



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA

INSTITUTO DE INGENIERÍA

**Influencia de la carga orgánica sobre la operación de un
reactor discontinuo**

T E S I S

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERÍA

INGENIERÍA AMBIENTAL
P R E S E N T A :

EDGAR ORTIZ GARCÍA

TUTOR:
DR. SIMÓN GONZÁLEZ MARTÍNEZ



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. PEDRO MARTÍNEZ PEREDA
Secretario: DR. SIMÓN GONZÁLEZ MARTÍNEZ
Vocal: DRA. MARIA DEL CARMEN DURÁN DOMÍNGUEZ
1^{er}. Suplente: DR. VÍCTOR MANUEL LUNA PABELLO
2^{do}. Suplente: DR. GEORGINA FERNÁNDEZ VILLAGÓMEZ

Lugar donde se realizó la tesis:

INSTITUTO DE INGENIERÍA, UNAM.

SUSTENTANTE

I.Q. EDGAR ORTIZ GARCÍA

TUTOR DE TESIS:

DR. SIMÓN GONZÁLEZ MARTÍNEZ

Agradecimientos

Agradezco...

*... a **Leonardo Ortiz Franco** por ser la mayor fuente de motivación en éste camino que se llama vida, gracias hijo.*

*... a mi madre, **María Eugenia García Manzanilla** por su gran apoyo, ejemplo y cariño incondicional, gracias te debo demasiado que no hay forma de pagarte.*

*... a mis hermanos, **Juan Martín, Efraín, Araceli, Adriana y Oscar**, por su gran apoyo y consejos necesarios en mi vida.*

*.. a mis cuñadas, **Micaela, Isabel y Karina** por su apoyo*

*... a mis sobrinos **Ilce, Ivan, Efraín, Erick, Juan, Brian, Micaela, Elvis, Cedrik y Alexia** por su cariño.*

*... a mi tío, **Juan Carlos García Manzanilla** por su apoyo.*

... al **Dr. Simón González Martínez** por compartir sus conocimientos, experiencia y guiarme en la realización de esta investigación.

... al **Dr. Oscar González Barceló** por el tiempo y aporte de conocimientos dedicado a este proyecto.

... a comité tutorial **Dr. Pedro Martínez Pereda** y **Dr. Víctor Manuel Luna Pabello** por sus grandes aportaciones para la realización de ésta investigación.

... a la **Dra. Georgina Fernández Villagómez** por su valiosa ayuda.

... a la **Dra. María del Carmen Durán Domínguez** por sus comentarios que ayudaron a mejorar éste proyecto.

... al **Instituto de Ingeniería** de la **UNAM** que me recibió y abrió las puertas de sus instalaciones para la realización de este trabajo.

... al personal de la **Planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria**, por las facilidades prestadas para la realización de este proyecto.

... a la **M. en I. Irma Cruz Gavilán García** por su apoyo académico, personal, experiencia y ejemplo que me sirvió en la toma de decisiones en mi vida.

... a mis compañeros de la Unidad de Gestión Ambiental: **Adriana, Sara, Susana, Isabel, Sara, Erika, Rocío, Leopoldo y Ernesto.**

... a mis compañeros del cubículo del Instituto de Ingeniería **Rosa, Julio, Elda, Laura y Mariana.**

... por último pero no menos importante a mis grandes amigos de la Facultad de Química: **Daniel, Juan, José Manuel, Eder, Diana, Fernando, Mariela, Brenda, Nancy, Stephanie, Jorge y Orlando.**

ÍNDICE

Resumen	1
1 Introducción	3
1.1 Objetivos	8
1.1,1 Objetivo general	8
1.1,2 Objetivos específicos	8
1.2 Alcances	9
2 Antecedentes	10
2.1 Reactores discontinuos (SBR, por sus siglas en inglés)	10
2.1.1 Características de los reactores discontinuos	11
2.1.2 Ciclo de trabajo en los reactores discontinuos	11
2.1.3 Ventajas de los reactores SBR	13
2.2 Remoción biológica de nitrógeno	14
2.2.1 Nitrificación	16
2.2.1.1 Microbiología y bioquímica	17
2.2.1.2 Factores que afectan la nitrificación	18
2.3 Eliminación biológica de material carbonoso	20
2.4 Tiempo de retención celular en sistemas biológicos	21
2.5 Carga orgánica	22
2.6 Efectos de los parámetros de operación	24
2.7 Procesos a diferentes niveles de cargas	25
2.7.1 Tratamiento convencional	25
2.7.2 Tratamiento a alta carga orgánica	26
2.7.3 Aeración con crecimiento disperso	27
2.7.4 Aeración prolongada	27
2.8 Requerimientos de oxígeno	28
2.8.1 Requerimiento de oxígeno en los procesos biológicos	29
2.8.2 Demanda bioquímica de oxígeno por remoción de materia orgánica carbonosa	29

2.8.3	Demanda bioquímica de oxígeno por compuestos nitrogenados	30
2.8.4	Demanda química de oxígeno por oxidación de materia inorgánica	30
3	Materiales y métodos	31
3.1	Reactor piloto	31
3.2	Operación del reactor	34
3.3	Carga orgánica	35
3.4	Muestreo y análisis	37
4	Resultados y discusión	40
4.1	Temperatura	42
4.2	Potencial hidrógeno (pH)	43
4.3	Carga orgánica	46
4.4	Materia orgánica medida como demanda química de oxígeno	49
4.5	Remoción de materia orgánica medida como DQO	51
4.6	Sólidos suspendidos totales (SST)	53
4.7	Índice volumétrico de lodos (IVL)	55
4.8	Remoción de nitrógeno	57
4.9	Tiempo de retención celular	61
4.10	Perfiles de demanda química de oxígeno y oxígeno disuelto	63
4.11	Relación DBO/DQO del agua residual cruda	65
5	Conclusiones	66
6	Bibliografía	68

ÍNDICE DE GRÁFICAS Y TABLAS

Transformaciones del nitrógeno en el proceso biológico	14
Ciclo del nitrógeno	15
Reactor piloto SBR para la fase experimental	32
Bombas peristálticas de muestreo y relojes programables	33
Esquema general del reactor	34
Cargas orgánicas y condiciones de operación calculadas	35
Distribución de tiempos en cada etapa	35
Contenedores de muestreo	37
Plan de muestreo compuesto	38
Plan de muestreo para consumo de DQO y oxígeno durante un ciclo	39
Técnicas analíticas	39
Características del agua residual cruda durante la experimentación	41
Sólidos suspendidos totales reportados en trabajos realizados en la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria	42
Temperaturas reportadas en otros trabajos realizados en la planta de tratamiento de aguas de Ciudad Universitaria	43
Comportamiento del pH durante la experimentación	44
Intervalos de pH determinados en el agua residual de Ciudad Universitaria por diversos autores	45
Valores de pH obtenidos durante el periodo de experimentación	45
Comportamiento de la carga orgánica obtenida con la DQO total del influente	47
Comportamiento de la carga orgánica referida a sólidos y volumétrica calculada con la DQO sobrenadante	48
Datos promedio de carga orgánica para cada una de las etapas experimentales	49
Comportamiento de la materia orgánica medida como DQO	50
Datos promedio de la materia orgánica medida como DQO	51

Remoción de materia orgánica medida como DQO sobrenadante durante la experimentación	52
Datos promedio obtenidos de la remoción de materia orgánica medida como DQO sobrenadante	53
Comportamiento de los sólidos suspendidos totales en el reactor	54
Datos promedio obtenidos de los sólidos suspendidos totales	55
Comportamiento del IVL durante la experimentación	56
Datos promedio obtenidos del índice volumétrico de lodos	57
Comportamiento del N-NH₄ durante la experimentación	58
Concentraciones de NH₄	58
Concentraciones promedio de NO₂	59
Comportamiento del N-NO₂ durante la experimentación	60
Comportamiento del N-NO₃ durante la experimentación	61
Concentraciones promedio de N-NO₃	61
Comportamiento del tiempo de retención celular durante la experimentación	62
Datos promedio del tiempo de retención celular	62
Comportamiento de la materia orgánica medida como DQO y OD durante un ciclo en el día 19/09/06	64
Comportamiento de la materia orgánica medida como DQO y OD durante los primeros dos minutos de un ciclo en el día 19/09/06	64

RESUMEN

En el presente estudio se describen las actividades a nivel piloto para tratar el agua residual doméstica por régimen discontinuo operando un reactor secuenciado intermitente (SBR, por sus siglas en inglés) tratado como un proceso de lodos activados modificado. Para ello se utilizó un sistema de alta tasa. El tanque es de concreto con forma de prisma cuadrangular, con un volumen útil de 1.8 m^3 , altura 2 m y base cuadrangular cuyo lado es de 0.95 m, el cual fue alimentado con las aguas residuales de Ciudad Universitaria. El reactor trabajó con cuatro diferentes cargas orgánicas, 0.29, 0.51, 1.18 y $2.17 \frac{\text{kgDQO}}{\text{kgSST} \cdot \text{d}}$, para observar su efecto sobre la remoción de materia orgánica y nutrientes así como su efecto en la calidad de sedimentación de los lodos activados generados. El reactor fue operado durante 105 días con la carga orgánica 0.29, 48 días para la carga de 0.51, 50 días para la carga de 1.18 y, para la carga de $2.17 \frac{\text{kgDQO}}{\text{kgSST} \cdot \text{d}}$, se tomó un tiempo de 44 días. Durante estos días se evaluaron periódicamente la materia orgánica medida como DQO, sólidos suspendidos totales, índice volumétrico de lodos, temperatura, pH y nitrógeno como amonio, nitritos y nitratos. Para variar la carga orgánica fue necesario cambiar el volumen de recambio para cada ciclo así como la concentración de lodos en el licor mezclado. Es así que el agua residual presentó diferentes concentraciones de materia orgánica medida como DQO sobrenadante de 320, 248, 241 y $324 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$ en promedio para las cargas orgánicas de 0.29, 0.51, 1.18 y $2.17 \frac{\text{kgDQO}}{\text{kgSST} \cdot \text{d}}$, respectivamente. Pudo observarse que en cada muestreo la composición y características del agua residual varió de manera poco significativa durante las tres primeras etapas y drásticamente durante la última etapa. Con las cargas orgánicas estudiadas se obtuvieron buenas remociones de materia orgánica medida como DQO (71-80%), aunque no se observó una variación significativa con respecto al aumento de carga orgánica. Sin embargo, la tasa de remoción de materia orgánica

medida como DQO aumentó de 0.17 a $0.58 \frac{kgDQO_{removida}}{kgSST \cdot d}$ conforme se aumentó la carga orgánica de 0.29 a $2.17 \frac{kgDQO}{kgSST \cdot d}$. Así mismo, se logró una nitrificación de 93% cuando el sistema se operó con una carga de $0.29 \frac{kgDQO}{kgSST \cdot d}$. Se lograron remociones menores con la carga de $0.51 \frac{kgDQO}{kgSST \cdot d}$ (63%), $1.18 \frac{kgDQO}{kgSST \cdot d}$ (16%) y para la carga de 2.17 la remoción fue menor a 1%. La calidad de sedimentación de los lodos en el reactor referida al índice volumétrico de lodos en cada una de las cargas orgánicas estudiadas fue 87, 80, 139 y $105 \frac{mL}{g}$ para las cargas de 0.29, 0.51, 1.18 y $2.17 \frac{kgDQO}{kgSST \cdot d}$, respectivamente. Pudo notarse que con cargas orgánicas entre 0.29 y $0.51 \frac{kgDQO}{kgSST \cdot d}$, la sedimentación de los lodos es de una calidad excelente. Con base en los resultados obtenidos, se estableció que el empleo de un reactor secuenciado intermitente (SBR) y con las condiciones de operación estudiadas en esta investigación es eficiente para eliminar materia orgánica, alcanzar la nitrificación y obtener lodos activados de gran sedimentabilidad cuando es operado con cargas de 0.29 a $0.51 \frac{kgDQO}{kgSST \cdot d}$ y $0.17 \frac{kgDQO_{rem}}{kgSST \cdot d}$ para ambas cargas. Con cargas altas de 1.18 a 2.17, la tasa de remoción de materia orgánica alcanza valores de $0.58 \frac{kgDQO_{removida}}{kgSST \cdot d}$ pero la nitrificación es prácticamente nula.

1 INTRODUCCIÓN

El agua es el recurso natural más importante para la vida. Es indispensable garantizar su pureza tanto en embalses y corrientes superficiales, así como en mantos subterráneos con el fin de asegurar los recursos en cantidad suficiente y de calidad adecuada para las necesidades del hombre, los animales y la industria.

Todas estas medidas forman parte de la protección del medio ambiente. Una protección activa involucra la evacuación y purificación de las aguas residuales mediante construcción de redes de alcantarillado así como plantas de tratamiento.

Actualmente, debido al gran desarrollo urbano e industrial que han sufrido algunas ciudades se ha presentado un constante desequilibrio ambiental. Uno de los principales problemas que se suscitan es la contaminación de las aguas epicontinentales, siendo las cuatro fuentes fundamentales de las aguas residuales: las aguas domésticas o urbanas, las industriales, las pluviales y las agrícolas.

Normalmente las aguas residuales, tratadas o no, se descargan a un cuerpo de aguas superficiales (mar, lagos, ríos, etc.), que se consideran como medio receptor. Si son vertidos sin un tratamiento previo, generan contaminación saprobia debido a la acumulación y degradación de materia orgánica. Como los procesos para la degradación y mineralización de la materia orgánica bajo condiciones aerobias requiere de altas concentraciones de oxígeno molecular, éste se agota parcial o totalmente, deteriorándose como consecuencia la calidad del agua.

Por otra parte, aún cuando el agua residual recibe un tratamiento antes de ser vertida, se genera contaminación, la cual se produce por una elevada concentración de nutrientes inorgánicos que inducen el aumento de la productividad primaria provocando con ella procesos de eutrofización en los cuerpos de agua (Flores, 1994).

La eutrofización es el proceso natural o antropogénico en el que existe un constante incremento en la concentración de nutrientes de un ecosistema acuático determinado. La alta disponibilidad de nutrientes lleva a la proliferación, en forma considerable, de ciertas especies de algas y plantas acuáticas. Las masas algáceas depositadas en los márgenes de una corriente de agua, mueren y se pudren produciendo condiciones anaerobias y presentando un peligro para la salud.

Importancia del fósforo y nitrógeno en la contaminación del agua

Existen varias razones por las cuales es importante remover el nitrógeno y fósforo de las aguas residuales, entre ellas se encuentran beneficios ambientales, económicos y operacionales. El más importante de estos es el control de la eutrofización en los cuerpos receptores de agua, ya que la carga de nutrimentos, en particular las del fósforo, regula dicho proceso (Vollenweider, 1985). Aunque el nitrógeno juega un papel secundario, cuando se presenta un nivel de eutrofización avanzado, se convierte en un factor de control. Rodier (1980) indica que los elementos responsables de la eutrofización son esencialmente el fósforo y nitrógeno y

recomienda que para evitar el problema de crecimiento excesivo de algas y otros organismos acuáticos fotosintéticos que aceleran la eutrofización, así como la pérdida excesiva de fuentes de oxígeno y cambios indeseables en las poblaciones acuáticas, es necesario limitar el contenido de nitrógeno y fósforo total en las aguas.

Por su parte, se sabe que el nitrógeno se encuentra en las aguas residuales principalmente en forma de NH_4^+ y proviene de la descomposición de materia orgánica así como de desechos industriales. Se sabe que en el agua residual fresca, alrededor del 60% del nitrógeno se encuentra en forma orgánica y el 40% en forma de amonio (Metcalf y Eddy, 2004). La descomposición bacteriana de la materia proteica y la hidrólisis de la urea, transforman el nitrógeno orgánico a amonio. Normalmente, muy poco (< 1%) del nitrógeno es oxidado a nitritos y nitratos (Sedlak, 1991). El problema de la presencia del nitrógeno amoniacal en el agua se debe principalmente a que acelera el proceso de eutrofización, produce olores desagradables a concentraciones mayores de 35 mg/m³ de aire, es tóxico a concentraciones mayores a 50 mg/L y es un contaminante que demanda grandes concentraciones de oxígeno molecular para ser oxidado, lo que crea graves problemas de anoxia en los cuerpos de agua receptores. Randall *et al* (1992) mencionan que un kilogramo de nitrógeno estimula la producción de 16 kilogramos de biomasa de algas, la cual es equivalente a 20 kg de DQO. Por lo tanto, una descarga de 30 mg/L de nitrógeno produce una DQO equivalente a 600 mg/L. Esto es mayor a la DQO debida a los compuestos orgánicos en el agua no tratada (Randall *et al.*, 1992).

Se sabe que algunos procesos biológicos de tratamiento transforman el nitrógeno amoniacal a óxidos de nitrógeno. Sin embargo, esto no soluciona el problema ya que el nitrógeno amoniacal no es la única forma indeseable del nitrógeno en el agua. Por ejemplo, los óxidos de nitrógeno tales como los nitratos propician el desarrollo de la enfermedad conocida como metahemoglobinemia en niños. Por su parte, Tomasso

et al. (de Boyd, 1982) mencionan que un tiempo de exposición de 24 h y una concentración de nitritos de 5 mg/L, resulta tóxica para las formas de vida acuáticas.

Así mismo, el ácido nitroso producido a partir de los nitritos durante el proceso de desnitrificación, puede reaccionar con aminas secundarias para formar aminas nitrificadas conocidas por su poder carcinogénico. De ahí la importancia de eliminar eficientemente el nitrógeno de las aguas residuales y no únicamente cambiar su forma dentro del sistema.

De lo anterior se deduce la importancia de eliminar no sólo la materia orgánica de las aguas residuales, sino también los compuestos inorgánicos responsables del deterioro del recurso acuático.

Para llevar a cabo este objetivo, existen dos tipos de procesos: los fisicoquímicos y los biológicos. Los procesos fisicoquímicos son aplicados principalmente en aguas con contaminantes inorgánicos o materia orgánica no biodegradable; sin embargo, presentan la gran desventaja de ser procesos muy costosos y generar lodos de manejo delicado. Por otro lado, los procesos biológicos se utilizan cuando los principales componentes contaminantes del agua son biodegradables y resultan ser una alternativa atractiva para el tratamiento del agua residual (Arvin *et al.*, 1985; Metcalf y Eddy, 2004).

En México, se ha calculado que aproximadamente del total de sistemas secundarios de tratamiento biológico del agua residual municipal, el 55% operan bajo el sistema de lagunas de estabilización, el 22% como lodos activados convencional, el 5% como tanques Imhoff y el restante 18% corresponde a otro tipo de procesos (Jiménez, 2001). Con estos sistemas se remueven principalmente compuestos carbonosos, permaneciendo compuestos de fósforo y nitrógeno lo que resulta inconveniente para los cuerpos de agua receptores. Por lo tanto, es necesario desarrollar nuevas tecnologías que permitan remover dichos nutrientes (Jiménez, 2001).

Se ha observado que la remoción biológica de nutrientes en aguas residuales domésticas por un proceso de lodos activados discontinuo resulta atractiva dada su eficiencia de remoción de dichos nutrientes. Además de que, en muchos casos, los procesos de remoción de nitrógeno pueden ser fácilmente incorporados en las plantas de tratamiento de lodos activados existentes.

El agua en México al igual que en todo el mundo, siempre ha tenido un gran valor debido a la estrecha relación que guarda con los procesos vitales y con el desarrollo de cualquier actividad humana. Su adecuado aprovechamiento es condición básica para superar los desafíos del presente y preservar las posibilidades del futuro. Sin embargo, dado el crecimiento poblacional, cada día son menos los cuerpos de agua que se pueden aprovechar y más es el agua que se contamina. Es por ello que el tratamiento de aguas residuales ha llegado a configurar un desafío para la política hidráulica y la acción concertada de instituciones y sociedad.

