



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

**REMOCIÓN DE NITRÓGENO EN UN REACTOR
BIOLÓGICO SECUENCIAL CON BIOPELÍCULA PARA
EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES**

TESIS

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
INGENIERA QUÍMICA

PRESENTA

Lucía Daniela García Martínez



CDMX 2018



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	Rafaela Gutiérrez Lara
Vocal	Aida Gutiérrez Alejandre
Secretario	Oscar González Barceló
1er Suplente	Rodolfo Zanella Specia
2do Suplente	Héctor Javier Martínez Grimaldo

Este trabajo de investigación del presente documento se llevó a cabo en el Laboratorio de Ingeniería Ambiental, edificio 5 del Instituto de Ingeniería, UNAM.

TUTOR DE TESIS

Dr. Oscar González Barceló

SUSTENTANTE

Lucía Daniela García Martínez

DEDICATORIA

*A mi padre, **Gilberto**, por ser mi ejemplo de vida y mi fortaleza, gracias por brindarme las herramientas que necesito día a día y sobre todo gracias enseñarme a volar sin perder el camino.*

*A mi madre, **Ana**, que con su inmenso amor, cuidados y desvelos me convirtió en la persona que soy y aunque te fuiste a vivir a la eternidad siempre te llevo a donde voy en mis pensamientos y corazón.*

*A mi hermana, **Karina**, que siempre ha sido mi mejor amiga, mi confidente y mi cómplice de aventuras, gracias por tu apoyo, tus consejos y por enseñarme el significado de amistad y lealtad.*

*A mi sobrino, **Gio**, aunque aún eres muy pequeño llegaste a llenar mi corazón de alegría.*

AGRADECIMIENTOS

Agradezco...

...a la UNAM, a la FACULTAD DE QUÍMICA y al INSTITUTO DE INGENIERIA por aceptarme como estudiante, por brindarme conocimiento, reforzar mi desarrollo de habilidades y por ser parte de mi formación académica.

... al **Dr. Oscar González Barceló** por permitirme ser parte de su equipo. Me siento muy feliz y honrada por recibir su apoyo, agradezco todo su tiempo y sus consejos aportados en este proyecto y por haber sido parte importante en mi formación.

...al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACyT), por el apoyo otorgado a la realización de este proyecto (SEP-CONACyT 254284).

...al **Dr. Simón González Martínez** por las sugerencias y recomendaciones en cada seminario para la mejora de este trabajo.

...a la **M en I. María Rafaela** y a la **Dra. Aida Gutiérrez** por su tiempo invertido y por sus recomendaciones para este trabajo.

... a la **M en I. Concepción Rangel**, por haberme capacitado para la realización en las técnicas analíticas para agua residual y al **Ing. Roberto Briones** por su disposición de ayudarme cuando necesite requerimientos técnicos en el LIA.

... a mi compañero y amigo el **M en I. German Dimitriv** por las buenas charlas en el cubículo, por los debates cuando necesite aclarar ideas y por darme consejos con tu experiencia en el tema.

...al **M en I. Gabriel Castelán** por tu ayuda y capacitación en el Laboratorio de Ingeniería Ambiental desde mi llegada al instituto, por los tiempos compartidos y por seguir siendo un gran amigo y por último pero no menos importante al futuro **Dr. Henry Vilchez** porque en poco tiempo te convertiste en un buen amigo, por todas las pláticas, consejos y porque hiciste que el tiempo fuera más ameno todos los días de trabajo.

Este trabajo fue realizado en las instalaciones Laboratorio de Ingeniería Ambiental (LIA), que cuenta con certificación de la calidad ISO 9001:2008 otorgada por el Instituto Mexicano de Normalización y Certificación A.C. (IMNC) con registro RSGC 960 de fecha 11 enero de 2016, vigente al 11 enero de 2019.

ÍNDICE

RESUMEN.....	10
CAPITULO 1. INTRODUCCIÓN.....	11
1.1.-Objetivo General.....	12
1.2.-Objetivos Particulares	12
1.3.-Alcances.....	12
CAPÍTULO 2. NITRÓGENO EN EL AGUA	13
2.1 Agua: recurso indispensable para los seres vivos.	13
2.2 Ciclo del nitrógeno.....	14
2.3 La problemática del nitrógeno.....	15
2.4 Tratamientos Biológicos para la eliminación de nitrógeno en aguas residuales	16
2.4.1 Procesos físico-químicos.....	17
2.4.2 Eliminación biológica del nitrógeno. Proceso de Nitrificación-Desnitrificación.....	17
2.5 Factores que afectan la nitrificación.....	19
2.6 Factores que afectan la desnitrificación	21
CAPÍTULO 3. REACTOR BIOLÓGICO SECUENCIAL (SBR)	22
3.1 Generalidades de la tecnología SBR	22
3.2 Operación de Reactor Biológico Secuencial (SBR).....	24
3.3 Tratamiento de aguas residuales con tecnología SBR.....	25
3.4 Ventajas de los reactores SBR	27
CAPÍTULO 4. BIOPELÍCULA.....	28
4.1 Crecimiento de biopelícula.....	28
4.2 Composición de la biopelícula	30
4.3 Desprendimiento de la biopelícula.....	30
4.4 Medios de soporte para biopelícula.....	31
4.5 Sistemas con biopelícula	31

CAPÍTULO 5. METODOLOGÍA	33
5.1 Descripción del equipo.....	33
5.2 Operación y muestreo del reactor biológico secuencial (SBR).....	35
5.2.1 Obtención del efluente	35
5.2.2 Alimentación del agua residual (alimentación del influente).....	36
5.3 Descripción de etapas experimentales.....	37
5.3.1 ETAPA 1: Carga orgánica aplicada igual a 1.96 gDQO/m ² •d.....	38
5.3.2 ETAPA 2: Carga orgánica de 0.98 gDQO/m ² •d y sin aireación	43
5.3.3 ETAPA 3: Carga orgánica aplicada igual a 0.83 gDQO/m ² •d y 2 mgO ₂ /L	45
5.4 Ecuación general de balance de masa	51
CAPÍTULO 6. RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	53
CAPÍTULO 7. CONCLUSIONES.....	72
ANEXOS.....	79
A.1.-Determinación de pH	79
A.2.-Determinación de oxígeno disuelto (OD)	79
A.3.-Determinación de la alcalinidad.....	81
A.4.-Determinación de Sólidos Suspendidos Totales (SST).....	82
A.5.-Determinación de Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV).....	83
A.6.-Determinación de la Demanda Química de Oxígeno (DQO)	84
A.7.-Determinación de la concentración de amonio (N-NH ₄ ⁺)	85
A.8.-Determinación de la concentración de nitrito (N-NO ₂ ⁻).....	86
A.9.-Determinación de la concentración de nitrato (N-NO ₃ ⁻).....	87
A.10- Sólidos inmovilizados en el material de soporte.....	88
A.11- Composición de disoluciones traza.....	89

LISTA DE TABLAS

<i>Tabla 2.1. Ventajas y desventajas de Tratamientos Biológicos para aguas residuales</i>	16
<i>Tabla 2.2. Géneros bacterianos de los grupos amonio oxidantes y nitrito oxidantes</i>	17
<i>Tabla 3.1. Tratamiento de aguas residuales con reactor SBR</i>	27
<i>Tabla 5.1. Composición de agua sintética utilizada en la etapa 1 de experimentación</i>	41
<i>Tabla 5.2. Ciclos de operación en el reactor SBR para la etapa 1</i>	41
<i>Tabla 5.3. Composición de agua sintética utilizada en la etapa 2 de experimentación</i>	44
<i>Tabla 5.4. Ciclos de operación en el reactor SBR para la etapa 2</i>	45
<i>Tabla 5.5. Operación del ciclo en el reactor SBR para la etapa 3</i>	47
<i>Tabla 5.6. Composición de agua sintética utilizada en la etapa 3 de experimentación</i>	48
<i>Tabla 5.7. Métodos analíticos</i>	49
<i>Tabla 6.1. Rangos de Alcalinidad Bicarbonática y Alcalinidad debida a AGV en el reactor SBR durante 3 etapas sometidas a distintas condiciones de operación</i>	55
<i>Tabla 6.2. Biomasa de biopelícula en el reactor SBR</i>	59
<i>Tabla 6.3 Remoción de materia orgánica en el reactor SBR</i>	60
<i>Tabla 6.4. Remoción y conversión de nitrógeno en el reactor SBR a distintas condiciones de operación</i>	63
<i>Tabla 6.5. Remoción o transformación de nitrógeno</i>	65
<i>Tabla 6.6. Tasa de remoción de nitrógeno de amonio, nitrógeno de nitratos y nitrógeno de nitratos en el reactor SBR a diferentes condiciones de operación</i>	69
<i>Tabla A.2. Calibración de medidor de oxígeno disuelto para toma de medición en la Ciudad de México</i>	80
<i>Tabla A.10.1. Composición de disoluciones traza</i>	89

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1. Esquema del ciclo del nitrógeno (EPA, 1995).....	14
Figura 3.1. Etapas de un ciclo de operación de un reactor SBR.....	24
Figura 5.1. Componentes del Reactor Biológico Secuencial en las instalaciones del Laboratorio de Ingeniería Ambiental (LIA) en el edificio 5 del Instituto de Ingeniería.....	34
Figura 5.2. Obtención del efluente en el reactor SBR.....	35
Figura 5.3. Alimentación del agua sintética en el reactor SBR.....	36
Figura 5.4. Material de soporte, cubos de poliuretano de 1cm ³	37
Figura 5.5. Configuración del reactor SBR. Etapa 1.....	38
Figura 5.6. Ciclo del reactor biológico secuencial en la etapa 1.....	42
Figura 5.7. Configuración del reactor SBR. Etapa 3.....	45
Figura 5.8. Ciclo del reactor biológico secuencial en la etapa 3.....	49
Figura 6.1. Comportamiento del potencial de hidrógeno en el reactor SBR.....	54
Figura 6.2. Comportamiento de la alcalinidad bicarbonática y la alcalinidad debida los ácidos grasos volátiles en el reactor SBR. Índice AI/AP, índice tampón (IB) e índice α	56
Figura 6.3. Comportamiento de la concentración de oxígeno disuelto en el reactor SBR.....	57
Figura 6.4 Comportamiento de SST, SSV y SSF en el reactor SBR.....	58
Figura 6.5. Comportamiento de la transformación de nitrógeno de amonio, nitrógeno de nitritos y nitrógeno de nitratos en el reactor SBR a diferentes condiciones de operación.....	62
Figura 6.6. Cinéticas de reacción.....	70
Figura 6.6. Cinética de primer orden remoción de N-NH ₄ ⁺ . ETAPA 1 (Semana 9).....	71
Figura 6.7. Cinética de primer orden remoción de N-NH ₄ ⁺ . ETAPA 2 (Semana 14).....	71
Figura 6.8. Cinética de primer orden remoción de N-NH ₄ ⁺ . ETAPA 3 (Semana 19).....	71

<i>Figura A1. Potenciómetro. Thermo Scientific Orion 2 Star</i>	79
<i>Figura A2. Medidor de concentración de oxígeno disuelto</i>	80
<i>Figura A4. Estufa Digital. Riossa modelo HCF-62</i>	82
<i>Figura A5. Mufla LINDBERG modelo 51894</i>	83
<i>Figura A6. Reactor HACH modelo DRB 200</i>	84
<i>Figura A6.1. Espectrofotómetro Genesys</i>	84
<i>Figura A7. Test Amonio. Kit MERCK</i>	85
<i>Figura A8. Test nitritos. Kit MERCK</i>	86

RESUMEN

Uno de los problemas ambientales más preocupantes en la actualidad son las aguas residuales las cuales tienen como principal contaminante el nitrógeno. El exceso de nitrógeno en el agua puede ocasionar serios problemas de toxicidad y cambios ambientales en ecosistemas acuáticos.

La limitación de espacios para instalar plantas para tratamiento de aguas residuales obliga a desarrollar nuevas tecnologías para incrementar la capacidad de los sistemas depuradores por unidad de área construida. Una alternativa son los sistemas que utilizan el crecimiento de biopelículas (Chen *et al.*, 2000).

El tratamiento por medio de procesos biológicos se puede considerar como una opción para la remoción de nitrógeno en el agua y el uso de tecnología de reactores biológicos secuenciales con biopelícula ha demostrado ser una interesante alternativa para hacerlo.

Los reactores de lecho móvil han tenido gran aceptación para el tratamiento de aguas residuales. Distintos tipos de materiales han sido usados como soporte de la comunidad microbiana siendo los más utilizados en estos procesos Linpor y Kaldnes.

En este proyecto se planteó realizar un tratamiento de aguas residuales para determinar la transformación de nitrógeno y materia orgánica en el agua. El trabajo experimental se realizó utilizando un reactor biológico secuencial (SBR) con un volumen de 4 litros alimentado con agua residual elaborada en laboratorio. Como medio de soporte para biopelícula se utilizó hule espuma cortado en forma de cubos de 1 cm³. La operación del reactor se dividió en tres etapas experimentales a distintas condiciones de operación, la etapa número uno se operó a condiciones de oxígeno disuelto y 1.96 gDQO/m²•d, la segunda a condiciones de oxígeno disuelto y 0.98 gDQO/m²•d y la tercera a 2mgOD/L y 0.83 gDQO/m²•d.

De manera general los principales resultados del trabajo indican que las condiciones de la tercer etapa fueron las más favorecedoras en remoción de materia orgánica y nitrógeno obteniendo como datos remociones del 85% en materia orgánica, 85.5% en transformación de nitrógeno de amonio y 99.8% en nitrógeno de nitritos además de un posible proceso de remoción por vía anammox.



CAPITULO 1. INTRODUCCIÓN

La vida se encuentra circunscrita con el agua, debido a que el agua constituye entre el 70 y 90% de la mayoría de los organismos. Cada vez es mayor la demanda de agua que existe en el país y son pocas las fuentes de abastecimiento de este líquido, el aumento de población y el desarrollo industrial han contribuido con la degradación de este recurso y la contaminación en ríos y lagos, agudiza la situación por lo que es necesario tomar conciencia del problema y buscar soluciones para que el agua desechada o bien denominada también como agua residual pueda volver a ser utilizada en las actividades que de acuerdo a la calidad de ésta así permitan.

En México de cada 100 litros utilizados, 76 son usados en actividad agropecuaria, 52 provienen de aguas superficiales y 28 del subsuelo, 15 litros se emplean para abastecer a la población, 9 provienen de agua subterránea y 6 litros de agua superficial (CONAGUA, 2014).

Por otra parte, el consumo irracional del agua en los sectores agrícolas, industriales y domésticos implica la combinación de gran volumen de agua limpia con agua residual. Hoy resulta alarmante la contaminación por nitrógeno de importantes cuerpos de aguas superficiales por líquidos provenientes de cloacas, desechos humanos y residuos provenientes de actividades industriales (Pangea, 2006).



Es necesario que se lleve a cabo la cuantificación de los compuestos de nitrógeno ya que en nuestro país existe la legislación que restringe la descarga de este líquido y se encuentra citada en la NOM-001-SEMARNAT-1996 debido a que el exceso de nitrógeno añadido en los cuerpos de agua por esta vía puede provocar el fenómeno conocido como eutrofización, responsable de la mortandad de peces, aumento de la frecuencia del florecimiento de algas dañinas, cambios en las especies dentro de los ecosistemas de la costa y acidificación global de sistemas acuáticos y terrestres (Ahn, 2006) y, por supuesto disminución en la oferta de calidad de agua para potabilizar.

Los contaminantes que se encuentran en el agua residual pueden ser eliminados mediante tratamientos físicos, químicos y biológicos.

En este proyecto se aborda el tratamiento de agua residual por medio de los métodos de tratamiento biológicos en los cuales se consigue la eliminación de los contaminantes por medio de una oxidación biológica, este tipo de tratamientos se usa básicamente para eliminar las sustancias orgánicas biodegradables presentes en el agua residual. Se trabajó un reactor biológico secuencial de 4 Litros para el desarrollo de biopelículas utilizando como medio de soporte cubos de poliuretano de alta porosidad y baja densidad. Para la experimentación se plantearon tres etapas en donde se trabajó al reactor a diferentes condiciones de operación.

1.1.-Objetivo General

Determinar la remoción de nitrógeno de amonio en un reactor biológico secuencial con biopelícula controlando condiciones de carbono orgánico y oxígeno disuelto.

1.2.-Objetivos Particulares

Determinar la remoción de materia orgánica que se lleva a cabo en distintas etapas de operación en un reactor biológico secuencial.

Promover el crecimiento de bacterias aerobias de amonio limitando el abastecimiento de oxígeno para inhibir la oxidación de nitrito a nitrato.

Evaluar la transformación de nitrito y nitrato en un reactor biológico secuencial suministrando una alta concentración de oxígeno.

1.3.-Alcances

Operación de un reactor biológico secuencial con biopelícula a escala laboratorio en las instalaciones del Laboratorio de Ingeniería Ambiental (LIA), ubicado en el edificio 5 del Instituto de Ingeniería, UNAM.

El reactor biológico secuencial operará a 30°C.

Se utilizará como influente agua residual elaborada en laboratorio.



CAPÍTULO 2. NITRÓGENO EN EL AGUA

2.1 Agua: recurso indispensable para los seres vivos.

El agua es un recurso natural renovable, en nuestro país este recurso es accesible para la mayoría de la población. Sin embargo, el acceso no es de calidad en todas las zonas y la cantidad disponible para el ser humano está limitada en el tiempo. Por lo tanto, hay que gestionar los usos del agua de forma sostenible, controlando la presencia de contaminantes para la disponibilidad, renovación y conservación de los mantos acuíferos.

Las aguas residuales se definen como el líquido o agua que transporta residuos que proceden de residencias, instalaciones industriales y públicas, a las que, eventualmente se añaden las aguas subterráneas, superficiales y pluviales (Metcalf and Eddy, 2003). El tratamiento de las aguas residuales se realiza mediante la combinación de procesos físicos, químicos y biológicos. El diseño de estas operaciones depende de las características, el volumen de agua a tratar y de la calidad del efluente que se desee obtener.

Para lograr estos objetivos se definen una serie de técnicas analíticas que permiten determinar los parámetros de control sobre los contaminantes, los cuales son, mayoritariamente, el contenido de materia orgánica y sólidos en suspensión. Actualmente también se controla el contenido de nutrientes como lo es el nitrógeno.

En la NOM-127-SSA1-2000, se mencionan los límites permisibles de constituyentes químicos para la calidad del agua: nitrógeno amoniacal 0.50mg/l, nitrógeno de nitritos 1mg/L, nitrógeno de nitratos 10.00mg/L y potencial de hidrógeno (pH) 6.5-8.5.

2.2 Ciclo del nitrógeno

Uno de los ciclos biogeoquímicos más importantes que tiene lugar en la naturaleza es el ciclo del nitrógeno, debido a que permite mantener un equilibrio dinámico entre las distintas formas del nitrógeno y la composición en la biósfera.

El nitrógeno es parte esencial de las proteínas y los aminoácidos que se encuentran mayoritariamente en la atmósfera. El porcentaje del nitrógeno en el aire es del 79%. Sin embargo, este nitrógeno gas tiene que ser transformado químicamente para ser utilizado por los seres vivos a través de su fijación y asimilación. Posteriormente, mediante una serie de reacciones este nitrógeno asimilado es convertido en compuestos susceptibles de ser utilizados por los organismos vivos. Estas reacciones se llevan a cabo a través del ciclo del nitrógeno (Figura 2.1).

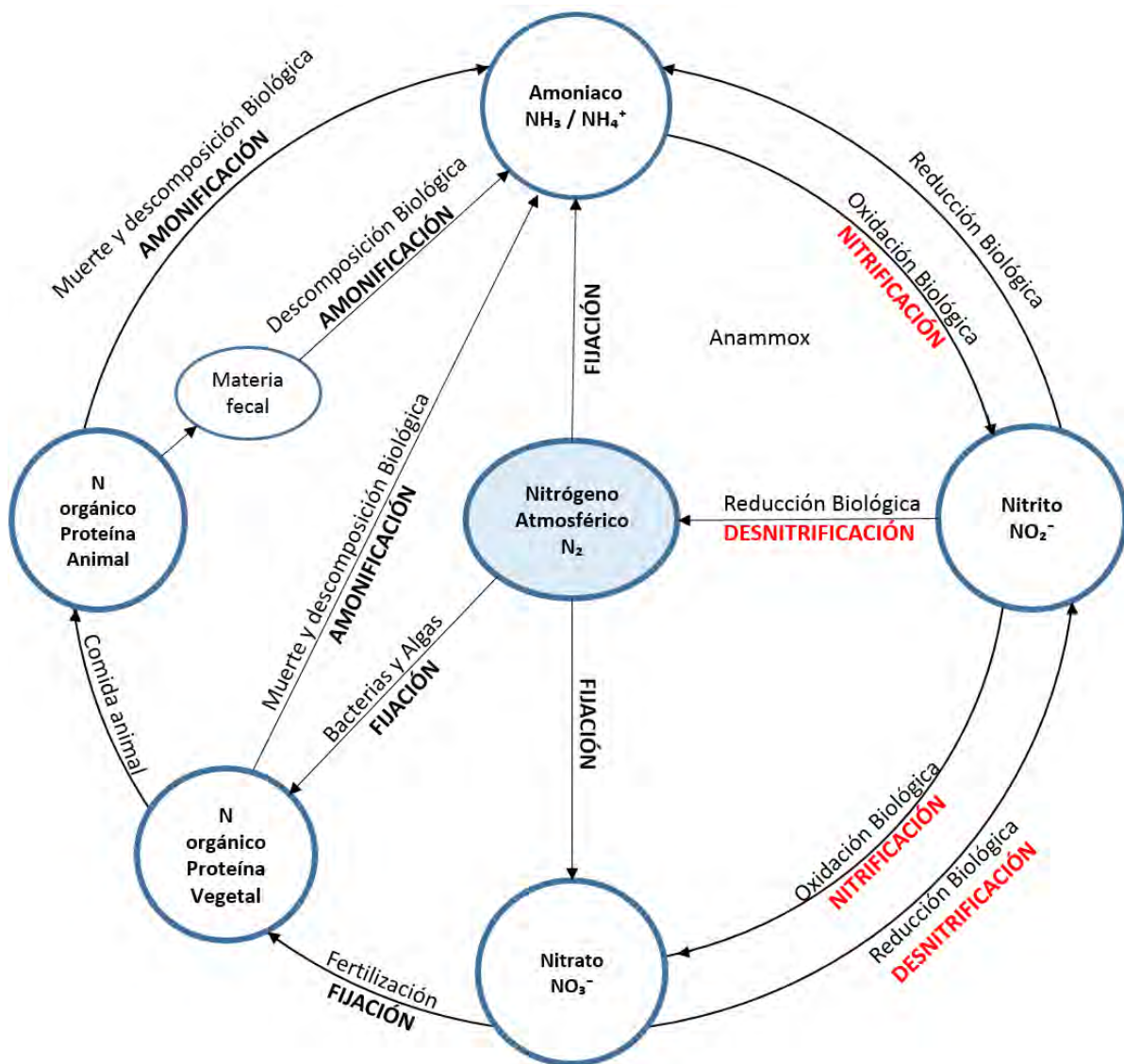


Figura 2.1. Esquema del ciclo del nitrógeno (EPA, 1975).



La fijación del nitrógeno molecular permite incorporar compuestos solubles de nitrógeno (N_{org} , NH_3/NH_4^+ , NO_3^-) susceptibles a ser utilizados por los seres vivos para su crecimiento, que los organismos autótrofos transforman en nitrógeno orgánico mediante su asimilación.

Una vez que los compuestos orgánicos nitrogenados (N_{org}) son asimilados, las bacterias los transforman en amonio (NH_4^+) a través de la descomposición de los seres vivos en forma de excrementos y orina. Los organismos nitrificantes (*Nitrosomonas*, *Nitrobacter*, etc), en presencia de oxígeno, convierten este amonio a nitrito (NO_2^-) y posteriormente a nitrato (NO_3^-) a través del proceso de nitrificación. Finalmente, este nitrato en condiciones anóxicas y consumiendo materia orgánica, se transforma en nitrógeno gas por las bacterias desnitrificantes (*Pseudosomas*, *Alcaligenes*, etc), mediante el proceso de desnitrificación.

Por otro lado, se han descubierto nuevos microorganismos que intervienen en el ciclo global del nitrógeno. Uno de estos organismos son las bacterias anammox (anaerobic ammonium oxidation), que oxidan el amonio a nitrógeno gas utilizando al nitrito como aceptor de electrones en condiciones anaerobias y sin necesidad de materia orgánica (Strous et al., 1998).

2.3 La problemática del nitrógeno

El nitrógeno es un nutriente básico para la vida, pero si se encuentra en exceso en las aguas puede ocasionar graves problemas de toxicidad y cambios ambientales en ecosistemas acuáticos.

Una forma tóxica en que se encuentra el nitrógeno en la descarga de aguas residuales es el nitrógeno en forma de amonio (N- NH_4^+) el cual al estar en condiciones aerobias genera como productos el nitrógeno en forma de nitritos (N- NO_2^-) y el nitrógeno en forma de nitratos (N- NO_3^-), ocasionando otro problema, ya que el exceso de los N- NO_2^- puede causar la metahemoglobinemia también conocida como la “enfermedad del niño azul”, especialmente en niños menores de seis meses (Metcalf & Eddy, 2003).

Otro problema asociado al vertido de compuestos de nitrógeno en el medio acuoso y micronutrientes, es el rápido desarrollo de algas y otras plantas acuáticas que posteriormente mueren y se descomponen, dando lugar al fenómeno de eutrofización.

La eutrofización de las masas acuosas se refiere a la aceleración del proceso de envejecimiento el cual se produce cuando existe un exceso de nutrientes que provoca una rápida proliferación de algas. El crecimiento desmesurado de esta biomasa puede llegar a agotar los nutrientes e iniciarse una muerte masiva de algas. Esta descomposición en condiciones aerobias provoca la disminución del oxígeno disuelto en el agua impidiendo así la vida acuática. En este sentido cuando no hay suficiente oxígeno, la biomasa creada se descompone anaeróbicamente aportando un exceso de materia orgánica al medio y provocando la disminución de la calidad del agua (Cervantes-Carrillo et al., 2000).



2.4 Tratamientos Biológicos para la eliminación de nitrógeno en aguas residuales

La eliminación de los compuestos nitrogenados de las aguas residuales urbanas, principalmente el amonio, se lleva a cabo generalmente mediante procesos biológicos que suelen combinarse con la eliminación de materia orgánica. Sin embargo, efluentes industriales pueden presentar características que favorezcan tratamientos físico-químicos. A continuación en la Tabla 2.1, se muestran los tipos de tratamientos biológicos más utilizados en la eliminación del nitrógeno.

