utilizar un medio de soporte liso y uno poroso encontró una remoción del 85% con ambos medios de soporte la cual es similar a la de este trabajo (81%).

Para el presente estudio las remociones de DQOs obtenidas en ambos reactores se encuentran dentro de los intervalos citados en la literatura con reactores de lecho móvil. En la tabla 4.1 se presentan las remociones de DQO reportadas por varios autores en reactores de lecho móvil.

*Tabla 4.1 Eficiencias de remoción de materia orgánica en reactores de lecho móvil*

Autores, año	CO	DQO (mg/L)		Remoción %
		Influente	Efluente	
Morder <i>et al.</i> , 1990	2.19-4.04**	313-576	70-96	78-84
Morder <i>et al.</i> , 1990	1.07-1.5**	498-581	72-88	84-87
Rusten <i>et al.</i> , 1997	6.4*	514	33	85
Rusten <i>et al.</i> , 1997	1.6*	373	32	93
Andreottola <i>et al.</i> , 1999	1.5-18.4*	231	56	76
Orantes <i>et al.</i> , 2001	2.8-43.3*	118-214	25-83	56-81
Castrejón <i>et al.</i> , 2005	4.1-5.8*	100	20	94%
El presente estudio	4.2-5.6*	171-240	14-49	71-97

\*gDQO/m<sup>2</sup>·d, \*\* gDQO/m<sup>3</sup>·d

La Figura 4.5 muestra la manera en que la remoción de materia orgánica se vio afectada a lo largo del experimento. En la gráfica se observan valores de remoción muy similares en ambos reactores alcanzándose en algunos casos remociones de 94 % para el reactor con medio de soporte poroso y de 92 % para el reactor de medios combinados con un promedio de 81 y 84% respectivamente.

Comett *et al.* (2004), reportan remociones de materia orgánica de 47 % para un material poroso (Linpor) y 39 % para un material liso (Kaldnes), atribuyendo esta diferencia a la estructura porosa del medio de soporte tipo Linpor ya que fomenta el crecimiento de microorganismos en los poros y con ello una biopelícula más profunda. En el caso de este experimento no se obtuvo una diferencia significativa en la remoción de materia orgánica en el reactor de medio poroso y el de medios combinados.

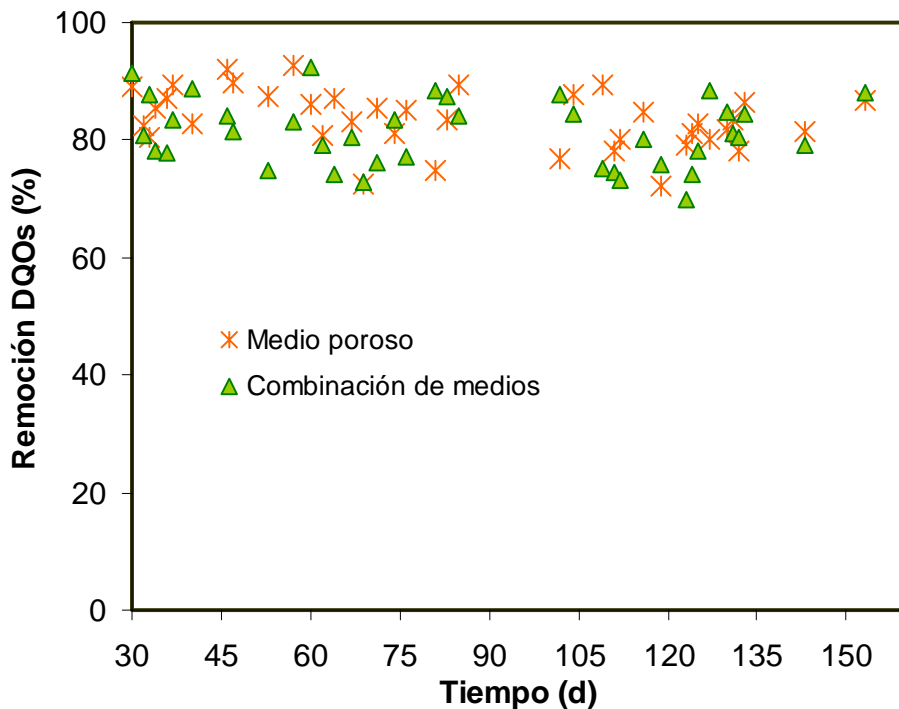


Figura 4.5 Remoción de materia orgánica medida como DQOs

Para el sistema Kaldness se han reportado en plantas de tratamiento remociones de DQO de 94% para una carga orgánica de 6.4 gDQO/m<sup>2</sup>·d mientras que para cargas orgánicas de 1.6 gDQO/m<sup>2</sup>·d presenta remociones del 91.4% (Rusten *et al.*, 1997). Sin embargo, estos sistemas contaron con un pre-tratamiento físico-químico lo que ayuda a mejorar la eficiencia de remoción. González-Martínez *et al.* (2001) presentan remociones de DQO clarificada de 47 y 44% para una carga orgánica de 2.9 y 10 gDQO/m<sup>2</sup>·d respectivamente.

#### 4.3.1.1 Eficiencia de remoción de la DQO

La eficiencia de remoción (en g<sub>DQO</sub>/m<sup>2</sup>·d) es la rapidez de degradación de materia orgánica removida por los microorganismos presentes en el sistema por unidad de área. La eficiencia del sistema se calcula con la siguiente ecuación:

$$E = \frac{Q(DQO_{Inf} - DQO_{Ef})}{A}$$

Donde:

E : Eficiencia de eliminación de materia orgánica (g<sub>DQO</sub>/m<sup>2</sup>·d)

Q : Caudal de alimentación (m<sup>3</sup>/d)

DQO<sub>inf</sub> : Concentración del sustrato en el influente (g/m<sup>3</sup>)

DQO<sub>Ef</sub> : Concentración del sustrato en el efluente (g/m<sup>3</sup>)

A : Área de crecimiento de los microorganismos (m<sup>2</sup>)

En la tabla 4.2 se presenta la eficiencia de remoción de la DQO obtenida en cada uno de los reactores, como se puede observar las eficiencias de remoción son muy similares, aun cuando hubo un desgaste del material en el reactor empacado solo con medio de soporte poroso.

Tabla 4.2 Eficiencia de remoción de DQO en ambos reactores

	Carga orgánica $g_{DQO}/m^2 \cdot d$	Eficiencia de remoción ( $g_{DQO}/m^2 \cdot d$ )	Desviación estándar
Medio poroso	4.86	3.77	0.37
Combinación de medios	4.86	3.67	0.41

### 4.3.2 Sólidos suspendidos totales

La Figura 4.6 presenta los SST determinados en el influente y los efluentes de ambos reactores a lo largo del experimento. Los valores mínimos de sólidos en el influente fueron de 4 mg/L y los máximos de 26 mg/L con una concentración promedio de 20 mg/L. Los sólidos suspendidos en los efluentes no muestran un patrón definido, en algunas ocasiones el efluente del reactor con medio de soporte poroso presenta concentraciones mayores que el reactor con medio de soporte poroso y en otras ocurre lo contrario.

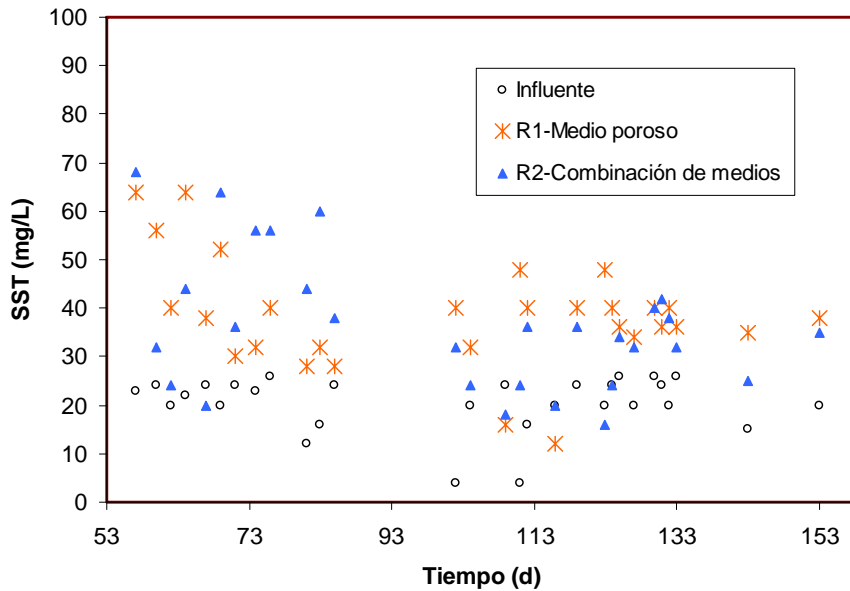


Figura 4.6 Sólidos suspendidos totales en el influente y efluente de los reactores a través del tiempo

El reactor de medio poroso alcanzó concentraciones de SST entre 12 y 64 mg/L con un promedio de 38 mg/L y en el reactor de medios combinados se obtuvieron concentraciones en un rango de 16 a 68 mg/L con un valor promedio de 36 mg/L. Como se puede observar en la figura 4.6 durante los primeros 70 días los efluentes de ambos reactores alcanzan concentraciones hasta de 70 mg/L y posteriormente van disminuyendo hasta concentraciones menores de 50 mg/L y con un rango de variación más estrecho.

Con la diferencia de la concentración de SST del influente y del efluente se calculó la producción de lodos de exceso. En la figura 4.7 se presenta las producciones de SST obtenidas en cada uno de los reactores a lo largo de la experimentación. Se obtuvo poca diferencia en esta producción: En el reactor con medio de soporte poroso se tiene una producción promedio de 20 mg/L mientras que en el de medios combinados es de 19 mg/L. La producción promedio de sólidos fue de 0.912 gSST/d esta producción es mucho menor a la obtenida en un proceso de lodos activados y la de un biofiltro. Wang *et al.* (1992) señalan que la baja producción de lodos en el efluente es una de las ventajas de este tipo de reactores.