Uno de los problemas a los que se enfrenta la sociedad es la eutrofización de los cuerpos de agua, el cual se ve favorecido cuando se descargan aguas residuales con altos contenidos de fósforo y nitrógeno. Esta situación es muy frecuente en México, principalmente en aquellos embalses que son utilizados para fines recreativos o como fuentes de abastecimiento de agua potable.

Para evitar el proceso de eutrofización es necesario llevar a cabo la transformación biológica de dichos nutrientes, por lo que se requieren sistemas de tratamiento de aguas residuales en donde se favorezca el desarrollo de bacterias nitrificantes. En estos procesos biológicos, es necesario que el tiempo en el que permanezcan dichas bacterias en el reactor (TRC, tiempo de retención celular) sea el necesario para realizar sus actividades metabólicas.

Un parámetro de diseño muy importante es la carga orgánica, la cual está relacionada con el tiempo de retención celular. Con cargas orgánicas altas, el TRC

disminuye, impidiendo el establecimiento de microorganismos con tiempos de duplicación largos, como las bacterias nitrificantes. Por otro lado, si la carga orgánica es muy baja las células tienen un tiempo largo de decaimiento por lo que el crecimiento de las poblaciones es lento, lo cual se traduce en fracciones bajas de dichos microorganismos, provocando que la eliminación biológica de nutrientes disminuya. De allí la importancia de operar los sistemas con una carga orgánica adecuada (Metcalf y Eddy, 2004; WEF, Manual of Practice No. 8, 1998; Winkler, 1994).

La relación $DBO_5:NTK$ del agua residual ejerce una gran influencia en la tasa de nitrificación. Conforme esta relación se incrementa, la tasa disminuye (Barnes, 1984; López, 2000; Metcalf y Eddy, 2004).

1.1 Objetivos

1.1.1 *Objetivo general*

Evaluar la influencia de la carga orgánica sobre la operación de un reactor discontinuo a nivel piloto.

1.1.2 *Objetivos específicos*

Determinar la relación entre las cargas orgánicas y la nitrificación considerando la tasa de remoción de nitrógeno amoniacal.

Analizar la capacidad de sedimentación de la biomasa y su relación con la carga orgánica mediante su índice volumétrico de lodos.

1.2 Alcances

El trabajo experimental se realizará en un reactor discontinuo a nivel piloto con un volumen útil de 1500 litros.

El sistema se operará como los de lodos activados y será alimentado con agua residual de Ciudad Universitaria.

2 ANTECEDENTES

2.1 Reactores discontinuos (SBR, por sus siglas en inglés)

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

Existen datos históricos que indican que los reactores de llenado y vaciado no son una tecnología reciente ya que se tiene noticia que desde 1893 existen experiencias en Inglaterra cuando se iniciaron las primeras investigaciones con los sistemas de lodos activados y que resurgieron en ese mismo país entre 1914 y 1920. Sin embargo, fue hasta las décadas de 1960 y 1970 cuando se dio un resurgimiento de

ésta tecnología en los Estados Unidos (Arora, 1985; Cabral *et al.*, 2005; Irvine, 1996; Li *et al.*, 2008).

2.1.1 Características de los reactores discontinuos

El proceso discontinuo conocido como SBR (Sequencing Batch Reactor, por sus siglas en inglés) utiliza un reactor de llenado y vaciado con mezcla completa durante sus diferentes fases, donde los subsecuentes pasos de aireación y clarificación ocurren en el mismo tanque.

La estrategia del sistema SBR está caracterizada por el cambio periódico controlado de las condiciones tales como la concentración de oxígeno, volumen de recambio y la disponibilidad de las sustancias nutrientes. Estas condiciones ambientales son controladas mediante la manipulación de las diferentes fases de operación: llenado, reacción, sedimentación, decantación y vaciado a distintos intervalos de tiempo. La aplicación de condiciones periódicas de proceso permite el desarrollo del consorcio de microorganismos deseados en un solo reactor. Este hecho les confiere a los reactores SBR una operación versátil al poderse modificar, mediante controladores de tiempo y microprocesadores, la programación de la secuencia de las etapas del proceso.

Los sistemas discontinuos pueden ser operados de manera flexible porque su eficiencia es dependiente de las condiciones del flujo volumétrico. La duración del proceso puede ser ajustada a cambios de concentración y tasas de flujo volumétrico (González, 1994).

2.1.2 Ciclo de trabajo en los reactores discontinuos

Los reactores discontinuos operan por ciclos que se dividen en diferentes etapas que tienen asignadas funciones y tiempos específicos, según los objetivos que se persigan. El tiempo total de un ciclo es el comprendido entre el inicio del llenado y

el final del reposo previo al siguiente ciclo. En la literatura se reportan como frecuentes tres ciclos por día o ciclos con duración entre 4 y 24 horas.

Todos los sistemas SBR tienen 5 pasos o fases en común, los cuales se llevan al cabo en secuencia como sigue (Arora, 1985; Cabral *et al.*, 2005; González, 1994; Irvine y Bush, 1979; Ketchum, 1996; Li *et al.*, 2008)

1. Llenado
2. Reacción o mezcla
3. Sedimentado o clarificación
4. Vaciado y
5. Purga de lodos

El *llenado* es el periodo que corresponde al tiempo necesario para alimentar el agua residual al reactor. Se pueden diferenciar de manera general dos tipos de llenado: el *llenado estático* que, como su nombre lo indica, carece de cualquier tipo de mezcla y tiene como resultado una alta concentración de sustrato al final de la fase de llenado debido a que no ocurren reacciones biológicas importantes al existir un contacto mínimo entre la biomasa y los nutrientes; el *llenado con mezcla*, que favorece el contacto entre la biomasa y el sustrato y, por consecuencia, distintos resultados dependiendo de las condiciones; por ejemplo, en condiciones aerobias conduce al consumo y a la disminución del sustrato. En condiciones anóxicas, con la presencia de nitratos, puede propiciar la desnitrificación y finalmente puede también conducir a reacciones anaerobias al agotarse el oxígeno disuelto y de nitratos (Ketchum, 1996).

En la etapa de *reacción o mezcla*, normalmente el periodo de mayor duración y contacto entre la biomasa y el agua residual, se llevan al cabo diversas reacciones biológicas dependiendo del suministro o no de oxígeno molecular como la reducción de la concentración del sustrato, la nitrificación y la desnitrificación, la remoción de fósforo, la producción de ácidos grasos volátiles e incluso la reducción de biosólidos (Ketchum, 1996). González (1994) señala que, como tercera fase, después de

concluir el tratamiento biológico, se debe permitir la *sedimentación* de la biomasa en suspensión.

Posteriormente viene el *vaciado*, tiempo en que se retira el sobrenadante clarificado y tratado. La última fase que es la *purga de lodos* es indispensable para controlar el proceso ya que permite mantener en el reactor una concentración específica de microorganismos cuando se conoce la tasa de reproducción de los mismos. La purga puede realizarse durante el mezclado o cuando los lodos han sedimentado. El ciclo SBR finaliza cuando se alcanzan los parámetros del efluente requeridos (Ketchum, 1996).

2.1.3 Ventajas de los reactores SBR

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

1. Flexibilidad para ajustar las condiciones de operación tales como la carga orgánica, la concentración de oxígeno disuelto en el reactor y la edad de los lodos.
2. Permiten el tratamiento de aguas residuales con concentraciones medias a altas entre 500 y 3000 mgDBO/L, gracias a la facilidad que tienen para ajustar los tiempos de reacción y diluir el agua residual durante el proceso de llenado.
3. Pueden tolerar flujos extraordinarios y funcionar como tanques de igualación.
4. No se requiere recircular lodo activado, ya que éste siempre está presente en el reactor.
5. No se requiere tanque de sedimentación independiente.

Un sistema SBR puede ser operado como un reactor de lodos activados (SBR-AS, por sus siglas en inglés) o como un reactor de biopelícula (SBBR) empacado con un material que sirva como soporte para el crecimiento de los microorganismos. El sistema SBR-AS se escoge cuando el crecimiento de los flóculos de lodos activados

está garantizado. Sin embargo, un sistema SBBR es preferible en el caso de que el agua residual contenga compuestos orgánicos disueltos o recalcitrantes o se desee la remoción de compuestos nitrogenados o fosforados utilizando organismos especializados o cuando la relación DBO/DQO del agua residual es baja (Gee y Kim, 2004).

2.2 Remoción biológica de nitrógeno

La eliminación biológica de compuestos nitrogenados se efectúa por acción de dos procesos principales: nitrificación y desnitrificación.

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

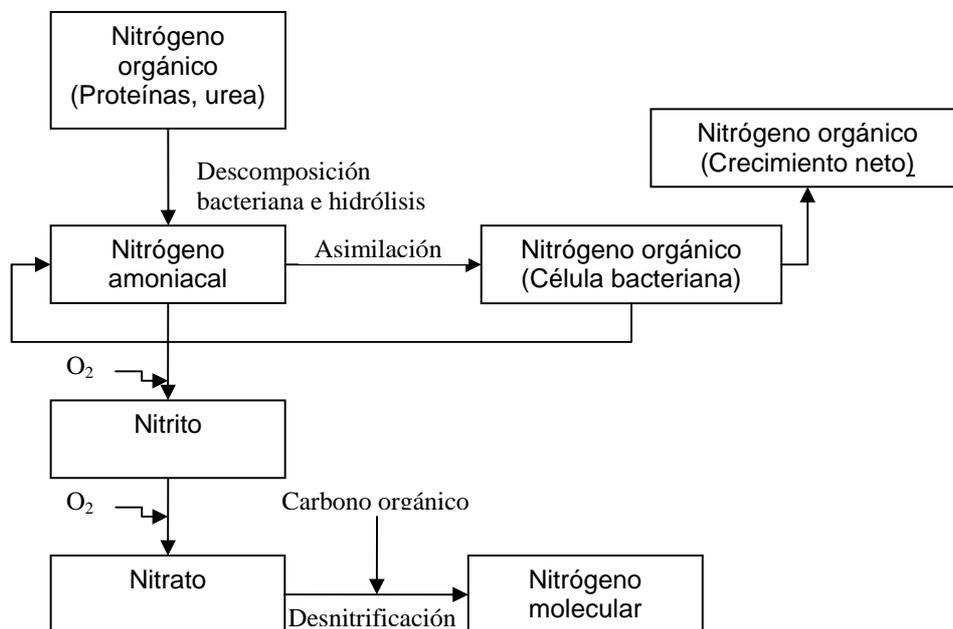


Figura 2.2 Transformaciones del nitrógeno en el proceso biológico (Sedlak, 1991)

Como se observa en la Figura 2.2, 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 de nitrógeno se asimila para formar nuevas células (Flores, 1998). Dependiendo del proceso 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 regresa al líquido a través de la lisis y la auto-oxidación.

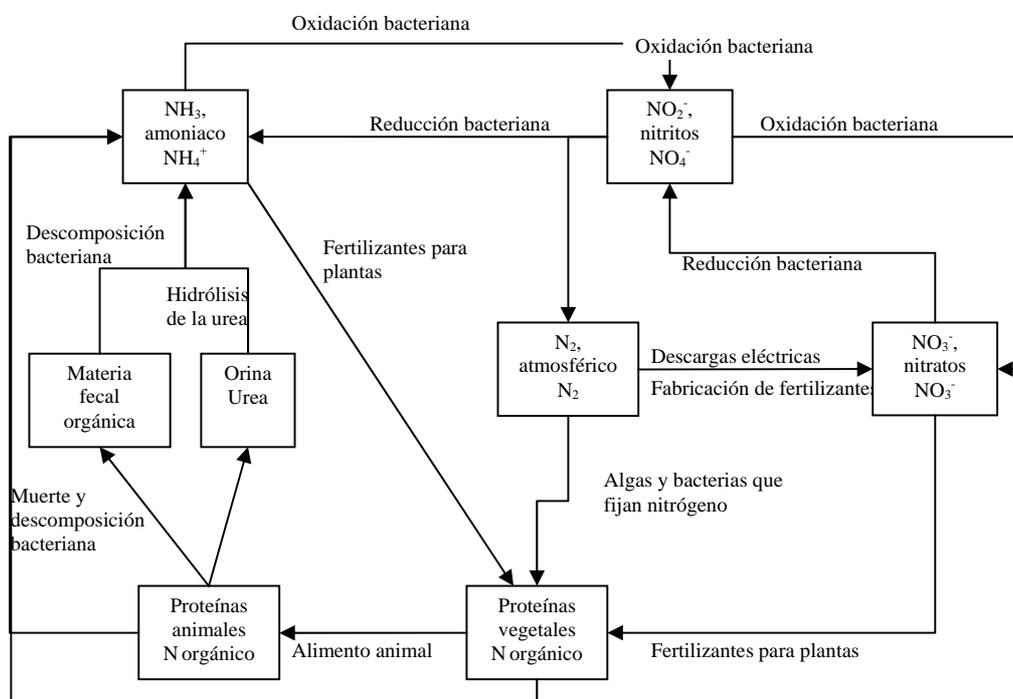


Figura 2.3 Ciclo del nitrógeno (Metcalf y Eddy, 2004)

Bajo condiciones apropiadas el nitrógeno amoniacal puede oxidarse en un proceso de dos etapas a nitratos. Finalmente, los nitratos pueden reducirse a nitrógeno molecular a través de la desnitrificación. El gas nitrógeno formado escapa a la atmósfera. Algunas veces es más difícil lograr la desnitrificación que la nitrificación debido a que requiere la presencia de una fuente de carbono orgánica degradable y

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 tipos de 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, comúnmente encontrado en el agua residual municipal, a nitrato a través de la oxidación por microorganismos nitrificantes.
- *Desnitrificación*. Conversión del nitrato a nitrógeno molecular por organismos desnitrificantes, el cual es luego liberado del agua residual a la atmósfera.

2.2.1 Nitrificación

El agua residual municipal 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, 2004).

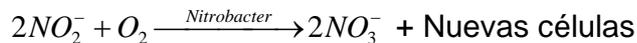
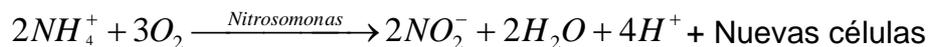
La fase de nitrificación consiste en la aireación, utilizando un tiempo de retención celular en el reactor biológico considerablemente superior al que suele emplearse en el caso del proceso convencional de lodos activados, los compuestos orgánicos de carbono se oxidan (remoción de DBO) así como los compuestos nitrogenados que se convierten en nitritos y finalmente en nitratos en presencia de bacterias nitrificantes (Mishima *et al.*, 1996; Sinha y Annachatre, 2006).

En ausencia de compuestos tóxicos para las bacterias nitrificantes pueden alcanzarse efluentes 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, 1998).

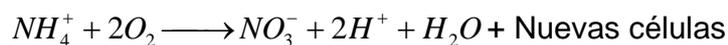
2.2.1.1 Microbiología y bioquímica

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 del lodo es lo suficientemente grande (> 5 días) para permitir el desarrollo de estos organismo (Sedlak, 1991).

La utilización de nitrógeno amoniacal se lleva a cabo por la acción de las especies autótrofas Nitrosomonas y Nitrobacter, las cuales efectúan la reacción en dos pasos (Schlegel, 1988).

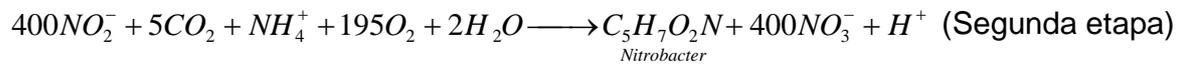


La reacción completa es:



Ambos grupos de bacterias son quimiolitótrofas: su fuente carbono es el CO₂ y su fuente de energía proviene de iones inorgánicos. La diferencia entre ambos es que Nitrosomonas obtiene su fuente de energía del amonio mientras que Nitrobacter la obtiene a partir del ión nitrito.

Las reacciones globales para la nitrificación y síntesis de biomasa, para cada etapa de la nitrificación son:



De acuerdo con estas relaciones, la oxidación autotrófica de 1 kg de nitrógeno amoniacal produciría aproximadamente 150 g de biomasa en la primera etapa y alrededor de 20 g de biomasa en la segunda, ambas sobre la “base peso seco”. El crecimiento neto de biomasa Nitrosomonas y Nitrobacter es aproximadamente

$$0.17 \text{ gSSV}_{\text{Biomasa}} / \text{gN} - NH_4 \text{Oxidado} \text{ (Winkler, 1994).}$$

2.2.1.2 Factores que afectan la nitrificación

En el proceso de lodos activados, la nitrificación se ve afectada por los siguientes factores:

Temperatura. La temperatura óptima para la nitrificación se encuentra entre 28 y 32°C. La nitrificación disminuye conforme se reduce la temperatura. Por debajo de 5°C y por arriba de 40°C cesa toda actividad de nitrificación (Umble y Ketchum, 1997).

Oxígeno molecular. El oxígeno es el factor de mayor importancia en el proceso de nitrificación. Randall *et al.* (1992) mencionan que algunos autores encontraron que se requiere una concentración de oxígeno molecular de al menos 0.3 mg/L para que la nitrificación se efectúe. Laanbroek y Gerards (1993) mencionan que la reducción en la concentración de oxígeno disuelto puede promover la reproducción de *nitrosomonas*. Garrido *et al.* (1997) demostraron que el N-NH₄⁺ puede ser completamente transformado a N-NO₃ cuando la concentración de oxígeno disuelto sobrepasa los 2.5 mg/L, pero la acumulación máxima de N-NO₃ se logra con valores de OD entre 1.0–2.0 mg/L (Zhengyong, 2007).

Un exceso en la aireación es un desperdicio de energía e incremento en los costos de operación; además, 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. *Nitrobacter* es inhibido a valores de pH superior a 9.5 en presencia de amoníaco, mientras que las *Nitrosomonas* se inhiben a valores de pH inferiores de 6.0. La máxima tasa de nitrificación se obtiene a valores de pH entre 7.8 y 8.9 y empieza a decrecer a pH de 6.3 a 6.7 (DeBarbadillo, 1995).

Alcalinidad. Es especialmente importante que haya suficiente alcalinidad en el agua residual para balancear los ácidos producidos por la nitrificación o, de lo contrario, el pH podría tener un efecto adverso sobre la nitrificación. Alrededor de 7.14 mg de alcalinidad (como CaCO_3) se consumen por mg de N-NH_3 oxidado. El consumo de alcalinidad tiene un efecto depresivo sobre el pH. La nitrificación reduce la concentración de la especie HCO_3^- e incrementa la concentración de la especie H_2CO_3 . Este fenómeno se modifica mediante la introducción de una fase de desnitrificación en el proceso de tratamiento, ya que al menos un medio de la alcalinidad es recuperada durante la desnitrificación (Metcalf y Eddy, 2004).

Sustancias tóxicas. Las bacterias nitrificadoras autótrofas son extremadamente sensibles a algunas sustancias inhibitorias. Se ha comprobado que compuestos tales como metales pesados, cianuros, compuestos halogenados, fenoles, mercaptanos, guanidinas y tiourea resultan altamente tóxicos para estas bacterias (DeBarbadillo, 1995).

Tiempo de retención celular. El tiempo de retención celular requerido para la nitrificación es sustancialmente mayor que el necesario para la oxidación de carbono, particularmente para aguas residuales con bajas temperaturas, debido a que las bacterias nitrificantes presentan bajas tasas de crecimiento. La tasa de purga de

lodos debe ser cuidadosamente controlada para mantener el tiempo de retención celular deseado (Sedlak, 1991).

Conforme disminuye el tiempo de retención celular, la tasa de utilización de oxígeno debida a la oxidación del carbono se incrementa (aumento en la carga orgánica), por lo que decrece la disponibilidad de oxígeno para la nitrificación. Al contrario, con altos tiempos de retención celular, la tasa de utilización de oxígeno permite una buena disponibilidad de oxígeno y consecuentemente ocurre una alta tasa de nitrificación. Por tanto, para mantener una máxima nitrificación, la concentración de oxígeno disuelto deberá incrementarse conforme disminuye el tiempo de retención celular (López, 2000).