Tabla 2.1. Ventajas y desventajas de Tratamientos Biológicos para aguas residuales

TIPO DE TRATAMIENTO	VENTAJAS	DESVENTAJAS	FUENTE
<i>Lagunas de estabilización</i>	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Bajo costo y operación. ▪ Poco mantenimiento. 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Gran extensión de terreno y mal olor ▪ Necesidad de fuente solar. 	Rittmann-McCarty, (2001).
<i>Tanques Sépticos</i>	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Uso posible en hogares y zonas rurales. ▪ Fácil construcción y operación. 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Efluente de baja calidad. ▪ Requiere extensión terreno. 	Rosales Escalante, (2003).
<i>Sistemas de Filtración</i>	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Poco requerimiento de terreno. ▪ Bajo costo. ▪ Fácil de operar. 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Altos costos por obra civil y requerimiento de dispositivos mecánicos. 	Barrenechea Martel, (2004).
<i>Lodos Activados</i>	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Alta eficiencia de tratamiento. ▪ Poco requerimiento de terreno. 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Costo elevado. ▪ Requerimiento de operadores calificados para operación. 	Von Sperling M., (2001).
<i>Humedales</i>	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Bajo costo de obra y mantenimiento. ▪ Remoción de sólidos y bacterias. 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Requerimiento de remoción periódica de material de plantas. 	Luna Pabello et al., (1997).
<i>Reactores Biológicos</i>	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Alta eficiencia de tratamiento. ▪ Requerimiento de terreno bajo. 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Tecnología compleja. ▪ Alto costo de consumo energético. 	Artan et al., (2006).



2.4.1 Procesos físico-químicos

Los procesos físico-químicos más utilizados para realizar el tratamiento del amonio son el “stripping” con aire y el intercambio iónico. El stripping del amoniaco es el método más utilizado debido a que opera de manera simple, obteniéndose elevadas eficiencias de eliminación y no está afectado por sustancias tóxicas. Sin embargo, presenta algunos inconvenientes como la necesidad de aplicar un control de pH y de temperatura y no elimina nitrito (NO_2^-), nitrato (NO_3^-) y tampoco nitrógeno orgánico (Siegris, 1996).

En cambio, el intercambio iónico, que elimina amonio y metales pesados, no se utiliza habitualmente para aguas residuales por los elevados costos operacionales. Este proceso, además del elevado costo de inversión, no elimina únicamente amonio, sino también cationes presentes en el agua que reducen la capacidad de eliminación del amonio. Por lo que este proceso se utiliza para eliminar bajas concentraciones de nitrógeno amoniacal.

2.4.2 Eliminación biológica del nitrógeno. Proceso de Nitrificación-Desnitrificación.

Uno de los métodos biológicos para la eliminación de los compuestos del nitrógeno en las aguas residuales es la combinación de procesos de nitrificación y desnitrificación (Grady et al., 1999), el cual permite oxidar el amonio a nitrito y posteriormente a nitrato, que finalmente, es transformado a nitrógeno gas.

La nitrificación es un proceso aeróbico realizado por microorganismos quimiolitotróficos que pertenecen al Filo Proteobacteria. Este proceso se lleva a cabo en dos etapas: oxidación del amonio (NH_4^+) a nitrito (NO_2^-), y oxidación de nitrito (NO_2^-) a nitrato (NO_3^-), el cual necesita el aporte de oxígeno que actúa como aceptor de electrones.

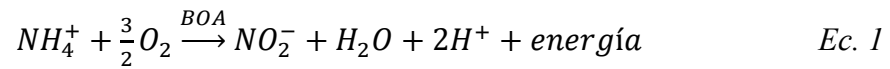
Los organismos nitrificantes se dividen en dos grandes grupos: Las bacterias oxidantes de amonio (BOA) y las bacterias oxidantes de nitrito (BON). Estos microorganismos de respiración aerobia estricta obtienen la energía de los compuestos reducidos de nitrógeno (amonio y nitrito, respectivamente) y la fuente de carbono es el CO_2 disuelto en el agua que fijan mediante el ciclo de Calvin-Benson (Madigan et al., 1997). Una característica importante de estos microorganismos es que realizan un proceso aeróbico concertado, de manera que el producto final de las BOA es el sustrato de las BON. En la tabla 2.2 se muestran los géneros bacterianos de los grupos de bacterias mencionados anteriormente.

Tabla 2.2. Géneros bacterianos de los grupos amonio oxidantes y nitrito oxidantes.

Bacterias Oxidantes de Amonio	Bacterias Oxidantes de nitrito
<i>Nitrosomonas</i>	<i>Nitrobacter</i>
<i>Nitrosococcus</i>	<i>Nitrospira</i>
<i>Nitrosospira</i>	<i>Nitrococcus</i>
<i>Nitrosolobus</i>	<i>Nitrospina</i>

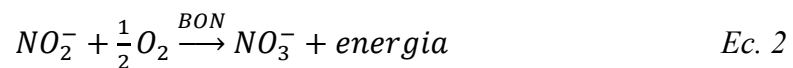


Las bacterias oxidantes de amonio oxidan el amonio a nitrito mediante el proceso denominado nitritación (*ecuación 1*).



El sustrato de las BOA es el amoniaco (NH_3), el cual se encuentra en equilibrio con el ion amonio (NH_4^+) en función del pH (Anthonisen et al., 1976). En el proceso de nitritación, las BOA transforman el amonio en hidroxilamina (NH_2OH) con ayuda de la enzima amonio mono-oxigenasa (AMO); posteriormente convierten la hidroxilamina en nitrito mediante la enzima hidroxilamina oxido-reductasa (HAO).

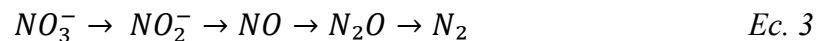
Durante la segunda etapa del proceso de nitrificación, tiene lugar la oxidación de nitrito a nitrato (nitratación) por parte de las bacterias oxidantes de nitrito mediante un complejo enzimático denominado nitrito óxido-reductasa (NOR) (*Ecuación 2*).



Así, durante el proceso de nitritación se tiene un consumo de oxígeno de 4.57g O_2 por 1g de N- NH_4^+ oxidado a N- NO_3^- además de que se producen dos mol de protones por cada mol de amonio oxidado (*ecuación 1*). Por otro lado, la alcalinidad presente en el agua residual debe ser suficiente para mantener el pH en un rango óptimo (7.0-7.5). Para realizar la nitrificación, debido a que se consumen 7.14g $CaCO_3$ por 1g de N- NH_4^+ oxidado a N- NO_3^- (Metcalf and Eddy, 2003).

Una vez oxidado el amonio a nitrato, este se reduce a nitrógeno gas (N_2) mediante el proceso de desnitrificación (*Ecuación 3*). La desnitrificación es un proceso heterotrófico y anóxico donde la reducción a nitrato hasta N_2 se realiza por medio de diferentes enzimas.

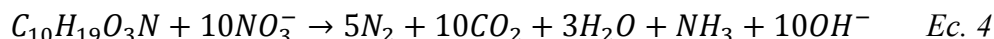
Los productos intermedios son el nitrito (NO_2^-), el óxido nítrico (NO) y el óxido nitroso (N_2O).



Los géneros de bacterias desnitrificantes más comunes son *Alcaligenes*, *Paeacoccus*, *Pseudomonas*, *Thiobacillus* y *Thiosphaera*, entre otros. La desnitrificación se realiza en presencia de una fuente de materia orgánica (donador de electrones) y utilizando los óxidos de nitrógeno como aceptores de electrones en sustitución del oxígeno disuelto (Cervantes-Carrillo et al., 2000). Dependiendo de cual sea la fuente de materia orgánica utilizada, las expresiones que describen el proceso de desnitrificación son (Metcalf & Eddy, 2003).



1. Materia orgánica presente en las aguas residuales (*Ecuación 4*).



La desnitrificación se realiza en presencia de una fuente de materia orgánica (donador de electrones) y usando los óxidos de nitrógeno como aceptores de electrones en situación de oxígeno disuelto (Cervantes- Carrillo et al., 2000).

El rendimiento del proceso de desnitrificación está relacionado con la concentración de materia orgánica biodegradable presente en el efluente por esta razón cuando la carga amoniacal es elevada, la desnitrificación no es efectiva por la falta de materia orgánica biodegradable.

Para realizar el tratamiento de aguas residuales con una elevada concentración de nitrógeno amoniacal y una baja concentración de materia orgánica biodegradable no es sostenible aplicar el proceso convencional de nitrificación-desnitrificación debido al elevado costo económico asociado.

Por lo anterior comentado en países industrializados se han venido realizando investigaciones para la eliminación del amonio presente en aguas residuales mediante bacterias Anammox, microorganismos capaces de oxidar el amonio en condiciones anaerobias con producción de N_2 . Con este tipo de tecnologías se eliminan los intermediarios de óxidos nitrosos que contribuyen al efecto invernadero (Cervantes-Carrillo, 2000; Inamori 2007); se disminuyen los costos de aireación, energía y adición de compuestos orgánicos ya que no requiere de carbono orgánico, usados en los procesos convencionales de desnitrificación.

2.5 Factores que afectan la nitrificación

Existen varios factores ambientales que influyen sobre la actividad de las bacterias nitrificantes:

Temperatura

La temperatura afecta a las reacciones cinéticas, las constantes estequiométricas y las tasas de transferencia de oxígeno. La temperatura óptima para la nitrificación usualmente se reporta en un rango de 30-36°C con un intervalo de 4-50°C sobre el cual se da el crecimiento de algunas especies de bacterias nitrificantes, fuera de ese rango cesa toda la actividad de nitrificación (Barnes y Bliss, 1983).

Efecto del pH

Como sucede en los procesos biológicos en general, la nitrificación es afectada por el potencial de hidrógeno. A pesar de que se tienen varias referencias en estudios realizados



previamente se tiene una gran divergencia en cuanto a los valores obtenidos según diferentes autores.

El rango de pH para cultivos puros de *nitrosomonas* es de 6 a 9 y para el caso de las *nitrobacter* es similar cayendo en un rango de 6.3 a 9.4 (Barnes y Bliss, 1983).

Una inhibición parcial del proceso podría presentarse a un pH de 5.8, en la cual las condiciones son muy inferiores para presentarse el proceso y por el contrario la tasa máxima de nitrificación se obtiene entre 7.0 y 7.5 en donde se puede generalizar un rango óptimo para ambas especies nitrificantes.

El consumo de alcalinidad se refleja en la reducción del pH lo cual inhibe directamente la reacción, por lo que es importante, si es insuficiente, agregar alcalinidad de una fuente externa o del proceso de desnitrificación que aumenta los valores de alcalinidad (Metcalf & Eddy, 2003).

Oxígeno disuelto

El oxígeno disuelto tiene una gran influencia sobre la actividad de las bacterias nitrificantes. Se tienen reportes que a bajas concentraciones de oxígeno disuelto que se consideran ya críticas y no se tiene nitrificación es a una concentración de 0.2 mg/L (Barnes y Bliss, 1983). En términos generales en sistemas diseñados para la remoción de oxígeno disuelto un promedio mínimo en la concentración de oxígeno disuelto de 0.5 mg/L es aceptable bajo condiciones adversas y de 2.0 mg/L bajo condiciones estables de operación (WEF, 1992).

Es importante conocer la cantidad de oxígeno que se desea emplear pues, un exceso en la aireación es un desperdicio de energía, además de que incrementa los costos de operación. Un inadecuado nivel de aireación puede inhibir el proceso de nitrificación ya que el oxígeno disponible será preferentemente utilizado para la oxidación de carbono sobre la nitrificación (Barnes y Bliss, 1983).

Tiempo de retención celular y tiempo de retención hidráulico

Debido a que las bacterias nitrificantes tienen una tasa de crecimiento mucho menor que las bacterias heterótrofas responsables de la remoción de material orgánico, se diseñan sistemas para nitrificar con tiempos de retención hidráulicos y tiempos de retención celular mayores que aquellos diseñados para la remoción de materia orgánica.

Como por ejemplo es común observar en sistemas con biomasa en suspensión llevar a cabo la nitrificación, combinando las bacterias nitrificantes con las poblaciones de bacterias heterótrofas responsables de la remoción de material orgánico carbonoso. En cambio, para procesos con alto potencial tóxico se recomienda separar las poblaciones nitrificantes de las heterótrofas.



2.6 Factores que afectan la desnitrificación

Así como sucede en la nitrificación, igualmente existen diversos factores por los que el proceso de desnitrificación se puede ver afectado.

Temperatura

Como la mayoría de las reacciones bioquímicas, la desnitrificación depende de la temperatura este proceso puede llevarse a cabo en el intervalo de 0 a 60°C, siendo 25°C la temperatura óptima (Metcalf & Eddy, 2003).

Efecto del pH

Se considera un intervalo óptimo para que el desarrollo de la desnitrificación el que va de 6.5 a 8, pues se ha observado que a valores de pH neutros o alcalinos se favorece la conversión de óxido nitroso (N_2O) a nitrógeno gas (N_2); es importante recordar que este proceso tiende a aumentar el pH del sistema por la producción de alcalinidad del donador orgánico de electrones.

Oxígeno Disuelto

Esta característica pese que no entra en contacto directo con el proceso, compite por el nitrato en la mezcla por lo cual es deseable su ausencia en el proceso de desnitrificación. Es importante mencionar que con una concentración de 0.2mg/L es suficiente para inhibir la desnitrificación por *Pseudomonas* (Randall et al., 1992).

Tiempo de retención celular

El proceso de desnitrificación depende de la biomasa desnitrificante, pues si esta es muy pequeña no podrán ser removidos los nitratos que se produjeron durante la nitrificación, es por lo anterior que es necesario incrementar el tiempo de retención celular, para aumentar la biomasa desnitrificante, manteniendo la mínima edad de lodo aerobio requerido.



CAPÍTULO 3. REACTOR BIOLÓGICO SECUENCIAL (SBR)

Los reactores biológicos secuenciales SBR se conocen hace aproximadamente 100 años, desde que Arden y Lockett publicaron en 1914 trabajos realizados en reactores a escala piloto, en ese tiempo llamados reactores de llenado y vaciado. Estudios posteriores no tuvieron éxito hasta que, en 1971, Irvine y David retomaron el desarrollo de estos reactores y en 1983 Sir Thomas Wardle publicó sus experiencias y así permitió que estudios similares se reanudaran ampliamente en varios países.

Los reactores biológicos secuenciales (SBR) son reactores discontinuos en los que el agua residual se mezcla con un lodo biológico en un medio aireado. El proceso combina en un mismo tanque reacción, aireación y clarificación. El empleo de un único tanque reduce sustancialmente la inversión necesaria. Otras ventajas de los SBR son la facilidad para el control de la operación, la buena flexibilidad ante fluctuaciones de caudal y concentración de las aguas residuales, y los buenos resultados obtenidos en el tratamiento de compuestos refractarios a los sistemas biológicos convencionales (REMTAVARES, 2006).

3.1 Generalidades de la tecnología SBR

El funcionamiento de los reactores biológicos secuenciales (SBR) se basa en la secuencia de llenado y vaciado. Los procesos unitarios que intervienen son similares a los de un proceso convencional de lodos activados. En ambos sistemas intervienen la mezcla, reacción y sedimentación, pero entre ambos existe una diferencia importante, ya que, en las plantas convencionales, los procesos se llevan a cabo simultáneamente en tanques separados,

mientras que en un sistema SBR los procesos tienen lugar en el mismo tanque (Dautan et al., 1988).

En contraste con el sistema continuo, el agua se introduce al reactor en un tiempo establecido previamente, la degradación de la materia orgánica y la sedimentación se realizan en el mismo tanque. Las etapas del proceso son secuenciales y se repiten periódicamente, además de que se emplea aireación (proceso aerobio) o no (proceso anaerobio), para conseguir la degradación de la materia orgánica y la eliminación de nitrógeno.

Hay que mencionar, además, que los SBR fueron usados originalmente para la eliminación de materia orgánica medida como demanda química de oxígeno (DQO) y fosfatos de las aguas residuales. La regulación en las descargas resultó en la modificación de estos sistemas para lograr la nitrificación y desnitrificación, junto con la eliminación de DQO (Crites R., 2003).

Algunos autores (Casellas, 2006) tienen que la eliminación biológica de nutrientes y de materia orgánica se obtiene gracias a la combinación de ciclos de reacción aerobios y anóxicos, dependiendo de las necesidades del tratamiento.

Con la introducción de la fase inicial anaerobia se produce la liberación de fósforo por parte de los microorganismos; en la fase aerobia tiene lugar la nitrificación, consumo de oxígeno y de fósforo; mientras que la desnitrificación ocurre en la siguiente fase anóxica. Debido a que en la operación de un SBR el sustrato orgánico soluble es consumido por los microorganismos en la fase aerobia, se deben efectuar mediciones para asegurar suficiente sustrato orgánico soluble para la desnitrificación (Cárdenas et al., 2006)

La intensidad en la aireación durante la fase aerobia en este tipo de reactores influye en el desempeño del proceso global. Para optimizar el desempeño y mejorar el control del proceso se deben implementar estrategias de control y realizar mediciones de parámetros en tiempo real. Algunos de los más utilizados son el potencial de hidrógeno (pH) y el oxígeno disuelto (OD) (Kishida et al., 2003).

En cuanto a los reactores de biopelícula, éstos permiten que la presencia de una zona interna anóxica facilite la nitrificación y la desnitrificación simultánea durante la fase aerobia. En este caso, la nitrificación ocurre en la superficie de la biopelícula y la desnitrificación ocurre en las capas internas debido al gradiente de oxígeno (Rittmann-Langeland, 1985).

Por otro lado, estos reactores ofrecen ventajas como ahorro de espacio y energía, mayor concentración de biomasa, operación flexible, menor sensibilidad a la toxicidad, baja producción de lodo y cargas volumétricas altas. Además, en estos sistemas la biomasa adherida al medio de soporte es la que gobierna el proceso de tratamiento. Sin embargo, cuando se incrementa el espesor de la biopelícula pueden aparecer regiones aerobias y anaerobias, permitiendo la remoción simultánea de DBO (Demanda bioquímica de oxígeno) y de nitrógeno (Rittmann-McCarty 2002).

3.2 Operación de Reactor Biológico Secuencial (SBR)

Los reactores SBR fundamentan su funcionamiento en un sistema de llenado y vaciado. Todos los procesos se llevan a cabo en un solo reactor y siguen una secuencia de llenado, reacción, sedimentación y vaciado. Con fundamento en lo planteado por Broch (2008) la configuración del ciclo depende de las características del agua residual y los requisitos legales a cumplir, y sigue fundamentalmente las siguientes etapas (figura 3.1).

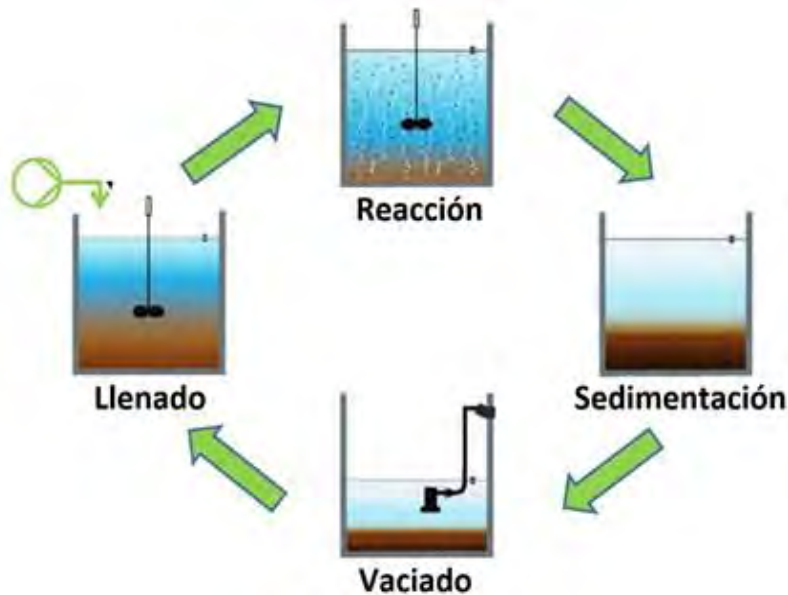


Figura 3.1. Etapas de un ciclo de operación de un reactor SBR.

Etapa de llenado: esta etapa puede ser estática, mezclada o aireada, dependiendo de los objetivos que se tengan previstos para el tratamiento del agua residual. En el llenado estático resulta una entrada mínima de energía y una concentración alta de sustrato al final de la misma. Puede presentarse desnitrificación con la presencia de nitratos y generar condiciones propicias para la remoción del fósforo. Con respecto al llenado aireado, se genera al comienzo de las reacciones aerobias y mantiene bajas concentraciones de sustrato, situación importante cuando existen elementos tóxicos en el agua residual. En cualquier caso, la fase de alimentación puede ser simple o múltiple dependiendo de los objetivos del tratamiento (Puig et al, 2004).

Etapa de reacción: generalmente se proveen condiciones de mezcla, en las que se permite el consumo de sustrato en condiciones ambientales controladas que pueden ser aerobias, anaerobias o anóxicas, dependiendo de la secuencia de tratamiento elegida. En las investigaciones asociadas a los procesos SBR se explica que en la fase de reacción anaerobia esencialmente se propicia la liberación del fósforo en forma de ortofosfatos; en la aerobia se llevan a cabo la oxidación de la materia orgánica y la nitrificación; y en condiciones anóxicas se presenta la desnitrificación y asimilación de fósforo (Cárdenas et al., 2006).



Etapa de sedimentación: la obtención del lodo es otro paso importante en la operación de este tipo de reactores, que afecta en gran medida el rendimiento (Metcalf & Eddy, 2003). Su objetivo es la regulación de la concentración de sólidos en el lodo en el reactor. Este lodo podría obtenerse al final de la fase de reacción o durante la fase de sedimentación. Los sólidos se dejan separar del líquido en condiciones de quietud, lo que resulta en un sobrenadante clarificado que puede ser descargado como efluente. El tiempo de asentamiento puede durar entre 0.5 y 1.5 h, y previene que el manto de sólidos flote debido a la acumulación de gas (Singh- Srivastava, 2011).

Etapa de vaciado: el sobrenadante clarificado se descarga del reactor como efluente, mediante un mecanismo que debe ser diseñado y operado de manera que se evite que el material flotante sea descargado. El exceso de lodo activado residual también se remueve. El proceso llevado a cabo en un SBR puede ofrecer muchas características ventajosas para aplicaciones en investigación: el control de las condiciones de funcionamiento es más fiable, preciso y versátil, la recolección de datos por medio de sensores de toma de muestras y en línea se hace más fácil y los resultados son más representativos (Stricker - Béland, 2006).

3.3 Tratamiento de aguas residuales con tecnología SBR

Los reactores SBR se han utilizado para el tratamiento de diversos tipos de vertimientos, entre los que se encuentran aguas residuales domésticas, aguas residuales industriales, aguas sintéticas, lixiviados, entre otros. También se han empleado diversas configuraciones y secuencias, dependiendo de la calidad del efluente a tratar y de las necesidades de cada tipo de tratamiento. Así, por ejemplo, en la actualidad se utiliza el sistema convencional de sustrato suspendido y también el sistema de crecimiento adherido.

El tipo de sistema que trabaja con crecimiento adherido se emplea con frecuencia en procesos de lodos activados modificados para mejorar la remoción de compuestos orgánicos y promover las tasas de nitrificación. Con el empleo de la tecnología de crecimiento microbiano adherido se han llevado a cabo innumerables investigaciones, que han probado las bondades de este tratamiento solo o en combinación con el crecimiento suspendido típico de lodos activados (Metcalf & Eddy, 2003).

En un proceso de biopelícula maduro, la concentración de biomasa en el medio es mucho mayor que en la suspensión líquida, lo cual es un indicativo de que la eficiencia del proceso de tratamiento es dirigida por la biopelícula. Sin embargo, el aumento del espesor de la biopelícula hace que coexistan regiones aerobias y anaerobias las cuales permiten la remoción simultánea de DBO y de nitrógeno (Rittman- McCarty, 2002).

La combinación de lechos adheridos y suspendidos ofrece mayor versatilidad frente a cambios súbitos de las condiciones de trabajo de los reactores en cuanto a carga orgánica e hidráulica y las relaciones entre materia orgánica, nitrógeno y fósforo, entre otros.

Una modificación del proceso SBR es el proceso anammox, el cual permite la conversión autotrófica del amonio a nitrógeno gas mediante condiciones anaerobias.

A continuación, se presenta un resumen de algunos estudios representativos, que han empleado SBR con diferentes configuraciones y con diferentes tipos de efluentes.

Tabla 3.1. Tratamiento de aguas residuales con reactor SBR

Tipo de Reactor/proceso	Tipo de agua residual (AR) o efluente	Eficiencia	Referencia
Convencional aerobio - anóxico	AR sintética	Eliminación del 97% en DBO	Dauntan et al., (1988)
Convencional anóxico-aerobio	AR sintética	Eliminación del 96% en DBO 40% en NT, 40% en PT	Pérez-Dauntan., (2002)
Convencional anaerobio-anóxico -aerobio	AR sintética	Eliminación 70% en PT y del 90% en NT	Akın-Ugurlu, (2005)
Convencional Anaerobio-aerobio -anóxico	AR doméstica	Eliminación del 92 % en DBO, 52% NKT y 67% PT	Cárdenas et al., (2006)
Convencional Aerobio	AR sintética	Eliminación de 90% en PT	Wang et al., (2008)
Biopelícula Anaerobio-aerobio	AR sintética	Eliminación 97% en PT y del 73% en NT	Wu-Jin., (2011)
Biopelícula Aerobio-anaerobio	AR sintética	Eliminación del 90% en N-NH ₃ , 87% en PT y 95% en DQO.	Feng et al., (2011)
Biopelícula Anaerobio-aerobio	AR sintética	Eliminación del 90% en PT y 57% en NT	Li-Xing et al., (2003).
Biopelícula Aerobio	AR industria láctea	92% en DBO, 94% en DQO y 73% en NT	Sirianuntapiboon-Jeeyachok.,(2005)
Biopelícula Anaerobio-anóxico-aerobio	AR sintética	Eliminación del 77% en NT y del 33% en PT	Kim- Jung et al.,(2008)
Biopelícula Aerobio-anaerobio	AR sintética	Eliminación 98% en DQO, 60% en NT y 80 en PT	Rahimi-Torabian., (2011)
Convencional Aerobio-anaerobio	Lixiviado maduro	Eliminación del 90% en NT	Rahimi-Torabian., (2015)

Fuente: Paredes- Ramos (2014)



3.4 Ventajas de los reactores SBR

Los reactores discontinuos como lo son los reactores biológicos secuenciales presentan algunas ventajas en su operación según (Ketchum, 1996). Por mencionar algunas se tienen las siguientes:

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. Efluente de gran calidad y menor cantidad de sólidos en suspensión, debido, a la decantación estática y controlada que permite el sistema, influyendo en una reducción directa en otros parámetros de control de calidad del efluente.
3. Mayor resistencia frente a variaciones bruscas de temperatura, ya que nos permite controlar los ciclos de carga de agua bruta, estableciendo criterios de cómo, cuánto y cuándo realizarlos.
4. Su operación es sencilla y el control de la operación del sistema puede ser automática.
5. Bajo requerimiento de espacio, debido a que se requiere un solo tanque para realizar todo el proceso. Evitamos los procesos de decantación convencionales y reactores auxiliares de desnitrificación.
6. Consigue la eliminación eficiente de: Nitrógeno, fósforo y materia orgánica. Ideal para el control y la eliminación de nutrientes.
7. Permiten mayor control sobre el crecimiento de microorganismos filamentosos y problemas de decantación.
8. Los costes de inversión son menores ya que no requieren de los típicos decantadores secundarios.

