



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN
INGENIERÍA**

**UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO**

FACULTAD DE INGENIERÍA

**TRATAMIENTO BIOLÓGICO AVANZADO DE AGUAS
RESIDUALES UTILIZANDO REACTORES CON CINTA DE
POLIETILENO**

T E S I S

PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERÍA

INGENIERÍA – AMBIENTAL

P R E S E N T A :

TANIA GUTIÉRREZ MACIAS

TUTOR:

DRA. PETIA MIJAYLOVA NACHEVA

ENERO DEL 2009





**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO PROGRAMA DE MAESTRÍA Y
DOCTORADO EN INGENIERÍA**

JURADO ASIGNADO:

Presidente:

DR. PEDRO MARTÍNEZ PEREDA

Secretario:

DR. OSCAR GONZÁLEZ BARCELÓ

Vocal:

DRA. PETIA MIJAYLOVA NACHEVA

Primer suplente:

DR. SIMÓN GONZÁLEZ MARTÍNEZ

Segundo suplente:

DR. VÍCTOR LUNA PABELLO

Lugar donde se realizó la tesis:

FACULTAD DE INGENIERÍA, CAMPUS MORELOS

TUTOR

DRA. PETIA MIJAYLOVA NACHEVA

FIRMA

AGRADECIMIENTOS

A **CONACyT** por la beca otorgada para la realización de los estudios de Maestría en Ingeniería.

A la **Universidad Nacional Autónoma de México** a través de la Facultad de Ingeniería Campus Morelos por el apoyo brindado para la realización del trabajo de tesis.

A **mis padres**, por su amor, paciencia, y por las grandes enseñanzas que han dejado en mí a lo largo de mi vida.

A la **Dra. Petia Mijaylova Nacheva**, por su guía y dirección en este proyecto aunados a su apreciable apoyo incondicional, así mismo por sus conocimientos compartidos que me han hecho crecer como ser humano y profesionista y sobre todo por su amistad brindada.

Al **Dr. Simon González Martínez** y al **Dr. Pedro Martínez Pereda**, por su tiempo y apoyo constante a lo largo de la realización de este proyecto.

A los integrantes del H. Jurado:

DR. OSCAR GONZÁLEZ BARCELÓ
DR. PEDRO MARTÍNEZ PEREDA
DR. SIMÓN GONZÁLEZ MARTÍNEZ
DR. VÍCTOR LUNA PABELLO

Por su valiosas aportaciones para mejorar el presente trabajo de tesis.

A **Yolanda Hornelas Orozco**, responsable del área de Microscopía Electrónica del Instituto de Ciencias del Mar y Limnología, UNAM por su apoyo en el estudio de la estructura, la ecología y la morfología de las biopelículas desarrolladas en las diferentes zonas del reactor biológico.

A **mis amigos**: Zaida, Sandra y Henry que estuvieron a mi lado en estos últimos 2 años brindándome su amistad y compañía. A Edson, Liliana y Diego y por su amistad y conocimientos compartidos. A Ramiro por su amistad incondicional y apoyo. Y a todos mis demás amigos y compañeros que me faltan; están en mi corazón.

A **mis catedráticos** por compartir conmigo su conocimiento, resolver mis dudas e incrementar mis habilidades en el área, además por sus invaluable enseñanzas de ética y profesionalismo para mi formación.

Sin su apoyo mi esfuerzo no habría sido suficiente.

ÍNDICE

ÍNDICE	1
ÍNDICE DE TABLAS	1
ÍNDICE DE FIGURAS	3
RESUMEN	4
INTRODUCCIÓN	5
CAPÍTULO 1. BASES TEÓRICAS DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE LAS AGUAS RESIDUALES	7
1.1 COMPOSICIÓN TÍPICA DEL AGUA RESIDUAL	7
1.2 PROCESOS BIOLÓGICOS PARA TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES	7
1.2.1 FUNCIÓN DE LOS MICROORGANISMOS EN LOS PROCESOS BIOLÓGICOS	9
1.2.2 MECANISMOS DE BIODEGRADACIÓN	10
1.2.3 CONTROL Y ELIMINACIÓN DEL NITRÓGENO	14
1.2.4 CONTROL Y ELIMINACIÓN DEL FÓSFORO	16
1.2.5 FACTORES QUE INFLUYEN SOBRE LOS PROCESOS BIOLÓGICOS	18
1.3 USO DE REACTORES CON BIOPELÍCULAS PARA LA REMOCIÓN SIMULTÁNEA DE CARBONO, NITRÓGENO Y FÓSFORO	19
1.3.1 BIOFILTROS Y SU CLASIFICACIÓN	19
1.4 OPERACIÓN DE LOS BIOFILTROS	24
1.5 BIOPELÍCULA	24
1.5.1 FACTORES DE CRECIMIENTO	25
1.5.2 CRECIMIENTO DE LA BIOPELÍCULA	26
1.5.3 DESPRENDIMIENTO DE LA BIOPELÍCULA	27
1.5.4 ESTUDIOS SOBRE EL USO DE PROCESOS CON BIOMASA ADHERIDA EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES	27
CAPÍTULO 2. JUSTIFICACIÓN Y OBJETIVOS	30
2.1 JUSTIFICACIÓN	30
2.2 OBJETIVO GENERAL	31
2.2.1 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	31
2.2.2 METAS DEL TRABAJO PROPUESTO	31
CAPÍTULO 3. METODOLOGÍA	30
3.1 SISTEMA EXPERIMENTAL	32
3.2 CARACTERIZACIÓN DEL MEDIO DE SOPORTE DEL EXPERIMENTO	33
3.3 PARÁMETROS DE OPERACIÓN Y FASES DEL EXPERIMENTO	35
3.4 CONTROL ANALÍTICO DEL PROCESO	35
3.5 DETERMINACIÓN DE LA CANTIDAD DE LA BIOMASA EN EL REACTOR	36

CAPÍTULO 4. RESULTADOS	38
4.1 CARACTERÍSTICAS DEL AGUA RESIDUAL.....	38
4.2 ARRANQUE, DESARROLLO Y ACLIMATACIÓN DE LA BIOMASA.....	39
4.3 PARÁMETROS DE CAMPO.....	39
4.4 REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA (DQO).....	39
4.5 REMOCIÓN DE NITRÓGENO AMONICAL (N-NH ₄).....	42
4.6 REMOCIÓN DE NITRÓGENO TOTAL	45
4.7 REMOCIÓN DE FÓSFORO TOTAL	48
4.8 SÓLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES Y VOLÁTILES EN EL SISTEMA	51
4.9 RESUMEN DE LAS REMOCIONES PROMEDIO OBTENIDAS DURANTE LAS CUATRO FASES EXPERIMENTALES	52
4.10 CUANTIFICACIÓN DE LA BIOMASA EN EL REACTOR Y OBSERVACIONES MICROSCÓPICAS DE LA BIOPELÍCULA.....	53
CAPÍTULO 5. CONCLUSIONES.....	57
REFERENCIAS	58

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Contaminantes importantes en aguas residuales.....	8
Tabla 2. Límite permitido de fósforo por la UWWTD.....	16
Tabla 3. Fases de operación del sistema experimental.....	35
Tabla 4. Programa de monitoreo y control efectuado durante la biodegradación.....	36
Tabla 5. Características del agua residual municipal IMTA.....	38
Tabla 6. Promedio de los parámetros de campo.....	39
Tabla 7. Comparación de parámetros de N-NH ₄ y COV.....	45
Tabla 8. Comparación de parámetros de NT y COV.....	48
Tabla 9. Remociones de los parámetros monitoreados durante la operación del sistema	52
Tabla 10. Cálculos para la determinación de la biopelícula.....	53

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Diagrama de flujo de sustrato y de energía.....	13
Figura 2. Filtro percolador.....	19
Figura 3. Bio-reactor aerobio de lecho sumergido.....	22
Figura 4. Representación de la asimilación biológica en un biofiltro.....	26
Figura 5. Dimensiones y fases del reactor experimental.	33
Figura 6. Escobillón formado con la cinta de polietileno utilizado como medio de soporte.	34
Figura 7. Cinta de polietileno.	34
Figura 8. Variación de la DQO durante la operación del sistema.	40
Figura 9. Remoción de DQO durante la operación del sistema.	41
Figura 10. Correlación entre la tasa específica de remoción de materia orgánica (DQO) y las cargas orgánicas aplicadas al bioreactor.....	42
Figura 11. Concentración de N-NH ₄ durante la operación del sistema.	43
Figura 12. Remoción de N-NH ₄ durante la operación del sistema.....	43
Figura 13. Correlación entre: a) cargas de amoníaco y tasas específicas de su remoción; b) cargas de DQO y tasas específicas de remoción de N-NH ₄	45
Figura 14. Concentración de NT durante la operación del sistema	46
Figura 15. Remoción de NT durante la operación del sistema.....	46
Figura 16. Tasa Correlación entre: a) cargas de nitrógeno total y tasas específicas de su remoción; b) cargas de DQO y tasas específicas de remoción de NT	48
Figura 17. Concentración de PT durante los días de operación del sistema.	49
Figura 18. Remoción de PT durante la operación del sistema.	49
Figura 19. Correlación entre: a) cargas de fósforo total y tasas específicas de su remoción; b) cargas de DQO y tasas específicas de remoción PT.....	50
Figura 20. Concentración de SST y SSV durante la operación del sistema.....	52
Figura 21. Biomasa adherida al soporte en la zona aerobia del reactor a) Diversidad microbiana X 500; b) Microorganismos filamentosos X 500; c) Hongos y bacterias filamentosas.....	54
Figura 22. Biomasa adherida al soporte en la zona anóxica del reactor X 1,000.....	54
Figura 23. Biomasa adherida al soporte en la zona anaerobia del reactor: a) Estructura heterogénea X500; b) Organismo filamentosos X500; c) Ecología microbiana x1000.....	55
Figura 24. Bacterias en la zona aerobia: a) Bacilos X 10,000; b) Bacterias filamentosas X10,000; c) Hongos, bacilos y bacterias filamentosas X10,000.....	56
Figura 25. Protozoarios encontrados en la zona aerobia: a) Euglypha rotunda, X3,500; b) Difflugia guttula X 3,000; c) Arcella discoides X1,000	56
Figura 26. Microorganismos encontrados en la zona anóxica: a, b y c) Cocos X20,000, X25,000 y X15,000; d) Estructura de cocos y bacilos X10,000; e) Bacillariophyceae X6,000; f) Euglypha rotunda, X1,900	56
Figura 27. Microorganismos encontrados en la zona anaerobia: a) Cocos y estructura espiral X 10,000; b) Bacilos X10,000; c) Cadenas de bacterias X10,000; d) Cocos y bacilos X10,000; e) Estructura de bacilos X10,000; f) Esporas germinando X15,000	56

RESUMEN

En esta investigación se estudió el desempeño de un biofiltro de lecho sumergido y de flujo ascendente, con un volumen útil de 14 L, empacado con cinta de polietileno con un área específica de $1098 \text{ m}^2/\text{m}^3$ y alimentado con agua residual municipal. El reactor biológico fue de forma cilíndrica, elaborado de acrílico transparente, con una altura de 1.50 m, 0.15 m de diámetro y fue conformado por tres diferentes zonas dentro del reactor: anaerobia, anóxica y aerobia. El sistema fue operado con 4 diferentes cargas orgánicas y con recirculación del efluente. El objetivo de este estudio fue determinar la remoción de la materia orgánica, nitrógeno y fósforo mediante el reactor utilizando un arreglo específico de las zonas aerobia, anóxica y anaerobia, así como las mejores condiciones operacionales del sistema. Los parámetros a analizar fueron DQO, NT, N-NH₄, PT, SST, SSV, se midieron temperatura, pH, OD y SDT. El sistema operó durante 308 días. La temperatura osciló entre los 23.9 y 24.5 °C. La mayor remoción de DQO (61%) se obtuvo con una carga de $4.73 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, un TRH de 1.35 horas y un 50% de recirculación. El promedio de la tasa de remoción en estas condiciones fue de $2.91 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. En esta fase experimental también se vio favorecida la remoción de PT, obteniéndose un valor de 39% y una tasa de remoción de $0.15 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. Se observó que con el aumento de la carga de fósforo y de la materia orgánica, aumenta también la tasa de remoción del fósforo. La mayor remoción de nitrógeno amoniacal y total, de 71% y 66% respectivamente, se observó utilizando una carga orgánica de $1.27 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, con un TRH de 2.4 horas y una recirculación de 100%. Durante la operación del sistema no se presentaron problemas de colmatación haciendo omiso el uso de retro lavados. Con base en los resultados del estudio se concluyó que los biofiltros de lecho sumergido empacados con cinta de polietileno, con zonas anaerobia, aerobia y anóxica, proporcionan mayor remoción de micronutrientes comparados con los sistemas convencionales, siendo un sistema innovador y de fácil operación.

ABSTRACT

The performance of an aerobic submerged packed bed reactor with polyethylene tape was studied for the treatment of domestic wastewater. The reactor was made of transparent acrylic, with cylindrical form, 1.50 m height, 0.15 m diameter, 14 L effective volume. The packing material had $1098 \text{ m}^2/\text{m}^3$ specific area. Three different zones were conformed within the reactor: anaerobic, anoxic and aerobic. The system was operated with 4 different organic loads and effluent recycling to the anoxic zone. The objective of this study was to determine the simultaneous removal of COD, nitrogen and phosphorus and the best operational conditions for the system. The following parameters were analyzed and measured: COD, TN, NH₄-N, TP, TSS, VSS, Temperature, pH, TDS and DO. The duration of the experimental work was 308 days. The temperature was between 23.9 and 24.5 °C. The best average removal of COD was obtained with an organic load of $4.73 \text{ kgCOD}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, HRT of 1.35 hours and a 50% effluent recycling. The average removal rate at these conditions was $2.91 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. Also the phosphorus removal was also high during this operational stage, 39% average removal was calculated and the removal rate was $0.15 \text{ kgTP}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. It was observed that TP removal rates increased with the rise of the TP and organic loads. The best ammonia and TN removals, 71% and 66% respectively, were obtained when a load of $1.27 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ was applied, with 2.4 hours HRT and 100% recycling. There were not any clogging problems in the packed bed during all the operation period, thus backwashing procedures were not required. Based on the obtained results, it can be concluded that the aerobic submerged packed bed reactor with polyethylene tape allowed higher micronutrient removals than the conventional wastewater treatment systems, been in addition a novel system of easy operation.

INTRODUCCIÓN

El agua es parte vital en el planeta. Todos conocen la gran importancia que tiene este líquido para todo ser humano. El agua se usa diario con diferentes fines, ya sea para uso domestico, consumo humano y para diversas actividades diarias que el hombre realiza.

Las principales fuentes de abastecimiento de agua en México son los ríos, manantiales y las aguas subterráneas. México es un país con una superficie de 2×10^6 de km^2 y una población mayor a los 104 millones de habitantes. El promedio de precipitación anual es de 780 mm y el escurrimiento promedio anual es de 410 km^3 . Se estima que por habitante el agua renovable del suelo alcanza los 55 km^3 al año. La disponibilidad anual de agua por habitante es de aproximadamente $5,000 \text{ m}^3$, dos veces mayor al promedio mundial, sin embargo es escasa en el norte del país y abundante en el sur (SEMARNAT-CNA, 2003). La disponibilidad de agua varía de región a región y depende tanto de la precipitación anual como de la concentración de la población. En las regiones con menos agua pero con más alto índice de población, la disponibilidad del agua por habitante varía entre 211 y $1,478 \text{ m}^3/\text{año}$. En contraste, en aquellas regiones que cuentan con más agua y menos población, la disponibilidad de agua por habitante varía entre 14,445 y $33,285 \text{ m}^3/\text{año}$. En lo que respecta al aprovechamiento del agua, las eficiencias en el uso son aún muy bajas, ya que en el sector agrícola oscilan entre el 33 y 55%, en tanto que en las ciudades su valor fluctúa entre el 50 y 70%. Además, no se ha logrado crear conciencia en toda la población sobre la importancia y necesidad del buen uso, preservación y pago del agua (CNA, 2001).

Las aguas superficiales se encuentran contaminadas por descargas domésticas, industriales y agropecuarias; la sobreexplotación del agua subterránea se está generalizando, lo que ha ocasionado deterioros irreversibles: intrusión salina, hundimientos del terreno y necesidad de bombeo desde profundidades incosteables.

No hay duda de que las características naturales del territorio se han visto afectadas por el proceso de urbanización e industrialización que ha vivido el país. Lo muestra el hecho de que los principales focos de contaminación y de deterioro de los ecosistemas se localizan en las más importantes ciudades y puertos industriales o tienen su origen en ellos, afectando las cuencas hidrológicas y los diversos ecosistemas, debido a estas tendencias, se observan ya insuficiencias críticas de agua limpia en algunas regiones, en consecuencia, su obtención tendrá un costo cada vez más elevado, además los mayores centros población y de producción industrial se encuentran arriba de la zona costera (Woldenberg, 2002).

En el año 1997 entraron en vigor normas oficiales mexicanas para las descargas de aguas residuales, por lo que la comisión nacional del agua (CNA) cuenta con la facultad de multar, clausurar además de otorgar o negar permisos para el vertimiento, con base en la calidad del agua que se pretende alcanzar en el cuerpo receptor. Las normas actualmente vigentes son: NOM-001-SEMARNAT-1996, referente a los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas nacionales; NOM-002-SEMARNAT-1996, que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal, y la NOM-003-SEMARNAT-1997, referente a los límites máximos permisibles de contaminantes para las aguas residuales tratadas que se reusen en servicios al público.

La contaminación del agua ejerce un impacto muy severo sobre la salud pública en México, ya que se estima el costo de los efectos en la salud por las enfermedades gastrointestinales es de 3,600 millones de dólares. De hecho, la contaminación del agua constituye el problema ambiental más serio en el país (Ávila, 2002).

Los problemas relacionados con el manejo del agua son cada vez más complejos. Es probable que el constante crecimiento demográfico, los serios problemas relacionados con la falta de saneamiento y de agua limpia, así como las frecuentes y altas inversiones en infraestructura obligarán a los gobiernos, en diferentes niveles, a buscar soluciones más globales, en vez de depender de las soluciones de ingeniería basadas únicamente en la administración del suministro. Las instituciones involucradas no se han dado cuenta plenamente de que el manejo de los recursos hídricos requiere de un proceso de planeación a largo plazo desde la perspectiva técnica, económica, política, social y ambiental.

En el 2004, los estudios de la comisión nacional de agua (CNA, 2004) concernientes a la calidad del agua en 218 cuencas del país (que representan 77% del territorio nacional, 13% de la población, 87% del sector industrial y de las zonas de riego) indicaron que la mayoría de las cuencas están contaminadas con desechos orgánicos, industriales o agroquímicos

México enfrenta serias dificultades en cuanto a la disponibilidad del agua debido a la poca correspondencia entre los lugares donde se concentra la demanda del vital líquido y las fuentes de abastecimiento de agua disponibles. Aproximadamente 75% del territorio nacional que abarca la mayoría de las grandes ciudades y la mayor parte del sector industrial y de las tierras de riego, tiene solo un tercio del agua disponible en el país, estimando agua solo para los siguientes 25 años (CONAGUA *a*, 2007).

CAPÍTULO 1. BASES TEÓRICAS DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE LAS AGUAS RESIDUALES

1.1 COMPOSICIÓN TÍPICA DEL AGUA RESIDUAL

El agua se contamina por diversas fuentes, la identificación de los cuales es importante ya que de esta manera pueden llegar a ser controladas más fácilmente. Entre las principales se tienen:

- Descargas de aguas tratadas municipales.
- Descargas de manufactura o plantas industriales.
- Descargas agrícolas.
- Lixiviados.

La composición química y biológica de las aguas residuales para cada sitio varía dramáticamente y la determinación de su composición es esencial (Morgan y Noyola, 1994). Las descargas de las aguas domésticas es un líquido de color gris, turbio y no siempre tienen olor, sin embargo, si no se encuentran aireadas se empieza a descomponer la materia orgánica generando condiciones anaerobias, produciendo sulfuros, aminas y mercaptanos los cuales dan un olor particular. La fuente de contaminación de un agua municipal es generalmente por excreciones de humanos, del lavado, preparación de alimentos y desecho de baño.

En la Tabla 1 se observa la importancia de regulación de algunos contaminantes, así como el efecto que pueden llegar a causar en el ambiente o a los seres humanos, ya que algunos de ellos son peligrosos para la vida vegetal y animal, donde de acuerdo a la cadena trófica el hombre hace uso tanto de vegetales como de animales (carne o derivados) y si estos llegan con altos índices de contaminación al cuerpo receptor podrían causar un efecto nocivo a la salud (López, 1998).

1.2 PROCESOS BIOLÓGICOS PARA TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

El tratamiento de aguas residuales se inició en Inglaterra a finales del siglo XIX y principios del XX para controlar los brotes infecciosos en las ciudades. El pretratamiento y el tratamiento primario del agua tienen como objetivo la remoción del material grueso, la arena y los sólidos suspendidos del agua. Los objetivos del tratamiento secundario que generalmente está constituido por un tratamiento biológico y desinfección, son tres:

- Reducir el contenido en materia orgánica disuelta de las aguas.
- Reducir su contenido de nutrientes (N y P).
- Eliminar los patógenos y parásitos.

El tratamiento biológico de aguas residuales es una opción realista en las estrategias de tratamiento tanto de las aguas residuales domésticas, como de los efluentes industriales y de los residuos peligrosos. Una ventaja en el uso de estos tratamientos es que los costos pueden ser menores que otras tecnologías, como es la incineración y/o procesos fisicoquímicos. Una desventaja es el tiempo de proceso implicado en el tratamiento biológico, por lo que existen diferentes mecanismos que pueden ser utilizados para la degradación de los contaminantes. La selección del proceso biológico adecuado esta basada en el tipo de contaminante a degradar (Cheremisinoff, 1994).

Tabla 1. Contaminantes importantes en aguas residuales.

PARÁMETRO DE CONTAMINACIÓN	CAUSA DE SU IMPORTANCIA
SÓLIDOS SUSPENDIDOS	Pueden conducir al desarrollo de depósitos de lodos y condiciones anaerobias cuando se descargan aguas residuales crudas en un medio acuático.
MATERIA ORGÁNICA BIODEGRADABLE	Está compuesta principalmente de proteínas, carbohidratos y lípidos. Si no es previamente removida puede producir agotamiento de oxígeno disuelto de la fuente receptora y desarrollo de condiciones sépticas.
PATÓGENOS	Microorganismos que producen riesgos a en los seres vivos, flora y fauna (causando enfermedades gastrointestinales, hepatitis, cólera, etc.)
NUTRIENTES	El C, N y P son macronutrientes que cuando se descargan en las aguas residuales pueden producir crecimiento de vida acuática indeseable. En descargas excesivas sobre el suelo pueden producir contaminación del agua subterránea.
MATERIALES TÓXICOS	Proviene de aguas residuales e industriales y deben ser removidos antes de la descarga o el reuso del agua, ya que algunos suelen ser bioacumulables y dañinos a la salud humana (metales pesados, fenoles).

1.2.1 FUNCIÓN DE LOS MICROORGANISMOS EN LOS PROCESOS BIOLÓGICOS

El principal objetivo de la mayoría de los procesos de tratamiento biológico es la reducción del contenido de materia orgánica disuelta en el agua residual. Los microorganismos facultativos (estrictos aerobios) degradan la materia orgánica en presencia de oxígeno y utilizan la energía liberada para satisfacer sus necesidades. En el caso de los aerobios, solo pueden sobrevivir si existe una aportación suficiente de oxígeno molecular. Algunos compuestos inorgánicos oxidados tales como los nitritos y nitratos, pueden hacer las funciones de receptores de electrones para ciertos microorganismos en ausencia de oxígeno molecular. Los procesos en los que intervienen estos microorganismos reciben el nombre de procesos anóxicos. Los microorganismos que generan energía por fermentación y solo pueden existir en un medio de ausencia de oxígeno, se denominan anaerobios. Los microorganismos que generan energía a partir de la fermentación y que tienen la capacidad de crecer, tanto en presencia como en ausencia de oxígeno molecular, reciben el nombre de microorganismos facultativos (Schlegel, 1997).

Los microorganismos presentan necesidades nutritivas para su crecimiento y para poder reproducirse, así mismo necesitan de una fuente de energía; carbono para la síntesis de materia celular nueva; elementos inorgánicos (nutrientes) tales como nitrógeno, fósforo, azufre, potasio, calcio y magnesio. Los nutrientes orgánicos (factores de crecimiento) también pueden ser necesarios para la síntesis celular (Schlegel, 1997).

