



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN
INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA
CAMPUS MORELOS

EFECTO DE LA AIREACIÓN SOBRE LA
REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA Y
NITRÓGENO EN BIORREACTORES DE
LECHO MÓVIL

TESIS

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA
INGENIERÍA AMBIENTAL - CAMPO DISCIPLINARIO AGUA

PRESENTA:
I.Q. MARÍA PÍA CAMARGO RODRÍGUEZ

TUTOR:
DRA. PETIA MIJAYLOVA NACHEVA



2011

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Pedro Martínez Pereda

Secretario: Dr. Simón González Martínez

Vocal: Dra. Petia Mijaylova Nacheva

1er. Suplente: Dr. Oscar González Barceló

2do. Suplente: Dra. Gabriela Moeller Chávez

Lugar o lugares donde se realizó la tesis:

Instituto Mexicano de Tecnología del Agua (IMTA)

Paseo Cuauhnáhuac No.8532

Col. Progreso

Jiutepec, Morelos, México

CP. 62550

TUTOR DE TESIS:

Dra. Petia Mijaylova Nacheva

ÍNDICE**Pág.****CAPÍTULO 1**

ANTECEDENTES	11
1.1 Introducción	11
1.2 Procesos biológicos de biomasa fija.....	11
1.3 Biorreactores de lecho sumergido	19
1.4 Parámetros de operación y resultados obtenidos en biorreactores de lecho sumergido (lecho fijo y móvil)	24
1.5 Ventajas de los Biorreactores de Lecho Móvil.....	48
1.6 Antecedentes y descripción de la planta de tratamiento en estudio	50
1.6.1 Bases de diseño.....	51
1.6.2 Descripción del proceso de la planta de tratamiento.....	55

CAPÍTULO 2

OBJETIVOS	59
2.1 Objetivo General.....	59
2.2 Objetivo específicos	59
2.3 Alcances.....	59

CAPÍTULO 3

METODOLOGÍA	60
3.1 Lugar donde se llevó a cabo la experimentación	60
3.2 Dimensiones de las unidades de tratamiento	62
3.2.1 Características del soplador.....	64

3.3	Trabajos previos realizados en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales para llevar a cabo la experimentación	65
3.4	Definición de las condiciones de aireación experimentales	67
3.4.1	Determinación del oxígeno teórico requerido en..... los Biorreactores de lecho móvil	67
3.4.2	Puntos de muestreo.....	71
3.4.3	Parámetros a muestrear.....	72
3.4.4	Frecuencia del muestreo y duración.....	72
3.4.5	Periodos dentro del muestreo.....	72
3.4.6	Técnicas de muestreo.....	75
3.4.7	Cálculo del consumo de la energía eléctrica..... y costos de operación de la planta de tratamiento	75

CAPÍTULO 4

RESULTADOS Y DISCUSIÓN	76	
4.1	Trabajos realizados previos a la experimentación a la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales	76
4.2	Resultados obtenidos en el influente a los biorreactores	78
4.3	Demanda química de oxígeno (DQO)	80
4.4	Demanda bioquímica de oxígeno (DBO).....	84
4.5	Remoción de sólidos suspendidos totales en la planta de tratamiento	86
4.6	Sólidos suspendidos volátiles (SSV) dentro de cada biorreactor	87
4.7	Remoción de sólidos suspendidos volátiles en el sedimentador secundario ..	88

4.8 Cantidad de biomasa y tiempo de retención celular	89
4.9 Nitrógeno total (NT)	92
4.10 Nitrógeno amoniacal (N-NH ₄ ⁺).....	93
4.11 Nitratos (NO ₃).....	94
4.12 Balance de nitrógeno.....	94
4.12.1 Cálculo de nitrógeno necesario para la formación de la biomasa	94
4.12.2 Balance de nitrógeno para las condiciones con Q1 y Q2.....	96
4.13 Cálculo de la energía eléctrica y costo de operación y mantenimiento mensual de la PTAR.....	98
4.14 Prueba estadística.....	101

CAPÍTULO 5

CONCLUSIONES	104
---------------------------	------------

REFERENCIAS	107
--------------------------	------------

ANEXOS

ANEXO 1 DETERMINACIÓN DE LA CANTIDAD DE BIOMASA INMOVILIZADA EN LOS SOPORTES UTILIZADOS DENTRO DE LOS BIORREACTORES.	115
---	-----

ANEXO 2 INFORMACIÓN TÉCNICA DEL SOPLADOR UTILIZADO EN LA PTAR	118
---	-----

ANEXO 3 DATOS PARA LA REMOCIÓN DEL DQO TOTAL DEL DÍA 1AL	120
--	-----

ANEXO 4 DATOS PARA LA REMOCIÓN DEL DQO SOLUBLE DEL DÍA 1AL	241
.....	122
ANEXO 5 DATOS OBTENIDOS DE SSV EN AMBOS BIORREACTORES.....	124
ANEXO 6 DATOS DE SST EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS BIORREACTORES	126
ANEXO 7 DATOS DE NITRÓGENO TOTAL EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS BIORREACTORES	128
ANEXO 8 DATOS DE NITRÓGENO AMONACAL EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS BIORREACTORES.....	130
ANEXO 9 DATOS DE CONCENTRACIÓN DE NITRATOS EN EL EFLUENTE DE LOS BIORREACTORES	132
ANEXO 10 CÁLCULOS DE LAS PRUEBAS ESTADÍSTICAS	133

ÍNDICE DE FIGURAS	Pág.
1.1 Vista en planta y corte lateral de la PTAR Modelo Bionutilus	53
1.2 Fotografías de la PTAR modelo Bionutilus, vista lateral y soplador	54
1.3 Foto del soplador de la PTAR	55
3.1 Diagrama de flujo de proceso.....	60
3.2 Plano y axonometría de tuberías internas	61
3.3 Foto del soporte de la biomasa dentro de los biorreactores	62
3.4 Foto del soplador y red de tuberías de aire	65
3.5 Foto del rotámetro, motovariador y modificación de red de aire.....	66
4.1 Remoción de materia orgánica medida como DQO total a lo largo..... de la experimentación	83
4.2 Remoción de materia orgánica medida como DQO soluble a lo largo ... de la experimentación	84
4.3 Relación entre DBO y DQO del influente y efluente	85
4.4 Remoción de los sólidos suspendidos totales a lo largo de	87
la experimentación	
4.5 SSV dentro de Biorreactor 1 y 2	88
4.6 Concentración de SSV en el Biorreactor 2, en la salida del sedimentador secundario y remoción de SSV obtenidos durante toda la experimentación	89
4.7 Remoción del Nitrógeno total	92
4.8 Remoción del nitrógeno amoniacal	93
4.9 Concentración de nitratos en el efluente	94
4.10 Balance de nitrógeno con condición Q1	96
4.11 Balance de nitrógeno con condición Q2.....	98

ÍNDICE DE TABLAS	Pág.
1.1 Parámetros ilustrativos de diseño de MBBR para la remoción DBO y nitrógeno	17
1.2 Áreas específicas para el crecimiento de las bacterias en diferentes sistemas de biopelícula.....	23
1.3 Soportes plásticos de fabricación comercial para MBBR	23
1.4 Ventajas de los Biofiltros de Lecho Móvil	50
1.5 Áreas y población para el diseño de la PTAR	51
1.6 Concentración del influente para el diseño de la PTAR	52
1.7 Norma Oficial Mexicana NOM-003 SEMARNAT-1997	52
3.1 Dimensiones de las unidades de tratamiento.....	63
3.2 Áreas disponibles de las unidades de tratamiento	64
3.3 Puntos de muestreo	71
3.4 Parámetros de muestreo.....	72
3.5 Periodos comprendidos durante el estudio y observaciones.....	74
4.1 Parámetros de campo medidos en el influente	78
4.2 Caracterización del influente a los Biorreactores	80
4.3 Datos obtenidos de DBO y DQO del influente a los Biorreactores	85
4.4 Equipos eléctricos de la planta de tratamiento	99
4.5 Cálculo de la corriente eléctrica utilizada en los equipos de la planta de tratamiento	99

LISTA DE ABREVIACIONES

ACFM	Actual cubic feet per minute
BAF	Filtro aerobio sumergido
CIE	Centro de Investigación de Energía
CFE	Comisión Federal de Electricidad
CNA	Carga de nitrógeno alimentada
CNE	Carga de nitrógeno eliminada
COA	Carga orgánica alimentada
COE	Carga orgánica eliminada
DAF	Dissolved Air Flotation (flotación por aire disuelto)
DBO	Demanda biológica de oxígeno
DQO	Demanda química de oxígeno
DWA	German Association for Water, wastewater and waste (Asociación para el agua, agua residual y residuales de Alemania)
ETO	Eficiencia en la transferencia de oxígeno
HMBBR	Hybrid moving bed biofilm reactor (reactor híbrido de biopelícula de lecho móvil)
HDPE	Granos de polietileno de alta densidad de
HSBR	Reactor híbrido secuencial por lotes
IFAS	Integrated fixed film activated sludge (lodo activado con biopelícula integrada)
LDPE	Polietileno de baja densidad
MBBR	Moving bed biofilm reactor (biorreactor de lecho móvil)
N	Nitrógeno
NTK	Nitrógeno total Kjeldahl
OD	Oxígeno disuelto
P	Fósforo
PE	Polietileno
pH	Potencial hidrógeno
PP	polipropileno
PU	cubos de polietileno
PVC	cloruro de polivinilo
RAAPF	Reactor aerobio de flujo ascendente con película fija
RBC	Rotating biological contactor (disco rotatorio biológico)
SBR	Sequencing batch reactor (reactor secuencial por lotes)

SFBBR	Submerged fixed bed biofilm reactor (bioreactor de lecho fijo sumergido)
TRC	Tiempo de retención celular
TRH	Tiempo de retención hidráulico
UMBR	Biorreactor ascendente multicapa
USEPA	Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos de Norteamérica
VOC	Volatile organic compounds (compuestos orgánicos volátiles)
WEF	Water Environmental Federation (Federación del agua y medio ambiente)
WERF	Water Environmental Research Federation (Federación para la investigación del agua y medio ambiente)

CAPÍTULO 1

ANTECEDENTES

1.1 Introducción

La limitación de espacios para instalar plantas para tratamiento de aguas residuales obliga a desarrollar nuevas tecnologías para incrementar la capacidad de los sistemas depuradores por unidad de área construida tanto de nuevos sistemas como para aumentar la eficiencia de las plantas ya existentes.

Una alternativa son los sistemas que utilizan biomasa adherida sobre un soporte (Chen *et al.*,2000) la cual está constituida por conglomerados de microorganismos. Predominan las bacterias heterótrofas, impartiendo al conjunto adhesión gracias a la producción de polímeros extracelulares, principalmente polisacáridos. Las bacterias se agrupan en colonias con el objeto de buscar protección ante posibles condiciones adversas del medio (Christensen y Characklis, 1990;González, 1996).

Dentro de los procesos de biomasa adherida sobre un soporte (o biomasa fija) se encuentran los biorreactores de lecho sumergido, que durante décadas han sido conocidos por su gran capacidad para asimilar fluctuaciones de las cargas orgánicas, así como por la efectiva utilización del espacio, teniendo además una alta eficiencia en la degradación de la materia orgánica y una baja producción de lodos.

1.2 Procesos biológicos de biomasa fija

El uso de bacterias y microorganismos para remover contaminantes mediante su degradación y asimilación ha sido básico en el tratamiento de las aguas residuales. Todos los procesos biológicos utilizan la ventaja de las habilidades de las bacterias para utilizar los diversos constituyentes que se encuentran en las aguas residuales para proveer la energía necesaria para el metabolismo microbiano y la formación de nuevo material celular.

Dependiendo de la presencia o ausencia de oxígeno en los reactores, existen tres categorías básicas del tratamiento biológico: aerobio, anaerobio y anóxico. Los tres tipos individuales de tecnologías de tratamiento biológico pueden manejarse de manera combinada o en una secuencia para ofrecer mayores niveles de tratamiento.

Independientemente del sistema seleccionado, una de las claves para el éxito del tratamiento biológico, es el mantener y aclimatar una biomasa saludable, suficiente en cantidad para manejar los flujos máximos y las cargas orgánicas a ser tratadas. El desarrollo de la población requerida de microorganismos en un biorreactor se lleva a cabo de maneras: como procesos de biomasa fija o como procesos de biomasa en estado suspendido.

En los reactores de biomasa fija, los microorganismos son retenidos en una superficie o soporte. El soporte puede ser móvil o estacionario con relación al flujo de agua residual que pasa por la superficie del medio de soporte.

Los procesos de biomasa fija han sido utilizados desde 1870 cuando la piedra era utilizada como medio de soporte en los filtros rociadores. Hoy en día, los materiales plásticos son utilizados como soportes y pueden proveer áreas superficiales muy grandes para que los microorganismos se puedan adherir, de hasta $240 \text{ m}^2/\text{m}^3$ en algunas aplicaciones (O'Reilly *et al.*, 2008).

Los sistemas de tratamiento con biomasa que crece adherida a un medio de soporte son una alternativa a los sistemas ampliamente utilizados de lodos activados. Ha sido demostrado que los biorreactores aerobios de lecho fijo son una opción efectiva para el tratamiento de las aguas residuales (Robinson *et al.*, 1994; Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999; Farabegoli *et al.*, 2003). Estos reactores son capaces de retener gran cantidad de biomasa que los hace compactos y muy indicados para el tratamiento de aguas residuales en plantas pequeñas. Diferentes tipos de reactores con biomasa fija son comercialmente

usados, tanto para el tratamiento de las aguas municipales, como para el de efluentes industriales.

Las biopelículas también han sido utilizadas para tratar compuestos orgánicos volátiles (volatile organic compounds, VOC, por sus siglas en inglés). Se han realizado estudios a nivel piloto de remoción de VOC utilizando filtros rociadores y discos biológicos rotatorios. Los fundamentos, el diseño, la operación y aplicaciones del proceso de remoción de VOC fueron estudiados por Swanson y Loehr (1997). Ellos determinaron que en las condiciones adecuadas la remoción de los VOC alcanzaba eficiencias de 95-99% en filtros rociadores. En estos estudios se obtuvieron los parámetros claves del diseño y operación.

En la tecnología de reactores de biomasa adherida en un lecho móvil (moving bed biofilm reactor, MBBR, por sus siglas en inglés) la biomasa crece protegida dentro de soportes plásticos específicos, los cuales han sido cuidadosamente diseñados con una alta área superficial interna. Estos soportes son suspendidos y mezclados en la fase líquida. Con esta tecnología es posible manejar condiciones de muy alta carga orgánica sin problemas de taponamiento y tratar tanto aguas residuales municipales como industriales (Ødegaard *et al.*, 1994).

En las últimas décadas se ha presentado un creciente interés en los procesos de biomasa fija, los reactores MBBR se han visto favorecidos y cada vez son más utilizados que los sistemas de lodos activados por las siguientes razones:

- La planta de tratamiento requiere menos espacio.
- Los resultados finales son poco dependientes de la separación final de la biomasa, debido a que la separación de la biomasa es de por lo menos diez veces menor.
- La biomasa adherida se puede utilizar de una manera más especializada (hay una mayor concentración de organismos relevantes) debido a que no requiere el retorno de lodos. (Igarashi *et al.*; 1999)

Los MBBR han sido aplicados exitosamente en plantas pequeñas de tratamiento de aguas residuales municipales donde la nitrificación y la desnitrificación son necesarias. Para el pretratamiento de aguas industriales el uso de los MBBR ha demostrado tener ventajas especialmente en los casos de aguas con alto contenido de materia orgánica o alto contenido de compuestos con baja biodegradabilidad. Otra ventaja es su capacidad de poder resistir choques de carga, como los que se experimentan en sistemas de flujo continuo para el tratamiento de aguas residuales con compuestos orgánicos inhibitorios, como los que se encuentran en los lixiviados de rellenos sanitarios y sitios destinados para confinamiento de residuos tóxicos (Woolard, 1997). Estos choques de carga causan una estratificación y una distribución no uniforme de la biomasa que limita la habilidad del sistema para tratar choques en la carga. Un cambio periódico en la operación del reactor impuesto por las variaciones regulares en la concentración del sustrato da como resultado una tasa de crecimiento máximo a través de toda la biopelícula y mejora su respuesta a los choques de carga.

El empaque plástico es el material más frecuentemente usado para el soporte de la biopelícula. Las propiedades más importantes son el área del lecho, la densidad, la rugosidad y porosidad, el porcentaje de espacios vacíos, la durabilidad, y su influencia en la efectividad del proceso. Grandes superficies permiten más biomasa por unidad de volumen; mientras que más espacios vacíos permiten más transferencia de oxígeno y reducen los problemas por taponamiento en los lechos fijos (Wuertz *et al.*, 2003). Las densidades específicas de área de 100 a 300 m²/m³ han sido probadas como viables (Wuertz *et al.*, 2003; Schlegel and Koester, 2007).

Hoy en día, los materiales plásticos más usados como soporte de las biomasas en los MBBR son: polietileno (PE), polipropileno (PP), cloruro de polivinilo (PVC) moldeado, fibras de poliéster o tiras de películas de PVC.

Generalmente estos soportes son fabricados en forma de tubos cilíndricos (PE) o tubos formados por hojas delgadas y corrugadas (PP y PVC), con estabilizadores

de carbono y UV que se les añade a este material plástico utilizado para la manufactura del medio de soporte (Schlegel y Koeser, 2007).

Las propiedades del soporte que son de principal interés son: durabilidad, densidad de área específica (relación de la geometría de la superficie del área en relación al volumen) y el porcentaje de espacio vacíos.

En los MBBR la aireación se usa, además de suplir el oxígeno necesario para remover el exceso de lodo de los medios de soporte mediante fuerzas cortantes del aire turbulento y para aumentar la transferencia de masa. Algunas compañías que fabrican los MBBR (AnoxKaldnes, 2010) utilizan un diseño con burbuja gruesa, mediante el uso de tuberías de acero inoxidable con perforaciones de 4 mm de diámetro. El diseño simple pero robusto de la red de aireación se logra con materiales resistentes que permitan tolerar las condiciones adversas en el reactor, estando este en servicio o cuando está fuera de servicio y haya sido drenado soportando todo el peso del empaque que se acumula en fondo del tanque.

Este diseño de la red de aireación tiene el objetivo de eliminar la necesidad de revisión periódica o el remplazo periódico de los elementos de los difusores.

Las plantas de tratamiento de lecho con biomasa fija pueden consistir de más de un reactor con un arreglo en serie.

Los tiempos de residencia hidráulica no deben de ser menores de 90 min (Albertson, 2000) en los reactores de biomasa adherida, definidos estos como sistemas de tratamiento usando biomasa que se adhiere sobre la superficie de soporte. Por consiguiente los tiempos de residencia hidráulica en los SFBBR (submerged fixed bed biofilm reactors) son más largos comparados con los filtros rociadores y biofiltros. En los sistemas MBBR/SC (moving bed biofilm reactor/solid contact) el tiempo de retención es de 0.6 a 0.8 h (Metcalf y Eddy, 2003).

Con relación a la DWA (German Association for Water, Wastewater and waste) los reactores de película fija pueden proveer consistentemente remociones de DBO mayores del 95%, de DQO mayores del 80% y de nitrógeno total Kjeldahl mayores

del 90%, en las aguas de origen municipal a una temperatura de operación de $15^{\circ} \pm 5^{\circ} \text{ C}$, si ciertas reglas de diseño son observadas (ATV 1997).

Kermani *et al.* (2008) sugieren que el proceso de tratamiento de aguas residuales de lecho móvil puede ser una opción ideal para la remoción de nutrientes en agua residual municipal. Para la remoción de nitrógeno, estos sistemas se han usado de manera muy favorable (Hem *et al.*,1994; Ødegaard *et al.*,1994; Rusten *et al.*, 1995), tanto solos, como con coagulación química o remoción de la materia carbonácea como pre-tratamiento. Existen tres factores que determinan la tasa de remoción de nitrógeno, estos son, la cantidad de materia orgánica, la concentración de amoníaco y la concentración de oxígeno. En la práctica se necesitan niveles superiores a 2-3 mg/L para iniciar la nitrificación. La tasa de nitrificación se vuelve casi de manera dependiente de la concentración de oxígeno, a una concentración de mayor de 10 mg/l O_2 (Ødegaard *et al.*,1994; Esøy *et al.*,1998). Por arriba de una concentración de 3-4 mg /L de $\text{N-NH}_4/\text{L}$, la tasa de nitrificación está gobernada principalmente por la concentración de oxígeno y la carga orgánica.

En la Tabla 1.1 se ilustran algunos parámetros de diseños de MBBR que operan a una temperatura media de 15°C .

Tabla 1.1 Parámetros ilustrativos de diseño de MBBR para remoción de DBO y nitrógeno

Propósito	% Remoción	Cargas de diseño g/m ² d	Cargas de diseño kg/m ³ d *
Remoción de DBO			
Alta tasa	75-80 (DBO ₇)	25 (DBO ₇)	8 (DBO ₇)
Tasa Normal	85-90 (DBO ₇)	15 (DBO ₇)	5(DBO ₇)
Baja tasa	90-95 (DBO ₇)	7.5 (DBO ₇)	2.5 (DBO ₇)
Nitrificación			
DBO-etapa remoción	90-95 (DBO ₇)	6.0 (DBO ₇)	2.0 (DBO ₇)
NH ₄ -N >3mg/L	90 (NH ₄ -N)	1.0 (NH ₄ -N)	0.35 (NH ₄ -N)
NH ₄ -N <3 mg/L (O ₂ >5mg/L)	90 (NH ₄ -N)	0.45(NH ₄ -N)	1.5 (NH ₄ -N)

* (al 67% de llenado del Biorreactor con soporte de 335 m²/m³)

Referencia: Ødegaard 1999.

Para la remoción de DBO sin nitrificación en los biofiltros de lecho sumergido se debe seleccionar un área de crecimiento de la biopelícula suficiente para que la carga superficial de DBO sea ≤ 12 g/m² d. Para alcanzar suficiente remoción del NTK, se debe diseñar con una carga superficial ≤ 2 g/m²d. Aproximadamente el 40 al 50% de la carga de TKN del agua municipal puede ser eliminada simultáneamente con la materia orgánica en las la plantas aireadas de biofiltros con lecho sumergido (Schlegel y Teichgraeber, 2000).

La razón de este comportamiento puede ser explicado con la existencia de diferentes bacterias autotróficas convertidores de nitrógeno que se encuentra en la biopelícula (Chapanova, 2006).

El TRC es un parámetro importante que indica el tiempo promedio que los microorganismos permanecen dentro del sistema y tiene implicaciones de suma importancia sobre aspectos como la nitrificación y remoción de SST. Al aumentar el TRC aumenta el número de especies que pueden interactuar en el sistema enriqueciendo las posibilidades de mejorar la capacidad del sistema para eliminar diversos compuestos contaminantes. Es importante observar el tiempo de retención celular para el proceso de la nitrificación ya que las bacterias nitrificantes tienen tasas de lento crecimiento de ~ 0.6 por día (Neethling *et al.*, 2010; WEF, 2010).

El mantenimiento en cantidad suficiente de la biomasa nitrificante se logra teniendo un tiempo de retención celular que sea mayor que aquel que es necesario para mantener la tasa de crecimiento de las bacterias nitrificantes.

Este tiempo es dependiente de la temperatura, en climas cálidos se requiere de 4 a 8 días de TRC para la nitrificación total del efluente, en área de clima frío se requieren tiempo mayores (WERF, 2010).

Según Rusten *et al.* (1998) el tiempo de retención celular necesario para lograr un desarrollo efectivo de bacterias nitrificantes, en el sistema Kaldnes, y lograr concentraciones en el efluente inferiores a 2 mg/l de nitrógeno amoniacal, se encuentra entre 12 y 13 días. Los autores observaron también que el crecimiento de las bacterias nitrificantes se inhibe con TRC inferiores entre 4 y 6 días, dependiendo de la temperatura. Con tiempos de retención celular entre 4 y 13 días se puede obtener una nitrificación parcial (Rusten y Eliassen, 1993).

En cuanto a la remoción de fósforo en los sistemas de biorreactores sumergidos de lecho fijo se puede obtener una eliminación del 20-50% en aguas de origen municipal (Kohnert *et al.*, 2006).

La generación de lodos en los SFBBR es menor comparada con los sistemas de lodos activados. Si no se tienen resultados de pruebas, se puede asumir de manera general, que no se generará más de 0.5 kg de lodo por kg de DBO removido (Schleger y Koeser, 2007). Estos lodos presentan también buenas características en cuanto a su sedimentación. Como estos sistemas no operan con recirculación de lodos, un clarificador con una profundidad de 2.5 m es suficiente (Schleger y Koeser, 2007). En algunos casos donde la disponibilidad de terreno es limitada, los sistemas MBBR se pueden combinar con un separador de alta tasa como los sistemas de aire disuelto (DAF) o con placas inclinadas (WEF, 2010).

En los reactores MBBR no existen reportes de *bulking* como suele ser tan común en los sistemas de lodos activados (Schleger y Koeser, 2007).

Como regla general el volumen del reactor MBBR, aplicado para tratamiento de agua residual doméstica, es de aproximadamente de 0.2 m³ por persona equivalente.

En los últimos diez años, debido a los requerimientos más rigurosos exigidos para la calidad del agua residual tratada, una baja producción de lodo, un aumento en la demanda de espacio libre y el objetivo en la disminución de costos por mantenimiento, los reactores de lecho sumergido se convirtieron en sistemas ideales para el tratamiento de aguas residuales municipales y efluentes industriales (Díaz y Montesino, 2003; Beacheler *et al.*, 2001; Beyenal y Lewandowski, 2002).

1.3 Biorreactores de lecho sumergido

A principios de los años sesenta y extendiéndose hasta los ochentas, una nueva clase de procesos aerobios de biomasa fija se empezaron a establecer como alternativas de tratamiento biológicos de las aguas residuales. Estos fueron los biorreactores empacados de lecho sumergido, aerobios, de flujo ascendente o descendente, que no utilizan la clarificación secundaria. Los tiempos de residencia

hidráulica en estos reactores son de 1.0 a 1.5 h, basados en los volúmenes vacíos de los tanques (Metcalf and Eddy, 2003). Dependiendo de la carga orgánica y la concentración de las aguas residuales el tiempo de retención para la remoción de materia carbonácea es de 30 a 90 min (Ødegaard, 1999).

En los reactores de lecho sumergido hay tres fases: sólida (el material de empaque recubierto por la biopelícula), líquida (el agua con la materia orgánica y los micronutrientes disueltos) y gaseosa (burbujas de aire). El oxígeno se provee a través de la difusión de aire en el empaque o siendo previamente disuelto en el influente del agua residual.

Los biorreactores de lecho sumergido son especialmente útiles cuando se requiere que organismos de lento crecimiento, como los nitrificantes, estén en el proceso de tratamiento de las aguas residuales. La nitrificación y desnitrificación han sido exitosas en los reactores con biomasa adherida (Chen *et al.*, 1997).

El concepto de reactores de lecho móvil (MBBR) fue concebido en Noruega durante los años 80, en respuesta a los acuerdos de ocho naciones europeas de reducir las descargas de nitrógeno al mar del Norte. Durante esta época los noruegos se enfocaron al desarrollo de sistemas compactos con sistemas de biomasa fija, de poco mantenimiento que permitieran disminuir los costos de operación y mantenimiento asociados a los sistemas de filtros rociadores y de biodiscos (Ødegaard, 1994).

Los reactores denominados de “lecho móvil” (moving bed) fueron desarrollados por Ødegaard y Rusten en Noruega a principios de los años noventa (Ødegaard *et al.*, 1993; Rusten y Eliassen, 1993 y 1994).

El sistema consiste en uno o varios reactores secuenciales, cada uno de mezcla completa. El aire es suministrado por difusores que introducen burbujas desde el fondo del tanque. En el tanque se introducen piezas de plástico especialmente diseñadas que sirven como soporte para el crecimiento de los microorganismos.

La turbulencia generada por las burbujas de aire permite que las piezas de plástico se encuentren en movimiento continuo junto con el líquido y que aumente la probabilidad de contacto entre los microorganismos adheridos a ellas, y los contaminantes del agua residual. Las piezas de plástico pueden tener diferentes formas y tamaños y pueden ser elaboradas de diversos materiales plásticos, siendo el polietileno de alta densidad el plástico más utilizado.

La primera instalación empezó a operar en 1990 en Lardnal, Noruega, desde entonces esta tecnología ha tenido una amplia penetración en el mercado europeo con más de 300 instalaciones con MBBR. En un principio fueron plantas de tratamiento pequeñas pero se tuvo un gran avance con la construcción de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de la ciudad Olímpica de Lillehammer en Noruega, la cual fue abierta poco antes de los Juegos Olímpicos de 1994. Al 2008 existen más de 400 instalaciones a gran escala de plantas de tratamiento de aguas municipales en operación en 22 países.