Un sistema SBR puede ser operado como un reactor de lodos activados o como un reactor de biopelícula empacado con un material que sirva como un soporte para el crecimiento de los microorganismos (Gee et al., 2004)



CAPÍTULO 4. BIOPELÍCULA

Las biopelículas son comunidades microbianas estructuradas compuestas de grupos de células suspendidas en una matriz polimérica hidratada de producción propia de densidades variables y atravesadas por canales. Las biopelículas tienen una función importante en el tratamiento de aguas residuales, ya que forman la base de diversos reactores aerobios y anaerobios y se caracterizan por su viabilidad y eficiencia. El único requisito para la formación de biopelícula es que haya una cantidad de agua disponible, un medio que las hospede y la cantidad de nutrientes necesarios (Costerton, 1995).

4.1 Crecimiento de biopelícula

Una biopelícula puede formarse por una sola especie de bacterias, pero muy frecuentemente las biopelículas consisten en muchas especies de bacterias, tanto como hongos, algas, protozoos, etc. Las sustancias poliméricas extracelulares están principalmente representadas por polisacáridos (arriba del 65%). Sin embargo, otras sustancias están presentes, tales como proteínas (10-15%) ácidos nucleicos, grasas, DNA y ácidos húmicos. Casi todas las investigaciones referentes a la estructura química y naturaleza bioquímica de las sustancias poliméricas extracelulares se han realizado con cultivos de muestras de lodos activados (Falkentoft, 2000).



La adhesión de células bacterianas a una superficie y el desarrollo de una biopelícula incluyen diversos pasos. El paso de formación inicial juega un papel importante y tiene un impacto considerable sobre las propiedades físico-químicas de la biopelícula madura. A fin de sujetarse, las células parecen ser capaces de detectar cuando están cerca de una superficie. El primer asentamiento a la superficie es reversible y pareciera que la bacteria explora la superficie antes de proceder al siguiente paso que es la adhesión irreversible (Lazarova-Manem, 1995).

Una vez sujetas a la superficie, los microorganismos de la biopelícula llevan a cabo una variedad de reacciones dependiendo de las condiciones ambientales. Finalmente, en pocos minutos después de llevada a cabo la adhesión, la célula inicia la formación de discretas microcolonias que forman unidades básicas organizacionales de biopelícula (Characklis-Marshall, 1990).

En algún momento dado y debido al continuo crecimiento de la biopelícula, ni el oxígeno ni los nutrientes pueden penetrar hasta las capas más profundas de la misma, forzando a los microorganismos del fondo primeramente al consumo de oxígeno endógeno de sus reservas y posteriormente al consumo de los polímeros extracelulares, lo cual causa el desprendimiento de la biopelícula.

Los microorganismos que lograron quedar adheridos a la superficie del medio de soporte, al estar nuevamente en contacto con el oxígeno del agua, adoptan un metabolismo aerobio provocando una biopelícula totalmente penetrada e iniciando a reforzar sus polímeros extracelulares hasta lograr una biopelícula de mayor espesor. Este mecanismo de crecimiento y desprendimiento se realiza en forma cíclica hasta que el sistema alcanza cierta estabilidad y el espesor puede considerarse constante.

Algunos factores importantes para el crecimiento de una biopelícula son la porosidad o rugosidad y la carga electrostática de la superficie del medio de soporte pues la adherencia de microorganismos se debe básicamente a la acción electrostática entre estos y el material de soporte, mientras que la porosidad proporciona una protección contra las fuerzas mecánicas.

Es importante considerar que dentro del desarrollo de la biopelícula en una primera etapa se observan muy pocas especies, las cuales logran crecer rápidamente hasta cubrir completamente la superficie, es entonces cuando otros grupos de microorganismos como los organismos nitrificantes, encuentran la posibilidad de introducirse a la matriz gelatinosa adhiriéndose a ella, logrando una mayor complejidad del sistema por el aumento del número de especies presentes (Van Benthum et al., 1997)

Van Loosdrecht et al (1995) refieren que una superficie rugosa promueve la acumulación de biopelícula debido a los espacios protegidos contra los esfuerzos cortantes existentes en la superficie.



4.2 Composición de la biopelícula

En los diferentes sistemas de tratamiento la composición de la biopelícula depende de la cantidad y calidad de los nutrientes disponibles en el medio y de las condiciones ambientales del lugar donde se encuentren entre los diversos microorganismos existentes se pueden localizar los siguientes:

Bacterias: La comunidad más abundante en las biopelículas, debido a que supera el 90% de la masa total, expresada como base seca. Los principales géneros predominantes son las bacterias heterótrofas con la presencia de algunas bacterias nitrificantes en zonas de baja carga orgánica. Por mencionar algunos se encuentran *Chromobacterium*, *Alcaligenes*, *Beggiatoa*, *Escherichia*, *Pseudosomas*, *Sphaerotilus* y *Zoogloea*. Cuando las condiciones son favorables y hay amonio presente, entonces también se presentan bacterias autótrofas como las *Nitrosomonas* y *Nitrobacter*, las cuales habitan dentro de la matriz gelatinosa formada por las bacterias heterótrofas (Moreau et al., 1994).

Algas: Es común encontrarlas en los diferentes procesos de tratamiento pues son arrastradas por el agua. Debido a su dependencia a la luz, generalmente están presentes donde la iluminación es adecuada para su metabolismo, debido a esto su participación es prácticamente despreciable en el proceso de transformación de compuestos orgánicos contaminantes.

Protozoarios: En las biopelículas se distinguen tres grupos principales: los ciliados y amebas (depredadores primarios), y los flagelados, los cuales se alimentan de material orgánico disuelto. En el caso de las amebas y flagelados, la actividad depuradora que llevan a cabo se considera despreciable debido al bajo número de individuos observados, a diferencia de los ciliados cuya función es de suma importancia ya que se alimentan de bacterias y pueden llegar a alcanzar el 5% del volumen total de materia seca (Moreau et al., 1994).

Microinvertebrados: Conocidos también como depredadores secundarios ya que se pueden alimentar tanto de bacterias como de protozoarios y partículas de materia orgánica. Tienen un papel importante ya que además de lo anterior se encargan de los procesos de desprendimiento de biopelícula. El número más importante de individuos son los rotíferos.

4.3 Desprendimiento de la biopelícula

El desprendimiento puede ser definido como la transferencia de una matriz sólida hacia la fase fluida. Existen cinco tipos de factores de desprendimientos los cuales son: erosión, abrasión, desprendimiento, depredadores e intervención humana (Falkentoft, 2000).

El espesor de las biopelículas es uno de los principales parámetros para el tratamiento de aguas residuales. Dentro de los factores que aumentan el crecimiento de la biopelícula se consideran los más importantes: concentración de nutrientes, turbulencia del sistema, oxígeno disuelto, carga orgánica, temperatura, pH y material de soporte (Cohen, 2001).



El adecuado control y selección de estos factores define los procesos de crecimiento y desprendimiento de la biopelícula, lo cual permite tener películas más o menos gruesas (Comett et al., 2004).

Los microorganismos forman capas delgadas sobre superficies lisas en comparación con las películas microbianas gruesas sobre materiales porosos. Cada sistema de tratamiento tiene un espesor típico de biopelícula (Cohen, 2001). El espesor de una biopelícula usualmente varía de decenas de micrómetros a más de 1cm, aunque un promedio de 1mm es común (Wanner y Gujer, 1984).

4.4 Medios de soporte para biopelícula

Diversos medios de soporte se han empleado para el tratamiento de lixiviados, entre ellos se pueden citar materiales como: carbón activado granular, polietileno (Kaldnes), hule espuma (Linpor), cerámicas, composta y turba entre otros, en donde se han obtenido remociones de materia orgánica y nitrógeno (Lafrance et al., 1996). Loukidou y Zouboulis (2001) utilizaron hule espuma y carbón activado granular y obtuvieron remociones de 65% de materia orgánica como DQO y 60% de remoción de nitrógeno.

Cohen (2001) demostró que un material de soporte que tiene grandes espacios vacíos en el interior permite a los microorganismos fijarse a las paredes del mismo bajo condiciones de bajo esfuerzo cortante formando capas de mayor espesor en comparación con las formadas en medios de soporte lisos.

Comett et al., (2004) elaboraron un estudio de tratamiento usando dos medios de soporte distintos. Uno fue un material de poliuretano conocido como Linpor y el otro un material de poliuretano conocido como Kaldnes. Concluyeron que el primero de ellos (con mayor porosidad), logró una mayor remoción de DQO que el segundo (con menor porosidad), alcanzando valores de 47 y 27%, respectivamente.

Asimismo, Linpor logró una mayor remoción de nitrógeno que Kaldnes con promedio de 72% para Linpor y 42% para Kaldnes. La biopelícula desarrollada de Linpor alcanzó mayores concentraciones de biomasa que Kaldnes. El promedio de sólidos en el primero fue de 170g/m² contra 63g/m² para el segundo.

4.5 Sistemas con biopelícula

Los sistemas de tratamiento con biopelícula ofrecen algunas ventajas sobre los sistemas convencionales por ejemplo, coexistencia metabólica aerobia y anaerobia en el mismo ecosistema, mayores tasas de remoción, eficiente sedimentación de biomasa, reactores de menor volumen, menor sensibilidad a sustancias inhibitorias y tóxicas y cinética completamente independiente del volumen del reactor, además de soportar gran variedad de



poblaciones microbianas, lo cual degrada diferentes sustancias contaminantes (Comett et al., 2004).

El principal inconveniente de la biopelícula es el evidente costo del medio de soporte el cual puede ser una parte insignificante del total de los costos de inversión y la necesidad de mantener altas tasas de OD para mantener la nitrificación en tasas máximas (Welandar et al., 1997).

Choi et al., (2001) efectuaron un estudio sobre las sustancias poliméricas extracelulares en relación con la remoción de nutrientes en un reactor secuencial con biopelícula. Postulan que el espesor con biopelícula podría ser un factor importante en la eliminación de nutrientes y que una biopelícula delgada podría tener ventajas para la nitrificación al proveer un flujo suficiente de oxígeno dentro de la biopelícula. En contraparte se espera una mejor desnitrificación en una biopelícula gruesa a costa de una baja nitrificación.

Otra ventaja de la biopelícula gruesa para la desnitrificación es el posible abastecimiento de una fuente de carbono interna por lisis de las células en una biopelícula profunda.



CAPÍTULO 5. METODOLOGÍA

En este capítulo titulado metodología se hablará acerca del equipo utilizado, su operación, la estrategia experimental y la descripción de cada una de las etapas experimentales.

5.1 Descripción del equipo

El reactor con el cual se trabajó tiene por nombre Sequencing Batch Reactor (SBR) o también conocido como Reactor Biológico Secuencial el cual consta de los siguientes componentes para su posible operación (Figura 5.1):

1.-Reactor SBR

El material del cual se encuentra hecho el reactor es vidrio de borosilicato el cual proporciona resistencia química, al calor y a los cambios de temperatura, este cuenta con una graduación a capacidad de 4L; se encuentra cubierto con un enchaquetado utilizado para la recirculación de agua a temperatura de 30°C, además de contar con un soporte metálico de acero inoxidable.

En la parte superior del reactor se puede encontrar una boca con tapa la cual es usada como conducto para llevar a cabo la alimentación y descarga del equipo. El reactor es de la marca Bioprocess Control.

2.-Motor

El motor del reactor SBR cuenta con un agitador metálico en el eje y un controlador del rotor el cual nos ayuda para ajustar las revoluciones por minuto (rpm) de 0 a 100 en la hélice.

3.-Baño de agua

El volumen de agua en el baño es de 40L aproximadamente, cuenta con una resistencia que se encuentra ajustada a una temperatura de 30°C además de tener una recirculación que dirige esta agua hacia el enchaquetado del reactor.

4.- Bomba

El tipo de bomba utilizado es una bomba peristáltica la cual es un tipo de bomba hidráulica de desplazamiento positivo utilizada para realizar la alimentación y descarga en el reactor SBR, la bomba cuenta con un cabezal de 7018-20. Marca Cole Palmer modelo 7553-80.

5.-Controlador

El controlador utilizado es marca Cole Palmer de la línea Master Flex, modelo 7553-71, utilizado para ajustar la velocidad de succión y descarga de la bomba.

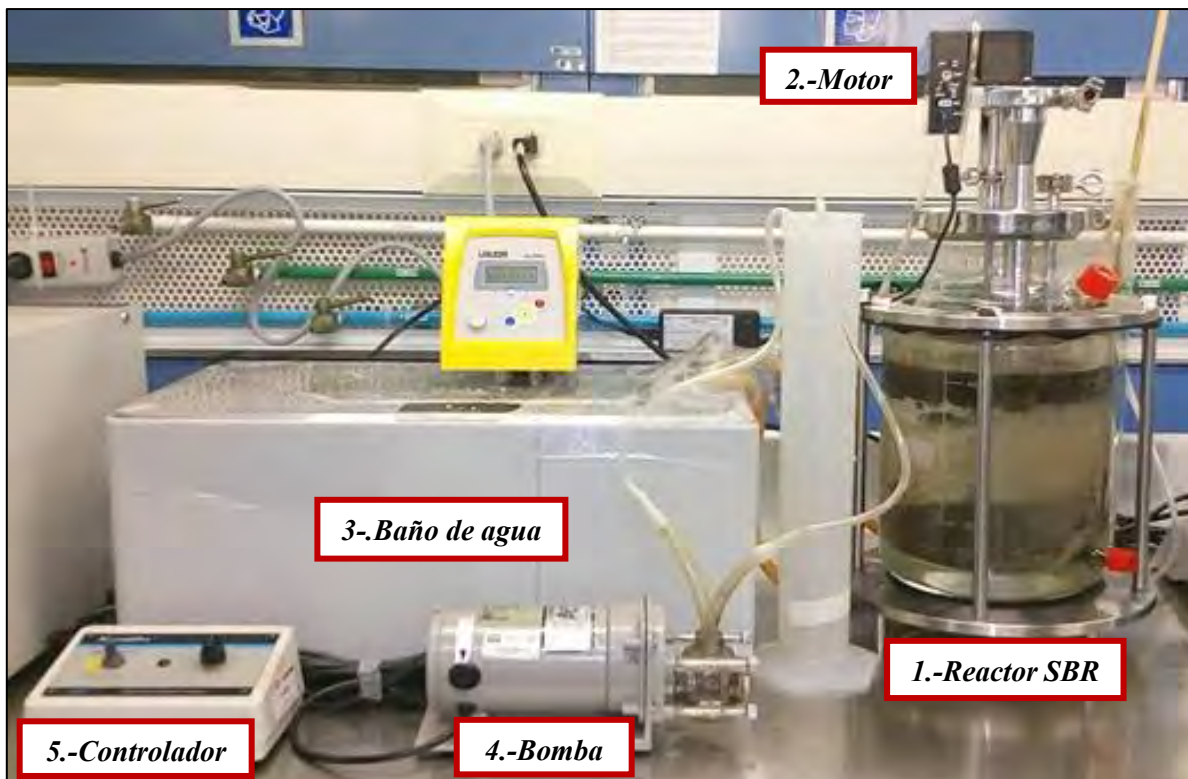


Figura 5.1. Componentes del Reactor Biológico Secuencial en las instalaciones del Laboratorio de Ingeniería Ambiental (LIA) en el edificio 5 del Instituto de Ingeniería.

5.2 Operación y muestreo del reactor biológico secuencial (SBR)

El muestreo consistió en obtener muestras del influente y el efluente del reactor con el objetivo de conocer las concentraciones de nitrógeno en el sistema.

El Reactor Biológico Secuencial se encuentra en mezcla con un lodo biológico por esta razón la operación mecánica realizada para llevar a cabo la alimentación y la obtención de muestras en el reactor SBR para este proceso se encuentra diseñada experimentalmente de la siguiente manera:

5.2.1 Obtención del efluente

En la figura 5.2 se muestra la imagen de obtención del efluente del reactor SBR, para este objetivo se siguieron los siguientes pasos:

1. Detener la agitación de la hélice metálica ajustando a 0 rpm el motor del reactor.
2. Esperar diez minutos para que se realice la sedimentación de los lodos, evitando de esta manera obtener un efluente con exceso de materia suspendida.
3. Una vez sedimentados los lodos se procede a realizar la descarga (2 litros) accionando hacia la *izquierda* la palanca del controlador ordenando así la succión de la bomba.
4. Es importante obtener el efluente del reactor en un recipiente limpio.

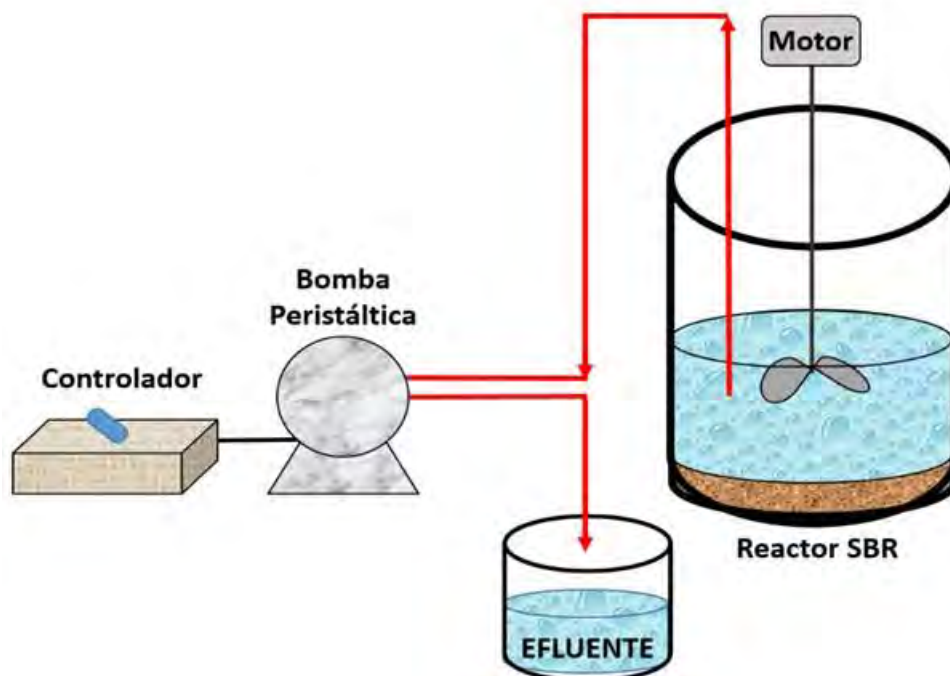


Figura 5.2. Obtención del efluente en el reactor SBR.

5.2.2 Alimentación del agua residual (alimentación del influente)

En la figura 5.2 se muestra la imagen que describe la alimentación del influente del reactor SBR, para este objetivo se siguieron los siguientes pasos:

1. Tener previamente preparada el agua sintética que será usada como agua residual.
2. Una vez realizada la obtención del efluente se procede a realizar la alimentación del agua sintética al reactor.
3. Accionar hacia la *derecha* la palanca del controlador para detener la descarga de la bomba y comenzar la alimentación del agua sintética.
4. Completada la carga detener el controlador colocando la palanca del controlador en el centro.
5. Comenzar la agitación de la hélice metálica ajustando a 60 rpm el motor del reactor.

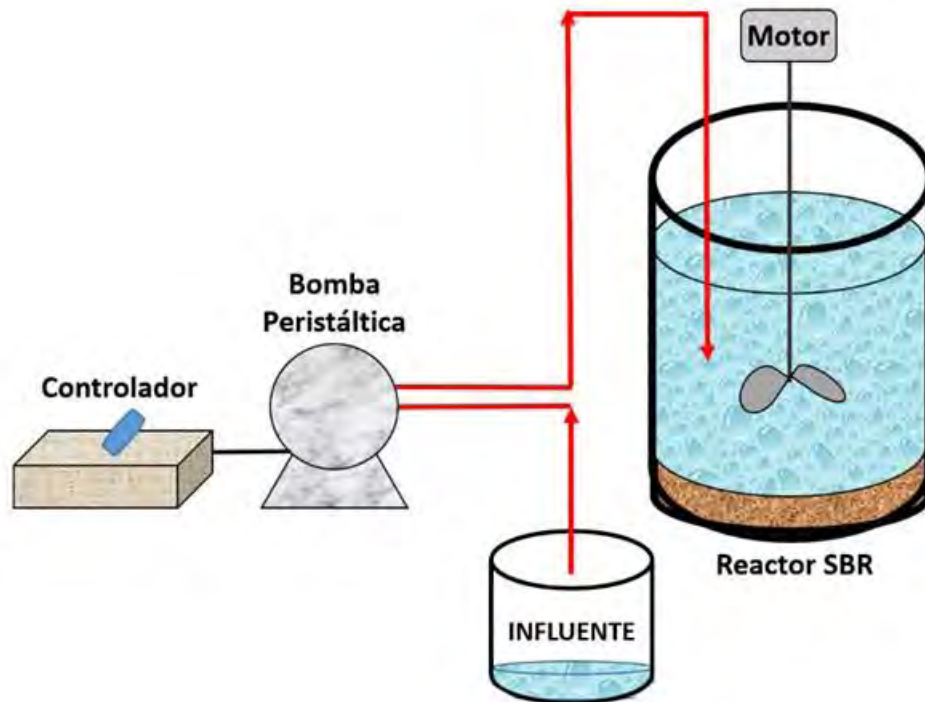


Figura 5.3. Alimentación del agua sintética en el reactor SBR.

El sistema con el que se trabajó es un reactor tipo batch, el principio en este reactor es un proceso de lecho móvil debido a que el crecimiento de la biomasa en el medio de soporte se mueve en el reactor biológico mediante la agitación generada por un sistema mecánico.

En este sistema SBR el agua residual en este caso agua sintética se encuentra en mezcla con un soporte polimérico, conocido como hule espuma para la formación de la biopelícula y con lodo biológico proveniente de la planta de tratamiento de agua residual de la Facultad de Ciencias Políticas y Sociales, UNAM.

El material seleccionado como soporte para la formación de la biopelícula es hule espuma con densidad de 30 kg/m^3 cortado en cubos de 1 cm^3 debido a que posee características tales como, porosidad del 97%, durabilidad gracias a su resistencia mecánica, además de mencionar que es un material inerte al ataque microbiano y tiene bajo costo económico (figura 5.4).



Figura 5.4. Material de soporte, cubos de poliuretano de 1 cm^3 .

De acuerdo con el estudio de microscopía, hecho por Shim y Park (1991), los principales mecanismos de fijación de biopelícula en el medio de soporte poroso, como el hule espuma utilizado en este sistema y el LINPOR, son la adherencia y la fijación mecánica hecha dentro del poro, por lo tanto, la determinación de la biomasa en este tipo de material se hace en todo el medio de soporte, ya que el crecimiento se tiene tanto en la superficie del hule-espuma como dentro del poro (González et al., 2002).

5.3 Descripción de etapas experimentales

Para la operación del Reactor Biológico Secuencial se plantearon tres etapas experimentales, en las cuales las condiciones de operación varían de acuerdo con el comportamiento de las bacterias oxidantes de amonio y bacterias oxidantes de nitrito, estas condiciones se describen a continuación para cada una de las etapas según la secuencia experimental.

5.3.1 ETAPA 1: Carga orgánica aplicada igual a 1.96 gDQO/m²•d

El tiempo de duración de la primera etapa consta de nueve semanas, debido a que el periodo de arranque del reactor implica la fase de la formación y el desarrollo de la biopelícula.

La configuración del reactor en esta primera etapa se muestra en la Figura 5.5:

El sistema se encuentra a una temperatura de 30°C, temperatura seleccionada con base a los estudios de Strous et al. (1999); en los que se calcularon las velocidades de eliminación de sustrato y generación de nitrato a distintas temperaturas. Estos autores observaron que la temperatura óptima para los microorganismos autótrofos oscilaba alrededor de 30°C. Esta condición será controlada en el reactor con ayuda del enchaquetado del equipo y la recirculación programada en la resistencia que posee el baño de agua.

La velocidad de agitación es ajustada en el motor a 60 rpm experimentalmente, puesto que el esfuerzo cortante influye en la formación de la biopelícula. La velocidad de agitación es un parámetro importante a la hora de poner en marcha al reactor, Arrojo et al. (2006) determinaron el efecto del estrés mecánico causado por la velocidad de agitación en un sistema SBR. Entre 60 y 180 revoluciones por minuto no se observó la inhibición del proceso mientras que a velocidades de agitación superiores a 250 rpm se provoca una desestabilización del sistema provocado por la muerte celular.

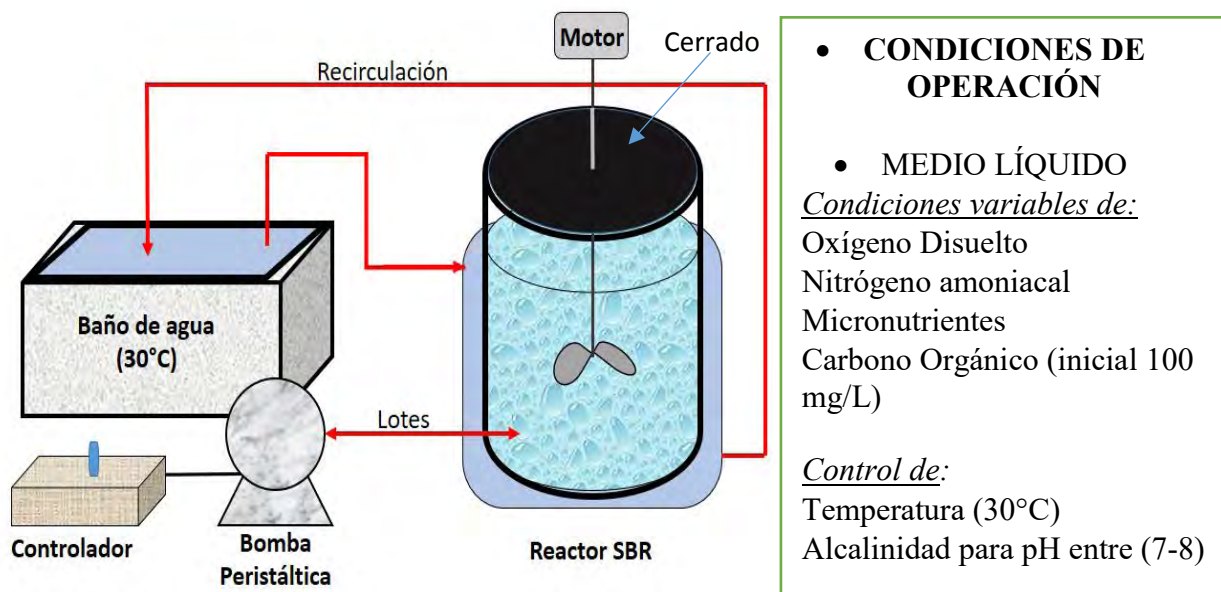


Figura 5.5. Configuración del reactor SBR. Etapa 1.