Las aguas residuales proveen el medio de crecimiento ideal a un gran número de microorganismos los cuales juegan un papel importante para el tratamiento biológico de aguas residuales. El tratamiento biológico no es adecuado para algunos efluentes industriales que contienen compuestos tóxicos. La composición de la población de bacterias en los biorreactores depende del alimento, del ambiente y de parámetros tales como el pH y la temperatura. Esto se debe a que el crecimiento de la bacteria se da por fisión binaria bajo condiciones adecuadas de micro y macronutrientes, inicialmente la célula aumenta su tamaño para posteriormente dividirse en dos células idénticas. El tiempo requerido para la duplicación del número de células es conocido como tiempo de generación el cual es específico para cada diferente especie, tal es el caso de las enterobacterias ya que ellas se dividen de 15 a 30 minutos a diferencia de las nitrosomas y nitrobacter que requieren de 5 a 10 horas para hacerlo con una temperatura de 20°C (Schlegel, 1997). El tiempo invertido en la duplicación de la masa celular se nombra tiempo de duplicación y el recíproco del tiempo de generación es la tasa específica de crecimiento (Schlegel, 1997). En un proceso biológico el diseño y operación es importante para generar condiciones favorables para el crecimiento de los microorganismos para que estos se proliferen y generen un buen ambiente para llegar a un máximo crecimiento.

1.2.2 MECANISMOS DE BIODEGRADACIÓN

El proceso biológico se clasifica en aerobio y anaerobio de acuerdo con la presencia o ausencia de oxígeno en un sistema de tratamiento de agua residual.

a) TRATAMIENTO AEROBIO

Proceso en el cual se lleva a cabo remoción de materia orgánica y nutrientes en presencia de oxígeno. La tecnología del tratamiento de aguas residuales por vía aerobia está bien desarrollada y es sin duda la más comúnmente aplicada (Cheremisinoff, 1994). La experiencia acumulada y las altas eficiencias en la remoción de la materia orgánica son algunas de las razones de su aceptación. En este proceso se consideran los lodos activados y sus modificaciones, filtros percoladores y lagunas aireadas.

El proceso de tratamiento biológico se desarrolla en un ambiente rico en oxígeno, con microorganismos facultativos y aerobios. El mecanismo básico del sistema se representa con la siguiente reacción biológica:



Los microorganismos degradan una parte de la materia orgánica absorbiéndola a través de su pared celular, produciendo ciertos productos de desecho, los que se utilizan como alimento por otros microorganismos. Este proceso de degradación acumulativa continúa hasta que la materia orgánica compleja original ha sido degradada y asimilada por la población biológica. (Boughey, 1971)

b) TRATAMIENTO ANAEROBIO

Se denomina proceso anaerobio a la secuencia de procesos metabólicos que originan la degradación de sustancias orgánicas en ausencia de oxígeno molecular para dar como productos una serie de compuestos cuyo grado de reducción impide su uso posterior por microorganismos anaerobios (Cheremisinoff, 1994).

En el metabolismo anaerobio intervienen un gran número de bacterias, que además deben encontrarse en perfecta coordinación y cooperación las unas con las otras, tanto es así que el sustrato de una de ellas es el producto de la anterior (Moeller, 2002).

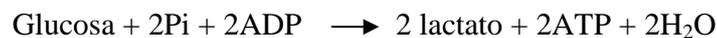
En los procesos de degradación que se dan en la digestión anaerobia el 90% de la energía contenida en la materia orgánica es convertida en biogás y el 10% restante es asimilado por las células. Desde el punto de vista bioquímico el proceso anaerobio es poco eficiente, sin embargo en la práctica esta característica presenta una gran ventaja dado que se evita la necesidad de tratar importantes volúmenes de biomasa generada antes de su disposición.

En ausencia de oxígeno molecular, la presencia de nitritos o sulfatos en el agua residual a tratar y las condiciones de operación de los reactores son los principales factores que determinan la ruta a seguir durante la degradación de la materia orgánica. No obstante, la más importante es la metanogénesis el cual su producto principal, CH₄, puede ser utilizado como una fuente de energía.

En el caso del metabolismo en ausencia de oxígeno los sustratos mencionados pasan por seis distintos procesos de conversión, incluidos en tres etapas (Christon *et al.*, 1997).

La hidrólisis: Comprende la transformación de los polímeros (hidrólisis de las proteínas, lípidos y carbohidratos) a compuestos (monómeros) que pueden servir como fuentes de energía y de carbón celular.

Esta etapa la realiza por las bacterias de crecimiento rápido, que fermentan la glucosa para producir ácidos grasos, volátiles y gases CO₂ y H₂. El pH del proceso suele ser inferior a 7. Bajo condiciones anaeróbicas, la glucosa se descompone en dos moléculas de ácido láctico, punto en el cual se detiene la fermentación. Cuando el oxígeno está presente, el ácido láctico no se acumula, sino que prosigue la oxidación de los productos de la fermentación a CO₂ y H₂O. El mecanismo de descomposición de la glucosa en dos moléculas de ácido láctico es el tipo de fermentación conocido como glucólisis o disolución de azúcar. Durante la glucólisis la glucosa se rompe en 2 moléculas de un compuesto de 3 carbonos, el ácido láctico. El proceso no necesita oxígeno, ni hay oxidación o reducción neta. Esta reacción tiene lugar con un descenso bastante grande en energía libre, siendo de este modo espontánea, en el sentido termodinámico y, transcurrirá a considerable velocidad suponiendo que exista un mecanismo o trayectoria disponible para catalizarla (Estrada y García, 2004). Dicho proceso tiene lugar, mediante un mecanismo en el cual participan también el fosfato, el ADP y el ATP según la siguiente ecuación global.



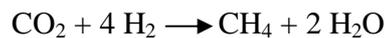
Esta ecuación se puede considerar como la suma de dos procesos acoplados. En uno de ellos, la glucosa se descompone en dos moléculas de lactato en el otro se forman dos moléculas de ATP a partir de dos de ADP y dos de fosfato. Estos dos procesos no tienen lugar independientemente, más bien acoplados de tal forma que la ruptura de la glucosa no puede producirse sin que se forme ATP y viceversa. La energía se conserva constituyendo el beneficio que saca la célula de la fermentación de la glucosa (Estrada y García, 2004).

Las células no descomponen la glucosa simplemente para deshacerse de ella; llevan a cabo este proceso, en gran parte, para producir ATP a partir de ADP y fosfato. La glucosa, después de los dos primeros pasos de la fosforilación se convierte en fructosa 1,6- difosfato, la cual se desdobra enzimáticamente en dos azúcares diferentes de 3 átomos de carbono en forma fosforilada: el 3-fosfogliceraldehído y el fosfato de dihidroxi-acetona. Dichos compuestos son interconvertibles mediante la acción de la enzima triosa fosfato isomerasa que cataliza una transformación aldosa-cetosa. A partir de este punto, tenemos dos moléculas del azúcar de 3 átomos de carbono 3-fosfogliceraldehído, cada una de las cuales se transforma finalmente en ácido láctico, compuesto de 3 átomos de carbono (Estrada y García, 2004).

La acetogénesis: En esta etapa se incluyen los procesos de oxidación anaerobia de ácidos de cadena larga, alcoholes, y la oxidación anaerobia de productos intermedios como ácidos volátiles, excepto el acetato (Christon *et al.*, 1997). La acetogénesis es realizada por las bacterias acetógenas productoras de hidrógeno convierten las moléculas orgánicas de pequeño tamaño y los ácidos grasos volátiles en ácido acético e hidrógeno (Estrada y García, 2004).

Metanogénesis: En esta última etapa, las bacterias metanogénicas (anaerobias estrictas) son esenciales para este tipo de digestión, por ser los únicos microorganismos que pueden catabolizar anaerobiamente el ácido acético e hidrógeno para dar productos gaseosos en ausencia de energía lumínica y oxígeno. Hay dos tipos de metanogénesis: hidrogenotrófica y acetoclástica.

Hidrogenotrófica: El sustrato universal de la metanogénesis es el CO₂, que constituye la fuente de la materia orgánica, y H₂ que es el dador de electrones. La reacción de formación de metano es la siguiente:



Esta reacción tiene doble función en el proceso de la digestión anaerobia, por un lado producir metano y, por el otro, eliminar el H₂ gaseoso. Al consumir hidrógeno regulan la producción de ácidos y la mezcla de estos generados por las bacterias acidógenas (Christon *et al.*, 1997).

Acetoclástica: El metano es el que utiliza como sustrato el acetato, en este caso el dador de electrones es H₂O, normalmente se altera el pH del medio debido a la eliminación del ácido acético y la producción de CO₂ que al disolverse forma una solución amortiguadora de bicarbonato (HCO₃⁻). Para un óptimo trabajo, el elemento acuoso circulante debe tener un pH entre 6.6 y 7.6 (Estrada y García, 2004). La reacción de formación de metano es la siguiente:



En la Figura 1 se muestra como se realiza el proceso de degradación de la materia en un proceso anaerobio.

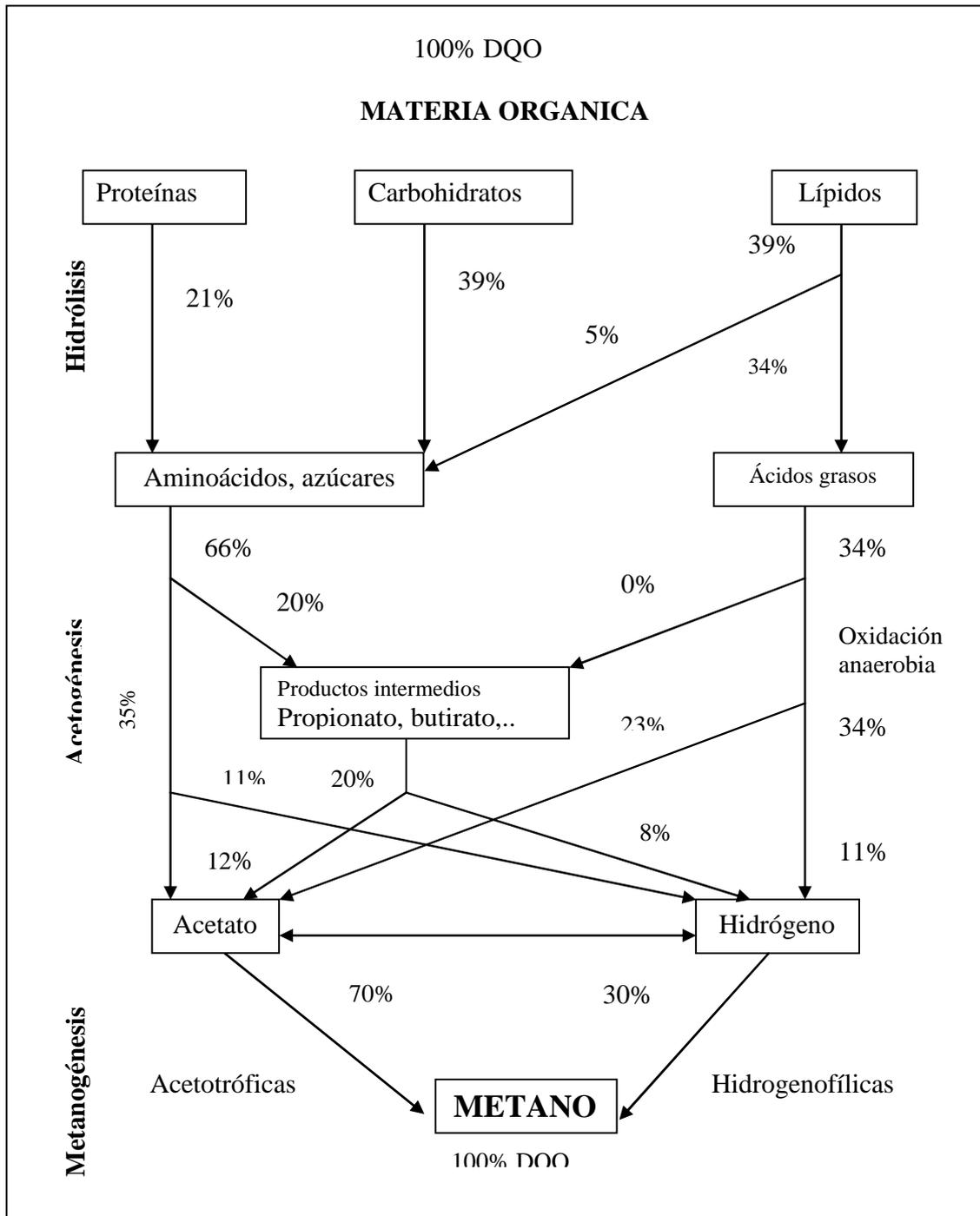


Figura 1. Diagrama de flujo de sustrato y de energía (Gujer y Zehnder, 1983).

1.2.3 CONTROL Y ELIMINACIÓN DEL NITRÓGENO

El nitrógeno es un nutriente esencial para el desarrollo biológico que comprende normalmente entre el 12% y 14%, en masa, de las proteínas de las células. Las formas del nitrógeno en el medio ambiente se clasifican en: nitrógeno orgánico y amoniacal, nitrógeno gaseoso, nitritos y nitratos. Las transformaciones de un estado de oxidación a otro se pueden producir por organismos vivos en el medio ambiente.

La abundancia de nitrógeno gaseoso en la atmósfera constituye una reserva. El N_2 se transforma en forma natural por descargas eléctricas y por organismos fijadores de nitrógeno, y artificialmente por la producción de compuestos químicos (fertilizantes). Las principales transformaciones biológicas del nitrógeno son: fijación, amonificación, asimilación, nitrificación y desnitrificación. Cada una se realiza por un grupo particular de microorganismos que como resultado obtienen una ganancia o pérdida de energía, factor importante en la determinación del tipo de reacción que ocurre.

FIJACIÓN. Es la conversión de N_2 a formas disponibles para las plantas verdes, principalmente, por bacterias fijadoras de nitrógeno. El nitrógeno gaseoso se fija por medio de microorganismos de vida libre, y ocurre en presencia de un sustrato oxidable a bajas concentraciones de oxígeno disuelto (Painter, 1977). Este tipo de fijación produce aproximadamente el 60 % del nitrógeno total fijado en la atmósfera (EPA, 1975), el restante se atribuye a la existencia de relámpagos (10%) y la producción de compuestos químicos, incluyendo fertilizantes y explosivos (30%).

En el tratamiento de aguas residuales no hay evidencia sobre la fijación de nitrógeno, pero se ha detectado cuando existe deficiencia de compuestos químicos nitrogenados y también en efluentes de procesos alimenticios (Rubio, 1998).

ASIMILACIÓN. La asimilación es la transformación de materia nitrogenada mineral u orgánica inerte en materia viva. La forma asimilable del nitrógeno es el nitrógeno amoniacal que se transforma. El nitrógeno se asimila durante el crecimiento de todas las especies de microorganismos (heterótrofos o autótrofos). Los requerimientos dependen de la cantidad de biomasa producida por unidad de sustrato utilizado. Los heterótrofos obtienen relativamente grandes cantidades de energía durante la degradación de materia orgánica y como resultado hay una alta producción de biomasa, por lo que asimilan cantidades significativas de nitrógeno. Por su parte, los autótrofos, requieren una cantidad de energía importante para convertir el CO_2 en compuestos orgánicos más complejos convenientes para la síntesis celular. Además, como tienen una baja producción de biomasa por unidad de sustrato energético utilizado, los requerimientos de nitrógeno son bajos (Becerril, 1989).

Los microorganismos autótrofos incluyen las bacterias nitrificantes que obtienen la energía por la oxidación del nitrógeno inorgánico (quimioautótrofos) y las algas, que la obtienen de la luz solar (fotoautótrofos). La mayor parte de los organismos requiere nitrógeno en la forma de NH_4^+ para síntesis. Los nitratos son capaces de ser usados después de su reducción a NH_4^+ , por algunas especies de bacterias y por casi todas las especies de algas verde-azules (Painter, 1977).

La asimilación es responsable de más de la tercera parte de la remoción de Nitrógeno Total Kjeldahl (NTK) en el influente de tratamiento biológico de aguas residuales municipales con cargas convencionales (sin nitrificar).

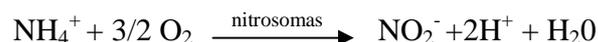
AMONIFICACIÓN. Este término se refiere a la liberación de nitrógeno amoniacal a partir de materia orgánica (EPA, 1975). El nitrógeno amoniacal se produce a partir de compuestos orgánicos durante la acción bioquímica extracelular en tejidos muertos de plantas y animales, así como en la materia fecal por la respiración endógena de bacterias. Otra fuente importante en aguas residuales domésticas es la urea, componente principal de la orina.

En la degradación de compuestos orgánicos nitrogenados complejos, tales como proteínas, el carbono orgánico puede ser sustituido si se tiene energía y sustrato. El nitrógeno amoniacal liberado requerido se incorpora durante el crecimiento de la nueva célula y el exceso se libera como NH_4^+ . En la degradación, las proteínas son segmentadas primero hasta aminoácidos y posteriormente en NH_4^+ . La hidrólisis de la urea produce carbonato de amonio $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$. El nitrógeno amoniacal y orgánico son las formas principales que están presentes en las aguas residuales municipales

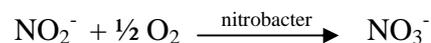
En el agua residual cruda el nitrógeno suele estar presente en forma de amoniaco o de nitrógeno orgánico, ambas solubles y particuladas. El nitrógeno orgánico soluble se presenta principalmente en forma de urea y de aminoácidos, durante el tratamiento biológico la mayor parte de este nitrógeno orgánico se transforma en amonio y en otras formas orgánicas y una fracción del amonio se asimila como parte de la materia celular de la biomasa.

NITRIFICACIÓN. El proceso mediante el cual se transforma a nitrato el nitrógeno presente en el agua residual se conoce como nitrificación biológica, el cual es un proceso autotrófico y se realiza en dos etapas: en la primera etapa el amonio se convierte a nitrito y en la segunda el nitrito se convierte a nitrato. El sistema de conversión se describe del siguiente modo:

Primer paso



Segundo paso



En los pasos 1 y 2 se representan reacciones en las que se produce energía, la cual es utilizada por los *nitrosomas* y los *nitrobacter* para su crecimiento y mantenimiento celular.

DESNITRIFICACIÓN

En esta etapa se incluye la reducción de nitratos, primero a nitritos y después a nitrógeno gaseoso. En contraste, se realiza por bacterias heterótrofas, para poder llevarse a cabo este proceso es necesario concentraciones bajas de oxígeno disuelto y una fuente de carbono externa para que la reacción se realice.

Para el desarrollo de las reacciones de desnitrificación es indispensable la disponibilidad de un sustrato orgánico biodegradable que proporcione el carbono necesario para la síntesis y la

donación de electrones en los procesos desasimilativos de respiración. En el caso de las aguas residuales, resulta natural el aprovechamiento del elevado contenido de sustancias orgánicas en ellas presentes (fuente de carbono interna), con la ventaja de eliminar una parte de la contaminación orgánica biodegradable.



1.2.4 CONTROL Y ELIMINACIÓN DEL FÓSFORO

El fósforo es un elemento importante y necesario para la vida, es usado numerosamente por los hombres, ya sea logrando una mejor contribución para el desarrollo de la agricultura o para la industria. Generalmente es un nutriente limitante en el agua, sin embargo, en exceso puede causar problemas de eutroficación, ya que favorece el crecimiento excesivo de algas y malezas acuáticas debido a que algunas algas pueden fijar el nitrógeno atmosférico. El fósforo se encuentra en el agua residual en forma de fosfatos debido en parte, a excretas humanas y al uso en los detergentes sintéticos.

En la mayoría de las aguas residuales, el fósforo insoluble se suele eliminar por sedimentación primaria. La fracción insoluble es alrededor de 10% del fósforo total (Metcalf y Eddy, 2003). La eliminación del fósforo soluble que se consigue con los procesos biológicos convencionales es relativamente pequeña, hasta 30% (Brett *et al.*, 1997; Metcalf y Eddy, 2003).

El desarrollo de las técnicas para la remoción de fósforo ha venido usándose desde 1950, facilitando la recuperación o reúso de este. La Urban Wastewater Treatment Directive (UWWTD) impulsó límites para la descarga de aguas residuales para el nitrógeno y fósforo de acuerdo a la población (Tabla 2) (Brett *et al.*, 1997).

Tabla 2. Límite permitido de fósforo por la UWWTD.

Parámetro	Población equivalente (p.e.)	Concentración (mg/L)	Reducción mínima (%)*
Fósforo total	10,000-100,000	2	80
	> 100,00	1	80
Nitrógeno total	10,000-100,000	15	70-80
	> 100,00	10	70-80

* Reducción en relación con la carga influente

Otros autores mencionan que las concentraciones de fósforo total en un agua residual típica oscilan de 4 a 12 mg/L en el influente y para nitrógeno total de 20 a 70 mg/L (Metcalf y Eddy, 2003), mientras la norma oficial mexicana NOM-001-SEMARNAT-1996 indica valores máximos permisibles de fósforo total alrededor de los 5 a 30 mg/L y para el nitrógeno total de 15 a 60 mg/L esto dependiendo del cuerpo receptor, ya sea en ríos, embalses naturales o artificiales.

Existen procesos que son modificaciones de los lodos activados, los cuáles hacen eficiente la remoción de fósforo, tal es el caso del proceso Phostrip, basado en la captura y almacenamiento de fosfatos, donde una parte de los lodos de retorno son expuestos a condiciones anaerobias para que los lodos “liberen” fosfatos almacenados en tiempos de retención de 8 a 12 horas. Este sistema proporciona efluentes con concentraciones promedio de fósforo de 1 mg/L (sin filtrar). Otro proceso para remoción simultánea de carbono y fósforo y nitrógeno es el A/O (anaerobio/óxico) el cual utiliza microorganismos suspendidos combinados con una secuencia anaerobia, anóxica y aerobia en seis diferentes reactores. En los efluentes se registraron concentraciones de 1 mg/L de ortofosfatos, 2 mg/L de amoníaco, y de 8-10 mg/L de nitratos y nitritos (González, 1990).

El proceso Bardenpho, modificación también de los lodos activados, fue diseñado para eliminar material orgánico carbonoso, nitrógeno y fósforo simultáneamente basado en cinco etapas (anaerobia, anóxica, aerobia, anóxica y aireación) y registró concentraciones de 1 mg/L de fósforo en los efluentes (González, 1990).

La eliminación del fósforo se realiza mediante procesos fisicoquímicos y biológicos, donde estos últimos se basan en forzar a los microorganismos a que consuman más fósforo del necesario para su crecimiento celular normal. El fósforo se elimina en los procesos biológicos mediante la incorporación de ortofosfatos, polifosfatos y fósforo orgánico al tejido celular. Se ha encontrado que el contenido de fósforo en los tejidos celulares es del orden de una quinta parte del contenido en nitrógeno (Metcalf y Eddy, 2003). También se ha encontrado que la cantidad de fósforo en los lodos producidos en sistemas enfocados a la remoción biológica de fosfatos oscila entre el 3 y 5% en base seca. La capacidad de almacenar estos fosfatos está relacionada con la presencia de ácidos grasos volátiles como el ácido acético, los cuales son producidos en procesos de fermentación por bacterias facultativas bajo condiciones anaerobias. Además, las condiciones anaerobias son un medio de selección de microorganismos acumuladores de fosfatos, logrando un incremento de bacterias acumuladoras de fosfatos y la reducción en los organismos filamentosos (Sedlak, 1991). Con base a lo antes mencionado se establece que se necesita una población mixta o acetato en el medio para la acumulación de sustrato en los microorganismos acumuladores de fósforo. De manera general la remoción biológica de fosfatos se efectúa en tres etapas (Sedlak, 1991).

1. *Zona anaerobia:* en esta se tiene primero la fermentación de la DBO soluble por los microorganismos facultativos obteniéndose ácidos grasos volátiles los cuales se transfieren a las bacterias, para que después las bacterias acumuladoras de fosfatos utilicen la energía química de los polifosfatos para convertir los ácidos grasos volátiles en glucógeno con lo que se tiene la liberación de ortofosfatos al medio.

2. *Zona aerobia:* Las bacterias oxidan el glucógeno u otros sustratos carbonosos almacenados para poder crecer y captura la energía en cadenas de polifosfatos. Es aquí cuando el fósforo es removido de la solución.