En la década pasada se utilizaron exitosamente para el tratamiento de muchos efluentes industriales incluyendo la industria de la pulpa de papel, procesadora de aves, fábricas de quesos, refinerías, rastros, agua con fenol, agua residual de la industria de lácteos y agua residual municipal.

Los sistemas MBBR están basados en reactores que son llenados con empaques plásticos para proveer un área superficial que pueda ser colonizada por bacterias que crecen en las biopelículas, estos soportes tienen una densidad ligeramente menor que la del agua residual.

Estos reactores pueden operar bajo condiciones aeróbicas para la remoción de DBO y nitrificación o bajo condiciones anóxicas para la desnitrificación. Varios investigadores han probado que los MBBR poseen muchas características excelentes como la alta concentración de biomasa, el manejo de altas cargas de DQO, gran tolerancia a los impactos por choques en las cargas, reactores de

menor tamaño y no se reportan problemas en los lodos como el *bulking* (Chen *et al.*, 2008).

Para la remoción de nitrógeno en los reactores MBBR, dependiendo del grado de pretratamiento, se recomienda un tiempo de retención hidráulica de 3 a 5 h (Kermani *et al.*, 2008). Cuando sólo es requerida la eliminación de materia orgánica el tiempo de retención hidráulica es de 90 con un mínimo de 60 minutos.

Durante la operación los soportes son mantenidos en constante circulación. En el reactor aerobio la circulación es inducida por la acción de las burbujas que son inyectadas al tanque por unos sistemas de difusores de burbuja gruesa. En la zona anóxica, se utiliza un mezclador sumergido. Los soportes pueden ocupar desde un 30% de llenado (McGettigan *et al.*, 2009) hasta un 67 % (Hem *et al.*, 1994) del volumen total. La experiencia demuestra que la eficiencia en el mezclado decrece a porcentajes mayores del 70% de llenado. (Ødegaard *et al.*, 1994).

Debido a que los MBBR son procesos principalmente de biomasa fija, la capacidad del tratamiento está en función del área superficial del empaque en el reactor. Esta área es calculada mediante el cociente de la superficie total del soporte disponible para el establecimiento de la biopelícula en el reactor y el volumen del líquido en el reactor.

En la tabla 1.2 se presentan las áreas específicas de empaques para el crecimiento de la biomasa en diferentes sistemas de tratamiento.

En la tabla 1.3 se muestra información de soportes plásticos utilizados en los MBBR que se producen comercialmente, indicando el área específica, su nombre comercial y sus dimensiones.

Tabla 1.2 Áreas específicas para el crecimiento de bacterias en diferentes sistemas de biopelículas

Tipo de reactores y empaque	Área superficial Específica (m ² /m ³)
Filtros rociadores	
roca	45-60*
plástico	90-150*
Discos biológico	
soporte MBBR	
Kaldnes K-1 soporte	500
Hydroxyl soporte	400
Kaldnes soporte plano	1200

* Fuente: Metcalf y Eddy (2003)

Tabla 1.3 Soportes plásticos de fabricación comercial utilizados en los MBBR

Fabricante	Nombre	Área total superficial específica (m ² /m ³)	Dimensiones del empaque Profundidad,diámetro (mm)
Veolia,linc	AnoxKaldnes K1	500	7, 9
	Anox Kaldnes K3	500	12, 25
	AnoxKaldnes "Chip biopelícula" (M)	1200	2, 48
	AnoxKaldnes "Chip biopelícula"(P)	900	2, 48
Infilco,Degremont	Active Cell 450	450	15,22
	Active Cell 515	515	15, 22
Siemens Water Technologies Corp	ABC4	600	14, 14
	ABC5	600	12, 12
Entex Technologies	Bioportz	589	14,18

Fuente: Manual Práctico No.35 de Reactores de Biopelícula WEFTEC 2010.

1.4 Parámetros de operación y resultados obtenidos en biorreactores de lecho sumergido (lecho fijo y móvil)

A continuación se presentan resultados de estudios recientes realizados en el tema de biofiltros de lecho sumergidos en el tratamiento de las aguas residuales de origen doméstico o municipal, esta información está clasificada en estudios realizados a nivel laboratorio , a nivel piloto y a escala.

Información de estudios a nivel laboratorio:

Díaz Marrero (2006) realizó un estudio de modelación de biofiltros aireados de lecho sumergido y estudió el comportamiento con diferentes variables operacionales y su influencia en la eficiencia de la remoción. El realizó un diseño de experimentos variando la concentración inicial del agua residual, el flujo de aireación, el tiempo de retención y las áreas específicas de los empaques. El resultado de este experimento se centró en modelar el efecto de las variables de operación seleccionadas, sobre el porcentaje de remoción de DQO. Su trabajo se efectuó en un sistema a nivel laboratorio que consistía en dos columnas cilíndricas de vidrio de 10 cm de diámetro y con un volumen total de 3 L empacadas de manera irregular usando como medio de soportes diferentes anillos pequeños de vidrio y plástico que llegaban hasta una altura de 34.4 cm, ocupando un volumen de 2.7 L utilizando agua residual sintética con concentraciones de 999 y 1,103 mg/L de DQO. La composición de nitrógeno de la levadura y peptona fueron de 11.7% y 11.2%, respectivamente. Este sustrato presentó un adecuado balance nutricional respecto a DQO: N: P. En este trabajo se obtuvieron remociones de entre el 80 y el 95% de DQO. Los resultados permitieron establecer que una disminución en el porcentaje de remoción, producida por un aumento de la concentración inicial del agua residual, puede ser compensada a través del aumento del flujo de aire empleado. En los rangos que se trabajaron las variables independientes, la influencia de las mismas sobre el porcentaje de remoción fue de la siguiente manera:

- a) Concentración inicial: la remoción se afecta negativamente al incrementar la concentración de 500 a 1,000 mg/l, llegando en los experimentos hasta un 8.31% de disminución.
- b) Flujo de aire: produce incrementos en el porcentaje de remoción al variar el aire entre 90 y 170 L/h, llegando hasta un 6.48% de incremento.
- c) Tiempo de retención: produce incrementos en el porcentaje de remoción cuando se varia de 6 a 12 h, llegando hasta un 5.08% de incremento en la remoción.
- d) Área específica del empaque: produce incrementos en el porcentaje de remoción cuando se varia de 175 a 520 m²/m³ llegando el incremento hasta un 1.74%

Los resultados anteriores permiten establecer que una disminución en el porcentaje de remoción, producida por un incremento de la concentración inicial del agua residual, puede ser contrarrestada a través del aumento del flujo de aire empleado, manteniendo constante el área específica de empaque y el tiempo de retención (Díaz Marrero, 2006).

Corley *et al.* (2006) evaluaron a la turba como medio de soporte en un filtro percolador con biomasa inmovilizada para el tratamiento de agua residual altamente concentrada. Este estudio se condujo a nivel laboratorio en cuatro columnas donde se variaba la profundidad de la turba, 0.3, 0.6 y 1.2 m, alimentados con aguas residual doméstica sintética y su desempeño se monitoreó durante un año, usando agua sintética con una carga hidráulica de 180 L/m²d. La remoción de DBO₅ y DQO_t fueron de más de 96% y 84%, respectivamente, en todos los reactores se tuvo una nitrificación de 99% con una concentración de oxígeno disuelto de 2-4 mg/L y un pH entre 7 y 8. La remoción de sólidos suspendidos fue excelente, de más del 94% y no se registraron taponamientos. La remoción de P-PO₄ fue limitada al 31% en todos los filtros.

Como antecedente a este estudio, se tienen a los sistemas de biofiltración con turba para la remoción de contaminantes en aguas sépticas, lixiviados de rellenos sanitarios, agua aceitosa, agua de lluvia y con metales como Ca, Cu, Pb, Zn, Cr y Ni en agua usados en los años 70 (Brooks *et al.*, 2006). Estos sistemas consistieron en filtros con una profundidad de 0.6 m con una carga hidráulica de 15-36 l/m²d, reportando remociones del 91% de DBO₅, 84% de DQO y 83% de nitrógeno total (Rock *et al.*, 1982).

En el Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, Mijaylova *et al.* (2008) realizaron una investigación a nivel laboratorio consistente en la comparación de biorreactores de lecho sumergido de flujo descendente, empleando diferentes clases de empaques con área específicas elevadas (760 -1,200 m²/m³), en donde los materiales evaluados fueron esferas de cerámica, tezontle triturado, granos de alta densidad de polietileno (HDPE), de polietileno de baja densidad (LDPE) y de polipropileno (PP), cubos de poliuretano (PU) y tiras de polietileno (SESSIL). Estos reactores utilizaban agua residual doméstica, de manera continua aplicando cargas orgánicas en el intervalo de 0.8 a 6.0 g DQO/m²d.

Los porcentajes de remoción para DQO fueron muy similares en todos los reactores que operaron con cargas orgánicas de 2 DQO/m²d, aplicando cargas mayores se hacía diferencia en la efectividad, con los mejores resultados en los reactores con SESSIL, LPDE y PU.

Muy bajos niveles de DQO, SST, grasas y aceites, y turbiedad fueron encontrados en todos los efluentes. El NH₃-N y la remoción de NT eran dependientes de la concentración de oxígeno disuelto (OD) y las remociones a 5 mg/l de OD fueron de 84 - 96% y 61 - 74%, respectivamente. Las mejores remociones fueron encontradas en los reactores con PU, SESSIL y LPDE. El reactor con tezontle tuvo un buen desempeño cuando se operaba a cargas de hasta 1.0 g NT/m²d. Los mejores resultados de remoción de fosfato, de 38.49%, se obtuvieron en los reactores con PU, tezontle, esferas de cerámica y SESSIL.

O'Reilly *et al.* (2008) investigaron un novedoso reactor secuencial por lotes (SBR) con biopelícula fija a nivel laboratorio, el cual fue desarrollado para tratar agua concentrada doméstica sintética, y comprendía dos reactores de 18 L, cada uno conteniendo un módulo plástico para la biopelícula.

Las condiciones aerobias y anóxicas en la biopelícula estaban afectadas por un bombeo intermitente alternado entre los dos reactores. La carga por área superficial del módulo plástico era de 4.2 g DQO/m²d, las concentraciones de DQO promedio en el influente, el nitrógeno total NT y el nitrógeno amoniacal N-NH₄ eran de 1021 mg/L, 97 mg/L y 54 mg/L, respectivamente, reduciendo en promedio el efluente a concentraciones de 72 mg DQO/L, 17.8 mg NT/L, y 5.5 mg/L N-NH₄.

Utilizando un arreglo similar de biopelícula a nivel piloto, equivalente al agua residual generada por 16 personas, se construyó en una localidad para remover el carbono orgánico de un agua residual municipal altamente variable. El sistema comprendía dos reactores, uno posicionado por encima del otro, cada uno conteniendo módulos de plástico de flujo transversal como empaque, con un área superficial de 100m².

Las dos diferentes secuencias de bombeo utilizadas en este estudio en la etapa aerobia fueron examinadas de manera que en promedio el influente tuviera DQO de entre 220 y 237 mg/L para cada bomba de alimentación, y que la concentración en el influente fuera de 125 mg/L (que corresponde al valor límite de la Directiva Europea Urbana en materia de los límites en aguas residuales).

La nitrificación fue evidente en ambos estudios. Una planta paquete fue diseñada con base a los estudios a nivel piloto y pequeña escala para tratar aguas residuales con valores en el influente de DQO, sólidos suspendidos y nitrógeno total de 295, 183 y 15 mg/L, respectivamente, resultando en un efluente con concentraciones de 67 mg/L DQO, 17 mg/L SST y 7 mg/L.

Las conclusiones que se obtuvieron en la prueba a nivel de pequeña escala fueron:

La remoción en promedio del DQO fue del 90% a razón de 4.3g de DQO/m²d de área superficial de empaque, y a una carga volumétrica total de 505 g DQO/m³d.

Se observó una remoción de 90%, con un 82% de remoción del Nitrógeno total. Los sólidos suspendidos en el efluente en promedio eran de 10 mg/L.

Los resultados de la prueba a nivel piloto en campo fueron:

La mayor tasa remoción de DQO fue de 4.5 g DQO/m²d. Teniendo concentraciones en el efluente de 125 mg/L.

La nitrificación se observó a razón de 0.2g NH₄-N/m²d. La remoción de sólidos suspendidos fue consistentemente buena con concentraciones por debajo de los 35 mg/l. El consumo eléctrico calculado por persona fue de 0.36 Kwh/persona día.

Las conclusiones del estudio en campo a gran escala fueron de:

Un 75% de remoción de DQO a razón de 5.1 gDQO/m²d. El efluente estaba por debajo del límite de 125 mg/L.

Se observó una nitrificación en promedio de 3.0 mg NO₃-N/L y se registró una remoción del 40% de sólidos suspendidos que fue consistente y por debajo del límite de 35 mg/L. El consumo de energía por persona fue de 0.13Kwh/persona por día.

Kumar *et al.* (2008) realizaron un estudio cuyo objetivo era el desarrollo de un sistema de tratamiento ecológicamente sustentable de aguas residuales incorporando un tratamiento primario avanzado, una digestión anaerobia de los orgánicos coagulados y un proceso aerobio de biopelícula para remover la fracción orgánica soluble, y también para reutilizar el agua tratada en riego. El lodo digerido se utilizaría como un acondicionador de suelo en las plantaciones de

marigold, la cual es una flor comercial, que se utiliza en varias decoraciones en la India.

Se encontró la dosificación óptima de cloruro férrico de 30 mg/L para mejorar el tratamiento primario con remociones de DQO y de DBO de 60 y 70%.

Un reactor aerobio de flujo ascendente con biopelícula fija se probó a nivel laboratorio, el cual consistió en un reactor de acrílico de 6mm de 120cm X10 X 10cm. Como material de empaque se utilizaron anillos de PVC (1.9 cm en su diámetro externo y de 2 cm de altura) teniendo una porosidad del 90% y una densidad de 154 kg/m³.

Se utilizó una bomba peristáltica para la alimentación del influente, el aire comprimido era provisto por la parte del fondo del reactor a través de un difusor de piedra. El reactor comenzó con tiempos de retención hidráulica de 24 h, y luego se redujeron a 12, 6, 3, y 1.5 h después que la operación se estabilizó en cada TRH. El oxígeno disuelto se mantuvo entre 2 y 4 mg/L y la temperatura entre 26 y 31°C durante un periodo de 4 meses que duró el estudio.

Las características del influente de la planta de tratamiento denominada VIT eran de: pH 7.4 - 7.6, sólidos suspendidos de 316-500 mg/L, DQO de 256-640 mg/L, DBO de 120 a 240 mg/L y el conteo bacteriano de (16.5-19.5 X10⁶ CFU/ml). La composición del agua residual municipal varía de un lugar a otro, ya que depende de los hábitos de la población.

De los parámetros encontrados en esta planta se concluye que se trata de un agua municipal doméstica en el rango medio (Garg, 1998).

El desempeño del RAAPF (reactor aerobio de flujo ascendente con película fija) se incrementó con el aumento de la carga orgánica. Al principio el reactor se operó con un TRH de 24 h, luego se redujo a 12, 6, 3, 1.5 y 1h en relación al aumento de la carga orgánica.

Después de dos semanas de operación el efluente tratado tenía una DQO de menos de 100 mg/L, durante el proceso ya estabilizado ya cumplía con las normas de descarga de Control de Contaminación Central de la India. El porcentaje de remoción de DQO variaba de 65 a 90% durante la operación estabilizada. El DBO del efluente tratado era menor a 10 mg/L y la reducción de la DBO de 82-98% en la operación ya estabilizada. El desempeño del reactor se afectaba arriba de 3 kgDQO/m³/día.

La remoción de sólidos suspendidos variaba del 72 al 86% con concentraciones menores de 100 mg/L. En la operación en estado estacionario el efluente del RAAPF tenía: pH 7.1-7.9, sólidos suspendidos de 20-40 mg/L, DBO de 6-30 mg/L, DQO de 32 a 4 mg/L, N-NH₄ de 10 a 40 mg/L, NTK de 10 a 40 mg/L y fósforo de 10-25 mg/L.

Dowell y Hubell (2001) reportaron que la tecnología de película fija sumergida puede ser empleada de una manera efectiva en el tratamiento de agua residual con alto contenido de biomasa.

Las ventajas que se pueden obtener de este tipo de sistemas son: menos terreno, menos consumo de energía y el reuso potencial de algunos subproductos.

En un experimento que realizaron Da Costa *et al.* (2008) con un reactor híbrido secuencial por lotes usado para el tratamiento de aguas residuales. El (HSBR) estaba construido de forma cilíndrica de acero inoxidable con un volumen de 1.42 m³. Además de la biomasa en suspensión, el reactor también incluía biopelícula que consistía en una malla de nylon dispuesta en forma de parrilla para la adhesión de la biomasa.

El reactor trabajaba automáticamente en ciclos de máximo 8 h cada uno, presentando las siguientes fases: llenado, etapa anóxica, etapa aerobia, asentamiento, y retiro del efluente tratado, con tres llenados por ciclo.

La carga orgánica se aumentó de 0.14 a 0.52 kg DQOT/m³ .d y las cargas de nitrógeno amoniacal de 0.002 a 0.006 kg N-NH₄/m³ .d. Los resultados obtenidos demostraron la eficiencia en la remoción de DQOT entre el 73 y 96% y una eficiencia en la remoción de nitrógeno amoniacal del 50 al 99%. Al final de cada ciclo, el efluente mostró una concentración de nitrógeno amoniacal de <20 mg/l, cumpliendo con los límites de la legislación Brasileña (CONAMA 357/2005) en relación a las descargas a cuerpos de agua.

El agua tratada era de 630 y 1350 L, que eran equivalentes a una familia brasileña de 4-9 personas.

Este tipo de reactores tiene la ventaja de utilizar pequeñas áreas reduciendo así los costos por su implementación (Wolf *et al* .2005).

Rodgers y Clifford (2009) investigan el desempeño de un reactor de flujo horizontal de película fija utilizando agua domestica sintética bajo tres cargas hidráulicas y de DQO en el rango de 152 L/m² y 58.9 g DQO/m²d a 497 L/m² y 192.7 g DQO/m² respectivamente.

El reactor se componía de 20 hojas de poliestireno apiladas y se buscaba que no incluyera algún equipo de aireación. El agua residual se alimentaba intermitentemente a la unidad, fluyendo por encima y de regreso a lo largo de las hojas antes de ser descargada por la parte inferior de la unidad.

Este estudio se desarrolló para proveer un sistema económico de tratamiento para casas unifamiliares en Irlanda, ya que el 33% de la población necesita el tratamiento de las aguas de manera individual y en el sitio donde se genera la descarga (Centro Estadísticas Centrales de Irlanda 2006).

Los sistemas de tratamiento unifamiliares deben ser económicos, fáciles de mantener, instalar y ofrecer bajos costos de operación. Las ventajas de la biopelícula o de los sistemas de biomasa fija comparados con los sistemas de lodos activados incluyen: menor consumo de energía, mejor recuperación a cambios súbitos en las cargas, menos volumen de tanques, operación simple,

mejores características en la sedimentación de los lodos secundarios y más concentración de biomasa (Loudikov and Zouboulis, 2001; Metcalf y Eddy, 2003; Ødegaard *et al.*, 1994; Rodgers *et al.*, 2009).

Se concluyó que durante el periodo de operación el HFBR trabajó extremadamente bien en el tratamiento del agua de tipo doméstica. Las remociones de DBO_5 fueron de 98.2% y de DQO del 82.5%. El pico de remoción de N-NH_4 fue de 96.2%.

A una carga hidráulica de 200 l/m^2 de agua residual, equivalente a 1 persona, los porcentajes de remoción fueron de $50 \text{ g BDO}_5/\text{m}^2\text{d}$ y $3.5 \text{ g N-NH}_4/\text{m}^2$ con una unidad de 30 hojas.

Los resultados obtenidos a nivel piloto son:

Ødegaard *et al.*, (1994) describen el desarrollo inicial de los reactores de lecho móvil los cuales fueron desarrollados en Noruega, conducen un estudio para el programa de desarrollo de remoción de nutrientes que se inició en el tratado del Mar del Norte.

Los resultados presentados son de varios estudios llevados a cabo en plantas piloto (Ødegard, 1992; Ødegaard y Runsten, 1993; Hem *et al.*, 1994) y estos resultados fueron confirmados a escala posteriormente. En su investigación se evaluaron dos esquemas de procesos en plantas piloto por un año. El primer esquema estaba basado en pre-denitrificación (para remoción de N) y post precipitación (para la remoción de P), mientras que el segundo esquema estaba basado en una pre-precipitación y post-desnitrificación. Estos dos procesos fueron basados en dos filosofías distintas, en la opción de pre-desnitrificación/post precipitación, la filosofía era la de usar la máxima fuente de carbono en el agua residual cruda y el de remover el fósforo por precipitación directamente después del reactor de biopelícula. Sin embargo, la mayoría de las aguas residuales en Noruega contiene solo una pequeña fracción de materia orgánica degradable, en

la filosofía opuesta, usada en la alternativa pre-precipitación/postdesnitrificación, pudiera ser una alternativa más conveniente para todos los casos en Noruega.

De los estudios se concluye que en la alternativa pre-desnitrificación/post precipitación se requieren más de 6 horas de TRH para alcanzar eficiencias de remoción de N mayores al 70% con una relación de recirculación de 2 con el agua residual utilizada. La alternativa pre-precipitación/postdesnitrificación pudo alcanzar eficiencias mayores al 85% de remoción de N con un TRH de menos de 3 h. Se estudió también la relación entre temperatura del agua y cantidad de oxígeno proporcionado al sistema para la nitrificación llegando a la conclusión que los volúmenes de los reactores utilizados pueden ser óptimamente controlados por la cantidad de aire suministrada para obtener el grado de remoción de N requerido, en el caso que la temperatura descienda sería necesario un aumento en la concentración de oxígeno para mantener la remoción de N esperada. La cantidad mínima de oxígeno que se observó fue de 2-3 mg/l para que se pudiera presentar la nitrificación.

También se estudió el sistema MBBR en aplicaciones industriales como en la industria de los lácteos, de fritura de papas y la industria de la pulpa y el papel. En la primera industria el objetivo consistía en encontrar valores de diseño para sistemas altamente concentrados para ser usados como pretratamiento antes de su descarga a la red municipal. En las descargas de la fabricación de frituras de papas se tomó una parte de la corriente de agua residual, ya que la otra parte era tratada anaeróbicamente, el tratamiento consistió en tres reactores MBBR en serie y el agua era coagulada directamente después antes de ser introducida al tanque de sedimentación. Las remociones de materia orgánica fueron del 95%.

En la industria de la pulpa y el papel el objetivo del estudio era confirmar que el proceso aerobio con MBBR pudiera obtener altas remociones de materia orgánica a altas cargas orgánicas, por ejemplo de 25-30 kg DQO/m³d. El empaque plástico llenaba hasta el 70% del volumen de los reactores y la concentración inicial de DQO de 25 000 a 30 000 mg/L. El pH dentro del reactor se mantuvo neutro y se

añadieron nutrientes (N y P) y micronutrientes. La temperatura de operación fue de 22-31 °C. La remoción de DQO total fue del 70% y del DQO soluble de 75-80%.

Entre las conclusiones generales obtenidas de todos los estudios antes mencionados están la simplicidad de operación y menor espacio requerido en comparación con los sistemas de lodos activados. En comparación con otros sistemas que usan biopelícula (biofiltros sumergidos) es que no necesitan retrolavarse, la biomasa que se desarrolla en los empaques es muy viable resultando en una actividad biológica alta por kilogramo de biomasa. La difusión del líquido en la biopelícula, se encontró ser un factor significativo en la cinética de los procesos de los MBBR.

Hu y Gagnon (2006) realizaron una investigación a nivel piloto de los factores que afectan el desempeño de biofiltros de lecho sumergido como una opción para tratar agua residual doméstica. El objetivo era estudiar el efecto de la carga hidráulica, de la recirculación, así como de cuatro diferentes medios de soporte (arena, vidrio molido, geotextiles y turba). En particular el objetivo de esta investigación fue estudiar el efecto del TRH, de la frecuencia de dosificación, de la tasa de recirculación y de las características del empaque. La remoción del DQO en este estudio fue entre 89% y 97% dependiendo de la recirculación y los medios de soporte. La remoción de N-NH₄ fue entre 92.7% y 99%. Una frecuencia de dosificación de 96 veces al día resultó en una remoción de DBO significativamente mayor que en una frecuencia baja de dosificación de 48 veces al día. La concentración promedio de DBO en el efluente para las 96 veces fue de 6.2 mg/L y para la de 48 veces fue de 13.3 mg/L.

El vidrio triturado se encontró que funciona similar a la arena sílica, lo cual representa una alternativa de empaque. El filtro de turba resultó con la remoción más baja (84.5%) de N-NH₄ y el filtro con arena tuvo la mayor remoción de N-NH₄ de 98% .El geotextil tuvo la mayor remoción de fósforo total 73.8%.

Los filtros con recirculación pueden ser usados en un amplio rango de aplicaciones, incluyendo casas unifamiliares, establecimientos comerciales, grandes y pequeñas comunidades (Louden *et al.*, 1985; Piluk y Peters, 1994; Ronayne *et al.*, 1982; Roy y Dube, 1994). Los filtros con recirculación se usan principalmente para tratar agua doméstica, pero también para tratamiento de aguas residuales con alto contenido orgánico como los provenientes de restaurantes y supermercados (USEPA 2002).

En el departamento de Ingeniería de Salud ambiental en Tehrán, Irán se hizo un análisis para mejorar una Planta de Tratamiento de Aguas Residuales usando Reactores con biomasa fija de lecho sumergido, esta investigación estuvo a cargo de Amir y Reza (2007). El objetivo era la actualización de una planta de tratamiento de aguas en Parkandabad, Irán, que funcionaba con un sistema biológico de laguna aireada y completamente mezclada. El estudio se llevó a cabo a nivel piloto, los experimentos se realizaron en un reactor de forma cilíndrica de 1m de diámetro con un profundidad de 1.3 m con 1m³ de empaque de plástico sintético en forma de tronco, con tiempos de retención hidráulica de 6, 12, 18 y 24 horas basadas en el volumen del reactor vacío.

El aire y el agua residual eran inyectados por la parte inferior del reactor para mantener una corriente ascendente del líquido. Los valores en el influente de DBO₅ era de 520 mg/L, DQO de 1,275 mg/L, SST de 376 mg/L, N-NH₄ de 18.3 mg/L y fósforo de 22 mg/L.

Se concluyó que los estudios realizados a nivel piloto se podían escalar a la planta de Parkandabad observando las eficiencias de remoción de materia orgánica, sólidos suspendidos y nitrógeno amoniacal. La eficiencia en la remoción de la materia orgánica se incrementó en proporción al incremento en el tiempo de retención hidráulica, incrementando así los TRH de 6 a 24 horas, la remoción de DBO en promedio se incrementó del 83.0 al 92.2% y las remociones de DQO aumentaron del 80.7 al 90%. La eficiencia en la remoción del N-NH₄ fue relativamente baja a diferentes TRH debido a que la concentración de materia

orgánica en el influente era muy alta. El promedio de las concentraciones de N-NH_4 en el efluente a los TRH de 6, 12, 18 y 24 h fue de 68.6, 62.3, 67.5 y 48.3 mg/L, respectivamente.

Osorio y Hontoira (2002) observaron el funcionamiento de un reactor aireado con biopelícula sumergida de doble capa para el tratamiento de las aguas residuales. La principal razón del desarrollo del trabajo de estos dos autores fue estudiar los filtros aerobios sumergidos (BAF) (Gramsmick *et al.*, 1979; Rittmand y McCarty, 1980) es el de evitar los problemas operacionales que pueden presentarse en los procesos de lodos activados como son el bulking (Blackbeard *et al.*, 1986; Chudoba *et al.*, 1973;) y de requerir grandes volúmenes en los tanques de tratamiento, el autor de este artículo toma la decisión de estudiar los filtros aerobios sumergidos, de doble capa. Este lecho está compuesto por capa superficial de material cerámico y en el fondo una capa de material plástico. Las concentraciones del efluente están en relación a las cargas hidráulicas alcanzadas, $4.87 \text{ kg DBOT}_5/\text{m}^3\cdot\text{d}$ y $3.0 \text{ kg SS}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ puede ser aplicada respectivamente. Para la carga máxima volumétrica TDQO que puede ser aplicada, se tiene un valor muy razonable de consumo de $1 \text{ kg O}_2/\text{DBOT}$ eliminado.