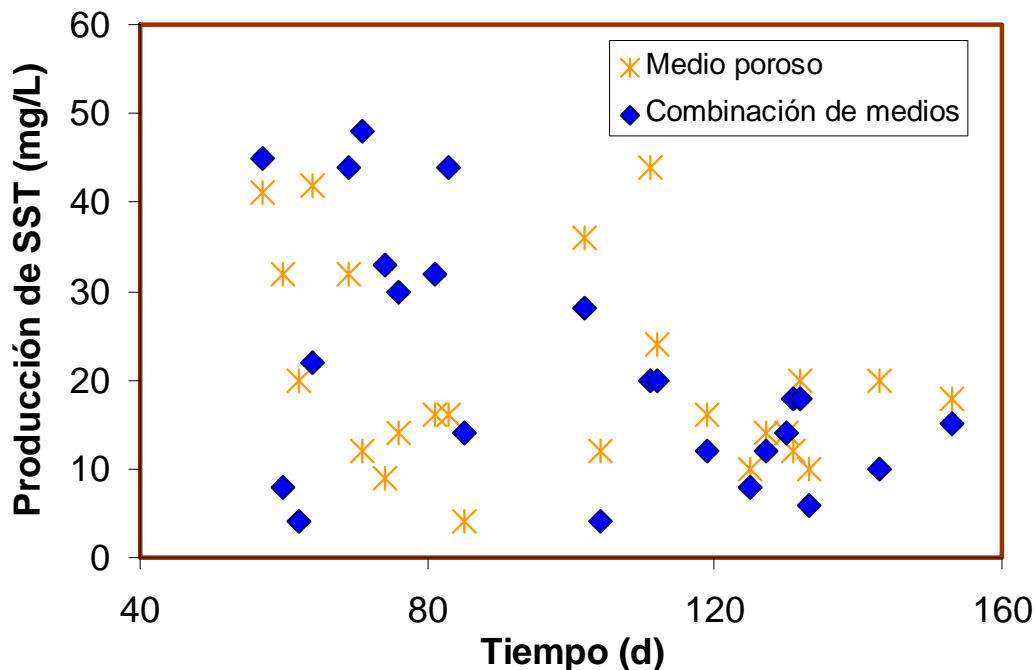


Figura 4.7 Producción de lodos de exceso en ambos reactores

#### 4.3.2.1 Biomasa y tiempo de retención celular

Ali y Fikret (2000) señalan que el tiempo de retención celular es un parámetro importante que afecta el funcionamiento de los sistemas nitrificantes. En una planta de tratamiento de aguas residuales la tasa de crecimiento de las bacterias nitrificantes es mucho menor que el de las heterótrofas, lo que requiere mayores tiempos de retención celular (TRC). Un valor típico de TRC para alcanzar la nitrificación es de 4 a 14 días a 25°C.

En la tabla 4.3 se presentan los tiempos de retención celular medidos a lo largo del experimento, como se puede observar en ambos reactores no se tienen variaciones importantes entre cada medición por lo que se puede decir que se logró un sistema estable, activo y eficiente la degradación de materia orgánica.



También se puede decir que en el reactor con medios combinados los dos materiales permitieron el crecimiento de los microorganismos pero el medio de soporte de polietileno resistió más a los efectos de la abrasión sin sufrir desgaste ni deformaciones. El medio de soporte poroso sufrió desgaste pero éste fue menor que en el del reactor empacado al 100% con medio de soporte poroso. En el reactor donde se combinaron los medios de soporte de alguna manera el medio de soporte liso protegió al poroso.

*Tabla 4.3 Tiempo de retención celular en el reactor con medio de soporte poroso*

Día de operación	Masa en suspensión (g)	Masa total cubos (g)	Masa sale sistema (g/d)	TRC (d)
70	0.46	3.91	0.91	4.8
100	0.48	4.89	0.96	5.5
150	0.42	3.74	0.84	5.0

*Tabla 4.4 Tiempo de retención celular en el reactor con medios combinados*

Día de operación	Masa en suspensión (g)	Masa total cubos (g)	Masa total canastas (g)	Masa sale sistema (g/d)	TRC (d)
70	0.39	2.41	1.96	0.79	6.0
100	0.43	2.35	1.96	0.86	5.5
150	0.32	2.28	1.62	0.65	6.5

Los TRC alcanzados en ambos reactores no permitieron obtener una completa nitrificación, en el reactor con medio poroso con un TRC promedio de 5 días se obtuvo un 75% de remoción de  $\text{N-NH}_4^+$  mientras que en el reactor con medios combinados un TRC de 6 días permitió una remoción del 80%. Uno de los parámetros que limitó la nitrificación fue la alcalinidad (ver sección 4.3.3.2).

Ali y Fikret (2000) reportaron que el tiempo de retención celular óptimo para llevar a cabo una completa nitrificación es de 12 días y un tiempo de residencia hidráulica de 15 horas. Con un tiempo de residencia hidráulica de 12 horas y un tiempo de retención celular de 6 días obtuvieron remociones de  $\text{N-NH}_4^+$  del 80%, resultados similares se obtuvieron en este estudio.

Bernal-Martínez *et al.* (2000) observaron una nitrificación completa con un TRC de 16 días, un TRC 6 días permitió un 48% de remoción de  $\text{N-NH}_4^+$ . Hashimoto y Furakama (1984) observaron nitrificación con un TRC de 3 días. Argaman (1985) indica que un TRC de 2 días afecta negativamente el proceso de nitrificación.

Rusten *et al.* (1993) reportaron que para obtener un efluente con concentraciones inferiores a 2 mg/L de  $\text{N-NH}_4^+$ , en reactores discontinuos, se requirió un TRC entre 12 y 13 días operándolos a una temperatura de 10°C.

Para el presente estudio se estimó la biomasa adherida a los medios de soporte, medida como masa seca, se obtuvo un promedio de 4.7 gSST/m<sup>2</sup> en ambos reactores. Estas producciones son 6 veces menores a la obtenida por Castrejón (2005) quién observó un 40% de remoción de nitrógeno con medios de soporte de espuma de poliuretano. La biomasa determinada en este experimento fue también menor a la encontrada por Orantes (2001) quien reporta 7.14 gSST/m<sup>2</sup>, sin embargo, aunque se formó una menor cantidad de biomasa se logró un mejor sistema para llevar a cabo la nitrificación ya que este autor obtuvo una remoción de  $\text{N-NH}_4^+$  del 28%.

A pesar de haber obtenido una cantidad de biomasa menor a la observada por otros autores esta se encuentra dentro del intervalo de 4-9 gSST/m<sup>2</sup> reportado por Pasinetti y Emondi (2003) para reactores de lecho móvil.

Comett *et al.* (2004) encontraron relaciones de biomasa de 170 g/m<sup>2</sup> en un medio de soporte de hule espuma tipo Linpor y 62 g/m<sup>2</sup> para un medio de soporte de polietileno tipo Kaldness. Este dato lo relaciona con la estructura porosa del Linpor, de acuerdo con Comett *et al.* (2004) se esperarían mayores remociones con el hule espuma que con polietileno, sin embargo, en este experimento se obtuvieron mayores remociones de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> con el medio de soporte de polietileno.

Uno de los factores que probablemente influyó para que se tuviera una menor acumulación de biomasa en los medios de soporte a la obtenida en otros sistemas de biopelícula fue el sistema de mezclado ya que para mantener en constante movimiento el medio de soporte fue necesario crear un flujo turbulento. Al mantener en movimiento los medios de soporte se promovió un choque constante entre las partículas que conforman el lecho móvil y las paredes del reactor con el consecuente desprendimiento de biomasa.

#### 4.3.2.2 *Coficiente de rendimiento*

El coeficiente de rendimiento (Y) es la cantidad de biomasa formada por unidad de masa de materia orgánica eliminada, esta definido por:

$$Y = \frac{Sólidos_{producidos}}{DQO_{eliminada}}$$

Para este experimento el coeficiente de rendimiento para ambos reactores se calculó considerando que el sistema se encuentra en sistema estacionario, por lo tanto el espesor de la biopelícula permaneció constante durante el periodo de muestreo para la carga orgánica aplicada.

Los coeficientes de rendimiento observados en cada uno de los reactores fueron de 0.24 gSST/gDQO para el medio poroso y 0.23 gSST/gDQO para el de medios combinados, como se puede apreciar no existió diferencia significativa entre ambos reactores. Los resultados muestran que se obtuvieron buenas remociones de materia orgánica con baja producción de lodos residuales.

Los coeficientes de rendimiento obtenidos se encuentran dentro del intervalo reportado en la literatura. Orantes (2001) reportó en un reactor de lecho móvil con material de soporte de polietileno con superficies lisas coeficientes de rendimiento de 0.17 y 0.33 gSST/gDQO para cargas orgánicas de 2.8 y 43.3 gDQO/m<sup>2</sup>-d respectivamente. Rusten *et al.* (1994) en un reactor de lecho móvil observaron coeficientes de rendimiento de 0.36 gSST/gDQO.

### ***4.3.3 Compuestos nitrogenados***

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

#### ***4.3.3.1 Amonio***

La figura 4.8 presenta los valores medidos de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> en el influente y los efluentes de los reactores. Se puede apreciar que la concentración de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> hasta el día 36 presenta grandes variaciones (desde 6.4 mg/L hasta 46.8 mg/L) esto se debe principalmente a que en la preparación del agua sintética se utilizó cloruro de amonio grado industrial posteriormente se sustituyó por cloruro de amonio grado analítico y las variaciones fueron menores.

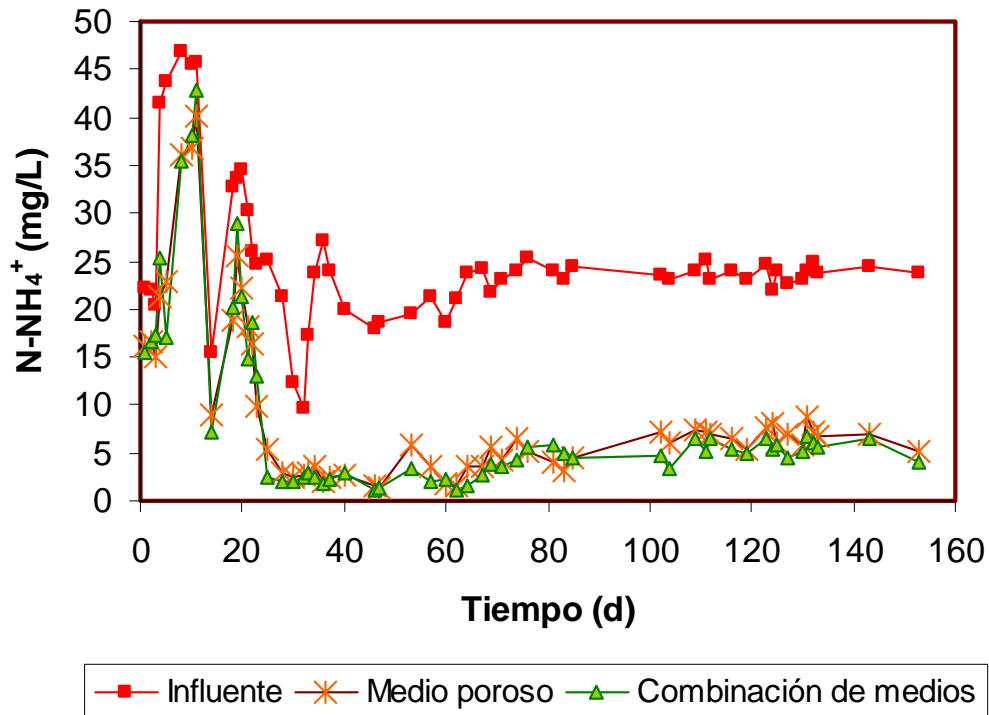


Figura 4.8 Comportamiento de  $N-NH_4^+$  con respecto al tiempo

Al no mantener un influente constante las concentraciones de los efluentes de los reactores tampoco lo son. Durante los primeros 25 días se observa que los efluentes de ambos reactores presentan grandes fluctuaciones en la concentración de  $N-NH_4^+$  y bajas remociones que van desde 12 a 48 % para el reactor con medio poroso y 7 a 61% para el reactor de medios combinados con una remoción promedio en ambos reactores del 32%.