3. *Remoción de fósforo del sistema:* se efectúa en el desecho de parte de los lodos producidos.

La asimilación biológica es actualmente utilizada por numerosas razones, en algunos casos debido al alto costo de los floculantes o por las altas concentraciones de aluminio o sales de fierro generando presencia de cationes en el efluente así como la disposición de los lodos generados ya que estos últimos puede causar problemas (Brett *et al.*, 1997).

1.2.5 FACTORES QUE INFLUYEN SOBRE LOS PROCESOS BIOLÓGICOS

Nutrientes. El nitrógeno y fósforo en la biomasa, son nutrientes importantes para realizar la síntesis, metabolismo, y remoción de materia orgánica en los procesos de tratamiento de aguas residuales. Además de estos nutrientes, se requieren de otros nutrientes en pequeñas cantidades tales como Mn, Cu, Fe, Mg, Se, Co, y Ca (Zurita, 1997).

Para garantizar el funcionamiento normal de los microorganismos que integran la biomasa en los sistemas de tratamiento biológicos se recomienda una relación de DBO₅: N: P de 100:5:1. En el caso de aguas residuales domésticas esta relación se cumple pero para algunos efluentes es necesario agregar nitrógeno y fósforo.

Temperatura: Los cambios en la temperatura afecta a todos los procesos biológicos y no solo influyen en las actividades metabólicas de los microorganismos, sino también tiene un efecto sobre la velocidad de transferencia de gases y las características de sedimentación de los sólidos biológicos (Martín, 1994; Zurita, 1997).

pH: Es un factor clave en el crecimiento de la población microbiana. La mayoría de las bacterias no pueden tolerar niveles de pH por arriba de 9.5 o por debajo de 4. Generalmente el pH óptimo para el crecimiento bacteriano varía entre 6.5 y 7.5 y así para la mayoría de los tratamientos biológicos aerobios, en los que las bacterias son la población predominante.

Oxígeno disuelto (OD): El oxígeno libre disuelto es el reactivo esencial para los procesos aerobios, y cuando los microorganismos aerobios utilizan los nutrientes orgánicos, consumen al mismo tiempo el oxígeno disuelto. Si no se repone el oxígeno disuelto, el crecimiento aerobio se detiene cuando se agota el oxígeno, produciendo como consecuencia procesos anaerobios.

1.3 USO DE REACTORES CON BIOPELÍCULAS PARA LA REMOCIÓN SIMULTÁNEA DE CARBONO, NITRÓGENO Y FÓSFORO

1.3.1 BIOFILTROS Y SU CLASIFICACIÓN

Los biofiltros son dispositivos que eliminan una amplia gama de compuestos contaminantes de una corriente de fluido (aire o agua) mediante un proceso biológico. Los primeros reportes del uso de los sistemas de biofiltración datan de 1923 y se utilizaron para remover el azufre (H_2S) proveniente de una planta de tratamiento de aguas residuales. Los primeros biofiltros fueron sistemas abiertos en los que se empleaba suelo poroso. La primera patente de esta tecnología se registró en 1934 para el tratamiento de compuestos olorosos. Y fue hasta 1950 cuando se publican los fundamentos de la tecnología de la biofiltración y se difunde en Estados Unidos de América y en Alemania occidental (Leson y Winer 1991).

Los biofiltros más usados en tratamiento de aguas residuales son llamados filtros percoladores o filtros rociadores (Figura 2). Una de sus características es la de proveer una superficie en la cual una población microbiana mixta se adhiere en forma de lama. Al exponer esta superficie en forma continua a las aguas residuales y al aire se logra la degradación aerobia de la materia orgánica. El método de tratamiento consiste en dejar escurrir el agua residual en un filtro empacado con piedra o con algún medio sintético; en la superficie del medio o del empaque sintético se desarrolla la biomasa; el aire circula en el medio dependiendo del gradiente de la temperatura y el efluente es recolectado en el fondo del biofiltro (Ramalho, 1996).

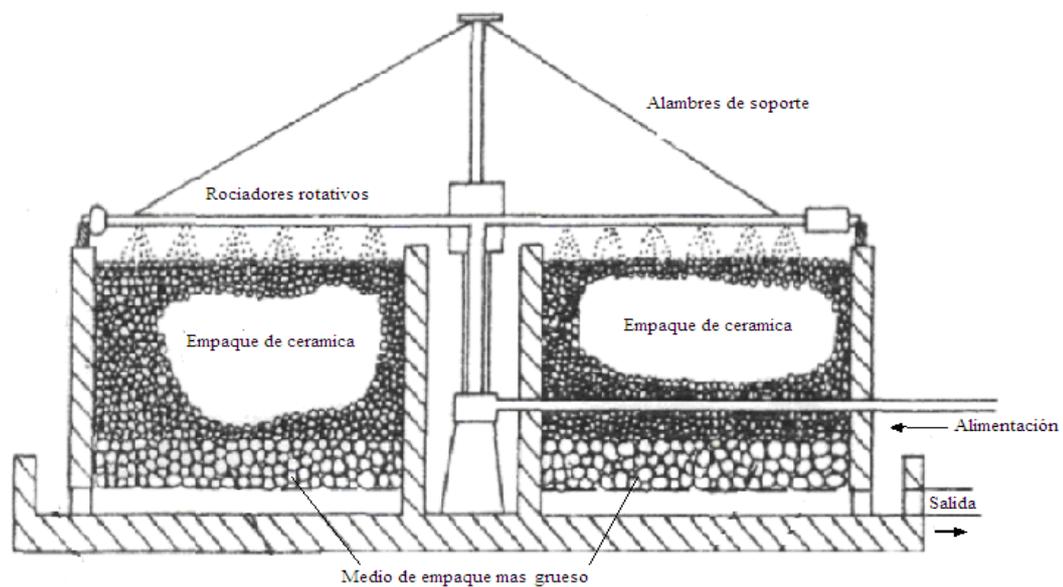


Figura 2. Filtro percolador (Winkler, 2008).

La profundidad de los biofiltros varía en un ámbito muy grande, dependiendo principalmente del tipo de empaque empleado. Para filtros empacados con piedras las profundidades normales son de 1.8 a 2.4 m (Metcalf y Eddy, 2003). Para filtros empacados con medio sintético las profundidades varían de 1.5 a 10 m. En términos generales, la eficiencia de un biofiltro aumenta en forma proporcional (no lineal) con su profundidad, así mismo los costos de bombeo aumentan al incrementarse la altura del filtro (Morgan y Noyola, 1994).

La utilización de los biofiltros implica la producción de biomasa y la oxidación parcial o total del contaminante y a su vez la biomasa bajo ciertas condiciones sufre una oxidación por respiración endógena, de esta manera los procesos de biofiltración pueden dar lugar a una degradación completa de los contaminantes creando productos no peligrosos. De igual manera pueden llevarse a cabo procesos que remuevan contaminantes específicos o que remuevan en forma significativa la carga contaminante (Cheremisinoff, 1994).

Se ha establecido la presencia de microorganismos involucrados en la degradación de contaminantes del aire en biofiltros, los cuales incluyen bacterias, actomicetos y hongos. La composta, como típico material filtrante, muestra significativamente una alta densidad poblacional de estos microorganismos con respecto al material sólido y la turba. El crecimiento y la actividad metabólica de los microorganismos en un biofiltro depende primeramente de la presencia de oxígeno disuelto en la biopelícula, de la ausencia de compuestos que son tóxicos a los microorganismos, la disponibilidad de nutrientes, suficiente humedad y un rango conveniente de temperatura y pH (Ramalho, 1996).

En los biofiltros predominan los organismos heterotróficos que usan las emisiones de compuestos orgánicos como constituyentes de carbón y fuente de energía. Como resultado de una alimentación de la emisión gaseosa de flujo ascendente, se forma una distribución de microorganismos a lo largo del biofiltro los cuales en promedio les toma cerca de 10 días aclimatarse, para poder biodegradar compuestos orgánicos. Cuando los compuestos contaminantes no son fáciles de degradar es conveniente inocular el lecho con microorganismos específicos lo cual permitirá reducir el período de aclimatación.

Los filtros percoladores han sido utilizados desde 1900 siendo de operación simple y con bajo consumo de energía (Metcalf y Eddy, 2003). El concepto de filtro percolador surgió del uso de los filtros en Inglaterra en 1890 siendo originalmente contenedores de agua empacados con piedras, operados de manera cíclica donde el agua residual se distribuía en forma de pulverización uniforme sobre el lecho de relleno fluyendo de forma descendente y obteniendo el efluente en el fondo, pasado un periodo corto de tiempo permitiendo descansar antes de continuar con el proceso (Metcalf y Eddy, 2003). Un ciclo típico requería de 12 horas (6 de operación y 6 de descanso). Las limitaciones de contacto con el filtro eran una alta incidencia de limo (biomasa), efecto perjudicial en la operación del filtro percolador si dicho espesor es superior a las 2.0 mm, ya que puede presentarse una obstrucción del relleno perjudicando el flujo del agua residual y la transferencia de oxígeno a los microorganismos aerobios (Ramalho, 1996).

En 1950 el empaque de plástico reemplazó a las rocas en Estados Unidos de América. El uso de empaques de plástico permitió utilizar cargas grandes y filtros más grandes con menos extensión de terreno y mayor área (Metcalf y Eddy, 2003).

La profundidad de los filtros percoladores varían de 1 a 12 m y pueden ser empacados con roca o materiales sintéticos de diversas formas. Las 2 propiedades de los filtros son la superficie específica y el porcentaje de huecos. Para los empaques con roca las características normales es un área superficial específica, de $80-110 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$, un porcentaje de huecos 45-55% (Ramalho, 1996).

En función de las cargas hidráulicas y orgánicas aplicadas los filtros se clasifican como de: baja, media y alta tasa. La carga hidráulica es el volumen total de líquido, incluyendo la recirculación, por unidad de tiempo y área del filtro ($\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$). La carga orgánica se expresa como los kilogramos de DBO por día por unidad de volumen del medio filtrante por unidad de tiempo ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$) (Hontoria y González, 2003; Metcalf y Eddy, 2003).

Los filtros de baja tasa se diseñan para cargas hidráulicas de $1-4 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$ y cargas orgánicas de $0.07-0.22 \text{ kg DBO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, mientras que los filtros de alta tasa con empaque de plástico son de $10-75 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$ con cargas orgánicas de $0.6 \text{ a } 3.2 \text{ kg DBO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, para empaques de roca las cargas son entre $10-40 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$ con cargas orgánicas de $0.4 \text{ a } 2.4 \text{ kg DBO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. Sin embargo, se ha encontrado que con cargas hidráulicas de $4-10 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$ y cargas orgánicas de $0.24-0.48 \text{ kg DBO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, no se generan obstrucciones, dando a estos filtros de media tasa o tasa estándar (Metcalf y Eddy, 2003).

Autores como Ramalho consideran una carga hidráulica de operación normal de $1-10 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$ ayudando a mantener una capa de limo limpia para metabolizar la materia orgánica del agua residual de manera eficiente.

Desde 1970 y extendiéndose hasta 1980 se estableció un nuevo proceso alternativo para el tratamiento biológico de las aguas residuales conocidos como bio-filtración en reactores de lecho sumergido (Figura 3), el cual consiste en introducir un material de soporte para los microorganismos presentes en las aguas residuales propiciando la formación de bio-película en la superficie del material. A diferencia de los filtros percoladores, en este proceso el material de empaque se encuentra sumergido en el reactor. La ventaja de estos sistemas es el poco requerimiento de área ya que puede reducirse hasta un tercio con respecto a los lodos activados, siendo sistemas compactos que producen alta calidad del agua tratada (Metcalf y Eddy, 2003).

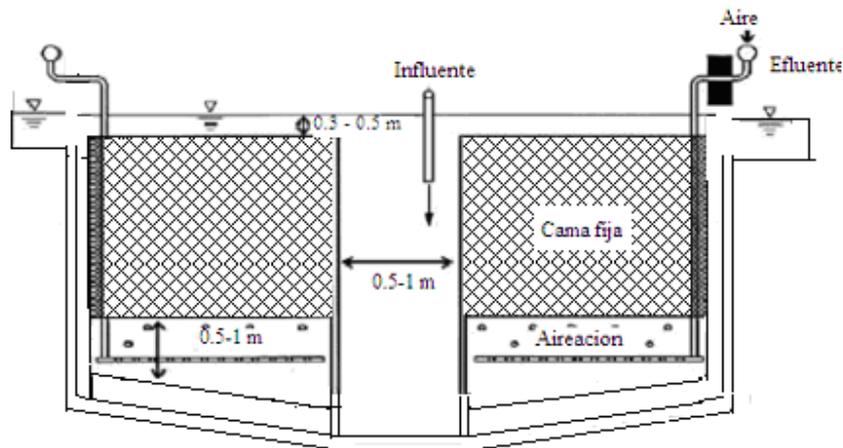


Figura 3. Bio-reactor aerobio de lecho sumergido de cama fija (Schlege y Koeser, 2007).

Los filtros de lecho sumergido, fueron implementados por Degremont en Francia en 1973, obteniendo grandes ventajas en el proceso, siendo este utilizado para tratamiento secundario de las aguas residuales permitiendo la remoción de carbono y nitrógeno al mismo tiempo (Degremont, 2007). Con el uso de un empaque tradicional con una profundidad de lecho de 2 m la remoción era relativamente baja (66% de remoción de DBO), encontrando que se puede obtener una mayor eficiencia realizando una recirculación del efluente al mismo reactor, diluyendo de esta manera el agua de alimentación dependiendo de la carga orgánica utilizada. Degremont las clasificó en baja tasa cuando la carga orgánica oscilara entre valores de $0.08 - 0.15 \text{ kg DBO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ y una carga hidráulica menor a $0.4 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$ y considerando de alta tasa a cargas orgánicas de 0.7 a $0.8 \text{ kg DBO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ y cargas hidráulicas mayores a $0.7 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$.

La nueva generación de filtros de lecho sumergido actualmente son empacados con materiales de plástico (polietileno, polipropileno, cloruro de polivinilo conocido como PVC, con área superficial de 100 a $300 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$) los cuáles ayudan a la producción de biopelícula y obtención de altas remociones (Schlege y Koeser, 2007). Las ventajas encontradas para el uso de estos reactores con biopelículas, estimulan considerablemente el progreso en tratamientos biológicos para agua residual llegando a ser novedosos y muy estudiados (Lazarova y Manem, 1995).

Con el paso del tiempo se encontraron nuevas alternativas con los biofiltros de lecho sumergido para el tratamiento de aguas residuales, como es el caso de Wilk (2000) el cual menciona que se pueden lograr mejores efluentes realizando alguna estrategia con el reactor; es decir manipulando algunas de sus variables (flujo, carga hidráulica y cambio del orden de los biofiltros paralelo-serie). Así mismo Rabah *et al.* (2004), realizaron un estudio para el tratamiento de aguas residuales municipales mencionando que la eficiencia de los filtros de lecho sumergido puede ser 10 veces mayor que la de los lodos activados y ocupando solo un 10 % del espacio requerido por reactores de capacidades similares, además de tener muchas ventajas sobre otros sistemas con biomasa suspendida.

Villaverde *et al.* (1997), realizaron un estudio sobre la influencia del pH sobre la nitrificación en filtros sumergidos encontrando tres efectos del pH sobre la biopelícula: activación-desactivación, limitación del sustrato, e inhibición del amoníaco libre.

Dentro de una gama del pH de 5.0-9.0, obteniendo que a un aumento del pH se produce un 13% más en la eficacia de la nitrificación. La actividad más alta de los oxidantes del amonio y los valores más altos de los sólidos suspendidos volátiles en el filtro fueron obtenidos en pH 8.2. La inhibición por el amoníaco libre controló la actividad de las bacterias a un pH mayor de 7.5, observando un aumento de la concentración de los microorganismos en el filtro como concentración específica del amoníaco libre.

En los últimos años este tipo de biofiltros han sido utilizados para remoción simultánea de C y N y se ha demostrado que con un buen control o un arreglo en la actividad de la biomasa así como una buena operación del a biopelícula se pueden obtener procesos eficientes en el tratamiento del agua residual (Lazarova *et al.*, 1994). En el 2000 Villaverde y colaboradores reportaron que se pueden obtener diferentes concentraciones de amoniaco con el arreglo de reactores continuos y discontinuos debido a la capacidad de los microorganismos cuando son aclimatados a concentraciones altas de amoniaco.

Se ha demostrado que la remoción combinada de materia orgánica y nitrógeno puede llevarse acabo en un filtro de lecho sumergido, separando la zona anóxica dentro del reactor (Rogalla y Bourbigot, 1990). En el 2005 Pedros *et al.* analizaron un sistema de biofiltración con lecho sumergido en Massachussets con agua residual municipal para la remoción simultánea de C y N, obteniendo que la baja desnitrificación evaluada puede verse afectada por un exceso de oxígeno disuelto y que puede lograrse una mejor desnitrificación siendo mas precisos en los ciclos de aireación.

Farabegoli *et al.* (2004) demostraron que la remoción de amoniaco en el agua residual se ve afectada por la temperatura de acuerdo a las estaciones del año (ciudad de Roma); obteniendo un 82% de remoción de nitrógeno amoniacal en el verano y un 32% en invierno necesitando de mayores tiempos de retención hidráulica en esta época del año.

El fósforo en el agua residual también puede ser eliminado con los sistemas de biofiltros sumergidos. Castillo *et al.* (2000) realizaron un estudio en biofiltros intermitentes de lecho sumergido para la remoción de fósforo. El lecho fue de resina de termoplástico. La operación del reactor se realizaba en 4 fases (llenado, anaerobio, aerobio y drenado) con diferentes TRH, obteniendo concentraciones de fósforo menores a un 1mg/L y remociones de 90 % en un ciclo de 12 horas. Se concluyó que esto se puede lograr si el 63% del ciclo se realiza en la fase anaerobia. De igual manera, Rogalla y Goncalvez (2000) propusieron un sistema anaerobio-oxico con tiempos de retención de 3 y 6 horas encontrando que con un mayor tiempo de TRH existe un incremento de la remoción del PT hasta un 50 %.

Existen actualmente numerosas aplicaciones a nivel industrial de la biofiltración para una gran variedad de aplicaciones, como es el caso de los Estados Unidos de América, Canadá, Alemania, Holanda, Italia, Nueva Zelanda, Dinamarca, Australia, Inglaterra, Colombia y México (Williams y Miller, 1992). La tendencia actual involucra el perfeccionamiento de la biofiltración tradicional hacia equipos de alto desempeño para el tratamiento de emisiones con concentraciones altas de compuestos recalcitrantes utilizando microorganismos previamente seleccionados y adaptados, además que se han desarrollado con la intención de encontrar un método económico.

1.4 OPERACIÓN DE LOS BIOFILTROS

El nombre filtro podría resultar confuso dado que el principal proceso de remoción de la materia orgánica no es la filtración física a través de la porosidad del medio, si no por la difusión y asimilación de la misma materia orgánica por los microorganismos (López, 1998).

Existen diferentes configuraciones para realizar la alimentación del agua residual, una de las más comunes es en forma descendente a través del medio elegido y el efluente se obtiene en el fondo. Durante el proceso se forma una capa o película de limo o biomasa adherida al material filtrante.

El sustrato se oxida parcialmente para proporcionar la energía necesaria al proceso biológico, otra parte se utiliza para sintetizar nuevo material celular que va a formar parte de la capa biológica. La materia orgánica y coloidal se separa del agua mediante la oxidación aerobia, biosorción, coagulación, y descomposición anaerobia. En la subcapa anaerobia, la degradación ocurre con formación de ácido orgánico como metano (CH_4) y ácido sulfhídrico (H_2S).

1.5 BIOPELÍCULA

La presencia de la biopelícula es básica y natural en el proceso homogéneo en el biofiltro, el cual es envuelto en un medio sólido en donde las bacterias lo descomponen, y crece justo en la superficie que es expuesta al paso del agua en el reactor; llamando a ese crecimiento biopelícula (Bouguey, 1971). Algunos autores como Okabe *et al.* (2002), Bustos (2007) y Rich (1980) han encontrado que en los biofiltros sumergidos se puede lograr una gran cantidad de biomasa en pequeños volúmenes logrando un uso eficiente del oxígeno transferido.

La biopelícula tiene un espesor comprendido entre 0.1 y 0.2 mm y esta formada por dos capas (anaerobia y aerobia) adherida al medio. Un espesor mayor a 2 mm puede ocasionar obstrucción al paso de las aguas residuales y una reducción de la transferencia del oxígeno de los microorganismos aerobios. Conforme la capa de limo aumenta de espesor, la materia orgánica se metaboliza antes de alcanzar la capa de microorganismos adheridos a la superficie del medio filtrante. Estos microorganismos quedan sin alimentación y tienden a pasar a la fase de respiración endógena; en este estado la capa pierde su capacidad para unirse a la superficie y se desprende, con lo que se tiene un control del espesor. Este fenómeno conocido como desprendimiento, es función de las cargas hidráulicas y orgánicas (Ramalho, 1996).

En estudios realizados referente a las biopelículas Characklis y Marshall (1990) propusieron dos posibles estados de adhesión, las cuales dependen de la afinidad de los microorganismos por la superficie del material la primera *adhesión reversible* se refiere a la relación de la célula con respecto al medio de soporte, pero de una manera muy débil, lo cual se logra por las fuerzas electroestáticas y posibles puentes de polímeros. La adhesión irreversible involucra un contacto permanente de los microorganismos con la superficie del medio de soporte, uno de los factores que afecta este tipo de adhesión se encuentran las relaciones de hidrofobicidad o hidrofiliidad, puentes de hidrógeno e incluso puentes de polímeros así como el crecimiento confinado en poros. Los polímeros extracelulares son considerados como el principal mecanismo de adhesión irreversible.

1.5.1 FACTORES DE CRECIMIENTO

Las biopelículas biológicas se logran desarrollar debido a las características específicas de varios microorganismos para adherirse a una superficie y crecer sobre ellas. Los diferentes materiales de empaque y el ambiente físico en donde se desarrollan los microorganismos influye de manera determinante en su proceso de crecimiento. Así, para asegurar una eficiencia óptima en el tratamiento del agua residual, se debe proporcionar un ambiente apropiado en los procesos de tratamiento biológicos. Para ello se han hecho numerosos estudios con diferentes medios de soporte para biopelículas. Tal es el caso del Contreras y Gortares (1995) en un estudio realizado con tres diferentes materiales de empaque: roca quebrada, poliuretano de forma regular y polietileno de forma tubular, estos materiales fueron usados en 3 reactores anaerobios con flujo ascendente instalados en el Valle del Yaqui, Sonora para el tratamiento de aguas residuales, donde obtuvieron remociones de un 50% en roca, 71% en poliuretano y 57% en polietileno con respecto a la DQO utilizando tiempos de retención hidráulica de 8, 10 y 18 horas, respectivamente.

Otro estudio realizado en biofiltros aireados con 4 diferentes materiales de soporte: cubos de poliuretano, gránulos de tezontle, cinta Sessil y esferas de polipropileno (Gutiérrez, 2006), registraron que las remociones de DQO se vieron favorecida por las bacterias y micronutrientes que en los biofiltros se encontraban, dando como resultado a cargas de $4.0 \text{ gDQO}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ remociones del 64 % de DQO y con cargas orgánicas de $6.0 \text{ gDQO}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ se registró hasta un 74% de remoción de DQO. Del mismo modo los procesos de nitrificación se llevaron a cabo con mayor actividad a cargas altas. El promedio de la remoción del N-NH_4 en los cuatro bioreactores fue de 89% con la carga orgánica de $6.0 \text{ gDQO}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ y un 77% con la carga orgánica de $4.0 \text{ gDQO}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$. Relacionado con lo anterior, la producción de nitratos fue proporcional a la carga orgánica y obtuvieron los mejores resultados en el reactor empacado con cinta Sessil.

Otro de los materiales mas utilizados como medio de soporte es el carbono activado granular, Mijaylova *et al.* (1996) realizaron un estudio de un efluente proveniente de una empresa química-farmacéutica por medio de un sistema de biofiltración anaerobia donde obtuvieron eficiencias de un 82% a 90% de remoción de DQO con cargas orgánicas de hasta $1.05 \text{ Kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$.

Unos de los factores importantes son las condiciones hidrodinámicas del substrato en sistemas con biopelículas el cual se lleva acabo por dos principales parámetros: la influencia del crecimiento y la densidad de la biopelícula ya que esto hace posible la transferencia de masa (Horn *et al.*, 2002).