El sistema piloto BAF consistió en una columna de metacrilato de 30 cm con un diámetro interno de 3.7 m lleno con material de soporte del lecho. El lecho consistía de 0.6 m de material plástico (polipropileno) que provenía de láminas plásticas recicladas usadas en España para recubrir los invernaderos; el plástico se cortó y se lavó, se compactó y extruyó teniendo una densidad relativa de $0.92 \text{ g}/\text{cm}^3$, y el tamaño de partícula se estandarizó a 5 mm. Por encima de este lecho se colocó un material cerámico con una altura de 0.7 m, este material también fue reciclado de desechos de una industria cerámica teniendo un tamaño de partícula de 2-5 mm y una densidad relativa de $2.18 \text{ g}/\text{cm}^3$.

La idea era probar cómo funcionaban estos dos lechos, en cuanto al retrolavado, razón por la cual se colocó el empaque plástico encima, ya que flota, y el flujo se manejó de manera descendente.

La separación de los materiales se llevó a cabo con una lámina perforada.

El influente alimentado a la planta piloto provenía del efluente producido en una planta de tratamiento de aguas residuales de Granada, España.

La variable de estudio fue el gasto (m^3/h) y se mantuvo el gasto de aire alimentado fijo, esperando un valor máximo de consumo de $1.2 \text{ kgO}_2/\text{kg DBOT}$ eliminado, el volumen de aire administrado se mantuvo en $0.13 \text{ kg O}_2/\text{h}$ ($7.26 \text{ Nm}^3/\text{m}^2/\text{h}$ de aire).

Se concluyó después de la experimentación que el porcentaje de eliminación del lecho de doble capa fue óptimo con un flujo descendente que ascendente.

Los porcentajes de remoción fueron más que suficientes en cuanto a BDO_t y SS.

El máximo DBO_{5T} y SS de las cargas volumétricas pueden ser aplicadas, si las concentraciones en el efluente de menos de $20 \text{ mg BDO}_{5T}/\text{L}$ y $25 \text{ mg SS}/\text{L}$ se quieran obtener, correspondiendo a $4.87 \text{ kg BDO}_{5T}/\text{m}^3/\text{d}$ y $3.0 \text{ kg SS}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$, respectivamente. Para la máxima carga volumétrica que se puede aplicar de $4.8 \text{ kg}/\text{BDO}_{5T}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ un consumo razonable de oxígeno cuyo valor es de $1.0 \text{ kg O}_2/\text{kg}$ de DBO_{5T} eliminado fue obtenido.

Como resultado existe un amplio rango de potencial de aplicaciones del sistema estudiado, debido a la enorme variedad de carga orgánica que puede manejar el sistema y los porcentajes de remoción junto con un consumo razonable de oxígeno.

Pérez *et al.* (2007) analizaron algunos sistemas de tratamientos de aguas residuales para pequeñas comunidades que requirieran de tecnologías específicas cuyos costos pudieran ser cubiertos por las municipalidades. Esto ha

dado aumento en el desarrollo de tecnologías de bajo costo incluyendo los sistemas de lecho con turba.

La aplicación de la turba para el tratamiento de las aguas residuales fue propuesto por Brooks (1980). Los sistemas con turba se han caracterizado por su simplicidad en su construcción y poco control, así como el consumo de energía bajo, lo que lo hacen ideal para las pequeñas comunidades.

Para un estudio se probó un experimento a nivel piloto de un sistema con una sola etapa con una carga hidráulica de $0.6 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ y dos sistemas duales. Los tanques eran rectangulares de (100 cm X 40 cm X 130 cm). El fondo del lecho estaba empacado con 6 cm de grava (25 mm de diámetro). Una capa de 10 cm de arena (2mm de diámetro) era depositada sobre la grava, y por encima de esta 50 cm de turba.

Se concluyó que los sistemas de turba en las conformaciones duales mejoraban la calidad del efluente tratado. Estos efluentes cumplían con los requerimientos fisicoquímicos como sólidos suspendidos, DQO y DBO y también presentaban una calidad microbiológica similar a la obtenida por los tratamientos convencionales, con una remoción promedio de coliformes de dos unidades logarítmicas.

Los costos promedio de estos sistemas duales con una capacidad de tratamiento de 500 m^3 por día y cargas orgánicas de $1.8 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ h}$ y $0.9 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ h}$ en la región de Granada en España es de 0.18€ por m^3 .

Para aumentar la remoción de nitrógeno en un sistema microbiano de oxidación por contacto Jin-Young *et al.* (2008) estudiaron el desempeño de un reactor multicapa de biopelícula acondicionado y renovado con flujo ascendente como reactor preanóxico para el tratamiento avanzado de las aguas residuales.

Este estudio se llevó a cabo en una planta de tratamiento existente con una capacidad de $900 \text{ m}^3/\text{d}$, escogiéndose un reactor ascendente de multicapas (UMBR) como reactor preanóxico para la remoción de materia orgánica y nitrato.

Los porcentajes de remoción y el desempeño de la planta se evaluaron en las etapas de arranque a bajas temperaturas en el invierno.

El biorreactor ascendente de multicapas (UMBR) es un proceso patentado (U.S Patent 6, 352,643) para actuar como tanque de sedimentación primario, tanque anaerobio, tanque anóxico y espesador (Knon *et al.*, 2002).

En esta investigación, una planta de tratamiento con capacidad de 900m³/d fue alimentada con el sistema microbiano de contacto y el nuevo sistema UMBR sin clarificador intermedio. El proceso fue evaluado durante 4 meses de arranque a bajas temperaturas (7-14° C) en invierno. El objetivo era usar el UMBR como proceso de pre-desnitrificación adelante del proceso aerobio de biopelícula, para mejorar la remoción de nitrógeno.

El sistema mostró eficiencias de más del 80% de DBO₅ y sólidos suspendidos, resultando en una reducción substancial en la cantidad de materia orgánica y sólidos suspendidos en el UMBR lo que condujeron a condiciones estables de nitrificación en el sistema microbiano. Una remoción del 75.3% se obtuvo a bajas temperaturas en el rango de 7-14°C, sin importar la relación DBO-nitrógeno. La remoción de fósforo se llevo a cabo por precipitación química.

Basados en los resultados del estudio, se puede concluir que el sistema MBBR, como tanque pre-desnitrificador es muy atractivo para retroalimentar a los sistemas aerobios de biopelícula con el propósito de la remoción de nitrógeno.

De Feo (2007) condujo una investigación en la universidad de Palermo (Italia) cuya meta era evaluar el tratamiento secundario y terciario de agua residual doméstica de baja concentración con filtros biológicos sumergidos (BFS).

El experimento se llevó a cabo en una planta piloto de dos etapas que consistía de dos columnas filtrantes de 1.7 m de alto con un diámetro de 0.2 m y una altura del lecho de 1.0 m, el empaque que se uso fue polietileno flotante con una área específica de 1000-2000 m²/m³, el agua residual se alimentó en forma descendente.

En el primer reactor aireado, la remoción de carbono y nitrificación se llevó a cabo (nitrificación secundaria); mientras que en el segundo reactor anóxico un proceso de desnitrificación con metanol como fuente de carbono externo se llevó a cabo, durante 3 meses, tiempo en el que se efectuó el estudio; en términos generales, las concentraciones de SST de 156 mg/L se redujeron a 5 mg/L; las concentraciones de DQO de 179 mg/L se redujeron a 43 mg/L. En la nitrificación secundaria, la concentración de NH_4^+ de 6.1 mg/L se redujo a un valor de 1.8mg/L. Durante la post desnitrificación, la concentración promedio del influente de NO_3^- de 12.0 mg/L fue reducida a valores de 6.1 mg/L.

Los sistemas de biopelícula son eficientes en la remoción de la materia orgánica y de amonio de las aguas residuales. En un estudio dirigido por Dolgen (2007) en la Universidad de Turquía, se usó un reactor que usaba como material de soporte esponja loofa, (derivado del pepino) un producto natural para evaluar su desempeño en la remoción de la materia orgánica y del nitrógeno del agua residual.

Se hicieron cuatro corridas con concentraciones de DQO de 100, 200, 300 y 400 mg/L para proveer una carga orgánica de 0.6, 1.2, 1.8 y 2.4 $\text{kg/m}^3\text{d}$, respectivamente.

En estas corridas, las concentraciones de amoniaco en el influente fueron de 5, 10,15 y 20 mg/L como N para proveer al influente con una carga de 30, 60, 90 y 120 $\text{g/m}^3\text{d}$.

A pesar que la eficiencia en la remoción del DQO soluble fue más del 80% se alcanzó con cargas de 2.4 $\text{kg/m}^3\text{dia}$, la deformación de la loofa y su taponamiento deben ser consideradas después de 72 días de operación cuando se use en escala real. respectivamente

La eficiencia en la remoción de nitrógeno decreció del 85.6% a una carga orgánica de 0.6 $\text{kg/m}^3\text{d}$ y 56.1% a una carga orgánica de 2.4 $\text{kg/m}^3 \cdot \text{d}$.

Se comparó la remoción de materia orgánica en varios reactores de biopelícula, el lecho fluidificado, lecho fijo y condiciones híbridas. La eficiencia en la remoción de nitrógeno decreció del 85.6% a una carga orgánica de 0.6 kg/m³d a 56.1% a una carga orgánica de 2.4 kg/m³d.

Se comparó la remoción de materia orgánica en varios reactores de biopelícula, el lecho fluidificado, lecho fijo y condiciones híbridas.

Las configuraciones de los reactores fueron realizadas bajo variaciones del DQO en el influente, esto es 500,1000 y 2000 mg/L y su desempeño se evaluó en términos de la remoción del DQO.

Los reactores se construyeron con columnas de acero inoxidable con un volumen de 30 L con un soplador, válvulas automáticas, 30% del reactor estaba lleno de material de empaque.

Una malla de acero inoxidable horadada servía para retener el empaque y para distribuir el aire en la columna, que se alimentaba desde la parte inferior para las reacciones biológicas y la fluidificación. Se operaba bajo los procesos secuenciales por lotes, llenado, reacción, filtrado y vaciado. La velocidad del aire fue de 12-15 m³/m²h.

Se encontraron diferencias significativas en cada tipo de configuración de los reactores, por ejemplo para un influente con un DQO de 500 mg/L un 95% se removió en el reactor de lecho fluidificado, mientras que el 53% se removió en el de lecho fijo. La implementación de condiciones híbridas, esto es operación de fluidificado + lecho fijo alcanzó eficiencias del orden del 53,75 y 84% para 20 min de lecho fluidificado+340 min de lecho fijo, 40 min de lecho fluidificado + 320 min de lecho fijo, y 60 min de lecho fluidificado + 300 min de lecho fijo, respectivamente.

Estos resultados indican que las condiciones híbridas pueden proveer eficiencias equivalentes a fluidificado si los tiempos de fluidificado son fijados correctamente.

En este estudio 60 min de fluidización y 300 min de condiciones fijas reflejaron las mismas eficiencias que en el caso fluidificado. En suma, las eficiencias de cada configuración del reactor fueron afectadas negativamente cuando las concentraciones de DQO en el influente aumentaban de 1000 a 2000 mg/L. especialmente en el caso de 2000 mg/L, la eficiencia global fue de 49% en la operación de lecho fijo.

La Directiva Europea 91/271 reemplazó el concepto de emisiones estándar que fija los límites de descarga de las emisiones contaminantes, dependiendo de las características por el concepto de “corriente estándar” que fija los límites de cada contaminante dependiendo en sus características de autodepuración en los cuerpos de agua que los reciben.

En este contexto, varias plantas de tratamiento de aguas residuales necesitan ser actualizadas para cumplir con las condiciones más estrictas en los límites de las descargas, este proceso de mejorar las plantas es enfatizado por el crecimiento en la urbanización lo que ha ocasionado en muchos casos que las plantas de tratamiento de aguas residuales se hayan rebasado en su capacidad máxima de tratamiento. En estos casos se pueden observar dos alternativas: construir tanques nuevos o modificar la planta de tratamiento existente introduciendo tecnologías nuevas como los biorreactores híbridos de lecho móvil (HMBBR hybrid moving bed biofilm reactors).

En un estudio llevado a cabo por Manina y Gaspare (2009) se contempló la segunda posibilidad mencionada y el caso de estudio fue la Planta de tratamiento existente de Palermo, Italia.

El objetivo principal era probar la efectividad de los sistemas HMBBR para mejorar su calidad. El estudio consistió en un programa de simulación y en una planta piloto de HMBBR.

Los resultados de la modelación fueron alentadores hacia mejorar la eficiencia de la planta de tratamiento de aguas residuales mediante los HMBBR, esta

simulación mostró que la capacidad máxima podía ser aumentada de 480 000 a un millón de personas. Ødegaard *et al.* (1994) describen el desarrollo inicial de los reactores de lecho móvil los cuales fueron desarrollados en Noruega, conducen un estudio para el programa de desarrollo de remoción de nutrientes que se inició en el tratado del Mar del Norte.

Los resultados presentados son de varios estudios llevados a cabo en plantas piloto (Ødegard,1992; Ødegaard y Runsten, 1993; Hem *et al.*, 1994) y estos resultados fueron confirmados a escala posteriormente. En su investigación se evaluaron dos esquemas de procesos en plantas piloto por un año. El primer esquema estaba basado en pre-denitrificación (para remoción de N) y post precipitación (para la remoción de P), mientras que el segundo esquema estaba basado en una pre-precipitación y post-desnitrificación. Estos dos procesos fueron basados en dos filosofías distintas, en la opción de pre-desnitrificación/post precipitación, la filosofía era la de usar la máxima fuente de carbono en el agua residual cruda y el de remover el fósforo por precipitación directamente después del reactor de biopelícula. Sin embargo, la mayoría de las aguas residuales en Noruega contiene solo una pequeña fracción de materia orgánica degradable, en la filosofía opuesta, usada en la alternativa pre-precipitación/postdesnitrificación, pudiera ser una alternativa más conveniente para todos los casos en Noruega.

De los estudios se concluye que en la alternativa pre-desnitrificación/post precipitación se requieren más de 6 horas de TRH para alcanzar eficiencias de remoción de N mayores al 70% con una relación de recirculación de 2 con el agua residual utilizada. La alternativa pre-precipitación/postdesnitrificación pudo alcanzar eficiencias mayores al 85% de remoción de N con un TRH de menos de 3 h. Se estudió también la relación entre temperatura del agua y cantidad de oxígeno proporcionado al sistema para la nitrificación llegándose a la conclusión que los volúmenes de los reactores utilizados pueden ser óptimamente controlados por la cantidad de aire suministrada para obtener el grado de remoción de N requerido, en el caso que la temperatura descienda sería

necesario un aumento en la concentración de oxígeno para mantener la remoción de N esperada. La cantidad mínima de oxígeno que se observó fue de 2-3 mg/l para que se pudiera presentar la nitrificación.

También se estudió el sistema MBBR en aplicaciones industriales como en la industria de los lácteos, de fritura de papas y la industria de la pulpa y el papel. En la primera industria el objetivo consistía en encontrar valores de diseño para sistemas altamente concentrados para ser usados como pretratamiento antes de su descarga a la red municipal. En las descargas de la fabricación de frituras de papas se tomó una parte de la corriente de agua residual, ya que la otra parte era tratada anaeróbicamente, el tratamiento consistió en tres reactores MBBR en serie y el agua era coagulada directamente después antes de ser introducida al tanque de sedimentación. Las remociones de materia orgánica fueron del 95%.

En la industria de la pulpa y el papel el objetivo del estudio era confirmar que el proceso aerobio con MBBR pudiera obtener altas remociones de materia orgánica a altas cargas orgánicas, por ejemplo de 25-30 kg DQO/m³d. El empaque plástico llenaba hasta el 70% del volumen de los reactores y la concentración inicial de DQO de 25 000 a 30 000 mg/L. El pH dentro del reactor se mantuvo neutro y se añadieron nutrientes (N y P) y micronutrientes. La temperatura de operación fue de 22-31 °C. La remoción de DQO total fue del 70% y del DQO soluble de 75-80%.

Entre las conclusiones generales obtenidas de todos los estudios antes mencionados están la simplicidad de operación y menor espacio requerido en comparación con los sistemas de lodos activados. En comparación con otros sistemas que usan biopelícula (biofiltros sumergidos) es que no necesitan retrolavarse, la biomasa que se desarrolla en los empaques es muy viable resultando en una actividad biológica alta por kilogramo de biomasa. La difusión del líquido en la biopelícula, se encontró ser un factor significativo en la cinética de los procesos de los MBBR.

En un trabajo realizado por Ambrosio y Tejero en España (2000) se estudió la eficiencia en la eliminación de DQO, NH_4^+ , nitrificación y desnitrificación de un Reactor Biológico de Lecho Aireado Sumergido (BLASII), alimentado con agua residual sintética y operando en estado estacionario, con baja carga orgánica alimentada (COA: 15-20 g DQO/m²día) y carga de nitrógeno alimentado de (CNA: N-NH₄ 1-3 g/m²día).

En condiciones aeróbicas-anóxicas en el seno de la fase líquida, la carga orgánica eliminada (COE) fue de 96% al 98%, la carga de nitrógeno alimentada (CNE: N-NH₄⁺) de 88% al 99%, la nitrificación fue mayor al 90% y la desnitrificación de 40-72%.

En condiciones aerobias-anóxicas-anaerobias la COE fue de 85-al 90% de COA, CNE de 15-34%, la nitrificación se redujo a menos de 7.5% y no se detectó desnitrificación. El reactor usado en este estudio fue construido de metacrilato con una estructura de acero inoxidable sobre la que se fija el soporte. El volumen de reacción es de 31.2 L el área específica del soporte de 68 m²/m³, y la superficie soporte de 2.12 m² (estructura reticular de polietileno).

Para la estrategia de operación, el sistema se operó en estado estacionario, con flujo pistón y con el objeto de evitar sobrecargar los niveles superiores del mismo, se trabajó con una tasa de recirculación proporcional a la concentración del agua residual sintética, el porcentaje de remoción de 200, 400 y 800 para con una concentración de 100, 200 y 400 mg DQO/L, respectivamente.

La concentración de DQO en la alimentación fue de 100, 200, 400 mg/L y los porcentajes de recirculación de 200,400 y 800% respectivamente.

Para la aireación continua (condiciones aeróbicas-anóxicas) el oxígeno disuelto de ingreso, zona central y egreso del reactor fue de 7.2 mg/L, 3 mg/L y 7.8 mg/L, respectivamente.

En la aireación intermitente (condiciones aerobias-anóxicas-aerobias) el OD de la zona de ingreso, central y de egreso del reactor fue de 6.6 mg/L, 1.2 mg/L y 2.7 mg/L.

Las recomendaciones y resultados de este estudio fueron:

El suministro de oxígeno fue tal que las concentraciones promedio en el ingreso, zona central y de egreso del reactor alcanzaron valores de 7.2, 3 y 7.8 mg/L, respectivamente.

La carga orgánica eliminada resultó del 96 al 98% de la carga orgánica alimentada, estos resultados según el artículo fueron concordantes con Fang (1993) con reactores aireados de lecho sumergido (95% de remoción de la carga orgánica alimentada) y superiores a los obtenidos en RBC (rotating biological contactors o discos rotatorios biológicos) de 93% para cargas de 7.5 g DBO/m²día y 85% para 10 g DBO/m²día (Autotrol 1978).

La eliminación de la carga de nitrógeno (N-NH₄⁺) fue próxima al 100% para valores de carga de nitrógeno alimentado de 1 a 1.75g (N-NH₄⁺) m²/día, reduciéndose a 88% para la carga orgánica alimentada de 2.57 g (N-NH₄⁺)/m²día.

En el proceso se verificó la nitrificación y desnitrificación simultáneas, el coeficiente de nitrificación varió entre el 90 y 100% y la desnitrificación de 40 a 72%. El fenómeno de nitrificación y desnitrificación simultánea en biopelículas micro aerobias fue reportado por Watanabe (1995) en RBC operando bajo atmósfera controlada o series de biodiscos aireados sumergidos. Estos valores resultaron comparables a los indicados por Lida (1984) para desnitrificación 37% a 64% y eliminación de N-NH₄⁺ (63 a 99.5%) en filtros sumergidos con aireación intermitente.

El coeficiente de producción de sólidos global (Y) varió en los ensayos entre 0.054 kg SST/ kg DQO y 0.12 kg SST/ kg DQO entrada, valores menores que los citados en la bibliografía de 0.18 kg SST / kg DBO (Iwai y Kitao, 1994) 0.35 a

0.44 kg SST/DQO entrada (Rogalla, 1992) y 0.39 a 0.59 kg SST/ kg DQO (Fang, 1993).

En este estudio el sistema mostró una reducida producción de sólidos, que varió entre 1- 2.5 mg/L durante la operación en condiciones aerobias-anóxicas y de 3.8 a 6.36 mg/L en condiciones aerobias-anóxicas-anaerobias. Estos resultados indicaron la posibilidad de operar sin sedimentación secundaria.

Las cargas de entrada que se aplicaron a los ensayos 16 g DQO/m².d, y carga volumétrica de 1.08 kg/DQO/m³.d, resultados comparables a las empleados en los biodiscos (concentración orgánica de alimentación de 12 a 24 g DBO/m².d en la primera etapa (Tejero *et al.*,1996) y lechos sumergidos (carga volumétrica de 0.1 a 1 kg DBO/m³.d (Kitao 1992) y 4.8 a 6.5 a kg DBO/ m³.d-(Rogalla, 1992). El porcentaje de la eliminación de carga orgánica resultó entre 96% y 89%.

En todos los ensayos se observó una reducida eliminación de NH₄⁺, ya que el desarrollo de las bacterias autótrofas en la biopelícula depende de que la penetración de O₂ sea mayor que la del sustrato carbonoso. Para cinéticas de orden cero, la relación de penetración de dos componentes que reaccionan es función directa del producto de las concentraciones y las difusividades e inversa de las constantes cinéticas, la materia orgánica es el reactivo limitante cuando S_{DBO}/S_{O₂} <5. La reducción del suministro de oxígeno, y su consumo en la oxidación de la materia orgánica carbonosa, provoca la reducción de la concentración de oxígeno disuelto (S_{O₂}).

Resultados a nivel escala:

Stricker *et al.*, (2009) realizaron un estudio donde se comparaba el rendimiento y la operación entre un sistema integrado de película fija (con empaques flotantes) operado al mismo tiempo, que un sistema de lodos activados convencional a nivel escala en Ontario, Canadá, en el año de 2003. Ambos trenes de tratamiento recibieron cargas similares y mantuvieron concentraciones de licor mezclado, sin embargo el sistema integrado de película fija tenía un 50% más de biomasa.

El sistema integrado de película fija (IFAS Integrated fixed-film activated sludge) utilizaba soportes plásticos como una posibilidad de lograr nitrificación a lo largo de todo el año sin un considerable gasto de capital. La adición de los soportes plásticos en los tanques de aireación, permite que el proceso opere con tiempos de retención de sólidos más grandes sin incrementar la concentración de los sólidos del licor mezclado.

Este estudio resultó novedoso ya que se operaron de manera paralela los dos sistemas y porque es uno de los dos proyectos usando soportes plásticos en Norte América. Los objetivos del estudio estaban encaminados a encontrar la tecnología adecuada para ser implementada en una planta a escala real; la planta de tratamiento nitrificaba parcialmente en verano (17mg-N/L en promedio mensual). Sin embargo la región de Canadá donde se encuentra la planta es proactiva a explorar opciones para aumentar la remoción de amoníaco, ya que es una sustancia prioritaria bajo la Agencia de Protección Ambiental de Canadá.

1.5 Ventajas de los Biorreactores de Lecho Móvil

En los últimos 20 años, los biorreactores de lecho móvil (MBBR) se han establecido como una tecnología simple pero robusta, flexible y compacta para el tratamiento de las aguas residuales. La tecnología de los MBBR ha demostrado tener éxito en la remoción de DBO, oxidación de nitrógeno amoniacal, y aplicaciones de remoción de nitrógeno, en diferentes configuraciones de tratamiento, diseñadas para cumplir con un alto rango de calidades en el efluente, incluyendo la remoción de nutrientes con límites muy estrictos.

Esta tecnología presenta las siguientes ventajas de manera general:

Como otras tecnologías de biopelícula sumergida, los MBBR ayudan a promover una biopelícula altamente especializada que es apta para las condiciones particulares en un reactor. La biomasa activa altamente especializada, da como resultado grandes eficiencias volumétricas e incrementa la estabilidad del proceso, dando como resultado un reactor más compacto.

En contraste con otros procesos de biopelículas de lecho sumergidos, los MBBR son un proceso de flujo continuo a través de todo el proceso, eliminando la necesidad del retrolavado de empaque o soporte, manteniendo el rendimiento y el desempeño.

Los biorreactores sumergidos de lecho móvil (MBBR) pueden ofrecer la misma flexibilidad y simplicidad en su flujo de diseño como los sistemas de lodos activados, permitiendo que múltiples reactores sean configurados en arreglos en series de flujo continuo para alcanzar múltiples objetivos de tratamiento, por ejemplo la remoción de DBO, nitrificación, pre o post-desnitrificación. Esto ocurre sin la necesidad de bombeo intermedio.

A diferencia de los procesos de biomasa suspendida, el desempeño biológico en los MBBR no depende en el paso de la separación de los sólidos, ya que la mayor parte de la biomasa activa queda retenida continuamente en el reactor. La concentración de los sólidos que sale del reactor con el flujo tratado es por lo menos un orden de magnitud menor en concentración. Como resultado, los MBBR son compatibles con una amplia variedad de diferentes técnicas de separación, no solo el uso de clarificadores convencionales.

La versatilidad de los MBBR permite considerar una variedad potencial de diferentes geometrías de los reactores. Para mejorar los sistemas de tratamiento existente, esto hace que los MBBR sean muy apropiados para actualizar los tanques en las instalaciones existentes.

La tabla 1.4 muestra las principales ventajas de los biofiltros de lecho móvil.

Tabla 1.4 Ventajas de los Biofiltros de Lecho Móvil**Ventajas de los Biofiltros de Lecho Móvil (MBBR)**

- La tecnología con MBBR es fácil de operar no requiere retorno de lodos, el empaque no se obstruye.
- Manejan altas cargas orgánicas de manera compacta, ocupando poco espacio.
- Tecnología estable cuando hay variaciones de cargas orgánicas en el influente con resultados consistentes en el efluente
- Generan menos lodos
- Fácil de instalar
- Cubre muchos rangos de capacidades, diseño flexible
- Los MBBR son una buena opción para actualizar sistemas de tratamiento existentes para alcanzar límites más estrictos en el efluente.

Referencia: WEF Manual of Practice No.35, 2010.

1.6 Antecedentes y descripción de la planta de tratamiento en estudio

Para la realización de este trabajo se seleccionó una planta de tratamiento de aguas residuales construida por la compañía *Biotecnología Ambiental, S. A. de C.V.*, la cual fue fundada en 1992 para diseñar, construir y operar Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales, colaborando así a la restauración ecológica del medio Ambiente.

Biotecnología Ambiental firmó un convenio de Transferencia de Tecnología con U.S Filter Corporation (ahora perteneciente a Siemens) empresa líder en el *tratamiento de aguas* en Estados Unidos de Norteamérica, Europa y Oriente, que contaba con más de 150 compañías de reconocido prestigio a nivel mundial para desarrollar sistemas de tratamiento de aguas residuales de origen doméstico o

municipal para cumplir con las normas aplicables. Biotecnología Ambiental es una compañía Mexicana y se encuentra ubicada en la Ciudad de México.

1.6.1 Bases de diseño

La planta de tratamiento seleccionada se encuentra ubicada en el Centro de Investigación de Energía de la UNAM en Temixco, Morelos ubicado en Privada de Xochicalco SN, Col Centro 62580. Esta planta de tratamiento cuenta con las siguientes bases de diseño considerando las siguientes áreas mostradas a continuación:

Tabla 1.5 Áreas y población para el diseño de la PTAR

Áreas	Superficie en m ²
Verdes	4 770
Superficie construida	12 676
Reserva territorial	11 147
Población	Cantidad
Académicos	69
Administrativos	79
Estudiantes	102
Total	250

Se cuentan con (2) Auditorios con capacidad para 446 personas, (4) salones de reunión con capacidad para 312 personas, con un total de 758 personas.

Capacidad de la PTAR	15 000 L/d
Tarjas de laboratorio	72
Lavabos	24
regaderas	10
coladeras	6
Mingitorios e inodoros	34

Las características del tipo de agua residual a tratar consideradas en el diseño son de tipo de agua residual doméstica o sanitaria.

Tabla 1.6 Concentración del influente para el diseño de la Planta de Tratamiento

Parámetros	Influente
DBO ₅	280 mg/L
Sólidos suspendidos totales	260 mg/L
pH	6-9

Bajo estas condiciones del influente, el efluente deberá cumplir con la Norma Oficial Mexicana **NOM-003 SEMARNAT-1997**, que establece los límites máximos permisibles de contaminantes para las aguas residuales tratadas que se reusen en servicios al público (riego de parques y jardines, campos de golf, fuentes etc.)