Como se mencionó en la sección 4.2 en un inicio se había planeado trabajar un agua residual sintética con una concentración de 250 mg/L para simular un agua residual típica manteniendo una carga orgánica de 4.8 gDQO/m<sup>2</sup>·d. Debido a los problemas de mezclado para incluir más medios de soporte liso, la carga orgánica aplicada con esta concentración de DQO se incrementó hasta 6.5 gDQO/m<sup>2</sup>·d. Al observar en ambos reactores bajas remociones de  $N-NH_4^+$  durante los primeros días de operación, se decidió disminuir la carga orgánica hasta un valor que se

encontrará dentro del rango recomendado en la literatura para llevar a cabo la nitrificación.

Se observó que al disminuir la carga orgánica y mantener una concentración constante de  $\text{N-NH}_4^+$  en el influente de los reactores, la remoción de  $\text{N-NH}_4^+$  incrementó en un 38%. No es posible hacer una comparación del efecto de la carga orgánica en la remoción de  $\text{N-NH}_4^+$  debido a que los reactores no estaban estabilizados cuando se realizó el ajuste de carga orgánica. Sin embargo, Valdivia (2005) observó que al aplicar una carga orgánica en un intervalo entre 0.5 y 2.5  $\text{gDQO/m}^2\cdot\text{d}$  había una eliminación casi completa de  $\text{N-NH}_4^+$  manteniendo concentraciones en el efluente menores a 1.6  $\text{mg N-NH}_4^+/\text{L}$  y al aplicar una carga orgánica en un intervalo de 2.5 a 8  $\text{gDQO/m}^2\cdot\text{d}$  la concentración mínima registrada fue de 10  $\text{mg N-NH}_4^+/\text{L}$ .

En la figura 4.9 se presenta el comportamiento de la remoción de  $\text{N-NH}_4^+$  en ambos reactores una vez estabilizados con una carga orgánica de 4.8  $\text{gDQO/m}^2\cdot\text{d}$ . En el reactor con medio de soporte poroso se registraron remociones entre el 63% y 93% manteniendo concentraciones promedio en el efluente de 6  $\text{mg/L}$ . En el reactor de medios combinados se obtuvieron remociones entre el 71 y 94% y una concentración promedio en el efluente de 5  $\text{mg/L}$ . Con lo anterior se asume que ambos reactores tuvieron las condiciones apropiadas para las bacterias encargadas de transformar biológicamente el nitrógeno amoniacal en nitrógeno de nitrato, asegurando la nitrificación.

Se observó que al combinar los dos medios de soporte en el 70% de las muestras analizadas se obtiene una remoción ligeramente mayor a la obtenida únicamente con medios de soporte poroso, sin embargo, la diferencia no es significativa.

Es probable que el no contar con un sistema de mezclado que permitiera el crecimiento de una biopelícula más densa, no mantener la concentración de alcalinidad adecuada y superar el intervalo de oxígeno disuelto de 2  $\text{mg/L}$  no

permitió llevar a cabo la remoción de nitrógeno en un reactor de lecho móvil con medios de soporte combinados.

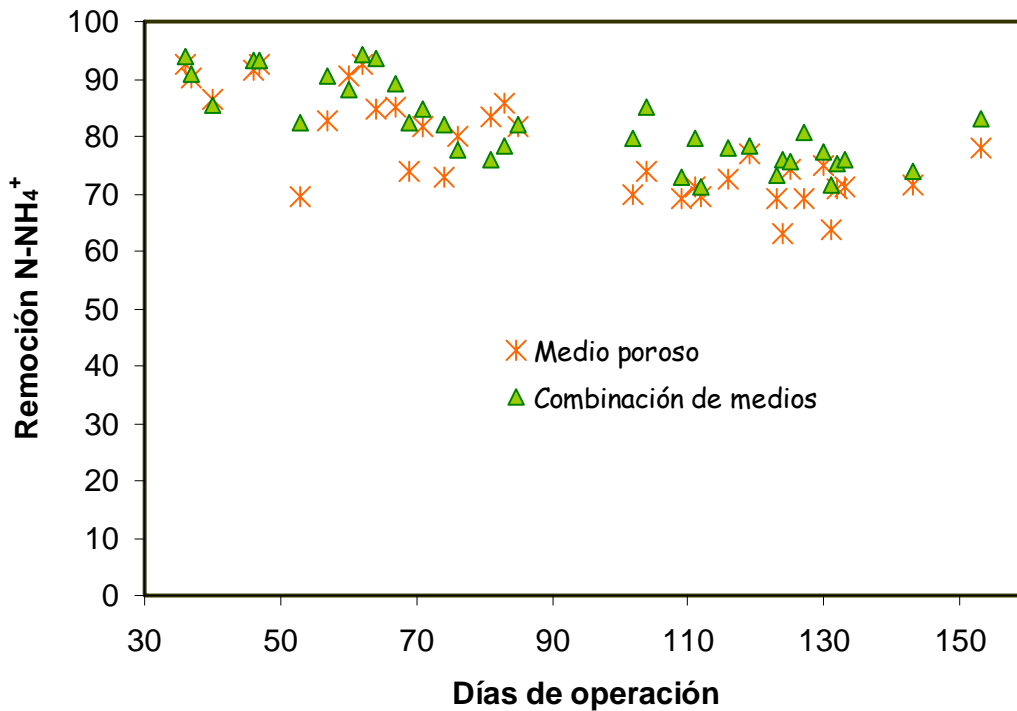


Figura 4.9 Remoción de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> para una carga orgánica promedio de 4.8gDQO/m<sup>2</sup>-d

En el proceso de nitrificación la carga orgánica y el oxígeno disuelto son algunos de los factores principales que lo limitan. Cuando se incrementa la carga orgánica las bacterias heterótrofas de rápido crecimiento compiten con las bacterias nitrificantes por el oxígeno disuelto. Además de competir por el oxígeno disuelto las bacterias heterótrofas también compiten con las bacterias nitrificantes por el espacio en los reactores de biopelícula (Anette Æsø *et al.*, 1998). En reactores de lecho móvil para llevar a cabo la nitrificación se recomiendan cargas orgánicas menores a 5 gDQO/m<sup>2</sup>-d (Odegaard *et al.*, 1994). A pesar de que en algunas ocasiones se aplicaron cargas orgánicas mayores a 5 gDQO/m<sup>2</sup>-d ambos reactores obtuvieron eficiencias de remoción mayores a las obtenidas en otros estudios: Valdivia *et al.* (2005) para una carga orgánica de 2.8-8 gDQO/m<sup>2</sup>-d registró eficiencias de remoción del 40% y Orantes *et al.* (2001) con una carga de

5.5 gDQO/m<sup>2</sup>·d una remoción del 3% de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>. En el caso de este estudio al aplicar una carga menor o igual a 5.4 gDQO/m<sup>2</sup>·d fue posible llevar a cabo la remoción de amonio (figura 4.10).

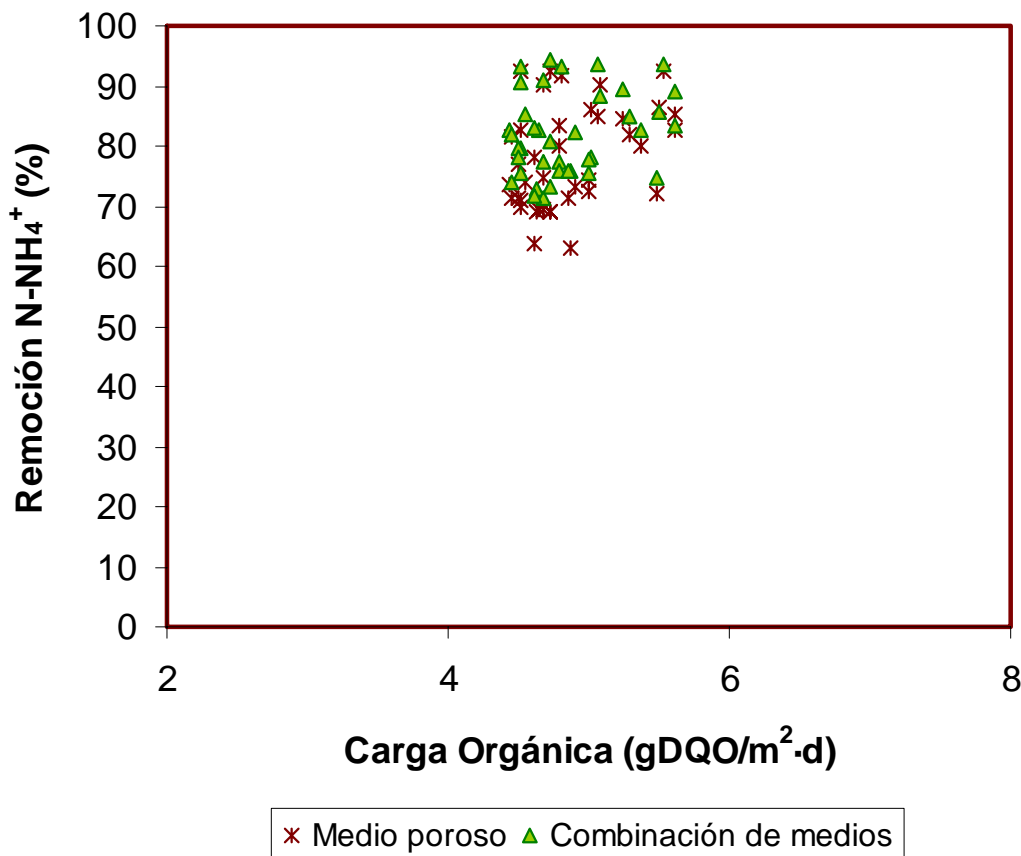


Figura 4.10 Remoción de amonio con respecto a la carga orgánica durante el período estable

La remoción de amonio a diferentes cargas de amonio se presenta en la figura 4.11, los resultados muestran que al operar los reactores a una carga de amonio menor o igual a 0.05 kg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/m<sup>3</sup>·d se lograron eficiencias de remoción mayores al 70% con el agua residual sintética aquí utilizada. Helness y Odegaard (2001) con una carga de 0.2 Kg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/m<sup>3</sup>·d lograron remociones del 90%, sin embargo, se han observado cargas de amonio más altas por lo que se requieren realizar mas estudios para determinar los límites de la carga de amonio.