Otro factor importante que se relaciona con las biopelículas en tratamiento de aguas residuales es su tiempo de regeneración ya que todas las biopelículas se regeneran con ciclos establecidos por las características de los microorganismos y la rapidez de suministro de alimentación. En el caso de los filtros esta regla no se cumple ya que la regeneración de la biopelícula se provoca con el retrolavado al momento del choque con las partículas obligando el desprendimiento controlado de la misma, entonces el tiempo de regeneración afecta de forma importante la presencia o ausencia de algunas especies deseadas o no deseadas.

1.5.2 CRECIMIENTO DE LA BIOPELÍCULA

El material de soporte para los microorganismos debe de poseer ciertas características de retención, humedad y adsorción para que inicialmente algunos nutrimentos orgánicos y sales minerales sean adsorbidos (retenidos) por el material de soporte antes que los microorganismos puedan colonizar la superficie de éste. Posteriormente dichos microorganismos son también adsorbidos (por ejemplo por fuerzas electrostáticas entre el medio de soporte y los Microorganismos). Estos primeros organismos excretan una serie de polímeros y forman una capa gelatinosa. Los microorganismos que se encuentran en la biopelícula toman nutrimentos y es cuando ocurre la biodegradación debido a que las bacterias son capaces de metabolizar la materia orgánica a través de sistemas enzimáticos para producir dióxido de carbono, agua y energía (Figura 4), la cual es utilizada para la síntesis, la movilidad y respiración (Cheremisinoff, 1994). Siendo de esta manera la biodegradación el método más económico para la remoción orgánica del agua residual.

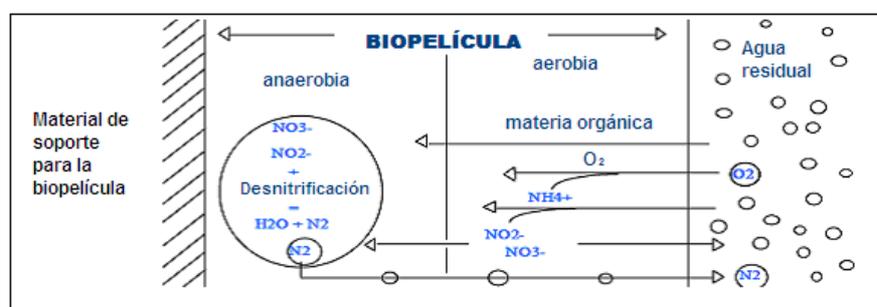


Figura 4. Representación de la asimilación biológica en un biofiltro (Garzón y González, 1996).

Los microorganismos generalmente utilizan diferentes químicos sintéticos para su crecimiento. Ellos utilizan estas moléculas como fuente de energía, C, N, P, S y otros elementos necesarios para las células. Mucha de la atención ha sido enfocada en la adquisición de fuentes de C y energía como sustancia de crecimiento para hongos y bacterias, para los sustratos sintéticos que son degradadas.

La mineralización de compuestos orgánicos es característica del crecimiento en biodegradación, en el cual los organismos convierten el sustrato hasta CO_2 , componentes celulares, y productos típicos catabólicos. Sin embargo, la mineralización en la naturaleza no puede incitar el crecimiento de las cepas, pero pueden servir para control de la población de las mismas. Inversamente, el crecimiento de algunas especies que utilizan el carbono puede no ser mineralizados y producir CO_2 , sin embargo si el O_2 está presente, el compuesto orgánico excretado por una especie, puede ser convertido hasta CO_2 por otras especies. Este efecto en red aún es mineralización (Boughey, 1971).

Un compuesto en particular como muchos otros contaminantes ambientales, puede presentarse como una nueva fuente de carbono y de energía para una población específica, transformando por la vía metabólica las cuales son características de los microorganismos heterotróficos.

1.5.3 DESPRENDIMIENTO DE LA BIOPELÍCULA

El desprendimiento de la biopelícula se realiza en cuatro etapas; cuando el flujo del líquido tiene altos esfuerzos cortantes las células pueden ser removidas del medio de soporte (esto se puede disminuir con medios de soporte rugosos), por abrasión, por el consumo de bacterias de la superficie de la película, por protozoarios y por pérdida periódica de trozos de película debido al consumo de polímeros extracelulares.

1.5.4 ESTUDIOS SOBRE EL USO DE PROCESOS CON BIOMASA ADHERIDA EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

Desde 1985 surgió de manera más específica el estudio de los diferentes medios de empaque de forma granular obteniendo como resultado grandes ventajas como la remoción simultánea de nitrógeno y carbono en aguas residuales (Canler y Pret, 1994) ya que el comportamiento del biofiltro depende de la actividad microbiana y de la biomasa concentrada sobre el medio de soporte (Lazarova *et al.*, 1994). Algunos estudios han demostrado que cuando existe una alta concentración de biomasa se pueden obtener una eficiente remoción de N-NH_4 , (Yu Lui, 1997) e incluso alcanzar concentraciones de $10 \text{ mg SST}\cdot\text{L}^{-1}$ en el efluente (Meaney y Strickland, 1994). Teniendo como ventaja en estos reactores o biofiltros, el no necesitar una sedimentación secundaria, purga o recirculación de lodos, además de que por su tamaño son fáciles de construir e instalar (Rogalla y Bourbigot, 1990).

Orantes y González (2003), realizaron un estudio para el tratamiento de aguas residuales municipales en un reactor de empaque móvil y se observó que el crecimiento de la biopelícula en un tanque de aeración tiene muchas ventajas en comparación a otros sistemas convencionales. Este proyecto se llevó a cabo utilizando seis cargas orgánicas usando como medio de soporte para la biopelícula polietileno, dando como resultados una remoción de DQO máximo de 81%. En la biopelícula encontraron una buena adherencia de microorganismos además de no presentar signos de abrasión ni deformación, así mismo se reportaron grandes remociones de fósforo a cargas pequeñas.

En un estudio realizado por Daude y Stephenson (2003) basado en las biopelículas de reactores en cama en movimiento para el tratamiento de aguas residuales, se instalaron dos reactores prototipo en un poblado cerca de Winchester, UK, los cuales trabajaron bajo diferentes condiciones por un periodo de ocho meses. Para este estudio se inició con un tratamiento primario en el cual el influente pasaba por un sedimentador seguido de un bioreactor con un volumen de 3m^3 (diseñado para remover, en especial, materia carbonosa), y pasando al segundo bioreactor el cual su principal función fue reducir la carga del remanente y empaqueado con polipropileno. Los parámetros analizados fueron DBO, DQO, SS, N-NH_4 , oxígeno disuelto (OD), temperatura, pH y turbiedad. En los resultados se obtuvieron altas remociones de hasta 73% de DBO, 62% de DQO, 84% de SS, y hasta un 87% de N-NH_4 , todo esto con altas cargas, dando como conclusión que el uso de estos reactores dan un costo efectivo como solución a poblados pequeños, ya que durante los 8 meses de operación los reactores trabajaron de una manera eficiente.

Rodgers y Burke (2002) realizaron un estudio de reactores con empaque en movimiento evaluando la remoción de nitrógeno. El trabajo experimental se llevó a cabo en 6 reactores en serie (uno anaerobio uno anóxico y cuatro aerobios) con un volumen de 28.2 L. utilizando

agua residual sintética, la temperatura en el sistema se mantuvo en 10 °C. Como resultado se obtuvo una alta remoción de nitrógeno en los reactores aerobios: con cargas entre 1.86 hasta 0.12 kg N-NH₄·m⁻²·d⁻¹. En el reactor anóxico obtuvieron una reducción de DQO ya que de 189 g/m³ DQO (valor inicial) se redujo a un valor final de 50 g/m³ DQO. Con respecto al OD se registró un promedio menor a 1 g/m³ en el reactor anaerobio y anóxico. En un sistema de tratamiento de aguas residuales por procesos biológicos Harri y Bosander (2004), explican que para un mejor efluente para agua en contacto directo la remoción de nitrógeno total en plantas de tratamiento debe encontrarse en un rango aproximado de 80 a 90 % en operación normal.

Meaney y Strickland (1994), reportaron la obtención niveles bajos de amonio (5 mg/L) en el efluente de biofiltros aireados, además de que estos reactores tienen la ventaja de poder operar a temperaturas por debajo de los 10°C tal como lo reporta Shimizu *et al.* (1994) donde obtuvo una alta concentración de bacterias nitrificantes, proporcionando de esta manera una nitrificación más segura y estable.

En el estudio experimental de Farabelgoli *et al.* (2003) se muestra la remoción biológica de carbono para un efluente sintético en filtros aireados (diseñados a escala) con diferentes medios de empacado: vidrio, plástico, "pozzoland" y arlita con una densidad de 1 a 2 g/cm³. Con un caudal de 2 L/h, una carga hidráulica superficial de 0.32 m³·m⁻²·h⁻¹ y una carga orgánica volumétrica de 19.6 kg DQO·m⁻³·d⁻¹. Los mejores resultados se obtuvieron con el medio de plástico y arlita, dando eficiencias de remoción de DQO alrededor de 70% y se registró que estos valores decrecen conforme incrementa la carga orgánica.

Estudios realizados con respecto a la remoción simultánea de fósforo y nitrógeno en un sistema de reactores con biopelícula han encontrado que ésta proporciona buenos resultados siempre y cuando se use una operación estratégica de los reactores (Garzón y González, 1996). Siendo esto de gran importancia ya que cuando el nitrógeno y fósforo no son removidos de las aguas residuales, la eutrofización en cuerpos de agua se vuelve más acelerada (Castillo *et al.* 2000).

Cuando el tratamiento se hace en secuencia dentro de un reactor tipo batch con biomasa suspendida y el tratamiento se realiza en ciclos tales como llenado, periodo de reacción, recirculación de lodos y drenado del agua tratada, proporcionan grandes ventajas ya que las reacciones se llevan a cabo dentro del mismo reactor. Además de que Meaney y Strickland (1994), mencionan la posibilidad de retener una gran cantidad de biomasa en los biofiltros, en comparación con los sistemas convencionales y por lo tanto esto los hace adecuados para plantas pequeñas de tratamiento de aguas residuales. En varios trabajos se ha reportado la capacidad de los biofiltros aerobios sumergidos para remover simultáneamente materia orgánica y nutrientes (Aravinthan, 1998). Sin embargo, para este último punto se ha observado que los microorganismos buscan coexistir compitiendo por el oxígeno presente en el agua residual dentro del reactor, por ejemplo, las bacterias acumuladoras de fosfatos (*poly-P*) y las bacterias nitrificantes. Algunos estudios realizados confirman que en sistemas de reactores con biomasa suspendida solo se obtiene una remoción parcial en la nitrificación y una excelente remoción de fosfatos (Rusten, 1993). Así mismo cuando estos sistemas trabajan con biopelículas se obtienen grandes ventajas proporcionando altas concentraciones y retención de biomasa, así como la eliminación de lodos en periodos prolongados. Y la coexistencia de la actividad metabólica en las zonas anóxicas y aerobias dentro del mismo ecosistema (González y Wilderer, 1991).

Garzón (2005), realizó un estudio en mecanismos no convencionales de transformación y remoción de nitrógeno en sistemas de tratamiento de aguas residuales, donde reportó algunas de las transformaciones del nitrógeno en el tratamiento del agua residual con énfasis en los mecanismos no convencionales y obtuvo que bajo condiciones aerobias una fracción de nitrógeno se pierde mientras se lleva a cabo la nitrificación, y dio a conocer tres tipos de comportamientos: 1) nitrificación y desnitrificación simultánea 2) desnitrificación por microorganismos nitrificantes (*autótrofos* y *heterótrofos*) y 3) el fenómeno de co-respiración de NO_x y de O_2 que se presenta entre las bacterias nitrificantes concluyendo que los sistemas no convencionales tienen un gran potencial para optimizar procesos ya existentes e incluso desarrollar nuevos y mejores.

Con respecto a la remoción de fósforo también se han realizado estudios en los cuales se ha reportado que para la exitosa remoción de fósforo y nitrógeno es necesario seleccionar un grupo de bacterias (organismos *poly P*) ya que esta es capaz de acumular los fosfatos en mayor cantidad para la realización de su proceso anabólico y las condiciones que favorecen al crecimiento de estos organismos es la biomasa en el proceso de tratamiento del agua residual así como alternar condiciones anaerobias y aerobias dentro del reactor (Muñoz y González, 1996).

CAPÍTULO 2. JUSTIFICACIÓN Y OBJETIVOS

2.1 JUSTIFICACIÓN

Las aguas residuales generadas en las ciudades y en las industrias pueden afectar a los ecosistemas acuáticos y eventualmente causar su destrucción. La recuperación de la calidad del agua es en general, difícil y costosa.

En la actualidad el tratamiento de las aguas residuales es de vital importancia, sin embargo, los sistemas de tratamiento convencionales presentan remociones bajas de DQO, nitrógeno y fósforo. Los sistemas con biomasa inmovilizada permiten desarrollar mayor cantidad de microorganismos en unidad de volumen del reactor, con lo cual se pueden lograr sistemas de tratamiento más compactos y una alta calidad de los efluentes. Además se ha demostrado que estos sistemas generan menor cantidad de lodo residual y requieren de menor cantidad de aire. Esto permite disminuir los costos de operación comparado con los costos de los sistemas convencionales. Se ha demostrado también que los sistemas de tratamiento con biopelículas pueden obtener altas remociones de carbono y micronutrientes simultáneamente. Las ventajas de los sistemas con biomasa inmovilizada mencionadas anteriormente, los hacen adecuados para su aplicación en caso de reúso del agua residual tratada en servicios al público (NOM-003-SEMARNAT-1997) y descargas a cuerpos naturales cerrados para prevenir la eutroficación. Por la posibilidad de obtener sistemas de tratamiento muy compactos, los procesos de tratamiento con biopelículas son una alternativa apropiada para la construcción de plantas pequeñas de tratamiento de aguas residuales en condominios, fraccionamientos y casas habitación.

Actualmente en México hay una fuerte necesidad de tecnologías adecuadas para plantas pequeñas que permitan el aprovechamiento del recurso hídrico y la protección de los cuerpos receptores.

Menos del 1% del agua dulce del mundo esta disponible para uso humano y para el mantenimiento de los ecosistemas naturales. Se ha encontrado que la calidad del agua es un factor determinante para la salud pública y para los ecosistemas. La deficiencia en el control de la calidad del agua provoca impactos negativos en la salud pública y en el ambiente, los cuales frecuentemente son difíciles de cuantificar. El agua es vector de muchas enfermedades, por tal manera se han implementado diversas tecnologías para el tratamientos para aguas residuales, pero hasta el año 2001 en México solo el 23% de las aguas residuales colectadas recibían algún tipo de tratamiento (CONAGUA, 2007a). Actualmente este porcentaje está aumentando y la CNA espera para el año 2025 llegar a tratar el 90% de las aguas residuales (CONAGUA, 2007 a y b), además que se estima que en el año 2025 el 80% de la población mundial estará en alta escasez de agua (Toledo, 2002). Se han utilizado varios procesos para el tratamiento de las aguas residuales tales como: lagunas de estabilización y lagunas aireadas, que remueven en promedio el 90 % DQO, 40% de PT, 40 % de NT (Metcalf y Eddy, 2003); biofiltros percoladores y lodos activados, que remueven entre el 80%- 90 % de DQO, 40%-50% de PT, 40%- 60 % de NT; zanjas de oxidación; que remueven en promedio el 90 % de DQO, 50% de PT, 50 % de NT (Metcalf y Eddy, 2003). Estos sistemas convencionales no permiten lograr remociones altas de DQO, nitrógeno y fósforo simultáneamente en

comparación con los procesos biológicos avanzados, como el sistema PhoStrip el cual produce bajas concentraciones de fósforo en el efluente (menores a 1 mg/L) y remociones de 80% de P y 70% de nitrógeno (Mastch y Drnevich 1978; Wincler, 2008), o el proceso A/O que logra obtener efluentes de 2mg/L de amoniaco y 50 % de remocion de N y P (González, 1990 y Vesilind, 2003). En el proceso Bardenpho; se obtienen efluentes hasta de 2 mg/L de PT, menos de 1 mg/L de fosfatos y remociones del 50- 80 % de P y N (González, 1990; Vesilind, 2003; Wincler, 2008). Otros sistemas avanzados son los reactores de lecho sumergido en los cuales se pueden obtienen remociones de 90 % de DQO y 70% de NT (Schlegel y Koeser, 2007), o los reactores biológicos de lecho móvil que obtiene remociones de un 90 % en DQO, y un 60%-70% de PT, con concentraciones menores a los 2 mg/L de PT (Riovatti *et al.*, 1995). Siendo esto necesario para descargar a cuerpos superficiales cerrados e incluso para muchos fines de reutilización del agua tratada.

2.2 OBJETIVO GENERAL

Determinar la remoción de materia orgánica carbonosa, nitrógeno y fósforo en aguas residuales mediante un reactor con biomasa inmovilizada sobre cinta de polietileno (SESSIL) utilizando un arreglo específico de zonas anaerobia, anóxica y aerobia.

2.2.1 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.

- Determinar las tasas de remoción de carbono, nitrógeno y fósforo aplicando diferentes cargas orgánicas.
- Determinar los parámetros de operación y diseño del sistema.

2.2.2 METAS DEL TRABAJO PROPUESTO

Obtener otra alternativa tecnológica para el tratamiento biológico de las aguas residuales que permitan remover de manera simultánea materia orgánica carbonosa, nitrógeno y fósforo.

CAPÍTULO 3. METODOLOGÍA

3.1 SISTEMA EXPERIMENTAL

El desarrollo del trabajo experimental se llevó a cabo en un biofiltro a escala laboratorio, de tipo continuo y flujo ascendente, el cual fue empacado con cinta de polietileno (SESSIL) importada de Alemania.

El biofiltro fue montado sobre una base fija de metal de 2.80 m de alto y 3 m de largo en la planta piloto de tratamiento de aguas residuales industriales y municipales del Instituto Mexicano de Tecnología del Agua (IMTA). El sistema experimental fue elaborado de acrílico transparente, con forma cilíndrica con una altura de 1.50 m y 0.15 m de diámetro, el lecho empacado tuvo una altura de 1 m con un volumen de 14 L (Figura 5).

El reactor estuvo equipado con:

- Bomba peristáltica con ajuste de caudal para alimentación del reactor y para la recirculación del agua.
- Dos placas perforadas para contener el lecho.
- Dos difusores de aire de piedra porosa de forma cilíndrica.
- Alimentación de aire para el proceso.
- Materiales diversos como mangueras, accesorios, etc.

La alimentación (influyente) se llevó a cabo por la parte inferior del sistema mediante una bomba peristáltica (Masterflex), con la finalidad de variar su caudal para obtener la carga orgánica deseada. El volumen en la zona de alimentación fue de 0.9 L.

En la parte superior del sistema se encuentra la salida del efluente, a un costado sale la línea de recirculación para la cual se utilizó una bomba peristáltica (Masterflex) de velocidad variable, en esta zona el volumen del efluente fue de 1.2 L.

El biofiltro estuvo conformado por tres diferentes zonas: anaerobia, ubicada en la parte inferior del reactor, con un volumen de 3.5 L; zona anóxica, ubicada posterior a la zona anaerobia, con un volumen de 3.5 L; zona aerobia, localizándose en la parte superior del reactor, con un volumen fue de 7 L. En el centro del lecho, donde empezaba la zona aerobia, fueron colocados dos difusores de aire de piedra porosa.

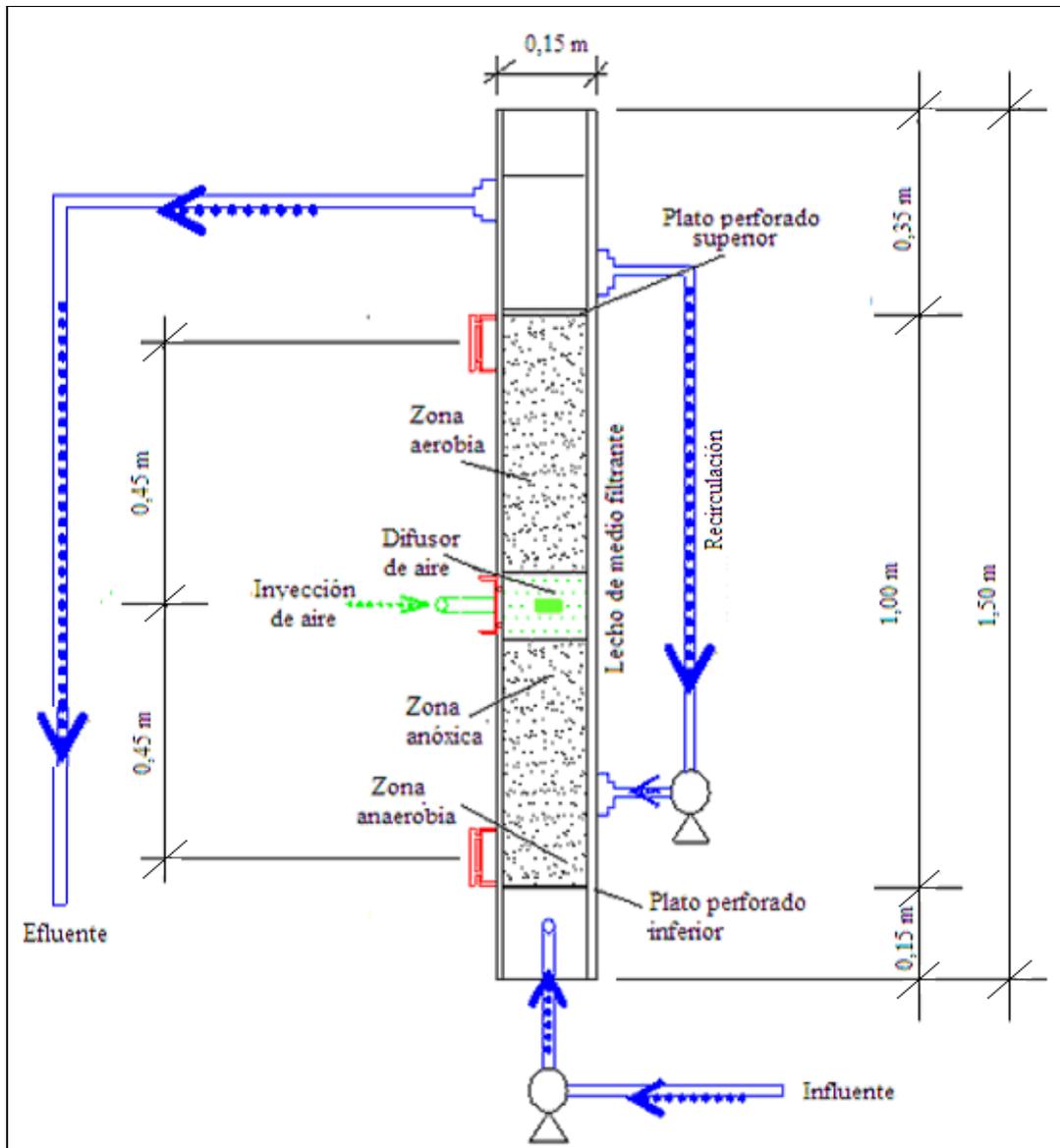


Figura 5. Dimensiones y fases del reactor experimental

3.2 CARACTERIZACIÓN DEL MEDIO DE SOPORTE DEL EXPERIMENTO

La cinta de polietileno es un medio de soporte que ha sido utilizado ya en el tratamiento de aguas residuales en filtros percoladores con excelentes resultados (Gutiérrez, 2006). En este experimento el medio se utiliza sumergido y unido a un eje central, formando un escobillón (Figura 6) apoyado en la parte inferior en la placa perforada para lograr una fácil operación, evitar colmataciones del lecho y disminuir la necesidad de retrolavados.



Figura 6. Escobillón formado con la cinta de polietileno utilizado como medio de soporte.

Características del lecho:

- Elaborado de cinta de polietileno estabilizado contra rayos ultravioleta.
- Fácil de instalar.
- Porcentaje de poros en el lecho > 98%.
- Total de tiras en el reactor 2,562.
- El área específica del lecho es de $1,098 \text{ m}^2/\text{m}^3$. El área específica se determinó con base en el área que proporciona una tira, la cantidad total de las tiras y el volumen total del reactor.
- Las dimensiones de las tiras son 150 mm de largo y 30 mm de ancho.

La cinta de polietileno es un empaque único en forma de tiras hechas de polietileno y reforzado con tres cordones de alta densidad Figura 7.