Tabla 1.7 Norma Oficial Mexicana NOM-003 SEMARNAT-1997

PROMEDIO MENSUAL					
TIPO DE REUSO	Coliformes fecales NMP/100 ml	Huevos de helminto (h/L)	Grasas y aceites mg/L	DBO ₅ mg/L	SST mg/L
SERVICIOS AL PÚBLICO					
CON CONTACTO DIRECTO	240	≤ 1	15	20	20
SERVICIOS AL PÚBLICO					
CON CONTACTO					
INDIRECTO U OCASIONAL	1,000	≤ 5	15	30	30

Se considera que los metales citados en la norma NOM 001 SEMARNAT 1997 y demás contaminantes tóxicos, no se encontrarán presentes en el influente, y si se encontraran sería por debajo de los valores límites permisibles, ya que no son característicos de las aguas típicas domésticas. Así mismo, se considera que las aguas residuales que serán conducidas al sistema de tratamiento de aguas

residuales no causarán ningún efecto tóxico o inhibitor del crecimiento de las bacterias. En la Figura 1.1 que a continuación se presenta se aprecia un corte lateral y una vista en planta de la Planta de Tratamiento de Aguas residuales en estudio.

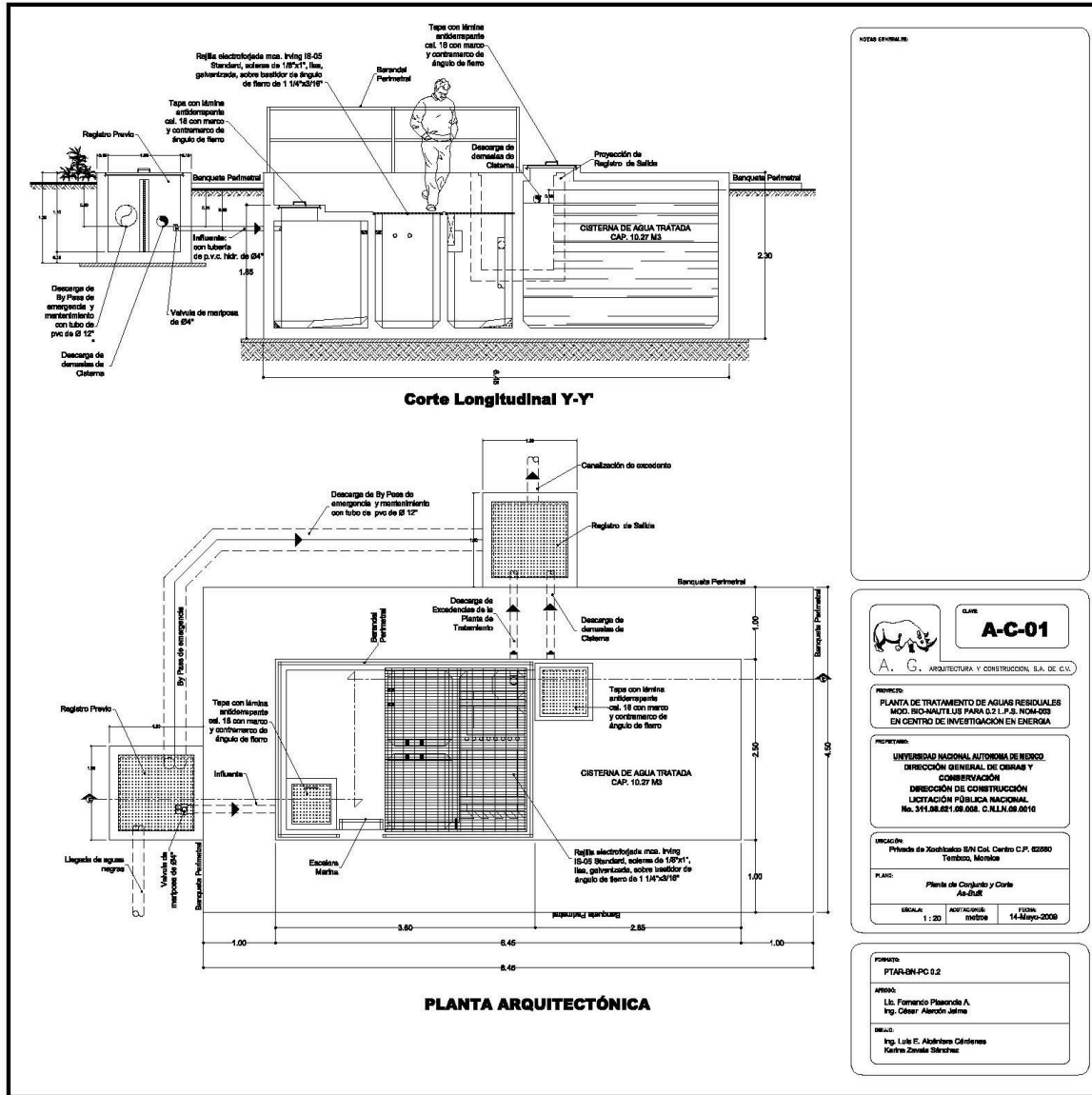


Figura 1.1 Vista en planta y corte lateral de la PTAR Modelo BioNautilus

En las siguientes fotos de la Figura 1.2 se puede apreciar algunos aspectos de la Planta de Tratamiento de aguas residuales, así como el sistema de aireación provisto por un soplador y una red de tuberías que se distribuyen en ambos biofiltros.

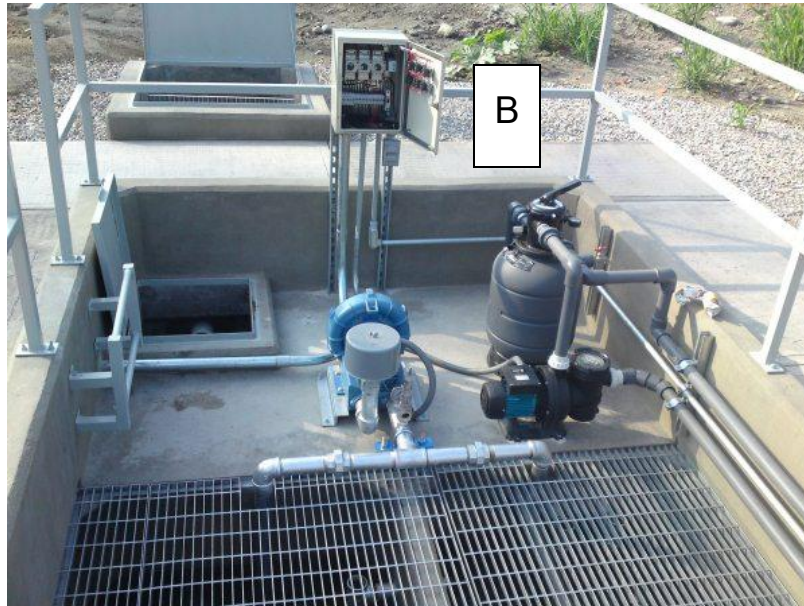


Figura 1.2 Fotografías de la PTAR Modelo BioNautilus: (A) vista lateral de la PTAR; (B) Biorreactores, red de aireación y soplador.

En la Figura 1.3 se observa el soplador utilizado en la Planta de Tratamiento de aguas con su conexión a la red de aire y al panel de control eléctrico.

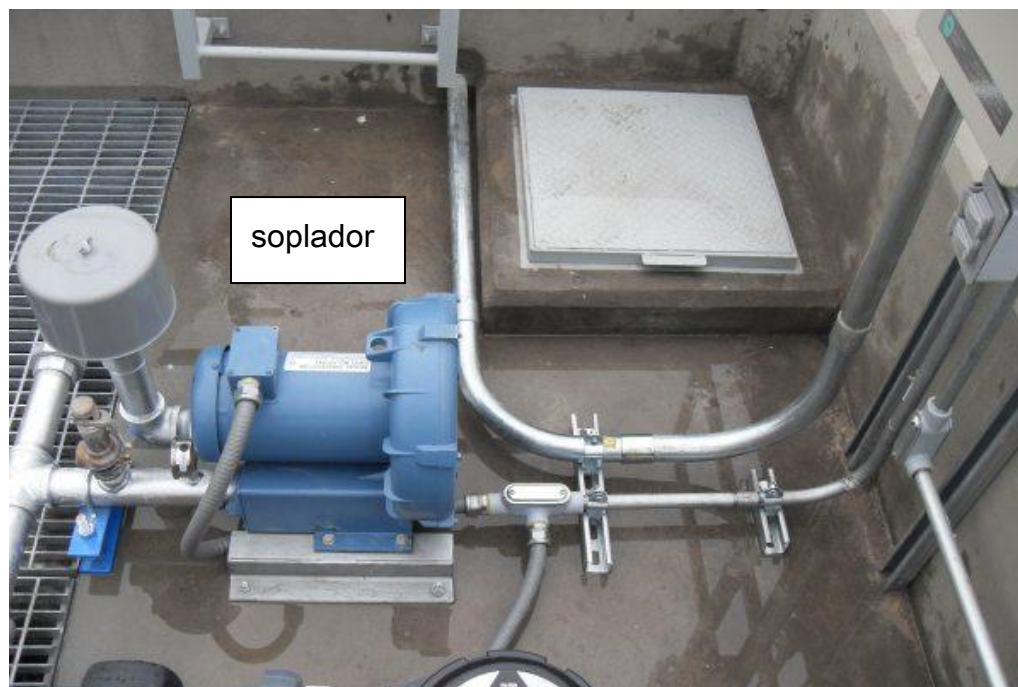


Figura 1.3 Fotografía del soplador la PTAR Modelo BioNautilus

1.6.2 Descripción del proceso de la planta de tratamiento

El Sistema de Tratamiento de Aguas Residuales del CIE incluye las siguientes etapas de proceso para el tratamiento de aguas residuales, así como de los sólidos que se generan:

- *Tratamiento primario*

Cribado fino a través de una malla estática;
Igualación química e hidráulica.

- *Tratamiento secundario*

Proceso biológico aerobio mediante biorreactores del lecho móvil.
Separación de sólidos mediante un sedimentador con placas inclinadas.

- *Desinfección de agua tratada*
Desinfección del agua con pastillas de hipoclorito de calcio.
- *Tratamiento terciario*
Filtración del agua tratada con filtro a presión para remover huevos de helminto.
- *Proceso de tratamiento de lodos*
Estabilización anaerobia de lodos.

- **Tratamiento primario**

El agua residual entra a través de un registro con malla de cribado para remover los sólidos gruesos, los cuales son removidos para no causar problemas subsecuentes en los equipos. Los sólidos retenidos tienen que ser removidos manualmente cuando se requiera.

El efluente de este registro, libre de sólidos de gran tamaño, es conducido por bombeo o gravedad a un tanque de igualación y sedimentación primaria, donde se logra una igualación tanto hidráulica como química, así como la sedimentación de sólidos suspendidos.

El agua clarificada de este tanque fluye por gravedad al sistema secundario del tratamiento biológico aerobio.

- **Tratamiento secundario biológico aerobio**

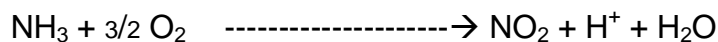
El sistema de tratamiento secundario consiste de dos biorreactores de lecho móvil conectados en serie. En los biorreactores hay empaques de polipropileno. Los empaques proveen una alta área superficial sobre la cual crecen los microorganismos. De esta manera la biomasa es retenida en los reactores, sin la necesidad rutinaria de reciclar lodos del sedimentador secundario. Los empaques ocupan un 60% del volumen de ambos reactores. El diseño del material de empaque permite tener 95% de espacios vacíos cuando el material está en estado estático.

El aire se suministra a los reactores mediante un soplador, tuberías de distribución del flujo de aire y tubos perforados ubicados en el fondo de los reactores.

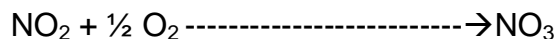
El agua homogeneizada se dirige al primer biorreactor donde se remueve la mayor parte de la carga orgánica del agua residual. De ahí el agua fluye por gravedad al segundo biorreactor que actúa como pulimento para alcanzar el porcentaje de remoción deseado para cumplir con las normas de descarga. En los biorreactores, además de degradación de la materia orgánica, se lleva a cabo el proceso de nitrificación. Este es un proceso biológico que se lleva a cabo en condiciones aerobias y utiliza microorganismos especializados (*Nitrosomonas* y *Nitrobacter*) para oxidar el amoníaco a nitrato. Este proceso involucra dos reacciones químicas que llevan a cabo microorganismos autótrofos (los cuales requieren de compuestos inorgánicos) diferentes en cada paso.

Las reacciones de nitrificación son:

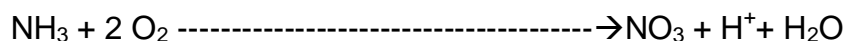
Nitrosomonas



Nitrobacter



Reacción Neta:



- **Sedimentador secundario con placas corrugadas**

El agua residual proveniente de los biorreactores, con biomasa acarreada fluye por gravedad a un separador de sólidos el cual utiliza módulos inclinados de placas corrugadas. Los sólidos sedimentados son removidos desde el fondo del sedimentador secundario y son periódica y automáticamente transferidos por una bomba operada por un temporizador al tanque de igualación y sedimentación primaria. Allí se sedimentan y se acumulan en el fondo dando lugar al proceso de

digestión anaerobia; esto ayuda a reducir la frecuencia de la disposición final de lodo.

- **Desinfección del agua residual tratada**

El agua proveniente del sedimentador secundario fluye por gravedad al tanque de desinfección. La desinfección del agua residual tratada se lleva a cabo mediante la disolución de pastillas de hipoclorito de calcio concentrado, las cuales son retenidas en un flotador en el compartimiento o tanque de desinfección.

- **Filtración final del agua**

El agua del tanque de desinfección se introduce por bombeo a un filtro rápido a presión con empaque de grava y arena, con la finalidad de remover los sólidos finos y huevos de helminto. Parte del efluente del sedimentador secundario se dirige a un cárcamo de bombeo cuyo volumen es tal que permita almacenar el agua clarificada necesaria para el retrolavado del filtro. El agua del retrolavado del filtro es descargada al tanque de igualación-sedimentación-estabilización de lodos.

CAPÍTULO 2

OBJETIVOS

2.1 Objetivo General

- Determinar el efecto de la aireación sobre la remoción de la materia orgánica y nitrógeno en los biorreactores de lecho móvil de una planta de tratamiento de aguas residuales municipales.

2.2 Objetivos Específicos

- Diagnóstico preliminar del estado de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales (PTAR).
- Rehabilitación y acondicionamiento de la PTAR para realizar el estudio.

2.3 Alcance del Estudio

- Determinar la remoción de la materia orgánica y nitrógeno aplicando dos flujos de aire.

CAPÍTULO 3

METODOLOGÍA

3.1 Lugar donde se llevó a cabo la experimentación

La experimentación se llevó a cabo en la planta de tratamiento de aguas residuales del Centro de Investigación de Energía de la UNAM en Temixco, Morelos, ubicado en Privada de Xochicalco SN, Col Centro, 62580. En la Figura 3.1 se presenta el diagrama de flujo del proceso de tratamiento y en la Figura 3.2 se ilustra la ubicación de equipo y tuberías internas.

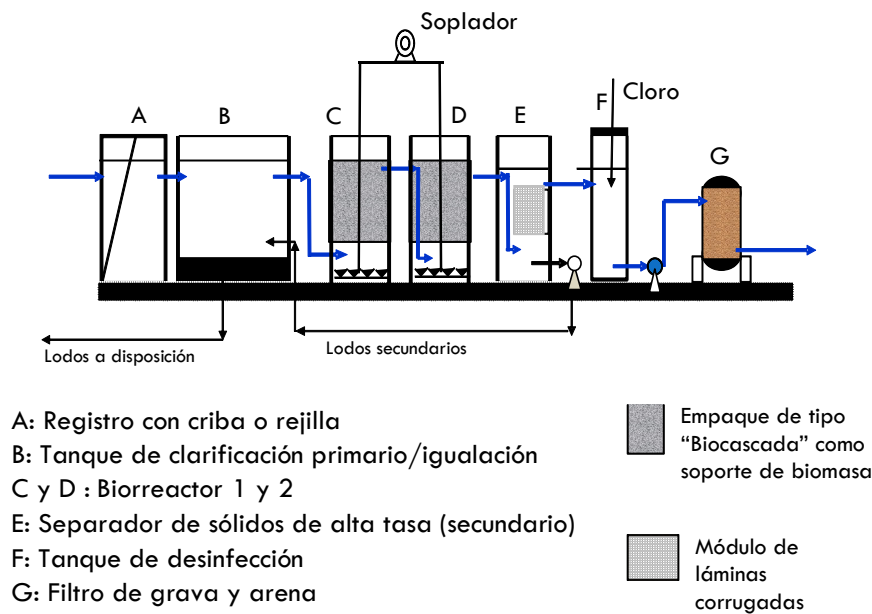


Figura 3.1 Diagrama de flujo de proceso



Figura 3.2 Plano y axonometría de equipo y tuberías internas.

3.2 Dimensiones de las unidades de tratamiento

Las dimensiones de las unidades de tratamiento, sus volúmenes de operación y su tiempo de retención hidráulica se representan en la Tabla 3.1. En la Tabla 3.2 se calcula el área disponible para el crecimiento de los microorganismos en los dos biorreactores. El empaque ocupa el 60% del volumen del reactor vacío, el material de construcción es polipropileno, de color negro resistente a la degradación por UV, a la erosión o desintegración, con una relación volumétrica de espacios vacíos de mínimo de 0.95, un área superficial de $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$ y una densidad de 1.05, se tienen 678 piezas en total del empaque Biocascada repartidos en igual proporción en ambos Biorreactores. La Figura 3.3 muestra una foto de empaque o soporte utilizado para los biorreactores conocido comercialmente como Biocascada®. Los biorreactores se han diseñado con una carga orgánica de $0.06 \text{ kg DBO}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{d}^{-1}$.

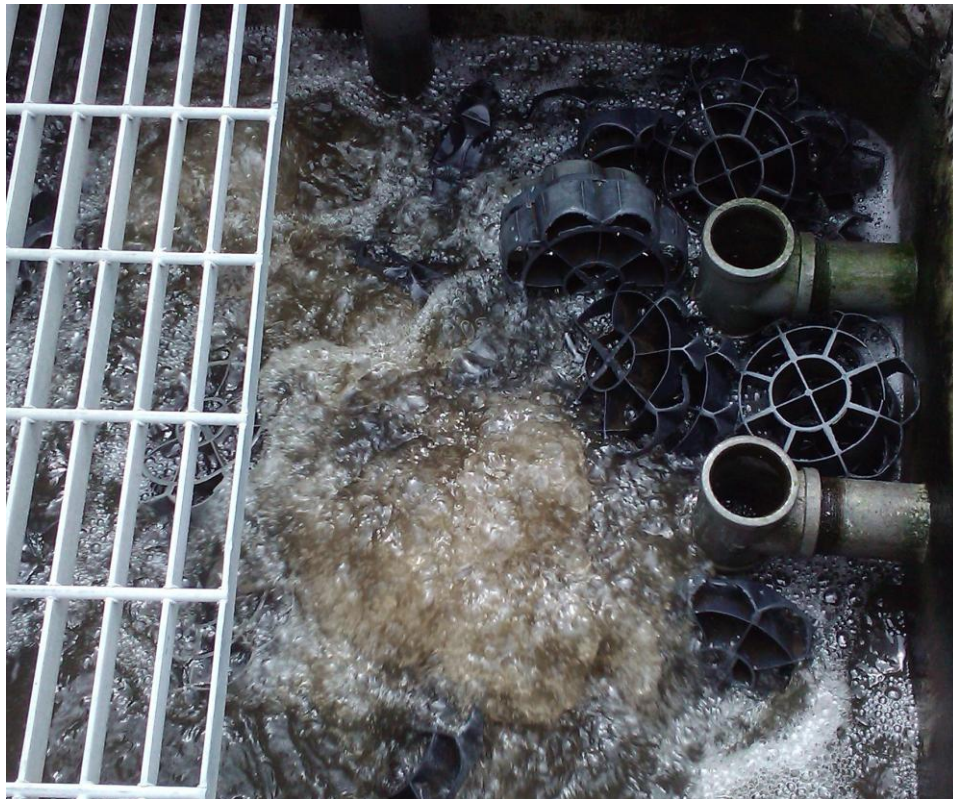


Figura 3.3 Foto del soporte dentro de los biorreactores

Tabla 3.1 Dimensiones de la unidades de tratamiento

Unidad de tratamiento	Dimensiones, en m	Volumen en, m ³	TRH en, h
Tanque igualación/sedimentación primaria	Largo 2.2 Ancho 1.3 Altura 1.3	3.718	5.26
Biorreactor 1	Largo 1.05 Ancho 0.9 Altura 1.2	1.134	1.57
Biorreactor 2	Largo 1.05 Ancho 0.9 Altura 1.2	1.134	1.57
Sedimentador secundario	Largo 1.8 Ancho 0.9 Altura 1.15	1.863	2.58
Tanque desinfección	Largo 0.4 Ancho 0.9 Altura 1.15	0.414	0.55

Tabla 3.2 Áreas disponibles para la biomasa adherida en los biorreactores y placa lamella del separador de sólidos

Biorreactores	m ³ de empaque biocascada	Cantidad de Piezas	Densidad de área superficial m ² /m ³	Área disponible, m ²
Biorreactor 1	0.8	339	100	78
Biorreactor 2	0.8	339	100	78

Nota: Como soporte de la biomasa se usa empaque "Biocascada".

Dentro del sedimentador secundario	Número de Unidades	Área total de operación, m ²
Paquete de placas corrugadas	1 paquete	0.25

3.2.1 Características del soplador

Para la aireación se utiliza un soplador regenerativo marca Rotron Modelo DR-505CD72M (Figura 3.4), para trabajar a 1,247 m sobre el nivel del mar con un volumen de aire de 32 ACFM, volumen máximo de aire 160 CFM y una altura de columna de agua de 1.20 m. Su motor es de 2.5 HP, 3 fases 60 Hz, voltaje 230/460, con un factor de servicio de 1.15. Sus especificaciones técnicas y curva de operación se encuentran en el Anexo 2.

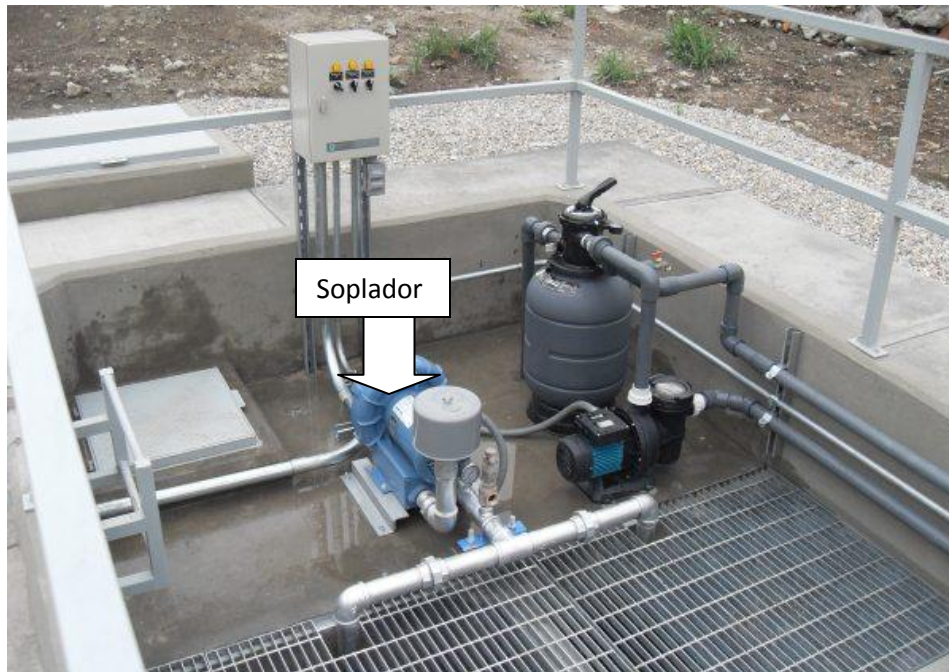


Figura 3.4 Foto de soplador y red de tuberías de aire

3.3 Trabajos previos realizados en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales para llevar a cabo la experimentación

Para realizar el estudio fue necesario realizar las siguientes actividades preliminares en la PTAR:

- Instalación de rotámetro (Figura 3.5) con válvulas y tuberías necesarias para regular y medir el aire que se introduce a los dos biorreactores.
- El rotámetro es marca Blue and White, de acrílico rango de operación hasta 80ACFM, con una temperatura máxima de operación de 65°C, flotador en acero inoxidable, conexión de $\frac{3}{4}$ " NPT máxima presión de operación de 250 psig.
- Instalación de motovariador de frecuencia al motor del soplador para que mediante el ajuste de Hertz disminuya la potencia del soplador y entregue

la cantidad de aire determinada. El motor del soplador trabaja a 60Hz entregando un máximo de 76 SCFM.

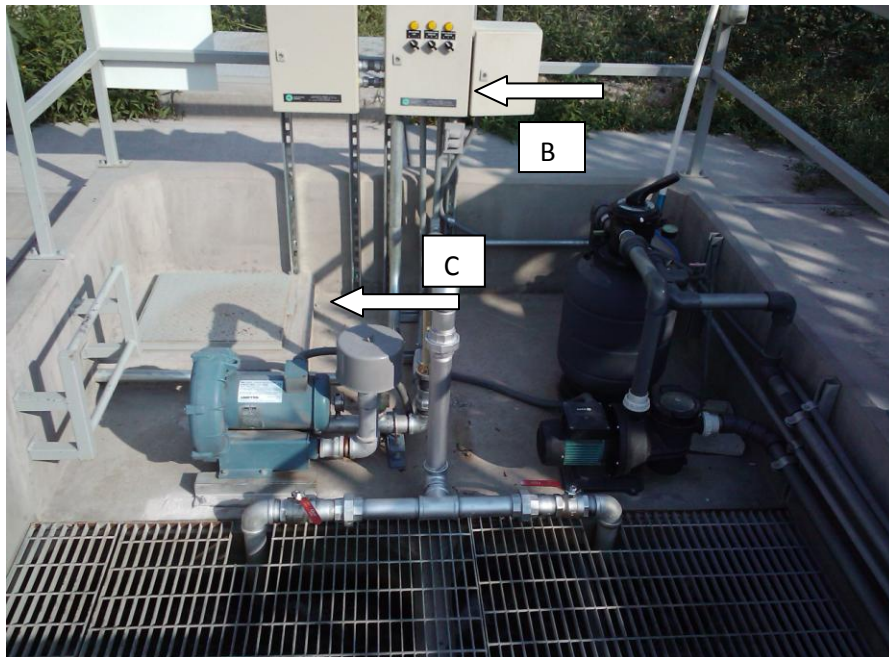
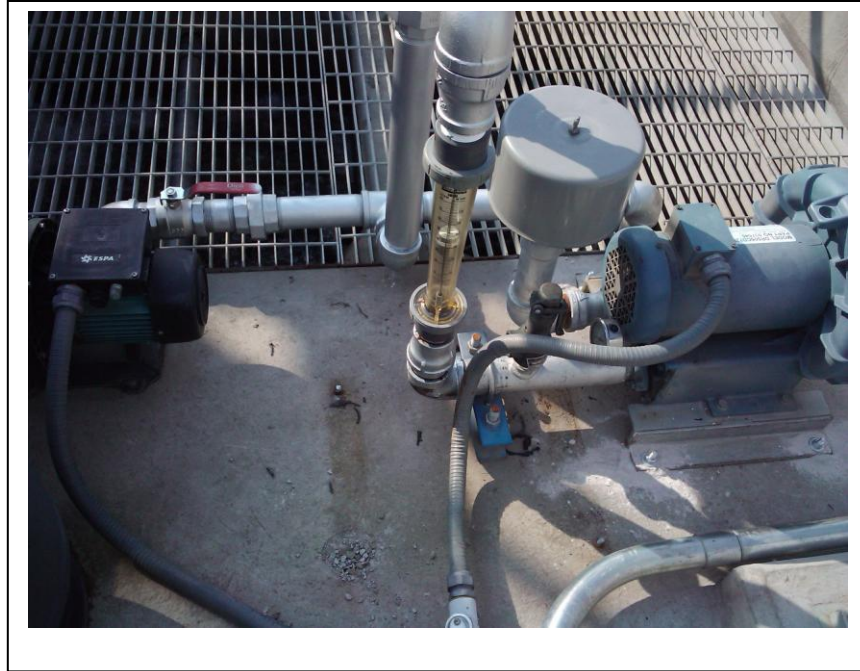


Figura 3.5 Foto de rotámetro(A), motorvariador (B) y modificación a la red de aire (C)

3.4 Definición de las condiciones de aireación experimentales

Para iniciar la metodología de experimentación, se calculó primero la cantidad de oxígeno necesario para el sistema de tratamiento; tanto para la biodegradación de la materia orgánica como para mantener las condiciones de lecho flotante cuya densidad relativa es de 1.05.