Es importante hacer notar que en este estudio para lograr buenas remociones de amonio se requiere aplicar una carga de amonio cuatro veces menor a la aplicada por Helness y Odegaard (2001). Se obtiene una gran diferencia en estas cargas de amonio debido a que en este experimento los reactores se operaron con un tiempo de residencia hidráulica 4.8 veces más grande al utilizado por estos autores.

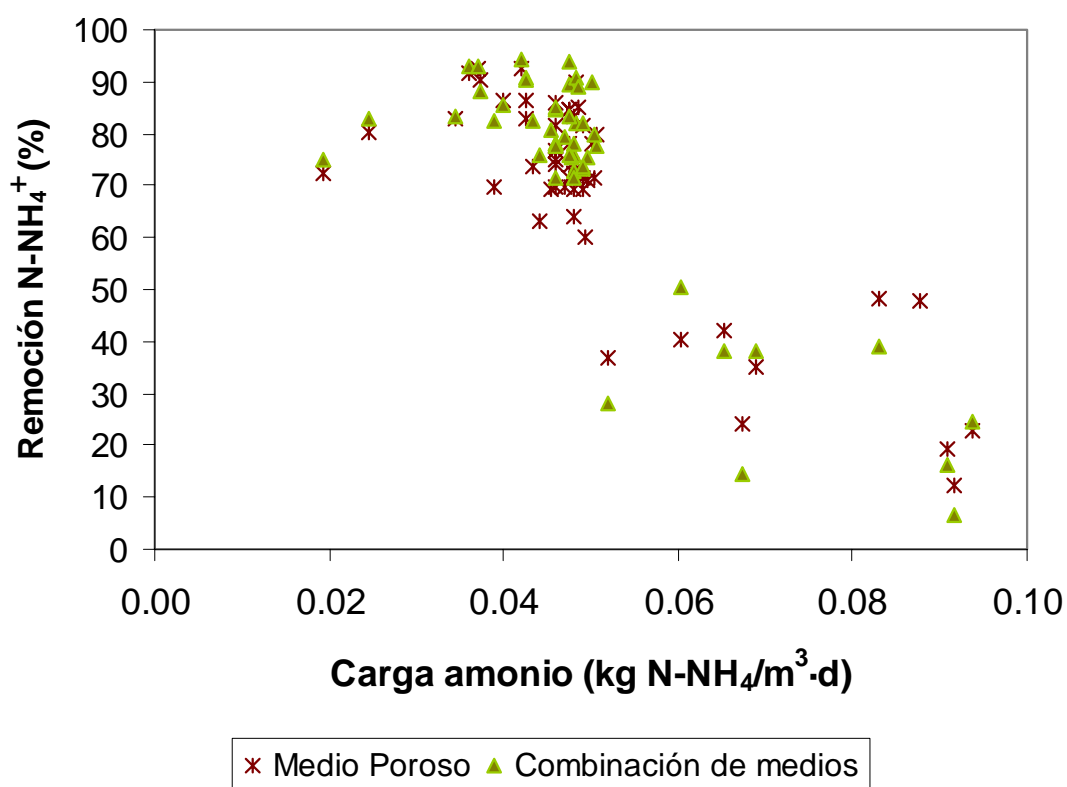


Figura 4.11 Efecto de la carga de amonio en la remoción de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>

### 4.3.3.2 Nitrógeno de nitratos

Los nitratos son una especie importante debido a que constituyen el producto final de la nitrificación y son, por ello, un indicador en el desarrollo de la misma. En la figura 4.12 se muestra el comportamiento de las concentraciones de  $\text{N-NO}_3^-$  en el influente y los efluentes de los reactores a lo largo del experimento. En el influente se obtuvo una concentración promedio de  $\text{N-NO}_3^-$  de 1.4 mg/L y esta se presentó de forma regular, el  $\text{N-NO}_3^-$  detectado en el agua sintética puede atribuirse al contenido en el agua con que fue preparada.

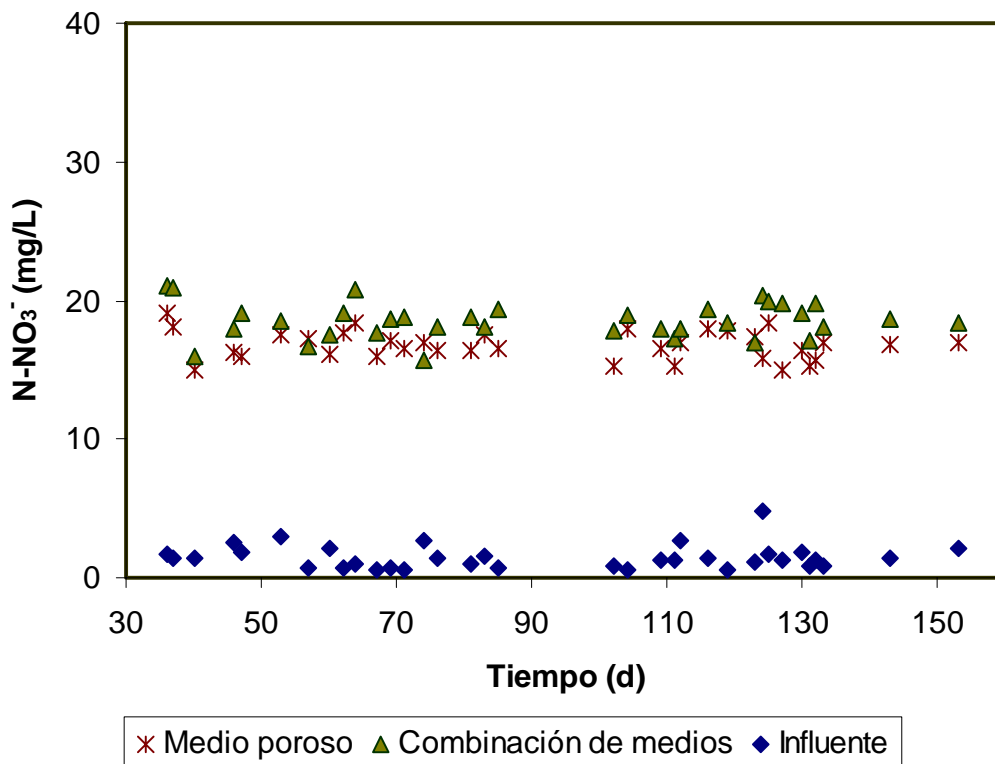


Figura 4.12 Concentración de  $\text{N-NO}_3^-$  en el influente y el efluente de los dos reactores a una concentración de OD de 2.5 mg/L

En el efluente del reactor con medio poroso se obtuvo una concentración promedio de 16 mg/L de  $\text{N-NO}_3^-$  y en el de medios combinados de 18 mg/L, como se puede apreciar no existe una diferencia significativa entre ambos reactores. Los resultados muestran que la transformación de nitrógeno amoniacal fue a través del proceso de nitrificación.

Varios parámetros afectan los procesos de nitrificación entre ellos se encuentran incluidos el oxígeno disuelto y la carga orgánica. Debido a que el oxígeno es un factor clave que limita la nitrificación, el impacto es más significativo cuando se incrementa la carga orgánica en el reactor porque permite el rápido crecimiento de las bacterias heterótrofas que compiten con las nitrificantes por el oxígeno (Grady y Lim, 1980).

En el reactor con medio poroso el 71% del  $\text{N-NH}_4^+$  alimentado fue transformado a  $\text{N-NO}_3^-$  y para el reactor con medios combinados el 77%. El manual de la EPA (1993) reporta que para obtener una nitrificación completa a bajas concentraciones de oxígeno disuelto como en el caso de este experimento se requieren altos tiempos de retención celular. Probablemente el TRC fue uno de los factores que evitó una nitrificación completa ya que como se observó en la sección 4.3.2.1 se obtuvieron TRC de 6 días y de acuerdo a los resultados obtenidos por otros autores se quieren por lo menos 12 días.

Se han realizado muchas investigaciones que relacionan el efecto que tiene la materia orgánica en el proceso de nitrificación: Ohashi *et al.* (1995) y Shaton *et al.* (2000) encontraron que la proporción de bacterias nitrificantes disminuye con un incremento en la relación Carbono/Nitrógeno. Cuando incrementaron la relación DQO/Nitrógeno en el influente Carrera *et al.* (2004) obtuvieron una disminución exponencial en la velocidad de nitrificación. En el mismo estudio hacen notar que la influencia de la relación Carbono/Nitrógeno debe ser uno de los parámetros principales en el diseño de procesos biológicos para remoción de nitrógeno.

ÆsØy *et al.* (1998) reportan que concentraciones superiores a 100 mg/L de DQO (relaciones de DQO/N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> mayores a 3.5) reducen significativamente la capacidad de nitrificación de los reactores de lecho móvil. La relación DQO/N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> aplicada en el influente de los reactores fue de 8, con la cual se obtuvo una remoción promedio de DQO del 84%. Estos resultados fueron superiores a los que alcanzaron ÆsØy *et al.* (1998) la cuales fueron del 69% de DQO trabajando sus reactores con una concentración de oxígeno disuelto similar a este experimento (2 mg/L).