2.3 Eliminación biológica de material carbonoso

Los microorganismos son los encargados de degradar los contaminantes de las aguas residuales. Estos contaminantes son una mezcla compleja de diversos elementos de los cuales el más abundante es el carbono, principal componente de la materia orgánica. Las aguas residuales municipales presentan generalmente materia orgánica fácilmente biodegradable. Aunque el comportamiento de un consorcio de microorganismos depende de su afinidad con la mezcla de sustratos, el consumo de sustratos es función de la cantidad de microorganismos y de la concentración de sustrato (Chaudhry y Beg, 1998).

La biodegradabilidad de la materia orgánica está relacionada con el tamaño de las partículas: a menor tamaño, más rápida es su biodegradación. La actividad enzimática está directamente relacionada con el área superficial disponible que es mayor en cuanto menores son las partículas (González–Oliveros, 2000).

La remoción de la materia orgánica soluble es un proceso bioquímico, donde las tasas de remoción observadas se incrementan al aumentar la temperatura. Ésta es la

suma de la remoción de materia orgánica soluble del influente y la remoción de la materia orgánica coloidal hidrolizada en el reactor (Pastorelli *et al.*, 1997).

2.4 Tiempo de retención celular en sistemas biológicos

El tiempo de retención celular (TRC o θ_c) es uno de los parámetros más importantes de operación en el proceso de lodos activados. Se define como la cantidad total de sólidos en los lodos del sistema, dividida por la tasa de pérdida de lodos del sistema. Éste debe tener estrictamente en cuenta los sólidos en los lodos en la alimentación, en la etapa de separación y en la tubería asociada, así como la etapa de aireación. La tasa de pérdida debe incluir los sólidos en los lodos arrastrados por el efluente tratado, así como los que se encuentran en la corriente de lodos de desecho. El cálculo del tiempo de retención celular está dado por:

$$\theta_c = \frac{V_R \cdot SST_R}{Q_D \cdot SST_D + Q_E \cdot SST_E} \quad \text{Ecuación 2.1}$$

donde

θ_c , tiempo de retención celular [d]

V_R , volumen de líquido en el tanque de aireación [m^3]

Q_D , flujo de desecho de lodos [$\frac{m^3}{d}$]

SST_D , concentración de sólidos suspendidos [$\frac{kg}{m^3}$]

Q_E , flujo de agua en el efluente [$\frac{m^3}{d}$]

SST_E , concentración de sólidos suspendidos en el efluente [$\frac{kg}{m^3}$]

Un TRC bajo implica una alta tasa de “crecimiento” de los lodos, lo que implica también una alta actividad. Por tanto, se puede considerar el significado del TRC como un parámetro operacional que permite controlar la actividad de los lodos.

2.5 Carga orgánica

La carga orgánica en los procesos biológicos puede estar expresada por varios parámetros basados en la tasa con la que los nutrientes orgánicos entran al sistema, expresada como la cantidad de demanda de oxígeno por unidad de tiempo. El más significativo de estos parámetros es el factor de carga de microorganismos o relación alimento-microorganismos (relación F/M, por sus siglas en inglés), donde la carga orgánica está relacionada con la cantidad de lodos en la etapa de aireación. Esto se puede considerar como la energía del sistema disponible para los microorganismos en los lodos, y, por tanto, intervendrá en la determinación de la actividad de los lodos.

Si el influente en la etapa de aireación tiene una DQO [g/m^3] de sustrato (S) y una tasa de flujo de Q [m^3/d], la tasa de carga de nutrientes orgánicos es S·Q [g/d] y el factor de carga de los lodos, CO, está dado por:

$$CO = \frac{Q \cdot S}{V \cdot X} \quad \text{Ecuación 2.2}$$

donde

$$CO, \text{ carga orgánica} \left[\frac{\text{kgDQO}}{\text{kgSST} \cdot \text{d}} \right]$$

$$Q, \text{ flujo} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right]$$

$$S, \text{ sustrato} \left[\frac{\text{kgDQO}}{\text{m}^3} \right]$$

V, volumen del tanque de aeración $[m^3]$

X, concentración de lodos $\left[\frac{kgSST}{d}\right]$

La ecuación 2.1 se aplica a reactores biológicos de régimen continuo, en reactores biológicos de régimen discontinuo se aplica la ecuación siguiente:

$$CO = \frac{Q \cdot S}{V \cdot X} \quad \text{Ecuación 2.3}$$

$$Q = V_R \cdot \frac{\text{Ciclos}}{\text{dia}} \quad \text{Ecuación 2.4}$$

donde

CO, carga orgánica $\left[\frac{kgDQO}{kgSST \cdot d}\right]$

Q, flujo $\left[\frac{m^3}{d}\right]$

V_R , volumen de recambio $[m^3]$

S, sustrato $\left[\frac{kgDQO}{m^3}\right]$

V, volumen del tanque de aeración $[m^3]$

X, concentración de lodos $\left[\frac{kgSST}{d}\right]$

Como la relación de alimento a microorganismos interviene en la actividad de los lodos, debe estar relacionada con el tiempo de residencia celular. Cualitativamente, si la actividad de los lodos aumenta debido al incremento en la disponibilidad de nutrientes, la tasa de lodos desechados se deberá aumentar, reduciendo así el tiempo de retención celular. Por lo tanto, la relación F/M es en forma aproximada, inversamente proporcional al tiempo de residencia celular (Winkler, 1994).

El término F/M se usa también algunas veces para describir la tasa de remoción de nutrientes por masa unitaria de microorganismos y se da por:

$$T_R = \frac{Q(S_o - S_E)}{V \cdot X} \quad \text{Ecuación 2.5}$$

donde

$$T_R, \text{ tasa de remoción} \left[\frac{\text{kgDQO}_{\text{removida}}}{\text{kgSST} \cdot d} \right]$$

$$Q, \text{ flujo} \left[\frac{m^3}{d} \right]$$

$$S_o, \text{ concentración de sustrato alimentado} \left[\frac{\text{kgDQO}}{m^3} \right]$$

$$S_e, \text{ concentración de sustrato residual en el efluente} \left[\frac{\text{kgDQO}}{m^3} \right]$$

$$V, \text{ volumen del tanque de aeración} \left[m^3 \right]$$

$$X, \text{ concentración de lodos} \left[\frac{\text{kgSST}}{d} \right]$$

2.6 Efectos de los parámetros de operación

En los procesos a alta carga orgánica el TRC es corto, la actividad de los lodos es alta y el tiempo de residencia hidráulica o de contacto también es corto, mientras que el nivel de los nutrientes residuales es relativamente alto. En procesos a baja carga el TRC es alto, con baja actividad de los lodos y largos tiempos de residencia hidráulica y bajos niveles de nutrientes residuales. Los lodos están muy avanzados en la fase de respiración endógena, donde el decaimiento microbiano supera el “crecimiento” microbiano, de manera que el nivel residual de los lodos también es bajo.

2.7 Procesos a diferentes niveles de cargas

En los tratamientos biológicos para aguas residuales es posible obtener diferentes grados y tasas de tratamiento, utilizando diferentes combinaciones de los parámetros clave de operación. A pesar de que se describen en términos generales como de alta tasa, convencionales, etc., las denominaciones carecen de precisión.

2.7.1 Tratamiento convencional

La carga de lodos en tratamientos biológicos convencionales de lodos activados se encuentran en la región de 0.5 kg de DBO por kg (peso seco) de sólidos en los lodos por día en un intervalo de 0.2 a 0.6 $\frac{kgDBO}{kgSST \cdot d}$. Esto corresponde, para una concentración de 2 a 3 $\frac{kgDBO}{m^3 \cdot d}$ en la etapa de aeración, a una carga volumétrica entre 0.5 y 1.5 $\frac{kgDBO}{m^3 \cdot d}$ del tanque de aeración, para aguas y residuos industriales fácilmente biodegradables (Winkler, 1994).

La producción de lodos de desecho en una operación convencional es alrededor de 0.5 $\frac{kgSST}{kgDBO_{REMOVIDA}}$, de manera que casi la mitad de la DBO se asimila a la biomasa y cerca de la otra mitad se mineraliza (Winkler, 1994). Los lodos producidos en la etapa de aeración contienen aproximadamente menos del 1% de los sólidos secos (Winkler, 1994).

Los valores típicos de residencia de los lodos se encuentran dentro de un rango de aproximadamente 4 días para el extremo superior de carga de los lodos, y de hasta 10 días o más para las cargas inferiores de lodos (Winkler, 1994).

El balance apropiado de nutrientes para la operación convencional es de 0.03 a 0.06 de nitrógeno y de 0.007 a 0.1 kg de fósforo por kg de DBO, expresados a veces como una relación $DBO:N:P$ de 100:6:1. El requerimiento de oxígeno para la operación convencional depende del TRC usado y de la temperatura de operación del sistema. Un valor típico es de $1.1 \frac{kgO_2}{kgDBO}$ para un TRC de 7 días o más a una temperatura entre 10 y 20 °C (Winkler, 1994).

2.7.2 Tratamiento a alta carga orgánica

En los procesos de tratamiento a altas cargas los niveles que se usan son varias veces más altos que los de un proceso convencional, lo que da un rápido tratamiento parcial usado como etapa preliminar que precede un proceso de tratamiento más completo. La carga puede ser de 1 a $5 \frac{kgDBO}{kgSST \cdot d}$, con una tasa volumétrica de carga en el intervalo de 1.5 a $3.5 \frac{kgDBO}{m^3 \cdot d}$. Los lodos están en una fase positiva de crecimiento, con un tiempo de residencia de los sólidos de sólo cerca de 0.5 días o menos. Esto favorece a los organismos de más rápido crecimiento presentes en los lodos, de manera que tiende a ser menos floculento que para el proceso convencional y puede causar problemas en la etapa de separación. La concentración de los lodos en la etapa de aeración es generalmente más alta, lo que, combinada con el aumento en la actividad de los lodos, da una tasa aumentada de remoción de la DBO. El sistema de aeración usado debe ser, por tanto, capaz de proveer la tasa aumentada de suministro de oxígeno y se recomienda, además, un nivel de trabajo más alto para la concentración de oxígeno disuelto. El tiempo de residencia hidráulica usado puede ser tan corto como 2 horas, lo que da una reducción en la DBO de 60 a 70% pero el porcentaje de remoción disminuye con el incremento de carga. La tasa de producción de lodos es también alta, lo que es de esperar del corto tiempo de retención celular y la alta tasa de producción de desechos y puede ser de

1 $\frac{kgSólidos}{kgDBO_{REMOVIDA}}$. El tratamiento de alta tasa se usa como un tratamiento parcial o preliminar antes de descargarlas a una alcantarilla o transferirlas a una etapa de refinación del tratamiento (Metcalf y Eddy, 2004; Winkler, 1994).

2.7.3 Aeración con crecimiento disperso

Se puede considerar como un proceso *a tasa ultra alta* cuando la carga de los lodos es muy alta y se hace máximo uso de la fase de crecimiento logarítmico microbiano. Como resultado de ello la población microbiana es virtualmente no floculante. Esto tiene dos efectos. En primer lugar, el fluido tratado tiene un alto contenido de microorganismos aun después de la etapa de sedimentación, de manera que es turbio e inapropiado para la descarga directa en una corriente de agua. Entonces el proceso se puede utilizar solamente como un tratamiento *burdo* preliminar antes de otra etapa de convencional en la que se eliminan los microorganismos y la DBO residual. En segundo lugar, no puede tener lugar la remoción de demanda de oxígeno en la forma de materias coloidales y en suspensión, por adsorción y aglomeración sobre flóculos microbianos. La remoción de DBO resulta totalmente del crecimiento microbiano, de manera que una alta proporción del contenido orgánico de los residuos se convierte en nuevas células microbianas, y el requerimiento de oxígeno por masa unitaria de DBO eliminada es proporcionalmente alta. Se necesita entonces una intensiva aeración, y el tiempo de retención puede ser tan corto como 15 minutos (Metcalf y Eddy, 2004; Winkler, 1994).

2.7.4 Aeración prolongada

Este proceso se llama a veces tratamiento a baja tasa y, como lo indica su nombre, su funcionamiento está en el extremo opuesto del proceso de aeración dispersa. Los niveles de carga de lodos son muy bajos, entre 0.03 y 0.1 $\frac{kgDBO}{kgSST \cdot d}$, y la carga

volumétrica es de alrededor de $0.25 \frac{kgDBO}{m^3 \cdot d}$ (Winkler, 1994). El tiempo de retención celular es muy prolongado, hasta 24 días, de manera que los lodos están realmente en la fase de respiración endógena, donde la descomposición de los lodos excede su proliferación. Así que, a pesar de que la proporción de DBO no es mucho mayor que en los procesos convencionales, la tasa neta de producción de lodos es mucho más baja. El largo tiempo de retención celular y la baja carga orgánica implica una baja actividad de los lodos y se usan largos tiempos de residencia hidráulica, de uno o dos días, para producir una reducción del 95% en la DBO de las aguas residuales (Metcalf y Eddy, 2004; Winkler, 1994). La producción de los lodos puede ser tan baja como de 0.2 a $0.3 \frac{kgSólidos}{kgDBO_{REMOVIDA}}$, como el proceso implica la degradación aerobia de los sólidos de los lodos el requerimiento de oxígeno es casi 1.25 veces mayor que la DBO aplicada (Metcalf y Eddy, 2004; Ramalho, 1983; Winkler, 1994).

2.8 Requerimientos de oxígeno

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

Los sistemas de aireación introducen aire dentro del líquido para transferir oxígeno molecular al medio acuoso para la oxidación biológica de materia orgánica. La aireación cumple con dos objetivos principales (WEF, Manual of Practice No. 8, 1998):

1. Suministrar el oxígeno requerido para el metabolismo microbiano
2. Proveer un mezclado dentro del reactor de tal forma que los microorganismos entren en contacto directo con la materia orgánica suspendida y disuelta.

2.8.1 *Requerimiento de oxígeno en los procesos biológicos*

De acuerdo con MOP FD-13 (WEF, Manual of Practice No. 8, 1998), los requerimientos de oxígeno en sistemas biológicos son el resultado de cuatro demandas principales:

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

Para determinar el requerimiento de oxígeno total se deben considerar las concentraciones de oxígeno disuelto, el régimen de flujo y el tiempo de residencia hidráulica (WEF, Manual of Practice No. 8, 1998),

2.8.2 *Demanda bioquímica de oxígeno por remoción de materia orgánica carbonosa*

La demanda de oxígeno por material orgánico carbonoso es generado por dos funciones celulares: síntesis celular y respiración endógena. La demanda de oxígeno por síntesis celular ocurre cuando la materia orgánica es metabolizada por los microorganismos contenidos en el licor mezclado, la cual está relacionada con los requerimientos de oxígeno por porción oxidada de material orgánico y utiliza la energía generada durante el proceso previo para la síntesis celular. La demanda de oxígeno por respiración endógena ocurre cuando los microorganismos sintetizados son empleados en el sistema de tratamiento. Ésta representa la demanda de oxígeno correspondiente a la oxidación interna de organismos para producir productos finales y material residual para la obtención de energía (Eckenfelder, 1995; EPA, 1989; Metcalf y Eddy, 2004; Ramalho, 1983).

Existen varios procedimientos empíricos para determinar los requerimientos de oxígeno disuelto; sin embargo, el de uso más general es el obtenido por expresiones

empíricas obtenidas en campo, de acuerdo con MOP FM3 (WEF, Manual of Practice No. 8, 1998). Algunos de estos valores basados en la experiencia son:

- 30 – 40 m³ de aire por kg de DBO suministrada en aguas negras (Winkler, 1994).
- 1.1 kg de oxígeno transferido por kg de DBO aplicado en tanques de aireación convencionales (WEF, Manual of Practice No. 8, 1998).
- 3.7 – 15 m³ de aire por m³ de agua residual tratada (Ramalho, 1983).
- 31 – 56 m³ de aire por kg de DBO removido (Winkler, 1994).

2.8.3 Demanda bioquímica de oxígeno por compuestos nitrogenados

De la demanda total de oxígeno requerida por los microorganismos hay una fracción importante asociada con la oxidación de amonio a nitrato. La demanda de oxígeno se calcula a partir de la estequiometría, de donde se obtiene que la demanda de oxígeno para una nitrificación completa sea alta. Para la mayor parte de las aguas domésticas, esta necesidad incrementa de 30 a 40% los requerimientos de suministro de oxígeno y energía del sistema de aireación debido a que la nitrificación completa requiere de 4.2 a 4.57 kg de oxígeno por cada kg de nitrógeno en forma de amonio oxidado a nitrato y el agua residual generalmente contiene de 10 a 30 mg/L de nitrógeno en forma reducida (WPCF, 1987).

2.8.4 Demanda química de oxígeno por oxidación de materia inorgánica

La demanda de oxígeno también puede ocurrir como resultado de las reacciones de óxido-reducción debido a la presencia de ciertos compuestos reducidos en las aguas residuales. La cantidad de oxígeno demandado se estima mediante cálculos estequiométricos para la reacción dada (EPA, 1989; WEF, Manual of Practice No. 8, 1998).

3 MATERIALES Y MÉTODOS

Este trabajo experimental se llevó al cabo en los laboratorios del Instituto de Ingeniería, así como también en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria de la Universidad Nacional Autónoma de México. Para ello, se realizó el montaje, puesta en marcha, operación y estabilización de un reactor a nivel piloto. Durante su funcionamiento se controlaron las condiciones de operación como son: Volumen de recambio, oxígeno disuelto, carga orgánica y tiempo de residencia hidráulica.

3.1 Reactor piloto

Para realizar la parte experimental se trabajó con un reactor de tipo discontinuo bajo condiciones aerobias. El tanque es de concreto con forma de prisma cuadrangular, con un volumen útil de 1.8 m^3 , altura 2 m y base cuadrangular de 0.95 m de lado (Figura 3.1).

En la parte inferior se colocaron dos difusores de burbuja fina, los cuales se encargan de proveer el oxígeno y mezclado necesarios para el sistema. El aire proviene de un soplador con caudal suficiente para oxigenar de manera constante. Una bomba centrífuga de impulsor abierto de $\frac{3}{4}$ HP alimenta el agua residual fresca al tanque y una de $\frac{3}{4}$ HP retira el agua tratada del mismo. Para los muestreos se instalaron bombas peristálticas de cabezal No. 18 (Figuras 3.2 y 3.3).