Una vez obtenido el cálculo de la cantidad de oxígeno necesario se establecieron dos flujos de aire para el estudio.

A continuación se describen los cálculos realizados para la estimación del oxígeno teórico necesario.

3.4.1 Determinación del oxígeno teórico requerido en los biorreactores de lecho móvil

1. Cálculo de la cantidad diaria de materia orgánica que remueve el sistema de tratamiento biológico, como kg DBO_{última}/día. Esta es la demanda de oxígeno para la oxidación de toda la materia orgánica removida en el sistema.

$$\text{Masa de DBO}_{\text{última}} = \frac{Q(S_o - S)}{0.68}$$

Donde,

Q – Caudal, m³/d;

S_o - el sustrato soluble y biodegradable en el influente (DBO₅ soluble), mg/L;

S - el sustrato soluble en el efluente (DBO₅ soluble), mg/L.

Q= 15 m³/d, S_o= 196 mg/L = 0.196 g/L. Entra DBO de 280 mg/L, menos el 30% de remoción en el clarificador primario.

S = 30 mg/L= 0.030 g/l para cumplir con la NOM 003

Masa de DBO última= 15 * (0.196 -0.030) / (0.68) = 3.66 kg /d

Parte de la materia orgánica se utiliza en la síntesis de nuevas células y no requiere de oxígeno, por lo cual el requerimiento real de oxígeno se puede obtener descontando de la masa total de $DBO_{\text{última}}$, la cantidad de $DBO_{\text{última}}$ de las nuevas células.

2. Cálculo de DBO último de nuevas células:

$$DBO_{\text{última}} \text{ de las nuevas células} = 1.42 P$$

Donde,

- P - crecimiento de la biomasa medida como SSV, kg/d;
- 1.42 - factor que representa el consumo de oxígeno por células oxidadas, mg/mg o kg/kg.

$$P = Y_{\text{obs}} Q (S_o - S) / 1000$$

Donde,

Y_{obs} - el coeficiente de crecimiento observado de la biomasa, mg SSV/mg DBO_5 .

Considerando $Y = 0.4$ (Valor teórico obtenido, referencia : Rhode R. Copithorn, P.E. (2010). *Biofilm Reactors*. WEF Manual of Practice No.35. Mc Graw Hill, EUA. pp 565.)

$$P = 0.4 * 2.49 = 0.996 \text{ kg/d}$$

El requerimiento real de oxígeno será:

$$\text{kg } O_2/\text{d} = \text{Masa de } DBO_{\text{última}} - DBO_{\text{última}} \text{ de las nuevas células}$$

$$3.66 - 0.996 = 2.664 \text{ kg } O_2 / \text{ día}$$

Considerando la nitrificación: $NH_4 + O_2 \longrightarrow NO_3$

El requerimiento de oxígeno teórico para la nitrificación será de:

Se considera 40 mg/L de nitrógeno en el influente (concentración media típica, Metcalf y Eddy (1991) y 25 mg/L en el efluente.

$N-NH_3$ removido = carga de nitrógeno en el influente – bioasimilación - carga en el efluente

$N-NH_3$ removido : $(60 \text{ mg/L} * 15\,000 \text{ L/d}) - (0.04 * 15\,000 \text{ L/d}) - (20 \text{ mg/L} * 15\,000 \text{ L/d}) = 0.864 \text{ kg / día}$

Requerimiento de oxígeno = $(0.864 \text{ kg de } NH_3 \text{ convertido/d}) * ((2.07 \text{ Kg } O_2 \text{ requerido/} 0.4546 \text{ kg } NH_3 \text{ convertido})) * (1\text{d}/24\text{h})$

= $0.1642 \text{ kg } O_2/\text{d}$ requeridos para la remoción de nitrógeno

Así se tiene:

$2.664 \text{ kg } O_2/\text{d}$ (para la remoción de DBO) + $0.1642 \text{ kg } O_2/\text{d}$ (para la remoción de nitrógeno) = $2.82 \text{ Kg de } O_2 / \text{d}$

- Asumiendo que el aire contiene 23.2% de O_2 (en peso), el requerimiento teórico del aire en m^3/d será:

$$\gamma_{\text{aire}} = 1.2 \text{ kg / m}^3 \quad Q_{\text{aire teóric}} = \frac{\text{kg } O_2 / \text{d}}{0.232 \gamma_{\text{aire}}}$$

$Q_{\text{aire teóric}} = (2.82 \text{ kg } O_2/\text{d}) / (0.232 * 1.2) = 10.12 \text{ m}^3 / \text{d}$

Para determinar la cantidad real del aire requerido, se tiene que tomar en consideración la eficiencia de la transferencia de oxígeno del sistema (ETO) del sistema de aeración seleccionado. Para el sistema de difusor de burbuja gruesa este valor es de 1.1%

Referencia : Steven Bolles / Process Energy Services (1998) y AnoxKaldness® (2010).

Entonces, la cantidad de aire requerido en m^3/d será:

$$Q_{\text{aire}} = \frac{Q_{\text{aire teóric}}}{0.011}$$

$Q_{\text{aire}} = 10.12 / 0.011 = 920 \text{ m}^3/\text{d} = 38.33 \text{ m}^3/\text{h} = 22.5 \text{ CFM}$

Una vez obtenido el valor teórico se seleccionaron dos flujos de aire tomando también en consideración las características del soplador que estaba instalado y operando en la planta de tratamiento, sus características y curvas de operación se describen en el Anexo 2.

Para la determinación de los flujos de aire para la experimentación se hicieron pruebas experimentales moviendo las válvulas de la red de aire del soplador a ambos biorreactores, en la posición totalmente abiertas y casi totalmente cerradas obteniéndose que experimentalmente a 60 Hz el soplador entregaba 76 CFM ó 130 m³/h como valor máximo (con toda la válvula abierta) y como valor mínimo a 46 Hz el soplador entregaba 12 SCFM (casi cerrada la válvula) , por debajo de este valor el agua ya no presenta movimiento alguno, el lecho se acumulaba en el fondo y la medición del caudal de aire en el rotámetro era inexacta ya que no se podía registrar la medición de flujo de aire.

Cabe mencionar que el soplador de esta planta de tratamiento esta planta fue diseñada a 1.5 CFM por pie³ de Biorreactor para la remoción de materia orgánica y para mantener el soporte en movimiento. (Referencia: Bases de Diseño de U.S Filter Corporation, 1992) dando un flujo de aire necesario de 32 CFM.

Así los flujos de aire seleccionados para el estudio fueron:

Q1 : 32 SCFM ó 55 m³/h

Q2 : 15 SCFM ó 26 m³/h

3.4.2 Puntos de muestreo

La siguiente tabla 3.3 muestra los sitios donde se realizaron los muestreos durante todos los periodos experimentales. Los dos biorreactores se tomaron como una sola unidad para el caso de obtener información en la remoción de materia orgánica y nitrógeno.

Tabla 3.3 Puntos de Muestreo

Localización	Identificación
A la entrada del Biorreactor 1	P1
Dentro del Biorreactor 1	R1
Dentro del Biorreactor 2	R2
A la salida del separador de sólidos	P2

3.4.3 Parámetros a muestrear

En la tabla 3.4 se presentan los parámetros que se analizaron en la experimentación en los diferentes puntos de muestreo, también se registró el pH del influente, la temperatura ambiente y la temperatura del agua residual.

Tabla 3.4 Parámetros de Muestreo

	DQOs	DQOt	SST	SSV	NT	N-NH ₄	N-NO ₃
P1	X	X	X	X	X	X	
R1			X	X			
R2			X	X			
P2	X	X	X	X	X	X	X

3.4.4 Frecuencia del muestreo y duración

Los muestreos se realizaron de abril a diciembre de 2010, a excepción del mes de julio por ser periodo vacacional en el CIE; estos muestreos se realizaron dos veces por semana, generalmente los días martes y jueves, obteniendo 4 muestras simples cada 2 horas y haciendo una muestra compuesta. La mayor generación de agua residual en el CIE es de 8:00 AM a 2:00 PM, por la tarde baja el número de alumnos que asiste al CIE y por la noche es casi nula la generación de aguas residuales, así el muestreo se realizó durante este lapso tratando de abarcar el periodo de mayor concentración de agua residual a los biorreactores. Esta planta de tratamiento cuenta con un tanque de igualación/ clarificación primaria de 5 h de tiempo de retención hidráulica, donde se amortiguan picos tanto de carga como de flujo.

3.4.5 Periodos dentro del muestreo

El proceso de experimentación cubrió del mes de abril a diciembre (con excepción del mes de julio por ser periodo vacacional y no haber casi generación de aguas residuales) de 2010. Se pudieron observar características particulares y diferentes

a lo largo de la experimentación por lo cual se dividió el estudio de la siguiente manera:

Periodo 1 (8 semanas aproximadamente)

Del 13 de abril al 1 de junio. Esta etapa se caracterizó por una aireación intermitente debido a fallas en el suministro de energía eléctrica a la planta de tratamiento y al CIE debido a la construcción de una nueva subestación eléctrica por parte de la CFE en la zona de estudio.

Periodo 2 (3 semanas)

Comprendida entre el 2 de junio al 21 del mismo, etapa en la que se presentó un choque químico, debido a una fuerte descarga de sosa a la planta de tratamiento, y el restablecimiento de la biomasa después de este choque químico.

Periodo 3 (3 semanas)

Del día 22 de junio al 5 de julio. Durante este periodo se pudo observar una aireación constante en la planta de tratamiento debido a la corrección de la falla de suministro de energía eléctrica ya que terminó la construcción de la nueva subestación eléctrica. Se empezó a recuperar la biomasa en los reactores.

Periodo 4 (4 semanas)

Este periodo comprendió del 12 de agosto al 16 de septiembre. Se reinició el muestreo después de un periodo vacacional del personal y alumnado que asiste al CIE durante el mes de julio y su reincorporación a sus actividades durante la primera semana de agosto. Este periodo se caracterizó por fuertes y constantes lluvias.

Periodo 5 (5 semanas)

Del 21 de septiembre al 25 de octubre se realizó el primer experimento, debido a que ya se tenían condiciones estables en la planta de tratamiento y el periodo de lluvias terminó.

Periodo 6 (7 semanas)

Del 26 de octubre al 9 de diciembre se realizó el segundo experimento.

En la Tabla 3.5 se resumen las condiciones de operación de la PTAR por periodos.

Tabla 3.5 Periodos comprendidos durante el estudio y observaciones

Periodo	Días transcurridos	Fecha	Observaciones
1	1 al 50	13 abril al 1 junio	Aireación intermitente
2	51 al 70	2 junio al 21 de junio	Choque químico
3	71 al 85	22 junio al 5 julio	Recuperación biomasa, aireación constante
4	120 al 140	12 agosto al 16 septiembre	Periodo de lluvias, lavado de biomasa
5	141 al 190	21 septiembre al 25 octubre	Planta estabilizada, primer experimento
6	191 al 241	26 octubre al 9 diciembre	Planta estabilizada, segundo experimento

3.4.6 Técnicas de muestreo

Las técnicas utilizadas para el análisis de los parámetros de estudio fueron:

Nitrógeno amoniacal: Método Hach 10031 del salicinato de 0.4 a 50 mg/l $\text{NH}_3\text{-N}$

Nitrógeno total : Método Hach 10072 Digestión de Persulfato de 10 a 150 mg/l

Nitratos: Método Hach 8039 Reducción de Cadmio de 0.3 a 30 mg/l

Demanda química de Oxígeno: Método Hach reactor de digestión de 20 a 1500 mg/l DQO

Sólidos suspendidos totales y sólidos suspendidos volátiles: Método gravímetro de los Métodos Standard.

Para medir pH, temperatura, OD se utilizó el multiparámetro HACH seision 378.

Cuantificación de la biopelícula: descrita en el Anexo 1

3.4.7 Cálculo del consumo de la energía eléctrica y costos de operación de la planta de tratamiento

Se hizo un listado de los equipos que consumen energía eléctrica calculando su consumo con base en su potencia y modo de operación. Una vez calculado el consumo de energía total se obtuvo el costo de la energía eléctrica a utilizarse en la operación de la planta de tratamiento. También se calculó el precio por metro cúbico de agua tratado considerando además del costo de la energía eléctrica, los costos por consumo de sustancias químicas, personal para su operación, y refacciones.

CAPÍTULO 4

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1 Trabajos realizados previos a la experimentación a la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales

Los trabajos que se realizaron en la PTAR para llevar a cabo los experimentos propuestos fueron los siguientes:

- Se corrigieron problemas de aireación intermitente, al reportarlas al CIE y verificar la conexión de la PTAR a su planta de emergencia, y comprobar que al restablecerse la energía eléctrica los equipos eléctricos (bombas y soplador) funcionaran correctamente.
- El problema de la falta de energía a la planta de tratamiento se reportó en varias ocasiones, entendiéndose que esto fue debido a la construcción de una nueva subestación eléctrica por parte de CFE para suministrar energía eléctrica el área de Temixco, Morelos que en los últimos años ha registrado un enorme aumento poblacional y mayor demanda de este insumo. A partir de agosto del 2010 esta subestación trabaja regularmente y se denomina Temixco Banco 1, terminado así el problema de fallas en el suministro constante de energía eléctrica en la zona y por lo tanto los problemas de la falta de aireación en la planta de tratamiento.
- Se realizaron trabajos de mantenimiento rutinarios a la PTAR como son la descarga de los lodos de clarificador primario después de 1 año 3 meses de operación, mediante el vaciado este tanque con ayuda de una bomba sumergible y removiendo los lodos del fondo del tanque.
- Se colocó una malla fina sobre la tubería que está dentro del último pozo de visita previo al tanque de clarificación/igualación con el fin de prevenir que sólidos finos pasen a todas las etapas subsiguientes de tratamiento,

ocasionando que el operario tenga que retirarlos de los biorreactores con ayuda de una red.

- Se realizó la purga a los biorreactores después de choque químico al ser agregadas grandes cantidades de sosa, este se debió a que se destaparon varias tuberías del CIE que estaban llenas de raíces de árboles y poder restablecer nuevamente la biomasa dentro de los biofiltros
- Se realizó la limpieza a las placas lamellas que se encuentran dentro del separador secundario, esto se logra haciendo trabajar la bomba de retiro de lodos de manera manual para bajar el nivel del tanque, una vez que se observan las lamellas se procede a su limpieza mediante una máquina de lavado con agua a presión.
- Se procedió a realizar el retrolavado del filtro de grava y arena y el cambio de esta arena por otra nueva.
- Se verificaron los procedimientos de operación normal de la PTAR ya que en algunas ocasiones se encontraba por las mañanas la bomba del retiro de los sólidos secundarios encendida en la posición manual, trabajando de manera continua, esta bomba está programada para un retiro de lodos periódico de 15 segundos por hora, y se trató de limitar el acceso al sistema de tratamiento a fin de prevenir que alguna persona ajena a la PTAR mueva los controles del panel que previamente fueron colocados en la posición de automático para su correcto funcionamiento.

4.2 Resultados obtenidos en el influente a los biorreactores

En la Tabla 4.1 se presentan los valores promedio de los parámetros de campo medidos en el influente a los reactores biológicos por cada periodo experimental, estos fueron descritos en el capítulo 3.4.5. Periodos dentro del muestreo.

Se puede observar que la temperatura del agua de todos los periodos es favorable para los procesos biológicos teniendo como promedio una temperatura de 23.6° C. La temperatura ambiente en promedio fue de 25.6 °C.

El pH se mantuvo neutro y constante a excepción del día en que hubo descarga de sosa en el drenaje que era conducido a la planta de tratamiento de aguas residuales que en cuyo caso fue de 9.

El oxígeno disuelto fue entre 5.5 y 6.1 mg/L en los tres primeros periodos del estudio. Durante el primer período de evaluación del efecto de la aeración en condiciones estables de operación de la planta (período 5 de la experimentación), aplicando un caudal de aire Q1, se mantuvo OD de 6.1 mg/L y con Q2 (período 6) el OD fue de 3.9 mg/L.

Tabla 4.1 Parámetros de campo medidos en el influente

Parámetros	Unidades	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 3	Periodo 4	Periodo 5	Periodo 6
Observaciones		Aireación intermitente	Choque	Recuperación Biomasa	Fuertes lluvias	Q1	Q2
Temperatura ambiente	°C	29±3	25±5	28±2	26±2	24±2	22±4
Temperatura del agua	°C	24±1.9	24±1	24±0.2	25±0.9	23±1	22±1
pH	std	7	7/9*	7	7	7	7
OD **	mg/L	5.5	5	6.1	6.1	6.1	3.9

*Durante el choque químico

**Estos valores se ajustaron moviendo las válvulas de la red de aire para cada periodo

En la Tabla 4.2 se presentan los resultados de la caracterización del influente. Se puede observar que la DQO tuvo variaciones en todos los períodos de la experimentación teniendo un promedio mayor durante la primera etapa de la experimentación y el menor valor durante el periodo de lluvias, por efecto de la dilución al ser conducida el drenaje pluvial a la planta de tratamiento de aguas residuales. Los valores de las muestras compuestas por día de este parámetro tuvieron valores máximos de 993 mg/L y mínimos de 83 mg/L.

Los valores altos se pueden atribuir a la descargas de sustancias químicas provenientes de las tarjas de los laboratorios del CIE, las cuales no deben de ser descargadas al drenaje. La DQO promedio durante todos los periodos fue de 408 mg/L. Este valor es considerado como típico para aguas residuales de origen doméstico o municipal. En Metcalf y Eddy (2003), en la Tabla 3-16, se establece un valor promedio de DQO de 500 mg/l para aguas domésticas sin tratar (medianamente concentradas).

La variación de la fracción del DQO soluble con respecto a la DQO total fue desde un mínimo de 0.2 el periodo 2, hasta 0.5 en el periodo 6. Durante los tres primeros periodos en el agua había mayores cantidades de sólidos suspendidos volátiles. Después, durante los períodos de evaluación en condiciones estables de operación de la planta (periodos 5 y 6) la cantidad de los sólidos suspendidos volátiles disminuyó, y como se puede observar en la Tabla 4.2, la fracción $DQO_{soluble}/DQO_{total}$ aumentó a 43 y 51% para los períodos 5 y 6, respectivamente.

La cantidad de nitrógeno total que se encontró en el influente es muy alto comparado con los valores reportados para aguas de origen doméstico o municipal. En estas últimas el NT es generalmente de 40 mg/L, siendo 85 mg/L para un agua altamente concentrada (Metcalf y Eddy, 2003). Esto se puede explicar con la fuente de generación de las aguas residuales en el instituto CIE, donde hay más wc y mingitorios que regaderas, generándose un agua residual alta en nitrógeno que se desecha en la orina.

En cuanto al nitrógeno amoniacal este se mantuvo entre 20 y 64 mg/L a excepción del último periodo de experimentación cuando el promedio fue de 101 mg/L.

Tabla 4.2 Caracterización del influente a los biorreactores

Parámetros	Unidades	Periodo 1	Periodo 2	Periodo 3	Periodo 4	Periodo 5	Periodo 6
	Días	(1-50)	(52-70)	(71-85)	(120-140)	(141-192)	(193-241)
Observaciones		Aireación intermitente	Choque químico	Recuperación biomasa	Fuertes lluvias	Q1	Q2
DQO total	mg/L	638±230	385±135	414±175	232±150	421±161	359±157
DQO soluble	mg/L	147±47	79±23	105±25	71±52	183±71	185±111
DQOs / DQO t		0.23	0.20	0.25	0.30	0.43	0.51
SST	mg/L	396±261	238±153	268±48	127±72	115±94	186±45
SSV	mg/L	328±219	17±2	21±1	78±56	101±11	68±33
SSV/SST		0.82	0.07	0.07	0.6	0.87	0.36
NT	mg/L	99±35	41±28	69±9	45±32	101±75	131±40
N-NH ₃	mg/L	64±15	29±20	53±20	30±28	22±24	101±75

4.3 Demanda química de oxígeno (DQO)

Se estudió la remoción de materia orgánica medida como demanda química de oxígeno (DQO), tanto total como soluble, a lo largo de todos los periodos experimentales. La variación de DQO_{total} y su remoción se presentan en la Figura 4.1. Los valores experimentales obtenidos se encuentran en el ANEXO 3 para la DQO total y en el Anexo 4 para la DQO soluble.

Se puede observar que la remoción en el primer periodo fue muy baja y variable alrededor de un 15%, esto se debió a fallas en el suministro de la energía eléctrica, lo que se traducía en una aireación intermitente a los biorreactores, en algunas ocasiones faltando la aireación hasta por dos días completos (los fines de semana).

En el segundo periodo que correspondió a los días 50-70 de la experimentación, se realizaron trabajos de desazolve de tuberías de drenajes dentro del CIE que estaban llenas de raíces de árboles cercanos a las tuberías, lo cual al usarse sosa para destapar las tuberías causó un choque químico a la planta de tratamiento, elevando el pH y ocasionando el desprendimiento y muerte de la mayoría de la biomasa tanto suspendida como adherida a los empaques dentro de los biorreactores. Una vez detectado este problema, se procedió a purgar los biorreactores y se aprovechó para hacer trabajos de mantenimiento rutinario de la planta de tratamiento como el retiro de lodos del tanque primario, el lavado de las placas corrugadas dentro del separador secundario, el cambio de las arenas del filtro de grava y arena, empezando así del día 70 al 90 un proceso de restablecimiento del sistema de tratamiento permitiendo que la biomasa se recuperara, corrigiéndose también en esta etapa los problemas de aireación intermitentes debido a que estas fechas se dio por terminada la nueva subestación eléctrica por parte de CFE que suministraría la energía eléctrica en esta zona, y algunos problemas de operación como eran por ejemplo el mal posicionamiento de los interruptores del panel de control de la bomba de retiro de lodos del separador secundario, que debiendo estar en la posición automático, se encontraba muchas veces en la posición manual trabajando 24 horas retornando los sólidos del separador secundario hacia el tanque de clarificación primaria.

Del día 90 al 120 no se realizaron muestreos ya que en este periodo el CIE se encontró en un periodo vacacional de verano y no se contaba con un flujo de agua residual suficiente y representativo del diseño de la Planta de tratamiento.

Del día 120 al 140 se registró el periodo de lluvias, este año de manera muy intenso en el estado de Morelos y al ser conducido el drenaje pluvial a la planta, aumentaba el caudal de agua a tratar de gran manera y se diluían el agua residual con ésta, presentando DQO_{total} en el influente hasta de 83 mg/L.

A partir del día 140 y con la terminación casi por completo del periodo de lluvias se observó la estabilización del proceso en los reactores biológicos y se procedió a la realización de los experimentos propuestos con el caudal de aire Q1 (32 SCFM ó 55 m³/h) y Q2 (15 SCFM ó 26 m³/h) período experimental 5 y 6 respectivamente.

Con el caudal Q1 se obtuvo una remoción promedio de 77%, la concentración promedio del DQO total durante esta fase experimental fue de 421 mg/l. El caudal influente promedio a la planta fue de 7,150 L/día, con la cual se calculó una carga orgánica volumétrica de 1.42 kg DQO/m³d, siendo el tiempo de residencia hidráulica de 7.6h.

Durante la última fase experimental, cuando se aplicó el caudal de aire Q2, se obtuvo una remoción promedio de DQO del 68%. Durante este periodo la DQO total promedio en el influente fue de 359 mg/L y el caudal promedio de 6,087 L/d. Con estos parámetros se determinó una carga orgánica volumétrica promedio de 0.95 kg/m³d y un tiempo de residencia hidráulica de 8.9 h.

Los porcentajes de remoción esperados para los sistemas MBBR dependiendo de la concentración de las aguas residuales (baja, mediana o alta) están entre el 60 al 85% de remoción, por lo que con ambos flujos se obtienen los porcentajes de remoción esperados.

Para el caso de DQO soluble las remociones por periodos fueron para el primer periodo de falta constante de energía eléctrica de 14%, en el segundo periodo caracterizado por el choque químico a la planta se obtuvo un porcentaje de remoción de 16%, una vez detectado el choque químico, el siguiente periodo de

reestabilización de la biomasa el porcentaje de remoción aumentó gradualmente hasta un 25%, el siguiente periodo caracterizado por una nueva estabilización después del mes de julio que es un periodo vacacional de un mes y en el cual hay muy poca generación de agua residual además de ser periodo de fuertes lluvias el porcentaje de remoción fue de 34%, una vez terminado este periodo de lluvias y con la generación promedio de las aguas residuales a la que fue diseñada la planta de tratamiento se procedió a realizar el primer experimento con un Q1 obteniéndose un porcentaje de remoción del 59% y con Q2 (flujo menor que Q1) de 56%.

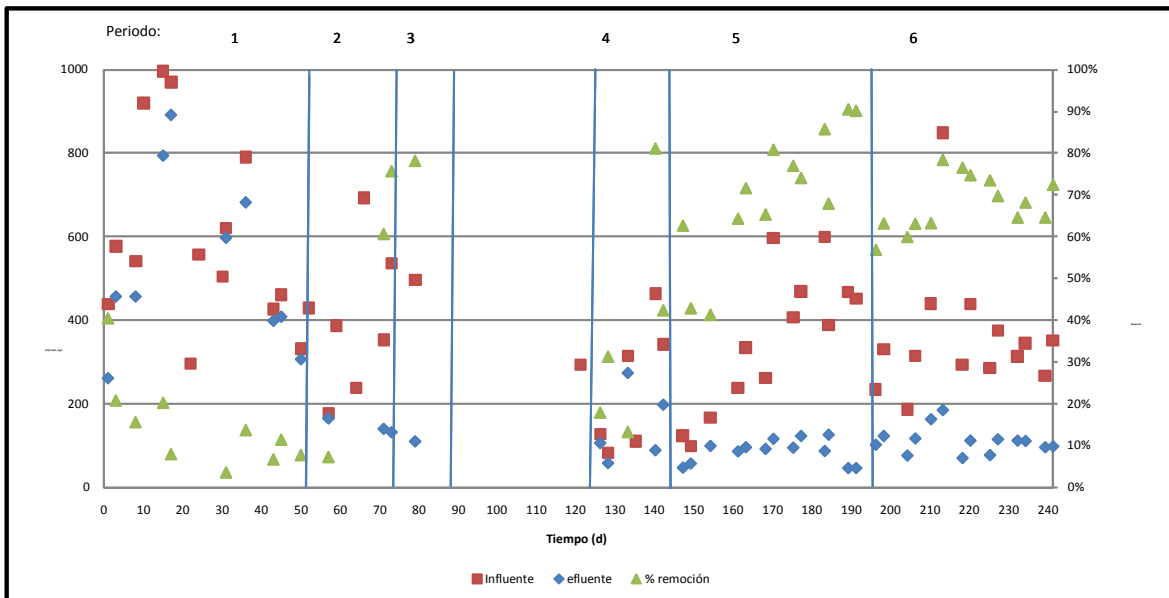


Figura 4.1 Remoción de materia orgánica medida como DQO total a lo largo de la experimentación.

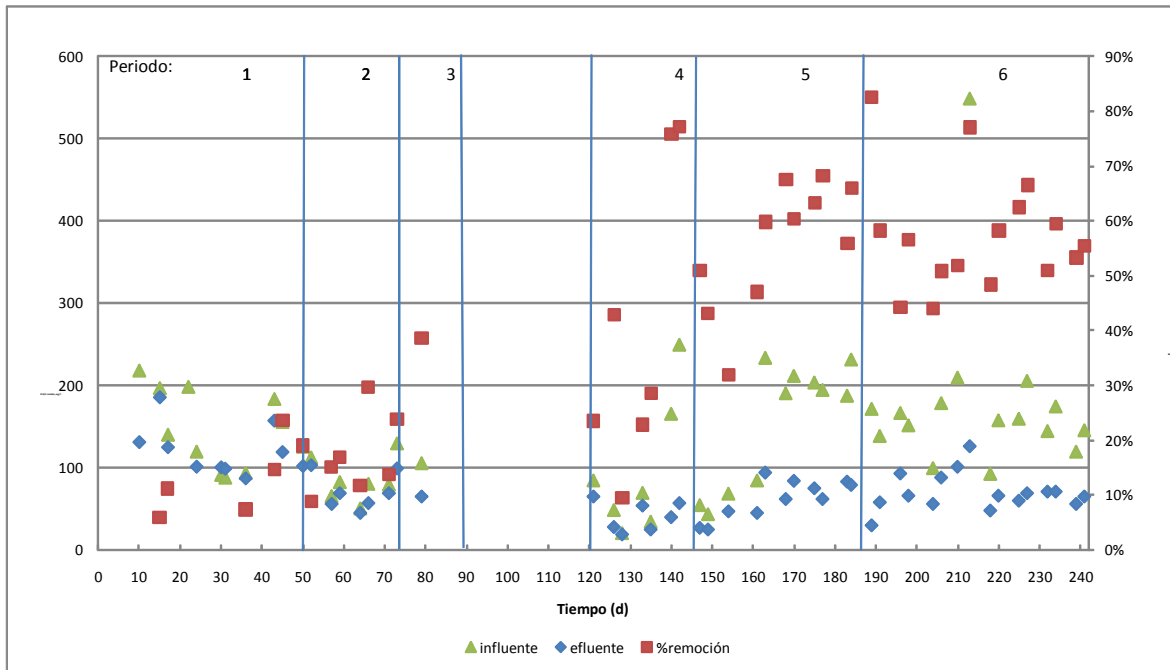


Figura 4.2 Remoción de materia orgánica medida como DQO soluble a lo largo de la experimentación.