Figura 7. Cinta de polietileno.

3.3 PARÁMETROS DE OPERACIÓN Y FASES DEL EXPERIMENTO

El sistema al biofiltro se alimentó con agua residual municipal obtenida del influente de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales del IMTA.

Los parámetros y variables de operación con las cuales se trabajó para la evaluación del sistema se muestran en la Tabla 3 como promedios para cada fase experimental. Después del arranque del proceso se realizó una etapa de desarrollo y adaptación de la biomasa en las diferentes zonas del reactor. Durante esta fase experimental, el reactor se operó con una carga orgánica baja, con un tiempo de residencia hidráulica (TRH) alto y con 100% de recirculación del efluente a la zona anóxica. Después empezó el proceso de evaluación del sistema probando diferentes cargas en el intervalo $1.0-6.5 \text{ g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$, dos diferentes TRH y dos porcentajes de recirculación. El caudal y el TRH se mantuvieron constante durante las fases 2, 3 y 4. Las variables durante estas fases fueron la concentración de la materia orgánica y las cargas orgánicas. La recirculación durante la fase 2 fue de 100%, después de lo cual se redujo a 50% y así se operó durante las últimas dos fases experimentales.

Tabla 3. Fases de operación del sistema experimental.

Parámetro	Arranque y desarrollo de las biopelículas	Variación de cargas orgánicas			
	Fase Aclimatación	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4
Carga orgánica superficial, $\text{g}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$	0.25	1.15	5.51	4.31	3.27
Carga orgánica volumétrica, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$	0.28	1.27	6.05	4.73	3.6
Gasto, L/d	30	140	250	250	250
TRH, h	11.2	2.4	1.35	1.35	1.35
Recirculación, %	100	100	100	50	50
Duración, d	39	100	42	79	48

3.4 CONTROL ANALÍTICO DEL PROCESO

El reactor de cinta de polietileno SESSIL había ya sido utilizado unos meses atrás para tratamiento de aguas residuales tipo domésticas en condiciones completamente aerobias. Una vez realizadas las modificaciones del sistema para realizar esta investigación, se empezó la aclimatación de la biomasa a las nuevas condiciones en las diferentes zonas del reactor. Durante este período el biofiltro se alimentaba con un caudal de 30 L/d. Las transformaciones de la biomasa se esperaban en la zona anaerobia y en la anóxica.

El control del proceso de tratamiento se realizó mediante la determinación de los parámetros la demanda química de oxígeno (DQO), sólidos suspendidos totales (SST), nitrógeno total (NT), nitrógeno amoniacal (N-NH_4) y fósforo total (PT).

Los análisis físico-químicos se realizaron de acuerdo con las técnicas de *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (1998). La toma de las muestras se realizó de

manera puntual. Para los últimos tres parámetros se utilizaron métodos fotométricos. Se determinaron también parámetros de campo (pH, sólidos disueltos totales, conductividad temperatura). Para monitorear dentro del reactor el oxígeno disuelto y así corroborar la existencia de las 3 diferentes zonas se utilizó un electrodo el cual se sumergía en cada una de las zonas. En la Tabla 4 se presenta el programa y los puntos de muestreo para cada parámetro utilizado para caracterizar la calidad del agua influente y efluente del reactor.

Tabla 4. Programa de monitoreo y control efectuado durante la biodegradación.

PARÁMETRO	PUNTO DE MUESTREO		FRECUENCIA DE MUESTREO
	Influente	Efluente	
DQO	X	X	3 veces a la semana
N-NH ₄	X	X	3 veces a la semana
NT	X	X	3 veces a la semana
PT	X	X	3 veces a la semana
SST	X	X	2 veces por mes
SSV	X	X	2 veces por mes
Temperatura	X	X	diario
pH	X	X	diario
Conductividad	X	X	diario
Sólidos disueltos totales	X	X	diario

3.5 DETERMINACIÓN DE LA CANTIDAD DE LA BIOMASA EN EL REACTOR

La principal ventaja de los sistemas de biopelícula es que en los reactores se puede lograr una concentración alta de la biomasa, lo cual permite un tratamiento eficiente en sistemas más compactos. Al contar con una mayor cantidad de biomasa adherida a los medios de soporte se asegura una mejor tolerancia de los microorganismos a las altas cargas de contaminantes, así como una actividad metabólica mayor (Comett *et al.*2004).

En este estudio se determinó la cantidad de biomasa adherida al medio de soporte en el reactor biológico al final del trabajo experimental. La técnica para la determinación de la cantidad de biomasa se basó en la determinación de sólidos volátiles, como masa seca. El desprendimiento de la biomasa del soporte se realizó mediante sonicación.

El procedimiento fue el siguiente. Se cortaron pedazos rectangulares de la tira de polietileno de las 3 diferentes zonas del reactor, procurando no desprender la biopelícula de la tira. Los pedazos de la cinta se sumergieron inmediatamente en una solución de metanol en vasos de precipitado de 250 ml (etiquetados de acuerdo a cada zona). Los vasos de precipitado se introdujeron en el sonificador (Ultrasonic Cleaner AS5150B) por un tiempo de 20 minutos o hasta que la biopelícula fuera desprendida completamente de la cinta de polietileno. Una vez desprendida la biopelícula se extrajeron los pedazos de cinta de polietileno y se determinó su área. La biomasa desprendida quedó suspendida en la solución de metanol. Los sólidos se removieron mediante filtración usando crisoles tipo Gooch (previamente tarados) para llevar a cabo la determinación de los pesos, considerando el método gravimétrico para la determinación de SST y SSV. El resultado se expresó como masa seca y se utilizó para determinar la biomasa específica, la concentración de biomasa como ST y SV, la relación entre ellos, el TRC y la cantidad total de biomasa contenida en el reactor.

Observaciones en microscopio electrónico de barrido. Para conocer la estructura, la ecología y la morfología de las biopelículas desarrolladas en las diferentes zonas del reactor se realizaron observaciones en un microscopio electrónico de barrido. Al finalizar el experimento, se extrajo el empaque del reactor y se recortaron muestras de la cinta con la biomasa adherida de diferentes puntos de cada una de las tres zonas: anaerobia, anóxica y aerobia. Las muestras se sometieron a un proceso de fijación y deshidratación de los microorganismos sumergiéndolas secuencialmente en diferentes soluciones. La primera solución fue de fosfatos (fosfato de sodio monobásico y fosfato de sodio dibásico) y glutaraldehído al 5%. Posteriormente las muestras se sumergieron en soluciones de etanol y agua desionizada en diferentes concentraciones, de 50, 60, 70, 80 y 100 % (v/v). Después las muestras se secaron con CO₂ bajo presión y una vez secas se revistieron con oro en el equipo Finner Coat Oin Spunter JFC 1100. Las muestras de cada zona se trataron en frascos separados. Una vez terminado el tratamiento de las muestras se procedió a las observaciones en el microscopio electrónico JSM-6400 Noran del Instituto de Ciencias del Mar de la UNAM.

CAPÍTULO 4. RESULTADOS

4.1 CARACTERÍSTICAS DEL AGUA RESIDUAL

Los análisis realizados durante los 308 días de operación del sistema fueron utilizados para determinar las características del agua residual empleada para el proyecto. Se obtuvieron los valores máximos, mínimos y promedio de las concentraciones de los parámetros analizados los cuales se presentan en la Tabla 6.

La DQO al inicio del proyecto mostró valores alrededor de los 70 mg/L los cuales se consideran bajos para un agua residual típica (Metcalf y Eddy, 2003). Por tal motivo se agregó de una manera controlada una fuente adicional de carbono (glucosa) al influente para mantener una concentración de DQO entre 250- 350 mg/L. La adición de glucosa empezó a partir del día 140 (inicio de la fase 2), hasta finalizar con la operación del sistema.

El nitrógeno amoniacal presentó concentraciones mínimas alrededor de los 13 mg/L y como valor máximo 47 mg/L, esto debido a la variabilidad del influente en la planta de tratamiento de IMTA. El nitrógeno total presentó valores bajos durante la fase de aclimatación (20 mg/L) y se observó un aumento en el influente en las fases 2 y 3, llegando a concentraciones máximas de 70 mg/L.

Las concentraciones de fósforo total en el influente durante el periodo de operación del sistema fueron relativamente altas comparadas con un agua residual municipal típica, alrededor de 27 mg/L.

La temperatura mostró valores promedio de 24 °C, siendo una temperatura óptima para el desarrollo de microorganismos dentro del reactor (Metcalf y Eddy 2003). El pH promedio del agua fue de 7.4, con variaciones en el intervalo 5.8-8.3.

Los valores de los sólidos suspendidos volátiles y totales mostraron valores mínimos de 1 a 2 mg/L y máximos de hasta 54 y 60 mg/L, respectivamente.

Tabla 5. Características del agua residual municipal IMTA.

Parámetro	Promedio	Valor mínimo	Valor máximo
DQOs, mg/L	235	78	393
SST, mg/L	30	2	60
SSV, mg/L	27	1	54
NT, mg/L	42	15	70
N-NH ₄ , mg/L	27	13	47
PT, mg/L	22	12	30
Temperatura, °C	24	20	28
pH	7.4	5.8	8.3

4.2 ARRANQUE, DESARROLLO Y ACLIMATACIÓN DE LA BIOMASA

El desarrollo de la nueva biomasa en el reactor tuvo una duración aproximada de 30 días. Dentro de la zona anaerobia se observó formación de biomasa de color negro. La apariencia física de la biomasa en la zona anóxica y aerobia fue similar. El control del oxígeno disuelto indicaba presencia de oxígeno molecular solo en la zona aerobia.

A los 39 días de operación (etapa de aclimatación) se alcanzaron remociones del 77% de DQO, 48% de NT de, 37% de N-NH₄ y 24% de PT. En estas condiciones se decidió que el sistema se encontraba en condiciones óptimas para empezar la experimentación aplicando las cargas orgánicas programadas en el diseño experimental.

4.3 PARÁMETROS DE CAMPO

Los valores promedio de los parámetros de campo se muestran en la Tabla 6, así como sus desviaciones estándar. Se observa que los valores de estos parámetros fueron favorables para el sistema, además de que estos se encontraron dentro del rango reportados en la literatura para los procesos biológicos (Metcalf y Eddy, 2003).

El equipo utilizado (HACH Sension156) tiene un margen de error de ± 0.01 para el pH, ± 0.3 para la temperatura y $\pm 0.5\%$ (del valor) para la CND y SDT.

Tabla 6. Promedio de los parámetros de campo.

PARÁMETRO	Influyente	Efluente
pH	7.5 (± 0.4)	7.2 (± 0.4)
Temperatura, °C	24. (± 1.9)	24 (± 2.2)
Conductividad, $\mu\text{S}/\text{cm}$	586 (± 69)	547 (± 52)
SDT, (potenciométrico), mg/L	290 (± 34)	268 (± 27)

4.4 REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA (DQO)

La DQO en el influente durante la fase 1 osciló entre 98 y 150 mg/L (Figura 8). Se alimentaba un caudal de 140 L/d de aguas residuales y la carga orgánica volumétrica (COV) fue en promedio de $1.27 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, equivalente a una carga orgánica superficial de $1.15 \text{ gDQO}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$. La DQO en el efluente fue inferior a 100 mg/L, obteniéndose una remoción promedio para la fase de 57%. La variación de las remociones de DQO se presenta en la Figura 9. En la fase 1 se observa que en el día de operación 70 la remoción baja hasta un 23 % debido a la baja DQO en el influente. Posterior a estos días la remoción aumentó paulatinamente hasta un 77%.

Para la fase 2 se aumentó el caudal a 250 L/d, y se empezó a adicionar glucosa para aumentar la DQO en el influente, llegando a valores de 390 mg/L. La COV aumentó y el promedio para esta fase fue de $6.05 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, equivalente a una carga superficial de $5.51 \text{ gDQO}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$. La DQO en el efluente varió entre 100 y 180 mg/L. La remoción promedio de la DQO fue de 55%, en un 2% menor que en la fase anterior.

Se observa que el incremento de la carga (4.6 veces) fue soportado bien por el sistema, pero aumentó casi dos veces la cantidad de la materia orgánica en el efluente.

En la fase 3 se mantuvo el mismo caudal de alimentación al reactor, pero la COV disminuyó debido a la disminución de la DQO en el agua residual influente. El promedio de la COV para esta fase fue de $4.73 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ y de la carga superficial de $4.31 \text{ gDQO}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$. De acuerdo con el procedimiento experimental planteado en la metodología, la operación del reactor durante esta fase se realizó con una recirculación al 50%. Durante esta fase experimental los valores de DQO en el influente fueron de 250-300 mg/L, menores que los determinados durante la fase 2, esto debido a que el agua residual del IMTA presenta menores concentraciones en los meses de vacaciones. Al inicio de la fase 3 se observó una disminución de la concentración de oxígeno en la zona aerobia y una distribución de aire no uniforme, por lo cual se adicionó otro difusor en el centro del reactor. De esta manera, la concentración del OD durante la fase 3 se logró mantener alrededor de 3.5 mg/L. La remoción de la DQO durante la fase 3 aumentó, presentándose un promedio de 61%, en un 6% mayor que en la fase anterior. La DQO en el efluente del reactor disminuyó a valores alrededor de 100 mg/L. Se observa que la reducción de la recirculación no afectó el proceso.

En la fase 4 la COV disminuyó una unidad: el promedio fue de $3.6 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, siendo la carga superficial promedio de $3.27 \text{ gDQO}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$. La DQO se mostró variable en el influente, desde 100 hasta 340 mg/L. La DQO del efluente osciló entre 40 y 125 mg/L y la remoción promedio de la DQO para la fase fue de 50%, en un 11% menor que en la fase anterior. Ya que durante la fase 4 no hubo variación del TRH, ni de la recirculación, la única explicación de este decaimiento en la efectividad del sistema es la alta variación de la carga orgánica. Cabe mencionar que hubo también una deficiencia en la distribución del aire en la zona aerobia, debido a la formación de canales en el lecho por los cuales se escapaba el aire sin poder lograr una difusión uniforme.

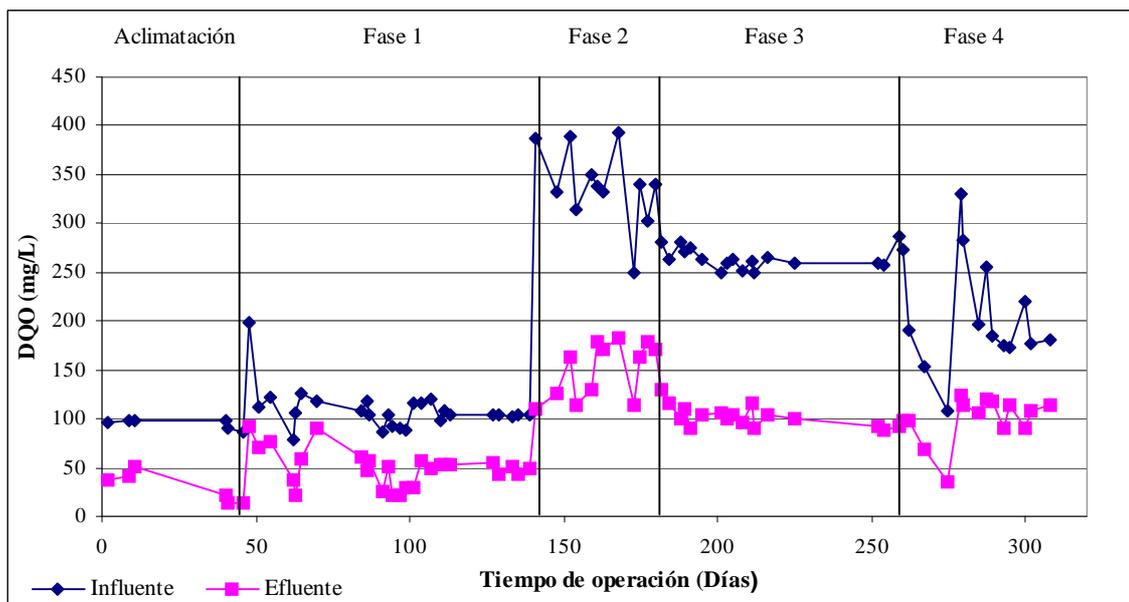


Figura 8. Variación de la DQO durante la operación del sistema.

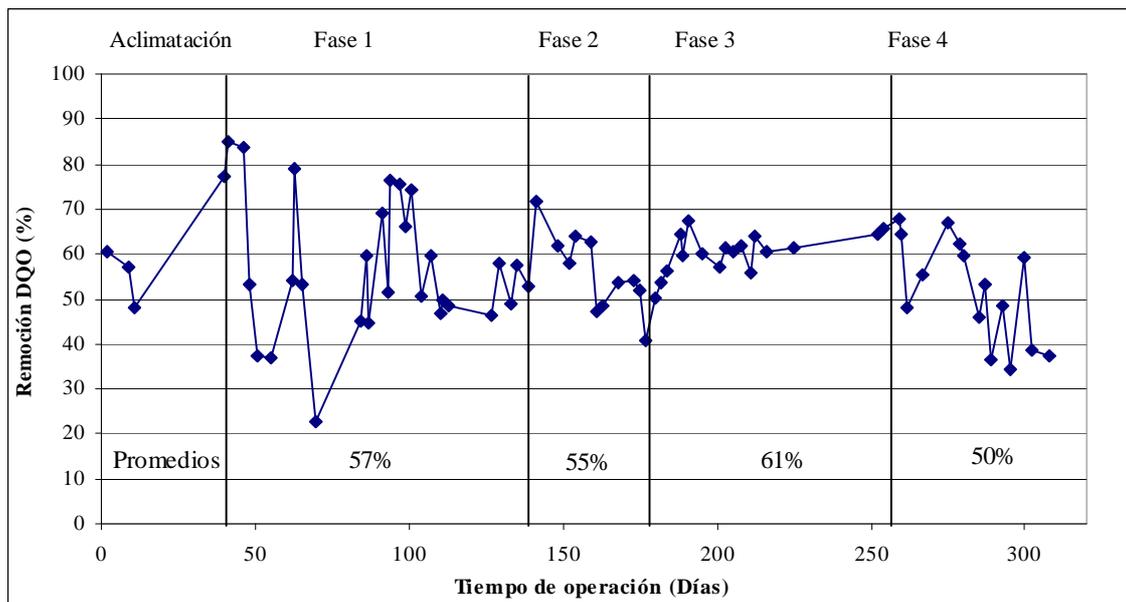


Figura 9. Remoción de DQO durante la operación del sistema.

Con base en los resultados obtenidos se calcularon las tasas de remoción de la DQO en el reactor durante toda la experimentación. En la Figura 10 se presentan las tasas promedio obtenidas con la aplicación de las diferentes cargas orgánicas. Con la carga de $1.27 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ la tasa específica de remoción de DQO fue de $0.71 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ como promedio de la fase 1, con una desviación estándar de $0.21 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. La tasa de remoción de la DQO aumenta con el aumento de la carga orgánica, pero la remoción disminuye.

En la fase 2, el aumento de la carga a $6.05 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ dio como resultado una tasa de remoción promedio de $3.37 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ (desviación estándar de $0.76 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$), 4.7 veces mayor que en el caso anterior, siendo el incremento de la carga 4.8 veces.

En la fase 3, con la disminución de la carga ($4.73 \text{ DQO kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$), se redujo la tasa de remoción de la DQO. El promedio de la tasa se calculó de $2.91 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ con una desviación estándar de $0.25 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, similar a la desviación determinada para la fase 1.

La carga de la fase 4 fue de $3.6 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ y se obtuvo una tasa de promedio de $1.79 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ con una desviación estándar de $0.83 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. En la Figura 10 se puede observar la correlación entre las tasas de remoción de la DQO y la carga orgánica. La correlación es lineal y representa un incremento de la tasa con el aumento de la carga orgánica. La diagonal en el gráfico representa la línea correspondiente al 100% de remoción de la materia orgánica. El alejamiento de la línea del diagonal indica la disminución de la remoción con el aumento de la carga orgánica.

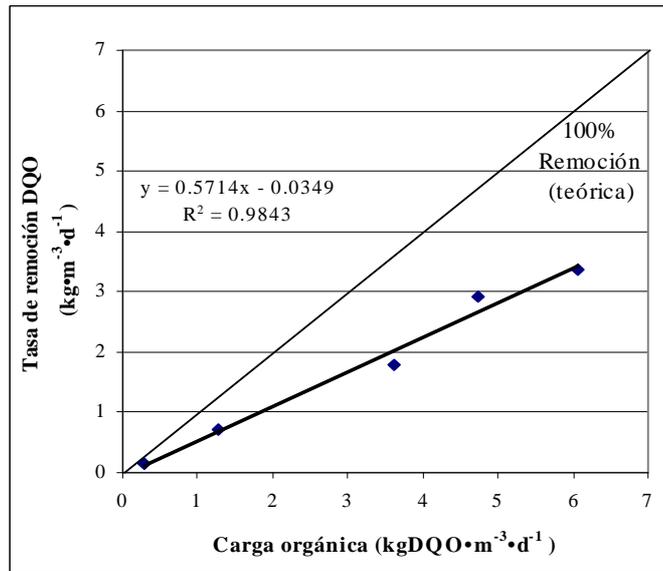


Figura10. Correlación entre la tasa específica de remoción de materia orgánica (DQO) y las cargas orgánicas aplicadas al bioreactor.

4.5 REMOCIÓN DE NITRÓGENO AMONICAL (N-NH₄)

La variación de las concentraciones del nitrógeno amoniacal y de las remociones obtenidas durante todo el período de la operación del reactor se presenta en las Figuras 11 y 12. Durante la fase 1 se trabajó con una carga de nitrógeno amoniacal de 0.23 kg·m⁻³·d⁻¹, un TRH de 2.4 h, 100% de recirculación y 2 mg/L de OD. La concentración de nitrógeno amoniacal en el influente presentó valores entre 14 y 24 mg/L hasta el día 127 de operación del sistema. Se observó que en el día 128 la concentración aumentó al doble (34-36 mg/L), este comportamiento fue ajeno a la operación del sistema y se debió a un aumento de desechos nitrogenados en la descarga del IMTA. La remoción promedio de nitrógeno amoniacal para esta fase fue de 71 %.

Durante la fase 2 la carga de nitrógeno amoniacal aumentó a 0.67 kgN-NH₄·m⁻³·d⁻¹, el TRH disminuyó a 1.35 h, la recirculación se mantuvo al 100 % y la concentración en el influente osciló entre 33-43 mg/L. La remoción promedio fue de 40 %; bajó un 31 % en comparación a la fase anterior, lo cual se puede atribuir a una deficiencia del oxígeno para llevar a cabo la nitrificación de forma eficiente, además que en esta fase también aumentó drásticamente la carga orgánica afectando al sistema.

En la fase 3 se trabajó con una carga menor, tanto de amoníaco (0.59 kg N-NH₄·m⁻³·d⁻¹), como de materia orgánica (4.73 kg DQO·m⁻³·d⁻¹), con el mismo TRH y una reducción de la recirculación a un 50%. Para evitar el déficit de oxígeno se agregó un difusor de aire en la parte aerobia del biofiltro y se aumentó el flujo del aire al sistema, registrándose así valores de 3.5 mg/L de OD. La concentración del N-NH₄ en el influente durante esta fase varió entre 41 y 22 mg/L. La remoción de amoníaco aumentó en el sistema obteniendo un promedio de 51 %.

En la fase 4 la carga de nitrógeno amoniacal y la carga orgánica bajaron aún más (de $0.45 \text{ kg N-NH}_4 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ y $3.6 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ respectivamente). No se observaron diferencias significativas en la remoción del amoníaco con respecto a la fase anterior ya que se obtuvo un promedio de 49 % en la fase 4.