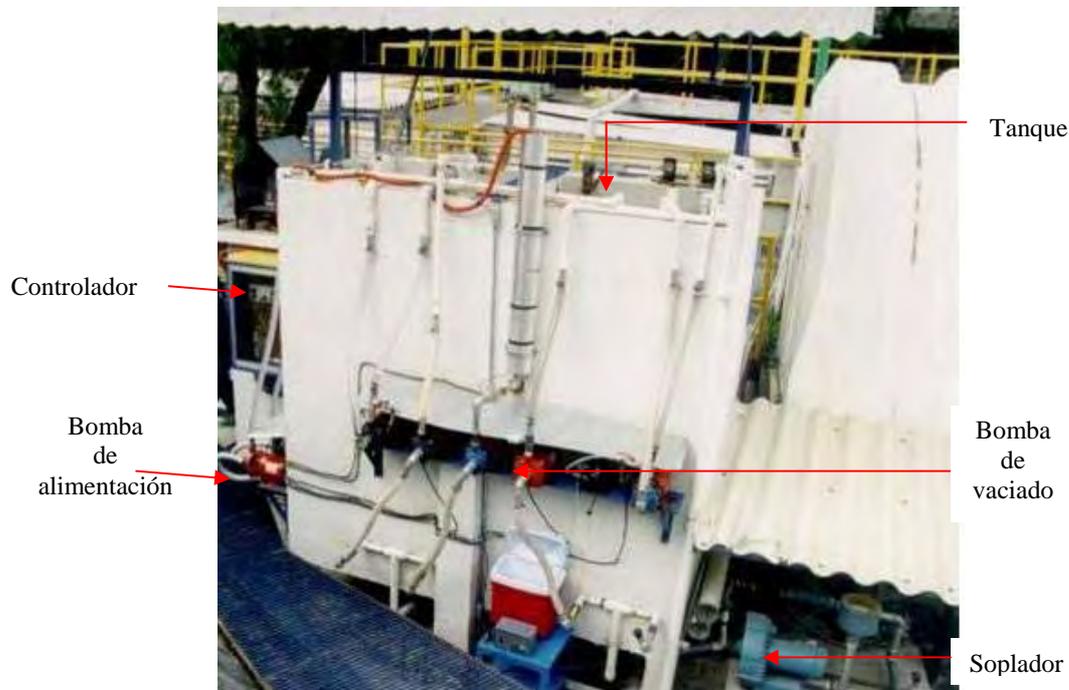
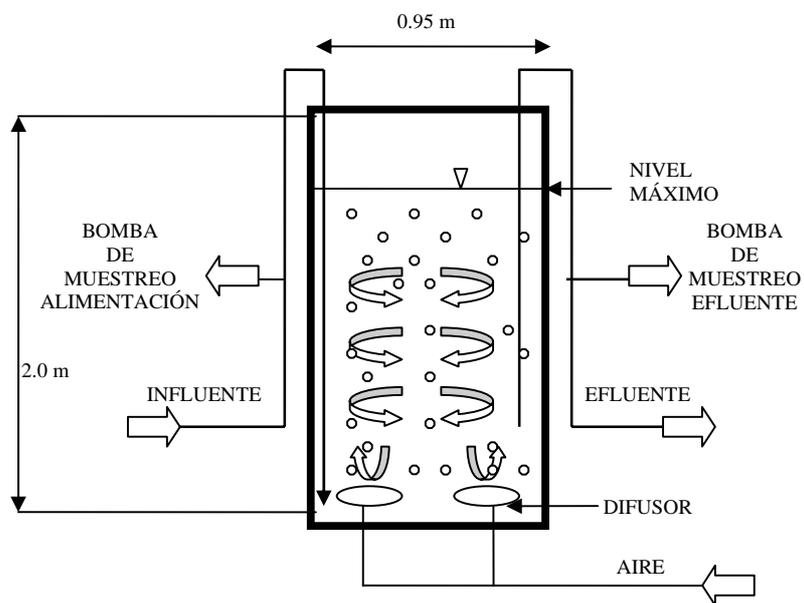


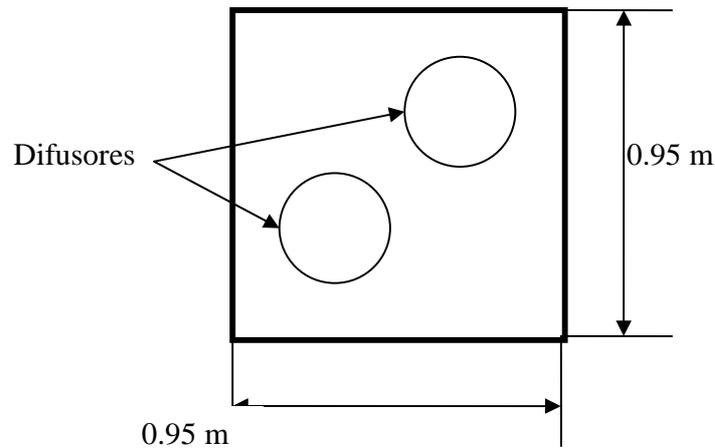
Figura 3.1 Reactor piloto tipo SBR para la fase experimental



Figura 3.2 Bombas peristálticas de muestreo (izquierda). Relojes programables (derecha)



a) Vista en corte



b) Vista en planta

Figura 3.3 Esquema general del reactor

3.2 Operación del reactor

El reactor opera en ciclos de 4, 6 y 8 horas cada uno dependiendo de la carga orgánica necesaria (Tabla 3.1), distribuidos en 4 fases de operación de la siguiente manera:

- *Fase 1. Llenado.* Los reactores se alimentaron con agua residual municipal proveniente de Ciudad Universitaria hasta alcanzar el volumen determinado de cada etapa de experimentación.
- *Fase 2. Reacción.* Una vez llenos los reactores hasta el nivel establecido, el cual fue controlado por un electronivel, se inyectó aire durante el tiempo necesario definido por la duración de esta etapa para cada carga orgánica (ver Tabla 3.2).
- *Fase 3. Sedimentación.* Al término de la reacción se suspendió la aireación para permitir la sedimentación de los lodos.

- Fase 4. *Vaciado*. Al término de cada ciclo se vació la totalidad del agua tratada mediante el empleo de una bomba centrífuga de $\frac{3}{4}$ HP conservando los lodos sedimentados en el fondo del reactor.

Tabla 3.1 Cargas orgánicas y condiciones de operación calculadas

Carga orgánica [mg/L]	0.3	0.5	1	2
DQO [kg/m ³]	400	400	400	400
Q [m ³ /d]	2	3	9	12
SST [kg/m ³]	2500	2500	2500	2500
V Recambio [m ³]	0.54	0.54	0.99	0.99
Ciclos [1/d]	3	6	9	13

Tabla 3.2 Distribución de tiempos en cada etapa

Etapa experimental	Primera	Segunda	Tercera	Cuarta
Carga orgánica promedio [kgDQO/(kgSST·d)]	0.29	0.51	1,18	2.17
Ciclos/d	3	6	8	6
Volumen de recambio [m ³]	0.6	1.1	1.1	1.1
Tiempo alimentación [min]	18	18	18	18
Tiempo reacción [min]	414	174	134	194
Tiempo sedimentación [min]	30	30	10	10
Tiempo drenado [min]	18	18	18	18
Tiempo total	480	240	180	240

3.3 Carga orgánica

De acuerdo con el objetivo planteado (Capítulo 1) la carga orgánica es el principal parámetro de operación y motivo de estudio de este trabajo.

El concepto de carga orgánica se refiere a la cantidad de contaminantes suministrado a los microorganismos presentes dentro del reactor en un día (Garzón-Zúñiga y González-Martínez, 1995). La carga orgánica se determina por medio de la

ecuación 3.1 (Beun *et al.*, 2000; 2002; Dangkong *et al.*, 1999; Etterer y Wilderer, 2001; Morgenroth *et al.*, 1997).

$$CO = \frac{Q \cdot DQO}{SST \cdot V} \quad (\text{Ec. 3.1})$$

donde:

CO Carga orgánica, $\left[\frac{kgDQO}{kgSST \cdot d} \right]$

Q Caudal, $\left[\frac{m^3}{d} \right]$

DQO Demanda química de oxígeno, $\left[\frac{kgDQO}{m^3} \right]$

SST Sólidos suspendidos totales, $\left[\frac{kgSST}{m^3} \right]$

Para el caso de los reactores discontinuos, el caudal se calcula por medio de la ecuación 3.2.

$$Q = V_R \cdot C \quad (\text{Ec. 3.2})$$

donde:

Q Caudal, $\left[\frac{m^3}{d} \right]$

V_R Volumen de recambio en cada ciclo, $\left[\frac{m^3}{ciclo} \right]$

C Ciclos, $\left[\frac{ciclos}{d} \right]$

Con base en una DQO promedio de 400 mg/L (Vargas, 2005), las cargas orgánicas se calculan como se muestra en la Tabla 3.1.

Como en la realidad la DQO y los SST nunca son constantes, se utilizan valores aproximados para establecer las condiciones de operación del reactor (Tabla 3.2).

3.4 Muestreo y análisis

La toma de muestras se realizó en los puntos indicados en la Tabla 3.3. En esta misma Tabla se indica la frecuencia de muestreo y análisis.

En cada ciclo se tomaron volúmenes de muestra de agua residual en el influente y efluente con las bombas peristálticas, las cuales se controlaban mediante los relojes programables, de modo que la suma total de esos volúmenes sea de 10 litros de muestra cada 24 horas. Las muestras obtenidas se mantienen en refrigeración en los contenedores para ello (Figura 3.4). Con este muestreo se sigue el estado del sistema y de lo ocurrido en cada una de las etapas.



Figura 3.4 Contenedores de muestreo

Las muestras compuestas de 24 horas se utilizan para determinar los parámetros de control (Tabla 3.3) con los cuales se determina la carga orgánica suministrada al sistema (Ecuación 2.3).

Una vez por semana se realiza un muestreo puntual en el inicio del ciclo para determinar la tasa de consumo de oxígeno y DQO dentro del reactor. Dichas muestras se toman del licor mezclado a los tiempos 1, 2, 5 minutos y después cada 15 minutos hasta el comienzo de la sedimentación (Tabla 3.4). Las muestras tomadas se filtran por medio de una bomba de vacío portátil y se ponen en

3. Materiales y métodos

refrigeración inmediatamente. La demanda química de oxígeno medida es la soluble, sedimentando por gravedad las muestras para eliminar el material en suspensión.

Para cada muestra se determina la materia orgánica medida como DQO total para conocer la carga orgánica suministrada al sistema así como la DQO sobrenadante, la cual se tomaba de la muestra al dejarse sedimentar por gravedad durante 30 minutos y se tomaba de la parte superior. Con esta DQO se obtiene la remoción de materia orgánica medida como DQO.

De los parámetros existentes para evaluar la calidad del agua se seleccionaron aquellos que se consideran fundamentales para la descripción de este tipo de sistema (Tabla 3.3).

La operación del reactor se programa para obtener muestras diariamente (Tabla 3.3) y semanalmente para obtener perfiles de algunos compuestos (Tabla 3.4).

Tabla 3.3 Plan de muestreo compuesto

Parámetros	Influyente	Reactor	Efluente	Frecuencia de medición
pH	X	X	X	Diario
Temperatura	X	X	X	Diario
Oxígeno disuelto		X		Diario
DQO _{Total}	X	X	X	Diario
DQO _{Sedimentada}	X	X	X	Diario
SST	X	X	X	Diario
N-NH ₄ ⁺	X		X	Diario
N-NO ₂ ⁻	X		X	Diario
N-NO ₃ ⁻	X		X	Diario

Tabla 3.4 Plan de muestreo para consumo de DQO y oxígeno durante un ciclo

Tiempo [min]	Antes del inicio del ciclo	1	2	5	Cada 15 minutos
Influyente		DQO*			
Reactor		OD, DQO*	OD, DQO*	OD, DQO*	OD, DQO*
Efluente	DQO*				

* La DQO medida es sobrenadante

Tabla 3.4 Técnicas analíticas

Parámetros	Técnicas analíticas	Referencia
Temperatura	Termómetro calibrado	APHA 2550-B, NMX-AA-007-SCFI-2000
pH	Electrodo calibrado	APHA 4500-H ⁺ -B
Oxígeno disuelto (OD)	Electrodo de membrana	APHA 4500-0-G NMX-AA-012-SCFI-2001
Demanda química de oxígeno (DQO)	Espectrofotometría	APHA 5220-C, NMX-AA-030-SCFI-2001
Sólidos suspendidos totales (SST)	Método normalizado (masa seca)	APHA 2540-D
Nitrógeno amoniacal(N-NH ₄ ⁺)	Espectrofotometría	APHA 4500-NH ₃ -D
Nitrógeno de nitritos (N-NO ₂ ⁻)	Espectrofotometría	APHA 4500-NO ₂ -B
Nitrógeno de nitratos (N-NO ₃ ⁻)	Espectrofotometría	Merck KGaA (artículo 1.14773.0001)

4 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

El agua residual cruda con que se alimentó el reactor durante la experimentación es una combinación de las aguas residuales de Ciudad Universitaria y de la zona habitacional de la colonia Copilco el Alto. El reactor piloto se alimentó con esta agua residual, que es la misma que alimenta la planta para tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria, después de las rejillas y el desarenador. La composición del agua está, por consiguiente, influenciada por las épocas del año, las actividades realizadas en la colonia y por los periodos activos y vacacionales de la Universidad. En la Tabla 4.1 se presentan los valores promedio de las características del agua residual utilizada durante la experimentación.

La materia orgánica medida como DQO total del agua influente se puede considerar como de aguas residuales domésticas, ya que presenta valores promedio de 500 mg/L (Metcalf y Eddy, 2004). En la Sección 4.4 del presente capítulo se puede apreciar la variación de la materia orgánica medida como DQO total y sobrenadante

en el agua residual cruda a lo largo de la experimentación. La diferencia entre la demanda química de oxígeno total y sobrenadante es relativamente baja con una relación $DQO_{total}/DQO_{sobrenadante}$ con un valor aproximado de 1.37. Esta relación podría explicarse por la presencia de bajas concentraciones de SST (Tabla 4.2). Sin embargo, los SST presentan una concentración 146 mg/L promedio en el influente para la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria. La posible causa de tener esta relación se debe a la presencia de partículas suspendidas coloidales.

Tabla 4.1 Características del agua residual cruda durante la experimentación

Parámetro	Promedio	Mínimo	Máximo
DQO total $\left[\frac{mg}{L}\right]$	430	144	928
DQO sobrenadante $\left[\frac{mg}{L}\right]$	326	123	768
SST $\left[\frac{mg}{L}\right]$	146	20	310
N-NH ₄ $\left[\frac{mg}{L}\right]$	15	4	25
N-NO ₂ $\left[\frac{mg}{L}\right]$	1.47	0.19	4.96
N-NO ₃ $\left[\frac{mg}{L}\right]$	1.31	0.06	7.56
Temperatura [°C]	19	17	22
pH [-]	7.47	5.41	8.66

La concentración de nitrógeno amoniacal en el agua residual cruda presentó variaciones en un intervalo entre 4 y 25 mgNH₄/L, con un promedio de 15 mgNH₄/L durante el periodo de experimentación (ver Sección 4.8). La entrada de nitrógeno amoniacal con un valor promedio de 15 mg N-NH₄/l es relativamente bajo para aguas residuales municipales típicas. Se reporta un promedio de 25 mg N-NH₄/L para

aguas típicas residuales municipales (Metcalf y Eddy, 2004). Los valores de N-NO₂ y N-NO₃ el agua residual que entra a la planta de tratamiento de Ciudad Universitaria presentaron características típicas de una agua residual de origen doméstico. Los valores promedio estuvieron alrededor de 1.5 mg N-NO_x/L por lo que se pueden considerar despreciables.

Tabla 4.2 Sólidos suspendidos totales reportados en trabajos realizados en la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria

Autor	Sólidos suspendidos totales [mg/L]
Álvarez, 2006	199-305
Flores, 1998	111-184
Flores, 2006	100
Millán, 2005	44
Orantes, 2001	47-117
Valdivia, 1998	66-96

Puesto que el crecimiento de los microorganismos responsables de la eliminación de nutrientes en el agua residual se ve influenciado por diversos factores ambientales, a continuación se hace un análisis del comportamiento de temperatura y pH.

4.1 Temperatura

La temperatura se determinó diariamente dentro del reactor durante el periodo de la experimentación aproximadamente entre las 8 y 9 a.m. La temperatura se mantuvo en un intervalo entre 17 y 22 °C presentando un promedio de 19°C. Datos anteriores de trabajos realizados en la planta de tratamiento de Ciudad Universitaria muestran temperaturas similares a las detectadas en este trabajo (Tabla 4.3).

Debido a que la cinética de las reacciones es proporcional a la temperatura, el incremento de ésta favorece las actividades biológicas (Cassidy y Belia, 2005; González-Martínez y Elías-Castro, 1989; Li *et al.*, 2008; Murrat *et al.*, 2003; Winkler, 1994). El valor de saturación de oxígeno en agua disminuye al aumentar la

temperatura (Fayolle *et al.*, 2008; González-Martínez y Elías-Castro, 1989; Winkler, 1994). Las reacciones biológicas se ven beneficiadas en un intervalo de temperatura de 10 a 30°C (WEF Manual of Practice No. 8, 1998). Los efectos de la temperatura sobre los procesos biológicos para tratamiento de aguas residuales están relacionados con las características del agua residual y sus propiedades físicas (Eckenfelder, 1995).

Tabla 4.3 Temperaturas reportadas en otros trabajos realizados en la planta de tratamiento de aguas de Ciudad Universitaria

Fuente		
	Mínima	Máxima
Piña, 2007	14	23
Morales, 2006	15	22

4.2 Potencial hidrógeno (pH)

Los microorganismos proliferan en un intervalo limitado de pH. En general, las bacterias crecen en un intervalo de 4 a 8 unidades de pH (Scragg, 1996). Los sistemas biológicos con microorganismos en suspensión son eficientes en intervalos de pH entre 6.5 y 8.5 (Winkler, 1994). Las tasas de nitrificación tienden a disminuir con valores de pH menores a 5.5 y la desnitrificación se favorece a pH neutro con una ligera tendencia a la alcalinidad (Winkler, 1994).

La Tabla 4.4 muestra valores de pH del agua residual cruda de Ciudad Universitaria y de los efluentes de diversos reactores biológicos aerobios. Con excepción de los trabajos de Flores (2006) se observa que el pH del agua cruda es ligeramente alcalino: los valores varían entre 7.3 y 8.3. Los efluentes de los correspondientes

sistemas biológicos también muestran valores ligeramente alcalinos con intervalos menos dispersos entre 7.2 y 7.8.

La Figura 4.1 presenta los valores del pH durante todo el tiempo de la experimentación para influente, efluente e interior del reactor. El pH dentro del reactor se mantuvo en un intervalo entre 6.11 y 8.20 con el cual se logra tener condiciones favorables para una buena eficiencia en el tratamiento biológico de aguas residuales (Winkler, 1994). Se observa también que, durante la última etapa, el valor del pH en el influente fue irregular presentando valores cercanos a 6 e inferiores. El desempeño del reactor no fue afectado de manera negativa, lo cual se observa al mantenerse el valor entre 7 y 8 en el reactor y efluente.

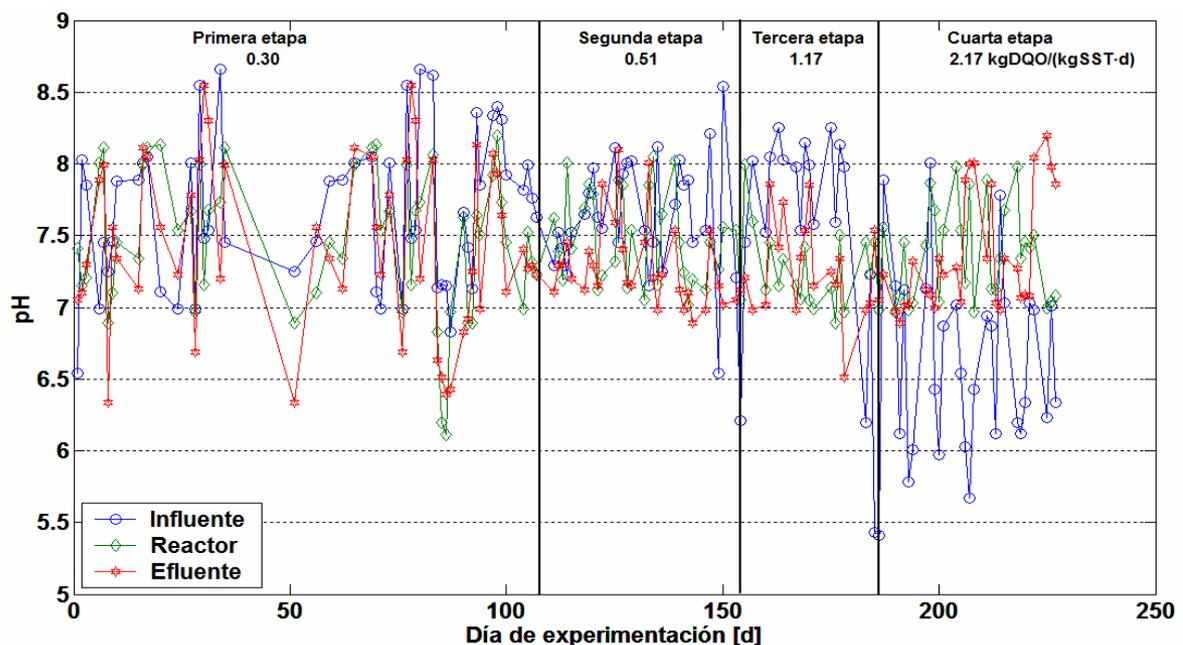


Figura 4.1 Comportamiento del pH durante la experimentación

La Tabla 4.5 muestra la relación que existe entre las diferentes cargas orgánicas y los valores de pH en el reactor y el efluente con respecto al influente. Los valores promedio dentro del reactor y en el efluente, a pesar de las variaciones desde

valores ligeramente inferiores a 6 hasta valores cercanos a 8.5, presentan pocas variaciones con respecto a los cambios de carga orgánica.