4.4 Demanda bioquímica de oxígeno (DBO)

Con el objeto de obtener una relación entre DBO y DQO, se obtuvieron tres muestras simples del influente y del efluente durante el periodo 6 de la experimentación, determinando en éstas DBO_{total} y DQO_{total} . Los resultados se presentan en la Tabla 4.3, ilustrando la relación DQO_i/DBO_i y DQO_e/DBO_e en la Figura 4.3. Las relaciones promedio de DQO_i/DBO_i y DQO_e/DBO_e fueron de 3.31 y 3.63, respectivamente, con desviaciones estándar de 0.16 y 0.21, respectivamente.

Esta relación no es la típica en aguas de origen doméstico o residual donde esta relación (DQO/DBO) es de 2 a 2.5 (Metcalf y Eddy, 2003), lo que indica que hay sustancias poco o no tan fácilmente biodegradables que se desechan a la red de drenaje que es conducida a la planta de tratamiento, probablemente de las tarjas de laboratorio.

Tabla 4.3 Datos de DBO y DQO obtenidos en el influente y en el efluente de los biorreactores

Muestra	DQO total mg/L		DBO total mg/L		DQOi/ DBOi	DQOe/ DBOe
	Influente	Efluente	Influente	Efluente		
1	405	138	122	40	3.32	3.45
2	274	116	79	30	3.47	3.87
3	343	111	109	31	3.15	3.58

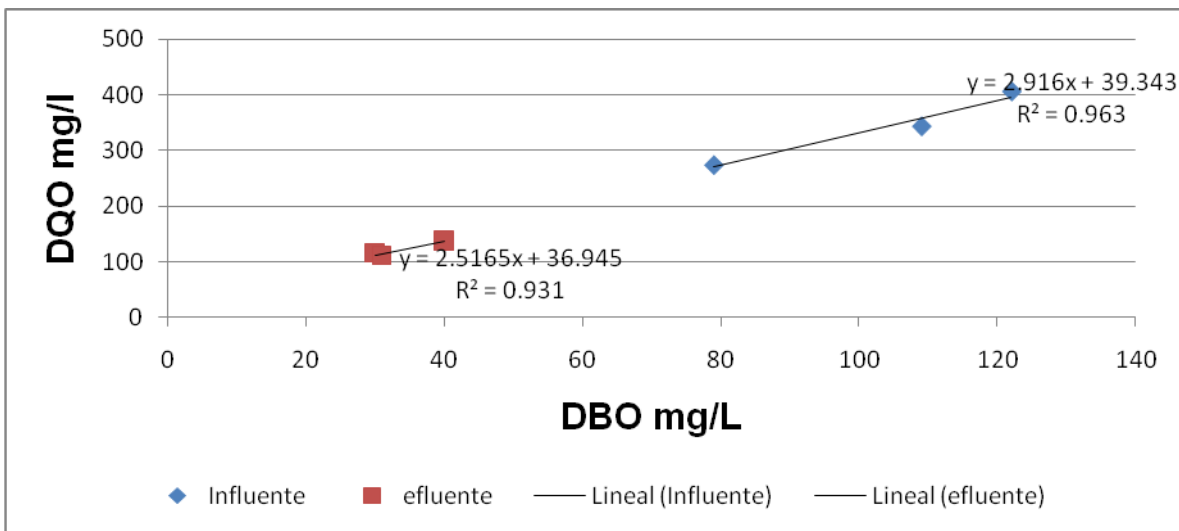


Figura 4.3 Relación entre la DBO y DQO en el influente y en el efluente de los biorreactores.

4.5 Remoción de sólidos suspendidos totales en la planta de tratamiento

Las concentraciones de los SST en la entrada al tanque de igualación/ clarificación primaria (influyente a la planta) y en efluente del sedimentador secundario, previo al tanque de cloración y la filtración en el filtro de grava y arena, así como las remociones de los SST obtenidas en la planta se muestran en la Figura 4.4 y en el Anexo 6.

En cuanto a los SST, el valor promedio considerado para el diseño de la planta de tratamiento fue de 280 mg/L, solo en la primera etapa de la experimentación se superó este valor en el influente a los Biorreactores. El valor promedio en efluente fue de 30 mg/L durante los experimentos con Q1 y Q2 considerando que en estos periodos la planta de tratamiento ya estaba estabilizada.

En los primeros cuatro periodos (días 1-161) se observaron valores más altos de los SST, pasaban sólidos pequeños provenientes de la cocina como desperdicios de comida, pedazos de hojas, varitas de madera, bolitas de los árboles ficus y en el periodo del choque químico se observó un aumento debido a astillas de madera de las raíces de los árboles que estaban dentro de las tuberías y que fueron desazolvadas, además de la biomasa que se desprendió de los soporte plásticos. Con la instalación de una malla más fina en la rejilla que se encontraba dentro del cárcamo de bombeo previo a la planta se logró disminuir la cantidad de sólidos pequeños que pasaban al sistema de tratamiento de aguas residuales. El valor promedio de SST en el efluente durante toda la experimentación fue de 91 mg/L.

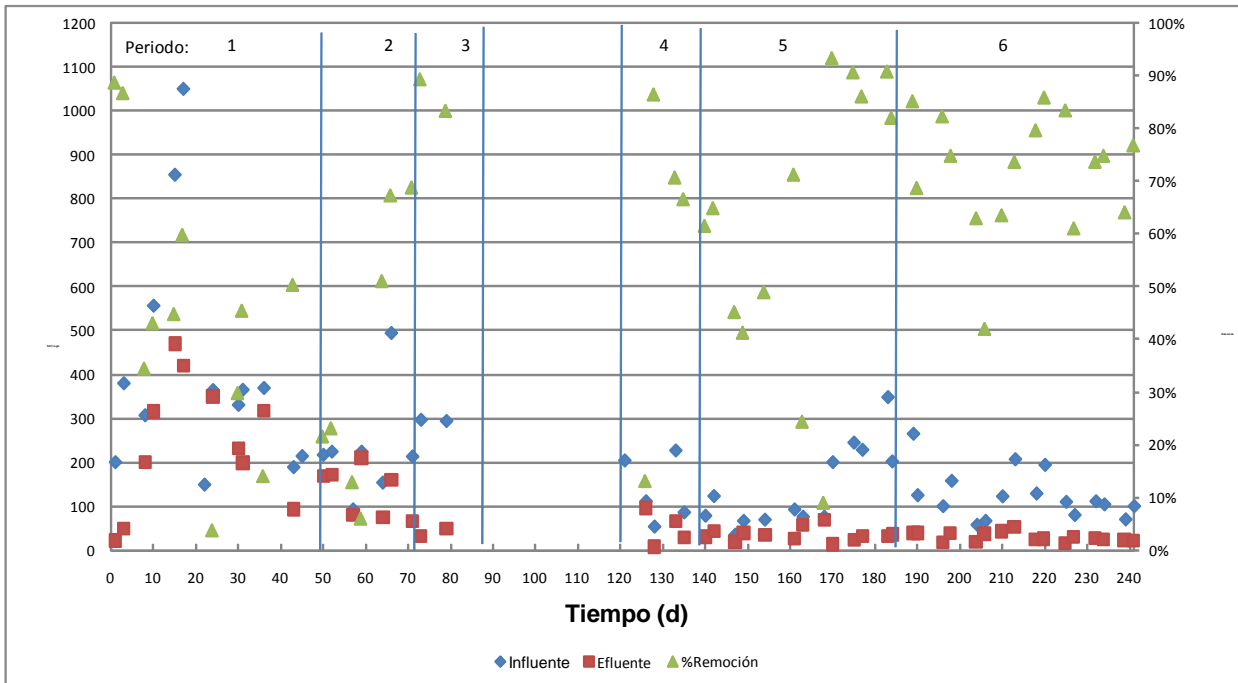


Figura 4.4 Remoción de los sólidos suspendidos totales a lo largo de la experimentación

4.6 Sólidos suspendidos volátiles (SSV) dentro de los biorreactores

Se midieron los SSV dentro de cada biorreactor, tomando una muestra aproximadamente a la mitad de la altura de este. Los valores obtenidos experimentalmente se muestran en el Anexo 5 y Figura 4.5. Los promedios de los SSV durante los periodos de evaluación en condiciones estables de operación de la planta de tratamiento (periodos 5 y 6) fueron de 178 mg/L dentro del Biorreactor 1 y de 200 mg/L en el Biorreactor 2. Durante el periodo de lluvias (día 120 al 140) se pudo notar una disminución en los valores obtenidos de los SSV, esto se debió al lavado de la biomasa en los reactores, debido a que llegaban grandes picos de agua de lluvia durante los aguaceros ya que el drenaje pluvial del CIE se encuentra conectado al drenaje de la PTAR. En los periodos comprendidos entre el día 1 y 50 se encontraron algunos valores muy altos de sólidos suspendidos volátiles, hasta de 750 mg/L de SSV. Después las concentraciones de SSV disminuyeron, entre 50 y 350 mg/L y cuando la operación de la planta se estabilizó

y empezó la evaluación del efecto de la aireación (período 5 y 6), los SSV variaron entre 100 y 340 mg/L.

En el Biorreactor 1 se calculó un promedio de SSV de 172 mg/L durante el periodo 5 y de 182 mg/L durante el periodo 6. En el Biorreactor 2 se calculó un promedio de SSV de 150 mg/L durante el periodo 5 y de 204 mg/L durante el periodo 6. Se observa que las concentraciones promedio fueron muy similares. El promedio de SSV en los dos biorreactores durante el periodo 5 es de 185 mg/L y durante el periodo 6 de 196 mg/L.

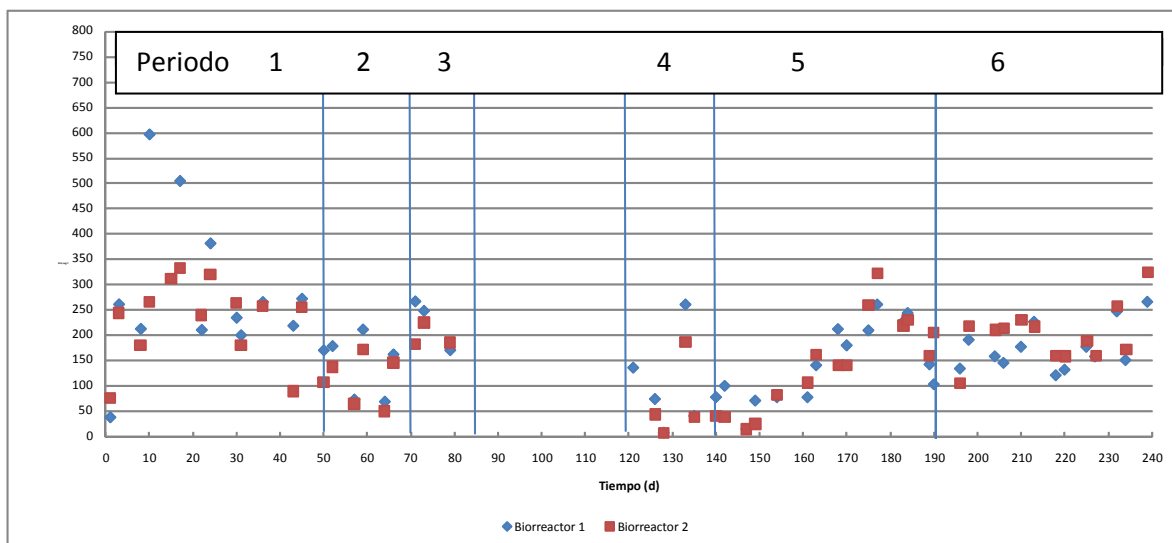


Figura 4.5 Sólidos suspendidos volátiles (SSV) dentro del Biorreactor 1 y 2

4.7 Remoción de sólidos suspendidos volátiles en el sedimentador secundario

Como resultado del crecimiento de la biomasa en los biorreactores y desprendimiento de biomasa adherida al soporte, la concentración de los SSV en los biorreactores aumenta con respecto a la que se tiene en el influente al primer biorreactor. Estos sólidos suspendidos se remueven en el sedimentador secundario. En la Figura 4.6 se presentan: la variación de la concentración de SSV en el influente al sedimentador secundario que es igual a la concentración de

SSV en el Biorreactor 2, las concentraciones de SSV en el efluente del sedimentador y las remociones de SSV determinadas.

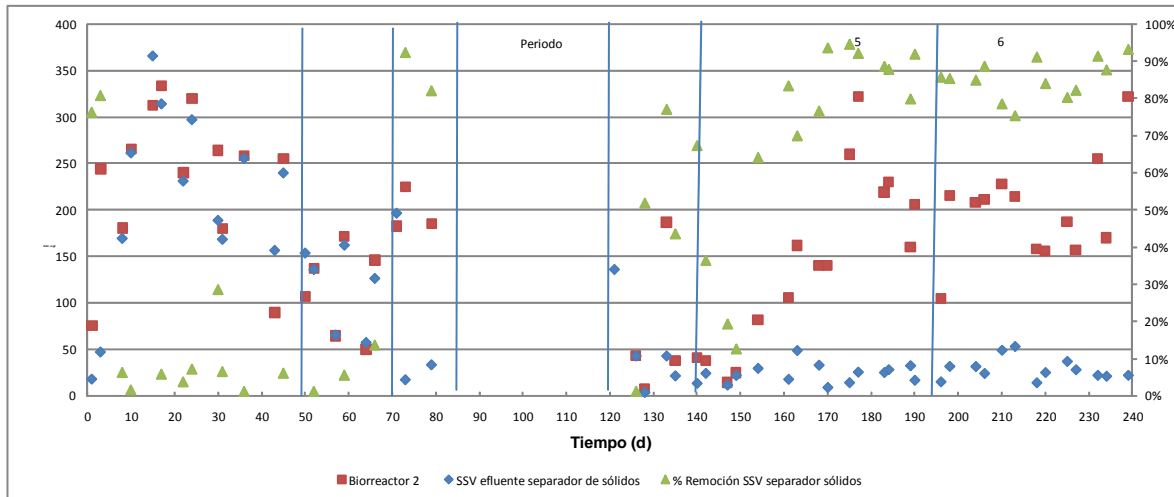


Figura 4.6 Concentraciones de (SSV) en el biorreactor 2, en la salida del sedimentador secundario y remociones de SSV obtenidos durante toda la experimentación

Al sedimentador secundario entra en el periodo 5 un promedio de 150 mg/L, y en el periodo 6 un promedio de 204 mg/L. Del sedimentador sale para el periodo 5 un promedio de 25 mg/L y para el periodo 6 un promedio de 28 mg/L, así se remueve en el periodo 5, 125 mg/L y para el periodo 6, 176 mg/L; los cuales son succionados por la bomba de remoción de sólidos secundarios y llevados al tanque de igualación/clarificación primaria y digestión de lodos.

4.8 Cantidad de biomasa y tiempo de retención celular

Para cuantificar la cantidad de la biomasa en los biorreactores se realizó la determinación de cantidad de biomasa adherida. Para tal efecto se cuantificó primero la cantidad de biomasa adherida a un empaque de cada Biorreactor, se multiplicó por el número de soportes en los reactores y se dividió entre el volumen de los reactores y entre el área total biodisponible de los soportes. El método utilizado para la determinación de la cantidad de la biomasa adherida se presenta

en el Anexo 1. Como resultado se obtuvo biomasa promedio adherida expresada en SSV secos de 1,722 mg/L.

Para el cálculo del tiempo de retención celular que indica la relación entre la cantidad de biomasa en el reactor biológico y la purga diaria de la misma, se utilizaron los datos de la cantidad de biomasa obtenidos experimentalmente y la siguiente fórmula:

Donde:

$$TRC = \frac{(V)(C_{bm})}{(P * SSVp) + (Q * SSVe)}$$

V= volumen de los dos biorreactores = 2,268 L.

C_{bm} = concentración de biomasa suspendida y adherida.

Biomasa suspendida promedio para los dos biorreactores: 185 mg/L para período 5 y 196 mg/L para período 6. (Capítulo 4.6)

Biomasa adherida: 1,722 mg/L SSV secos

Período 5 C_{bm} = 185 + 1,722 = 1,907 mg/L

Período 6 C_{bm} = 196 + 1,722 = 1,918 mg/L

P= purga = 2,040 L/d

SSVp= sólidos suspendidos volátiles de la purga

Para el periodo 5, 25 mg/L y para el periodo 6, 28 mg/L

Por razones estructurales no hubo manera de muestrear el lodo extraído de la tolva del sedimentador secundario para determinar la concentración de SSV en la purga de lodos. Es por esto que la componente (P SSVp) se determinó con base en la cantidad de SSV removidos en el sedimentador secundario (Q Δ SSV).

Durante la fase experimental Periodo 5 con condiciones Q1 se determinó un caudal promedio del influente a la planta de 7,150 L/d y durante la fase experimental 6 con condiciones Q2, el caudal promedio fue de 6,087 L/d.

Así para Q1 se tiene un $\Delta\text{SSV} = 150 - 25 = 125 \text{ mg/L}$

para Q2 se tiene un $\Delta\text{SSV} = 204 - 28 = 176 \text{ mg/L}$

Para Q1: $P_{\text{SSV}} = Q \Delta\text{SSV} = 7,150 * 125 = 893,750 \text{ mg/d}$

Para Q2: $P_{\text{SSV}} = Q \Delta\text{SSV} = 6,087 * 176 = 1,071,313 \text{ mg/d}$

Para Q1:

Sustituyendo los valores en la ecuación de TRC:

$$\text{TRC} = (2,268 \text{ L} * 1,907 \text{ mg/L}) / ((893,750 \text{ mg/d} + (7,150 \text{ L/d} * 25 \text{ mg/L})) = \mathbf{4.04d}$$

Para Q2:

Sustituyendo los valores en la ecuación de TRC:

$$\text{TRC} = (2,268 \text{ L} * 1,918 \text{ mg/L}) / ((1,071,313 \text{ mg/d} + (6,087 \text{ L/d} * 28 \text{ mg/L})) = \mathbf{3.50 d}$$

El tiempo de retención celular en promedio de las fases experimentales 5 y 6 fue de 4.04 y 3.5 días respectivamente.

Este tiempo de retención celular es apropiado para la remoción de materia orgánica pero relativamente corto para el proceso de nitrificación considerando que las bacterias nitrificantes y desnitrificantes tienen tasas lentas de crecimiento y que según la literatura, se requieren de al menos 4 días de TRC en climas cálidos para lograr la nitrificación total del efluente.

Basándose en el resultado obtenido de la cantidad de biomasa en los reactores (suspendida y adherida) se puede determinar la carga orgánica másica durante los períodos 5 y 6, éstas fueron de 0.75 y 0.50 kgDQO/kgSSV por día, respectivamente.

4.9 Nitrógeno total (NT)

En estas secciones se muestran los resultados obtenidos con relación a la eliminación de nitrógeno, expresado como nitrógeno total, amoniacal y la generación de nitratos en el efluente de los biorreactores. En la Figura 4.7 se ve el comportamiento del nitrógeno total y en el Anexo 7 se muestran los valores obtenidos.

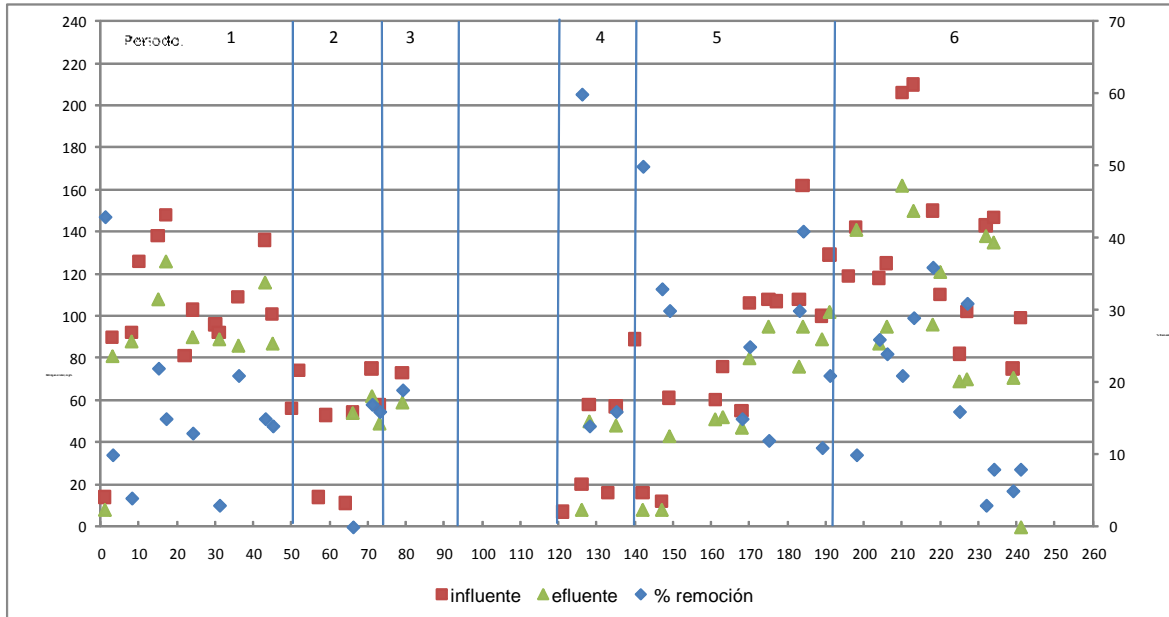


Figura 4.7 Remoción del nitrógeno total a lo largo de la experimentación

Con relación al nitrógeno total el promedio en el influente de todos los periodos fue elevado comparado con el que se espera de las aguas de origen doméstico y municipal donde las aguas grises y negras se combinan, pero se puede considerar un valor característico de las aguas residuales provenientes de instituciones donde hay pocas regaderas y muchos mingitorios y wc.

Durante la experimentación se obtuvo una remoción del nitrógeno total del 25% utilizando el volumen de mayor aire (Q1 32 SCFM ó 55 m³/h) lo cual representaba un OD de 6.1 mg/l, al bajar la aireación con Q2 15 SCFM ó 26 m³/h, con un OD 3.9 mg/L la remoción disminuyó al 15%.

4.10 Nitrógeno amoniacal (N-NH_4^+)

El comportamiento de la remoción del nitrógeno amoniacal se muestra en la figura 4.8 y los valores experimentales obtenidos en el Anexo 8.

La concentración del N-NH_4 en el influente, igual que la del NT, presentó grandes variaciones durante la experimentación, desde 139 hasta 2.8 mg/L. Durante el periodo experimental 5, cuando se aplicó el caudal de aireación Q1, el promedio del N-NH_4 en el influente fue de 22 mg/L, mientras que durante el último periodo, cuando se aplicó Q2, fue de 131 mg/L. La remoción del nitrógeno amoniacal con Q1 fue de 41%, con una concentración promedio de N-NH_4 en el efluente de 13 mg/L. Al bajar el aire a Q2 se obtuvo un porcentaje de remoción del 23%, con una concentración promedio de N-NH_4 en el efluente de 101 mg/L.

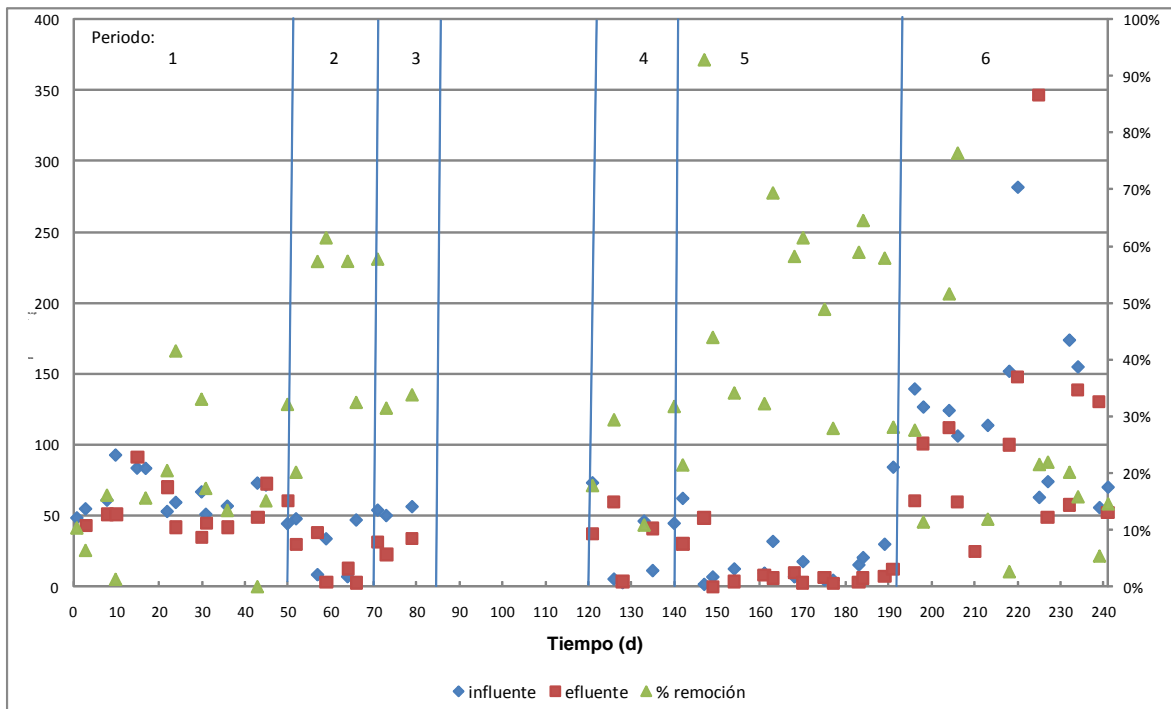


Figura 4.8 Remoción de N-NH_4 a lo largo de la experimentación

4.11 Nitratos (NO_3)

En la siguiente figura se aprecia la generación de nitratos en el efluente de los biorreactores, estos se empezaron a monitorear una vez estabilizada la planta de tratamiento, esto fue a partir del día 120 y hasta el día 241 los valores se muestran en el anexo 9.

La generación de nitritos en el efluente en condiciones Q1 en promedio fue de 11 mg/L y en condiciones Q2 de menor aireación de 9 mg/L.

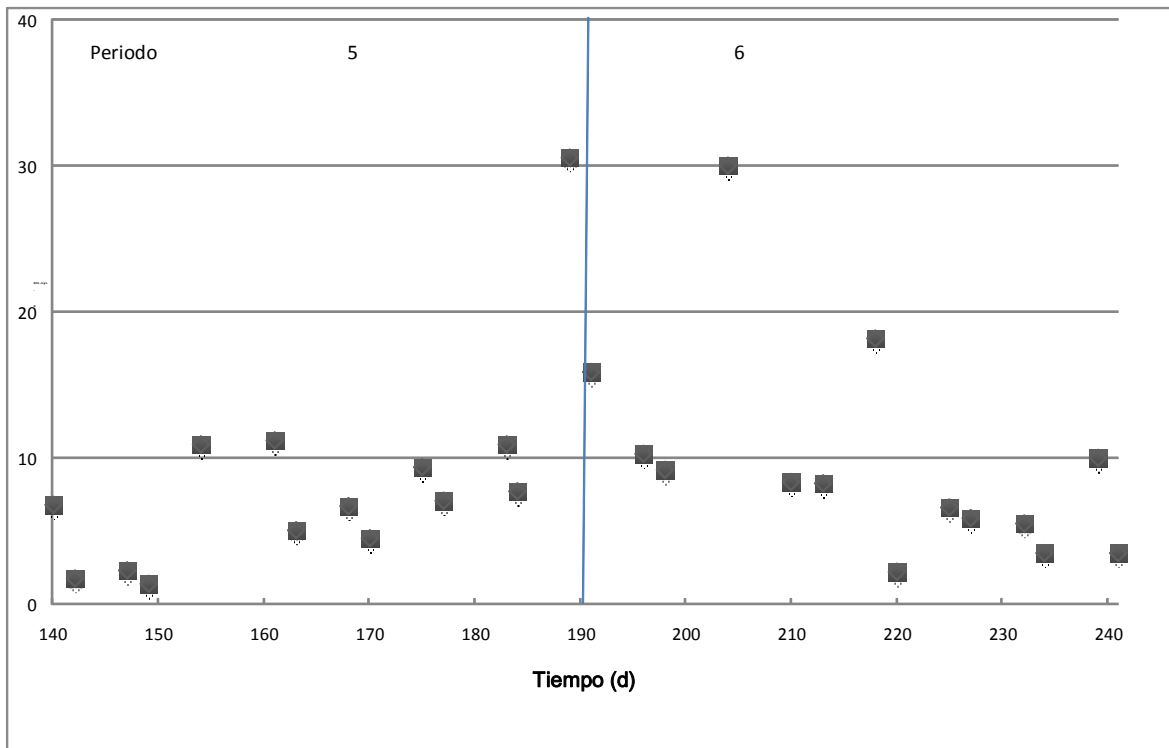


Figura 4.9 Concentración de nitratos en el efluente de los biorreactores

4.12 Balance de nitrógeno

4.12.1 Cálculo de nitrógeno necesario para la formación de la biomasa

A continuación se calcula la cantidad de nitrógeno necesario que debe estar presente en el agua residual para la formación de la biomasa.