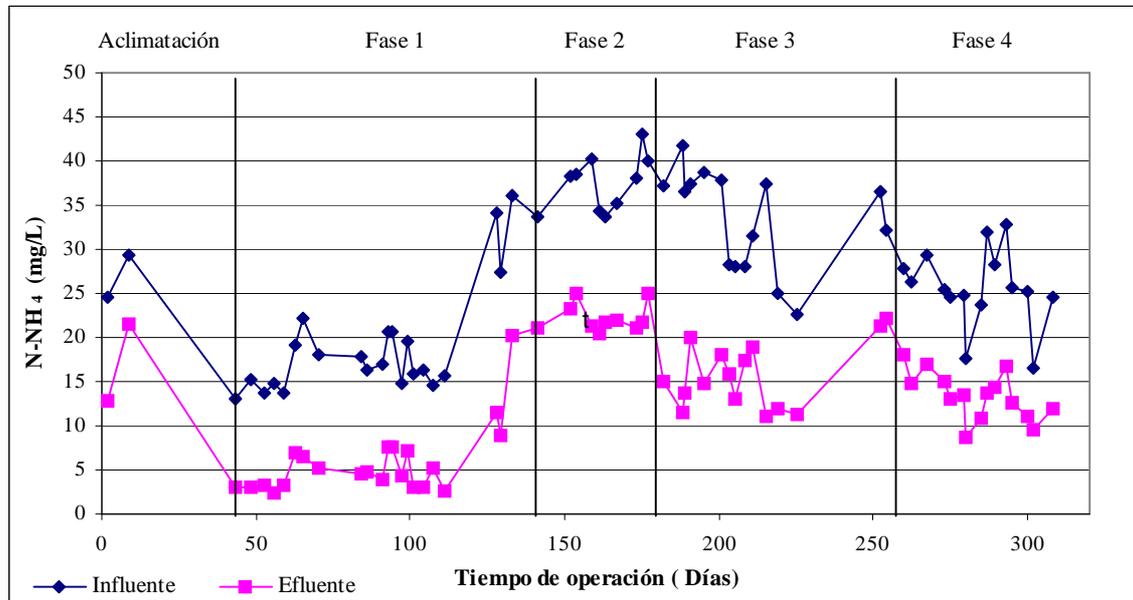


Figura 11. Concentración de N-NH₄ durante la operación del sistema.

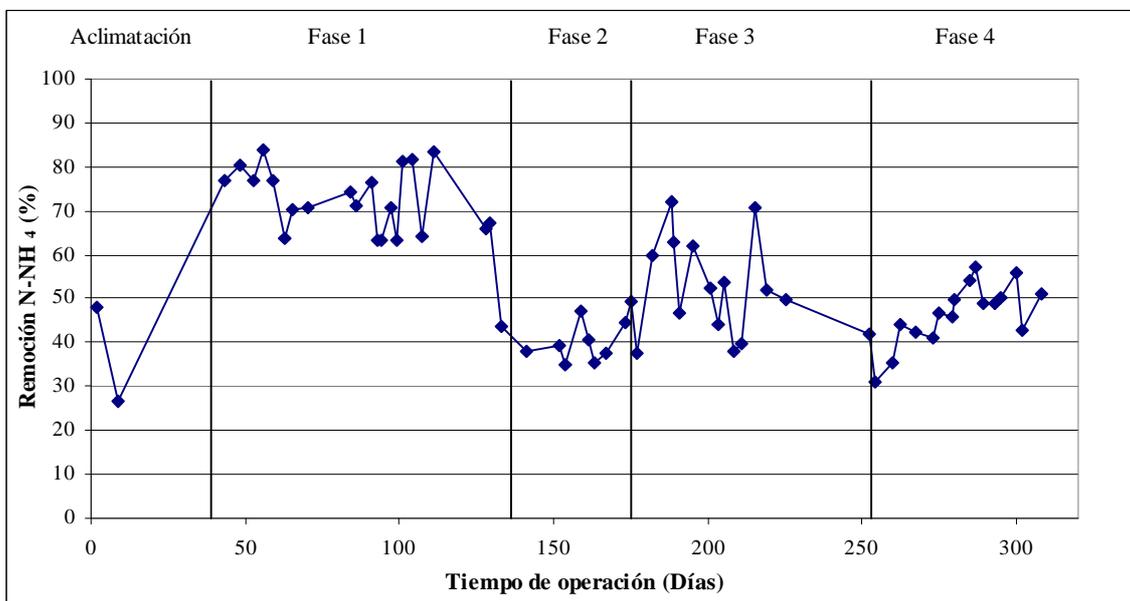


Figura 12. Remoción de N-NH₄ durante la operación del sistema.

En la Figura 13a se presentan las correlaciones entre la carga de N-NH₄ y las tasas de sus remociones obtenidas con base en los promedios de las cuatro fases experimentales. La Tabla 7 muestra en resumen la remoción promedio de N-NH₄, la tasa de remoción de N-NH₄, la carga de N-NH₄, la recirculación y el OD aplicados para cada COV utilizada en las diferentes fases de operación del sistema.

En la fase 1 la tasa específica de remoción de nitrógeno amoniacal promedio fue de 0.16 kgNH₄-N·m⁻³·d⁻¹, con una desviación estándar de 0.08 kgNH₄-N·m⁻³·d⁻¹. Para la fase 2 se obtuvo una tasa promedio de 0.27 kgNH₄-N·m⁻³·d⁻¹ mayor que en la fase anterior debido al aumento de la carga de nitrógeno amoniacal; la desviación estándar fue de 0.05 kg N-NH₄ ·m⁻³·d⁻¹. En la fase 3 la tasa de remoción fue de 0.30 kgNH₄-N·m⁻³·d⁻¹ con una desviación de 0.11 kgNH₄-N·m⁻³·d⁻¹. La tasa aumentó ligeramente comparada con la obtenida en la fase 2, lo cual se debe al aumento de la eficiencia de remoción del NH₄-N. La fase 4 presentó una tasa promedio de 0.22 kgNH₄-N·m⁻³·d⁻¹, con una desviación estándar de 0.05 kgNH₄-N·m⁻³·d⁻¹. Como se puede observar en la Figura 13a, a mayor carga de N-NH₄ la tasa de remoción aumenta aun cuando la remoción disminuya.

En la Figura 13b se presentan las correlaciones entre la COV y la tasa de remoción del N-NH₄, observándose que la carga orgánica y la del amoníaco fueron proporcionales. La tasa de remoción del amoníaco aumentó con el incremento de la COV. Comparando los resultados obtenidos con las cargas orgánicas de 1.27 y 6.05 kgDQO·m⁻³·d⁻¹, cuando se operó con 2mg/L de OD y 100 % de recirculación, la remoción del amoníaco fue de 71% y 40 % respectivamente y las tasas de remoción de 0.16 y 0.27 kgNH₄-N·m⁻³·d⁻¹. Se observa una disminución de la remoción con el aumento de la carga, lo cual se puede atribuir a un déficit de oxígeno en el sistema durante la aplicación de la carga mayor. Comparando los resultados obtenidos con las cargas orgánicas de 3.6 y 4.73 kgDQO·m⁻³·d⁻¹, cuando se trabajó con una recirculación de 50 % y 3.5mg/L de OD, se observan remociones muy similares y un pequeño incremento en la tasa de remoción.

Comparando los resultados obtenidos con la aplicación de las cargas orgánicas de 1.27 y 3.6 kgDQO·m⁻³·d⁻¹ (la recirculación en este caso se redujo de 100 al 50% y el OD se aumentó de 2 a 3.5 mg/L respectivamente), la remoción del amoníaco disminuyó en un 22%, sin embargo la tasa de remoción aumentó en un 0.06 kgNH₄-N·m⁻³·d⁻¹. En este caso, el efecto del incremento de las cargas, tanto orgánicas, como de nitrógeno, así como de la disminución de la recirculación no fueron compensados por el incremento del OD de 2 a 3.5 mg/L.

Comparando los resultados obtenidos con la carga orgánica de 4.73 kgDQO·m⁻³·d⁻¹ con los obtenidos con la de 6.05 kgDQO·m⁻³·d⁻¹, la remoción del amoníaco disminuyó en un 11%, siendo muy similares las tasas de remoción, en un 0.03 kgNH₄-N·m⁻³·d⁻¹ menor en el segundo caso. El efecto del incremento de las cargas, tanto orgánicas, como de nitrógeno, así como de la disminución del OD no fueron compensados por el incremento de la recirculación de 50 al 100%. Para revelar el efecto de la recirculación se necesitarían experimentos adicionales, manteniendo las cargas y el OD constantes.

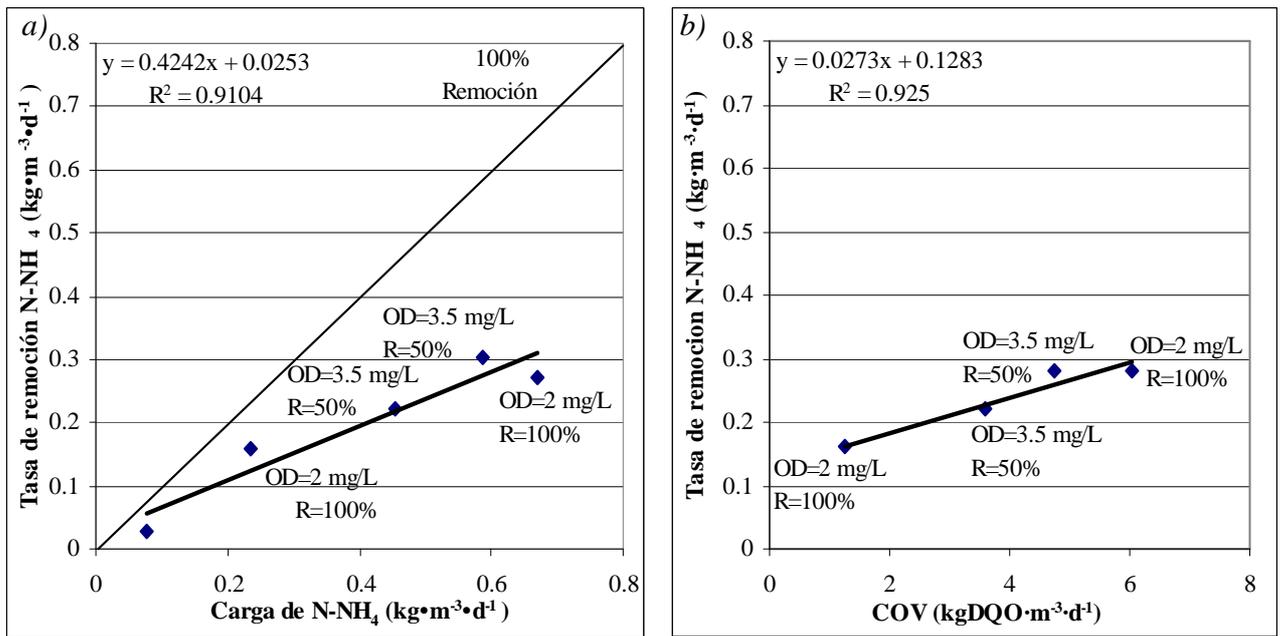


Figura 13. Correlaciones entre: a) cargas de amoníaco y tasas específicas de su remoción; b) cargas de DQO y tasas específicas de remoción de N-NH₄.

Tabla 7. Comparación de parámetros de N-NH₄ y COV.

PARÁMETRO	COV, kgDQO·m ⁻³ ·d ⁻¹			
	1.27	6.05	4.73	3.6
Carga de N-NH ₄ , kg·m ⁻³ ·d ⁻¹	0.23 (±0.15)	0.67 (±0.06)	0.59 (±0.1)	0.45 (±0.08)
Remoción promedio de N-NH ₄ , %	71 (±9)	40 (±5)	51 (±12)	49 (±5)
Tasa de remoción N-NH ₄ , kg·m ⁻³ ·d ⁻¹	0.16 (±0.08)	0.27 (±0.05)	0.30 (±0.11)	0.22 (±0.05)
Recirculación, %	100	100	50	50
OD, mg/L	2	2	3.5	3.5

4.6 REMOCIÓN DE NITRÓGENO TOTAL

En la Figura 14 se presentan las concentraciones de nitrógeno total en el influente y en el efluente del reactor experimental. Durante la fase de aclimatación y parte de la primera carga orgánica en el influente se presentaron concentraciones entre 18 y 35 mg/L. En los últimos días de operación de la fase 1 se observó un incremento en la concentración de nitrógeno en el influente de la planta de tratamiento del IMTA (70 mg/L). Al inicio de la fase 2 la concentración se mantuvo alta (53-70 mg/L). En la fase 3 la concentración bajó a 32 mg/L en el día 225 de operación del sistema, el cual corresponde al mes de diciembre. En la fase 4 la concentración osciló entre los 24 y 43 mg/L.

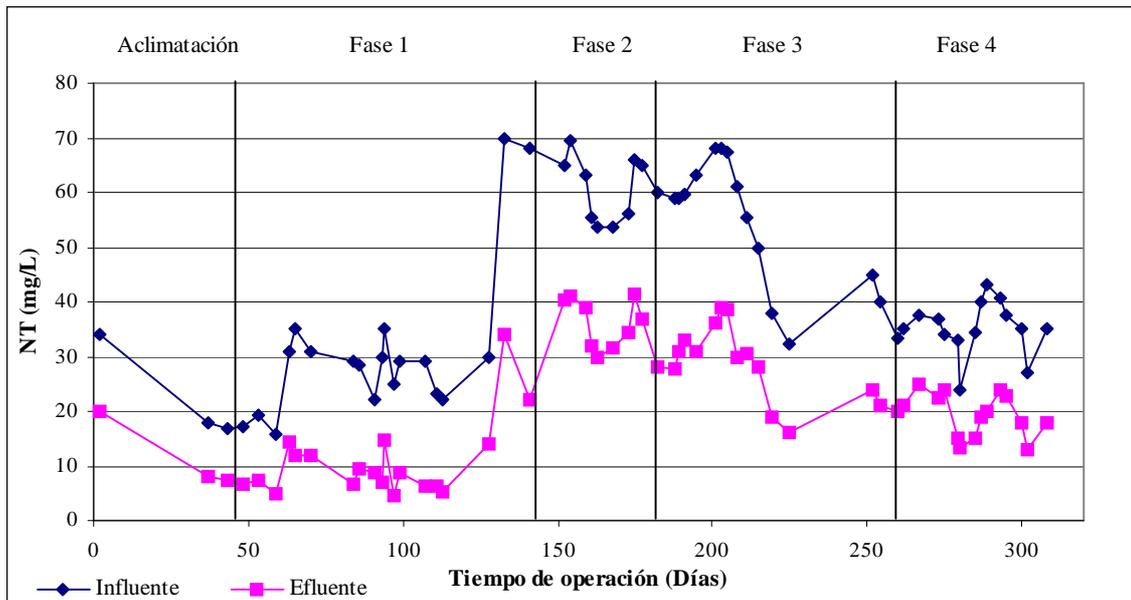


Figura 14. Concentración de NT durante los días de operación del sistema.

La remoción de nitrógeno total se observa en la Figura 15. En la fase de aclimatación del sistema se obtuvo una remoción promedio de 48%. En la fase 1, con una carga de nitrógeno de $0.34 \text{ kgNT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ se obtuvo un 66% de remoción en promedio. En la fase 2 la carga aumentó a un $1.1 \text{ kgNT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ y se obtuvo una remoción promedio de 43%, bajando en un 18%. En la fase 3, en la cual se agregó un difusor y se bajó la recirculación al 50 %, se obtuvo una remoción promedio de 47% aplicando una carga promedio de $0.96 \text{ kgNT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. Para la fase 4, con una carga orgánica menor, de $0.63 \text{ kgNT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, se obtuvo una remoción del 45%.

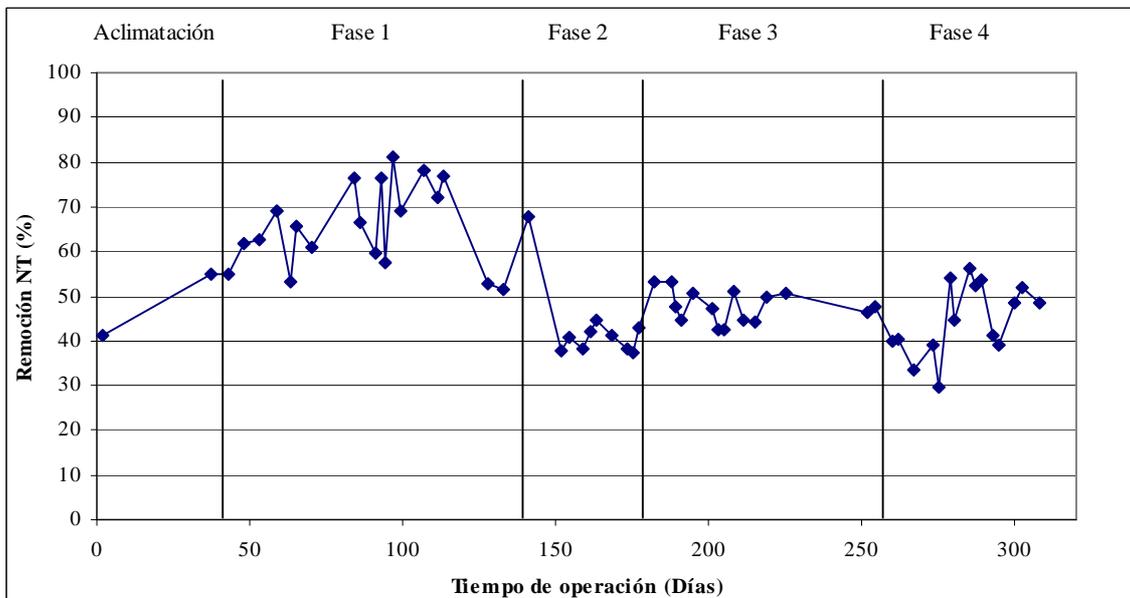


Figura 15. Remoción de NT durante la operación del sistema.

En la Figura 16a se presenta la correlación entre la carga de NT y las tasas de sus remociones obtenidas con base en los promedios de las cuatro fases experimentales. La Tabla 8 se muestra en resumen la remoción promedio de NT, la tasa de remoción de NT, la carga de NT, la recirculación y el OD aplicados para cada COV utilizada en las diferentes fases de operación del sistema.

La tasa de remoción de nitrógeno total promedio en la fase 1 fue de $0.21 \text{ kgNT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ con una desviación estándar de $0.11 \text{ kgNT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. En la fase 2 la tasa de remoción aumentó al doble ($0.48 \text{ kgNT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$) así como la COV ($6.05 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$), la desviación estándar fue de $0.12 \text{ kgNT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. En la fase 3 la tasa de remoción fue similar a la fase 2 ($0.45 \text{ kgNT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$) sin embargo la COV fue menor ($4.73 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$) y la desviación estándar en esta fase fue de $0.11 \text{ kgNT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. Para la fase 4 la carga disminuyó a $0.27 \text{ kgNT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ junto con la desviación estándar ($0.08 \text{ kgNT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$). Se observa que bajando la carga de nitrógeno de la fase 3 a la 4, el efecto sobre la remoción no fue significativo, así mismo que la remoción se aleja de la línea del 100% debido a la variación de las diferentes cargas de nitrógeno así como de la tasa específica.

En la Figura 16b se presentan las correlaciones entre la COV y la tasa de remoción del NT, observándose que la carga orgánica y la del nitrógeno fueron proporcionales. La tasa de remoción del NT aumentó con el incremento de la COV. Comparando los resultados obtenidos con las cargas orgánicas de 1.27 y $6.05 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, cuando se operó con 2 mg/L de OD y 100% de recirculación, la remoción del NT fue de 66% y 45% respectivamente y las tasas de remoción de 0.21 y $0.27 \text{ kgNT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. Se observa una disminución de la remoción con el aumento de la carga, lo cual se puede atribuir a la falta de oxígeno en el sistema durante la aplicación de la carga mayor. Comparando los resultados obtenidos con las cargas orgánicas de 3.6 y $4.73 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, cuando se trabajó con una recirculación de 50% y 3.5 mg/L de OD, se observan remociones muy similares (45% y 47% respectivamente) y un incremento en la tasa de remoción de $0.27 \text{ kgNT}\cdot\text{m}^{-3}$ y $0.45 \text{ kgNT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ lo cual se puede atribuir al aumento de la COV.

Comparando los resultados obtenidos con la aplicación de las cargas orgánicas de 1.27 y $3.6 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ (la recirculación en este caso se redujo de 100 al 50% y el OD se aumentó de 2 a 3.5 mg/L respectivamente), la remoción del NT disminuyó en un 21% , sin embargo la tasa de remoción aumentó en un $0.05 \text{ kgNT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. En este caso, el efecto del incremento de las cargas, tanto orgánicas, como de nitrógeno, así como de la disminución de la recirculación no fueron compensados por el incremento del OD de 2 a 3.5 mg/L .

Comparando los resultados obtenidos con la carga orgánica de $4.73 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ con los obtenidos con la de $6.05 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, la remoción del NT disminuyó en un 5% , siendo muy similares las tasas de remoción, en un $0.03 \text{ NT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ menor en el primer caso. El efecto del incremento de las cargas, tanto orgánicas, como de nitrógeno, así como de la disminución del OD no fueron compensados por el incremento de la recirculación de 50 al 100% . Para revelar el efecto de la recirculación se necesitarían experimentos adicionales, manteniendo las cargas y el OD constantes.

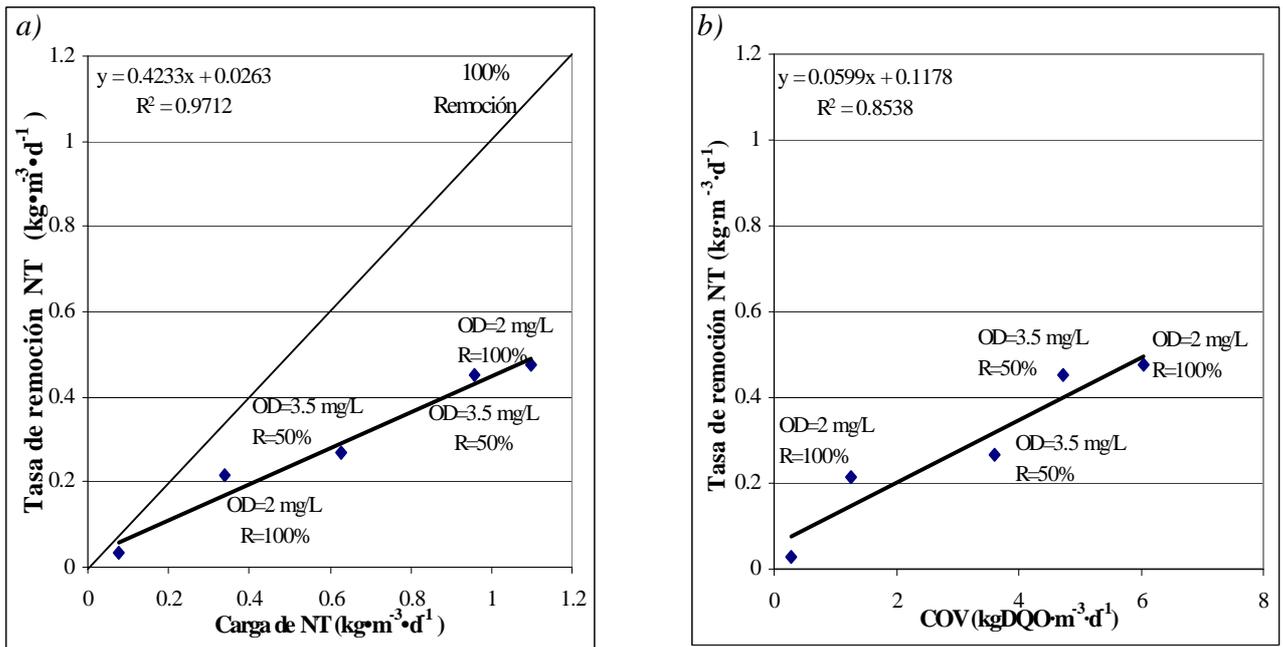


Figura 16. Correlaciones entre: a) cargas de nitrógeno total y tasas específicas de su remoción; b) cargas de DQO y tasas específicas de remoción de NT.

Tabla 8. Comparación de parámetros de NT y COV.

PARÁMETRO	COV, kgDQO·m ⁻³ ·d ⁻¹			
	1.27	6.05	4.73	3.6
Carga de NT, kg·m ⁻³ ·d ⁻¹	0.34 (±0.2)	1.10 (±0.1)	0.96 (±0.2)	0.63 (±0.09)
Remoción promedio de NT, %	66 (±0.09)	43 (±0.09)	47 (±0.04)	45 (±0.1)
Tasa de remoción NT, %	0.21 (±0.1)	0.48 (±0.1)	0.45 (±0.1)	0.27 (±0.07)
Recirculación, %	100	100	50	50
OD	2	2	3.5	3.5

4.7 REMOCIÓN DE FÓSFORO TOTAL

Las concentraciones de fósforo total durante la operación del sistema registraron valores altos para un agua residual municipal típica (Metcalf y Eddy, 2003), con un promedio de 22 mg/L en el influente y 14 mg/L en el efluente.