Tabla 4.4 Intervalos de pH determinados en el agua residual de Ciudad Universitaria por diversos autores

Influente	Efluente	Autor
7.5 y 8.3	7.2 y 7.8	Vargas, 2005
7.3 y 8	7.4 y 7.6	Flores, 1998
7.6 y 7.9	7.2 y 7.5	Millán, 2005
6.34 y 7.02	6.31 y 6.45	Flores, 2006

Tabla 4.5 Valores de pH obtenidos durante el periodo de experimentación

Carga orgánica $\left[\frac{kgDQO}{kgSST \cdot d} \right]$		Valor de pH		
		Influente	Reactor	Efluente
0.30 n = 49	Intervalo	6.54 y 8.66	6.11 y 8.20	6.34 y 8.55
	Media	7.67 ± 0.55	7.49 ± 0.51	7.46 ± 0.61
0.51 n = 33	Intervalo	6.54 y 8.54	6.99 y 8.05	6.89 y 8.10
	Media	7.67 ± 0.38	7.46 ± 0.31	7.29 ± 0.28
1.17 n = 17	Intervalo	6.20 y 8.25	6.89 y 7.99	6.51 y 7.86
	Media	7.70 ± 0.62	7.25 ± 0.28	7.26 ± 0.35
2.17 n = 31	Intervalo	5.41 y 8.01	6.97 y 7.98	6.89 y 8.20
	Media	6.60 ± 0.67	7.37 ± 0.33	7.35 ± 0.40
Total	Intervalo	5.41 y 8.66	6.11 y 8.20	6.34 y 8.55
	Media	7.47 ± 0.72	7.48 ± 0.40	7.42 ± 0.46

n: Número de muestras

4.3 Carga orgánica

Como consecuencia de la gran variación en la materia orgánica medida como DQO del influente en la planta de tratamiento de Ciudad Universitaria la carga orgánica fue un parámetro difícil de mantener constante en todas las etapas de experimentación.

Al utilizar la materia orgánica medida como DQO total para calcular la carga orgánica los valores se mantuvieron en un intervalo de 0.14–2.84 kgDQO/(kgSST·d). La Tabla 4.5 muestra los valores promedio de carga orgánica obtenidos para cada una de las cuatro etapas. La Figura 4.2 muestra el comportamiento de la carga orgánica, principal variable de estudio de este trabajo, obtenida con la materia orgánica medida como DQO total y referida a los sólidos suspendidos totales dentro del reactor.

Para la primera etapa de la experimentación la carga orgánica presenta puntos que caen dentro de un intervalo de valores entre 0.14 y 0.58 con una media de 0.29 ± 0.09 kgDQO/(kgSST·d). En los aproximadamente 50 primeros días se presenta una carga orgánica muy variable debido a que en esta fase se inició el arranque y la estabilización del reactor; a partir del día 62 la carga orgánica es relativamente constante.

En la segunda etapa se obtuvo una carga orgánica en un intervalo entre 0.33 y 0.82 con una media de 0.51 ± 0.11 kgDQO/(kgSST·d). En esta etapa la variación de carga fue mínima debido a que la materia orgánica medida como DQO en el influente (293 ± 67 mg/L) del sistema fue la que menos variaciones presentó de las cuatro etapas.

Durante el desarrollo de la primera y segunda etapas, con un intervalo de carga orgánica promedio entre 0.29 y 0.51 kgDQO/(kgSST·d), se puede considerar que el

sistema operó bajo las condiciones de un sistema de lodos activados convencional (Metcalf y Eddy, 2004; Winkler, 1994; Filomena *et al.*, 2005; Li *et al.*, 2008).

Durante la tercera etapa el comportamiento de la carga orgánica oscila entre 0.68 y 1.74 con una media de 1.18 ± 0.26 kgDQO/(kgSST·d). Tanto en la tercera como en la cuarta etapas, la materia orgánica medida como DQO alimentada fue afectada por el periodo vacacional de verano de la UNAM y la temporada de lluvias. Por consiguiente, en estas etapas la materia orgánica medida como DQO fue inferior en comparación con las otras etapas de la investigación.

En la cuarta etapa, la carga orgánica cae entre un intervalo de 1.40 y 2.83 con una media de 2.17 ± 0.33 kgDQO/(kgSST·d). En la tercera y cuarta etapas del desarrollo experimental se trabajó con un intervalo de carga orgánica entre 1.18 y 2.17 kgDQO/(kgSST·d), por lo cual es posible considerar que se alcanzó un tratamiento de muy alta carga orgánica superior a 1.0 kgDQO/(kgSST·d) (Metcalf y Eddy, 2004; Winkler, 1994).

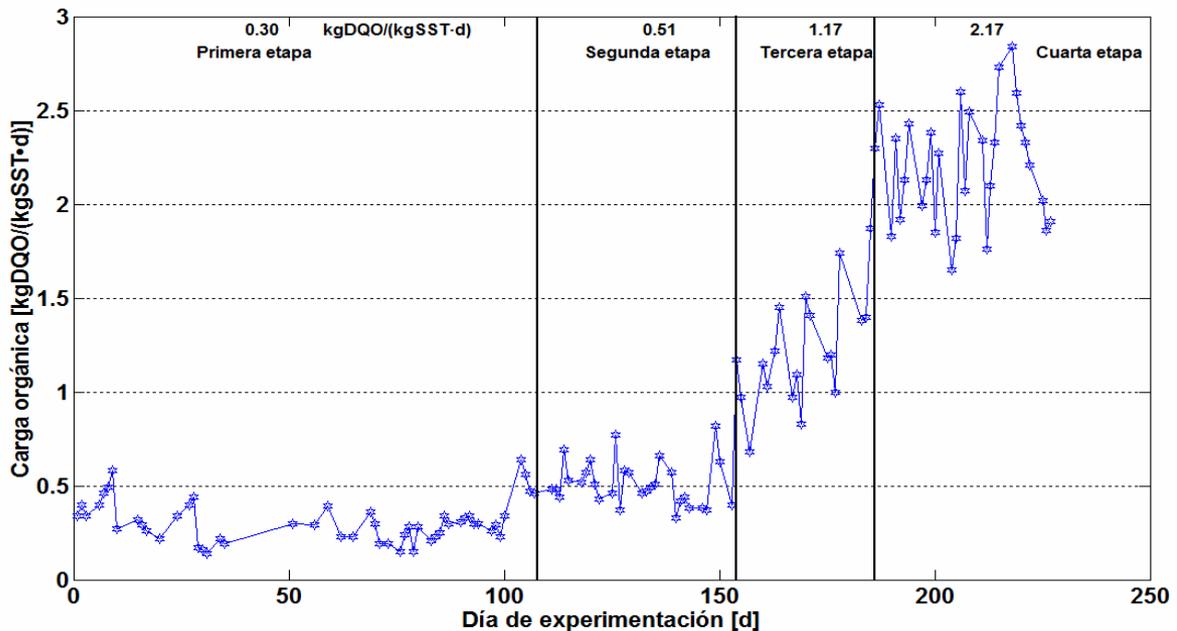


Figura 4.2 Comportamiento de la carga orgánica calculada con la materia orgánica medida como DQO total del influente

La Figura 4.3 muestra la carga orgánica expresada como carga orgánica volumétrica y como carga orgánica referida a la materia orgánica medida como DQO sobrenadante (disuelta). Se observa en esta Figura 4.3 que los valores de carga orgánica tienen un comportamiento diferente al de la Figura 4.2, ya que los valores dependen de la materia orgánica medida como DQO en el influente y de la concentración de sólidos en el reactor, presentando valores que permiten comparar la forma de operación del sistema descrito en este trabajo con otros valores que son utilizados en la literatura consultada (Metcalf y Eddy, 2004; Winkler, 1994).

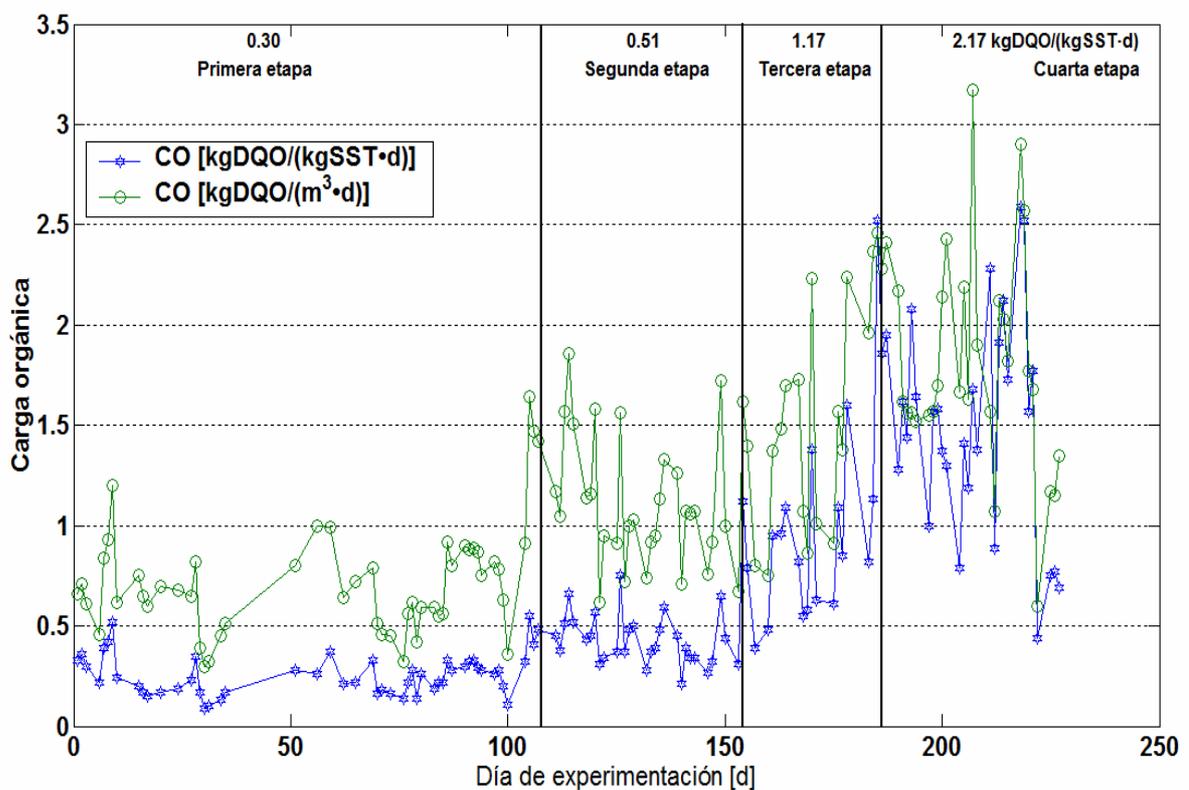


Figura 4.3 Comportamiento de la carga orgánica referida a sólidos y volumétrica calculada con la materia orgánica medida como DQO sobrenadante

La Tabla 4.6 muestra los valores de CO promedio obtenidos en cada una de las etapas de la experimentación.

Tabla 4.6 Datos promedio de carga orgánica para cada una de las etapas experimentales

Etapa	Primera	Segunda	Tercera	Cuarta
Periodo	23/02/06 – 27/06/06	28/06/06 – 11/09/06	12/09/06 – 05/10/06	06/10/06 – 24/11/06
Ciclos/día	6	4	3	4
CO [kgDQO/(SST·d)]	0.29 ± 0.09 n = 49	0.51 ± 0.11 n = 33	1.18 ± 0.26 n = 17	2.17 ± 0.33 n = 31
CO [kgDQO/(m ³ ·d)]	0.70 ± 0.21 n = 49	1.35 ± 0.30 n = 33	1.86 ± 0.36 n = 17	3.11 ± 0.47 n = 31

4.4 Materia orgánica medida como demanda química de oxígeno

El comportamiento de los valores de DQO total durante todo el periodo experimental se muestra en la Figura 4.4 en la cual se observa que la DQO total en el influente se mantuvo dentro del intervalo de 144 a 928 mg/L, teniendo un promedio de 430 ± 183 mg/L (n = 130). La DQO sobrenadante del influente estuvo entre 123 y 768 mg/L con un promedio de 324 ± 130 mg/L (n = 131). Se obtuvieron valores de DQO del efluente entre 17 y 212 mg/L, con un promedio de 75 ± 38 mg/L (n = 130). Estos valores se obtuvieron durante todo el periodo experimental que tuvo una duración total de 227 días.

Como se puede observar en la Figura 4.4, en la primera etapa, los primeros 50 días fue el tiempo necesitado para el arranque y estabilización del reactor por lo cual se tuvieron valores de materia orgánica medida como DQO en el efluente con grandes variaciones, las cuales se estabilizaron aproximadamente a partir del día 75 con una materia orgánica medida como DQO de 71 mg/L promedio. En la segunda etapa se

puede observar que la materia orgánica medida como DQO del efluente no se ve afectada por el cambio de la carga orgánica logrando una materia orgánica medida como DQO promedio de 50 mg/L. De la misma manera, en la tercer etapa, aún con el aumento de carga orgánica, la materia orgánica medida como DQO del efluente se mantuvo en un promedio de 66 mg/L. En la cuarta etapa, con un significativo aumento de carga orgánica, la materia orgánica medida como DQO en el efluente se mantuvo en un promedio de 91 mg/L. En la tercera y cuarta etapas se tuvieron valores bajos de las concentraciones de materia orgánica medida como DQO en el influente debido a que se vieron afectadas por la época de lluvia y el periodo vacacional en la Ciudad Universitaria.

La Tabla 4.7 muestra los valores de la materia orgánica medida como DQO promedios obtenidos en cada una de las etapas de la experimentación.

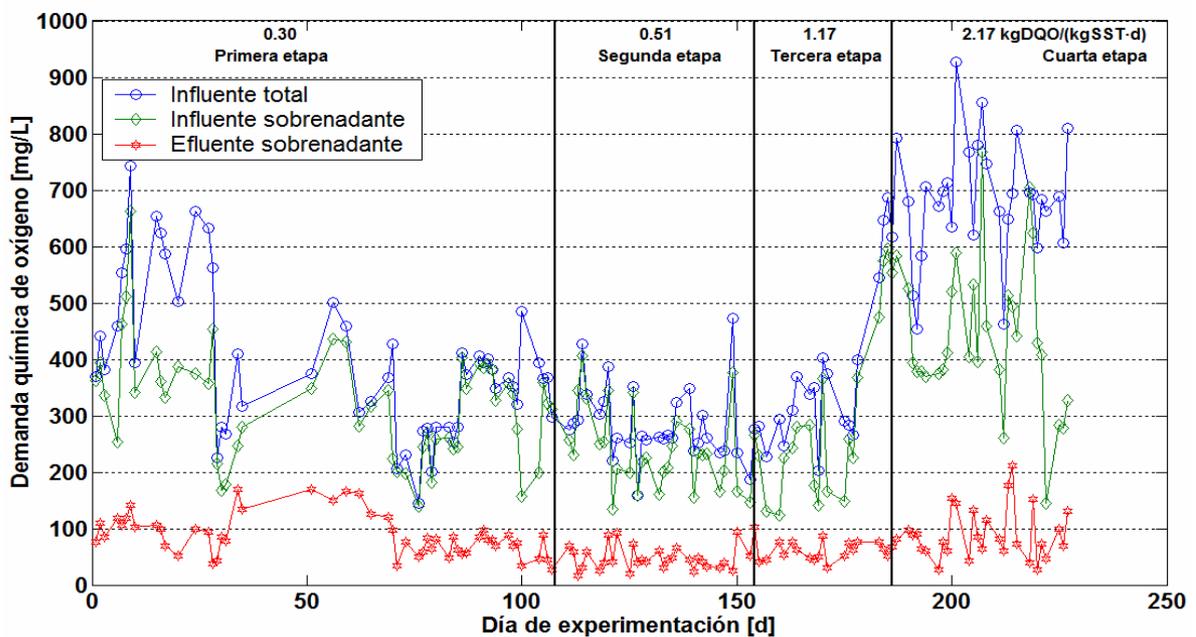


Figura 4.4 Comportamiento de la materia orgánica medida como DQO

Tabla 4.7 Datos promedio de la materia orgánica medida como DQO

Etapas	Primera	Segunda	Tercera	Cuarta
CO [kgDQO/(SST-d)]	0.29 ± 0.09 n = 49	0.51 ± 0.11 n = 33	1.18 ± 0.26 n = 17	2.17 ± 0.33 n = 31
DQO Influyente sobrenadante [mg/L]	320 ± 101 n = 49	248 ± 73 n = 33	241 ± 93 n = 17	324 ± 130 n = 31
DQO Efluente sobrenadante [mg/L]	90 ± 36 n = 49	48 ± 21 n = 33	62 ± 18 n = 17	88 ± 43 n = 31

4.5 Remoción de materia orgánica medida como DQO

A lo largo del periodo experimental se varió la carga orgánica en cuatro ocasiones buscando que el sistema eliminara la mayor cantidad de materia orgánica para cada diferente condición. Puede observarse durante todo el periodo de experimentación (Tabla 4.8) que la materia orgánica se eliminó en aproximadamente un $76 \pm 12\%$ ($n = 130$).

Como se observa en la Figura 4.5 es a partir del día 70 de operación, para la primera etapa, que se obtiene una remoción estable de materia orgánica medida como DQO por lo que se considera que el sistema ha alcanzado condiciones estables de operación.

En la primera etapa, hasta aproximadamente el día 69, se obtiene una remoción de materia orgánica medida como DQO variable lo cual es debido a la inestabilidad del reactor durante el arranque. En esta etapa se obtuvieron remociones promedio de 71% (Tabla 4.8). Entre la segunda y la cuarta etapas muestran remociones de 79 y 80% (Tabla 4.8). Las primera y tercera etapas presentan remociones del 71 y 72% (Tabla 4.8). No se puede concluir que la remoción de materia orgánica medida como DQO dependa de la carga orgánica. Sin embargo, la tasa de remoción de materia

orgánica medida como DQO muestra una tendencia a aumentar conforme aumenta la carga orgánica (Tabla 4.8).

Al analizar el comportamiento de remoción del reactor experimental se puede notar

que la tasa de remoción $\left[\frac{\text{kgDQO}_{\text{Removida}}}{\text{SST}_{\text{Reactor}} \cdot \text{Día}} \right]$ y el por ciento de remoción son

directamente proporcionales a la carga orgánica, es decir, si se aumenta la carga orgánica tanto la tasa de remoción como el porcentaje de remoción aumentan (Tabla 4.8). La Tabla 4.8 muestra los valores de remoción promedio obtenidos en cada una de las etapas de la experimentación.

En trabajos previos de tratamiento de agua residual Cai *et al.* (2004), Morgenroth *et al.* (1997) y Yang *et al.* (2003) mencionan remociones de materia orgánica medida como DQO entre 87–95% y, al comparar estos valores con los obtenidos en la cuarta etapa de la presente investigación, los cuales en promedio son 80% de remoción de materia orgánica medida como DQO no hay una diferencia significativa entre ellos. Cabe mencionar que en esta investigación se operó con una carga orgánica alta $\left(2.17 \frac{\text{kgDQO}}{\text{SST} \cdot \text{d}} \right)$.