El control de pH se encuentra en el intervalo de 7 a 8. Según Jettern et al., (1999) el rango de pH activo para llevar a cabo el proceso de remoción de nitrógeno se encuentra entre 6.7 y 8.3 en este intervalo se obtiene una tasa óptima de eliminación de nitrógeno de amonio (N-NH_4^+) y de nitrógeno de nitrito (N-NO_2^-).

La concentración de carbono orgánico agregada en esta etapa al inicio de los ciclos está referida a 100 mg/L como DQO, esta concentración de DQO fue seleccionada basándose en la NOM-001-SEMARNAT la cual menciona que la demanda química de oxígeno en el uso público urbano se encuentra en un rango de 75 a 125 mg/L según los límites máximos permisibles para contaminantes básicos. Calculando la carga orgánica con la siguiente ecuación.

Para el cálculo de la carga orgánica se utilizó la siguiente ecuación:

$$\text{Carga Orgánica} = \frac{V_{\text{recambio}} \left(\frac{\text{L}}{\text{ciclo}} \right) * \left(\frac{\#\text{ciclos}}{\text{día}} \right) * \text{DQO} \left(\frac{\text{mg}}{\text{L}} \right)}{\#\text{cubos} * 6\text{caras} (\text{cm}^2)}$$

Donde:

V_{recambio} = Volumen de recambio

DQO = Demanda química de oxígeno del agua residual

Ejemplo: DQO inicial = 100mg/L

$$C.O = \frac{\left(2 \frac{\text{L}}{\text{ciclo}} \right) * \left(2 \frac{\text{ciclos}}{\text{día}} \right) * \left(100 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \right)}{340 * (6 \text{ cm}^2)} * \left(\frac{10\,000 \text{ cm}^2}{1 \text{ m}^2} \right) * \left(\frac{1 \text{ g}}{1000 \text{ mg}} \right) = 1.96 \frac{\text{gDQO}}{\text{día} * \text{m}^2}$$

Es importante mencionar que la concentración de nitrógeno en especie que se agregó es de 60 mg como amonio y 60 mg como nitrito. Esta concentración se mantendrá a lo largo de las 3 etapas de experimentación. La razón de que la relación de concentraciones entre las especies es 1:1 entre amonio (NH_4^+) y nitrito (NO_2^-) es para proporcionar las condiciones ante un posible desarrollo de bacterias anammox. A continuación se muestran los cálculos realizados:

AMONIO

Concentración agregada de amonio (NH_4^+) en mg/L en agua residual hacia el reactor SBR.

$$55 \frac{\text{mg}}{\text{L}} (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 \left(\frac{1 \text{ mol } (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4}{132.14 \text{ g} (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4} \right) * \left(\frac{2 \text{ mol } \text{NH}_4^+}{1 \text{ mol } (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4} \right) * \left(\frac{18.04 \text{ g } \text{NH}_4^+}{1 \text{ mol } \text{NH}_4^+} \right) = 15 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{NH}_4^+$$



Equivalente a una concentración agregada de nitrógeno de amonio (N-NH₄⁺) en mg/L.

$$15 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{NH}_4^+ \left(\frac{1 \text{ mol NH}_4^+}{180.4 \text{ g NH}_4^+} \right) * \left(\frac{1 \text{ mol N}}{1 \text{ mol NH}_4^+} \right) * \left(\frac{14 \text{ mg N}}{1 \text{ mol N}} \right) = 11.7 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{N} - \text{NH}_4^+$$

De donde, la masa agregada diaria al reactor SBR en la etapa 1 fue:

Masa agregada de NH₄⁺ (mg).

$$15 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{NH}_4^+ * \left(2 \frac{\text{L}}{\text{ciclo}} \right) * \left(2 \frac{\text{ciclo}}{\text{día}} \right) = 60 \text{ mg NH}_4^+$$

Masa agregada de N-NH₄⁺ (mg).

$$11.7 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{NH}_4^+ * \left(2 \frac{\text{L}}{\text{ciclo}} \right) * \left(2 \frac{\text{ciclo}}{\text{día}} \right) = 46.6 \text{ mg N} - \text{NH}_4^+$$

NITRITO

Concentración agregada de nitrito (NO₂⁻) en mg/L en agua residual hacia el reactor SBR.

$$23 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{NaNO}_2 \left(\frac{1 \text{ mol NaNO}_2}{68.99 \text{ g NaNO}_2} \right) * \left(\frac{1 \text{ mol NO}_2^-}{1 \text{ mol NaNO}_2} \right) * \left(\frac{46 \text{ g NO}_2^-}{1 \text{ mol NO}_2^-} \right) = 15 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{NO}_2^-$$

Equivalente a una concentración agregada de nitrógeno de nitritos (N- NO₂⁻)

$$15 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{NO}_2^- \left(\frac{1 \text{ mol NO}_2^-}{46 \text{ g NO}_2^-} \right) * \left(\frac{1 \text{ mol N}}{1 \text{ mol NO}_2^-} \right) * \left(\frac{14 \text{ g N}}{1 \text{ mol N}} \right) = 4.7 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{N} - \text{NO}_2^-$$

De donde, la masa agregada diaria al reactor SBR en la etapa 1 fue:

Masa agregada de NO₂⁻ (mg).

$$15 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{NO}_2^- * \left(2 \frac{\text{L}}{\text{ciclo}} \right) * \left(2 \frac{\text{ciclo}}{\text{día}} \right) = 60 \text{ mg NO}_2^-$$

Masa agregada de N- NO₂⁻ (mg).

$$4.7 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{N} - \text{NO}_2^- * \left(2 \frac{\text{L}}{\text{ciclo}} \right) * \left(2 \frac{\text{ciclo}}{\text{día}} \right) = 18.7 \text{ mg N} - \text{NO}_2^-$$



La concentración de oxígeno disuelto en esta etapa estará determinada a través del oxígeno disuelto que contiene el espacio de cabeza y el agua sintética, la cual es preparada con agua de la llave que proviene de la tarja del Laboratorio de Ingeniería Ambiental (LIA). Mientras que los micronutrientes fueron seleccionados con ayuda de los estudios de Van der Graaf et al. (1996) en composición de disoluciones traza para la preparación de agua sintética con micronutrientes en experimentos con bacterias anammox (Ver Anexo A-11).

Operación del ciclo del reactor SBR en la etapa uno

El agua sintética (agua residual) que se utilizó como influente las nueve semanas de duración de la primera etapa experimental tiene la composición que se muestra en la tabla 5.1.

Tabla 5.1. Composición de agua sintética utilizada en la etapa 1 de experimentación

Nombre del reactivo/compuesto	Fórmula	Cantidad (mg/L)
Sulfato de amonio	$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	55
Nitrito de sodio	NaNO_2	23
Bicarbonato de potasio	KHCO_3	1500
Fosfato de potasio monobásico	KH_2PO_4	27.2
Cloruro de calcio dihidratado	$\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	300
Sulfato de magnesio heptahidratado	$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	300
Disolución Traza I (<i>Ver Anexo A-11</i>)	-	1.25 mL
Disolución Traza II (<i>Ver Anexo A-11</i>)	-	1.25 mL
Maltodextrina	$\text{C}_6\text{nH}(10\text{n}+2)\text{O}(5\text{n}+1)$	30
Proteína vegetal hidrolizada		60

Las etapas de operación experimental que se realizaron son las típicas en un reactor biológico secuencial, como fue mencionado en capítulos anteriores son: Llenado, reacción, sedimentación y vaciado, en la tabla 5.2 se muestra la duración en minutos de cada secuencia de operación para los dos ciclos diarios realizados en esta primera experimentación.

Tabla 5.2. Ciclos de operación en el reactor SBR para la etapa 1

ETAPAS (min)	CICLO	
	1	2
Llenado	5	5
Reacción	1200	240
Sedimentación	10	10
Vaciado	5	5

En figura 5.6, puede observarse la realización del ciclo de operación que se llevó a cabo en el sistema en esta primera etapa.

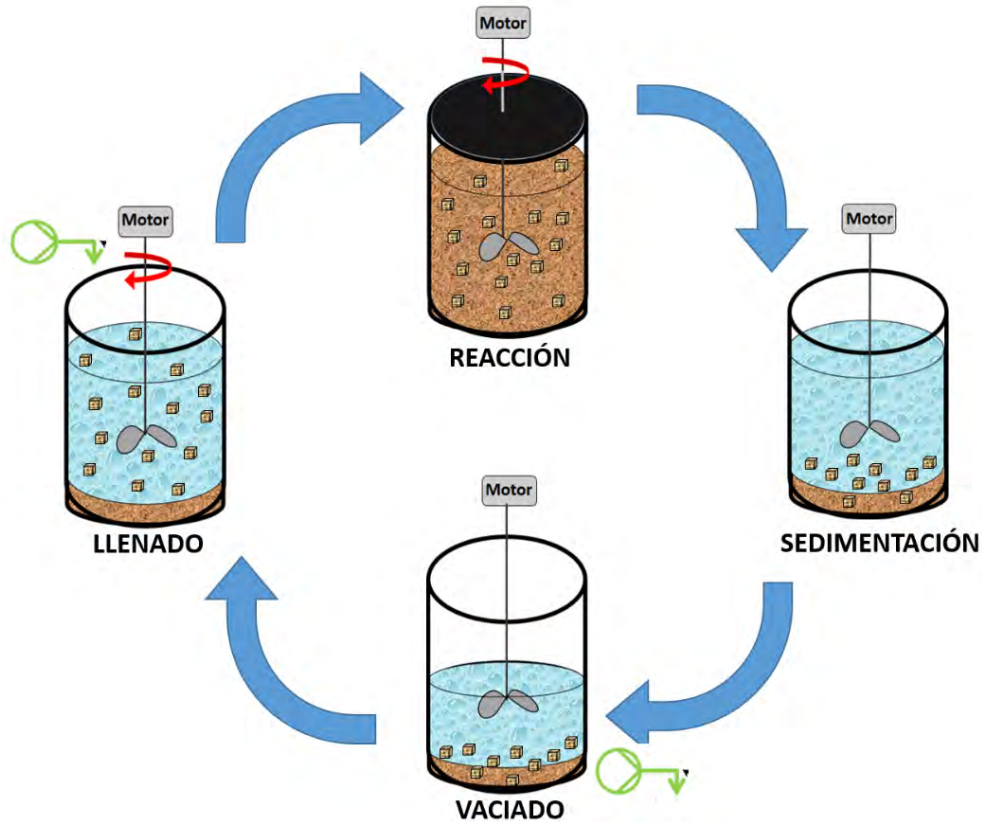
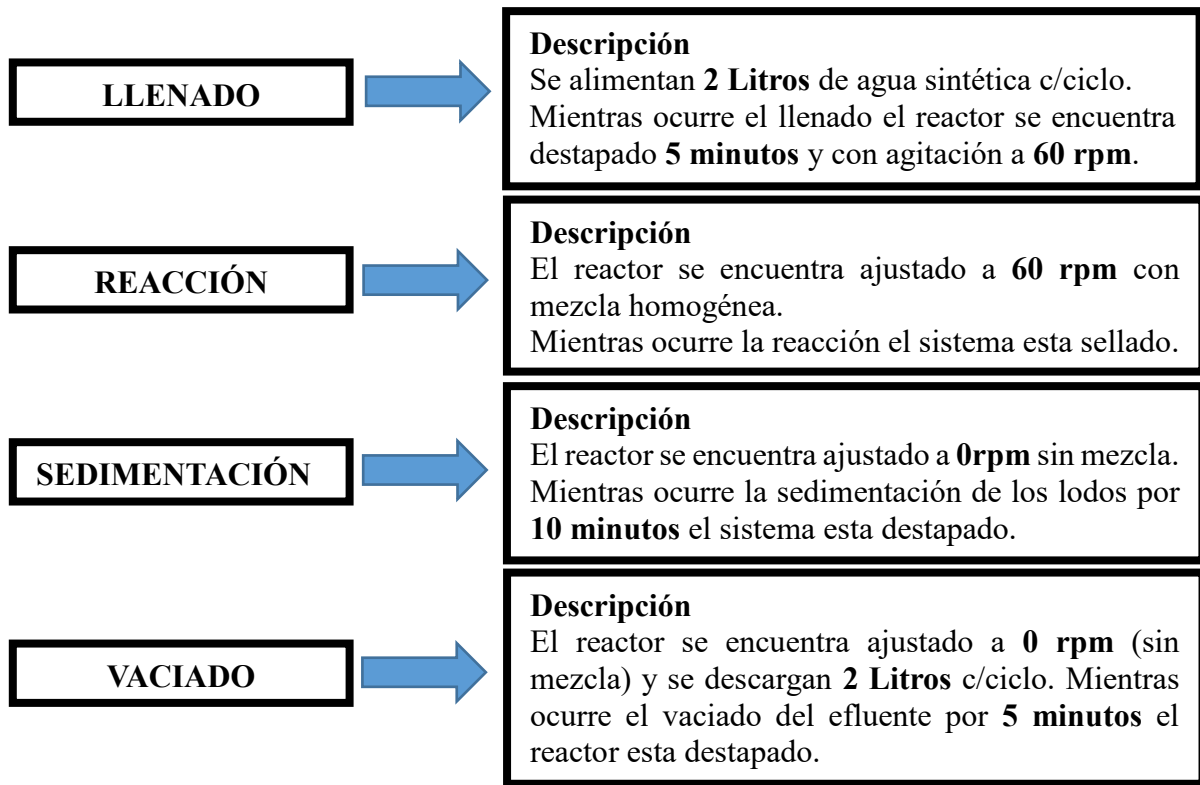


Figura 5.6. Ciclo del reactor biológico secuencial en la etapa 1.



5.3.2 ETAPA 2: Carga orgánica de 0.98 gDQO/m²•d y sin aireación

En la segunda etapa el tiempo de operación del reactor biológico secuencial consta de cinco semanas.

La configuración del sistema en esta etapa es igual que en la etapa uno (Ver figura 5.5), solo que las condiciones de reacción fueron ajustadas de la siguiente manera.

La concentración de oxígeno disuelto en esta etapa al igual que en la primera etapa está determinada por la concentración de oxígeno disuelto que contiene el agua de la llave con la cual es preparado el influente y del oxígeno transferido del espacio de cabeza, de los ciclos realizados cada día (2 ciclos) y del tiempo de aireación del espacio de cabeza, al destaparse el reactor en el ciclo de operación.

- **CONDICIONES DE OPERACIÓN**

- **MEDIO LÍQUIDO**

Condiciones variables de:

Oxígeno Disuelto

Nitrógeno amoniacal

Micronutrientes

Carbono Orgánico (inicial 50 mg/L)

Control de:

Temperatura (30°C)

Alcalinidad para pH entre (7-8)

Como se mencionó con anterioridad la concentración de nitrógeno en especie que se agregó es de 60 mg como amonio y 60 mg como nitrito.

AMONIO

De donde, la masa agregada diaria al reactor SBR en la etapa 2 fue:

Masa agregada de NH₄⁺ (mg).

$$15 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{NH}_4^+ * \left(2 \frac{\text{L}}{\text{ciclo}}\right) * \left(2 \frac{\text{ciclo}}{\text{día}}\right) = 60 \text{ mg NH}_4^+$$

Masa agregada de N-NH₄⁺ (mg).

$$11.7 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{NH}_4^+ * \left(2 \frac{\text{L}}{\text{ciclo}}\right) * \left(2 \frac{\text{ciclo}}{\text{día}}\right) = 46.6 \text{ mg N} - \text{NH}_4^+$$

NITRITO

De donde, la masa agregada diaria al reactor SBR en la etapa 2 fue:

Masa agregada de NO₂⁻ (mg).

$$15 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{NO}_2^- * \left(2 \frac{\text{L}}{\text{ciclo}}\right) * \left(2 \frac{\text{ciclo}}{\text{día}}\right) = 60 \text{ mg NO}_2^-$$

Masa agregada de N- NO₂⁻ (mg).

$$4.7 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{N} - \text{NO}_2^- * \left(2 \frac{\text{L}}{\text{ciclo}}\right) * \left(2 \frac{\text{ciclo}}{\text{día}}\right) = 18.7 \text{ mg N} - \text{NO}_2^-$$



Los micronutrientes utilizados para la preparación del agua sintética son los de Van der Graff (1996).

Es importante resaltar que en esta etapa de operación la concentración de carbono orgánico fue disminuida a la mitad con relación a la etapa uno con el objetivo de evaluar el comportamiento del sistema cuando se favorecen condiciones para organismos nitrificantes.

Cálculo de la carga orgánica aplicada en la etapa dos con una concentración de 50mg/L DQO.

Ejemplo:

DQO del agua residual = 50mg/L

$$C.O = \frac{\left(2 \frac{L}{ciclo}\right) * \left(2 \frac{ciclos}{día}\right) * \left(50 \frac{mg}{L}\right)}{340 * (6 \text{ cm}^2)} * \left(\frac{10\ 000\text{cm}^2}{1\text{m}^2}\right) * \left(\frac{1\text{g}}{1000\text{mg}}\right) = 0.98 \frac{\text{gDQO}}{\text{día} * \text{m}^2}$$

Mientras que el control de temperatura y alcalinidad se mantendrán a lo largo de las tres etapas experimentales a 30°C y un pH de intervalo 7-8.

Operación del ciclo del reactor SBR en la etapa dos

El agua sintética que se utilizó como influente durante las cinco semanas de duración de esta etapa experimental tiene la composición que se muestra en la tabla 5.3:

Tabla 5.3. *Composición de agua sintética utilizada en la etapa 2 de experimentación*

Nombre del reactivo/compuesto	Fórmula	Cantidad (mg/L)
Sulfato de amonio	(NH ₄) ₂ SO ₄	55
Nitrito de sodio	NaNO ₂	23
Bicarbonato de potasio	KHCO ₃	1500
Fosfato de potasio monobásico	KH ₂ PO ₄	27.2
Cloruro de calcio dihidratado	CaCl ₂ •2H ₂ O	300
Sulfato de magnesio heptahidratado	MgSO ₄ •7H ₂ O	300
Disolución Traza I (<i>Ver Anexo A-11</i>)	-	1.25 mL
Disolución Traza II (<i>Ver Anexo A-11</i>)	-	1.25 mL
Maltodextrina	C ₆ nH(10n+2)O(5n+1)	15
Proteína vegetal hidrolizada		30

En la tabla 5.4 mostrada a continuación se observa la duración en minutos de cada secuencia de operación para los dos ciclos realizados en esta segunda etapa experimental. En esta etapa cada ciclo fue operado de igual forma que en la etapa número uno.



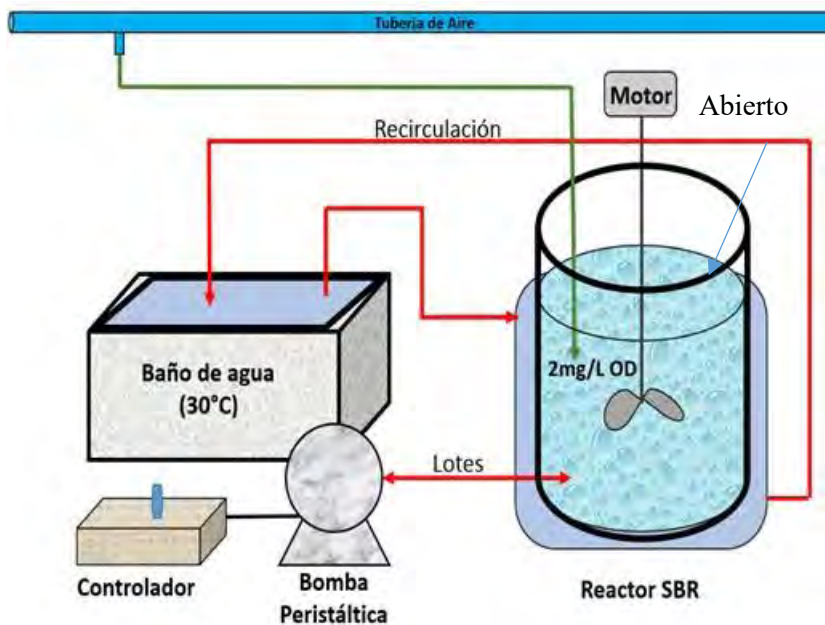
Tabla 5.4. Ciclos de operación en el reactor SBR para la etapa 2

ETAPAS (min)	CICLO	
	1	2
Llenado	5	5
Reacción	1200	240
Sedimentación	10	10
Vaciado	5	5

5.3.3 ETAPA 3: Carga orgánica aplicada igual a 0.83 gDQO/m²•d y 2 mgO₂ /L

La tercera y última etapa de experimentación consta de una operación de cinco semanas. La configuración del reactor en esta tercera etapa se muestra a continuación:

En la figura 5.7 se observa que el enchaquetado del reactor se encuentra conectado a un baño de agua a temperatura de 30°C la cual cuenta con recirculación, en esta etapa la operación del reactor se llevará a cabo destapado y con aireación utilizando una manguera conectada a una tubería de aire que mantendrá al reactor con una concentración de oxígeno disuelto de 2 mg/L. Esta concentración fue elegida basándose en los estudios de Jácome- Suarez, 2007, donde se explica que las bacterias nitrificantes son más sensibles que las heterótrofas a los factores ambientales por lo que al ser estrictamente aerobias se suele considerar que para concentraciones de oxígeno disuelto inferiores a 2 mg/L la velocidad de crecimiento se reduce significativamente.



- **CONDICIONES DE OPERACIÓN**

- **MEDIO LÍQUIDO**

Condiciones variables de:
 Nitrógeno amoniacal
 Micronutrientes
 Carbono Orgánico (inicial 50 mg/L)

Control de:
 Temperatura (30°C)
 Alcalinidad para pH entre (7-8)
 Oxígeno Disuelto (2mg/L)

Figura 5.7. Configuración del reactor SBR. Etapa 3.



La concentración de nitrógeno en especie que se agregó es de 60 mg como amonio y 60 mg como nitrito, utilizando las disoluciones traza de micronutrientes de Van Graff y manteniendo la concentración de carbono orgánico inicial referida a 50 mg/L en concentración de demanda química de oxígeno al igual que en la etapa número dos.

AMONIO

Concentración agregada de amonio (NH_4^+) en mg/L en agua residual hacia el reactor SBR.

$$110 \frac{\text{mg}}{\text{L}} (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 \left(\frac{1 \text{ mol } (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4}{132.14 \text{ g } (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4} \right) * \left(\frac{2 \text{ mol } \text{NH}_4^+}{1 \text{ mol } (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4} \right) * \left(\frac{18.04 \text{ g } \text{NH}_4^+}{1 \text{ mol } \text{NH}_4^+} \right) = 30 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{NH}_4^+$$

Equivalente a una concentración agregada de nitrógeno de amonio (N- NH_4^+) en mg/L.

$$30 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{NH}_4^+ \left(\frac{1 \text{ mol } \text{NH}_4^+}{18.04 \text{ g } \text{NH}_4^+} \right) * \left(\frac{1 \text{ mol } \text{N}}{1 \text{ mol } \text{NH}_4^+} \right) * \left(\frac{14 \text{ g } \text{N}}{1 \text{ mol } \text{N}} \right) = 23.36 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{N} - \text{NH}_4^+$$

De donde, la masa agregada diaria al reactor SBR en la etapa 3 fue:

Masa agregada de NH_4^+ (mg).

$$30 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{NH}_4^+ * \left(2 \frac{\text{L}}{\text{ciclo}} \right) * \left(1 \frac{\text{ciclo}}{\text{día}} \right) = 60 \text{mg } \text{NH}_4^+$$

Masa agregada de N- NH_4^+ (mg).

$$23.36 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{NH}_4^+ * \left(2 \frac{\text{L}}{\text{ciclo}} \right) * \left(1 \frac{\text{ciclo}}{\text{día}} \right) = 46.7 \text{mg } \text{NH}_4^+$$

NITRITO

Concentración agregada de nitrito (NO_2^-) en mg/L en agua residual hacia el reactor SBR.

$$46 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{NaNO}_2 \left(\frac{1 \text{ mol } \text{NaNO}_2}{68.99 \text{ g } \text{NaNO}_2} \right) * \left(\frac{1 \text{ mol } \text{NO}_2^-}{1 \text{ mol } \text{NaNO}_2} \right) * \left(\frac{46 \text{ g } \text{NO}_2^-}{1 \text{ mol } \text{NO}_2^-} \right) = 30 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{NO}_2^-$$

Equivalente a una concentración agregada de nitrógeno de nitritos (N- NO_2^-)

$$30 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{NO}_2^- \left(\frac{1 \text{ mol } \text{NO}_2^-}{46 \text{ g } \text{NO}_2^-} \right) * \left(\frac{1 \text{ mol } \text{N}}{1 \text{ mol } \text{NO}_2^-} \right) * \left(\frac{14 \text{ g } \text{N}}{1 \text{ mol } \text{N}} \right) = 9.33 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{N} - \text{NO}_2^-$$



De donde, la masa agregada diaria al reactor SBR en la etapa 3 fue:

Masa agregada de NO_2^- (mg).

$$30 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{NO}_2^- * \left(2 \frac{\text{L}}{\text{ciclo}}\right) * \left(1 \frac{\text{ciclo}}{\text{día}}\right) = 60 \text{ mg NO}_2^-$$

Masa agregada de N- NO_2^- (mg).

$$9.33 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{NH}_4^+ * \left(2 \frac{\text{L}}{\text{ciclo}}\right) * \left(1 \frac{\text{ciclo}}{\text{día}}\right) = 18.7 \text{ mg N} - \text{NO}_2^-$$

Cálculo de la carga orgánica aplicada en la etapa dos con una concentración de 50mg/L DQO.