Considerando la composición de un microorganismo como $\text{C}_{60}\text{H}_{87}\text{O}_{23}\text{N}_{12}$

Peso molecular de 1374 mg/L

Nitrógeno = $168 / 1374 = 0.122$

Fósforo = $31 / 1374 = 0.023$

Se requieren de nitrógeno $0.122 * \text{producción neta de la Biomasa } (\Delta\text{SSV})$

$$\Delta\text{SSV} = (Y * Q * (\text{DBO influente} - \text{DBO efluente}) - \text{CD} * \text{SSV} * V)$$

Donde:

Y= biomasa producida/ sustrato consumido 0.41^*

CD= tasa de decaimiento 0.042^*

* valores teóricos obtenidos, referencia :Rhode R. Copithorn,P.E. (2010). *Biofilm Reactors*. WEF Manual of Practice No.35. Mc Graw Hill, EUA. pp 565

Q = gasto de la PTAR $7.15 \text{ m}^3/\text{d}$ para periodo 5

$6.08 \text{ m}^3/\text{d}$ para periodo 6

V: volumen de los Biorreactores: 2.26 m^3

SSV promedio $1,907 \text{ mg/L}$ para el periodo 5

$1,918 \text{ mg/L}$ para el periodo 6

Datos de SSV obtenidos del capítulo 4.8 Cantidad de biomasa y tiempo de retención celular

Condiciones	Q1(Periodo 5)	Q2 (Periodo 6)
DBO influente mg/L	131	110
DBO efluente mg/L	27.2	30.5

Estos datos se obtuvieron con base en la correlación DBO/DQO Figura 4.3 y los valores de DQO promedios por periodos de la Tabla 4.2

Para Q1:

$(0.41 * 7.15 \text{ m}^3/\text{d} * (131 - 27.2 \text{ kg}/\text{m}^3) / 1000 - 0.042 * 1,907 \text{ mg/L} / 1000 * 2.268 \text{ m}^3 / 1000) = 0.122 \text{ kg/d}$ de ΔSSV , multiplicado por $0.122 = 0.0149 \text{ kg/d} * (1 \text{ d} / 7.15 \text{ m}^3) * 1000 = \mathbf{2.09 \text{ mg/L}}$ de Nitrógeno requerido para la bioasimiliación.

Para Q2 :

$$(0.41 \cdot 6.08 \text{ m}^3/\text{d} \cdot (110 - 30.5 \text{ kg}/\text{m}^3)/1000 - 0.042 \cdot 1,918 \text{ mg}/\text{L}/1000 \cdot 2.268 \text{ m}^3/1000) \\ = 0.0157 \text{ kg}/\text{d} \text{ de } \Delta \text{SSV multiplicado por } 0.122 = 0.0019 \text{ kg} / \text{d} \cdot (1\text{d} / 6.08 \text{ m}^3) \cdot 1000 \\ = \mathbf{0.32 \text{ mg}/\text{L}} \text{ de Nitrógeno requerido para la bioasimilación.}$$

4.12.2 Balance de nitrógeno para las condiciones con Q1 y Q2

Para analizar las transformaciones del nitrógeno en el sistema de tratamiento biológico estudiado, se partió del siguiente balance de masa:

$$\text{NT en el influente} = \text{N orgánico en el efluente} + \text{N amoniacal en el efluente} + \\ \text{Nitratos y nitritos en el efluente} + \text{N bioasimilado} + \text{N}_2.$$

Las concentraciones y remociones promedio obtenidas para las condiciones de aireación Q1 se presentan en la tabla 4.10. El N orgánico en el influente se obtuvo por diferencia entre el NT menos el N-NH₄. Para el caso del efluente, N orgánico se calculó restando del NT el N-NH₄ y N-NO₃. En este estudio no se midieron los nitritos ya que se consideró que debido a su inestabilidad, la concentración es pequeña y no influye significativamente en la determinación de las remociones de nitrógeno.

Tabla 4.10 Balance de nitrógeno con condiciones Q1

Parámetro	Influente	Efluente	Removido, mg/L	Remoción, %
NT	101	76	25	25
N-NH ₄	22	13	9	41
N orgánico	79	52	27	34
N-NO ₃	0	11		

En la Tabla 4.10 se observa que las remociones de N-NH_4 y de N orgánico fueron de 41% y 34% respectivamente. La remoción del N-NH_4 se atribuye básicamente a nitrificación y a bioasimilación. En el efluente se determinó una concentración promedio de N-NO_3 de 11 mg/L. Para las condiciones de operación durante el periodo experimental 5 (cantidad de aire Q1) se determinó una cantidad de N requerido para el crecimiento de la biomasa de 2.1 mg/L (Cap.4.12.1). La remoción de N orgánico se puede atribuir a una transformación a N-NH_4 y a una adsorción a las partículas (sólidos) suspendidas, las cuales se remueven en el sedimentador secundario. En este estudio no se ha determinado la cantidad de nitrógeno extraída con la biomasa del sistema de tratamiento, por lo cual no se puede calcular la fracción correspondiente a $\text{Norg} \rightarrow \text{N-NH}_4$. De los resultados presentados en la Tabla 4.10 se puede determinar que la suma N-NH_4 efluente + N-NO_3 efluente + N bioasimilado es de 26 mg/L. Esto significa que por lo menos 4 de los 27 mg/L de N orgánico removido se han transformado a N-NH_4 . Si la fracción de N transformado es mayor, se puede decir que en el sistema pudo haber tenido lugar una desnitrificación. Es decir, de los resultados obtenidos no se puede deducir si en el sistema hubo desnitrificación, pero la nitrificación sí quedó demostrada.

Las concentraciones y remociones promedio obtenidas para las condiciones de aireación Q2 se presentan en la tabla 4.10. Como se puede observar, en este caso todo el nitrógeno presente en el influente fue nitrógeno amoniacal y la concentración promedio de los nitratos en el efluente fue de 9 mg/L. La suma de N-NH_4 y N-NO_3 en el efluente es de 110 mg/L. La diferencia entre este valor y el valor promedio del NT en el efluente es de 1 mg/L y se puede atribuir a presencia de nitritos.

Tabla 4.11 Balance de nitrógeno con condiciones Q2

Parámetro	Influyente	Efluente	Removido, mg/L	Remoción, %
NT	131	111	20	15
N-NH ₄	131	101	30	23
N orgánico	0	0	0	0
N-NO ₃	0	9		

Para las condiciones Q2, cuando se aplicó menor cantidad de aire, se determinaron remociones de N-NH₄ y de N orgánico menores que las obtenidas en el periodo anterior, de 15% y 23% respectivamente. La cantidad removida de N-NH₄ fue de 30 mg/L, parte de estos se convirtieron en nitratos y nitritos (10 mg/L), parte se bioasimila (0.3 mg/L, determinado en Cap.4.12.1) y la otra parte se puede atribuir a una transformación en N₂ (desnitrificación). En este caso la nitrificación fue menor comparada con el período anterior, pero el balance indica una transformación a N₂ de 20 mg/L de NT.

4.13 Cálculo del consumo de energía eléctrica y costos de operación y mantenimiento mensual de la PTAR

Se estimó el consumo de energía eléctrica de la planta de tratamiento tomando en cuenta los motores eléctrico, su consumo y frecuencia de uso y a 15/220V. La Tabla 4.13 muestra esta relación. Para conversión de potencia en Watts de potencia en HP se utilizó:

Potencia en Watts = (Potencia HP) X (746) = Potencia en Watts; 1 HP = 746 Watts.
Potencia activa = 1.732 (voltaje) (corriente) (factor de potencia) (eficiencia)

TABLA 4.4 Equipos eléctricos de la PTAR

CANTIDAD DE EQUIPOS	POTENCIA (HP)	DESCRIPCION	LOCALIZACION (ETAPA DEL PROCESO)	MODO DE OPERACIÓN
1	0.40	Bomba	Remoción de lodos primarios	Ocasional
1	2.50	Soplador	Biorreactores	Intermitente
1	0.40	Bomba	Separador de sólidos	Intermitente
1	0.75	Bomba	Filtro de Grava y Arena	Intermitente

En la siguiente Tabla 4.14 se muestran los valores obtenidos para 3 fases, 4 hilos, 220 y 115 VCA.:

Tabla 4.5 Cálculo de la corriente utilizada en los equipos de la PTAR

CANTIDAD DE EQUIPOS	POTENCIA EN HP	POTENCIA EN WATTS	VOLTAJE DE OPERACIÓN	FACTOR DE POTENCIA	EFICIENCIA	CORRIENTE NOMINAL (AMP)	CORRIENTE TOTAL (AMP)
2	0.40	298.40	115, 1F	0.85	0.8	9.24	18.48
1	2.50	1,865.00	220, 3F	0.85	0.8	7.20	3.60
1	0.75	559.50	115, 1F	0.85	0.8	17.32	17.32
TOTAL	TOTAL	TOTAL					TOTAL
4	4.05	3,021.30					43.00

Termo magnético para la planta de tratamiento $1.5 \times$ corriente total = 64.50

El termo magnético comercial es = 70 AMP 3 polos

El consumo real se calculó en función de las TABLAS 4.4 y 4.5 y de la siguiente manera:

Consumo Real = (número de equipos)(potencia en watts)(factor de uso)

$$\begin{aligned}
 &= (1)(298,40)(0.00) = 0.00 \text{ por utilizarse solo cada 6 meses} \\
 &+ (1)(1,865.00)(0.50) = 932.50 \\
 &+ (1)(298.40)(0.10) = 29.84 \\
 &+ (1)(559.50)(0.50) = 279.75 \\
 &\text{Consumo Real Total} = 1,242.09 \text{ watts} \\
 &= 1.24 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Con respecto a los factores de uso:

- Son variables como se aprecia dependiendo de la forma de operación de los equipos (continua, intermitente o relevo)
 - Fueron obtenidos de la realidad (de otras plantas en servicio)
 - Están sujetos a las características de las aguas residuales

Considerando el Kwh a \$ 0.69 el costo fue de: $0.69 * 1.24 = 0.86$ pesos Kwh

$$(0.86 \text{ pesos Kwh}) * (24 \text{ Hrs / día}) * (30 \text{ días / mes}) = \mathbf{\$ 619.20 \text{ por mes}}$$

Así el costo mensual total por costo de energía eléctrica es de 619.20 pesos

Para el cálculo del costo de operación y mantenimiento de la planta se consideró además del consumo eléctrico las sustancias químicas empleadas, las refacciones y el personal.

Como sustancia química empleada se consideró el hipoclorito de sodio para desinfección del efluente con un consumo de 15 L/mes.

$$\text{Costo aproximado por litro } \$4.60 \quad 4.60 * 15 = \mathbf{\$ 69.00 \text{ mensuales}}$$

De refacciones se consideró:

El filtro de aire para el soplador y material para la limpieza de la planta

$$\mathbf{\$ 30.00 \text{ mensuales}}$$

Para el personal se consideró a una persona con estudios de secundaria cuyas funciones son la revisión de pastillas de hipoclorito de calcio en la cantidad adecuada, la limpieza de la planta y responder a las alarmas en el panel de control y realizar el mantenimiento preventivo pertinente a los sopladores como lavado de filtro de aire y engrasado. Este trabajo toma en promedio 2 horas diarias.

Considerando el costo salario mínimo de una persona \$ 51.95 / día (en Morelos, año 2009)

Costo salario mensual \$ 1,558.50 (jornada de trabajo de 8 hrs.)

Costo operador = ((\$ 1,558.50) / (8 hrs.)) x 1 hrs. = \$ 194.81 pesos / mes

Costo de energía eléctrica **\$ 619.20 mensual**

Así considerando todos los costos anteriormente descritos se tiene un costo mensual de

\$ 913.01 Considerando que la planta está diseñada para 0.2 lps:

$$0.2 \text{ lps} * 60 * 60 * 24 * 30 = 518,400 \text{ litros } \text{ó} \text{ } 518.40 \text{ m}^3/\text{mes}$$

$$\text{Por lo tanto } \$ 913.01 / 518.40 \text{ m}^3/\text{mes} = \mathbf{\$1.76 \text{ por m}^3} \text{ de agua tratada.}$$

Mediante este estudio se concluyó que para el caso de remoción de materia orgánica se puede reducir la potencia del motor del soplador en un 25 % (de 60Hz a 45Hz), lo cual se traduce en una disminución del consumo eléctrico a 0.69 kWh lo cual se traduce en **\$1.5 m³** de agua tratada o un 15% menos.

4.14 Prueba estadística

Con el objeto de demostrar la influencia positiva o negativa de la variación del aire Q1 y Q2 sobre la remoción de la materia orgánica y de nitrógeno, se realizó un análisis de varianza tomado en cuenta los porcentajes de remoción de DQO, NT y

N-NH₄ para las condiciones Q1 y Q2. Se consideró un nivel de significancia de 0.05 ($\alpha = 0.05$).

Los cálculos se muestran en el Anexo 10.

Considerando que los efectos medios de los tratamientos con Q1 y Q2 son iguales, se tienen las siguientes hipótesis

Hipotesis nula (H₀): $\tau_{Q1} = \tau_{Q2}$

Hipotesis alternativa(H₀): $\tau_{Q1} \neq \tau_{Q2}$

Donde τ_i es el efecto del tratamiento i sobre la variable de respuesta

Implica $H_0 = \tau_i = 0$ no se rechaza

- De este análisis para el caso de DQO se tiene:

Para este caso se obtiene una F calculada mayor que la F teórica (44.2 >4.04) por lo que por consiguiente se acepta la hipótesis nula, la cual establece que los efectos medios de la variación de aire de Q1 a Q2 sobre la remoción de la materia orgánica son iguales.

- Para el caso del Nitrógeno total :

Se obtiene una F teórica menor que una F calculada (1.8 < 4.02) por consiguiente el estadístico de prueba es mayor que el valor crítico para $\alpha = 0.05$, e no se acepta la hipótesis nula, la cual establece que los efectos medios de la variación de aire de Q1 a Q2 sobre la remoción de nitrógeno son iguales. Se acepta hipótesis alternativa.

Para el nitrógeno amoniacal

Se obtiene una F teórica menor que una F calculada (2.3<4.04) por consiguiente el estadístico de prueba es mayor que el valor crítico para $\alpha = 0.05$, e no se acepta la hipótesis nula, la cual establece que los efectos medios de la variación de aire de Q1 a Q2 sobre la remoción de nitrógeno amoniacal son iguales. Se acepta hipótesis alternativa.

Con base en las pruebas estadísticas se concluye que para la remoción de materia orgánica la disminución de la cantidad de aire suministrada en el intervalo estudiado no influye significativamente la remoción. Sin embargo, para el nitrógeno amoniacal y nitrógeno total se obtuvo que la diferencia en los resultados es estadísticamente significativa.

CAPÍTULO 5

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- Los biorreactores de lecho móvil del sistema de tratamiento en estudio permitieron obtener remociones de la demanda química de oxígeno total de 77% aplicando un caudal de aire Q1 de 32 SCFM ó 55 m³/h (mayor que el teórico) y del 67% con aire Q2 de 15 SCFM ó 26 m³/h (menor que el teórico), lo cual está dentro de los intervalos reportados para estos sistemas en la literatura.
- En cuanto a la remoción de la demanda química de oxígeno soluble se obtuvo una remoción del 63% con las condiciones Q1 y del 56% con las condiciones Q2.
- Se observó que la variación de los intervalos de los resultados obtenidos durante todos los periodos experimentales para los parámetros estudiados comprendió para la DQO total desde 997 hasta 83 mg/L, para la DQO soluble desde 549 hasta 44 mg/L, para los SST desde 1,050 hasta 35 mg/L, para el NT desde 210 hasta a 9 mg/L y de N-NH₄ desde 139 hasta 2.8 mg/L. Cuando se aplicó un caudal de aire Q1 se observó para la DQO total, SST,SSV,NT y N-NH₄, un intervalo de variación de 238 a 599 mg/L, de 76 a 348 mg/L, de 43 a 269 mg/L, 12 a 162 mg/L y de 4 a 30 mg/L; respectivamente. Cuando se aplicó un caudal de aire Q2 se observó para la DQO total, SST,SSV,NT y N-NH₄, un intervalo de variación de 187 a 849 mg/L, de 67 a 194 mg/L, de 52 a 163 mg/L, de 75 a 210 mg/L y de 55 a 173 mg/L; respectivamente.

- La remoción del nitrógeno amoniacal fue de 41% para el período cuando se aplicó Q1 y de 23% para Q2. La remoción de nitrógeno total fue de 25% para el período cuando se aplicó Q1 y de 15 % para Q2. En ambos casos la remoción disminuyó al disminuir la cantidad de aire.
- Considerando que se puede utilizar la cantidad de aire 26 m³/h en lugar del generalmente utilizado de 55 m³/h, sin afectar significativamente la materia orgánica, el costo de la energía puede disminuir en un 28%, lo cual se refleja en una disminución en el costo por metro cúbico de agua tratada en un 15%.
- La remoción de los sólidos suspendidos totales fue del 71% durante toda la fase experimental, teniendo 30 mg/l a la salida del separador secundario de alta tasa.
- La cantidad de sólidos suspendidos volátiles o biomasa en suspensión en los biorreactores durante todo el experimento fue en promedio de 178 mg/L para el Biorreactor 1 y de 200 mg/l para el Biorreactor 2.
- En cuanto a la cantidad de biomasa inmovilizada en promedio de los soportes de plástico esta fue de 25 g SSV secos/m².
- Los tiempos promedio de retención celular para el período 5 con condiciones Q1 fue de 4.0 días y para el período 6 con condiciones Q2 fue de 3.5 días. Los tiempos de retención celular no fueron suficientes para una nitrificación completa pero sí suficientes para la remoción de materia orgánica.
- La relación entre DQO/DBO fue en promedio de 3.6, lo cual no es muy característico en las aguas residuales de origen doméstico o municipal, se

piensa que esto se debe a descargas de sustancias químicas en las tarjas de los laboratorios que luego son conducidas a la planta de tratamiento de aguas residuales.

- Se recomienda realizar con la periodicidad indicada los trabajos de mantenimiento correspondientes al retiro de sólidos suspendidos totales del registro previo a la planta y tanque de sedimentación primaria y la separación del drenaje pluvial del drenaje que es conducido a la. planta de tratamiento de aguas residuales.

REFERENCIAS

- Albertson, O.E. (ed.)(2000). Aerobic Fixed-Growth Reactors. Water Environment Federation, Alexandria.
- Ambrosio, J.M. y Mozón T.I., (2000). Reducción simultánea de DBO(C), NH_4^+ , y desnitrificación en un reactor biopelícula. Congreso Argentino de Saneamiento y Medio Ambiente, 11, Mendoza, 10-12 mayo.
- Ambrosio, J.M. y Monzón T.I.(1996). Reducción simultánea de DBO, NH_4^+ y Desnitrificación en un reactor de Biopelícula."Curso sobre tratamiento de Aguas residual y explotación de estaciones Depuradoras, Tratamientos Biológicos: Procesos de Biopelícula fija". Universidad de Cantabria, España.
- Beacheler, V.J., Zambrano M.E. y Urritua. H.B. (2001). Estudio de la cinética de crecimiento de biopelícula bacteriana aplicada en el tratamiento de riles. XIV Congreso de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Santiago de Chile.
- Beyenal, H. y Lewandowski Z., (2002). Internal and External Mass Transfer in Biofilms Grown at various Flow velocities. Biotechnology Program: 55-61.
- Blackbeard, J. R., Ekama, G. A. y Marais, G. R. (1986). A survey of Filamentous bulking and foaming inactivated sludge plants in South Africa. Water Pollution Control, 90-100.
- Brooks, J.L.; Rock, C. y Struchtemeyer, R.A (2006). Use of peat for on-site wastewater treatment: II-field studies. Journal. *Environmental*, 524 –530.
- Chapanova, G. (2006). Influence of temperature and salinity on the performance of submerged fixed-bed biofilm reactors for the treatment of wastewater (in German). PhD thesis, Department of Engineering Science, University of Halle-Wittenberg, in preparation.
- Characklis, W.G. y Marshall, K.C. (1990). Biofilms: A basis for an interdisciplinary approach, in Biofilms, Characklis, W.G. and Marshall, K. C. eds., Wiley and Sons, New York. 3-15.
- Chen, S., Sun D. y Chung J.S. (2008). Simultaneous removal of COD and ammonium from landfill leachate using an anaerobic-aerobic moving bed biofilm reactor system. Waste Management, vol. 28, 339-346.

- Chen, J.J., McCarty, D., Slack, D. y Rundle, H. (2000). Full scale studies of a simplified aerated filter (BAF) for organics and nitrogen removal. *Water Science and Technology*, 41 (4-5) 1-4.
- Christensen, B.E. y Characklis, W.G. (1990). Physical and chemical properties of biofilms, in *Biofilms*, Characklis, W.G. and Marshall, K.C. eds., Wiley and Sons, New York. 93-130.
- Chudoba, J., Ottava, V., Grau, P., Blaha, J. y Madera, V. (1973). Control of activated sludge bulking. *Water Research* 7/8, 1163-1237.
- Corley, M. Rodgers M., Mulqueen J. y Clifford.E., (2006). The Performance of Fibrous Peat Biofilters in treating Domestic Strenght Wastewater. *Journal of Environmental Science and Health*. vol.41: 811—824.
- Cunningham, A.B., Bouwer, E.J. y Characklis, W.G. (1990). Biofilms in porous media, in *Biofilms*, Characklis, W.G. and Marshall, K.C. eds., Wiley and Sons, New York,. 697-732.
- Da Costa , R.H.R ,Souto, V.S, Prehalz, A.T.S, Neto L.G.L. y Wolff D.B . (2008). Utilization of a Hybrid sequencing batch reactor (HSBR) as a decentralization system of domestic wastewater treatment. *Water Science and Technology*, IWA Publishing 57.12.
- Dapena-Mora, A., WH Van Hulle, S., Campos J.L, Méndez R., Vanrolleghem P., y Jetten M. (2004). Enrichment of Anammox biomass from municipal activated sludge: experimental land modelling results. *Chem Technol Biotechnol* vol. 79,1421–1428.
- De Feo, G. (2007). Carbon and nitrogen removal from low-strength domestic wastewater with two stage submerged biological filter. *Journal of Environmental Science and Health* ,641-647.
- Díaz Marrero, M A. (2006). Modelación de filtros sumergidos y aireados. *Ingeniería Hidráulica y Ambiental*, VOL: XXVII, NO. 2-3 pp 25-32.
- Díaz, M. y Montesino M.A.(2003). "Filtros sumergidos aireados", *Revista Hidráulica*, No. 1, Vol. XXIV.
- Dolgen, D., Necdet Alplasan, M. y Izmirligil, C., (2007). Combining Fluidized and Fixed Film Processes in a single Biofilm Reactor for Organic Matter Removal. *Environmental Engineering Science* vol. 24,No. 3. 267-276.
- DWA/ATV (1997). *Plants with Submerged Fixed Beds – ATV Manual for Biological and Advanced Wastewater Treatment* (in German), 4th, Ernst und Sohn, Berlin,. 197–213.

- Esoy, A., Odegaard, H., Haegh, M., Rislá, F. y Bentzen, G. (1998). Upgrading wastewater treatment plants by the use of biofilm carriers, oxygen addition and pre-treatment in the sewer network, *Water Science and Technology* vol. 37, No.9, 159-166.
- Fabergoli, G.; A. Chiavola, E. Rolle y Stracquadanio, S (2003). Experimental study on nitrification in a submerged aerated biofilter. *Water Science and Technology* 49 (11-12)107-113.
- Fang, H.H.P. y Yeong, C.L.Y.(1993). "Biological Wastewater Treatment In Reactors With Fibrous Packing" *Journal of Environmental Engineering, EEUU*, vol.119 No.5, 946-956.
- Fitch M.W., Pearson N., Richards G. y Burken J. (1998). Biological fixed films. *Water Environmental Research*, 495-509.
- Galán, A., Molina, V., Thamdrup, B., Woebken, D., Lavik, G., Kuypers, M.M.M. y Ulloa, O. (2009). Anammox bacteria and the anaerobic oxidation of ammonium in the oxygen minimum zone of northern Chile. *Deep-Sea Research Part II* 56(16):1125–1135.
- Garg V.K. (2008). Stabilization of primary sewage sludge during vermicomposting. *Journal of Hazardous Materials*, 153, 1023-1030.
- González Martínez, S. (2002). *Tratamiento de Aguas Residuales Utilizando Biopelículas sobre un material poroso*. XXVIII Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Cancún México. Pág. 8
- González Martínez, S.(1996). Biopelículas aerobias en tratamiento de aguas residuales. Memorias del Tercer Simposio Internacional sobre Control de Polución de Aguas por Procesos Biológicos, organizado por la Asociación Venezolana de Ingenieros Sanitarios y Ambientales y la Universidad de Carabobo, Valencia, Venezuela, del 6 al 9 de febrero.
- Grasmick, A., Elmaeh, S. y Ben Aim (1979). Experimental study of submerged biological fillers (Etude experimentale de la filtration biologique immergée). *Water Research* 14, 1137-1147.
- Güven, D., Dapena, A., Kartal, B., Schmid, M.C., Maas, B., van de Pas-Schoonen, K., Sozen, S., Mendez, R., Op den Camp, H.J.M., Jetten, M.S. M. y otros. (2005). Propionate oxidation by and methanol inhibition of anaerobic ammonium-oxidizing bacteria. *Applied and Environmental Microbiology* 71(2):1066–1071.
- Hem, L.J., Rusten, y Odegaard H.(1994). Nitrification in a Moving Bed Biofilm Reactor. *Water Science and Technology*, vol 28, 1425-1433.

- Hossein, M y Saeedi, R.(2007). Upgrading of Wastewater Treatment Plant Using an Aerated Submerged Fixed Film Reactor (ASFFR).*European Journal of Scientific Research*. vol 16 No.3, 426-433.
- Hossein, M, ,Reza,S. (2007). Upgrading of Wastewater Treatment Plant Using an Aerated Submerged Fixed Film Reactor (ASFFR) *European Journal of Scientific Research* ISSN 1450-216X vol.16 No.3,426-433
<http://www.eurojournals.com/ejsr.htm>
- Hu, Z. y Gagnon G.A. (2006).Factors affecting recirculating biofilters (RBFs) for treating municipal wastewater. *Journal of Environmental Eng.Sci.* vol.5, 349-357.
- Igarashi,T.Watanabe W. y Tambo,N. (1999).The Moving Bed Biofilm Reactor.*Water Environmental Engineering and Reuse of Water*,250-305.
- Iwai,S y Kitao.T.(1994). "Wastewater Treatment With Microbial Films": Wastewater Treatment With Microbial Films 1ºEd. Technomics Publishing Company , U.S.App. 137.
- Jetten, M.S.M., Cirpus, I., Kartal, B., van Niftrik, L., van de Pas-Schoonen, K.T., Sliekers, O., Haaijer, S., van der Star, W., Schmid, M., van de Vossenberg, J., Schmidt, I., Harhangi, H., van Loosdrecht, M., Gijs Kuenen, J., Op den Camp, H. y Strous, M. (2005. 1994-2004): 10 years of research on the anaerobic oxidation of ammonium. *Biochemical Society Transactions* ,119-123
- Jin-Young A. Joong-Chun, K.,Deog-Won, A. y Hang-Sik,S. (2008). Performance of a Full Scale Biofilm System Retrofitted with a an upflow Multilayer Bioreactor as a Preanoxic Reactor for Advanced Wastewater treatment.*Water Environmental Research* vol. 80,No.8, 757-766.
- Jin-Young, A., Kwon, Joong-Chun , Ahn, Deog-Won · Shin, Hang-Sik · Won, Sung-Ho Kim y Byung-Woo (2008). Performance of a full-scale biofilm system retrofitted with an upflow multilayer bioreactor as a preanoxic reactor for advanced wastewater treatment. *Water Environment Research*. Publication of the Water Environmental Federation.
- Kerman,i M., (2008).Aplication of Moving Bed Process for Biological Organics and Nutrients Removal for Municipal Wastewater. *American Journal of Environmental Science*. 4(6)657-682.
- Kohnert, S., Schlegel, S. y Koeser, H. (2006). Denitrification in Anoxic SFBBRs, to be published.Schlegel, S. (1988). The use of submerged biological filters for nitrification. *Water Science and Technology*, 20(4-5),177-187.