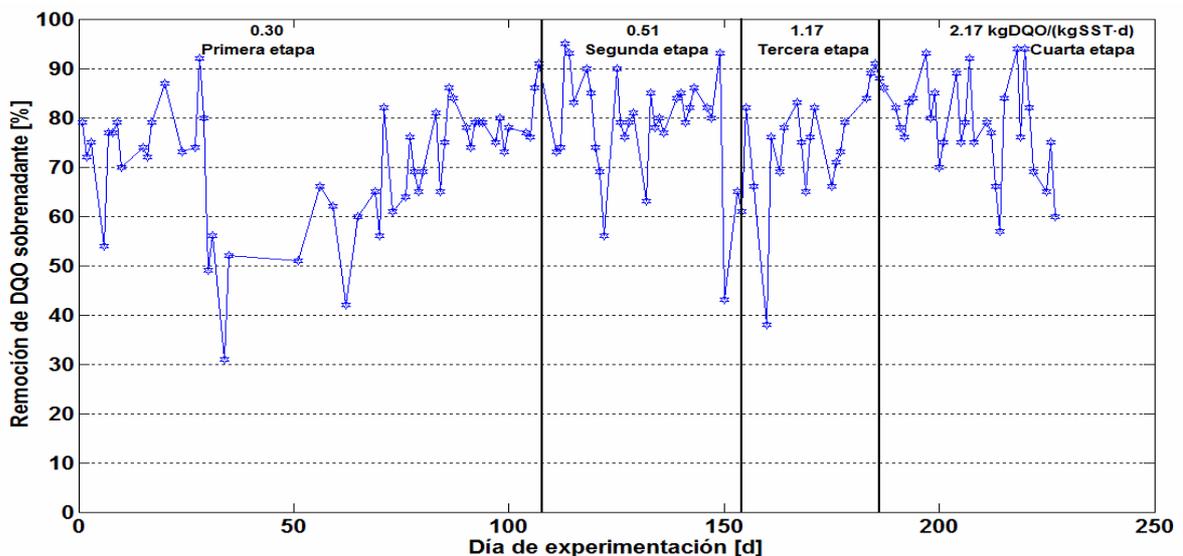


Figura 4.5 Remoción de materia orgánica medida como DQO sobrenadante durante la experimentación

Tabla 4.8 Datos promedio obtenidos de la remoción de materia orgánica medida como DQO sobrenadante

Etapa	Primera	Segunda	Tercera	Cuarta
CO [kgDQO/(SST·d)]	0.29 ± 0.09 n = 49	0.51 ± 0.11 n = 33	1.18 ± 0.26 n = 17	2.17 ± 0.33 n = 31
Remoción [%]	71 ± 12 n = 49	79 ± 11 n = 33	72 ± 11 n = 17	80 ± 9 n = 31
Tasa de remoción [kgDQO/(kgSST·d)]	0.17 ± 0.07 n = 49	0.17 ± 0.05 n = 33	0.24 ± 0.10 n = 17	0.58 ± 0.22 n = 31

4.6 Sólidos suspendidos totales (SST)

La concentración de sólidos suspendidos totales en el reactor (Figura 4.6) observados durante la experimentación, se mantuvieron en un intervalo de 1000–4180 mg/L, con un promedio de 2304 ± 738 mg/L ($n = 130$). La variación de SST influye sobre la carga orgánica aplicada al reactor, por lo cual se mantuvo controlada su concentración ya que es una variable de control para lograr las cargas orgánicas deseadas. Como se pudo observar a lo largo de la experimentación, la concentración de SST en la cuatro etapas mostraron una tendencia a disminuir conforme aumentaba la carga orgánica. Este comportamiento es esperado ya que cuando se aumenta la carga orgánica el tiempo de retención celular disminuye y hay una alta disposición de alimento, dando como resultado que los microorganismos no tengan necesidad de agruparse en forma de flóculos para competir por su alimento. Al no formar flóculos la sedimentación es baja y, por lo tanto, su permanencia en el sistema es corta (Metcalf y Eddy, 2004).

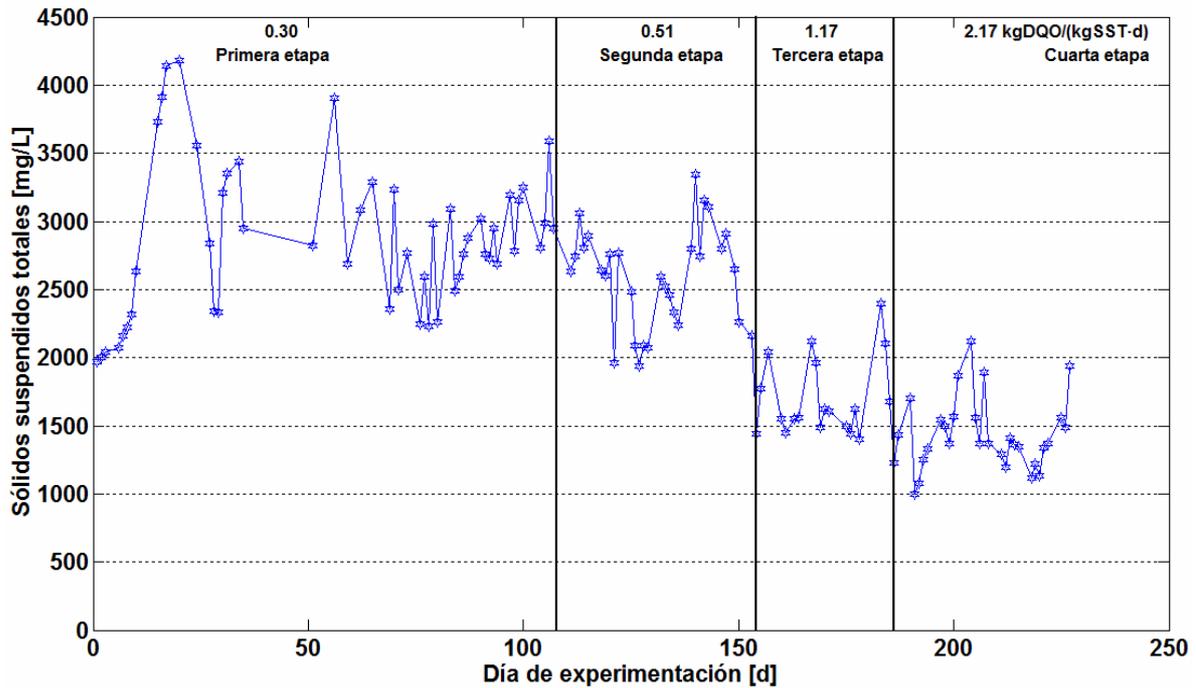


Figura 4.6 Comportamiento de los sólidos suspendidos totales en el reactor

La Tabla 4.9 muestra los valores promedio de sólidos suspendidos totales obtenidos en cada una de las etapas de la experimentación. En esta misma Tabla se observan diferencias de los SST determinados en el influente y efluente. Durante la primera etapa, por ser la etapa de aclimatación de la biomasa, se observan valores inferiores en el efluente con respecto al influente. En las siguientes etapas las concentraciones de los sólidos de influente y efluente no mostraron grandes diferencias: durante la segunda y cuarta etapas las concentraciones en el efluente mostraron valores ligeramente superiores a los del influente y, durante la tercera etapa, los valores del influente y efluente fueron prácticamente iguales.

Se observó también que, al aumentar la carga orgánica la concentración de los lodos dentro del reactor mostraba una tendencia a reducirse y a aumentar la turbiedad del efluente. Esto fue debido a que cuando los microorganismos no se agrupan su densidad es menor que la del agua residual y, por lo tanto, se salen del sistema cuando se recambia el agua al reactor. En la cuarta etapa, la concentración de SST en el efluente era alta debido al proceso llamado hinchamiento (bulking, en inglés),

Jenkins *et al.* (2003) menciona que con un $IVL \geq 130 \frac{mL}{g}$ se produce el abultamiento de los lodos. A esta situación se relaciona la relativamente alta concentración de SST en el efluente en las últimas etapas de la experimentación.

Tabla 4.9 Datos promedio obtenidos de los sólidos suspendidos totales

Etapas	Primera	Segunda	Tercera	Cuarta
CO [kgDQO/(SST·d)]	0.29 ± 0.09 n = 49	0.51 ± 0.11 n = 33	1.18 ± 0.26 n = 17	2.17 ± 0.33 n = 31
SST Licor mezclado [mg/L]	2847 ± 551 n = 49	2640 ± 394 n = 33	1677 ± 276 n = 17	1461 ± 280 n = 32
SST Influyente [mg/L]	166 ± 68 n = 49	139 ± 60 n = 33	150 ± 59 n = 17	145 ± 44 n = 32
SST Efluente [mg/L]	38 ± 17 n = 49	157 ± 108 n = 33	149 ± 58 n = 17	167 ± 47 n = 32

4.7 Índice volumétrico de lodos (IVL)

Los lodos presentan una consistencia densa así como una gran tendencia a flocular. Durante toda la experimentación se obtuvieron valores de IVL entre 42 y 194 mL/g con un promedio de 97 mL/g (Figura 4.7). Estos valores de IVL son aceptables para los reactores secuenciales con biomasa suspendida, aunque en reactores discontinuos secuenciales con lodos granulares se obtienen valores de alrededor de 50 mL/g (Tay *et al.*, 2003) y 40 – 60 mL/g (Schwarzenbeck y Wilderer, 2004). La capacidad de sedimentación es mejor a valores bajos de IVL, por ejemplo, inferiores a 100 mL/g.

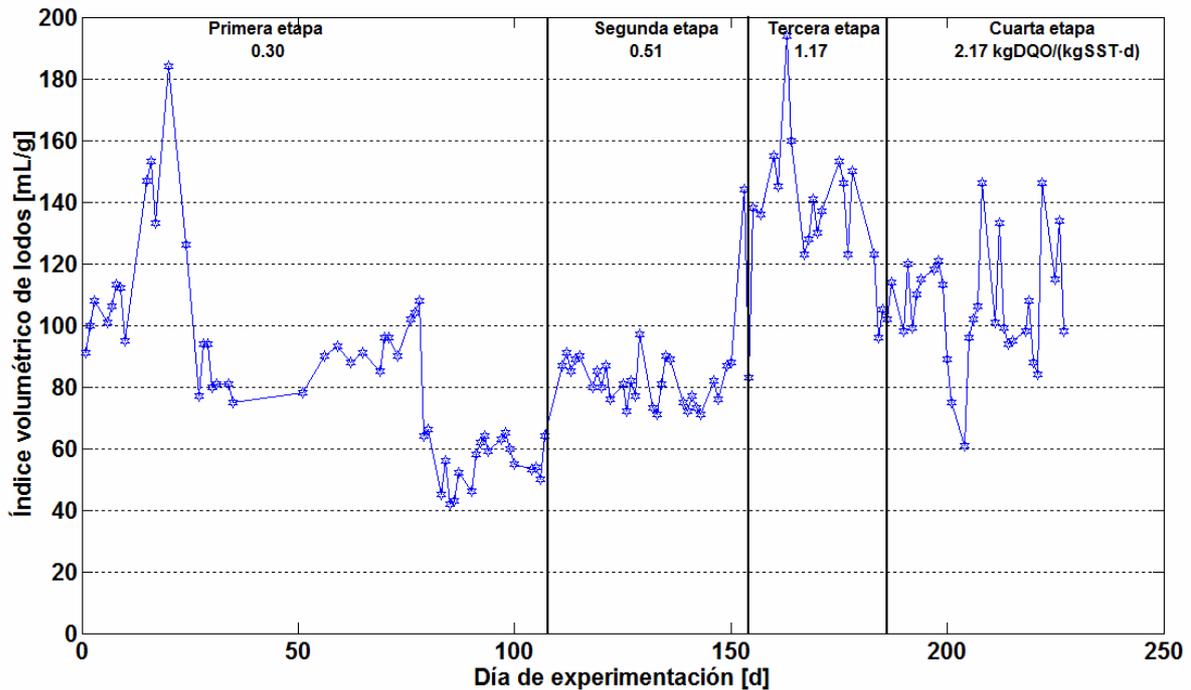


Figura 4.7 Comportamiento del IVL durante la experimentación

Como muestra la Figura 4.7 en el arranque y estabilización del reactor los lodos que se encontraban en el licor mezclado tuvieron una gran variación en su capacidad de sedimentación. En la primera etapa de la experimentación el IVL mostró valores entre 43 y 185 mL/g con una media de 87 ± 29 mL/g.

En la segunda etapa se obtuvieron valores entre 50 y 144 mL/g, con una media de 80 ± 15 mL/g. En la tercera etapa de experimentación se obtuvieron valores entre 83 y 193 mL/g, con una media 139 ± 22 mL/g. Es importante hacer notar que la segunda y tercera etapa estuvieron afectadas por la época de lluvias (diluyendo el agua residual cruda) lo cual influye en la calidad de sedimentación de los lodos.

En la cuarta y última etapa de la experimentación se obtuvieron valores entre 61 y 145 mL/g, con una media de 105 ± 18 mL/g. En esta etapa la sedimentación de los lodos se vio afectada por la alta carga orgánica ya que proliferaron grandes colonias de microorganismos filamentosos. Al determinar el índice volumétrico de lodos el

agua sobrenadante en la probeta era turbia al contener grandes cantidades de microorganismos en suspensión.

La Tabla 4.10 muestra los valores de índice volumétrico de lodos promedio obtenidos en cada una de las etapas de la experimentación.

Tabla 4.10 Datos promedio obtenidos del índice volumétrico de lodos

Etapa	Primera	Segunda	Tercera	Cuarta
CO [kgDQO/(SST·d)]	0.29 ± 0.09 n = 49	0.51 ± 0.11 n = 33	1.18 ± 0.26 n = 17	2.17 ± 0.33 n = 31
IVL [mL/g]	87 ± 29 n = 49	80 ± 15 n = 33	139 ± 22 n = 17	105 ± 18 n = 32

Como se observó durante la experimentación en la segunda etapa [carga orgánica = 0.51 kgDQO/(kgSST·d)] los lodos producidos tuvieron una mejor sedimentación con un índice volumétrico promedio de 80 mL/g. Los valores inferiores a 130 mL/g son considerados como buenos por algunos autores (Dennis, 1978; Mines y Milton, 1997; Vaiopoulou *et al.*, 2007). La sedimentación lograda no dista mucho de la reportada en la literatura referente a reactores con lodos granulares de 55 – 60 mL/g (Arrojo *et al.*, 2005), 70 – 90 mL/g (Jang *et al.*, 2003), 80 – 100 mL/g (Peng *et al.*, 1999), < 65 mL/g (Cai *et al.*, 2004).

4.8 Remoción de nitrógeno

La eliminación biológica de nitrógeno depende de la capacidad del sistema para oxidar el nitrógeno amoniacal a óxidos de nitrógeno y, posteriormente, reducirlos a nitrógeno molecular. A continuación se presentan los resultados y el efecto de la carga orgánica sobre los procesos de nitrificación.

Los factores que afectaron significativamente la remoción biológica de nitrógeno amoniacal en el sistema fueron la carga orgánica y, por tanto, el tiempo de retención celular así como las características del agua residual. Los efectos de la carga orgánica sobre la eliminación del ión amonio en el proceso de nitrificación se presentan en la Figura 4.8 y la Tabla 4.11.

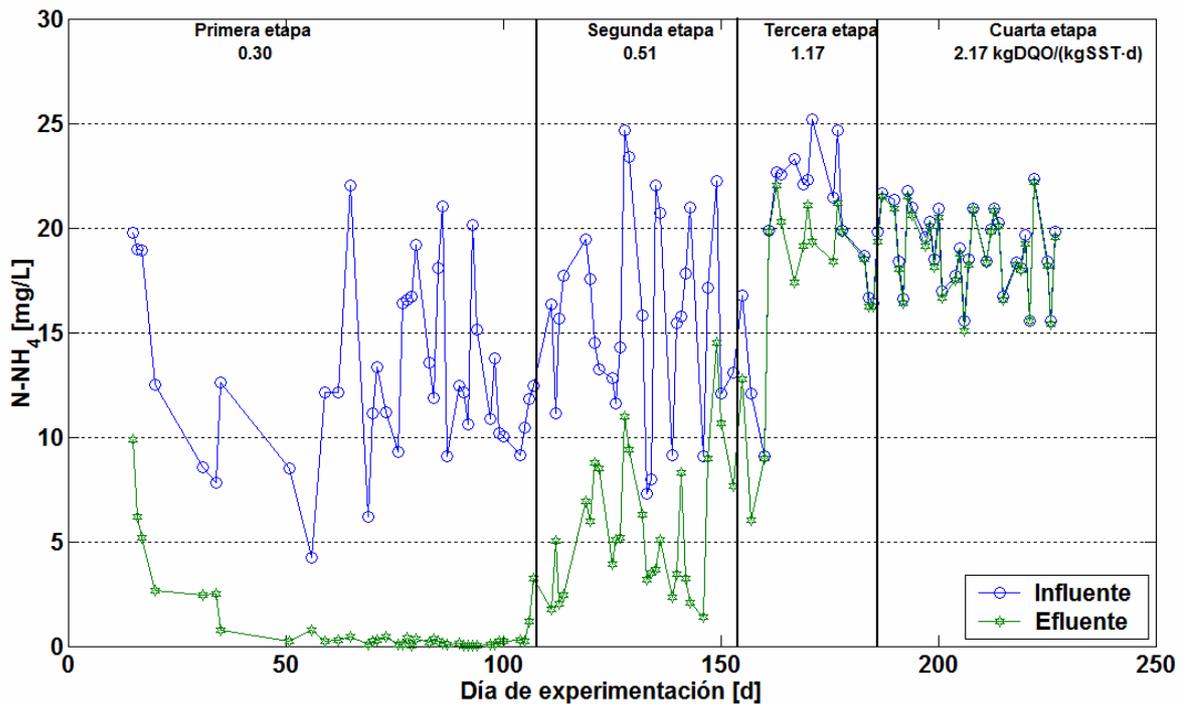


Figura 4.8 Comportamiento del N-NH₄ durante la experimentación

Tabla 4.11 Concentraciones de NH₄

Carga orgánica [kgDQO/(kgSST·d)]	Influyente [mg/L]	Efluente [mg/L]	Remoción [%]
0.29	13 ± 4 (n = 36)	1 ± 0.3(n = 36)	93 ± 2 (n = 36)
0.51	15 ± 5 (n = 29)	6 ± 3 (n = 29)	63 ± 20 (n = 29)
1.18	20 ± 5 (n = 13)	17 ± 5 (n = 13)	16 ± 14 (n = 13)
2.17	19 ± 2 (n = 31)	19 ± 2 (n = 31)	1 ± 1 (n = 31)

Durante todo el periodo de experimentación el influente muestra una concentración en un intervalo de 4–25 mg/L con un promedio de 16 ± 5 mg/L (n = 109) y el efluente

1–22 mg/L con un promedio de 9 ± 8 mg/L ($n = 109$), lo cual indica una eficiencia en la remoción de valores entre 2–99%, con un promedio aritmético de 49%.

Como se puede observar en la Figura 4.8, la mayor remoción se logró en la primera etapa debido a que en esta carga orgánica se tenía un tiempo de retención celular promedio de 19 días, en el cual se tienen condiciones óptimas para el desarrollo de las bacterias nitrificantes (ver inciso 4.9 a continuación).

Durante la segunda etapa se obtienen valores en el efluente relativamente elevados con una remoción promedio de 65% debido a que el tiempo de retención celular promedio era de 5 días. Durante la tercera etapa la remoción cae a un 16% y durante la cuarta etapa no se observa una remoción de nitrógeno. En estas dos últimas etapas los tiempos de retención celular promedio son de 3 y 2 días, respectivamente.

El comportamiento del nitrógeno en forma de nitritos se muestra en la Figura 4.9 y Tabla 4.12. En el influente se observan valores de concentración de 0.10–2.39 mg/L con un promedio de 0.27 ± 0.27 mg/L ($n = 109$) y en el efluente el intervalo de concentración es de 0.12–3.41 mg/L con un promedio de 0.66 ± 0.66 mg/L ($n = 109$). Como se observa en la Figura 4.9 la mayor producción de nitritos se produjo en la segunda etapa donde se ajustó una carga orgánica promedio de 0.52 kgDQO/kgSST-d y un tiempo de retención celular promedio de 5 días.