Ejemplo: DQO del agua residual= 50mg/L

$$C. O = \frac{\left(2 \frac{\text{L}}{\text{ciclo}}\right) * \left(1 \frac{\text{ciclos}}{\text{día}}\right) * \left(50 \frac{\text{mg}}{\text{L}}\right)}{200 * (6 \text{ cm}^2)} * \left(\frac{10\ 000 \text{cm}^2}{1 \text{m}^2}\right) * \left(\frac{1 \text{g}}{1000 \text{mg}}\right) = 0.83 \frac{\text{gDQO}}{\text{día} * \text{m}^2}$$

Operación del ciclo del reactor SBR en la etapa tres

En esta etapa se realizará un ciclo de operación de 24h debido a que se tiene un control de oxígeno en el sistema, el ciclo diario en el reactor biológico que se llevará a cabo en la etapa 3 es el que se muestra en la tabla 5.5.

Tabla 5.5. Operación del ciclo en el reactor SBR para la etapa 3

ETAPAS (min)	CICLO 1
Llenado	5
Reacción	1440
Sedimentación	10
Vaciado	5

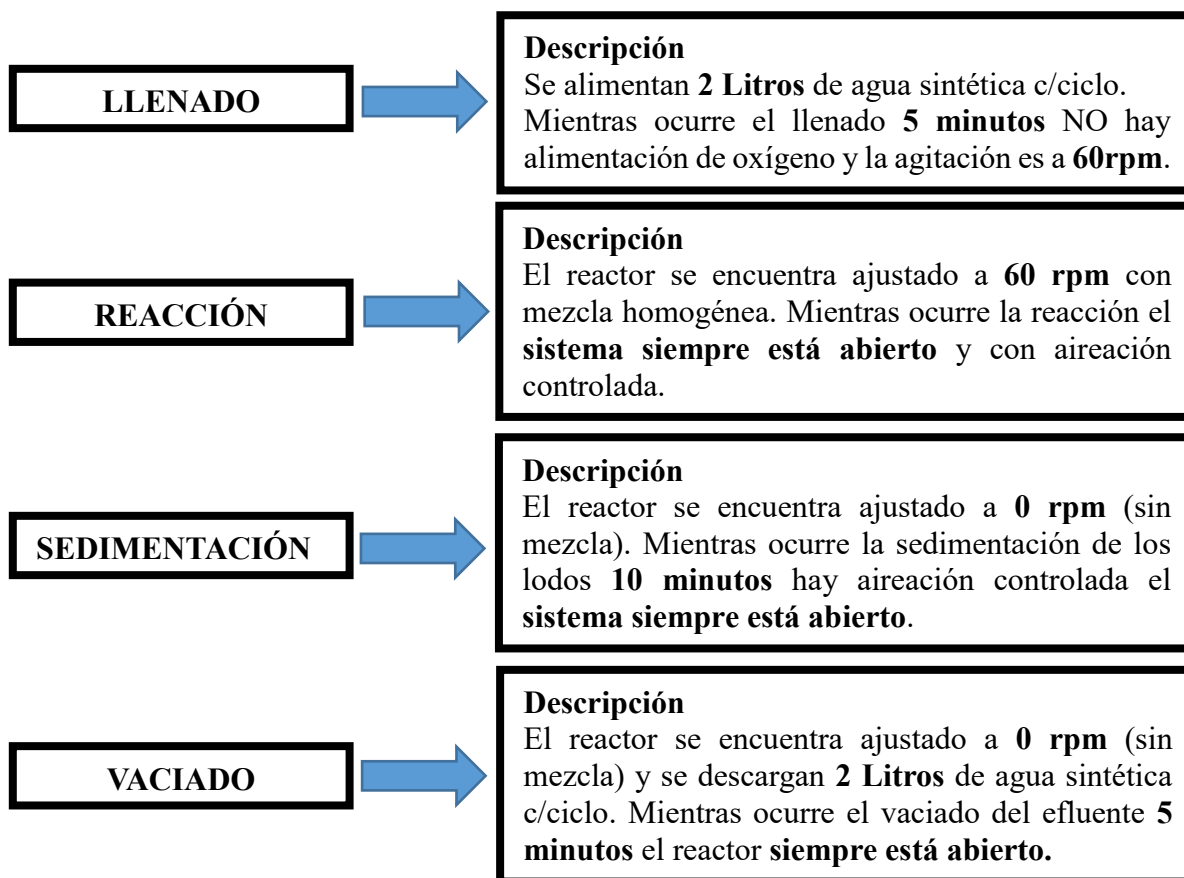


La composición del agua residual (agua sintética) utilizada en esta tercera etapa se muestra en la tabla 5.6:

Tabla 5.6. Composición de agua sintética utilizada en la etapa 3 de experimentación

Nombre del reactivo/compuesto	Fórmula	Cantidad (mg/L)
Sulfato de amonio	$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	110
Nitrito de sodio	NaNO_2	45
Bicarbonato de potasio	KHCO_3	1500
Fosfato de potasio monobásico	KH_2PO_4	27.2
Cloruro de calcio dihidratado	$\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	300
Sulfato de magnesio heptahidratado	$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	300
Disolución Traza I (Ver Anexo A-11)	-	1.25 mL
Disolución Traza II (Ver Anexo A-11)	-	1.25 mL
Maltodextrina	$\text{C}_6\text{nH}(10\text{n}+2)\text{O}(5\text{n}+1)$	15
Proteína vegetal hidrolizada		30

En la figura 5.8 puede observarse la realización del ciclo de operación en el sistema en esta etapa experimental.



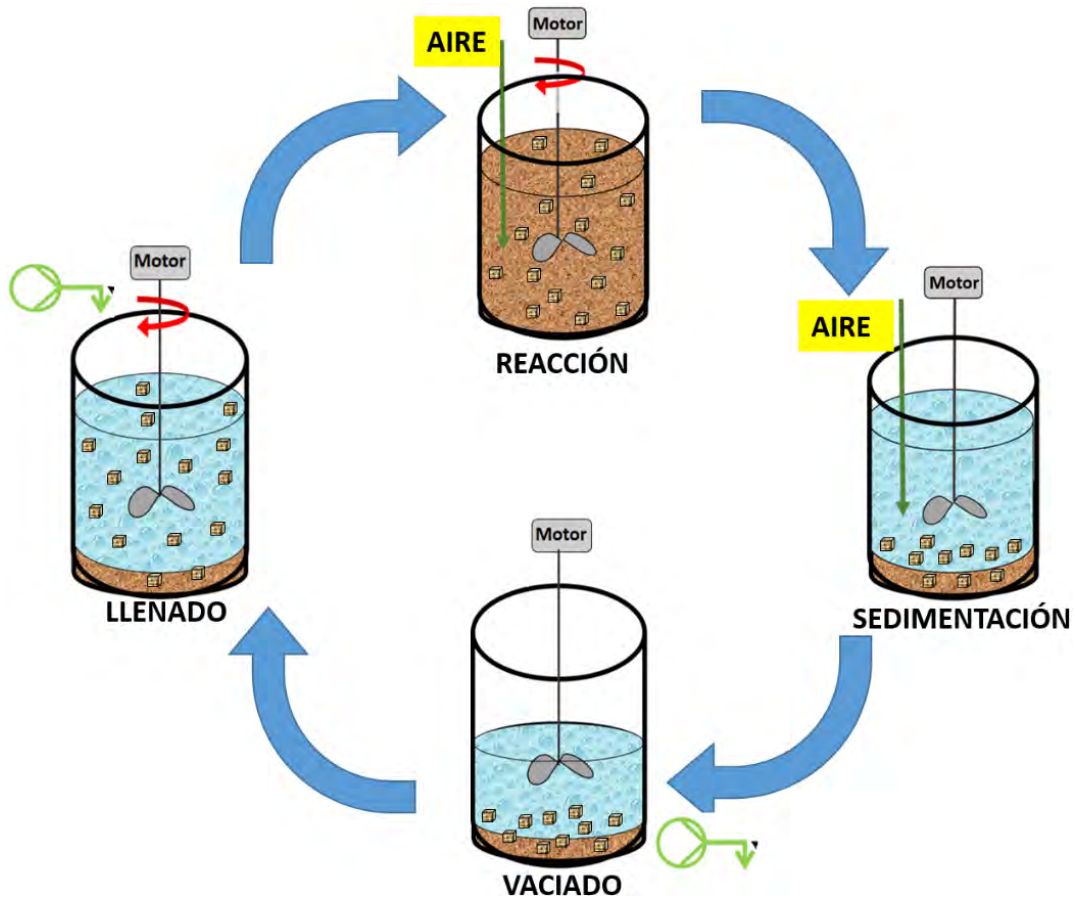


Figura 5.8. Ciclo del reactor biológico secuencial en la etapa 3.

Para cada una de las etapas al muestreo del influente y efluente del reactor se realizaron las técnicas analíticas citadas en la tabla 5.7.

Tabla 5.7. Métodos analíticos

PARÁMETRO	MÉTODO	ANEXO
<i>Temperatura</i>	Controlada con baño de agua a 30°C	
<i>pH</i>	Medición directa con electrodo de membrana del potenciómetro Thermo Scientific Orion 2 Star. Basado en: método 4500-O-G de ALPHA y WCPF (1992).	A.1
<i>Oxígeno Disuelto (OD)</i>	Medición directa con electrodo de membrana del medidor de oxígeno YSI Incorporate. Basado en: método 4500-O-G de ALPHA y WCPF (1992).	A.2



	Continuación de tabla métodos analíticos...	
Alcalinidad intermedia (AI) y alcalinidad parcial (AP)	<p>Titulación con <i>HCl</i> concentración 0.1N de pH de la muestra hasta 5.75 para obtener la alcalinidad parcial, continuar titulando hasta 4.3 para obtener la alcalinidad intermedia.</p> <p><i>Basado en: NMX-AA-036-1980 y estudios (Pérez-Torres 2008)</i></p>	A.3
Índice alfa (α) e índice tampón (IB)	<p>Relación de alcalinidades $\alpha = \frac{AP}{AI+AP}$ $IB = \frac{AI}{AI+AP}$</p> <p><i>Basado en: estudios (Pérez-Torres 2008)</i></p>	A.3
Sólidos Suspendidos totales (SST)	<p>Por medio de método gravimétrico a 105°C.</p> <p><i>Basado en: 2540-D de ALPHA y WCPF (1992).</i></p>	A.4
Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV) y Sólidos Suspendidos Fijos (SSF)	<p>Gravimetría a 550°C.</p> <p><i>Basado en: método 2540-B de ALPHA.</i></p>	A.5
Demanda Química de Oxígeno (DQO)	<p>Digestión por reflujo cerrado a 150°C y fotometría.</p> <p><i>Basado en: método 5220-D de ALPHA</i></p>	A.6
Nitrógeno de amonio (N-NH₄⁺)	<p>Técnica por espectrofotometría a 640nm.</p> <p><i>Basado en: analogous EPA 350.1, APHA 4500 NH₃ F, ISO 7150-1, DIN 38406-5</i></p>	A.7
Nitrógeno de nitritos (N-NO₂⁻)	<p>Técnica por espectrofotometría a 525nm.</p> <p><i>Basado en: analogous EPA 354.1, APHA 4500-NO₂ -B, DIN EN 26777</i></p>	A.8
Nitrógeno de nitratos (N-NO₃⁻)	<p>Método por espectrofotometría a 324nm.</p> <p><i>Basado en: Norma DIN 38405-9.</i></p>	A.9
Sólidos inmovilizados en el material de soporte	<p>Lavado de células a través de agitación.</p> <p>Por medio de método gravimétrico a 105°C y a 550°C.</p> <p><i>Basado en: 2540-D de ALPHA y WCPF (1992) y método 2540-B de ALPHA.</i></p>	A.10



5.4 Ecuación general de balance de masa

El balance de masa es la clave en el diseño y el análisis de los procesos microbiológicos. A través de la siguiente ecuación (*Ecuación A*) se describe el establecimiento de modelos generalizados de sistemas con reacciones químicas.

$$\left(\begin{array}{c} \text{Masa} \\ \text{ACUMULADA} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{Masa} \\ \text{ENTRANTE} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Masa} \\ \text{SALIENTE} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Masa} \\ \text{PRODUCIDA} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Masa} \\ \text{CONSUMIDA} \end{array} \right)$$

Para entender este sistema se plantea la ecuación de balance de masa (*Ecuación B*) de la siguiente manera.

En un reactor batch no hay flujo de entrada ni de salida, por lo tanto, los dos primeros términos de la ecuación anterior son cero.

$$\left(\begin{array}{c} \text{Tasa} \\ \text{ACUMULADA} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{Tasa} \\ \text{ENTRANTE} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Tasa} \\ \text{SALIENTE} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Tasa} \\ \text{REACCIONANTE} \end{array} \right)$$

Realizando el desarrollo del balance de masa se tiene la siguiente ecuación:

$$\frac{d}{dt}(C_A * V) = (Q_E * C_{A0}) - (Q_S * C_A) \pm (rV) \quad \text{Ec. B1}$$

Donde:

C_{A0} = concentración influente

C_A = concentración efluente

V = volumen del reactor

Q_E = Gasto de entrada

Q_S = Gasto de salida

r = tasa de reacción

La ecuación B.1 puede ser mostrada de la siguiente forma.

$$V \frac{dC_A}{dt} + C_A \frac{dV}{dt} = (Q_E * C_{A0}) - (Q_S * C_A) \pm (rV) \quad \text{Ec. B2}$$

Sabemos que la diferencial del volumen respecto al tiempo puede expresarse como el flujo que entra menos el flujo que sale:

$$\frac{dV}{dt} = Q_E - Q_S \quad \text{Ec. B3}$$



Sustituyendo la ecuación B3 en la ecuación B2.

$$V \frac{dC_A}{dt} + C_A(Q_E - Q_S) = (Q_E * C_{A0}) - (Q_S * C_A) \pm (rV) \quad \text{Ec. B5}$$

Factorizando términos se obtiene el balance de masa general:

$$V \frac{dC_A}{dt} = Q(C_A - C_{A0}) \pm (rV) \quad \text{Ec. B6}$$

En términos el balance de masa para el sistema descrito (reactor batch) es:

El gasto volumétrico es cero $Q=0$

$$V \frac{dC_A}{dt} = Q(C_A - C_{A0}) \pm rV$$

$$-\frac{dC_A}{dt} = r$$

Donde r es la tasa de reacción ($\text{mg/L}\cdot\text{h}$)

Ejemplo: Si solo se conocen los datos de entrada y salida de nitrógeno de amonio, se tiene que la tasa de reacción para el ciclo está dada por:

$$\text{tasa de reacción} = \frac{\left(\frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{N} - \text{NH}_4^+\right)_{\text{efl}} - \left(\frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{N} - \text{NH}_4^+\right)_{\text{inf}}}{t_{\text{final}}(\text{h}) - t_{\text{inicial}}(\text{h})}$$



CAPÍTULO 6. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En este capítulo se realizó el análisis de resultados de las tres etapas de operación descritas en el capítulo 5, es importante enfatizar que para la operación del reactor biológico secuencial se utilizó como agua residual, agua sintética elaborada en las instalaciones del Laboratorio de Ingeniería Ambiental (LIA) del Instituto de Ingeniería.

A lo largo de este capítulo esta agua residual o agua sintética aparecerá en las figuras gráficas con el nombre de “*influyente*”.

El nombre de “*efluente*” será utilizado para designar al agua tratada que se obtuvo una vez terminado el ciclo.

pH , alcalinidad y oxígeno disuelto

Para realizar el análisis entre alcalinidad y pH es de suma importancia recordar que el parámetro de pH se refiere al grado de acidez o basicidad en el medio, el cual está influido por la concentración del ion hidrógeno, mientras que la alcalinidad es una medida de la capacidad que tiene nuestro sistema de mantener el pH estable.

Durante las tres etapas experimentales fue evaluado el comportamiento de los parámetros de pH y alcalinidad debido a que como fue mencionado en capítulos anteriores las bacterias que llevan a cabo la nitrificación y desnitrificación necesitan un medio acuoso con características



ambientales específicas para que estos microorganismos puedan proceder con el proceso de remoción del nitrógeno.

En la figura 6.1 es posible observar que el control de pH se mantuvo en el rango adecuado según Jetter et al., (1999) el cual recomienda como pH activo para el proceso 6.7 a 8. Al haber logrado mantener este potencial de hidrógeno en el reactor SBR se puede asegurar que se les dio a los microorganismos el ambiente adecuado para su posible actividad, por lo cual no se espera inhibición de la reacción por acidificación o basicidad.

En la etapa uno es posible observar que el pH tendió a un valor constante tanto en el influente como en el efluente, para la segunda etapa se nota ligeramente un descenso en del pH del efluente el cual puede ser atribuido al posible proceso de nitrificación; mientras que en la etapa número tres se observa un comportamiento en donde existe una importante disminución del pH del efluente; este comportamiento pudo ocurrir debido a que las condiciones de oxígeno disuelto en esta etapa se ajustaron para favorecer a las bacterias oxidantes de amonio (BOA) las cuales al realizar su trabajo producen 2 mol de protones (H^+) al oxidar un mol de amonio (NH_4^+) a nitritos (NO_2^-), ocasionando de esta manera una disminución en el pH en el sistema, en función también de la alcalinidad.

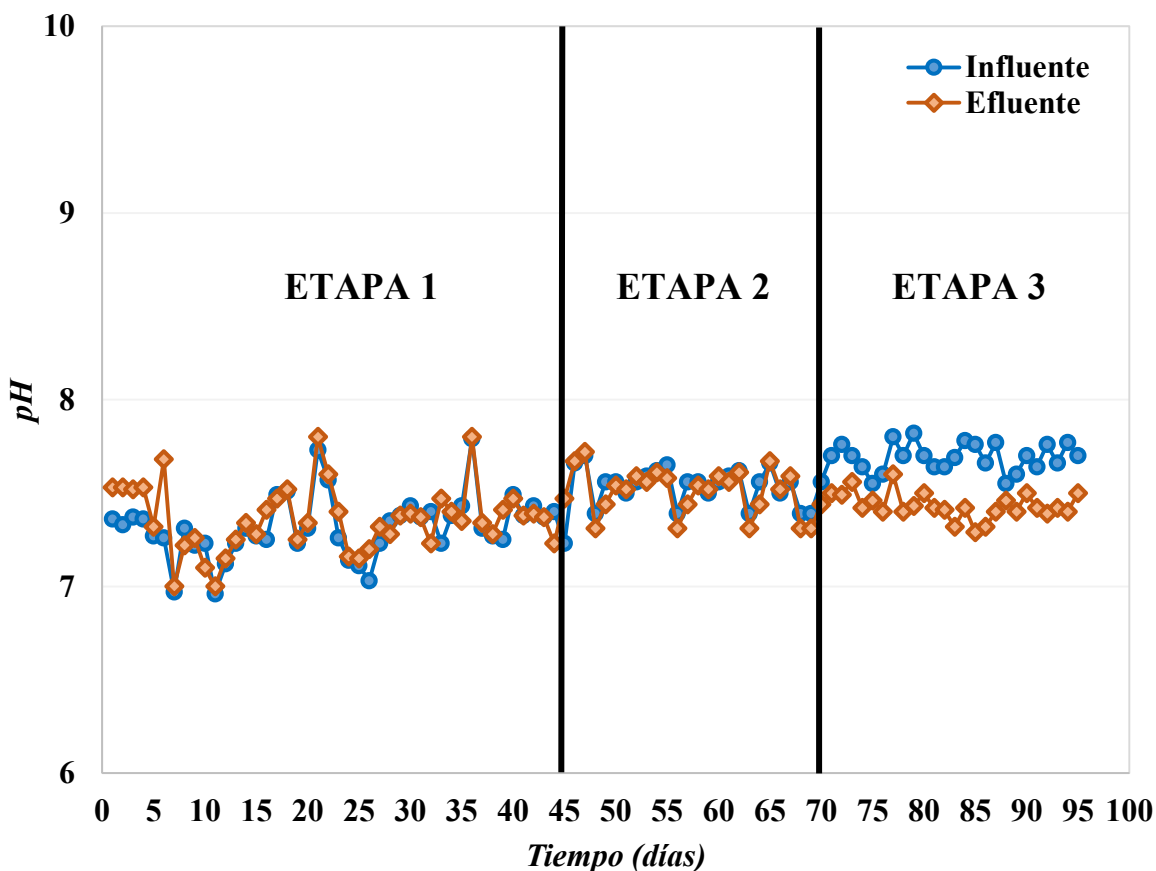


Figura 6.1. Comportamiento del potencial de hidrógeno en el reactor SBR.



Por otro lado, el parámetro de alcalinidad mostró el comportamiento que puede observarse en la figura 6.2, en la que se reportan 3 índices: Índice AI/AP, Índice tampón (IB) y el índice alpha.

El índice tampón (IB) indica la relación entre la alcalinidad debida a los ácidos grasos volátiles (AGV) y la alcalinidad total, en la etapa número uno este índice se mantiene alrededor de 0.20, para la etapa dos es posible observar un aumento encontrándose entre el rango 0.20-0.30 mientras que en la última etapa este índice se mantuvo en promedio con 0.23. Según Rozie, (1986) recomienda su adecuada variación del índice IB en el rango de 0.20-0.40, lo que indica que por lo menos el 60% de la alcalinidad total del sistema tiene que estar en forma de alcalinidad bicarbonática.

El índice AI/AP indica la relación entre la alcalinidad debida a los AGV y la alcalinidad bicarbonática, según los estudios de Ripley et al., (1986) recomiendan mantener este índice con valores que no superen 0.30 debido a que si no es de esta manera se estaría indicando un disturbio en el sistema.

Para la etapa número uno el índice AI/AP se encuentra en 0.25, en la etapa dos se nota un ascenso que supera la recomendación de Ripley et al., (1986), este aumento indica una producción y acumulación de los AGV esto es consecuencia de que no fueron consumidos los AGV con la misma velocidad con la que fueron formados por la actividad microbiana lo cual provocó un descenso de la alcalinidad bicarbonática disminuyendo ligeramente el pH como que se observó anteriormente en esta etapa. Para la etapa tres el índice AI/AP se mantuvo aproximadamente en 0.29 entrando en el rango recomendado.

El índice α corresponde a la relación entre la alcalinidad bicarbonática y la alcalinidad total este índice a diferencia de los otros mientras más alto es mejor puesto que indica la capacidad buffer del sistema o bien indica la capacidad que tiene el sistema de mantener su pH y en condiciones estables con 0.7 según Jenkins et al., 1983. En la primera etapa se mantuvo el índice α en promedio a 0.80, para la segunda etapa este índice disminuyó hasta 0.68 viéndose afectado por la acumulación de AGV en el sistema como se mencionó anteriormente y por último en la etapa número tres la capacidad buffer del sistema se mantuvo en 0.77 mostrando un incremento relacionado a la etapa 2. En la tabla 6.1 se muestra el promedio de la alcalinidad parcial y la alcalinidad intermedia que se tuvo en las distintas etapas.

Tabla 6.1. Rangos de Alcalinidad Bicarbonática y Alcalinidad debida a AGV en el reactor SBR durante 3 etapas sometidas a distintas condiciones de operación.

	<i>Alcalinidad Bicarbonática AP (mgCaCO₃/L)</i>	<i>Alcalinidad AGV AI (meq/L)</i>
<i>ETAPA 1</i>	138-150	6.5-8
<i>ETAPA 2</i>	69-71	5-7
<i>ETAPA 3</i>	48-56	3-3.5

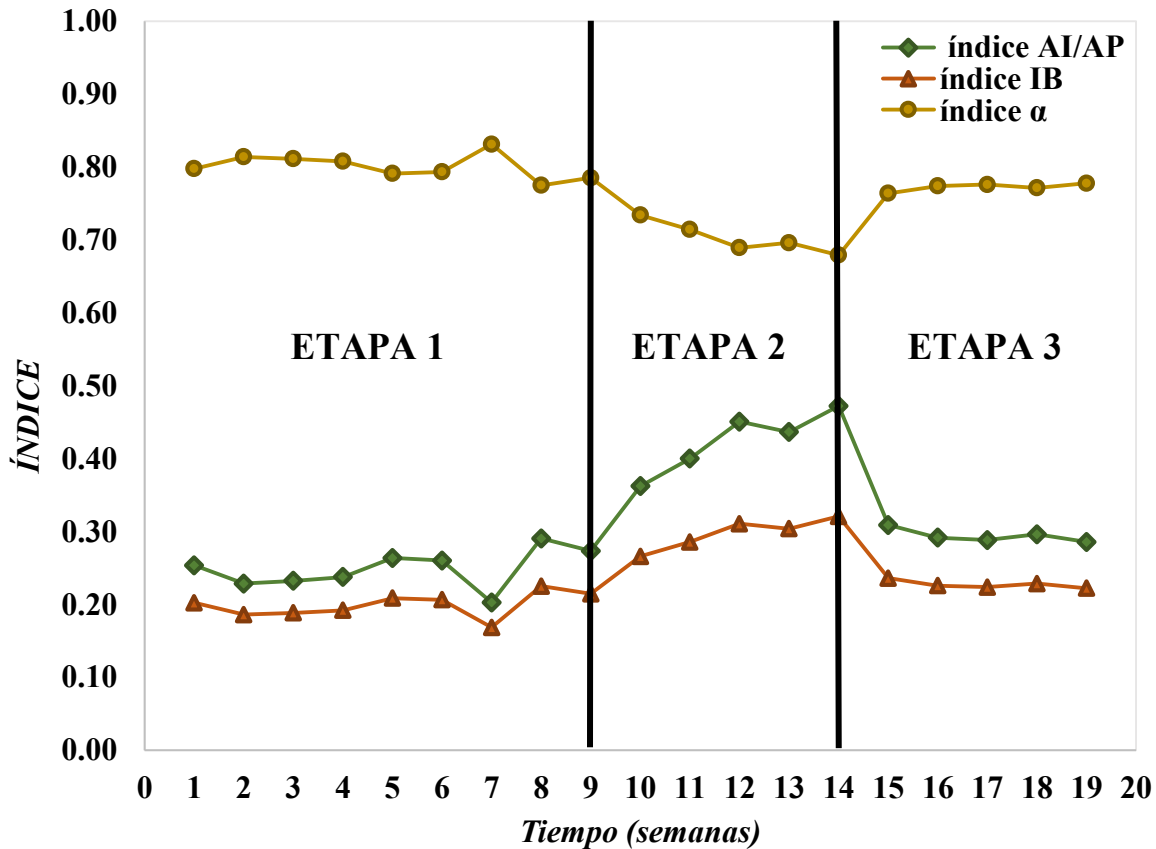


Figura 6.2. Comportamiento de la alcalinidad bicarbonática y la alcalinidad debida los ácidos grasos volátiles en el reactor SBR. Índice AI/AP, índice tampón (IB) e índice α .

El siguiente parámetro por analizar es la concentración de oxígeno disuelto. En la primera y segunda etapa el influente se encuentra sobresaturado tomando como referencia que la saturación de oxígeno en la CDMX que es de 6.9 mg/L a 20°C, esta sobresaturación ocurre debido a que el agua de la llave con la que fue preparado el efluente contiene ozono (O₃).