Nogueira *et al.* (2002) señalan que una posible forma de minimizar la competencia entre bacterias heterótrofas y nitrificantes es su separación espacial dentro de la biopelícula una población nitrificante y una población heterótrofa en suspensión. Esta separación se puede lograr incrementando el tiempo de residencia hidráulica del reactor. Con tiempos de retención grandes las bacterias heterótrofas crecen en suspensión mientras que las bacterias de bajo crecimiento forman la biopelícula.

Al observar los resultados de la figura 4.13 se tienen las bases para asumir que la transformación de nitrógeno amoniacal fue a través de los procesos de nitrificación. Dado que se trata de los mismos caudales de entrada y salida, al sumar las concentraciones de las distintas formas de nitrógeno en los efluentes de ambos reactores y compararlas con la concentración de nitrógeno en el influente se comprueba dicha aseveración:

Para el influente se tiene:

$$N_{org} + N - NH_4^+ \text{ influente} = 25.5 \text{ mg/L}$$

La expresión que considera las formas de nitrógeno en el efluente:

$$\text{Suma de formas de Nitrógeno} = (N - NH_4^+ + N - NO_2^- + N - NO_3^-) + N_{org}$$

Para el efluente del reactor con medio de soporte poroso:

Suma de las diferentes formas de nitrógeno =

$$6 \text{ mgN-NH}_4^+/\text{L} + 0.46 \text{ mgN-NO}_2^-/\text{L} + 16 \text{ mgN-NO}_3^-/\text{L} + 1 \text{ mgN}_{\text{org}}/\text{L} \\ = 23.46 \text{ mg/L}; 2.04 \text{ mg/L de diferencia}$$

Para el efluente del reactor con medios de soporte combinados

Suma de las diferentes formas de nitrógeno =

$$5 \text{ mgN-NH}_4^+/\text{L} + 0.44 \text{ mgN-NO}_2^-/\text{L} + 18 \text{ mgN-NO}_3^-/\text{L} + 1.5 \text{ mgN}_{\text{org}}/\text{L} \\ = 24.94 \text{ mg/L}; 0.56 \text{ mg/L de diferencia}$$

Con los resultados anteriores se puede observar que al comparar la suma de las distintas formas de nitrógeno en el influente y efluente de los reactores la transformación de nitrógeno amoniacal fue a través del proceso de nitrificación. Dado que la diferencia entre las distintas formas de nitrógeno en el influente y efluente de los reactores es posible que el consumo de nitrógeno inorgánico se deba básicamente al crecimiento bacteriano.

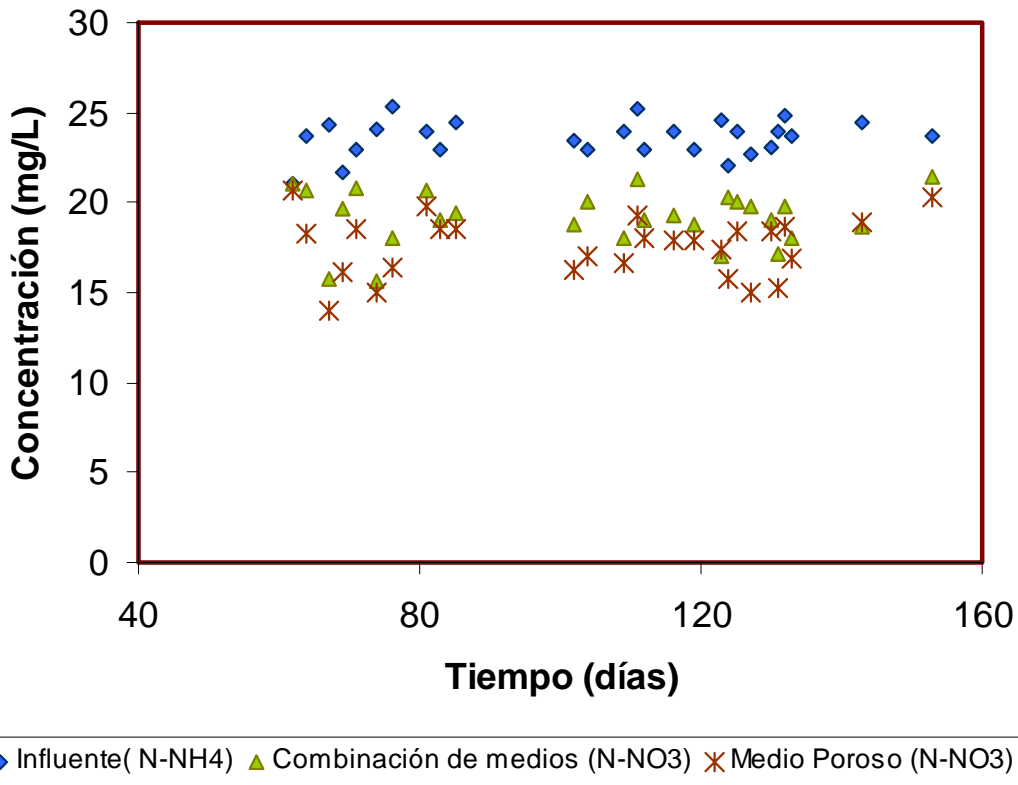


Figura 4.13 Concentración de  $N-NH_4^+$  y  $N-NO_3^-$  en el influente y efluente de los reactores

Utilizando la siguiente ecuación de balance de nitrógeno, se calculó la cantidad de  $N-NH_4^+$  que fue utilizado para síntesis celular en ambos reactores:

*Condiciones de estabilización=0*

↑

$$Tasa\ de\ acumulación\ N - N_4^+ = Tasa\ de\ entreda\ N - NH_4^+ - Tasa\ de\ salida\ N - NH_4^+$$

$$- Tasa\ de\ oxidación\ N - NH_4^+ - Tasa\ de\ síntesis\ celular\ N - NH_4^+$$

Considerando nula la desnitrificación

$$Tasa\ síntesis\ celular\ N - NH_4^+ = Q(N - NH_4^+)_{inf} - Q(N - NH_4^+)_{efl} - Q(N - NO_3^-)_{efl}$$

Para el reactor con medio poroso:

$$\begin{aligned} \text{Tasa sin tesis celular } N - NH_4^+ &= 24 \frac{L}{d} \left( 24 \frac{mg}{L} \right) - 24 \frac{L}{d} \left( 6 \frac{mg}{L} \right) - 24 \frac{L}{d} \left( 16 \frac{mg}{L} \right) \\ 48 \frac{mg}{d} &= 2 \frac{mg}{L} \times 24 \frac{L}{d} \end{aligned}$$

Para el reactor con medios combinados:

$$\begin{aligned} \text{Tasa sin tesis celular } N - NH_4^+ &= 24 \frac{L}{d} \left( 24 \frac{mg}{L} \right) - 24 \frac{L}{d} \left( 5 \frac{mg}{L} \right) - 24 \frac{L}{d} \left( 18 \frac{mg}{L} \right) \\ 24 \frac{mg}{d} &= 1 \frac{mg}{L} \times 24 \frac{L}{d} \end{aligned}$$

También se realizó un balance de alcalinidad para verificar que éste parámetro no haya limitado el proceso de nitrificación en los reactores, el balance se realizó de la siguiente manera:

### **Reactor con medio poroso**

Alcalinidad en el influente = 87 g/m<sup>3</sup> como CaCO<sub>3</sub>

Cantidad de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> convertida a N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> = 16 g/m<sup>3</sup>

Alcalinidad usada para nitrificación = (7.14 g CaCO<sub>3</sub>/g N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>) X (16 g N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/m<sup>3</sup>)

$$= 114 \text{ g/m}^3 \text{ como CaCO}_3$$

Haciendo una comparación entre la alcalinidad del influente y la utilizada para nitrificación se puede observar que el reactor con medio poroso tuvo un déficit de alcalinidad de 27 g/m<sup>3</sup> como CaCO<sub>3</sub> lo cual se manifiesta en el descenso del pH. Cabe mencionar que no se adicionó alcalinidad al sistema ya que la alcalinidad

medida en el agua residual sintética se encontraba dentro del rango que contiene un agua residual doméstica ( $60 - 120 \text{ g/m}^3$  como  $\text{CaCO}_3$ ).

El déficit de alcalinidad se vio reflejado en los valores de pH menores a 7 medidos en el reactor y en una nitrificación incompleta ya que únicamente se removió un 75% de  $\text{N-NH}_4^+$ . Por lo anterior se puede decir que la alcalinidad fue uno de los parámetros que limitó la nitrificación en este reactor.

De acuerdo a Metcalf y Eddy (2003) para mantener un pH en un rango de 6.8 a 7 se requiere mantener una alcalinidad residual en los reactores de  $80 \text{ g/m}^3$  como  $\text{CaCO}_3$  por lo que al reactor se le debió haber adicionado  $107 \text{ g/m}^3$  como  $\text{CaCO}_3$  de alcalinidad. La alcalinidad que se debió haber adicionado al reactor se obtuvo de la siguiente manera:

$$80 \text{ g/m}^3 = \text{alcalinidad del influente} - \text{alcalinidad usada para nitrificación} + \text{alcalinidad a adicionar al sistema}$$

$$\text{Alcalinidad a adicionar} = 80 - (87 - 114) = 107 \text{ g/m}^3 \text{ como } \text{CaCO}_3$$

Con respecto al reactor con medios combinados la alcalinidad también fue un parámetro que limitó el proceso de nitrificación en este reactor se tuvo un déficit de  $40 \text{ g/m}^3$  de alcalinidad como  $\text{CaCO}_3$ . Para mantener un pH en un rango de 6.8 a 7 era necesario adicionar  $121 \text{ g/m}^3$  de alcalinidad como  $\text{CaCO}_3$ .



### 4.3.3.3 Nitrificación desnitrificación simultánea

La nitrificación es el término utilizado para describir el proceso biológico de dos pasos en el cual el  $\text{N-NH}_4^+$  es oxidado a  $\text{N-NO}_3^-$ , por ello es de esperarse que en un sistema diseñado para nitrificar se obtengan en el efluente valores de  $\text{N-NO}_3^-$  altos y estequiométricamente equivalentes a las cantidades de nitrógeno amoniacal del influente. Pero cuando un sistema está diseñado para nitrificar y desnitrificar se esperan valores bajos de  $\text{N-NO}_3^-$  y  $\text{N-NH}_4^+$ , sin embargo, en este sistema donde se esperaba un proceso simultáneo de nitrificación y desnitrificación se obtuvieron concentraciones de  $\text{N-NO}_3^-$  equivalentes a las cantidades de nitrógeno amoniacal del influente (ver sección 4.3.3.2).