Tabla 4.12 Concentraciones promedio de NO₂

Carga orgánica [kgDQO/(kgSST·d)]	Influente [mg/L]	Efluente [mg/L]
0.29	0.47 ± 0.40 ($n = 36$)	0.61 ± 0.53 ($n = 36$)
0.51	0.20 ± 0.08 ($n = 29$)	1.34 ± 0.73 ($n = 29$)
1.18	0.14 ± 0.02 ($n = 13$)	0.35 ± 0.19 ($n = 13$)
2.17	0.14 ± 0.01 ($n = 31$)	0.19 ± 0.04 ($n = 31$)

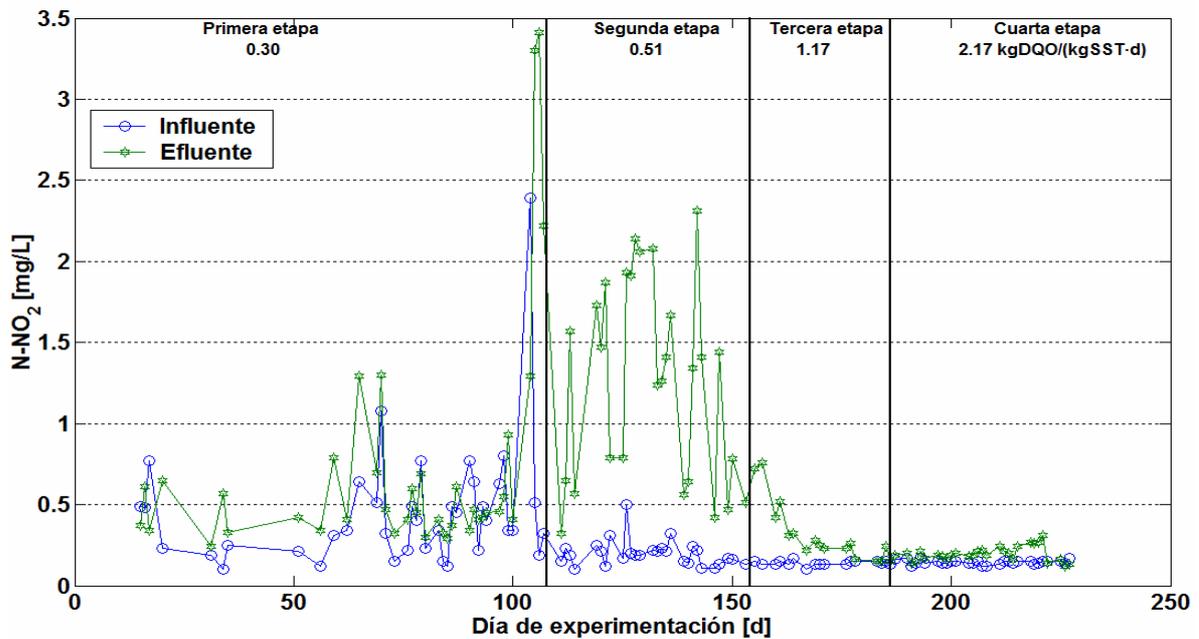


Figura 4.9 Comportamiento del N-NO₂ durante la experimentación

El comportamiento del nitrógeno en forma de nitratos se muestra en la Figura 4.10 y Tabla 4.13. En el influente se observaron valores de concentración de 0.06–10.29 mg/L con un promedio de 2.17 ± 1.30 ($n = 112$) mg/L. En el efluente el intervalo de concentración es de 0.46–23.16 mg/L con un promedio de 9.17 ± 6.90 ($n = 112$). Como se observa en la Figura 4.10 la mayor producción de nitratos se produjo en la segunda etapa donde se tenía una carga orgánica promedio de 0.52 kgDQO/kgSST-d y un tiempo de retención celular promedio de 5 días.

La producción de nitritos y nitratos (Figuras 4.9 NO₂ y 4.10 NO₃, respectivamente) se ve beneficiada con cargas orgánicas bajas (aproximadamente 0.52 kgDQO/kgSST-d) y tiempos de retención celular medios (aproximadamente 5 d), lo cual se logró mejorar durante la segunda etapa, aunque la mayor remoción de NH₄ se obtuvo durante la primera etapa. Debido a la lento reproducción de los microorganismos nitrificantes, inferior al de los heterótrofos, a tiempos de retención celular bajos no tienen suficiente tiempo para duplicarse, por lo que no se da la nitrificación. A tiempos de retención celular bajos los organismo nitrificantes son arrastrados fuera del sistema antes de poder duplicarse.

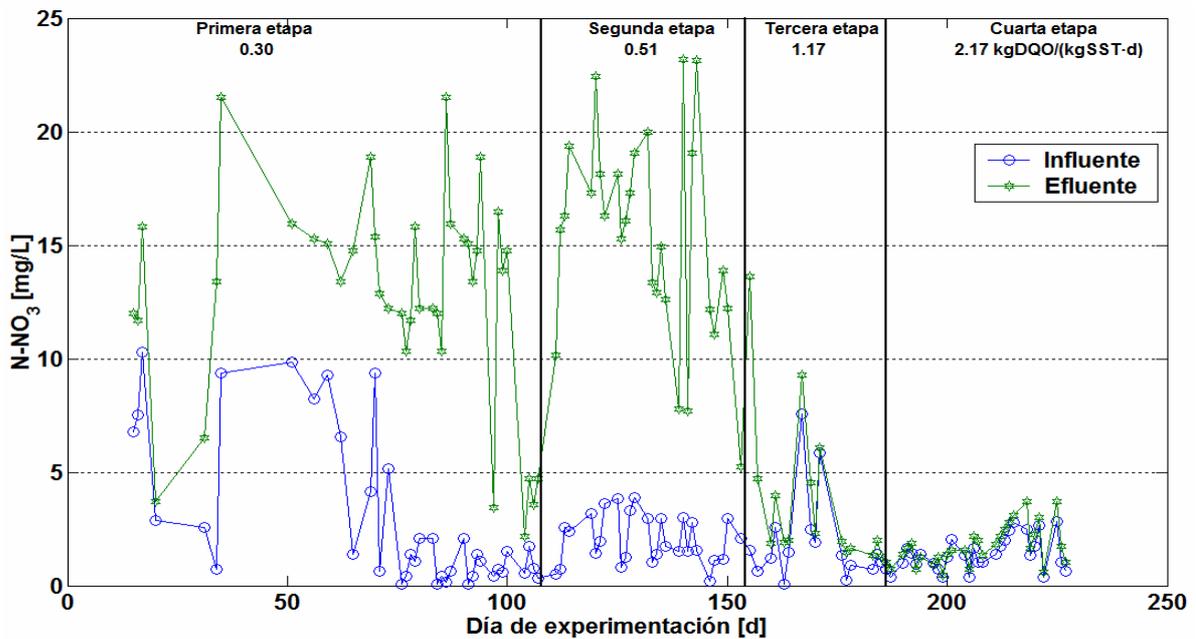


Figura 4.10 Comportamiento del N-NO₃ durante la experimentación

Tabla 4.12 Concentraciones promedio de N-NO₃

Carga orgánica [kgDQO/(kgSST·d)]	Influyente [mg/L]	Efluente [mg/L]
0.29	3.07 ± 3.00 (n = 36)	13.12 ± 4.48 (n = 36)
0.51	1.94 ± 1.10 (n = 29)	14.60 ± 5.26 (n = 29)
1.18	2.04 ± 1.9. (n = 13)	4.04 ± 3.18 (n = 13)
2.17	1.78 ± 0.71 (n = 31)	1.73 ± 0.85 (n = 31)

4.9 Tiempo de retención celular

Los diferentes tiempos de retención celular obtenidos durante la experimentación se muestran en la Figura 4.11; en esta Figura se observa que el TRC tiene un comportamiento inversamente proporcional a la carga orgánica.

En la primera etapa el tiempo de retención celular fue altamente variable ya que aproximadamente los primeros 50 días fue el tiempo de arranque y estabilización del reactor, pero en la segunda, tercera y cuarta etapas se logró mantener relativamente constante. La Tabla 4.13 muestra los valores promedio obtenidos de tiempo de retención celular.

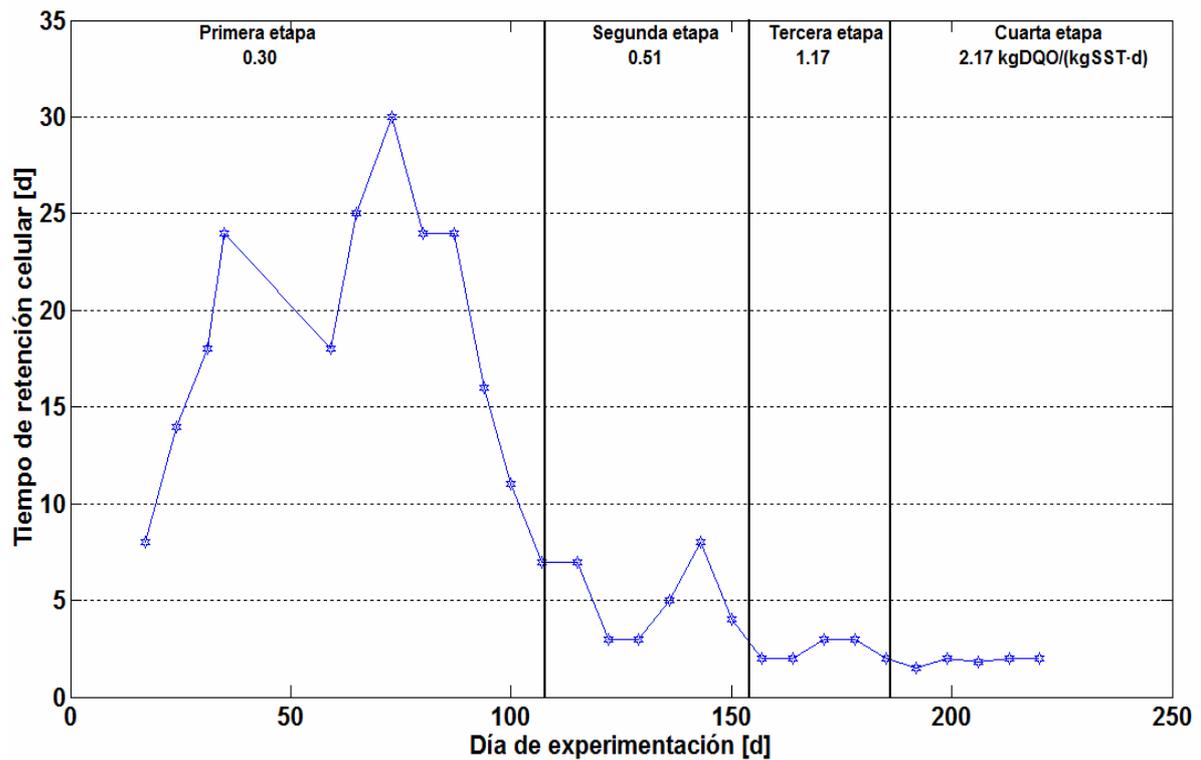


Figura 4.11 Comportamiento del tiempo de retención celular durante la experimentación

Tabla 4.13 Datos promedio del tiempo de retención celular

Etapa	Primera	Segunda	Tercera	Cuarta
CO	0.29 ± 0.09	0.51 ± 0.11	1.18 ± 0.26	2.17 ± 0.33
[kgDQO/(SST·d)]	n = 49	n = 33	n = 17	n = 31
TRC [d]	19	5	3	2

4.10 Perfiles de demanda química de oxígeno y oxígeno disuelto

En esta sección se muestra el perfil de consumo de materia orgánica medida como DQO y la concentración del oxígeno disuelto dentro del sistema durante un ciclo típico del reactor.

El comportamiento durante un ciclo de 6 horas como se muestra en la Figura 4.12, con una DQO al inicio del ciclo de 147 mg/L, la DQO del licor mezclado antes de la alimentación es era 69 mg/L, al alimentar el reactor mezclando la DQO del efluente y la del licor mezclado remanente en el reactor se obtuvo una DQO diluida, la cual se calculó de la siguiente manera:

$$(DQO \cdot V)_{\text{Influyente}} + (DQO \cdot V)_{\text{Licor remanente}} = (DQO \cdot V)_{\text{Reactor}} \quad \text{Ec. 4.1}$$

$$147 \text{ mg/L} \cdot 992.75 \text{ L} + 69 \text{ mg/L} \cdot 451.25 \text{ L} = DQO_{\text{Reactor}} \cdot 1444 \text{ L}$$

$DQO_{\text{Reactor}} = 123 \text{ mg/L}$ al inicio de la reacción.

La Figura 4.12 muestra el consumo de DQO y OD durante el ciclo del día 19/09/06, durante los primeros 2 minutos (Figura 4.13) de la remoción de DQO, disminuyendo la DQO de 123 a 84 mg/L con lo que se logra una remoción de aproximadamente 32%; a los 87 minutos se detectó una DQO de 94 mg/L y para los 117 minutos disminuyó a 55 mg/L. Para el final del ciclo la DQO disminuyó de 123 a 41 mg/L. La concentración de oxígeno disuelto en el licor mezclado (Figura 4.12) durante los 2 primeros minutos es de 0.20 mg/L; después de los 12 minutos se nota un aumento hasta 2.09 mg/L; para el minuto 117 aproximadamente la mitad del ciclo se nota la concentración de OD más alta de 2.87 mg/L.

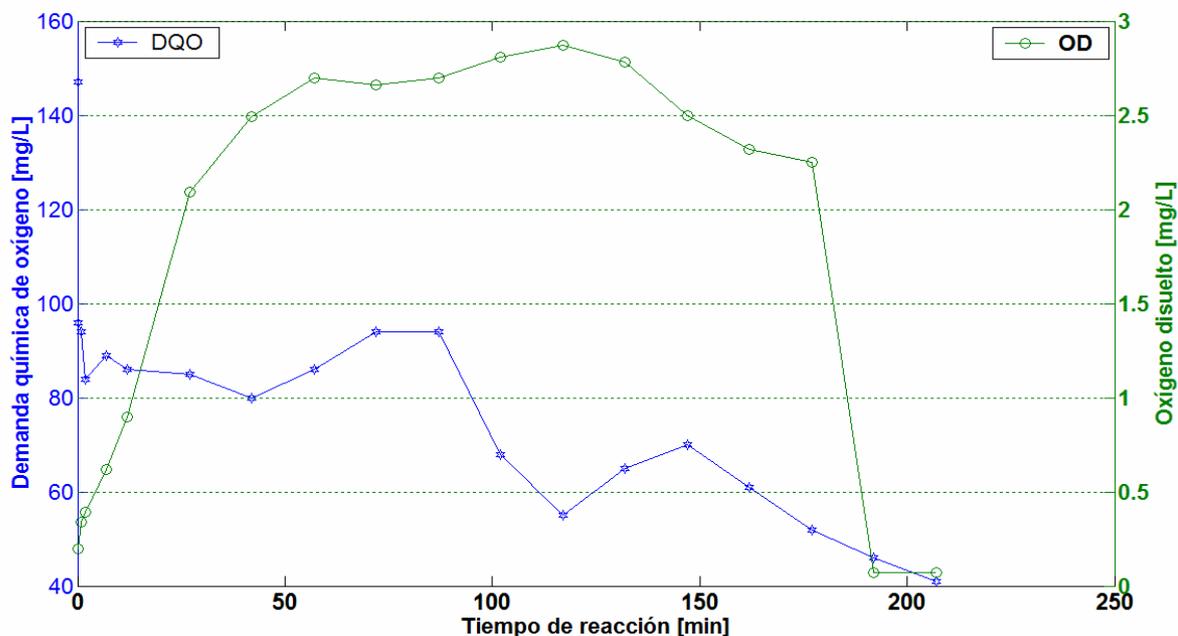


Figura 4.12 Comportamiento de la materia orgánica medida como DQO y OD durante un ciclo en el día 19/09/06

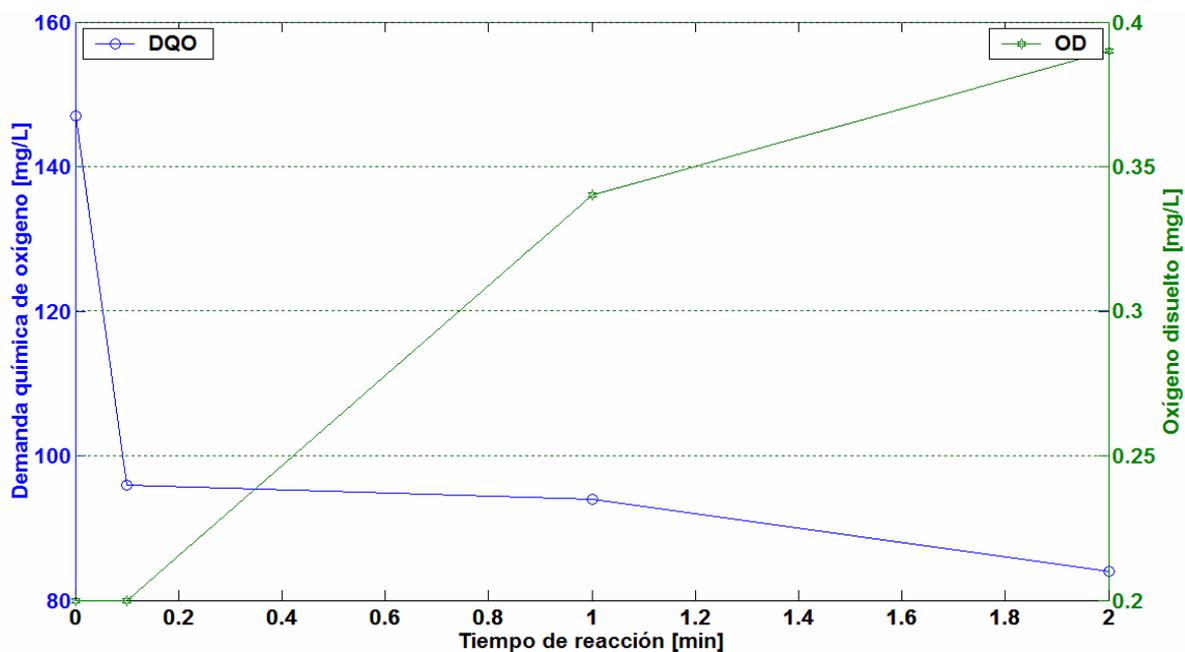


Figura 4.13 Comportamiento de la DQO y OD durante los primeros dos minutos de un ciclo en el día 19/09/06

4.11 Relación DBO/DQO del agua residual cruda

Para una mejor caracterización de las aguas residuales que llegan a la planta se determinó la DBO y se obtuvo su relación con la DQO obteniendo valores de dicha relación de 0.3.

Fatta *et al.* (1999) mencionan que con una relación de DBO/DQO ≥ 0.5 el agua residual tiene un grado satisfactorio de biodegradabilidad y con una relación DBO/DQO < 0.5 se puede sospechar de la presencia de sustancias que inhiben la biodegradabilidad. Con base en lo anterior es posible decir que el agua residual que recibe la planta de tratamiento de C.U., no presenta un buen nivel de biodegradabilidad, ya que este efluente no es agua residual típica municipal sino que tiende a ser “industrial”, debido a los residuos de diferentes orígenes que probablemente estén llegando a esas aguas residuales.