En la primera etapa el promedio de la concentración de oxígeno disuelto en el influente fue de 7.5 mg/L, se puede observar en la Figura 6.3 que al transcurso de cada etapa se obtuvo una notoria estabilidad en el control del oxígeno disuelto en el influente, en la etapa 2 se obtuvo una concentración promedio de 8.4 mg/L OD mientras que en la etapa 3 se requirió la preparación de un influente con una concentración de oxígeno por debajo de la concentración de oxígeno disuelto de saturación en el ambiente debido a que en esta etapa se mantuvo constante en la concentración de oxígeno para favorecer a las bacterias oxidantes de amonio ya que según Picioreanu et al. (1997) las bacterias oxidantes de nitritos tienen poca afinidad a bajas concentraciones de oxígeno disuelto (concentraciones menores a 2mg/L) a diferencia de las bacterias oxidantes de amonio, lo cual favorece la inhibición de las BON, por lo tanto las condiciones para esta tercer etapa presentan un comportamiento adecuado para una nitrificación parcial.



El oxígeno disuelto en el efluente del reactor en la etapa uno se encontró en el rango de 0-1 mg/L para la etapa dos la concentración de OD está en el rango de 1-1.5 mg/L, es importante resaltar que las mediciones de estas muestras fueron tomadas fuera del reactor y al realizar la medición dentro del reactor se notó que se agregaba aproximadamente 1 mg/L de OD por lo que a partir de estos datos se puede decir que en la etapa uno y dos se dieron condiciones favorables para que se llevara a cabo el proceso de desnitrificación debido a que se tuvieron concentraciones anóxicas según Jácome- Suarez, (2007) quienes indican que el rango menor anóxico de 0.5 mg/L.

Mientras que en la etapa número tres se mantuvo durante todo el ciclo en el rango 2-3 mg/L de OD, favoreciendo de esta manera las BOA.

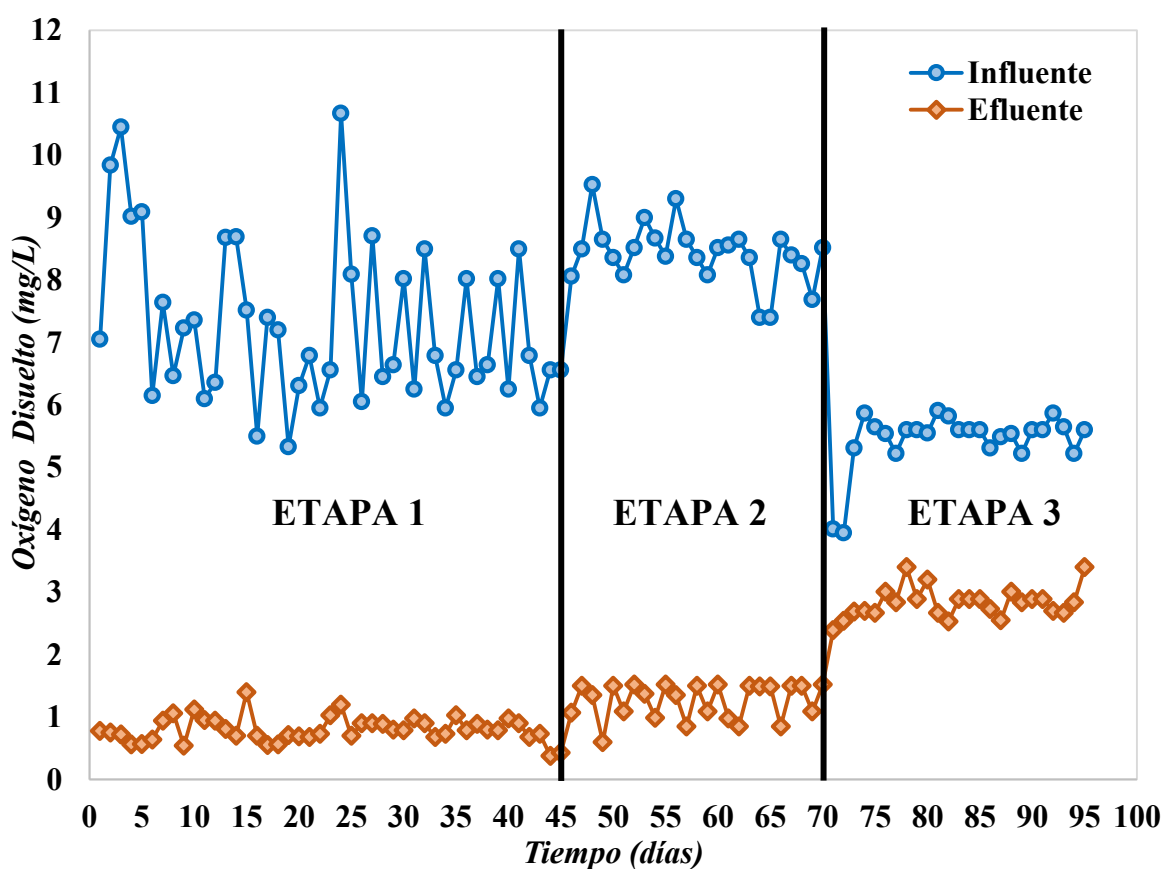


Figura 6.3. Comportamiento de la concentración de oxígeno disuelto en el reactor SBR



Biomasa y Demanda Química de Oxígeno

El reactor SBR fue inoculado en la semana 1 con 3330 mg/L SST de lodos provenientes de la planta de tratamiento de agua residual de Ciencias políticas y Sociales.

La figura 6.4 muestra el comportamiento de sólidos en suspensión dentro del reactor SBR a lo largo de las 3 etapas de experimentación, la purga se realizó hasta finalizar la etapa experimental con pequeñas purgas en el efluente extraído en cada ciclo.

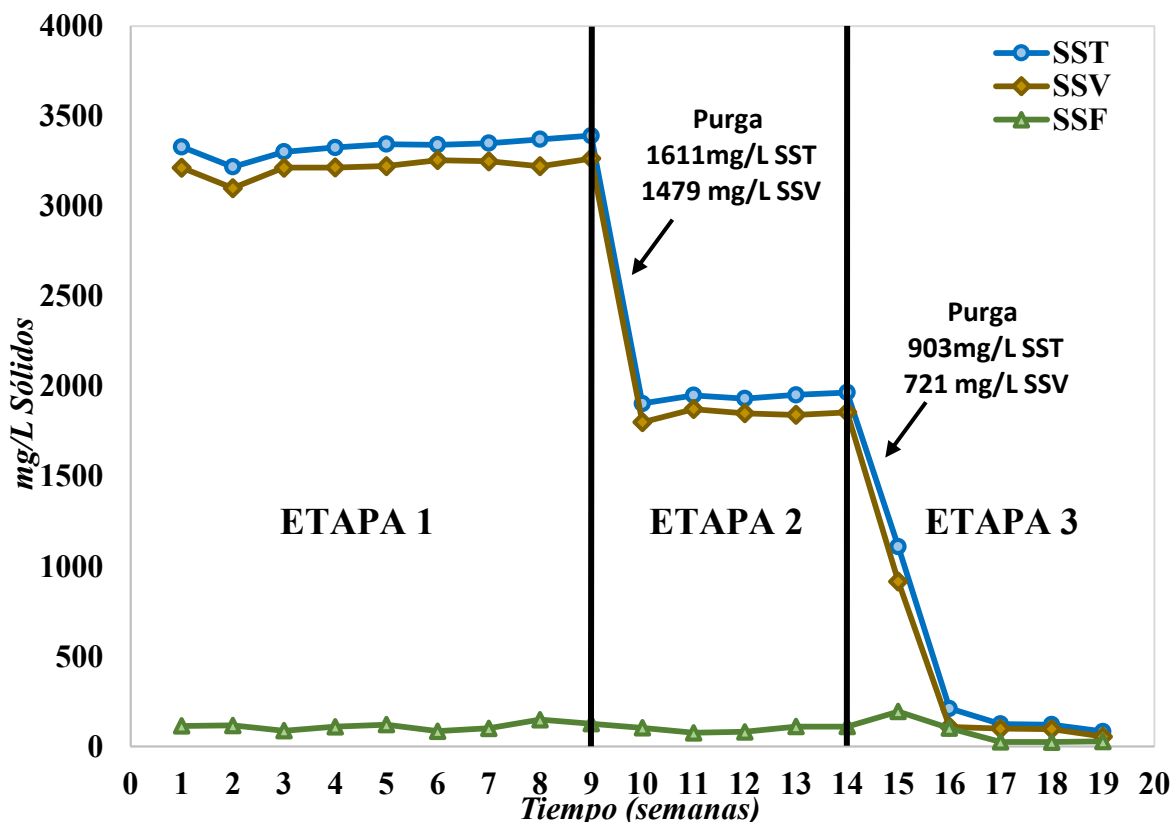


Figura 6.4 Comportamiento de SST, SSV y SSF en el reactor SBR.

Para desprender la biopelícula del material de soporte se utilizó una solución buffer de fosfatos salina con pH 7.

Se tomaron un par de cubos y se sometieron en agitación con esta disolución debido a que actúa muy semejante al líquido extracelular de los mamíferos evitando la modificación del funcionamiento celular normal y la desnaturalización o cambios estructurales en la biopelícula pues comúnmente se emplea en procedimientos bioquímicos como vehículo para los microorganismos, de esta manera una vez obtenida la biopelícula de los cubitos de poliuretano fue cuantificada con el procedimiento del anexo A.10.

En la tabla 6.2 se presentan los valores de biomasa medida en ST, SV y SF obtenido en la etapas 1, 2 y 3.



En la etapa número uno se observa un incremento de biomasa de la semana 1-9, considerando que el total de cubitos fue de 340 se obtuvo un valor máximo de 3.94 mgST/cubito con una carga orgánica de 1.96 gDQO/m²•d, para la etapa número dos se obtuvieron 4 mgST/cubito en la cuarta semana experimental de esta etapa (semana 13), mientras que en la etapa número tres con 200 cubitos como soporte de biopelícula para la última semana experimental en esta etapa (semana 19) la biomasa fue de 3.95 mgST/cubito igualando a la primer etapa, lo que quiere decir que para la etapa tres al obtener la misma cantidad de biomasa en menos cubitos de soporte y en menor cantidad de tiempo la formación de la biopelícula fue mayor en comparación con la etapa uno y dos, según estudios de González et al., (2002) obtuvieron un valor máximo de biomasa de 13 mgST/cubito en cubos de poliuretano para una carga orgánica de 2.9 gDQO/m²•d, por lo que este estudio se encuentra en el rango comparado con registros en bibliografía.

Asimismo la biopelícula desarrollada alcanzó concentraciones de 40 gST/m² estando de acuerdo con los estudios de González et al., (2002) en los cuales también se registraron valores por debajo de los registrados en el proceso de LINPOR que tienen concentraciones máximas de 170gST/m² (Moper et al., 1999).

Tabla 6.2. Biomasa de biopelícula en el reactor SBR.

	Carga Orgánica (gDQO/m ² •día)	semana	ST (mg)	SV (mg)	SF (mg)	Biomasa (mgST/cubito)	gST/m ²	SV/ST
ETAPA 1	1.96	1	645	486	159	1.90	19	0.75
		2	820	614	206	2.41	24	0.75
		3	930	740	190	2.74	27	0.80
		4	780	572	208	2.29	23	0.73
		5	744	520	224	2.19	22	0.70
		6	899	556	343	2.64	26	0.62
		7	1224	780	444	3.60	36	0.64
		8	1270	784	486	3.74	37	0.62
		9	1341	847	494	3.94	39	0.63
ETAPA 2	0.98	10	1039	727	312	3.06	31	0.70
		11	1294	916	378	3.80	38	0.71
		12	1317	955	362	3.87	39	0.72
		13	1363	1058	305	4.01	40	0.78
		14	1225	1085	140	3.60	36	0.89
ETAPA 3	0.83	15	450	350	100	2.25	22	0.78
		16	560	330	230	2.80	28	0.59
		17	700	400	300	3.50	35	0.57
		18	720	410	310	3.60	36	0.57
		19	790	430	360	3.95	40	0.54



El siguiente parámetro por tratar es la carga orgánica, para la etapa uno la carga orgánica aplicada fue de 1.96 gDQO/m²•d resultante de una concentración de 100mg/L DQO mientras que la segunda la carga orgánica aplicada fue de 0.98 gDQO/m²•d debida a 50mg/L DQO y 340 cubitos de soporte y para la tercer etapa la carga orgánica aplicada fue de 0.83 gDQO/m²•d resultante de una concentración de 50mg/L DQO y 200 cubitos de soporte.

En la tabla 6.3 se muestran los valores de la carga orgánica aplicada por día en cada semana de experimentación para las tres etapas, se observa que la eficiencia de remoción de carga orgánica en la etapa uno fue aumentando ligeramente alcanzando una remoción del 41.6%.

Para la etapa número dos la remoción de materia orgánica aumentó 25% respecto a la primera etapa alcanzando una remoción de 65.3% para la semana 14.

Mientras que en la etapa tres se obtuvo una remoción de hasta 85% de materia orgánica. La etapa número tres fue la etapa con mayor remoción de materia orgánica comparando con la etapa uno y dos.

Tabla 6.3 Remoción de materia orgánica en el reactor SBR.

	semana	Carga Orgánica aplicada (gDQO/m ² •d)	Tasa de consumo de Carga Orgánica (gDQO/m ² •d)	Eficiencia de remoción (%)
ETAPA 1	1	1.96	0.83	42.3
	2	2.00	0.80	40.2
	3	2.02	0.84	41.7
	4	1.96	0.73	37.3
	5	1.96	0.78	40.0
	6	1.98	0.80	40.6
	7	2.00	0.82	41.2
	8	1.98	0.82	41.6
	9	1.96	0.80	41.0
ETAPA 2	10	0.98	0.57	58.0
	11	1.00	0.61	60.8
	12	0.96	0.57	59.2
	13	0.98	0.61	62.0
	14	0.96	0.63	65.3
ETAPA 3	15	0.91	0.67	73.6
	16	0.79	0.67	83.9
	17	0.85	0.72	85.0
	18	0.85	0.72	85.0
	19	0.85	0.72	85.0



Remoción de nitrógeno

Como último parámetro a tratar es la remoción de nitrógeno como nitrógeno de amonio (N-NH_4^+), nitrógeno de nitritos (N-NO_2^-) y nitrógeno de nitratos (N-NO_3^-).

Para comparar la remoción de nitrógeno en las 3 etapas es importante recordar que se alimentaron las siguientes relaciones:

En masa a 60 mg NH_4^+ lo que equivale a $46.7 \text{ mg N- NH}_4^+$ y 60 mg NO_2^- equivalente a $18.7 \text{ mg N- NH}_4^+$. Conociendo que el volumen total del reactor es de 4L

La concentración de nitratos en el reactor está dada por la concentración contenida en el agua de la llave proveniente del Laboratorio de Ingeniería Ambiental (LIA).

En la figura 6.5 se observa el comportamiento de la remoción de nitrógeno en las etapas de experimentación las cuales fueron sometidas a distintas condiciones de operación.

Durante las primeras semanas de estudio (semana 1-4) el porcentaje de eliminación de nitrógeno fue del 57.5%, a partir de la semana 5-9 la conversión de nitrógeno aumentó hasta alcanzar 75.6% para la octava semana.

La remoción del nitrógeno de amonio para la semana 4 alcanzó 43% en conversión, a partir de la semana 5-9 la eliminación del nitrógeno de amonio aumentó progresivamente hasta alcanzar 68% en transformación. Mientras que la remoción de nitrógeno de nitritos dentro de las primeras 4 semanas alcanzó una remoción de 96% disminuyendo tan solo 2% en las posteriores semanas (semana 5-9).

Una vez que se observó un aumento en la remoción de nitrógeno de amonio (semana 5-9) se determinó la concentración de nitrógeno de nitratos pues se esperaba una acumulación debido a la ascendente transformación del nitrógeno de amonio que se presentó, la cual efectivamente sucedió de la semana 6-9 entregando un efluente con una concentración de $6.71 \text{ mg/L N-NO}_3^-$ estando dentro de la NOM-127-SSA1-1994 de límites máximos permisibles de contaminantes como nitrógeno de nitratos.

En la segunda etapa la remoción de nitrógeno de amonio promedio fue 34% alcanzando un 36.7% de conversión en la segunda semana experimental de esta etapa (semana 11) mientras que la conversión de nitrógeno de nitrito promedio fue 61% llegando hasta 66.3% igualmente para la semana 11. Esta etapa se mostró baja en remoción de nitrógeno respecto a la etapa uno; es importante recordar que en esta etapa experimental el índice AP/AI superó la recomendación de Ripley et al., (1986) con valores arriba de 0.30 por la que la remoción de nitrógeno se vio afectada obteniendo un rango entre 40-45% en remoción total de nitrógeno.

La concentración de nitrógeno de nitratos se mantuvo similar en el influente y efluente durante las 5 semanas experimentales (semanas 10-14) con concentraciones de aproximadamente 7 mg/L .



Para la tercera etapa la remoción de nitrógeno alcanzó hasta un 89.5% para la última semana (semana 19). El porcentaje de remoción de nitrógeno de amonio en las primeras 4 semanas de esta etapa (semana 15-18) fue de 71% aumentando un 14% para la semana 19 obteniendo una conversión 85.5% de nitrógeno de amonio. Mientras que la transformación de nitrógeno de nitritos se mantuvo las 5 semanas de experimentación (semanas 15-19) con una remoción del 99%. En esta última etapa se consiguió un efluente con una concentración promedio de nitrógeno de nitratos de 3.48mg/L igualmente cumpliendo las indicaciones de la NOM-127-SSA1-1994. Siendo esta tercera etapa la que obtuvo un efluente de mayor calidad haciendo la comparación con los efluentes conseguidos en las etapas uno y dos.

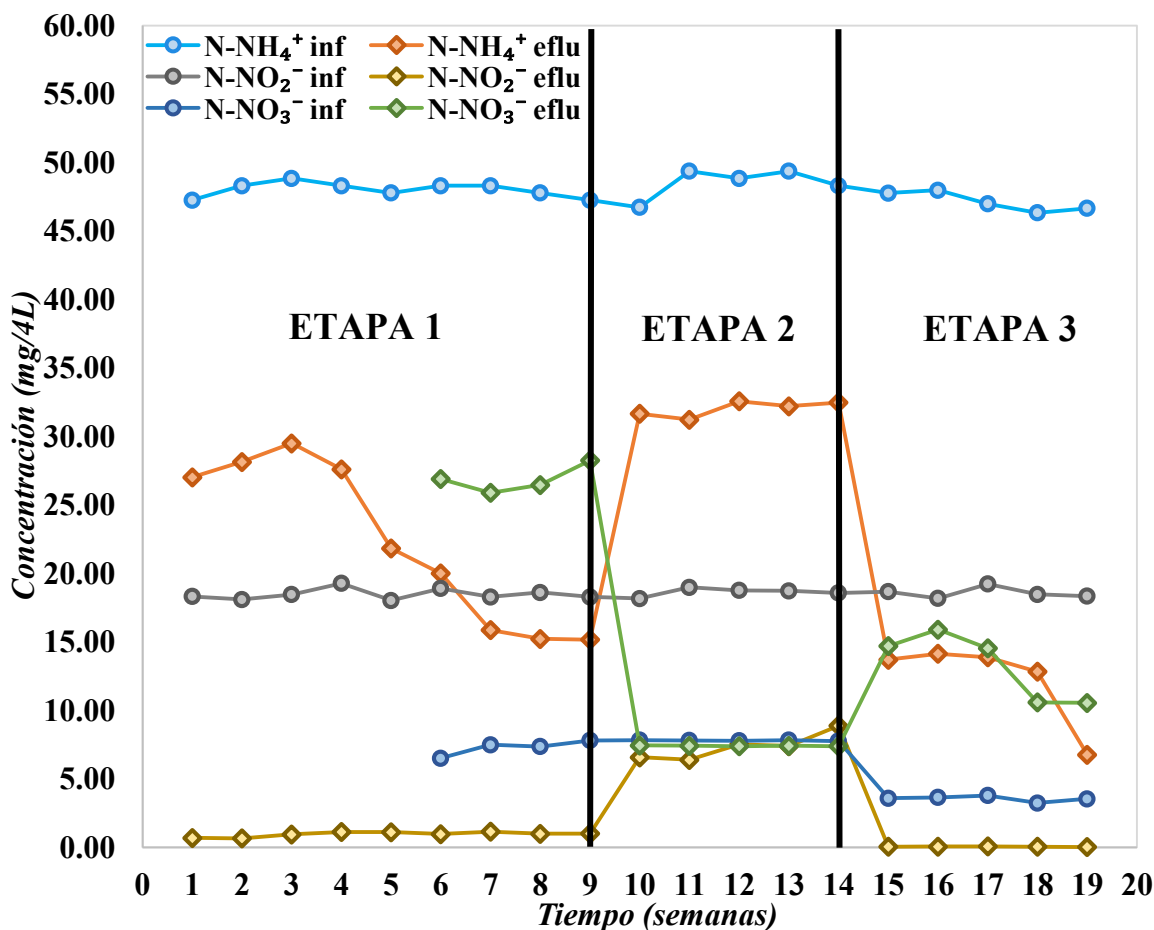


Figura 6.5. Comportamiento de la transformación de nitrógeno de amonio, nitrógeno de nitritos y nitrógeno de nitratos en el reactor SBR a diferentes condiciones de operación.

En la tabla 6.4 se exponen los resultados experimentales de las concentraciones obtenidas en el influente y efluente con las cuales es posible obtener remoción y conversión y para las diferentes etapas experimentales, en la etapa uno y tres se presentó una formación de nitrógeno de nitratos como se mencionó con anterioridad, además se enfatiza una mayor conversión de nitrógeno en la tercera etapa con una tasa de transformación ligeramente menor que la etapa uno.

Tabla 6.4. Remoción y conversión de nitrógeno en el reactor SBR a distintas condiciones de operación.

SEM	INFLUENTE (mg)			EFLUENTE (mg)			Remoción (mg)			Conversión (%)			
	N- NH ₄ ⁺	N- NO ₂ ⁻	N- NO ₃ ⁻	N- NH ₄ ⁺	N- NO ₂ ⁻	N- NO ₃ ⁻	N- NH ₄ ⁺	N- NO ₂ ⁻	N- NO ₃ ⁻	N- NH ₄ ⁺	N- NO ₂ ⁻	N	
ETAPA 1	1	47.27	18.32	-	27.03	0.69	-	20.24	17.63	-	42.8	96.2	57.7
	2	48.32	18.10	-	28.16	0.66	-	20.17	17.44	-	41.7	96.3	56.6
	3	48.85	18.47	-	29.50	0.95	-	19.35	17.52	-	39.6	94.8	54.8
	4	48.32	19.28	-	27.61	1.13	-	20.71	18.15	-	42.9	94.1	57.5
	5	47.80	18.03	-	21.83	1.12	-	25.97	16.91	-	54.3	93.8	65.1
	6	48.32	18.91	6.52	20.01	0.98	26.90	28.31	17.93	20.38	58.6	94.8	68.8
	7	48.32	18.29	7.50	15.87	1.15	25.90	32.45	17.14	18.40	67.2	93.7	74.4
	8	47.80	18.62	7.36	15.23	0.99	26.47	32.57	17.62	19.11	68.1	94.7	75.6
	9	47.27	18.29	7.81	15.17	1.01	28.25	32.10	17.28	20.44	67.9	94.5	75.3
ETAPA 2	10	46.74	18.18	7.83	31.67	6.58	7.45	15.07	11.60	0.38	32.2	63.8	41.1
	11	49.38	18.99	7.81	31.24	6.40	7.43	18.14	12.59	0.38	36.7	66.3	44.9
	12	48.85	18.77	7.79	32.58	7.54	7.39	16.27	11.23	0.40	33.3	59.8	40.7
	13	49.38	18.73	7.83	32.22	7.40	7.43	17.16	11.33	0.40	34.8	60.5	41.8
	14	48.32	18.58	7.76	32.49	8.89	7.39	15.84	9.69	0.38	32.8	52.2	38.2
ETAPA 3	15	47.78	18.67	3.59	13.71	0.05	14.71	34.07	18.63	11.11	71.3	99.7	79.3
	16	47.99	18.18	3.65	14.15	0.06	15.91	33.84	18.12	12.26	70.5	99.6	78.5
	17	47.00	19.24	3.79	13.89	0.07	14.54	33.11	19.17	10.75	70.5	99.6	78.9
	18	46.34	18.48	3.24	12.83	0.05	10.59	33.51	18.43	7.35	72.3	99.7	80.1
	19	46.67	18.34	3.55	6.77	0.03	10.56	39.90	18.32	7.01	85.5	99.8	89.5

Para calcular la transformación de nitrógeno en cada una de sus especies: Para el nitrógeno de amonio y nitrógeno de nitrito siempre hubo remoción y se obtiene con las siguientes ecuaciones.

$$\text{Remoción de N} - \text{NH}_4^+ = (\text{mg N} - \text{NH}_4^+)_{\text{inf}} - (\text{mg N} - \text{NH}_4^+)_{\text{efl}}$$

$$\text{Remoción de N} - \text{NO}_2^- = (\text{mg N} - \text{NO}_2^-)_{\text{inf}} - (\text{mg N} - \text{NO}_2^-)_{\text{efl}}$$

$$\text{Remoción de N} - \text{NO}_3^- = (\text{mg N} - \text{NO}_3^-)_{\text{inf}} - (\text{mg N} - \text{NO}_3^-)_{\text{efl}}$$

Para la etapa uno y tres en donde hubo producción de nitrógeno de nitratos se calcula con:

$$\text{Producción de N} - \text{NO}_3^- = (\text{mg N} - \text{NO}_3^-)_{\text{efl}} - (\text{mg N} - \text{NO}_3^-)_{\text{inf}}$$



Nota: Como ejemplo de cálculo se tomarán los datos de la semana 19

Ejemplo:

$$\text{Remoción de N} - \text{NH}_4^+ = (46.67 - 6.77)\text{mg N} - \text{NH}_4^+ = 39.9 \text{ mg N} - \text{NH}_4^+$$

$$\text{Remoción de N} - \text{NO}_2^- = (18.34 - 0.03)\text{mg N} - \text{NO}_2^- = 18.32 \text{ mg N} - \text{NO}_2^-$$

$$\text{Producción de N} - \text{NO}_3^- = (10.56 - 3.55)\text{N} - \text{NO}_3^- = 7.01\text{mg N} - \text{NO}_3^-$$

Ahora bien para calcular la conversión de las especies de nitrógeno se utiliza la ecuación

$$X = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0}}$$

Donde:

C_{A0} = concentración influente $\left(\frac{\text{mg}}{\text{L}}\right)$

C_A = concentración efluente $\left(\frac{\text{mg}}{\text{L}}\right)$

Ejemplo:

Recordado que el volumen total del reactor es de 4L se procede a realizar el siguiente cálculo:

$$X_{\text{N-NH}_4^+} = \frac{\left(\frac{46.67\text{mgN} - \text{NH}_4^+}{4\text{L}}\right) - \left(\frac{6.77\text{mgN} - \text{NH}_4^+}{4\text{L}}\right)}{\left(\frac{46.67\text{mgN} - \text{NH}_4^+}{4\text{L}}\right)} * 100 = 85.5\%$$

$$X_{\text{N-NO}_2^-} = \frac{\left(\frac{18.34\text{mgN} - \text{NO}_2^-}{4\text{L}}\right) - \left(\frac{0.03\text{mgN} - \text{NO}_2^-}{4\text{L}}\right)}{\left(\frac{18.34\text{mgN} - \text{NO}_2^-}{4\text{L}}\right)} * 100 = 99.8\%$$

Para obtener la remoción de nitrógeno total es necesario sumar el nitrógeno de amonio y nitritos que fue agregado:

$$X = \frac{\left(\frac{46.67\text{mgN}}{4\text{L}} + \frac{18.34\text{mgN}}{4\text{L}}\right) - \left(\frac{6.77\text{mgN}}{4\text{L}} + \frac{0.03\text{mgN}}{4\text{L}}\right)}{\left(\frac{46.67\text{mgN}}{4\text{L}} + \frac{18.34\text{mgN}}{4\text{L}}\right)} * 100 = 89.5\%$$



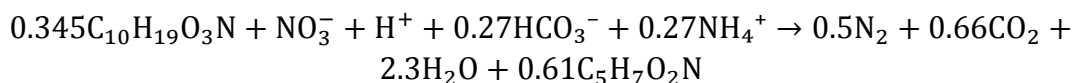
En la tabla 6.5 se muestran los resultados de la transformación de nitrógeno molecular (N₂) a través de la remoción de nitrógeno de amonio, nitrógeno de nitritos y nitrógeno de nitratos suponiendo las reacciones del proceso de nitrificación-desnitrificación (Ver algoritmo después de tabla 6.5). Además a partir de la relación DQO/N se muestra la cantidad de nitrógeno que se puede desnitrificar con la carga orgánica aplicada en cada una de las etapas.