En la Figura 17 y 18 se muestran las concentraciones y remociones en el influente y efluente durante la operación del sistema. En la fase de aclimatación las concentraciones oscilaron entre los 24- 27 mg/L en el influente y de 18-21 mg/L en el efluente, con una remoción promedio de 24%. En la fase 1 se trabajó con una carga de 0.25 kgPT·m⁻³·d⁻¹ con concentraciones promedio de 22 mg/L en el influente y 15 mg/L en el efluente, obteniendo una remoción de 32 % con una recirculación del 100%.

En la fase 2, con la adición de glucosa la concentración promedio fue de 23 mg/L en el influente y 15 mg/L en el efluente, se trabajó con una carga de $0.41 \text{ kgPT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ y se observó que la remoción aumentó en un 7% lográndose un promedio de 39%. En la fase 3 y 4 la carga de fósforo fue de $0.39 \text{ kgPT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ y las concentraciones se mantuvieron en 21 mg/L en el influente y entre 13-14 mg/L en el efluente con una recirculación de un 50 % menos, una concertación de OD de 3.5 mg/L y se obtuvieron remociones de 39% y 36 % respectivamente. Con la variación de las cargas de fósforo y de OD se observó que se puede obtener una mayor remoción con una mayor cantidad de aire en la fase aerobia del reactor junto con una mayor carga orgánica.

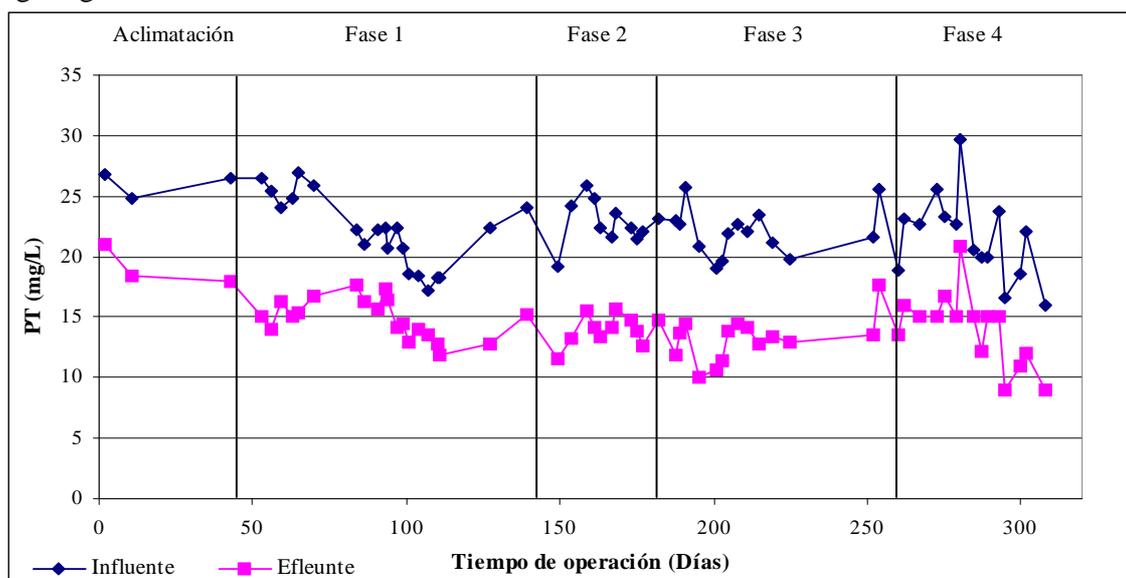


Figura 17. Concentración de PT durante los días de operación del sistema.

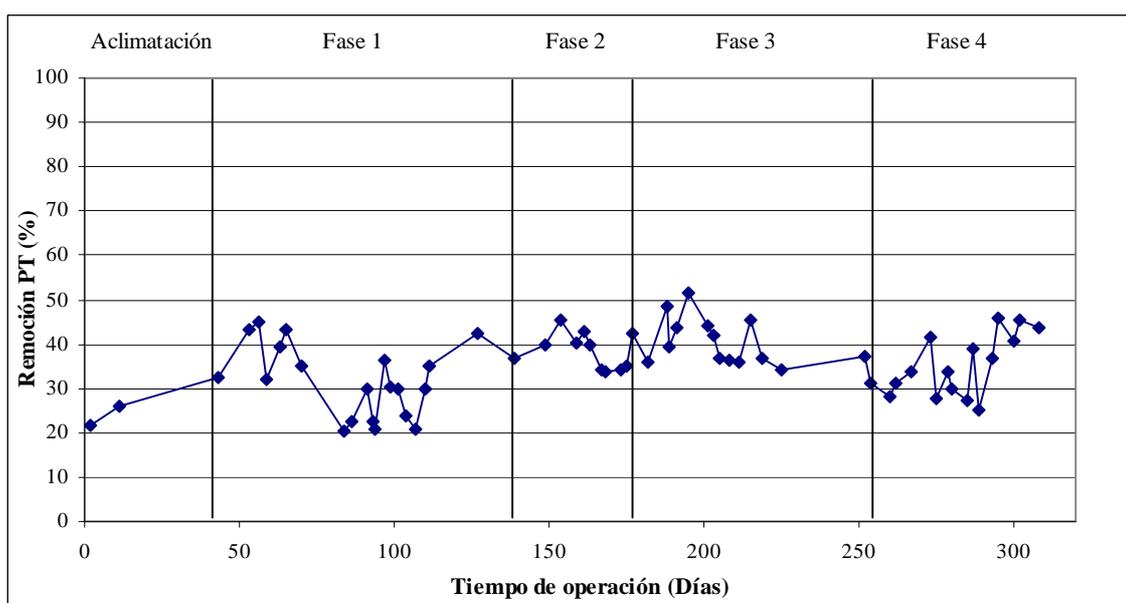


Figura 18. Remoción de PT durante la operación del sistema.

En la Figura 19a se presenta la correlación entre la carga de PT y las tasas de sus remociones obtenidas con base en los promedios de las cuatro fases experimentales. La Tabla 9 se muestra en resumen la remoción promedio de PT, la tasa de remoción de PT, la carga de PT, la recirculación y el OD aplicados para cada COV utilizada en las diferentes fases de operación del sistema.

En la Figura 19a se observa que la tasa específica de remoción aumenta con el incremento de la carga de PT. En la fase 1 se obtuvo una tasa de $0.08 \text{ kgPT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ con una desviación estándar de $0.04 \text{ kgPT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$; para la fase 2 la carga de fósforo aumentó al doble ($0.16 \text{ kgPT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$), la desviación estándar fue de $0.03 \text{ kgPT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. Para la fase 3 y 4 la carga disminuyó en 0.01-0.02 unidades, siendo 0.15 y $0.14 \text{ kgPT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, respectivamente. Ambas tasas tienen una desviación estándar de $0.03 \text{ kgPT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. Estos resultados indican que las tasas de remoción fueron similares, aun cuando la carga orgánica de DQO disminuyó de la fase 3 a 4.

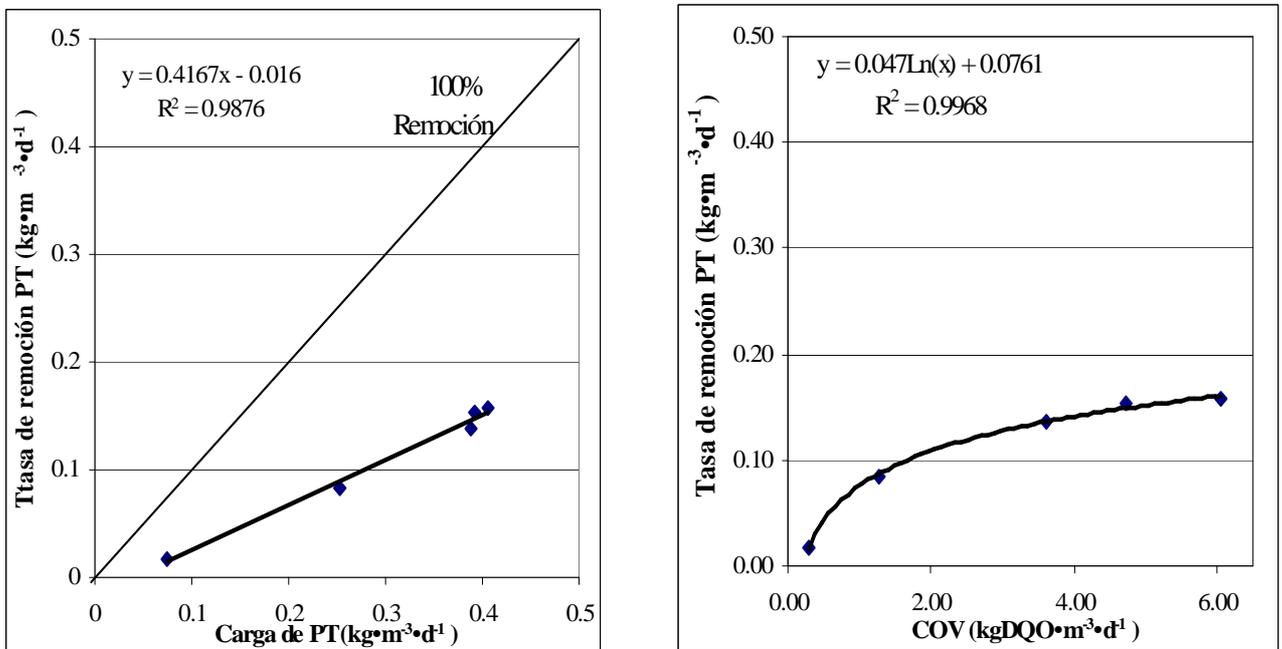


Figura 19. Correlaciones entre: a) cargas de fósforo total y tasas específicas de su remoción; b) cargas de DQO y tasas específicas de remoción de PT

En la Figura 17b se observa relacionada la tasa promedio de remoción de PT con la COV mostrando una tendencia logarítmica conforme aumenta la carga orgánica. Con la carga de $0.1 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ (fase de aclimatación) la tasa de remoción fue de $0.02 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ y en comparación a la COV de $1.27 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ el crecimiento de la tasa fue 3 veces mayor ($0.08 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$). Comparando la carga orgánica de $1.27 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ con la de $3.6 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ se observa que la tasa de remoción aumenta poco menos del doble haciendo notar la proliferación de los microorganismos, aumentando la remoción en un 4 %. La fase del aumento exponencial de la correlación entre la COV y la tasa de remoción del PT se puede explicar con el crecimiento de la biomasa en el reactor. Con el incremento de la carga orgánica aumenta la cantidad de alimento para los microorganismos, aumentando de esta manera la

cantidad de la biomasa en el reactor y la biomasa desprendida. Esto permite aumentar la capacidad de remoción de P en el sistema. Con la carga de $4.73 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ se obtuvo una tasa de remoción de $0.15 \text{ kgPT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ que a diferencia de la obtenida con la carga de $6.05 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ fue en solo $0.01 \text{ kgPT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ menor, lo cual nos hace notar que la tasa de remoción, así como la remoción de PT llegaron a un punto donde no se presentó un aumento adicional.

PARÁMETRO	COV, $\text{kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$			
	1.27	6.05	4.73	3.6
Carga de PT, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$	0.25 (± 0.06)	0.41 (± 0.03)	0.39 (± 0.04)	0.39 (± 0.06)
Remoción promedio de PT, %	32 (± 8)	39 (± 4)	39 (± 6)	36 (± 7)
Tasa de remoción PT, %	0.08 (± 0.04)	0.16 (± 0.03)	0.15 (± 0.03)	0.14 (± 0.03)
Recirculación, %	100	100	50	50
OD	2	2	3.5	3.5

4.8 SÓLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES Y VOLÁTILES EN EL INFLUENTE Y EN EL EFLUENTE DEL SISTEMA

Los SST se muestran en la Figura 20 donde se observa que en la fase de aclimatación presenta concentraciones bajas menores a 5 mg/L debido a la pequeña COV utilizada, sin embargo, al incrementar la COV a $1.27 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ en la fase 1, puede observarse que también incrementó la concentración de sólidos en el influente hasta 78 mg/L como valor máximo y disminuyendo al los últimos días de esta fase a 39 mg/L . En la fase 2 se incrementó la COV a $6.05 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ y las concentraciones promedio de los SST fueron de 23 mg/L y 16 mg/L respectivamente.

Los sólidos en la fase 3 y 4 presentaron concentraciones promedio en el influente de 23 y 20 mg/L respectivamente y en el efluente 13 y 12 para cada fase. Durante la operación del sistema no se presentaron problemas de colmatación y por lo tanto no se requirió de retrolavados.

Los SSV en la fase 1 presentaron un incremento en el influente con el cambio de la COV (28 mg/L), posterior a esta fase se presentaron bajas concentraciones durante la operación del sistema incluso con el aumento de COV en la fase 2 manteniendo concentraciones menores a los 13 mg/L .

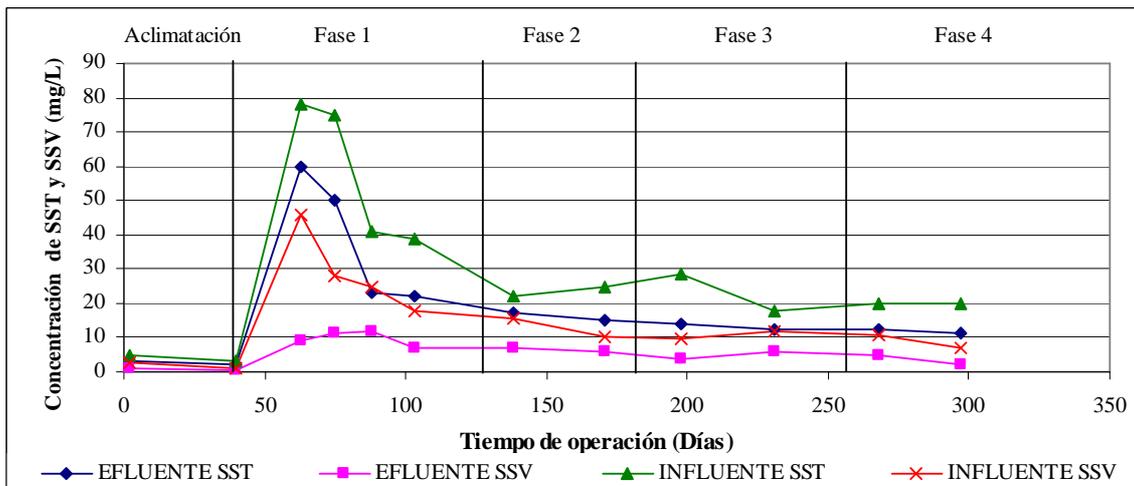


Figura 20. Concertación de SST y SSV durante la operación del sistema.

4.9 RESUMEN DE LAS REMOCIONES PROMEDIO OBTENIDAS DURANTE LAS CUATRO FASES EXPERIMENTALES

En la Tabla 10 se muestran las remociones de NT, PT, N-NH₄, DQO durante las diferentes fases de operación del sistema. Se puede observar que en la fase 1 se obtuvieron las remociones más altas de nitrógeno, tanto del total, como del amoniacal. Las remociones de PT y de DQO se vieron favorecidas con la carga de 4.73 kg·m⁻³·d⁻¹ correspondiente a la fase 3, obteniéndose la mayor remoción de esta fase.

Tabla 9. Remociones de los parámetros monitoreados durante la operación del sistema.

PARÁMETROS	FASES			
	1	2	3	4
COV, kg m ⁻³ d ⁻¹	1.27	6.05	4.73	3.6
TRH, h	2.4	1.35	1.35	1.35
DQO, %	57	55	61	50
N-NH ₄ , %	71	40	51	49
NT, %	66	43	47	45
PT, %	32	39	39	36

Los filtros percoladores (convencionales) remueven comúnmente 65-75 % de materia orgánica, 15-30 % de N-NH₄, 20-50 % NT y 10-25% de PT (Metcalf y Eddy, 2003). Haciendo una comparación del sistema en estudio con los filtros percoladores, se encontró que las remociones de DQO fueron similares, sin embargo, fue mayor la remoción de nitrógeno y fósforo en el sistema.

En un estudio realizado por Garzón y González (1996) se reporta que en un reactor intermitente de lecho sumergido con empaque de anillos pall, con cargas de 3 gDQO·m⁻²·d⁻¹ y TRH de 24 horas, se ha obtenido una remoción de 89% de DQO, 71 % de fosfatos y una

nitrificación del 98 %. El sistema de lecho sumergido en estudio presenta remociones menores, haciendo notar que el TRH fue menor que el reportado por Garzón y González (1996), así como fueron diferentes las formas de operación de los reactores.

En reactores de cama en movimiento se han obtenido remociones de DQO de 71%, 26% de N-NH₄ y 13 % en fosfatos con una carga orgánica de 2.3 gDQO·m⁻²·d⁻¹, observando un aumento de remoción de 34% de N-NH₄ y de 18 % de fosfatos con una carga orgánica de 5.7 gDQO·m⁻²·d⁻¹ pero una disminución a 69 % en DQO (Orantes y González 2003). Con estos resultados se observa que el sistema de lecho sumergido en estudio presenta mayores remociones de DQO, N-NH₄ y PT con cargas similares.

4.10 CUANTIFICACIÓN DE LA BIOMASA EN EL REACTOR Y OBSERVACIONES MICROSCÓPICAS DE LA BIOPELÍCULA

La determinación de la cantidad de la biomasa se realizó de acuerdo a la técnica presentada en el Capítulo 2.5 con un tiempo de sonicación de 30 minutos para el desprendimiento de la biomasa adherida al soporte. Los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 10.

La determinación de la cantidad específica de los SV y ST es la relación de la masa entre el área total para cada zona. La concentración de los SV y SST en las diferentes zonas del reactor, es la relación de la masa de los SV o ST dividida entre el volumen de cada zona. La mayor cantidad específica de ST y SV se determinó en la zona aerobia del reactor, y la menor en la zona anaerobia.

Tabla 10. Cálculos para la determinación de la cantidad de la biomasa en el reactor.

ZONA	Área (m ²)	Masa de ST (g)	Masa de SV (g)	Cantidad específica de SV (g/m ²)	Concentración de SV en el reactor (g/m ³)	Cantidad específica de ST (g/m ²)	Concentración de ST en el reactor (g/m ³)	Relación SV/ST
AEROBIA	0.006	0.061	0.034	6.14	6,744	10.87	11,930	0.56
ANÓXICA	0.005	0.047	0.023	4.42	4,850	9.04	9,932	0.49
ANAEROBIA	0.005	0.027	0.013	2.60	2,849	5.33	5,855	0.49

Con base en los valores presentados en la Tabla 10 y el volumen de cada zona del reactor se determinó la cantidad de biomasa total en el reactor, la cual fue de 139 g de ST (masa seca) y 74 gSV (masa seca). La relación de sólidos SV/ST fue menor al 60% en las 3 zonas del reactor. Relacionando la cantidad de sólidos determinada en el reactor con el área total de la cinta se puede calcular un valor específico promedio para el reactor de 8.4 gST/m² y 4.4 gSV/m². La concentración promedio fue de 9.2 kgST/m³ y 4.8 kgSV/m³.

La purga de sólidos del reactor fue calculada de 0.88 gSV/d y la cantidad de sólidos extraídos del sistema con el efluente de 2.0 gSV/d. Con la relación de la cantidad de la biomasa en el reactor y la cantidad de extracción diaria de sólidos se obtuvo un tiempo de retención celular de 25.5 días.

Valdivia *et al.* (2004), trabajando con biofiltros de flujo intermitente con Liapor® como medio de soporte, reportó cantidades de biomasa menores a 25 gST/m^2 , con TRC promedio de 5.4 días. La cantidad de biomasa obtenida en el presente estudio fue mas de tres veces menor que la reportada por Valdivia *et al.* (2004) y el TRC fue casi 5 veces mayor.

González *et al.* (2002), trabajando con un bioreactor discontinuo con lecho fluidizado de cubos de hule espuma, reportó que los tiempos de retención celular dependen, de manera inversa de la carga orgánica, obteniendo para cargas de 15 y 21 $\text{gDQO}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$ solo 1 día de TRC. Comparado con el sistema experimental en el presente estudio, el valor del TRC es 26 veces mayor, lo cual se puede atribuir a las menores cargas utilizadas (1.15 a $5.51 \text{ gDQO}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$).

La diversidad microbiana de la biomasa desarrollada en las diferentes zonas del reactor se ilustra en las fotomicrografías obtenidas mediante observaciones en el microscopio electrónico JSM-6400 Noran del Instituto de Ciencias del Mar y Limnología de la UNAM (Figuras 21, 22 y 23). Las fotografías muestran que las biopelículas tienen estructura y morfología heterogéneas. En la zona aerobia había una gran diversidad de microorganismos filamentosos de origen bacteriano, así como hongos (hiphae). Dentro de las redes formadas por los microorganismos filamentosos y espiroquetas se encontraron diferentes tipos de bacilos, diplobacilos, enterobacilos y una gran cantidad de protozoarios. Había relativamente pocos cocos en la biopelícula. Algunos de los microorganismos predominantes se presentan en las Figuras 24 y 25.

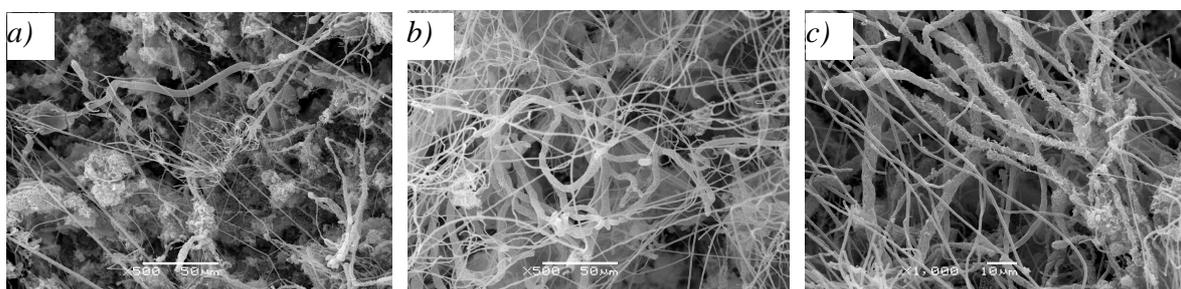


Figura 21. Biomasa adherida al soporte en la zona aerobia del reactor: *a)* Diversidad microbiana X 500; *b)* Microorganismos filamentosos X 500; *c)* Hongos y bacterias filamentosas X 1,000.

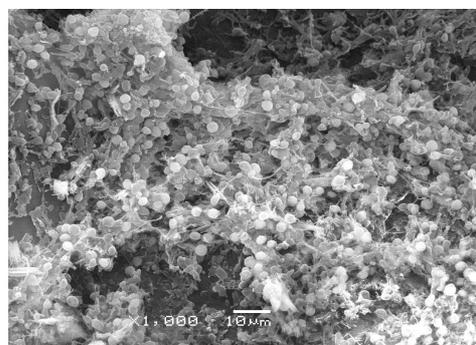


Figura 22. Biomasa adherida al soporte en la zona anóxica del reactor X1,000.

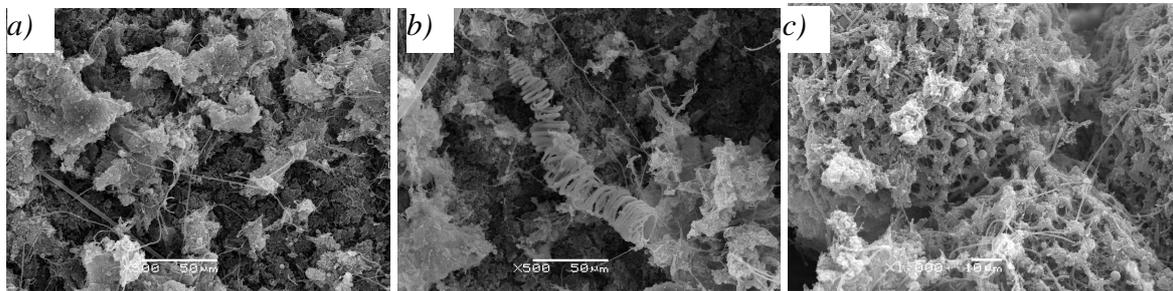


Figura 23. Biomasa adherida al soporte en la zona anaerobia del reactor: *a)* Estructura heterogénea X500; *b)* Organismo filamentosos X500; *c)* Ecología microbiana x1000.