5 CONCLUSIONES

- Se encontró que la remoción de DQO no presenta una tendencia al aumentar la carga orgánica. Las remociones de la primera y tercera etapas fueron de 71 y 72%, respectivamente, y las remociones de las segunda y cuarta etapas fueron de 79 y 80%, respectivamente. Se esperaba que la remoción de la DQO disminuyera al aumentar la carga orgánica, pero los resultados indican que esto no fue así.
- La transformación de nitrógeno amoniacal a nitritos y nitratos se ve significativamente afectada por la carga orgánica y el tiempo de retención celular (TRC). A cargas orgánicas bajas (primera etapa con TRC de 19 d) la nitrificación alcanzada fue casi total y bajo la carga orgánica más alta (cuarta etapa con TRC de 2 d) la nitrificación fue casi nula. La mayor producción de nitritos y nitratos se obtuvo con una carga de 0.51 kgDQO/(kgSST-d) y un tiempo de retención celular de 5 días, condiciones correspondientes a la segunda etapa.

- El pH se mantuvo dentro del reactor en valores cercanos a la neutralidad, promedio de 7.5, durante toda la experimentación. Por esta razón se considera que las pequeñas variaciones no influyeron de manera significativa sobre el desempeño de los microorganismos.
- La tasa de remoción de DQO no varió durante las dos cargas orgánicas más bajas y aumentó significativamente al aumentar la carga orgánica (dos condiciones posteriores).
- Al aumentar la carga orgánica la concentración de los lodos dentro del reactor mostró una tendencia a disminuir y la turbiedad del efluente tendió a aumentar. La mayor parte de las veces no fue necesario realizar la purga de lodos ya que el exceso de biomasa salía del sistema con el efluente. Los sólidos suspendidos totales en el efluente aumentaron con la carga orgánica desde 38 mg/L con la carga orgánica más baja hasta 167 mg/L con la más alta.
- El índice volumétrico de lodos varió entre 80 y 139 mL/g sin identificarse una tendencia con respecto a la carga orgánica. Estos valores muestran que la sedimentación de los lodos sedimentables producidos en el reactor fue buena. Una parte importante de los nuevos microorganismos no formaron flóculos estables y fueron arrastrados con el efluente.

6 BIBLIOGRAFÍA

- Abu-Ghunmia, L.N., Jamraha, A.I. (2006).** *Biological treatment of textile wastewater using sequencing batch reactor technology.* Environ. Modeling Assessment, 11:333-343.
- Álvarez, A. (2006).** *Filtración combinada anaerobia para el tratamiento de aguas residuales municipales.* Tesis de Licenciatura. Facultad de Ingeniería, UNAM, México, D.F. México.
- APHA (1998).** *Standard methods for the examination of water and wastewater*, 19a. Ed. American Public Health Association. Washington, DC. EE.UU.
- Arora, M.L., Barth, E.F., Umphres, M.B. (1985).** *Technology evaluation of sequencing batch reactors.* J. Water Pollut. Control Fed., 57:867-875.
- Arrojo, B., Mosquera-Corral, A., Campos J.L., Méndez, R. (2005).** *Effects of mechanical stress on Anammox granules in a sequencing batch reactor (SBR).* Biotechnol. J. ., (123):1-11
- Arvin, E., Henze, M., Holm-Kristensen, H., Petersen, G. (1985).** *A model for biological phosphorus removal based on biological and chemical mechanism.*
-
-

- Proceedings of the international conference “*Management strategies for phosphorus in the environment*”, Lester J.N., Kirk P.W. (Eds.), Selper Ltd., pp. 32–40. Londres, Gran Bretaña.
- Bailey, J.E., Ollis, D.F. (1977).** *Biochemical Engineering Fundamentals*. McGraw–Hill, pp. 411-496. Nueva York, EE.UU.
- Barker, P.S., Dold, P.L. (1997).** *General model for biological nutrient removal activated-sludge systems: Model presentation*. *Water Environ. Res.*, 69: 969–984.
- Barnard, J. L. (1975).** *Nutrient removal in biological systems*. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 74:143–154.
- Barnes, J. L. (1983).** *Biological control of nitrogen in wastewater treatment*. E. & F. N. Spon Ltd. Londres, Gran Bretaña.
- Benfield, L.D., Randall, C.W. (1984).** *Biological process design for wastewater treatment*. Prentice–Hall, pp. 281–321. Englewood Cliff, N.J., EE.UU.
- Bernal-Martínez A., González-Barceló, O., González-Martínez, S. (2000).** *Nutrient Removal and Sludge Age in a Sequencing Batch Reactor*. *Bioprocess Biosyst. Eng.*, 23:41-45.
- Beun, J.J., Van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J. (2000).** *Aerobic granulation*, *Water Sci. Technol.*, 41:41-48.
- Beun, J.J., Van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J. (2002).** *Aerobic granulation in a sequencing batch airlift reactor*. *Water Res.*, 36:702-712.
- Bossier, P., Verstraete W. (1996).** *Triggers for microbial aggregation in activated sludge*. *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, 45:1-6.
- Boyd, C.E. (1982).** *Water Quality Management for Pond Fish Culture*. Elsevier Scientific Publishing Company, Cap. 2. Nueva York , EE.UU.
- Cabral, I., Penha, S., Matos, M., Rute, A., Franco, F., Pinheiro H. (2005).** *Evaluation of an integrated anaerobic/aerobic SBR system for the treatment of wool dyeing effluents*. *Biodegradation*, 16:81-89.
- Cai, C., Xu F., Liu J., Zhu N., Cai W., (2004).** *Cultivation of aerobic granules in a sequential batch shaking reactor*. *Environ. Technol.*, 25:937-944.
-
-

-
-
- Cassidy, D. P., Belia, E. (2005).** *Nitrogen and phosphorus removal from an abattoir wastewater in a SBR with aerobic granular sludge.* *Water Res.*, 39:4817–4823.
- Chaudhry, M.A.S., Beg, S.A. (1998).** *A review on the mathematical modeling of biofilm process: Advances in fundamentals of biofilm modeling.* *Chem. Eng. Technol.*, 21:701–710.
- Choi, E., Lee, H.S., Lee, J.W., Oa, S.W. (1996).** *Another carbon source for BNR system.* *Water Quality International 1996. 18th IAWQ. Biennial International Conference and Exhibition*, pp. 290–297. Singapur, Singapur.
- Coen, F., Vanderhaegen, B., Boonen, I., Vanrolleghem, P. A., van Meenen, P. (1997).** *Improved design and control of industrial and municipal nutrient removal plants using dynamic modell.* *Water Sci. Technol.*, 35:53–61.
- Dangkong, P., Bernet, N., Delgenes, J.P., Moletta, R. (1999).** *Aerobic granular sludge – A case report.* *Water Res.*, 33:890-893.
- DeBarbadillo, Ch. (1995).** *Optimal Nutrient Removal.* *Water Environ. and Technol.*, 7:40-44.
- Dennis, R. W. (1978).** *A dynamic mathematical model of bacterial growth--application to sequencing batch biological reactors.* Doctoral Dissertation. University of Notre Dame. Notre Dame, IN. EE.UU.
- Eckenfelder, W. W. (1995).** *Activated sludge treatment of industrial wastewater.* Technomic Publishing Company, Inc., pp. 281. Lancaster, Pennsylvania. EE.UU.
- Ekama, G. A., Wentzel, M. C. (1999).** *Difficulties and developments in biological nutrient removal technology and modelling.* *Water Sci. Technol.*, 39:1-11.
- EPA (1989).** *Design Manual. Fine pore aeration systems.* EPA/625/1–89/023 pp 305. Environmental Protection Agency. Washington, D.C. EE.UU.
- Etterer, T., Wilderer, P.A. (2001).** *Generation and properties of aerobic granular sludge.* *Water Sci. Technol.*, 43:19-26.
- Fatta, D., Papadopulus, A., Loizidou, M. (1999).** *A study on the landfill leachate and its impact on the groundwater quality of the greater area.* *Environ. Geochem. Health*, 21:175-190.
- Fayolle, Y., Cockx, A., Gillot, S., Roustan, M., Héudit, A. (2007).** *Oxygen transfer prediction in aeration tanks using CFD.* *Chem. Eng. J.*, 62:7163-7171.
-
-

- Fikret, K.I., Ahmet, U. (2003).** *Biological nutrient removal in sequencing batch reactor with different number of steps*, Clean Technol. Environ. Policy, 6:61-65.
- Fikret, K.I., Ahmet U. (2004).** *Nutrient removal in a three-step sequencing batch reactor with different carbon sources*. Water Air Soil Pollut., 156: 71–82.
- Filomena, E., Margarida M., Reis, A.M. (2005).** *Microbial population response to changes of the operating conditions in a dynamic nutrient-removal sequencing batch reactor*. Bioprocess Biosyst. Eng., 28:199-209.
- Flores, P. (1998).** *Efecto de la carga orgánica sobre la eliminación biológica de nutrientes en agua residual doméstica con alto contenido de fósforo, empleando un sistema de lodos activados modificado*. Tesis de Maestría. DEPMI-UNAM, México, D.F. México.
- Flores, C. A. (2006).** *Filtración combinada anaerobia*. Tesis de maestría. Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería, UNAM. México, D.F. México.
- Garrido, J.M., Van Benthum W.A.J., Van Loosdrecht M.C. (1997).** *Influence of oxygen concentration on nitrite accumulation in a biofilm airlift suspension reactor*. Biotechnol. Bioeng., 53:168-178.
- Garzón-Zúñiga, M.A. y González-Martínez S. (1995).** Eliminación de fósforo y nitrógeno en un reactor discontinuo con biopelícula. Instituto de Ingeniería. UNAM. Proyecto 1314, pp. 55. México D.F. México.
- Gee, C. S., Kim J. S. (2004).** *Nitrite accumulation followed by denitrification using sequencing batch reactor*. Water Sci. Technol., 49:47-55.
- González, O. (1994).** *Un algoritmo para optimizar el diseño hidráulico de reactores discontinuos*. Tesis de Maestría. DEPMI-UNAM, México, D.F. México.
- González–Martínez, S., Elías–Castro, J. G. (1989).** *Diseño de biodiscos*. Series del Instituto de Ingeniería. Cuaderno No. 520, UNAM, México, D.F. México.
- González–Oliveros, J. M. (2000).** *La precipitación química como alternativa o complemento del tratamiento biológico de las aguas residuales*. Tercer Seminario en Tratamiento Químico del Agua. Tratamiento Químico de Aguas Residuales Industriales y Municipales. Kemira Ibérica S. A., Colegio de Ingenieros Ambientales de México S. A. C., Embajada de Suecia en México,

Instituto de Ingeniería, Kemwater México y StockHolm Vatten. México, D.F. México.

Henze, M., Harremoës, P., LaCour J., Arvin, E. (1995). *Wastewater Treatment. Biological and Chemical Processes*, pp. 197–198. Heidelberg, Alemania.

Irvine, R.L. y Bush A.W. (1979). *Sequential batch biological reactors –an overview.* J. Water Pollut. Control Fed., 51:235-243.

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

Jang, A., Yoon, Y.-H., Kim, I.-S., Kim, K.-S., Bishop, P.-L. (2003). *Characterization and evaluation of aerobic granules in sequencing batch reactor*, Biotechnol. J., 105:71-78.

Jenkins, D., Richard, M., Daigger, GT. (2003). *Manual on the causes and control of activated sludge bulking, foaming and other solids separation problems.* IWA Publishing. Londres, Reino Unido.

Jiménez, B. (2001). *La contaminación ambiental en México.* Limusa. México. D.F. México.

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

Kiely, G. (1997). *Environmental Engineering.* Mc Graw Hill, Londres, Gran Bretaña.

Laanbroek, H.J., Gerards, S. (1993). *Competition for limiting amounts of oxygen between Nitrosomonas europea and Nitrobacteriawinogradskyi grown in mixed continuous cultured.* Arch. Microbiol., 159:453–459.

Lettinga, G., Hulshoff Pol L.W., Koster I.W., Weigant W.M., de Zeeuw W.J., Rinzema A., Grin D.C., Roersma R.E., Hobma S.W. (1984). *High-rate anaerobic wastewater treatment using the UASB reactor under a wide range of temperature conditions.* Biotechnol. Genet. Energ. Rev., 2:253-284.

Li J., Healy M., Zhan X., Norton, D., Rodgers M. (2008). *Effect of aeration rate on nutrient removal from slaughterhouse wastewater in intermittently aerated sequencing batch reactors.* Water Air Soil Pollut., 16:81-89

- López, R.R. (2000).** *Tratamiento de aguas residuales.* Facultad de Ingeniería. UNAM. México, D.F. México.
- McClintock, S. A., Randall, C. W., Pattakine, V. M. (1993).** *Effects of temperature and mean cell residence time on biological nutrient removal processes.* Water Environ. Res., 65:110-118.
- Metcalf y Eddy, Inc. (2004),** *Wastewater engineering treatment, disposal and reuse.* 3rd. Ed., McGraw-Hill. Nueva York, EE.UU.
- Millán, T.C. (2005).** *Filtración biológica aerada de aguas residuales en un lecho profundo.* Tesis de Maestría. Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería. UNAM. México. D.F. Mexico.
- Mines, Jr.R., Milton G.D. (1997).** *Bionutrient removal with a sequencing batch reactor.* Water Air Soil Pollut.,107:81-89.
- Mishima, K., Takahito N., Masahide G., Noboni K. (1996).** *Characteritics of nitrification and the nitrification of the media anaerobic-anoxic-oxic process.* Water Quality International 1996. 18th IAWQ Biennial International Conference and Exhibition. pp. 118 – 124. Singapur, Singapur.
- Mitchell, R. (1974).** *Introduction to environmental microbiology.* Prentice-Hall International Inc. p. 305. Englewood Clifs, Nueva Jersey, EE.UU.
- Morales, J. (2006).** *Remoción biológica simultánea de fósforo y nitrógeno de agua residual con un reactor de lecho móvil.* Tesis de Maestría. Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería. UNAM. México, D.F. México.
- Morgenroth, E., Sherden T., Van Loosdrecht M.C.M., Heijnen J.J., Wilderer P.A. (1997).** *Aerobic granular sludge in a sequencing batch reactor.* Water Res., 31:3191-3194.
- Murrat, S., Insel, G., Artan N., Orhon D. (2003).** *Effect of temperature on the nitrogen removal performance of sequencing batch reactors treating tannery wastewater.* Water Sci. Technol., 48:319–326.
- Orantes, J.C. (2001).** *Reactor de lecho móvil para tratar aguas residuales usando un nuevo material de soporte.* Tesis de Maestría. Programa de Maestría y Doctorado, UNAM, México, D.F. México.
-
-

- Pastorelli, G., Adreottola G., Canziani R., Darriulat C., de Fraja F.E., Rozzi A. (1997).** *Organic carbon and nitrogen removal in moving-bed biofilm reactors.* Water Sci. Technol., 35-6, 91-99
- Peng, D., Bernet, N., Delgenes, J.P., Moletta, R. (1999).** *Aerobic granular sludge a case study.* Water Res., 33:890-893.
- Piña, S. (2007).** *Decoloración biológica del colorante azul directo 2 en un filtro anaerobio/aerobio.* Tesis de Maestría. Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería. UNAM, México D.F. México.
- Ramalho, R.S. (1983).** *Introduction to wastewater treatment process.* Academic Press, Inc. 2a. Ed. Cap. 5, Nueva York, EE. UU.
- Randall, C.W., Barbard, J.L., Stensel, D.H. (1992).** *Design and Retrofit of wastewater treatment plants for biological removal.* Volumen 5 Ed. Technomic Publishing Co. Inc. Lancaster, EE.UU.
- Rhee, S.-K., Lee, J.-J., Lee, S.-T. (1997).** *Nitrite accumulation in a sequencing batch reactor during the aerobic phase of biological nitrogen removal.* Biotechnol. Lett., 9:195-198.
- Rodier, J. (1990).** *Análisis de la Aguas,* Ed. Omega, p. 1060. Barcelona, España.
- Rodríguez, L., Villaseñor, C.J., Fernández, M.F. (2004).** *Operational, Optimization of Pilot Scale Biological Nutrient Removal at the Ciudad Real. (Spain) Domestic Wastewater Treatment Plant.* Water Air Soil Pollut., 152:279-296.
- Schlegel, H.G. (1988).** *Microbiología General.* Ediciones Omega, S.A. 3a Ed., pp. 176-207. Barcelona, España.
- Schwarzenbeck, N., Wilderer, P.A. (2004).** *Treatment of food industry effluent in a granular sludge SBR.* Pub. Institute of Water Quality Control and Waste Management. Technical University of Munich. Alemania.
- Scragg, A. (1996).** *Biotecnología para ingenieros. Sistemas biológicos en procesos industriales.* Ed. Limusa, México, D.F. México.
- Sedlak, R. (1991).** *Phosphorus and Nitrogen Removal from municipal Wastewater Principles and Practice.* 2a. Ed. Caps. 2-4. Nueva York, EE.UU.
- Sinha, B., Annachhatre A. (2006).** *Partial nitrification-operational parameters and microorganisms involved.* Rev. Environ. Sci. Biotechnol., 53:873-879.
-
-

- Tay, J.-H., Pan, S., Tay, S.T.L., Ivanov, V., Liu, Y. (2003).** *The effect of organic loading rate on the aerobic granulation: the development of shear force theory.* Water Sci. Technol., 47:235-240.
- Tijhuis, L., Van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J. (1994).** *Formation and growth of heterotrophic aerobic biofilms on smalls suspended particles in airlift reactors.* Biotechnol. Bioeng., 44:595-608.
- Umble, A.K., Ketchum, A.L. (1997).** *A strategy for coupling municipal wastewater treatment using the sequencing batch reactor with effluent nutrient recovery through aquaculture.* Water Sci. Technol., 35:177-184.
- Valdivia, C.A. (1998).** *Filtración combinada en lechos de tezontle para el tratamiento de aguas residuales.* Tesis de Maestría. Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería. UNAM, México, D.F. México.
- Vargas, G. (2005).** *Desempeño de un reactor discontinuo de lecho móvil con biopelículas sobre un medio poroso.* Tesis de Maestría. Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería. UNAM, México, D.F. México.
- Vaiopoulou, E., Melidis, P., Aivasidis, A. (2006).** *An activated sludge treatment plant for integrated removal of carbon, nitrogen and phosphorus.* Desalination, 211:192-199.
- Vollenweider, R.A. (1985).** Phosphorus, the key element in eutrophication control. Proceedings of the international conference "Management strategies for phosphorus in the environment". Lester, J.N. & Kirk, P.W. (Ed.), Selper Ltd., p. 1. Londres, Reino Unido.
- Wanner, J., Grau, P. (1988).** *Filamentous bulking in nutrient removal activated sludge systems.* Water Sci. Technol., 20:1-8.
- Water Pollution Control Federation (1987).** Activated sludge. Manual of Practice No. OM-9. Alexandria, Virginia. EE.UU.
- Water Environment Federation and American Society of Civil Engineers (1998).** *Design of municipal wastewater treatment plants. Manual of Practice 8.* Volumen II. 4a. Ed. Alexandria, Virginia. EE.UU.
-
-

- Water Pollution Control Federation and American Society of Civil Engineers (1988).** Areation a Wastewater Treatment Process. Manual of Practice No. FD-13. pp.167. Alexandria, Virginia. EE.UU.
- WEF Manual of Practice No. 8 (1998).** *Design of municipal wastewater treatment plant*, 1: 517–550, 2:895-1012.
- Winkler, M.A. (1994).** *Tratamiento biológico de aguas de desecho*. Editorial Limusa. Tercera reimpresión, México, D.F. México.
- Yang, S.-F., Tay, J.-H., Liu, Y. (2003).** *Inhibition of free ammonia to the formation of aerobic granules*, *Environmental Engineering Research Centre, School of Civil and Environmental Engineering*. Nanyang Technological University, 50 Nanyang Avenue. Singapur, Singapur.
- Zeng, R.J., Yuan, Z., Keller, J. (2004).** *Improved understanding of the interactions and complexities of biological nitrogen and phosphorus removal processes*. *Rev. Environ. Sci. Biotechnol.*, 3:265-272.
- Zhengyong, X., Zhaohui Y., Guangming Z., Yong X., Jiuhua D. (2007).** *Mechanism studies on nitrogen removal when treating ammonium-rich leachate by sequencing batch biofilm reactor*. *Front. Environ. Sci. Engin. China.*, 1:43-48.