Lo anterior se debe probablemente a que en ambos reactores se mantuvo una concentración de oxígeno disuelto promedio de 2.5 mg/L la cual no favorece a la desnitrificación cuando en los medios de soporte se desarrolla una biopelícula delgada que permite la difusión de oxígeno en el interior del medio de soporte que evita la existencia de zonas anóxicas.

Holman *et al.* (2004) encontraron que una nitrificación y desnitrificación simultánea es significativa a concentraciones de oxígeno disuelto muy bajas (0.2 mg/L) mientras que a concentraciones mayores a 2 mg/L la desnitrificación aerobia es fuertemente inhibida. Castrejón *et al.* (2005) obtuvieron remociones de nitrógeno total del 40 % con concentraciones de oxígeno mayores de 2 mg/L pero esta remoción se atribuye principalmente a la formación de una biopelícula densa que permitió la existencia de zonas anóxicas en el medio de soporte.

El tiempo de retención celular fue otro de los parámetros que no favoreció que se llevara a cabo una nitrificación simultánea ya que se obtuvo un tiempo de retención celular entre 5 y 6 días el cual es demasiado bajo comparado con otros autores como por ejemplo Castrejón (2005) quien observó una nitrificación desnitrificación simultánea con un tiempo de retención celular de 28 días. El

mezclado fue uno de los factores que influyó para que los tiempos de retención no fueran altos ya que para mantener en movimiento los medios de soporte fue necesario crear un flujo turbulento. Al mantenerlos en movimiento se promovió un choque constante entre las partículas que conforman el lecho y las paredes del reactor con el subsiguiente desprendimiento de biomasa. En trabajos posteriores se recomienda utilizar otra forma de mezclado para proteger a los medios de soporte porosos de la abrasión y obtener una biopelícula más gruesa.

#### 4.3.3.4 Ortofosfatos

En la figura 4.14 se presentan las concentraciones de fósforo medidas en el influente y en los efluentes de los reactores.

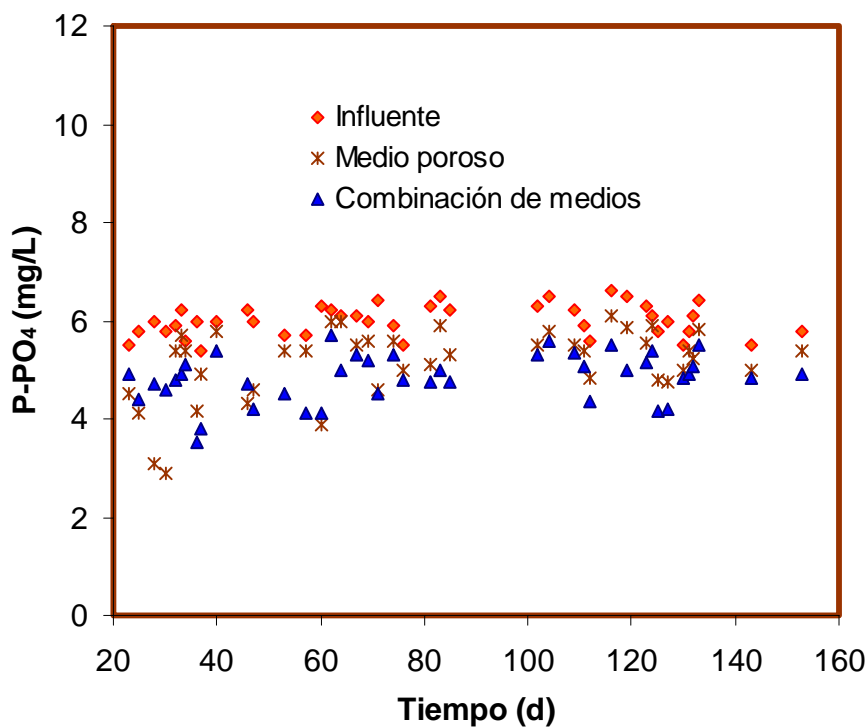


Figura 4.14 Comportamiento de P-PO<sub>4</sub> durante el trabajo experimental

El análisis general de los dos reactores con carga orgánica entre 4.5 y 5.1 kgDQO/m<sup>2</sup>·d indica solo ligeras remociones de P-PO<sub>4</sub> para el caso del reactor con

medio poroso se obtuvo una remoción promedio de 12%, y para el reactor de medios combinados de 19%. En los sistemas convencionales de tratamiento secundario hay un consumo de fósforo durante la remoción de carbono para la síntesis de biomasa (Surampalli *et al.*, 1997). En este estudio, se obtuvo una remoción parcial que correspondería al consumo por procesos anabólicos, ya que el sistema no contaba con las condiciones necesarias para eliminar fósforo.

De acuerdo a Metcalf y Eddy (2003), la captura y almacenamiento de materia orgánica por las bacterias acumuladoras de fósforo solo ocurre en condiciones anaerobias ya que el oxígeno que contienen los nitratos y nitritos puede utilizarse como aceptor de electrones en ausencia de oxígeno. En este trabajo se considera que no se desarrollaron las bacterias acumuladoras de fósforo ya que las condiciones predominantes en los reactores fueron, en todo momento, aerobias.

#### **4.4 Observaciones al microscopio**

En este estudio se realizaron observaciones al microscopio, como se puede apreciar en la figura 4.15, los cubos de espuma de poliuretano presentan poros comunicados unos con otros, lo que le confiere a este material la propiedad de poder alojar una gran concentración de biomasa.

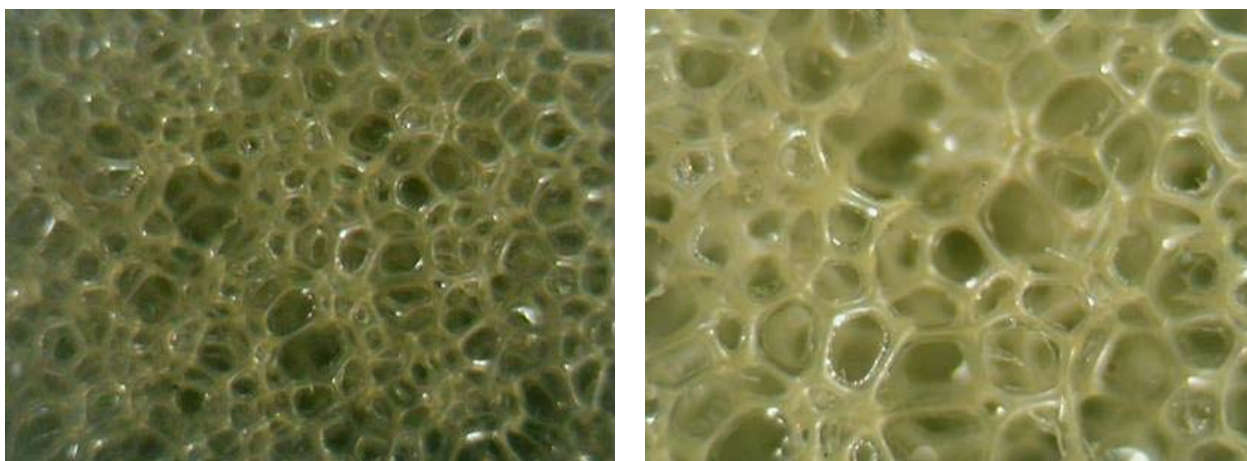


Figura 4.15 Detalle de los poros del medio de soporte poroso

Al inicio del experimento se planteó que los poros del medio de poliuretano se saturarían de biomasa, lo cual permitiría la formación de zonas anóxicas que favorecerían a la desnitrificación. Sin embargo, la figura 4.16 muestra que los poros no se saturaron completamente y hubo una buena transferencia de nutrientes y oxígeno dentro de los cubos que favorecieron únicamente el proceso de nitrificación.

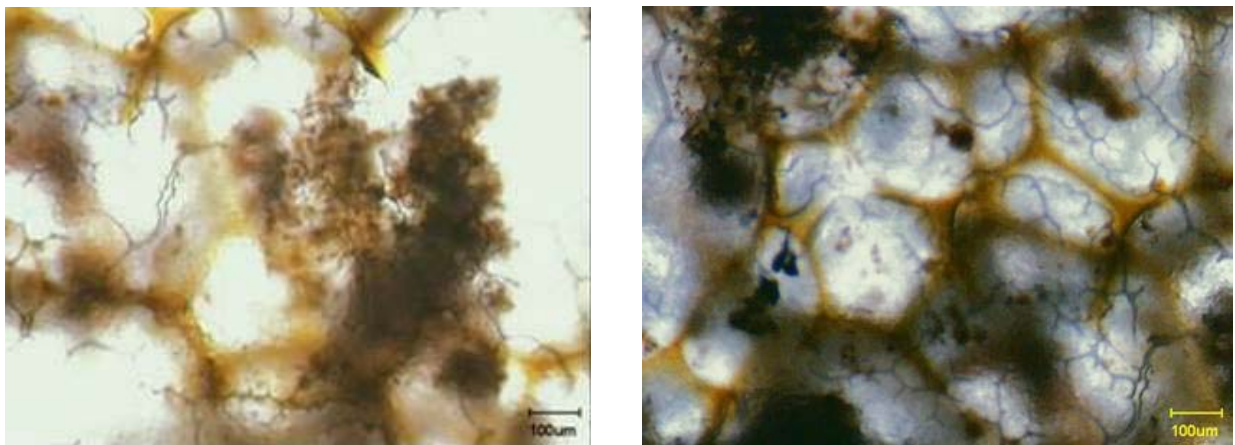


Figura 4.16 Desarrollo de la biopelícula en el medio de soporte poroso

En la Figura 4.17a, se observa la superficie de un cubo, dicha superficie se encuentra ligeramente colmatada por la biopelícula adherida y es posible observar los poros. En la figura 4.17b se puede observar el interior del cubo y se aprecia claramente la adherencia de la biopelícula en la superficie del material. En la parte interna del cubo se observa que se formó una biopelícula delgada y que los poros del medio de soporte no fueron saturados completamente. También se observa, que la capa de microorganismos no es uniforme y en algunas partes el crecimiento es mayor que en otras. Se hicieron varios cortes del medio de soporte y en todos se observan las mismas características generales.

Como se mencionó en secciones anteriores, uno de los factores que pudo haber impedido la formación de una biopelícula más gruesa fue el tipo de mezclado, ya que para mantener en suspensión los medios de soporte lisos fue necesario recircular el agua contenida dentro del reactor para crear un flujo con una gran turbulencia para que permitiera su movimiento. Al mantener en movimiento los medios de soporte se promovió un choque constante entre las partículas que conforman el lecho móvil y las paredes del reactor con el subsiguiente desprendimiento de biomasa.