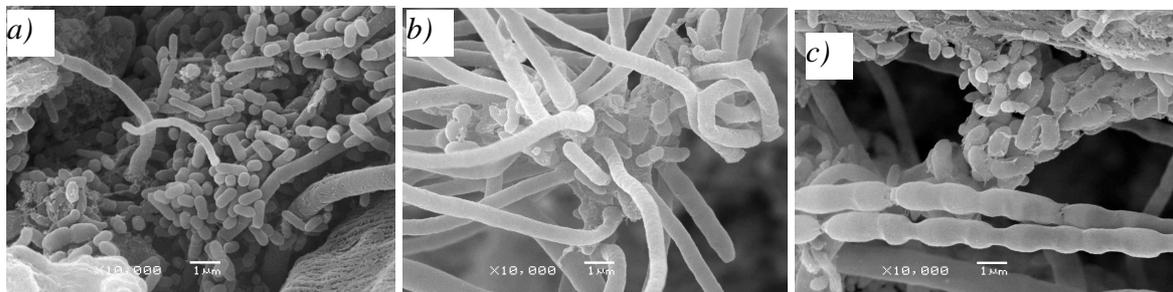


Figura 24. Bacterias en la zona aerobia: *a)* Bacilos X 10,000; *b)* Bacterias filamentosas X10,000; *c)* Hongos, bacilos y bacterias filamentosas X10,000.

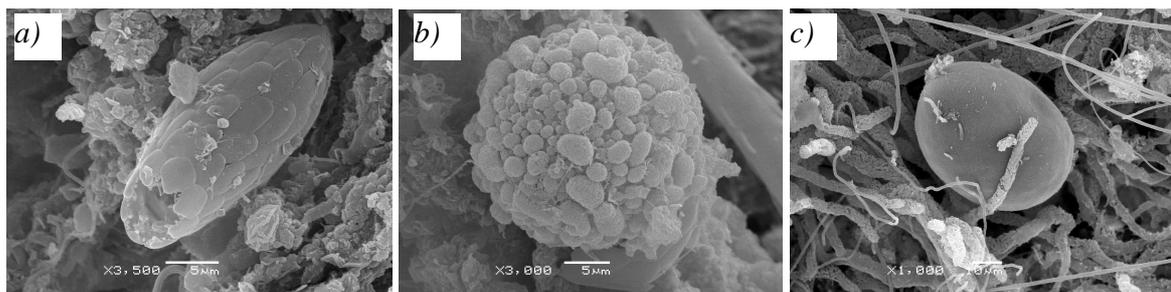


Figura 25. Protozoarios encontrados en la zona aerobia: *a)* Euglypha rotunda, X3,500; *b)* Difflugia gutula X 3,000; *c)* Arcella discoides X1,000.

Como se puede observar en la Figura 22, la morfología de la biopelícula en la zona anóxica fue diferente de la zona aerobia. Hubo predominancia de cocos de diferente tipo (Figura 26). Se observaron y bacilos pero en menor cantidad que en la zona aerobia. En esta zona se encontraron también Protozoos Figura 26 e y f. La biomasa en la zona anaerobia tenía una morfología y ecología diferente de la observada en el resto de las zonas, había una

combinación de bacilos y cocos en cantidades similares (Figura 23). Predominantes fueron los cocos que se presentan e la Figura 26 a, b y c. Se encontraron también protozoarios (Figura 26 e y f).

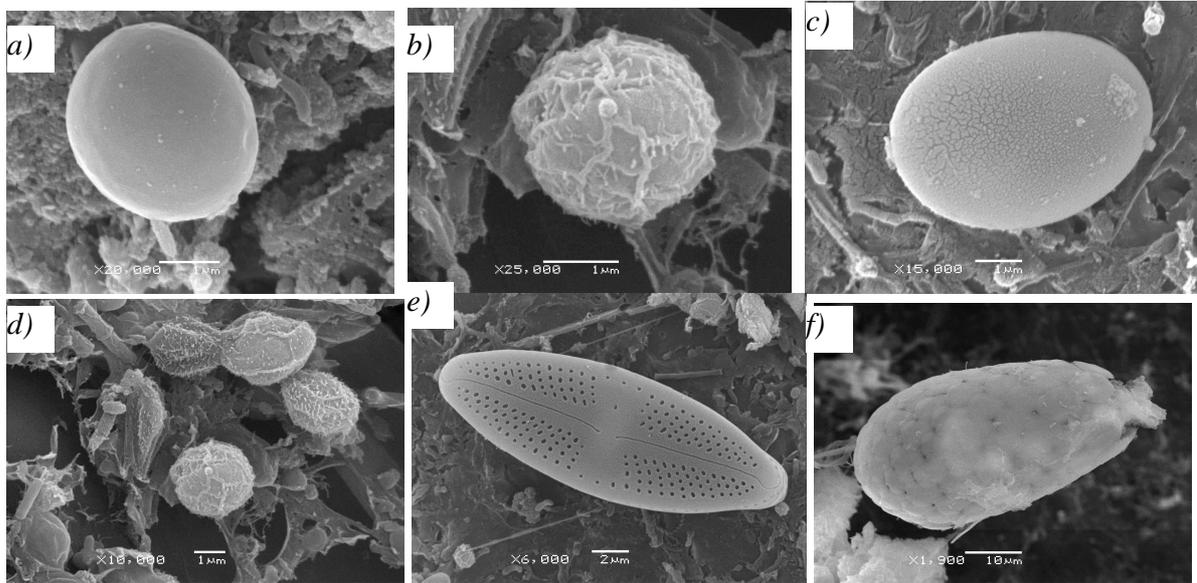


Figura 26. Microorganismos encontrados en la zona anóxica: *a, b y c*) Cocos X20,000, X25,000 y X15,000; *d*) Estructura de cocos y bacilos X10,000; *e*) Bacillariophyceae X6,000; *f*) Euglypha rotunda, X1,900.

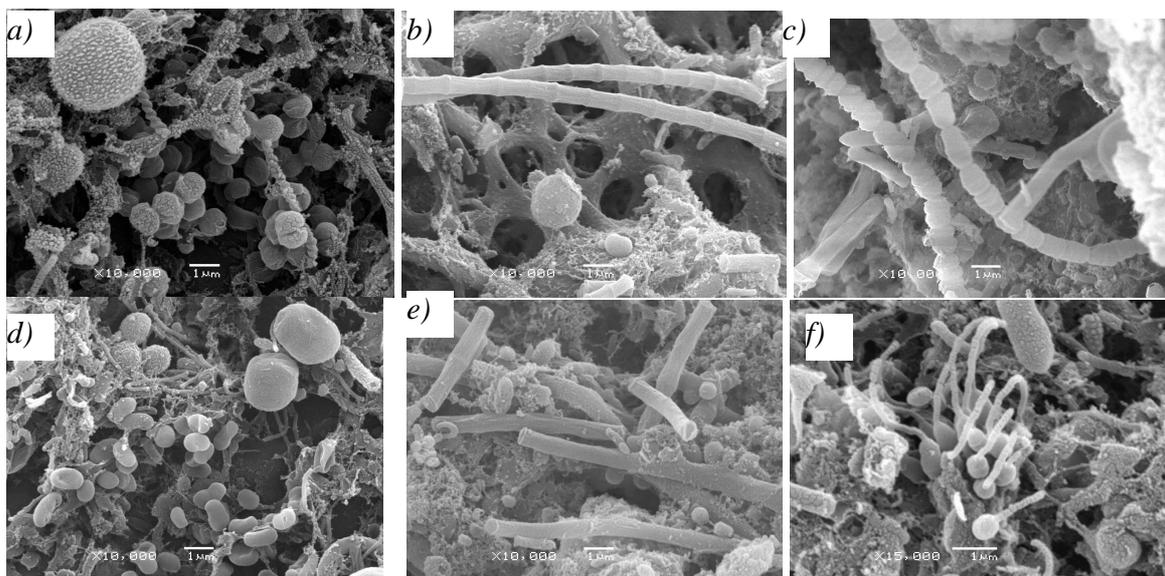


Figura 27. Microorganismos encontrados en la zona anaerobia: *a*) Cocos y estructura espiral X 10,000; *b*) Bacilos X10,000; *c*) Cadenas de bacterias X10,000; *d*) Cocos y bacilos X10,000; *e*) Estructura de bacilos X10,000; *f*) Esporas germinando X15,000.

CAPÍTULO 5. CONCLUSIONES

El tratamiento de aguas residuales municipales mediante biofiltración avanzada en un reactor de lecho sumergido, empacado con cinta de polietileno con un área específica de $1098 \text{ m}^2/\text{m}^3$, operado en continuo, de flujo ascendente, con un arreglo vertical de tres zonas (aerobia, anóxica y anaerobia), presenta altas tasas de remoción de materia orgánica, de nitrógeno y de fósforo, lo cual permite obtener agua tratada con un bajo contenido de micronutrientes.

La mayor remoción de DQO (de 61%) se obtuvo con la carga orgánica de $4.73 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ con un TRH de 1.35h, una recirculación del efluente a la zona anóxica de 50% y una concentración de oxígeno disuelto de 3.5 mg/L. En estas condiciones se logró también la mejor remoción del fósforo total (de 39 %). Las remociones del nitrógeno amoniacal y del total fueron también altas, de 51 y 47% respectivamente.

Con respecto a la DQO se observó que la remoción disminuyó con el aumento de la carga orgánica a $6.05 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. La recirculación aplicada de 100% no fue suficiente para lograr mas que 55% de remoción, obteniéndose una DQO de 150 mg/L en el efluente.

La mejor remoción de nitrógeno, tanto del amoniacal (de 71%) como del total (de 66%), se logró con la aplicación de cargas de $0.34 \text{ kgNT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ y $1.27 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, con 2.4 h de TRH y 100% de recirculación. La remoción de DQO y de PT en estas condiciones fue de 57% y 32% respectivamente. Se observó que con el aumento de la carga la remoción de nitrógeno disminuye.

Durante toda la operación del reactor con diferentes cargas orgánicas el efluente tuvo una concentración de SST baja, de 17 mg/L como promedio. Durante la operación del sistema no se presentaron problemas de colmatación haciendo omiso el uso de retrolavados.

El biofiltro de lecho sumergido empacado con cinta de polietileno, con zonas anaerobia, aerobia y anóxica, proporciona mayor remoción simultánea de materia orgánica, nitrógeno y fósforo comparado con los sistemas convencionales, siendo un sistema innovador y de fácil operación.

Las mayores remociones promedio de PT (de 39%) se obtuvieron con la aplicación de cargas orgánicas de 6.05 y de 4.7 $\text{kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ y cargas de PT de 0.41 y de 0.39 $\text{kgPT}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ respectivamente. El TRH en ambos casos fue de 1.35h, siendo las recirculaciones del efluente a la zona anóxica diferentes, de 100% en el primer caso y de 50% en el segundo. Se hace notar que la disminución de la recirculación no afectó la remoción del fósforo.

REFERENCIAS

1. Aravinthan V. (1998). Factors affecting nitrogen removal from domestic waste using immobilized bacteria. *Water Science and Technology*, **38** (1), 193-202.
2. Ávila P. (2002). *Agua, cultura y sociedad en México*. Colegio de Michoacán –IMTA, México. 456p.
3. Becerril J. (1989). *Estudio comparativo de diferentes empaques para la desnitrificación biológica de un agua residual en un lecho fluidificado*. Tesis de maestría. UNAM, México.
4. Brett S., Guy J., Morse G., Lester J. (1997). *Tecnologías para la remoción y recuperación de fósforo*. Ed. Selper publication, London. 142p.
5. Boughey A. (1971). *Aerobic biological treatment of waste waters*. Ed. Marsh Rice, University, Houston Texas.
6. Bustos C. (2007). *Sistema de tratamiento de aguas residuales para pequeñas comunidades*. Tesis de maestría, UNAM, México.
7. Canler J., Pret J. (1994). Biological aerated filters: assessment of process based on 12 sewage treatment plants. *Water Science and Technology*, **29** (10-11), 1-11.
8. Castillo P., González S., Tejero I. (2000). Observations during start-up of biological phosphorus removal in biofilm reactors. *Water Science and Technology*, **41** (4-5), 425-432.
9. Characklis W., Marshall K. (1990). *Biofilms: A basis for an interdisciplinary approach in Biofilms*. Characklis W. and Marshall K. Ed. Wiley and Sons, New York. 3-15p
10. Cheremisinoff P. (1994). *Bi management of wastewater and wastes*. Ed. Prentice-Hall, New Jersey. 221p.
11. Christon H., Knudsen G., McInerney J., Stetzenbach L., Walter V. (1997). *Manual of environmental microbiology*. Ed. ASM PRESS Washington, D. C. 894p.
12. Comett I., González S., Wilderer P. (2004). Tratamiento aerobio con biopelículas de efluentes de la digestión anaerobia de la forsu utilizando dos medios de soporte. *Memorias XIV Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental*. Femisca A.C., 12 a 14 de Mayo, Mazatlán, Sinaloa.
13. Comisión Nacional del Agua (CNA). (2001). *Compendio Básico del Agua en México*. CNA. México. 71 p.
14. CNA-SEMARNAT (2003). *Estadísticas del Agua en México*. CNA. SEMARNAT. México.
15. CNA. (2004). *Estadísticas del Agua en México*. México: Comisión Nacional del Agua.

16. CONAGUA *a* (2007). Programa Nacional Hídrico 2007-2012. SEMARNAT.
17. CONAGUA *b*. (2007). Estadísticas del agua en México, México: Comisión Nacional del Agua.
18. Contreras C., Gortares P. (1995). Evaluación de tres materiales de empaque en un filtro biológico anaerobio a nivel laboratorio para el tratamiento de aguas residuales urbanas del valle del Yaqui, Sonora. *VI Congreso Nacional de Biotecnología y Bioingeniería*. Ixtapa, Guerrero, México.
19. Daude D., Stephenson T. (2003). Moving bed biofilm reactors: a small-scale treatment solution. *Water Science and Technology*, **48** (11-12), 251-257.
20. Degremont G. (2007). Water treatment handbook, V.1 and 2, 7th edition, Lavoisier, France.
21. Environmental Protection Agency, EPA. (1975). *Process design manual for nitrogen control U.S.E.P.A.* Washington D.C.
22. Environmental Protection Agency, EPA. (2002). Onsite Wastewater Treatment Systems Manual. EPA/625/R-00/008 Office of Research and Development. Center for Environmental Research Information. Cincinnati, OH.
23. Estrada E., García L. (2004). *Biodegradación del 1,2 dicloroetano mediante biofiltración con soporte orgánico*. Tesis de licenciatura, UAEM, Cuernavaca, Morelos.
24. Farabegoli G., Carucci A., Gandolfo G., Rolle E., Viotti P. (2003). Experimental study on carbon removal in biological aerated filters. *Water Science and Technology*, **48** (11-12), 235-242.
25. Farabegoli G., Chiavola A., Rolle E., Stracquadanio S. (2004). Experimental study on nitrification in a submerged aerated biofilter. *Water Science and Technology*, **49** (11-12), 107-113.
26. Garzón M. (2005). Mecanismos no convencionales de transformación y remoción de nitrógeno en sistemas de tratamiento de aguas residuales. *Ingeniería Hidráulica en México*. **20** (4), 137-149.
27. Garzón M., González S. (1996). Biological phosphate and nitrogen removal in a biofilm sequencing batch reactor. *Water Science and Technology*, **34** (1-2), 293-301.
28. González S. (1990). Eliminación biológica de fosfatos: procesos industriales. Instituto de ingeniería, UNAM México D.F.
29. González S., Wilderer A. (1991). Phosphate removal in biofilm reactor *Water Science and Technology*, **23** (7-9), 1405-1415.

30. González S., Lippert E., Hernandez M., Doria C. (2000). Reactor kinetics for submerged aerobic biofilms. *Bioprocess and Biosystems Engineering*. Ed. Springer Berlin/Heidelberg. **23** (1), 57-61.
31. Gujer W., Zehnder A. (1983). Conversion processes in anaerobic digestion. *Water Science and Technology*, **15** (1), 127-167.
32. Gutiérrez T. (2006). *Evaluación de reactores biológicos con diferentes medios de soporte para el desarrollo de un prototipo para tratamiento de aguas residuales*. Tesis de licenciatura. Departamento de Ingeniería Química y Bioquímica del Instituto Tecnológico de Zacatepec. Morelos México.
33. Harri A., Bosander J. (2004). Six years of operation of a fluidized bed reactor for denitrification. *Water Science and Technology*, **50** (7), 97- 103.
34. Hontoria E., González J. (2003). Influence of hydraulic loading and air flowrate on urban wastewater nitrogen removal with a submerged fixed-film reactor. *Journal of Hazardous Materials*. **102** (2), 219-229.
35. Horn H., Wasche S., Hempel D. (2002). Simulation of biofilm growth, substrate conversion and mass transfer under different hydrodynamic conditions. *Water Science and Technology*, **46** (1-2), 249-252.
36. Huges L., Lancaster J., Cord R. (2006). Multistage wastewater treatment using separated storage driven denitrification and nitrification biofilms. *Water Science and Technology*, **53** (6), 51-58.
37. Lazarova V., Pierzi V., Fontviell D., Manem J. (1994). Integrated approach for biofilm characterization and biomass activity control. *Water Science and Technology*, **29** (7), 345-354.
38. Lazarova V., Manem J. (1995). Biofilm characterization and activity analysis in water and wastewater treatment: a review. *Water Research*, **29** (10), 2227-2245.
39. Leson G., Winer A. (1991). Biofiltration: An innovative air pollution control technology for VOC emissions. *Journal of the Air and Waste Management Association*, **41** (8), 1045-1054.
40. López R. (1998). *Aguas residuales municipales y biosólidos*. Ed. UNAM Facultad de Ingeniería. Mexico D.F.
41. Martin A. (1994). *Biodegradation and bioremediation*. 2a. Edition San Diego California Academic Press. 453p.
42. Match L., Drnevich R. (1978). Phostrip: a biological-chemical system for removing phosphorus. Cap. 7 *Advances in water and wastewater treatment, Biological nutrient removal*. Ed. Wanielista M. y Eckenfelder W. AnnArbor Science. 115-142 p.

43. Meaney B., Strickland T. (1994). Operating experiences with submerged filters for nitrification and denitrification. *Water science and technology*, **29** (10-11), 119-125.
44. Melo I., Picioreanu C., Rittmann E. (2005). Advances and challenges in biofilm research. *Water Science and Technology*, **52** (7), V-XIIIp.
45. Metcalf., Eddy. (2003). *Wastewater engineering treatment and reuse*. 4th edition, Ed. McGrawHill, 1819p.
46. Mijaylova P., Morales F., Ramírez E. (1996). Biofiltración anaerobia de efluentes químicos-farmacéuticos. *XXV Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental*. México, D.F. 623-630p.
47. Moeller G. (2002). Tratamiento anaerobio de aguas residuales. SEMARNAT, IMTA. Segunda edición. México.
48. Morgan J., Noyola A. (1994). Procesos para el tratamiento de aguas residuales industriales y domesticas. Nuevas tecnologías para el desarrollo sustentable. Instituto de Ecología, A.C. México.
49. Muñoz A., González S. (1996). Effects of population displacements on biological phosphorus removal on a biofilm SBR. *Water Science and Technology*, **34** (1-2), 303-313.
50. NOM 001-SEMARNAT-1996. Que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales. Diario Oficial del la Federación, 6 de Enero de 1997. México, D.F.
51. NOM-003-SEMARNAT-1997. Que establece los límites máximos permisibles de contaminantes para las aguas residuales tratadas que se reusen en servicios al público. Diario Oficial del la Federación, 21 de Septiembre de 1998. México, D.F.
52. Okabe S., Kosaki T., Watanabe Y. (2002). Biofilm formation potentials in drinking waters treated by different advanced treatment processes, *Water Science and Technology: Water Supply*, **2** (4), 97-104.
53. Orantes J., González S. (2003). A new low-cost biofilm carrier for the treatment of municipal wastewater in a moving reactor. *Water Science and Technology*, **48** (11-12), 243-250.
54. Painter A. (1977). Microbial transformation of inorganic nitrogen. *Water Science and Technology*, **8** (3-29).
55. Pedros P., Wang J., Dobie K., Metghalchi H. (2005). Experimental and numerical results of a single submerged attached growth bioreactor for simultaneous oxidation of organics and nitrogen removal. *Water Science and Technology*, **52** (7), 97-105.
56. Rabah J., Mohamed F., Dahab A. (2004). Biofilm and biomas characteristics in high performance fluidized-bed biofilm reactors. *Water Research* **38** (19), 4262-4270.

57. Ramalho S. (1996). Tratamiento de aguas residuales. Ed. Reverte, Barcelona, España. 705p.
58. Rich L. (1980). Mantenimiento mecánico simple para sistemas de tratamiento de agua residual. Ed. McGraw-Hill.
59. Riovatti M., Nicoletta C., Converti A., Chicliazza R., Di Felice R. (1995). Phosphorus removal in fluidized bed biological reactor (FBBR). *Water Research*, **29** (12), 2627-2634.
60. Rittmann E. (2007). Where are we with biofilms now? Where are we going? *Water Science and Technology*, **55** (8-9), 1-7.
61. Rogalla F., Bourbigot M. (1990). New developments in complete nitrogen removal with biological aerated filters. *Water Science and Technology*, **22**(1-2), 273-278.
62. Rogalla F., Goncalves R. (2000). Optimising the A/O cycle for phosphorus removal in a submerged biofilter under continuous feed. *Water Science and Technology*, **41**(4-5), 503-508.
63. Rodgers M., Burke D. (2002). Nitrogen removal using a vertically moving biofilm system, *Water Science and Technology*, **47** (1), 71-76.
64. Rubio A. (1998). *Estudio de la desnitrificación en un lecho fluidizado utilizando agua residual como fuente de carbono*. Tesis de maestría. UNAM, México.
65. Rusten B. (1993). Sequence batch reactors for nutrient removal at small wastewater treatment plants. *Water Science and Technology*, **28** (10), 233-245.
66. Schlegel S., Koeser H. (2007). Wastewater treatment with submerged fixed bed biofilm reactor systems – design rules, operating experiences and ongoing developments *Water Science and Technology*, **55**(8-9), 83-89.
67. Schlegel H. (1997). *Microbiología general*. Ediciones Omega, Barcelona, España 654p.
68. Sedlack R. (1991). Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater. Principles and practice. 2a edition, Lewis Publishers, US. 167-201p.
69. Shimizu T., Tambo N., Kudo K., Ozawa G., Hamaguchi T. (1994). An anaerobic fluidized pellet bed bioreactor process for simultaneous removal of organic, nitrogenous and phosphorus substances. *Water Science and Technology*, **28** (9), 1943-1952.
70. *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. (1998). 20th edition, American Public Health Association/American Water Works Association/Water Environment Federation, Washington DC, USA.
71. Toledo A. (2002). El agua en México y el Mundo. *Gaceta del Instituto Nacional de Ecología*. **64**. 9-18p.

72. Valdivia S., González S., Wilderer P. (2004). Tratamiento de aguas residuales con biopelículas, en *Memorias XIV Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental*. Femisca A.C., 12 a 14 de Mayo, Mazatlán, Sinaloa.
73. Vesilind A. (2003). *Wastewater treatment plant desing*. IWA publishing. USA.
74. Villaverde S., García A., Fernández F. (1997). Influence of pH over nitrifying biofilm activity in submerged biofilters. *Water Research*, **31** (5), 1180-1186.
75. Villaverde S., Polanco F, Lacalle L., Garcia P. (2000). Influence of the suspended and attached biomass on the nitrification in a two submerged biofilters in series system. *Water Science and Technology*, **41** (4-5), 169-17.
76. Williams T., Miller F. (1992). Biofiltros y sus condiciones de operación. *BioCycle*, **33** (11), 75-80.
77. Wilk T. (2000). Strategies to improve the efficiency of tertiary nitrifying trickling filters *Water Science and Technology*, **41** (4-5) 477-485.
78. Winkler M. (2008). *Tratamiento biológico de aguas de desecho*. Ed. Limusa, México D.F. 338p.
79. Woldenberg L. (2002). *Estado de los recursos hídricos*. IMTA.
80. Yu Liu. (1997). Estimating minimum fixed biomass concentration and active thickness of nitrifying biofilm. *Journal of Environmental Engineering*, 198-202p.
81. Zurita F. (1997). *Comparación de los procesos: desorción, adsorción y biodegradación; en la remoción de sustancias orgánicas tóxicas en efluentes industriales*. Tesis de maestría. UNAM, MÉXICO.