Tabla 6.5. Remoción o transformación de nitrógeno

	SEM.	DQO (mg)	Puede desnitrificar mg N	Transformación N ₂ (mg)
ETAPA 1	1	400	94.37	37.88
	2	408	96.26	37.61
	3	412	97.20	36.87
	4	400	94.37	38.86
	5	400	94.37	42.88
	6	400	94.37	25.87
	7	408	96.26	31.19
	8	404	95.31	31.08
	9	400	94.37	28.94
ETAPA 2	10	200	47.18	37.88
	11	204	48.13	37.61
	12	196	46.24	36.87
	13	200	47.18	38.86
	14	196	46.24	42.88
ETAPA 3	15	109	25.64	26.35
	16	95	22.49	25.98
	17	102	24.06	26.14
	18	102	24.06	25.97
	19	100	23.59	29.11

En general, la tasa de desnitrificación se controla principalmente por la cantidad y la calidad de la DQO fácilmente biodegradable. En general, la relación DQO/N en aguas residuales debe ser superior a 3.

Para conocer la relación DQO/N se utilizó la siguiente reacción en la que está representada la desnitrificación por vía heterótrofa:



1 mol N – NO₃⁻ + 0.27 mol N – NH₄⁺ = 1.27 mol N, lo que equivale a 16.38 mg N

0.345C₁₀H₁₉O₃N que equivalen a 69.43 mg de materia orgánica como DQO

$$\text{Relación DQO/N} = \frac{69.43 \text{ mg DQO}}{16.38 \text{ mg N}} = 4.24$$



Para la etapa 1

Una parte de la materia orgánica necesaria para el proceso de desnitrificación es aportada en el influente al sistema de tratamiento. Recordando que el volumen de recambio fueron 2L y se realizaron 2ciclos/día con una concentración de 100mg/L DQO, lo que equivale a:

$$100 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{DQO} * \left(2 \frac{\text{L}}{\text{ciclo}} \right) * \left(2 \frac{\text{ciclos}}{\text{día}} \right) = 400 \frac{\text{mgDQO}}{\text{día}}$$

Calculando la cantidad de nitrógeno que es posible desnitrificar utilizando la relación de DQO/N obtenida para la reacción de desnitrificación en aguas residuales.

$$400 \frac{\text{mgDQO}}{\text{día}} * \left(\frac{\text{mgN}}{4.24\text{mgDQO}} \right) = 94.37\text{mgN desnitrificable}$$

Para la etapa 2

$$50 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{DQO} * \left(2 \frac{\text{L}}{\text{ciclo}} \right) * \left(2 \frac{\text{ciclos}}{\text{día}} \right) = 200 \frac{\text{mgDQO}}{\text{día}}$$

Calculando relación de DQO/N obtenida para la reacción de desnitrificación en aguas residuales.

$$200 \frac{\text{mgDQO}}{\text{día}} * \left(\frac{\text{mgN}}{4.24\text{mgDQO}} \right) = 47.37\text{mgN desnitrificable}$$

Para la etapa 3

$$50 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{DQO} * \left(2 \frac{\text{L}}{\text{ciclo}} \right) * \left(1 \frac{\text{ciclos}}{\text{día}} \right) = 100 \frac{\text{mgDQO}}{\text{día}}$$

Calculando relación de DQO/N obtenida para la reacción de desnitrificación en aguas residuales.

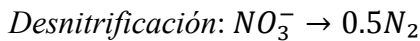
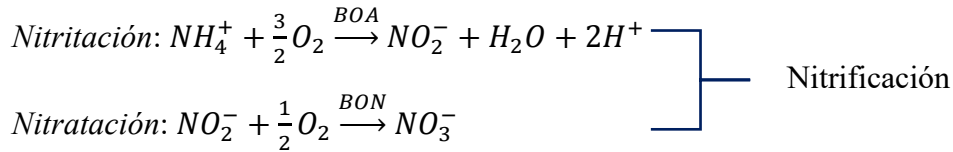
$$100 \frac{\text{mgDQO}}{\text{día}} * \left(\frac{\text{mgN}}{4.24\text{mgDQO}} \right) = 23.59\text{mgN desnitrificable}$$



Calculo del N₂ obtenido en el proceso.

Con ayuda de la relación estequiométrica es posible obtener los mg de nitrógeno molecular (N₂) producido:

Reacciones de nitrificación desnitrificación



Nota: como ejemplo se utilizarán los datos de la semana 9.

A partir de la transformación de nitrógeno en sus especies (ver tabla 6.4)

La relación entre nitrógeno de amonio (N-NH₄⁺) y nitrógeno de nitrito (N-NO₂⁻) es 1:1 para la reacción de *Nitrificación*, por ello los mg N-NH₄⁺ transformados son igual a los mg N-NO₂⁻ producidos.

Son transformados 32.10 mg N – NH₄⁺ por lo que se *Producen* 32.10mmol N – NO₂⁻

Puede calcularse la transformación total de N-NO₂⁻, ya que es posible conocer la masa de N-NO₂⁻ que se tuvo en el reactor SBR en un instante de tiempo.

$$\begin{aligned}
 (\text{mgN} - NO_2^-)_{\text{inf}} + (\text{mgN} - NO_2^-)_{\text{prod}} - (\text{mgN} - NO_2^-)_{\text{efl}} &= (\text{mg N} - NO_2^-)_{\text{trans. total}} \\
 18.29\text{mg N} - NO_2^- + 32.10 \text{ mg N} - NO_2^- - 1.01\text{mg N} - NO_2^- &= 49.38 \text{ mg N} - NO_2^-
 \end{aligned}$$

Sabemos que la relación entre nitrógeno de nitrito (N-NO₂⁻) y nitrógeno de nitrato (N-NO₃⁻) es 1:1 para la reacción de *Nitratación*, por ello los mg N-NO₂⁻ transformados son igual a los mg N-NO₃⁻ producidos.

Si son transformados 49.38 mg N – NH₄⁺ por lo que se *Producen* 49.38mg N – NO₂⁻

Puede calcularse el potencial total de desnitrificación de N-NO₃⁻, ya que es posible conocer la masa de N-NO₃⁻ que se tuvo en el reactor SBR en un instante de tiempo.

$$\begin{aligned}
 (\text{mgN} - NO_3^-)_{\text{inf}} + (\text{mgN} - NO_3^-)_{\text{prod}} - (\text{mgN} - NO_3^-)_{\text{efl}} &= (\text{mg N} - NO_3^-)_{\text{trans. total}} \\
 7.81\text{mg N} - NO_3^- + 49.38 \text{ mg N} - NO_3^- - 28.25\text{mg N} - NO_3^- &= 28.94 \text{ mg N} - NO_3^-
 \end{aligned}$$



La relación entre nitrógeno de nitratos (N-NO_3^-) y nitrógeno molecular (N_2) es 1:0.5 para la reacción de *Desnitrificación*, por ello $\frac{1}{2}$ de los mol N-NO_3^- transformados son igual a los mol de N_2 producidos.

Son transformados 28.94 mg N-NO_3^-

$$28.94 \text{ mg N-NO}_3^- \left(\frac{1 \text{ mmol N-NO}_3^-}{14 \text{ mg N-NO}_3^-} \right) = 2.07 \text{ mmol N-NO}_3^-$$

2.07 mmol N-NO_3^- Producen 1.03 mmol N_2

Una vez calculados las mmol de nitrógeno de nitratos que son variables de transformarse puede calcularse los mg de nitrógeno molecular que es posible obtener.

$$1.03 \text{ mmol N}_2 \left(\frac{28 \text{ mg N}_2}{1 \text{ mmol N}_2} \right) = 28.94 \text{ mg N}_2$$

Es posible observar que en la etapa uno y dos el proceso de la transformación de nitrógeno indica que hubo una remoción heterotrófica debido a que la cantidad de nitrógeno posible a desnitrificar es mayor al nitrógeno gas (N_2) obtenido, mientras que para la etapa 3 puede observarse que la transformación de nitrógeno supera en 6% el nitrógeno viable de desnitrificar por vía heterótrofa, a través de esto pueden tomar pie dos posibles sucesos, la primera de ellos es que la cantidad de nitrógeno transformado fue utilizado por las bacterias o bien este nitrógeno fue removido por una vía autótrofa a través del proceso anammox lo cual es posible ya que se tenían las condiciones necesarias para que pudiera presentarse este proceso biológico.



En la tabla 6.6 se reportan las tasas de reacción obtenidas para la transformación de nitrógeno de amonio, nitrógeno de nitritos y nitrógeno de nitratos. La tasa de reacción más alta para el nitrógeno de amonio fue obtenida en la etapa 3 en la última en la semana cinco de experimentación (semana 19) con 0.416mg/L•h, para el nitrógeno de nitritos las tasas de reacción más altas ocurrieron en la primer etapa arriba de 0.200mg/L•h y de la misma manera sucedió para la tasa de reacción del nitrógeno de nitratos la cual se vio superior en la primer etapa arriba de 0.230 mg/L•h. La tasa de reacción se encuentra relacionada directamente con colisiones eficaces entre las partículas de los reactivos, por tanto, es fácil deducir que aquellas situaciones o factores que aumenten el número de estas colisiones implicarán una mayor tasa de reacción.

Tabla 6.6. Tasa de remoción de nitrógeno de amonio, nitrógeno de nitratos y nitrógeno de nitratos en el reactor SBR a diferentes condiciones de operación.

		<i>Tasa de reacción</i>		
SEMANA		N-NH ₄ ⁺ (mg/L•h)	N-NO ₂ ⁻ (mg/L•h)	N-NO ₃ ⁻ (mg/L•h)
ETAPA 1	1	0.253	0.220	-
	2	0.252	0.218	-
	3	0.242	0.219	-
	4	0.259	0.227	-
	5	0.325	0.211	-
	6	0.354	0.224	0.255
	7	0.406	0.214	0.23
	8	0.407	0.22	0.239
	9	0.401	0.216	0.255
ETAPA 2	10	0.188	0.145	0.005
	11	0.227	0.157	0.005
	12	0.203	0.14	0.005
	13	0.215	0.142	0.005
	14	0.198	0.121	0.005
ETAPA 3	15	0.355	0.194	0.116
	16	0.352	0.189	0.128
	17	0.345	0.200	0.112
	18	0.349	0.192	0.077
	19	0.416	0.191	0.073

La tasa de remoción fue calculada de la siguiente manera (ver capítulo 5.4):

Ejemplo:

Nota: como ejemplo se utilizarán los datos para cálculo de la semana 19 de la tabla 6.4.



$$\text{tasa de reacción} = \frac{\left(\frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{N} - \text{NH}_4^+\right)_{\text{efl}} - \left(\frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{N} - \text{NH}_4^+\right)_{\text{inf}}}{t_{\text{final}}(\text{h}) - t_{\text{inicial}}(\text{h})}$$

$$\text{tasa de reacción} = \frac{\left(\frac{6.77 \text{mgN} - \text{NH}_4^+}{4\text{L}}\right)_{\text{efl}} - \left(\frac{46.67 \text{mgN} - \text{NH}_4^+}{4\text{L}}\right)_{\text{inf}}}{24 \text{ horas} - 0 \text{ horas}} = -0.416 \frac{\text{mg}}{\text{L} * \text{h}}$$

Expresada como: El nitrógeno de amonio que se consume a una tasa de $0.416 \frac{\text{mg}}{\text{L} * \text{h}} \text{N} - \text{NH}_4^+$

Además se determinó el orden de reacción con datos obtenidos en los estudios cinéticos de remoción realizados al final de cada etapa, se graficaron los datos de acuerdo a los diferentes órdenes de reacción como se muestra en la figura 6.6 y según Levenspiel, (1996) se elige el orden de reacción que de mejor valor de regresión lineal.

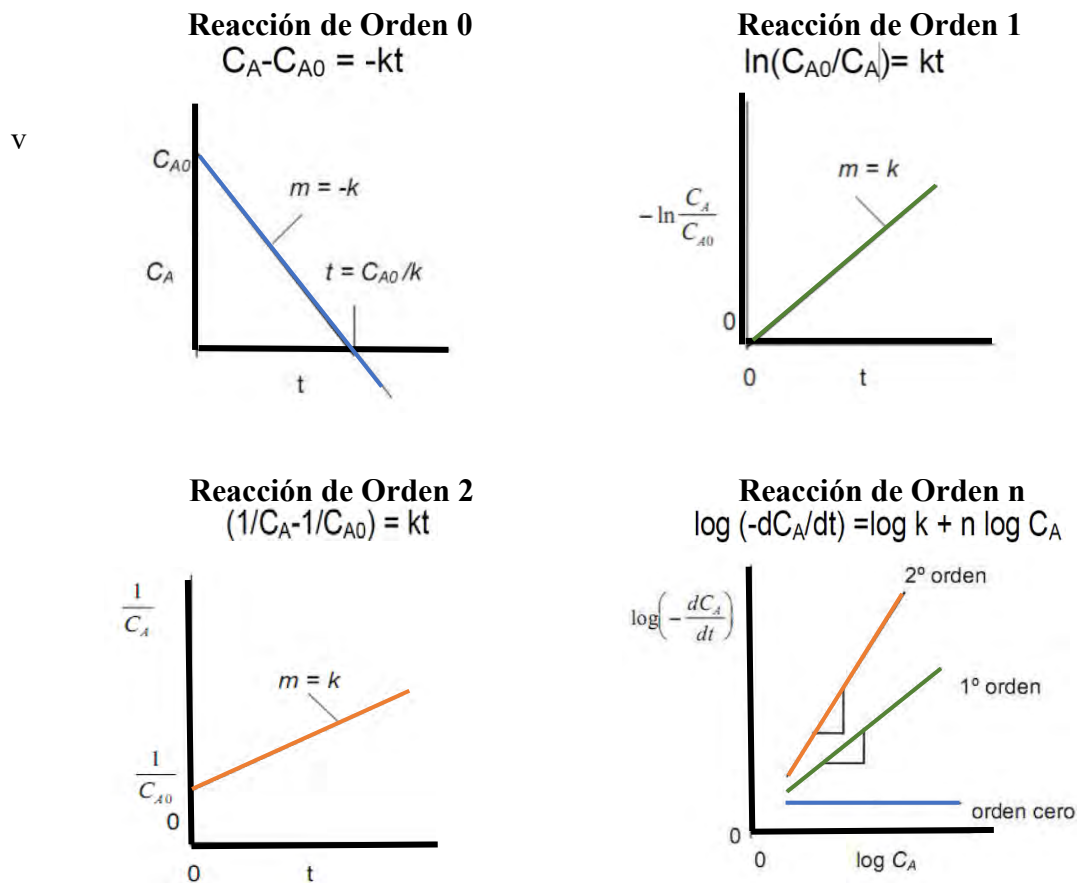


Figura 6.6. Cinéticas de reacción



Según las figuras 6.6, 6.7 y 6.8 correspondientes a las etapas 1, 2 y 3 respectivamente, mostraron un comportamiento de cinética de remoción de $N-NH_4^+$ de primer orden.

Estudios realizados a cerca de procesos de nitrificación pueden presentar reacciones de primer orden para concentraciones de 100 a 1200 mg/L de $N-NH_4^+$ (Wong-Chong et al., 1975), así mismo varios investigadores han reportado que en sistemas con biopelícula los modelos cinéticos de nitrificación siguen una reacción de orden cero; sin embargo, también se ha encontrado que a bajas concentraciones de $N-NH_4^+$, se puede presentar un comportamiento de primer orden (Hamoda et al., 1996).

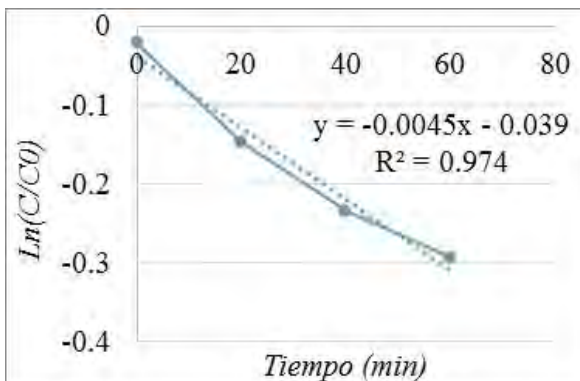


Figura 6.6. Cinética de primer orden remoción de $N-NH_4^+$. ETAPA 1 (Semana 9)

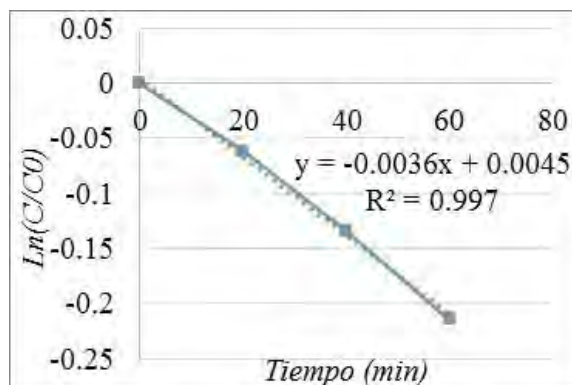


Figura 6.7. Cinética de primer orden remoción de $N-NH_4^+$. ETAPA 2 (Semana 14)

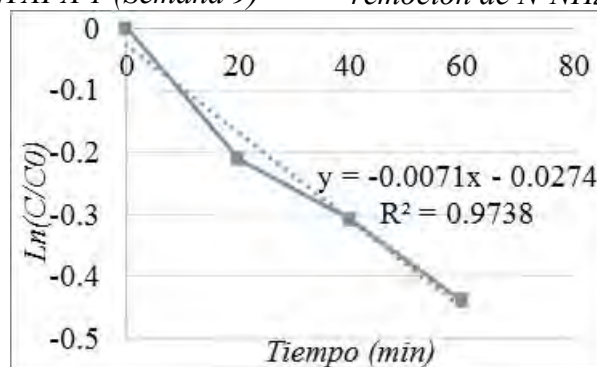


Figura 6.8. Cinética de primer orden remoción de $N-NH_4^+$. ETAPA 3 (Semana 19)

En las figuras anteriormente mostradas la pendiente de la recta reporta la constante de remoción de nitrógeno de amonio ($N-NH_4^+$), comparando la etapa 1 con la etapa 2 es posible observar que con una carga orgánica más alta la constante de remoción fue mayor, mientras que al comparar las tres etapas experimentales es posible observar que el efecto del oxígeno tuvo mayor influencia al igual que los estudios cinéticos de García, (2011) quien utilizó diferentes concentraciones de oxígeno disuelto, 1.10 a 3.9 mg/L OD y 100 mg/L de $N-NH_4^+$, encontrando constantes cinéticas mayores para concentraciones de OD 3.9mg/L.

Se utilizó el software de Excel 2013 para realizar el ajuste de los datos obtenidos para las tres etapas experimentales en la operación del reactor SBR.



CAPÍTULO 7. CONCLUSIONES

A partir de los resultados presentados en los capítulos anteriores, las conclusiones pueden dividirse de la siguiente manera:

En primer lugar para determinar la remoción de nitrógeno de amonio se sometieron a comparación tres etapas experimentales con distintas condiciones de operación de las cuales se destaca lo siguiente:

Se ha comprobado que se debe trabajar con una relación en masa 1:1 entre amonio y nitrito en el agua residual, relación equivalente a la relación molar 2.5 mol N-NH_4^+ por 1 mol N-NO_2^- en el sistema para que de esta manera se puedan proporcionar las condiciones ante un posible desarrollo de bacterias anammox y a su vez evitar la acumulación de nitrógeno de nitritos en el efluente y el reactor SBR.

A las condiciones de operación de la etapa tres que corresponden a una relación 2.5 mol N-NH_4^+ por 1 mol N-NO_2^- en el agua residual, pH en un rango de 7.4-7.6, temperatura de 30°C , carga orgánica aplicada igual a $0.83 \text{ gDQO/m}^2\cdot\text{d}$ y $2 \text{ mgO}_2/\text{L}$, se consiguió la máxima conversión de nitrógeno de amonio (N-NH_4^+) y de nitrógeno de nitritos (N-NO_2^-) con remociones de 85.5% y 99.8%, respectivamente, siendo estas condiciones de operación las mejores para la remoción del nitrógeno de las tres etapas experimentales. A estas condiciones se obtuvo un efluente que se apega a la NOM-127-SSA1-2000 de límites máximos permisibles de calidad con concentraciones menores a 1 mg/L de nitrógeno de nitritos y 10.00 mg/L nitrógeno de nitratos y superando por 1.2 mg el nitrógeno de amonio.

Como segundo lugar al determinar las remociones de nitrógeno y materia orgánica para las tres etapas experimentales se obtuvo que a las condiciones de la etapa tres se presentó una transformación de nitrógeno por arriba del 6% de la desnitrificación esperada cuando se usa materia orgánica como fuente de carbono con una eficiencia de remoción de Demanda Química de Oxígeno de 85%. Lo anterior da indicios de remoción de nitrógeno por vía autótrofa con fuente de carbono inorgánico, y con ello de actividad anammox.

Y por último lugar se concluye que con base a los datos de remoción arrojados en las tres etapas experimentales, que el oxígeno disuelto fue un parámetro determinante que generó cambios significativos en la remoción de nitrógeno, se comprobó que con concentraciones de 2 mg/L de OD se favorece el proceso de nitrificación debido a la proliferación de las BOA sin que lograra inhibir las BON, debido a que aumentó el nitrógeno de nitratos (N-NO_3^-) en la etapa uno y tres.

REFERENCIAS

- Abma, W.R., Schultz, C.E., Mulder J.W., van der Star W.R.L., Strous, M., Tokutomi, T. y van Loosdrecht, M.C.M. (2007). Full-scale granular sludge Anammox process. *Water Science & Technology* 55(8-9), 27
- Akın, B. S. & Ugurlu, A. (2005). Monitoring and control of biological nutrient removal in a Sequencing Batch Reactor. *Process Biochemistry*, 40(8), 2873-2878.
- Arrojo, P. (2006). Effects of mechanical stress on Anammox granules in a sequencing batch reactor (SBR). *Journal of Biotechnology* 123(4), 453-463
- Artan, N., Tasli, R., & Orhon, D. (2006). Rational basis for optimal design of sequencing batch reactors with multiple anoxic filling for nitrogen removal. *Process Biochemistry*, 41(4), 901-908.
- Barnes, D y Bliss, P. (1983). *Biological control of nitrogen in wastewater treatment*. University Press, Cambridge, Great Britain. Capítulo 4.
- Barrenechea Martel, Ada., Plantas de tratamiento de agua para consumo humano: filtración rápida; Lima, Perú, CEPIS, 2004.
- Broch, P.S. (2008). *Operación y control de un proceso SBR para la remoción biológica mejorada de nutrientes de un agua residual*. Universidad de Girona.
- Cárdenas, C., Perruolo, T., Tarre, Y., Flores, K., Trujillo, A., Saules, L., Araujo, I. & Yabroudi, S. (2006). Remoción de nutrientes en un reactor discontinuo secuencial. *Interciencia*, 31(11), 787-793.
- Casellas, M., Dagot, C. & Baudu, M. (2006). Set up and assessment of a control strategy in a SBR in order to enhance nitrogen and phosphorus removal. *Process Biochemistry*, 41(9), pp. 1994-2001.
- Cervantes- Carrillo, F., Pérez, J y Gómez, J. (2000). Avances en la Eliminación Biológica del Nitrógeno de las Aguas Residuales. *Revista Latinoamericana de Microbiología* 42, 73-82.
- Characklis W. G. y Marshall K. C. (1990). *Biofilms*. Ed Wiley-Interscience pp.796.