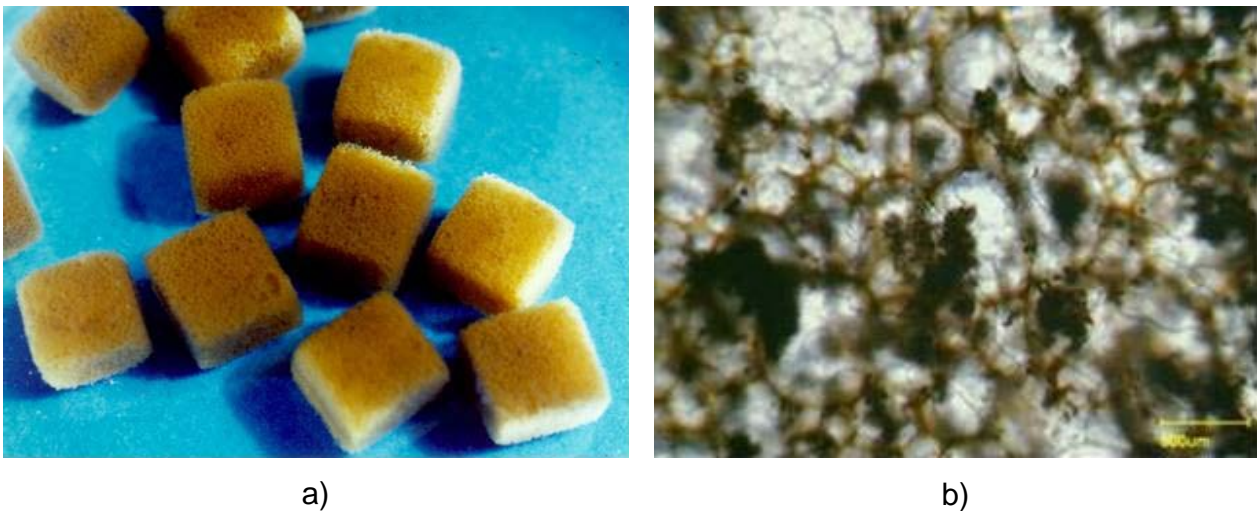


Figura 4.17 Medio de soporte poroso con biopelícula a) superficie externa del cubo y b) corte interno del material

## 5. CONCLUSIONES

- En la remoción de materia orgánica como DQO soluble, se alcanzaron valores máximos de 93 y 92 % para el reactor de medio poroso y para el de medios combinados respectivamente, y remociones promedio del 81 y 84 %. Las remociones obtenidas en ambos reactores muestran que los procesos biológicos por biopelícula representan una alternativa para la remoción de materia orgánica biodegradable contenida en el agua residual.
- Los dos reactores mostraron ser estables y eficientes en la remoción de materia orgánica. Se obtuvieron efluentes de mejor calidad comparados con los encontrados en la literatura para sistemas similares, operando bajo las mismas condiciones.
- En las primeras semanas de operación se obtuvieron remociones de amonio menores a un 50%, debido probablemente a que las cargas orgánicas superficiales aplicadas (6.4-7.1 gDQO/m<sup>2</sup>·d) favorecieron principalmente el crecimiento de bacterias heterótrofas. Posteriormente al disminuir la carga orgánica superficial, incrementó la remoción de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>.
- En este estudio, sólo fue posible llevar a cabo la nitrificación en ambos reactores. No se obtuvieron remociones de nitrógeno total, debido probablemente a que se mantuvo una concentración promedio de oxígeno de 2.5 mg/L, la cual no favorece a la desnitrificación simultánea. Esto aunado al hecho de que en los medios de soporte se desarrolló una biopelícula delgada, que permitió la difusión de oxígeno en el interior del medio de soporte.

- Con respecto a la remoción de  $\text{N-NH}_4^+$ , ambos reactores lograron en algunos casos una nitrificación con valores máximos del 94%. Los valores promedio de remoción de  $\text{N-NH}_4^+$  logrados fueron 75 % para el reactor con medio poroso y 80% para el de medios combinados. La alcalinidad fue uno de los parámetros que detuvo el proceso de nitrificación ya que en ambos reactores se tuvo un déficit de alcalinidad, y este se vio reflejado en los valores de pH medidos en los reactores, el cual fue de 6.5.
- Los tiempos de retención celular aunque se encontraron cerca de los límites inferiores para el desarrollo de las bacterias nitrificantes, permitieron la colonización de los medios de soporte con los organismos esperados garantizando la remoción de materia orgánica y de  $\text{N-NH}_4^+$ .
- Las fotografías 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 llevó a cabo una difusión de nutrientes y oxígeno hasta las zonas más profundas de cada cubo de hule espuma. En el caso de medio de soporte de polietileno, se observó también el crecimiento de una biopelícula delgada.
- Se obtuvo una baja producción de lodos, con coeficientes de rendimiento celular de  $0.24 \text{ kg}_{\text{SST}}/\text{kg}_{\text{DQO}}$  para el reactor con medio poroso y de  $0.23 \text{ kg}_{\text{SST}}/\text{kg}_{\text{DQO}}$  en el de medios combinados.
- Se obtuvo una disminución en las concentraciones de fósforo del agua residual, con una remoción promedio para el reactor de medio poroso de 17% y de 19% para el reactor de medios combinados. Esta disminución se atribuye al consumo de los microorganismos para llevar a cabo sus funciones anabólicas.

- Los dos reactores mostraron capacidades de remoción de materia orgánica y de nitrificación similares, pero sus características mecánicas son completamente diferentes. Los cubos de espuma se destruyen más rápidamente y las canastas de polietileno son más resistentes a la abrasión.
- Se recomienda buscar una alternativa de mezclado que permita aumentar el número de piezas de material de soporte para incrementar el área superficial expuesta al crecimiento de la biopelícula ya que en este experimento se trabajó con un área superficial de  $82 \text{ m}^2/\text{m}^3$  y la menor área utilizada en la literatura, ha sido de  $100\text{-}250 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Al aumentar el número de piezas, se incrementa también la relación área/volumen y se podría reducir el volumen del reactor.



## 6. BIBLIOGRAFÍA

Ali R. Dincer y Fikret Kargi (2000). Effects of operating parameters on performances of nitrification and denitrification processes. *Bioprocess Engineering* **23**, 75-80.

Æsøy A., Odegaard, H., Haeg, M. y Bentzen G. (1998). Upgrading wastewater treatment plants by the use of biofilm carriers, oxygen addition and pre-treatment in the sewer network. *Water Sci. Technol.* **37**(9), 159-166.

Atkinson, B., Black G.M. y Pinches A. (1979). Biological particles of given size, shape and density for use in biological reactors. *Biotechnol Bioeng.* **21**(2), 193-200.

Bernal-Martínez, A., González-Barceló, O. y González-Martínez, S. (2000). Nutrient removal and sludge age in a sequencing batch reactor. *Bioprocess Engineering*, **23**, 41-45.

Bock E., Schmidt I., Stuvén R., y Zart D. (1995) Nitrogen Loss Caused by Denitrifying *Nitrosomonas* Cells Using Ammonium or Hydrogen as Electron Donors and Nitrite as Electron Acceptor. *Archive Microbiology*, **163**, 711-745.

Boller, M., Gujer, W., y Tschui M. (1994). Parameters affecting nitrifying biofilm reactors. *Water Sci Technol.* **29** (10-11), 1-11.

Bryers y Characklis (1982). Processes Governing Primary Biofilm Formation. *Biotechnol. Bioeng.*, **24**, 2451.

Burrell P.C., Keller J. et Blakcall L.L. (1998). Microbiology of a nitrite oxidizing bacteria. *Appl. Env. Microb.* 64 (5) 1878 - 1883.

Byong H.J., Kazuhiko M., Yasunori T. (2003). Removal of nitrogenous and carbonaceous substances by a porous carrier-membrane hybrid process for wastewater treatment. *Biochemical Engineering*, **14**, 37-44.

Carrera, J., Vicent, T. y Lafuente, J. (2004). Efect of influent COD/N ratio on biological nitrogen removal (BNR) from high-strength ammonia industrial wastewater. *Process Biochem*, **39**, 2035-2041.

Castillo P.A., González M.S. y Tejero I. (1999). Biological phosphorus removal using a biofilm membrane reactor. Operation at high organic loading rates. *Water Sci. Technol.* **40**(4-5), 321-329.

Castrejon, 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 Ambiental. UNAM.

Chaudhry M. A.S. y Beg S.A. (1998) A review on the mathematical modeling of biofilm process: advances in fundamentals of biofilm modeling. *Chem. Eng. Tech.* **21-9**, 701-710.

Collí M., Hideo S. y Masaru Y. (1998). Uso Eficiente de Aguas Residuales con Propósitos Agrícolas, IMTA-JICA, México.

Comett I., González M. S. y Wilderer, P.A. (2004) Treatment of leachate from the anaerobic fermentation of solid wastes using two biofilm support media. *Water Sci. Technol.* **49**(11-12), 287-294.

Daude D. y Stephenson T. (2003) Moving bed biofilm reactors: a small-scale treatment solution. *Water Sci. Technol.* **48**(11-12), 251-257.

Eighmy T.T (1983). Electron Microscopic Examination of Wastewater Biofilm Formation and Structural Components. *Appl. Environ. Microbiol.* **45**, 1921.

EPA (1993). *Nitrogen Control Manual*, US Environmental Protection Agency, EPA/625/R-93/010, Cincinnati, USA.

Garzón Z. M. y González M.S. (1996) Biological phosphate and nitrogen removal in a biofilm sequencing batch reactor. *Water Sci. Technol.* **34**(1-2), 293-301.

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 Sci. Technol.* **20**(10-11), 175-181.

González M.S. y Díaz M.L.(1985). Determinación cinética en películas biológicas para tratamiento de aguas de desecho. Informe de Avance de Proyecto. Proyecto 4319. Instituto de Ingeniería de la UNAM, México.

González M.S. y Elías C. J. (1989). Diseño de biodiscos. Series del Instituto de Ingeniería, cuaderno No. 520, UNAM, México.

González M.S., González B.O. y Maldonado O. L. (2001). Filtración combinada para tratamiento integral de aguas residuales. Informe técnico. Instituto de Ingeniería UNAM.

Grady C. P. y Lim, H. C. (1999). *Biological Wastewater Treatment: Theory and Applications*. 2d ed., Marcel Dekker. New York.