- Choi E., Yun Z., Park Y., Lee H., Jeong H., Kim K., Rho K. y Gil K. (2001). Extracellular polymeric substances in relation to nutrient removal from a sequencing batch biofilm reactor. *Wat. Sci. Tech.*, 43 (6), 9-16.
- Cohen Y. (2001). Biofiltration. The treatment of fluids by microorganisms immobilized into the filter bedding material: a review. *Bioresourse Technology* Vol. 77, 257-274.
- CONAGUA. (2014). Inventario Nacional de Plantas Municipales de Potabilización y de Tratamiento de Aguas Residuales en Operación.
- Costerton J. W., Lewandowski Z., de Beer D., Caldwell D., Korber D. y James G. (1994). Overview of microbial biofilms. *Journal of Industrial Microbiology*. Pp.15, 137-140.
- Costerton J. W., Lewandowski Z., de Beer D., Caldwell D., Korber D. y James G. (1994). Biofilms, the customized microniche. *J. Bacteriol* 176 (8), 2137-2142.
- Dautan, R., Pérez, M.L., Contreras, A., Marzana, A. & Rincones, B. (1998). Diseño y construcción de un reactor discontinuo secuencial para remoción de DBO. Ponencia presentada en el XXVI Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Lima, Perú. Noviembre.
- Falkentoft C. M. (2000). *Simultaneous removal of nitrite and phosphorus in a biofilm reactor*. Tesis Doctoral. Department of Environmental Science and Engineering. Technical University of Denmark.
- Feng, Ch., Ding, D., Jin, Y., Hao, Ch., Zhao, Y. & Suemura, T. (2011). Domestic sewage treatment in a sequencing batch biofilm reactor (SBBR) with an intelligent controlling system. *Desalination*, 276, pp. 260-265
- Foresti, E (1994). *Fundamentos de proceso de digestión anaerobia*. III Taller y Seminario Latinoamericano sobre Tratamiento anaerobio de aguas residuales, Montevideo, Uruguay p. 97-110
- Gee C. S y Kim J.S (2004). Nitrite accumulation followed by denitrification using sequencing batch reactor. *Wat. Sci Tech.*, 49 (5-6), 47-55.
- Gonzalez B. O., Gonzalez M. S. (2002). *Tratamiento de agua residual municipal utilizando biopelículas en suspensión*. Federación Mexicana de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente; AIDIS. Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ciencias Ambientales, 13, Guanajuato. Pág. 6

- Jetten M.S., M Wagner., Fuerst, J.A., Van Loosdrecht, M.C.M Kuenen J.G. and Strous M. (2001). Microbiology and application of the anaerobic ammonium oxidation (Anammox) process. *Curr. Opin. Biotechnol.* 12, 283-288
- Ketchum L. H. (1996). *Design and physical features of SBR reactors*. First IAWQ Specialized Conference on Sequencing Batch Reactor Technology, Munich, Alemania, pp. 7-14
- Kim, D., Jung, N. & Park, Y. (2008). Characteristics of nitrogen and phosphorus removal in SBR and SBBR with different ammonium loading rates. *Korean J. Chem. Eng.*, 25(4), pp. 793-800
- Kishida, N., Kim, J.H., Chen, M., Sasaki, H. & Sudo, R. (2003). Effectiveness of oxidation-reduction potential and pH as monitoring and control parameters for nitrogen removal in swine wastewater treatment by sequencing batch reactors. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, 96(3), pp. 285-290.
- Lafrance C., Lessard P. y Buelna G. (1996). Evaluation de la filtration sur tourbe et compost pour le traitement de l'effluent d'une usine de compostage de résidus verts. *Canadian Journal of civil engineering*. 23 (5), 1041-1050.
- Lazarova V. y Manem J. (1995). Biofilm Characterization and activity analysis in water and wastewater treatment. *Wat. Res.*, 29 (19) 2227-2245.
- Li, J., Xing, X.H., & Wang, B.Z. (2003). Characteristics of phosphorus removal from wastewater by biofilm sequencing batch reactor (SBR). *Biochemical Engineering Journal*, 16(3), pp. 279-285.
- Loukidou M. X. y Zouboulis A. I. (2001). Comparison of two biological treatment processes using attached-growth biomass for sanitary landfill leachate treatment, *Environmental Pollution* 111, 273-281.
- Luna Pabello, V.M. Dúran de Bazúa, C. Ramírez Carrillo, H.F., Fenoglio Limón, F.E. & Sánchez García. *Los humedales artificiales una alternativa viable para el tratamiento de aguas residuales en zonas rurales*. Facultad de Química, UNAM, Programa de Ingeniería química ambiental, México D.F. 1997.
- Metcalf & Eddy. (2003). *Wastewater engineering: treatment and reuse*. Nueva York, NY, EE.UU. Mc Graw Hill.
- Moreau M., Liu Y., Capdeville B., Audici J., Calvez L. (1994) Kinetic behaviour of heterotrophic biofilms in wastewater treatment process. *Wat. Sci. Tech.* 29 (10-11) 385-391.

- Pangea. (2006). Agua y medio ambiente. *Situación actual y futura*. Montevideo: Red Uruguaya de Educación Intercultural.
- Pérez, Andrea et al (2008). *Índices de alcalinidad para el control de tratamiento anaerobio de aguas residuales fácilmente acidificables*. IDENAR. Universidad del Valle, Cali, Colombia. Pag.49
- Pérez, M. L., Dautan, R., Contreras, A. & González, H. P. (2002). Remoción de nitrógeno y fósforo en aguas residuales utilizando un reactor discontinuo secuencial SBR. Presentado en el XXVIII Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. Cancún, México.
- Picioreanu, C., Von Loosdrecht, M.C.M. Heijnen, J.J., (1997). Modelling the effect of oxygen concentration on nitrite accumulation in a biofilm airlift suspension reactor. *Water Science and Technology*. 36 (1), 147-156 IWA.
- Puig S., Vives M.T., Corominas L., Balaguer M.D. & Colprim, J. (2004). Wastewater nitrogen removal in SBRs, applying a step-feed strategy: from lab-scale to pilot-plant operation. *Water Science Technology*, 50(10), 89-96.
- Rahimi, Y., Torabian, A., Mehrdadi, N. & Shahmoradi, B. (2011). Simultaneous nitrification–denitrification and phosphorus removal in a fixed bed sequencing batch reactor (FBSBR). *Journal of Hazardous Materials*, 185(2–3), pp. 852-857
- REMTAVARES, (2006). Red Madrileña de Tratamientos Avanzados para Aguas Residuales con Contaminantes no Biodegradables. Fundación para el conocimiento Madrid.
- Ripley, L.E., Boyle, W. C. & Converse, J. C. (1986). Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. *Journal of the Water Pollution Control Federation* 58, 406-411.
- Rittmann, B.E. & Langeland, W.E. (1985). Simultaneous denitrification with nitrification in single-channel oxidation ditches. *Journal of Water Pollution Control Fed.* 57, pp. 300–308
- Rittmann, B.E. & McCarty P.L. (Eds.). (2002) *Environmental Biotechnology: Principles and Applications*. Beijing, China: Tsinghua University Press, pp. 209–260
- Rojas, O. (2004). *Capacidad tampón en reactores anaerobios. Curso sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales*. Programa de posgrado en Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Universidad del Valle, Cali, Colombia
- Rosales Escalante, Elías (2003). Tanques sépticos. Conceptos teóricos base y aplicaciones. *Tecnología en Marcha*. 18 (2).

- Rozzi, A. (1986). *Parámetros de operación y control de los procesos anaeróbicos*. Tercer seminario sobre la depuración anaeróbica de aguas residuales, Valladolid, España.
- Shin Hang-Sik, Park Hung-Suck. (1991) Enhanced Nutrient Removal in Porous Biomass Carrier Sequencing Batch Reactor (PBCSBR). *Water Science and Technology*, **23**, Kyoto, 719-728.
- Singh, M. & Srivastava, R.K. (2011). Sequencing batch reactor technology for biological wastewater treatment. *Asia Pacific Journal of Chemical Engineering*, 6(1), pp. 3–13.
- Sirianuntapiboon, S., Jeeyachok, N. & Larplai, R. (2005). Sequencing batch reactor biofilm system for treatment of milk industry wastewater. *Journal of Environmental Management*, 76(2), pp. 177-183.
- Stricker, A. & Béland, M. (2006). Sequencing batch reactor versus continuous flow process for pilot plant research on activated sludge. *Water Environment Foundation*, pp. 7046-7056.
- Strous, M., Kuenen, J.G and Jetten. M.S.M (1999). Key Physiology of anaerobic Ammonium Oxidation. *Appl. Environ. Microbiol.* 65 (7) 3248-3250.
- Suarez J. y Jacome A., (2007). *Eliminación de nitrógeno de las aguas residuales*. Proceso de nitrificación y desnitrificación. Universidad de Coruña. pp. 3-5
- Tchobanoglous, G. & Crites, R. (2003). *Tratamiento de Aguas Residuales en pequeñas poblaciones*. Bogotá, Colombia: Mc Graw Hill.
- Van Benthum W. A. J., Van Loosdrecht M. C. y Heijnen J. J. (1997). Process desing for nitrogen removal using nitrifying fiofilm and denitrifying suspended growth in a biofilm airlift suspensión reactor. *Wat. Sci. Tech.*, 36 (1) 119-128.
- Van de Graaf, A, Peter de Bruijn, Lesley A. Robertson, Mike S. M. Jetten, J. Gijs Kuenen (1996). Autotrophic growth of anaerobic ammonium-oxidizing micro-organisms in a fluidized bed reactor. *Environmental Microbiology*. **142**, 1287-2196.
- Van Loosdrecht M. C. M., Eikelboom D., Gjaltema A., Mulder A., Tjihuis L. y Heijnen J. J. (1995). Biofilm Structures. *Wat. Sci. Tech.*, 28 (8) pp35-43
- Von Sperling M. (2001). *Dimensionamento de lodos ativados por batelada utilizando los principios de la teoria de flujo de sólidos.*, Engenharia Sanitária e Ambiental – ABES. 6(3), 147-156

- Wang, D., Li, X., Yang, Q., Zeng, G., Liao, D. & Zhang, J. (2008). Biological phosphorus removal in sequencing batch reactor with single-stage oxic process. *Bioresource Technology*, 99(13), pp. 5466-5473.
- Wanner O. y Gujer W. (1984) Competition in biofilms. *Wat Sci. Tech.*, 17 (2-3) 27-44.
- Welander U., Henrysson T. y Welander T. (1997). Nitrification of landfill leachate using suspended-carrier Biofilm Technology. *Wat. Res.*, 31(9) 2351-2355.
- Wu, Ch. & Jin, Y. (2011). Performance of nitrogen and phosphorus removal of municipal wastewater in sequencing batch biofilm reactor. *Energy Procedia*, 11, pp. 4453-4457.
- NOM-127-SSA1-2000. Salud ambiental, agua para uso y consumo humano - límites permisibles de calidad y tratamientos a que debe someterse el agua para su potabilización. México. Modificación de NOM-127-SSA1-1994, 22 Noviembre 2000.

ANEXOS

A.1.-Determinación de pH

Definición

El pH indica el grado de acidez o alcalinidad en un medio acuoso, éste se mide por la concentración del ion hidrógeno.

Descripción

Una vez realizada la calibración del potenciómetro. Introducir el electrodo en el medio acuoso a medir, esperar 1 minuto hasta asegurar que la lectura se ha estabilizado. El valor que marca la pantalla digital del potenciómetro es el dato del pH.

Equipo utilizado



Figura A1. Potenciómetro. Thermo Scientific Orion 2 Star

A.2.-Determinación de oxígeno disuelto (OD)

Definición

La concentración de oxígeno disuelto en un medio acuoso se refiere a la cantidad de oxígeno libre en el agua.

Descripción

Se utilizó el medidor de oxígeno disuelto YSI Incorporate. (Figura A1).

Debido a que las mediciones fueron llevadas a cabo en Ciudad Universitaria en la Ciudad de México el factor de calibración es 0.76 para la CDMX (Altura 2250m y Presión 585 mmHg). Encender el medidor de oxígeno disuelto y ajustar en ceros (Perilla 1), obtener la temperatura ambiente en °C arrojada por el medidor (perilla 2). Calibrar el con el oxígeno disuelto de saturación correspondiente a la temperatura arrojada por el medidor con la perilla 3 (Ver tabla A1).

Equipo utilizado



Figura A2. Medidor de concentración de oxígeno disuelto.

Tabla A.2. Calibración de medidor de oxígeno disuelto para toma de medición en la Ciudad de México.

Calibración Medidor de Oxígeno Disuelto (OD) YSI Incorporate.								
Temp (°C)	Solubilidad (mg/L)	Solubilidad en CDMX (Factor0.76)	Temp (°C)	Solubilidad (mg/L)	Solubilidad en CDMX (Factor0.76)	Temp (°C)	Solubilidad (mg/L)	Solubilidad en CDMX (Factor0.76)
0	14.62	11.11	16	9.87	7.50	32	7.31	5.56
1	14.22	10.81	17	9.67	7.35	33	7.18	5.46
2	13.83	10.51	18	9.47	7.20	34	7.07	5.37
3	13.45	10.22	19	9.28	7.05	35	6.95	5.28
4	13.11	9.96	20	9.09	6.91	36	6.84	5.20
5	12.77	9.71	21	8.92	6.78	37	6.73	5.11
6	12.45	9.46	22	8.74	6.64	38	6.62	5.03
7	12.14	9.23	23	8.58	6.52	39	6.52	4.96
8	11.84	9.00	24	8.42	6.40	40	6.41	4.87
9	11.56	8.79	25	8.26	6.28	41	6.31	4.80
10	11.29	8.58	26	8.11	6.16	42	6.21	4.72
11	11.03	8.38	27	7.97	6.06	43	6.12	4.65
12	10.78	8.19	28	7.83	5.95	44	6.02	4.58
13	10.54	8.01	29	7.69	5.84	45	5.93	4.51
14	10.31	7.84	30	7.56	5.75	46	5.84	4.44
15	10.08	7.66	31	7.43	5.65	47	5.74	4.36

A.3-Determinación de la alcalinidad

Definición

La alcalinidad puede definirse como la medida de la capacidad de un sistema para mantener un pH estable frente a la adición de un ácido.

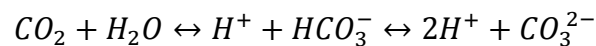
Descripción

La medición de los índices de alcalinidad (IB, AI/AP y α) se basan en la determinación de las alcalinidades total y bicarbonática y a la alcalinidad debida los ácidos grasos volátiles (AGV). Para estas mediciones, se toma un volumen de muestra fijo (50mL), se titula con HCl 0.1N hasta un pH de 5.75; este volumen titulado (V_1) corresponde a la alcalinidad bicarbonática. Se continua la titulación hasta un pH de 4.3, este segundo volumen titulado (V_2) corresponde a la alcalinidad debida a los ácidos grasos volátiles. La alcalinidad total se calcula con la suma de V_1 y V_2 .

$$\text{Alc. Bicarbonatada} = \frac{V_1 \text{ (mL)} * \text{normalidad} \left(\frac{\text{eq}}{\text{L}}\right)}{\text{Vol.de la muestra (mL)}} * \left(\frac{1000\text{meq}}{1\text{eq}}\right) * \left(\frac{50 \text{ mg/L}}{1 \text{ meq/L}}\right)$$

$$\text{Alc. AGV} = \frac{V_2 \text{ (mL)} * \text{normalidad} \left(\frac{\text{eq}}{\text{L}}\right)}{\text{Vol.de la muestra (mL)}} * \left(\frac{1000 \text{ meq}}{1 \text{ eq}}\right)$$

La alcalinidad determinada se debe a la presencia de los aniones carbonato (CO_3^{2-}) y bicarbonato (HCO_3^-), se expresan en mg CaCO_3^-/L



El índice tampón (IB) corresponde a la relación entre la alcalinidad debida a los AGV y a la alcalinidad total (Rojas, 1987), así:

$$\text{IB} = \frac{V_2}{V_1 + V_2}$$

El índice AI/AP es la relación entre la alcalinidad debida a los AGV y la alcalinidad bicarbonática (Ripley et al., 1986), así:

$$\text{AI/AP} = \frac{V_2}{V_1}$$

El índice α es la relación entre la alcalinidad bicarbonática y la alcalinidad total (Jenkins et al., 1983) así:

$$\alpha = \frac{V_1}{V_1 + V_2}$$

A.4-Determinación de Sólidos Suspendidos Totales (SST)

Definición

Los sólidos suspendidos totales indican la cantidad de sólidos que se encuentran presentes en suspensión y que pueden ser separados por un medio mecánico, como lo es la filtración al vacío.

Descripción

Mediante un papel filtro GFA de fibra de vidrio de ($1.5\mu\text{m}$) previamente mantenido a peso constante en una estufa a $103-105\text{ }^{\circ}\text{C}$ (figura A4) se pesa y se registra este valor como “B”, se filtra 50mL de la muestra homogeneizada utilizando el filtro GFA de fibra de vidrio de ($1.5\mu\text{m}$). Se lava con agua destilada el recipiente con el cual se tomó la muestra, para arrastrar todos los sólidos que hayan quedado adheridos a sus paredes. Colocar el filtro en una cápsula de aluminio y llevarla a la estufa durante una hora. Pasar la cápsula con el filtro a un desecador y esperar 15 min a que se enfríe, posteriormente pesar el filtro (peso del filtro + residuo) y registrar el valor como “A”.

Calcular los sólidos suspendidos totales en mg/L.

$$\text{SST} \left(\frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) = \frac{(A - B) * 1000}{\text{Volumen de muestra (L)}}$$

Donde:

A= Peso del filtro + residuo seco (g)

B= Peso del filtro (g)

Equipo utilizado



Figura A4. Estufa Digital. Riossa modelo HCF-62.

A.5-Determinación de Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV)

Definición

Los sólidos suspendidos volátiles representan el contenido de orgánicos, que corresponden a los compuestos que se pierden por llevar una muestra a sequedad durante un tiempo determinado a 550°C.

Descripción

Una vez realizada la determinación de Sólidos Suspendidos Totales (SST), se realizan los SSV. Se llevan a la mufla (Figura A5) los residuos de la determinación de SST (Previamente pesado) a 550°C durante 20 minutos, retirar de la mufla y guardar en un desecador por 15 minutos, pesar el filtro con el residuo incinerado y registrar el valor como “C”.

Calcular los sólidos suspendidos volátiles en mg/L.

$$SSV \left(\frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) = \frac{(A - C) * 1000}{\text{Volumen de muestra (L)}}$$

Donde:

A= Peso del filtro + residuo seco (g)

C= Peso del filtro + residuo incinerado (g)

Equipo utilizado



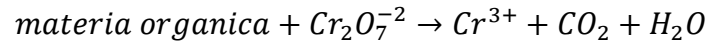
Figura A5. Mufla LINDBERG modelo 51894.

A.6-Determinación de la Demanda Química de Oxígeno (DQO)

Definición

La demanda química de oxígeno (DQO) determina la cantidad de oxígeno equivalente requerido para oxidar la materia orgánica en una muestra de agua residual.

La demanda química de oxígeno representa la cantidad del oxígeno contenido en dicromato de potasio necesaria para oxidar la materia orgánica contenida en la muestra.



Descripción

En un vial de 10mL con tapa rosca se colocan 2.5mL de la muestra, se añaden 1.5mL de la disolución de $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ y 3.5mL del reactivo de H_2SO_4 , tapar el vial y agitar vigorosamente.

Posteriormente se introducen los viales en el reactor HACH (figura A6) por 2 horas a una temperatura de 150°C. Una vez transcurrido el tiempo e retiran los viales del reactor HACH y dejan enfriar a temperatura ambiente.

Leer las muestras a 600nm en el espectrofotómetro (figura A6.1).

NOTA: El blanco o testigo se realiza con H_2O_d

Calcular la demanda química de oxígeno en mg/L.

$$\text{DQO} \left(\frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) = \frac{\text{Absorbancia} - b}{m}$$

Equipo utilizado



Figura A6. Reactor HACH modelo DRB 200.



Figura A6.1. Espectrofotómetro. Genesys

A.7-Determinación de la concentración de amonio ($N-NH_4^+$)

Definición

El nitrógeno de amonio es una de las cuatro formas de nitrógeno que pueden encontrarse en agua residual formando parte de especies como NH_3 y NH_4^+ .

Descripción

La concentración de nitrógeno en forma de amonio se encuentra determinada mediante la transformación del nitrógeno, contenido en una muestra, en amoniaco en medio alcalino en la cual se lleva a cabo la separación del amoniaco de los compuestos del nitrógeno orgánico.

Es utilizado el kit MERCK (figura A7) para la determinación de amonio (NH_4^+). Agregar en un vial con tapa rosca 5mL del efluente previamente filtrado con un filtro de nitrocelulosa, agregar 0.6mL de NaOH del kit MERCK esperar 5 minutos, se agrega una cucharadita de los polvos NH_4^+ , tapar y agitar el vial. Esperar 5 minutos y agregar 4 gotas de NH_4^{3-} , posteriormente agitar, esperar 15 minutos para leer en el espectrofotómetro a 640nm (figura A6).

NOTA 1: El color obtenido en los viales deberá ser verde claro para que el espectrofotómetro pueda llevar a cabo la lectura

NOTA 2: No se debe tomar la lectura después de transcurrida una hora de la preparación de la muestra o los resultados serán no confiables.

NOTA 3: El blanco o testigo es solo H_2O_d

Equipo utilizado



Figura A7. Test Amonio. Kit MERCK.



Figura A6.1. Espectrofotómetro. Genesys.

A.8-Determinación de la concentración de nitrito (N-NO_2^-)

Definición

El nitrógeno de nitrito es una de las cuatro formas de nitrógeno que pueden encontrarse en agua residual formando parte de la especie NO_2^- .

Descripción

Es utilizado el kit MERK para la determinación de nitrito (NO_2^-) (figura A8) se encuentra basado en el principio de reacción entre una disolución de iones nitrito y ácido sulfanílico produciendo sal de diazonio la cual reacciona con N-1(1-Nafty)etilendiamina obteniendo un color púrpura.

Agregar en un vial con tapa rosca 5mL del efluente previamente filtrado con un filtro de nitrocelulosa. Se agrega una cucharadita de los polvos NO_2^- del kit MERK. Tapar el vial y agitar hasta homogeneizar. Esperar 15 minutos y tomar la lectura en el espectrofotómetro a 525nm (figura A6).

NOTA 1: El color obtenido en los viales deberá ser rosa claro para que el espectrofotómetro pueda llevar a cabo la lectura. Si es necesario realizar dilución.

NOTA 2: No se debe tomar la lectura después de transcurrida una hora de la preparación de la muestra o los resultados serán no confiables.

NOTA 3: El blanco o testigo se realiza con H_2O_a

Equipo utilizado

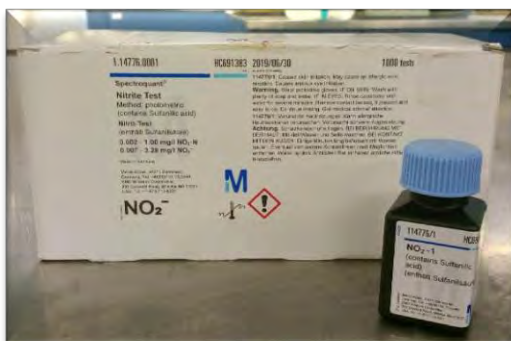


Figura A8. Test nitritos. Kit MERCK.



Figura A6.1 Espectrofotómetro. Genesys.

A.9-Determinación de la concentración de nitrato (N-NO₃⁻)

Definición

El nitrógeno de nitrato es una de las cuatro formas de nitrógeno que pueden encontrarse en agua residual formando parte de la especie NO₃⁻.

Descripción

Los iones nitrato (NO₃⁻) reaccionan con 2,6-dimetilfenol en presencia de una mezcla de ácidos fosfórico y sulfúrico para producir 4-nitro-2,6-dimetilfenol.

Agregar en un vial con tapa rosca 1mL del efluente previamente filtrado con ayuda de un filtro de 45µm. Adicionar 8 mL de la solución de ácidos H₂SO₄ y H₂PO₃ relación 1:1. Agregar 1mL de la disolución de 2,6-dimetilfenol. **¡Precaución la reacción es exotérmica!** Tapar y agitar el vial hasta homogeneizar.

Esperar 10 minutos de reacción y leer en el espectrofotómetro a 324nm.

NOTA 1: El color de del producto de la reacción permanece constante por una hora.

NOTA 2: El blanco o testigo se realiza con H₂O_d.

Equipo utilizado



Figura A6. Espectrofotómetro. Genesys.

A.10- Sólidos inmobilizados en el material de soporte

Definición

La Solución Salina Amortiguada por Fosfatos (PBS) constituye una solución amortiguadora de pH comúnmente empleada para procedimientos bioquímicos. Esta solución es isotónica y no-tóxica para las células. Esta solución es empleada comúnmente para lavar células a través de agitación.

Descripción

Se toman dos cubos de poliuretano del reactor SBR con pinzas evitando aplastarlos, tomar 50mL de la disolución salina amortiguada por Fosfatos pH 7, verter los cubos y los 50mL de la disolución amortiguadora en un matraz Erlenmeyer y someter en agitación vigorosa durante 10 minutos, una vez que se tenga en la disolución la biomasa que se desprendió de los cubos se realiza la determinación por los métodos de los anexos A.4 y A.5

Cálculo de la biomasa

$$ST(\text{mg}) = (A - B) * \left(\frac{1000\text{mg}}{1\text{g}} \right) * (\#\text{cubos})$$

Donde: A= Peso del filtro + residuo seco (g) B= Peso del filtro (g)

$$SV(\text{mg}) = (A - C) * \left(\frac{1000\text{mg}}{1\text{g}} \right) * (\#\text{cubos})$$

Donde: C= Peso del filtro + residuo incinerado (g)

Equipo utilizado




Figura A4. Estufa Digital. Riossa HCF-62.



Figura A5. Mufla LINDBERG 51894.

A.11- Composición de disoluciones traza
Tabla A.11. Composición de disoluciones traza.

 INSTITUTO DE INGENIERÍA UNAM		Huosheng et al., (2011)	Bonihoni- Jamrah (2012)	Bagchi et al., (2012)	Lei Xiong et al., (2013)	Kazuichi et al.(2013)	Swati et al., (2016)	Van der Graaf (1996)	Nuestro experimento en el LIA	
		mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	
TRAZA I	Ácido etilendiaminotetraacético (EDTA)	C ₁₀ H ₁₆ N ₂ O ₈	5000	5000	5000	5000	5000	5000	5000	5000
	Sulfato de hierro	FeSO ₄	8000	5000	5000	5000	5000	5000	5000	5000
	mL de Trazas I agregados por L de agua residual preparada		1.50	1	1	1	1	1	1	1.25
		mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L
TRAZA II	Ácido etilendiaminotetraacético (EDTA)	C ₁₀ H ₁₆ N ₂ O ₈	-	15000	15000	15000	15000	15000	15000	15000
	Sulfato de zinc heptahidratado	ZnSO ₄ •7 H ₂ O	430	430	430	430	430	430	430	430
	Sulfato de cobre pentahidratado	CuSO ₄ • 5 H ₂ O	250	250	250	250	250	250	250	250
	Cloruro de manganeso tetrahidratado	MnCl ₂ •4H ₂ O	990	630	990	-	990	990	990	990
	Cloruro de níquel hexahidratado	NiCl ₂ •6H ₂ O	190	190	190	190	190	190	190	190
	Cloruro de cobalto hexahidratado	CoCl ₂ •6H ₂ O	240	240	240	240	240	240	240	240
	Ácido bórico	H ₃ BO ₄	14	10	14	14	14	14	14	14
	Molibdato de sodio	Na ₂ MoO ₄ •2H ₂ O	220	50	220	220	220	220	220	220
	Seleniato de sodio decahidratado	Na ₂ SeO ₄ •10H ₂ O	-	210	210	-	210	210	210	-
	mL de Trazas II agregados por L de agua residual preparada		1.25	1	1	1	1	1	1	1.25

Fuente: Dr. Oscar González Barceló (2017)