Guo-min C, Qing-xiang Z, Tong Z (2001). Characterization of nitrifying and denitrifying bacteria coinmobilized in PVA and Kinetics model of biological nitrogen removal by coinmobilized cells. *Enzyme and Microbial Technology* **30**, 49-55.

Helness H. y Odegaard H. (2001). Biological phosphorus and nitrogen removal in a sequencing batch moving bed biofilm reactor. *Water Sci. Technol.* **43**(1), 233-240.

Hem L. J., Rusten B. y Odegaard H. (1994). Nitrification in a moving bed biofilm reactor. *Water Res.* **28**(6), 1425-1433.

Henze M., Harremoës P. and Arving E. *Wastewater Treatment. Biological and Chemical Processes*. Springer, 2<sup>nd</sup> ed., Germany, pp. 383.

Holman, J.B. y Wareham, D.G. (2005). COD, ammonia and dissolved oxygen time profiles in the simultaneous nitrification/denitrification process. *Biochemical Engineering Journal.* **22**, 125-133.

Hunink J.H. (1993) Engineering aspects of nitrification with immobilized cells. *Water Quality International*, 30-31.

Iwai S. y Kitao T. (1994). Wastewater treatment with microbial films. *Technomic Publishing Company, Inc. USA*.

Jetten M.S., Strous K.T., van de Pas-Schoonen., Schalk J., van Dongen U., van de Graaf A.A., Logemann S., Muyzer G., van Loosdrecht M. y Kuenen J.G (1999) The Anaerobic Ammonium Oxidation. *FEMS Microbiology Reviews*, vol. 22, pp. 421-437.

Joyce G.H. y Dugan P.R. (1970). The role of Floc-forming Bacteria in BOD Removal from wastewater. *Dev. Ind. Microbiol.*, **11**, 377.

Kinner N.E. (1983) A study of the Microorganisms inhabiting Rotating Biological Contactor Biofilms during various operating conditions . PhD. Thesis. Dep. Civ. Eng., Univ N.H. Durham.

Lazarova V. y Manem J. (1994) Advances in biofilm aerobic reactors ensuring effective biofilm activity control. *Water Sci. Technol.* **29** (10), 319-327.

Loosdrecht M.C. y Jetten M. S. (1998). Microbiological Conversions in Nitrogen Removal. *International Association of Water Quality 19th Biennial International Conference Preprint Book 1, Nutrient Removal*, 1-8.

Matsumura M., Yamamoto T., Wang P., Shinabe K. y Yasuda K. (1997). Rapid nitrification with immobilized cell using macro-porous cellulose carrier. *Water Res.* **31**(5), 1027-1034.

Maurer M., Fux C., Lange D. y Siegrist H. (1999). Modelling of denitrification in a moving bed of porous carriers from a low-loaded wastewater treatment plant. *Water Sci. Technol.* **39**(7), 251-259.

Maurer M., Fux C., Graff M. y Siegrist H. (2001). Moving-bed biological treatment (MBBT) of municipal wastewater: denitrification. *Water Sci. Technol.* **43**(11), 337-344

Metcalf y Eddy, *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*. Ed. McGraw-Hill. Fourth Edition (2003).

Mishimina K., Takahiko N., Masahide G. y Noboru K. (1996). Characteristics of nitrification and denitrification of the media anaerobic-anoxic-oxic process. *Water Quality International 1996. 18<sup>th</sup> IAWQ Biennial International Conference and Exhibition*. Singapore. 118-124.

Mitchel R. (1974). Introduction to environmental microbiology. *Prentice-Hall International Inc. Englewood Clifs*. New Jersey. pp. 305.

Morper (1994). Upgrading of activated sludge systems for nitrogen removal by application of the Linpor-CN process. *Water Sci. Technol.* **29** (12), 167-176.

Münch E.v., Barr K., Watts S. y Keller J. (2000) Suspended carrier technology allows upgrading high-rate activated sludge plants for nitrogen removal via process intensification. *Water Sci. Technol.* **41**(4-5), 5-12.

Nakano K., Iwasawa H., Ito O., Lee T.J. y Matsumura M. (2004) Improved simultaneous nitrification and denitrification in a single reactor by using two different immobilization carriers with specific oxygen transfer characteristics. *Bioprocess Biosyst Eng.* **26**, 141-145.

Nogueira, R., Melo, L.F., Purkhold, U., Wuertz, S. y Wagner, M. (2002). Nitrifying and heterotrophic dynamics in biofilm reactors: effects of hydraulic retention time and the presence of organic carbon. *Water Res.* **36**, 469-481.

Odegaard H., Rusten B y Westrum T. (1994) A new moving bed biofilm reactor-applications and results. *Water Sci. Technol.* **29**, 10-11.

Odegaard H., Rusten B y Wessman F. (2004) State of the art in Europe of a moving bed biofilm reactor process. Paper presented at WEFTEC 04 in New Orleans , 4 October.

Ohashi, A., Viraj de Silva, D.G., Mobarry, B., Manem, J.A., Stahl, D.A., y Ritmann, B.E. (1995). Influence of substrate C/N ratio on the structure of multi-species biofilms consisting of nitrifiers and heterotrophs. *Water Sci. Technol.* **32**, 75-84.

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 Ambiental. UNAM, México.

Passinetti, E. y Emondi, V. (2003). Moving bed reactor: a novel methodological approach for biomass and population dynamic assesment from several pilot and full scale reactors. 5<sup>th</sup> *Biofilm System Conference IWA*. Ciudad del Cabo, Sudáfrica.

Pastorelli , G., Andreottola, G., Canziani, R Darriulat, C., Frangipane, E.D.F y Rozzì, a. (1997). Organic carbon and nitrogen removal in moving bed biofilm reactors. *Water Sci. Technol.* **35**(6), 91-99.

Pastorelli, G.,Canziani, R., Pedrazzi, L. y Rozzo, A. (1999). Phosphorus and nitrogen removal in moving-bed sequencing batch biofilm reactors. M. Boller, et al 1994. Parameters affecting nitrifying biofilm reactors. *Water Sci. Technol.* **40** (4-5), 169-176.

Patureau D. J., Davison N.B. y Moletta R. (1994). Denitrification under various Aeration Conditions in *Comamonas sp.*, Strain SGLY2. *FEMS Microbiology Ecology.* **14**, 71-78.

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

Reddy, M.P., Pagilla, K.R., Senthilnathan, P.R., Johnson, H.W. y Golla, P.S. (1994). Estimation of biomass concentration and population dynamics in a captor super-activated sludge system. *Water Sci. Technol.* **29**(7), 149-152.

Robertson L.A. y Kuenen J.G. (1990). Combined Heterotrophic Nitrification and Aerobic Denitrification in *Thiosphaera pantotropha* and other Bacteria. *Antonie Van Leeuwenhoek*, **56**, 289-299.

Rusten B. y Eliassen H. (1993). Sequencing batch reactors for nutrient removal at small wastewater treatment plants. *Water Sci. Technol.* **28**(10), 233-242.

Rusten B., Siljudalen J.G. y Nordeidet B. (1994). Upgrading to nitrogen removal with the KMT moving bed biofilm process. *Water Sci. Technol.* **29**(12), 185-195.

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 Sci. Technol.* **35**(6), 71-79.

Satoh, H., Okabe, S., Norimatsu, N. y Watanabe, Y. (2000) Significance of substrate C/N ratio on structure and activity of nitrifying biofilms determined by in situ hybridization and the use of microelectrodes. *Water Sci. Technol.* **41**, 317-321.

Sedlak R., 1991, *Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater., Principles and Practice*, Lewis publisher, USA.

Shin, H.S y Park H.S. (1991) Enhanced nutrient removal in porous biomass carrier sequencing batch reactor. *Water Sci. Technol.* **23**(4/6), 719-728.

Shigehisa, I.D. y Takane K, 1994. Wastewater treatment with Microbial Films. Technomic Publishing Company, Pennsylvania, E.U. 184 p.

Strous M., van Gerven E., Zheng P., Kuenen J.G. y Jetten M. S. M (1997) Ammonium Removal from Concentrated Waste Streams with the Anaerobic Ammonium Oxidation (ANAMMOX) Process in Different Reactor Configurations. *Water Res.* **31**, 1955.

Strous M., Kuenen J.G. y Jetten M. S. M (1999) Key Physiology of Anaerobic Ammonium Oxidation. *Appl. and Environ. Microbiol.* **65**, 3248-3250.



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*, **67**, 151-157.

Szwerinski H., Harvin E. y Harremoës P. (1986). pH-Decrease in nitrifying biofilms. *Wat. Res.*, **20**(8), 971-976.

Temmink H., Klapwijk A. y Korte K.F. (2001). Feasibility of the BIOFIX-process for treatment of municipal wastewater. *Water Sci. Technol.* **43**(1), 241-249.

Valdivia, S. L. A. (2005) Filtración combinada para el tratamiento de aguas residuales. Tesis Doctoral. Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería Ambiental. UNAM.

Van Loosdrecht, M.C.M., y M.S.M. Jetten (1998) Microbiological Conversions in Nitrogen Removal. *International Association of Water Quality 19th Biennial International Conference Preprint Book 1, Nutrient Removal*, 1-8.

Vargas, T. G. (2005) Desempeño de un reactor discontinuo de lecho móvil con biopelículas sobre un medio poroso. Tesis. Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería Ambiental. UNAM, México.

Wang B., Li G., Yang Q. y Liu R. (1992). Nitrogen removal by a submerged biofilm process with fibrous carriers. *Water Sci. Technol.* **26**(9-11), 2039-2042.

Wagner M., Rayh G., Koops H.P., Flood J. et Amann R. (1996). In situ analysis of nitrifying bacteria in sewage treatment plants. *Water Sci. Technol.* 34 (1-2) 237 - 244.

Water Environment Federation (2000). *Aerobic Fixed-Growth Reactors*.

WEF Manual of Practice No.8 (1992). Design of municipal wastewater treatment plants. **1**(517-550), **2**(895-1012).

Water Pollution Control Federation (1983). Nutrient Control: Manual of Practice FD-7 Facilities Design Mc Graw Hill. Singapore.

Wiesmann U (1994) Biological nitrogen removal from wastewater. *ADV Biochem Biotechnol* **51**, 114-154.

Willen Mulder y Rogier van Kempen, 1997. N-Removal by SHARON. *Water Quality International*, 30-31.

Winkler, M.A. (1994). Tratamiento biológico de aguas de desecho. Editorial Limusa. Tercera reimpresión, México.