- Krüger/ Veolia water. Design Memo for a Kaldnes Moving Bed™ biofilm technology, EUA, 2010. Disponible a través de http://www.google.com/search?q=anoxkaldnes+medium+bubble+aeration+system&rlz=117GGLL_es&ie=UTF-8&oe=UTF-8&sourceid=ie7
- Kumar L. Ranjan R. y Sabumon P.C., (2008). Development of an ecologically sustainable wastewater treatment system. *Water Science and Technology*. 7-12.
- Louden, T.L. Thompson, D.B., Fay, L., y Reese, L.E (1985). Cold climate performance of recirculating sand filters. In *Proceedings of the fourth onsite wastewater treatment symposium*. American Society of Agricultural Engineers, St. Joseph Mich.
- Loukidou, M.X. y Zouboulis, A.I. (2001). Comparison of two Biological Treatment Processes Using attached Growth Biomass for Sanitary Landfill Leachate Treatment. *Environmental Pollution*, 273-281.
- Mannina, G. y Gaspare, V. (2009) . Hybrid moving bed biofilm reactors: an effective solution for upgrading a large wastewater treatment plant. *Water Science and Technology*, 1103-1116.
- Mcdowell, C. S. y, Hubbell, S. (2001). Big things come in small package. *Water Environmental Technology*. vol. 13 ,64–69.
- McGettigan, J; Stinson B. y Wilson, T.(2009). Tertiary Denitrifying MBBRs: The Right Choice? *Proceedings of the Water Environment Federation, WEFTEC 2009: Session 11 through Session 20* , 446-457.
- Mendoza-Espinoza, L. y Stephenson T. (1999). A Review of a Biological Aerated Filters (BAF) for Wastewater Treatment. *Environmental Engineering Science*, 201-216.
- Metcalf y Eddy, (2003) . *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*, 4th ed. Mc Graw Hill, EUA. pp 1819..
- Mijaylova P., Moeller G., Bustos M.A., Garzón Zúñiga y Hornelas Y. (2008). Comparison of Bioreactors with different kinds of submerged packed beds for domestic wastewater treatment. *Water Science and Technology*, 29-36.
- Mulder, J.W., Duin, J.O.J., Goverde, J., Poiesz, W. G., van Veldhuizen, H.M., van Kempen, R. y Roeleveld, P. (2006). Full-Scale Experience with the Sharon Process through the Eyes of the Operators. *Proceedings of the Water Environmental Federation*.

- Nabizadeh R. y Mesdaghinia A. (2006). Behavior of an Aerated Submerged Fixed-Film Reactor (ASFFR) under simultaneous Organic and Ammonia Loading. *Journal of Environmental Quality*; Proquest Science Journals 35,3 pp 742- 748.
- Nabizadeh R., Nadaffi K., Mesdaghinia A. y Hosien A., (2008). Feasibility study of organic matter and Ammonium removal using loofa sponge as a supporting medium in an aerated submerged fixed-film reactor (ASFFR). *Electronic Journal of Biotechnology*. Vol 11 No.4
- Neethling, J.B. (2010) Tertiary Denitrification Processes for Low Nitrogen and Phosphorus. *Water Environmental Research*, 1-25.
- O'Reilly, M.E., Rodgers, M. y Zhan, X.M. (2008). Pumped flow biofilm reactors (PFBR) for treating municipal wastewater. IWA Publishing. *Water Science and Technology*, 1857-1864.
- Ødegaard, H *et al.*, (1994) A New Moving Bed Biofilm Reactor-Applications and Results. *Water Science and Technology*. Vol.29 No.10-11 p.157-165.
- Osorio, F. & Hontoria, E. (2002). Wastewater treatment with double layer submerged biological aerated filter, using waste material as biofilm support. *Journal of Environmental Management*, vol.65. 79-84.
- Perez, J, Ramos, A., Ordóñez, J. y Gómez, M. (2007). Dual-stage peat beds in small community wastewater treatment. *Journal of Environmental Science and Health*, 1125-1130.
- Piluk, R.J. (1988). Field study of an innovative on site wastewater disposal system for nitrogen reduction. M.Sc thesis Graduate School of the University of Maryland College Park, Md.
- Present, And Plenty Of Potential" - IAWPRC Sixteenth Biennial Conference and Exhibition - Washington, D.C. (1992)
- Ramalho, R.S (1991). *Tratamiento de Aguas Residuales*. Reverté. S-A Barcelona, España.
- Rhodes, R. Copithorn, P.E. (2010). *Biofilm Reactors*. WEF Manual of Practice No.35. Mc Graw Hill, EUA. 565
- Rittman, B. E. y McCarty, P. L. (1980). Design of Fixed-Film processes with steady-state biofilm model. *Biotechnology and Bioengineering* vol. 22, 2343-2357.

- Robinson, A.B., Brignal, W.J. y Amith A.J. (1994). Construction and Operation of a Submerged Aereated Filter sewage treatment works. *J.IWEM* 8, 215-27
- Rodgers, M. y Clifford, E., (2009) . Horizontal-Flow Biofilm Reactors for removal of Carbon and Nitrogen from domestic-Strenght Wastewater. *Water Environmental Research*;339-347.
- Rock, C.A.; Brooks, J.L.; Bradeen, S.A.y Woodard, F.E (1982) Treatment of septic tank effluent in a peat bed. In *Proceedings 3rd National Symposium on Industrial and Small Community Sewage Treatment*; ASAE Publication;; 116–123.
- Rogalla, F. y Sibony, J. (1992). Bicarbonate aereated filters-ten years after: past, present, and plenty of potential. *IAWPRC Sixteenth Biennial Conference and Exhibition- Washington, D.C.*
- Ronayne, M.P., Paeth, R.C. y Wilson S.A. (1982). Oregon on-site experimental system program. Oregon Dept. of Environmental Quality.
- Roy, C. y Dube J.P. (1994). A recirculating gravel filter for cold climates. In *Proceedings of the seventh onsite wastewater system symposium*. American Society of Agricultural Engineeres. St. Joseph, Mich.
- Rusten, B. y Eliassen, H. (1994). Upgrading to nitrogen removal with the KMT Moving Bed Biofilm Process. *Water Science and Technology* 29 (12) 185-195.
- Rusten, B., McCoy, M., Proctor, R. y Siljudalen, J. (1998), The innovative moving bed biofilm reactor/solids contact reaeration process for secondary treatment of municipal wastewater. *Water Environment Research*, 98-113.
- Rusten, B. y Neu, K. (1999). Moving-bed Biofilm Reactor move into the small-flow treatment arena. *Water Environment and Technology*, 55-61.
- Rusten, B.L. Hem y , Odegaard, H. (1995). Nitrification of Municipal wastewater in noel moving bed biofilm reactors. *Water Environmental Research* vol. 67, 75-86.
- Schlegel, S. y Koeser, H. (2007) .Wastewater treatment with submerged fixed bed biofilm reactor systems-design rules, operating experiences and ongoing developments. *Water Science and Technology*, vol 55. No.8-, 83-89].
- Schlegel, S. y Teichgraeber, B. (2000). Operational results and experiences with submerged fixed-film reactors in the pre-treatment of industrial effluents. *Water Science and Technology*, 453–459.
- Stricker, E. A., Barrie, A., Maas, C., Fernandes, W. y Lishman, L. (2009). Comparison of Performance and Operation side-by-side Integrated Fixed-Film and

Conventional Activated Sludge Processes at Demonstration Scale. *Water Environmental Research*, 219-232.

Swanson, M. y Loehr, R. (1997). Use of Biofilter and suspended growth reactors to treat VOCs. *Waste management*. vol 20,59-68.

Watanabe T., Kuniyasu K. y Ohmori H. (1993). "Anaerobic And Aerobic Submerged Bio-Filter System For Small Scale On Site Domestic Sewage Treatment" : *Water Science Technology*, vol.27 No.1,51-57.

Weiss. J. (2005). Evaluation of Moving Bed Biofilm Reactor Technology for Enhancing Nitrogen Removal in a Stabilization Pond Treatment Plant. *WEFTEC*.

Wolff, D. B., Ochoa, J. C., Paul, E. y Costa, R. H. R. (2005). Nitrification in hybrid reactor with a recycled plastic support material. *Braz. Arch. Biol. Technol.* vol.48, 243–248.

Woolard, C.R. y Luetters, S.T (1997). Starvation Response in Biological Treatment Systems. *Proc. 70th Annu. Water Environ. Fed. Conf. Exposition. Chicago, Ill.*

Wuertz, S., Bishop, P. y Wilderd, P. (2003). *Biofilms in Wastewater. Treatment. An interdisciplinary Approach.* IWA Publishing UK.

Yang, H. y Grant D., (2005). Potential Improvement in Biofilter Design through the use of heterogeneous packing and conical Biofilter Geometry. *Journal of Environmental Engineering*. vol 131, No.4, 504-511.

Anexo 1 Determinación de la cantidad de biomasa inmovilizada en los soportes utilizados dentro de los Biorreactores.

Para la determinación de la biomasa inmovilizada se tomó un soporte de cada Biorreactor. Se utilizó un equipo limpiador ultrasónico Marca Autoscience modelo AS5150B para desprender la biomasa de los soportes. El equipo tenía una celda con un volumen de 5 litros, la celda se llenaba con agua deionizada y el soporte (Figura A-1) se introducía en la celda.

Se conectó el equipo empezando la vibración y se dejó un tiempo de 6 horas para determinar el nivel de la potencia y la duración de la vibración y se realizaron pruebas preliminares .Se observó que al aplicar nivel medio de potencia se desprendía solo una parte de la biomasa, por lo cual se elevó la potencia al nivel máximo observándose un desprendimiento completo de la biomasa.

El desprendimiento total se observó al aumentar el tiempo total a 7 horas, por lo anterior se definieron las condiciones de operación a máxima potencia y siete horas de vibración, en estas condiciones se realizaron todas las pruebas de la determinación de la biomasa inmovilizada durante la experimentación .Al terminar el proceso de desprendimiento de la biomasa se tomaba una muestra retirándose el soporte de la celda , el agua se agitaba perfectamente para su homogenización y se procedía a realizar las pruebas de sólidos, suspendidos volátiles para su cuantificación.



Figura A-1 Fotografía del soporte para cuantificación de biomasa

Cálculos de la determinación de la biomasa adherida:

Para determinar la cantidad de biomasa adherida en un soporte se multiplicaba la cantidad de SSV por el volumen del agua en la celda (5L) esta cantidad se multiplicaba por la cantidad de soporte en cada biorreactor. Esta cantidad se dividía entre el área superficial biodisponible en cada biorreactor obteniéndose la cantidad de biomasa en g/m^2 . También se calculó la cantidad de biomasa relacionándola con el volumen de cada biorreactor, expresándola en mg/L .

Para la determinación de la biomasa inmovilizada se realizaron 20 determinaciones en los biorreactores tomando muestras cinco veces por semana de los dos reactores durante un mes., los resultados se muestran en la tabla 1-1, y 1-2.

TABLA 1.1 Pruebas de biomasa inmovilizada Biorreactor 1

Muestra	Biorreactor 1			Biomasa adherida, mg/m2	Biomasa adherida, g/m2	Biomasa adherida, mg/l
	SSV mg/l	SSV-1 soporte, mg	SSV todos los soportes, mg			
1	1,243	6,215	2,106,885	27,011	27.01	1,858
2	1,225	6,125	2,076,375	26,620	26.62	1,831
3	1,120	5,600	1,898,400	24,338	24.34	1,674
4	1,211	6,055	2,052,645	26,316	26.32	1,810
5	1,327	6,635	2,249,265	28,837	28.84	1,983
6	1,255	6,275	2,127,225	27,272	27.27	1,876
7	1,291	6,455	2,188,245	28,054	28.05	1,930
8	1,322	6,610	2,240,790	28,728	28.73	1,976
9	1,356	6,780	2,298,420	29,467	29.47	2,027
10	1,449	7,245	2,456,055	31,488	31.49	2,166
11	1,321	6,605	2,239,095	28,706	28.71	1,975
12	1,366	6,830	2,315,370	29,684	29.68	2,042
13	1,122	5,610	1,901,790	24,382	24.38	1,677
14	1,124	5,620	1,905,180	24,425	24.43	1,680
15	1,345	6,725	2,279,775	29,228	29.23	2,010
16	1,333	6,665	2,259,435	28,967	28.97	1,992
17	1,378	6,890	2,335,710	29,945	29.95	2,060
18	1,348	6,740	2,284,860	29,293	29.29	2,015
19	1,320	6,600	2,237,400	28,685	28.68	1,973
20	1,334	6,670	2,261,130	28,989	28.99	1,994
promedio	1,290	6,448	2,185,703	28,022	28.02	1,927
Desv.Est	91	453	153,666	1,970	1.97	135.51
Promedios biorreactor 1 y 2					25.03	1,722

TABLA 1.2 Pruebas de biomasa inmovilizada Biorreactor 2

Muestra	Biorreactor 2			Biomasa adherida, mg/m2	Biomasa adherida, g/m2	Biomasa adherida, mg/l
	SSV mg/l	SSV-1 soporte, mg	SSV todos los soportes, mg			
1	950	4,750	1,610,250	1,610	20.644	1,420
2	1,108	5,540	1,878,060	1,878	24.078	1,656
3	1,023	5,115	1,733,985	1,734	22.231	1,529
4	1,010	5,050	1,711,950	1,712	21.948	1,510
5	997	4,985	1,689,915	1,690	21.666	1,490
6	978	4,890	1,657,710	1,658	21.253	1,462
7	1,058	5,290	1,793,310	1,793	22.991	1,581
8	1,103	5,515	1,869,585	1,870	23.969	1,649
9	1,059	5,295	1,795,005	1,795	23.013	1,583
10	981	4,905	1,662,795	1,663	21.318	1,466
11	945	4,725	1,601,775	1,602	20.536	1,413
12	1,022	5,110	1,732,290	1,732	22.209	1,528
13	1,054	5,270	1,786,530	1,787	22.904	1,575
14	1,078	5,390	1,827,210	1,827	23.426	1,611
15	876	4,380	1,484,820	1,485	19.036	1,309
16	987	4,935	1,672,965	1,673	21.448	1,475
17	1,006	5,030	1,705,170	1,705	21.861	1,504
18	1,037	5,185	1,757,715	1,758	22,535	1,550
19	1,022	5,110	1,732,290	1,732	22,209	1,528
20	996	4,980	1,688,220	1,688	21,644	1,489
promedio	1,015	5,073	1,719,578	1,720	22,046	1,516
Desv.Est	56	278	94,338	94	1,209	83.19

Notas:

1. En total son 678 soportes, 339 en cada biorreactor
2. El área biodisponible total de los soportes es 156 m², 78 m² en cada biorreactor.
3. El volumen total de los reactores es de 2, 268 L, cada uno de 1,134 m³.

Los resultados indican que la cantidad de biomasa adherida fue mayor en el biorreactor 1 con un promedio de 28 g/m^2 comparada con el biorreactor 2 que tenía un promedio 22 g/m^2 . Para la determinación del tiempo de retención celular se utilizaron los datos que relacionan la cantidad de la biomasa con el volumen del reactor. La cantidad promedio de la biomasa en biorreactor 1, fue de $1,927 \text{ mg/L}$ y en biorreactor 2, fue de $1,516 \text{ mg/L}$, el promedio de la cantidad de la biomasa adherida de los dos biorreactores fue de $1,722 \text{ mg/L}$.

AMETEK® Rotron® Industrial Products

DR 505M & CP 505M Regenerative Blower

FEATURES

- Manufactured in the USA – ISO 9001 compliant
- CE compliant – Declaration of Conformity on file
- Maximum flow: 160 SCFM
- Maximum pressure: 65 or 80 IWG
- Maximum vacuum: 5.2" Hg (70.8 IWG)
- Standard motor: 2.0 or 2.5 HP, TEFC
- Cast aluminum blower housing, impeller & cover; cast iron flanges (threaded)
- UL & CSA approved motor with permanently sealed ball bearings
- Inlet & outlet internal muffling
- Quiet operation within OSHA standards

MOTOR OPTIONS

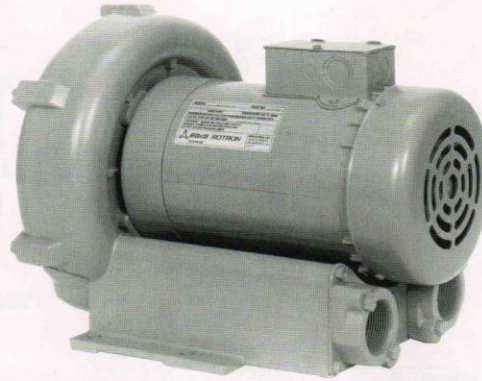
- International voltage & frequency (Hz)
- Chemical duty, high efficiency, inverter duty or industry-specific designs
- Various horsepower for application-specific needs

BLOWER OPTIONS

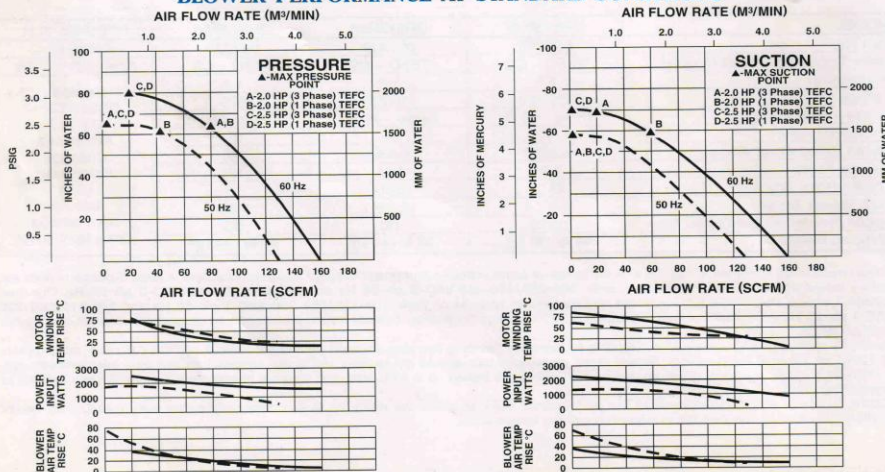
- Corrosion resistant surface treatments & sealing options
- Remote drive (motorless) models
- Slip-on or face flanges for application-specific needs

ACCESSORIES (See Catalog Accessory Section)

- Flowmeters reading in SCFM
- Filters & moisture separators
- Pressure gauges, vacuum gauges & relief valves
- Switches – air flow, pressure, vacuum or temperature
- External mufflers for additional silencing
- Air knives (used on blow-off applications)
- Variable frequency drive package



BLOWER PERFORMANCE AT STANDARD CONDITIONS



Rev. 2/01

B-19

AMETEK Rotron Industrial Products, Saugerties, NY 12477 • e mail: rotronindustrial@ametek.com • internet: www.rotronindustrial.com

Anexo 2 Información técnica del soplador utilizado en la PTAR

Anexo 3 Datos para la remoción del DQO total del día 1al 241

días	Periodo	Influente mg/L	Efluente mg/L	%Remoción
1	1	438	261	40
3		577	456	21
8		541	456	16
10		920		
15		997	794	20
17		970	892	8
22		296		
24		558		
30		505		
31		620	597	4
36		791	682	14
43		427	398	7
45		461	408	11
50		332	306	8
52	2	429		
57		177	164	7
59		387		
64		239		
66		693		
71		353	139	61
73	3	537	131	76
79		497	109	78
121	4	293		
126		128	105	18
128		83	57	31
133		315	273	13
135		110		
140		464	88	81
142	5	342	197	42
147		123	46	63
149		98	56	43
154		167	98	41
161		238	85	64
163		334	95	72

168		262	91	65
170		597	115	81
175		407	94	77
177		469	122	74
183		599	86	86
184		389	125	68
189		468	45	90
191		451	45	90
196	6	234	101	57
198		331	122	63
204		187	75	60
206		314	116	63
210		440	162	63
213		849	184	78
218		293	69	76
220		438	111	75
225		286	76	73
227		376	114	70
232		313	111	65
234		345	110	68
239		268	95	65
241		351	97	72

Anexo 4 Datos para la remoción del DQO soluble del día 1al 241

días	periodo	Influyente mg/l	Efluente mg/l	%Remoción
1	1			
3				
8				
10		218	131	
15		197	185	6
17		141	125	11
22		199		
24		120	101	
30		92	100	
31		89	99	
36		94	87	7
43		184	157	15
45		156	119	24
50		126	102	19
52	2	113	103	9
57		66	56	15
59		83	69	17
64		51	45	12
66		81	57	30
71	3	80	69	14
73		130	99	24
79		106	65	39
121	4	85	65	24
126		49	28	43
128		21	19	10
133		70	54	23
135		35	25	29
140		166	40	76
142	5	250	57	77
147		55	27	51
149		44	25	43
154		69	47	32
161		85	45	47
163		234	94	60

168		191	62	68
170		212	84	60
175		204	75	63
177		195	62	68
183		188	83	56
184		232	79	66
189		172	30	83
191		139	58	58
196	6	167	93	44
198		152	66	57
204		100	56	44
206		179	88	51
210		210	101	52
213		549	126	77
218		93	48	48
220		158	66	58
225		160	60	63
227		206	69	67
232		145	71	51
234		175	71	59
239		120	56	53
241		146	65	55

Anexo 5 Datos obtenidos de SSV en ambos biorreactores

días	Periodo	SSV (mg/L)Biorreactor 1	SSV mg/L Biorreactor 2
1	1	38	75
3		261	244
8		213	181
10		596	265
15		743	313
17		505	333
22		210	240
24		381	320
30		235	264
31		200	180
36		265	258
43		219	90
45		272	255
50		170	107
52	2	179	138
57		73	65
59		211	171
64		69	50
66		162	146
71	3	267	183
73		248	225
79		170	185
121	4	136	
126		74	43
128		7	7
133		261	187
135		41	38
140		78	41
142	5	100	38
147		15	14
149		71	25
154		77	82
161		77	106
163		141	162

168		212	141
170		180	140
175		210	260
177		261	322
183		227	219
184		244	230
189		142	160
190		103	206
196	6	134	105
198		191	216
204		158	208
206		145	211
210		177	228
213		226	215
218		121	158
220		132	156
225		177	187
227		158	157
232		247	255
234		151	170
239		266	322
241		202	271

Anexo 6 Datos de SST en el influente y efluente de los Biorreactores

	Influente	Efluente	
Periodo	SST (mg/L)	SST (mg/L)	% Remoción
1	200	22	89
	380	50	87
	307	201	35
	556	316	43
	854	470	45
	1050	420	60
	149		
	364	350	4
	330	231	30
	365	199	46
	369	317	14
	189	94	50
	214		
	217	170	22
2	224	172	23
	93	81	13
	224	210	6
	154	75	51
	494	161	67
3	213	66	69
	297	31	90
	294	48	84
4	204		
	111	96	13
	54	7	87
	227	66	71
	86	29	67
	78	30	62
5	123	43	65
	35	19	45
	67	39	41
	69	35	49
	93	26	71

	76	57	25
	76	69	9
	200	13	94
	245	22	91
	228	31	86
	348	31	91
	202	36	82
	265	39	85
	125	39	69
6	100	18	83
	158	39	75
	58	21	63
	67	39	42
	123	44	64
	207	54	74
	129	26	80
	194	27	86
	110	18	84
	80	31	61
	111	29	74
	104	26	75
	70	25	64
	100	23	77

Anexo 7 Datos de Nitrógeno total en el influente y efluente de los Biorreactores

días	Periodo	INFLUENTE	EFLUENTE	%REMOCION
1	1	14	8	43
3		90	81	10
8		92	88	4
10		126		
15		138	108	22
17		148	126	15
22		81		
24		103	90	13
30		96		
31		92	89	3
36		109	86	21
43		136	116	15
45		101	87	14
50		56		
52	2	74		
57		14		
59		53		
64		11		
66		54	54	0
71	3	75	62	17
73		58	49	16
79		73	59	19
121	4	85	73	5
126		20	8	60
128		58	50	14
133		16		
135		57	48	16
140		89		
142	5	16	8	50
147		12	8	33
149		61	43	30
154				
161		60	51	

163		76	52	
168		55	47	15
170		106	80	25
175		108	95	12
177		107		
183		108	76	30
184		162	95	41
189		100	89	11
191		129	102	21
196	6	119		
198		142	141	1
204		118	87	26
206		125	95	24
210		206	162	21
213		210	150	29
218		150	96	36
220		110	121	
225		82	69	16
227		102	70	31
232		143	138	3
234		147	135	8
239		75	71	5
241		99	91	8

Anexo 8 Datos de Nitrógeno amoniacal en el influente y efluente de los Biorreactores

días	Periodo	Influente mg/L	Efluente mg/L	%Remoción
1	1	48.3	43.3	10
3		54.7	51.2	6
8		60.8	51.0	16
10		92.6	91.4	1
15		83.4		
17		83.2	70.2	16
22		52.8	42.0	20
24		59.2	34.6	42
30		66.6	44.6	33
31		50.8	42.0	17
36		56.6	49.0	13
43		72.8	72.8	0
45		71.4	60.6	15
50		44.2	30.0	32
52	2	47.6	38.0	20
57		8.2	3.5	57
59		33.5	12.9	61
64	3	6.8	2.9	57
66		46.8	31.6	32
71		53.7	22.7	58
73		49.9	34.2	31
79		56.2	37.2	34
121	4	73.0	60.0	18
126		5.1	3.6	29
128		2.6		
133		46.0	41.0	11
135		11.1		
140		44.4	30.3	32
142	5	62.0	48.7	21
147		1.4	0.1	93
149		6.6	3.7	44
154		12.3	8.1	34
161		9.3	6.3	32

163		31.7	9.7	69
168		6.7	2.8	58
170		17.4	6.7	61
175		4.5	2.3	49
177		4.3	3.1	28
183		15.1	6.2	59
184		20.3	7.2	65
189		29.7	12.5	58
191		84	60.4	28
196	6	139.2	100.8	28
198		126.4	112.0	11
204		124.0	60.0	52
206		106	25	76
210				
213		113.5	100	12
218		151.6	147.6	3
220		281.4	346.5	
225		62.7	49.2	22
227		73.8	57.6	22
232		173.6	138.6	20
234		154.7	130.2	16
239		55.5	52.5	5
241		69.9	59.7	15

Anexo 9 Datos de concentración de nitratos en el efluente de los Biorreactores

días	Periodo	Efluente mg/L
142	5	1.8
147		2.3
149		1.4
154		10.9
161		11.2
163		5.1
168		6.7
170		4.5
175		9.4
177		7.1
183		10.9
184		7.7
189		30.6
191		15.9
196	6	10.3
198		9.2
204		30
206		
210		8.4
213		8.3
218		18.2
220		2.2
225		6.6
227		5.9
232		5.5
234		3.5
239		10
241		3.5

Para la prueba de NT se tiene:

observaciones	% R de NTA Q1	% R NTA Q2		% R de NT Q1	% R NT a Q2
1	50	1		2500	1
2	33	26		1089	676
3	30	24		900	576
4	17	21		289	441
5	32	29		1024	841
6	15	36		225	1296
7	25	16		625	256
8	12	31		144	256
9	30	3		900	961
10	41	8		1681	9
11	11	5		121	64
12	21	8		441	25
13					64
14					0
				9939	5466
			?		
			$\sum Y^2$	15405	
			$M_{yy} = T^2 / nT$	5742	
			$T_{yy} = ((\sum T_i^2) / n_i) - M_{yy}$		6,237
			$E_{yy} = \sum Y^2 - M_{yy} - T_{yy}$		3,426
TOTAL	317	208	525		
n	12	12	24		
MEDIA	26	17			
varianza	142	146			
tratamientos			2		

Los efectos medios de los tratamientos con Q1 y Q2 son iguales
 Implica $H_0 = \tau_1 = \tau_2 = 0$ no se rechaza

Hipotesis nula (H_0): $\tau_{Q1} = \tau_{Q2}$
 Hipotesis alternativa (H_1): $\tau_{Q1} \neq \tau_{Q2}$
 Donde τ_i es el efecto del tratamiento i sobre la variable de respuesta

TABLA DE ANVA

FUENTE	GL	SC	CME	F calculada	
MEDIA	1	5742			
TRATAMIENTOS	1	6,237	$\sigma^2 + \tau_1^2$	T/E	1.8
ERROR EXPERIMENTAL	42	3,426	σ^2		
TOTAL	48				

F teórica = F Teórica 0.05, 1,48 = 4.02
 F calculada > F Teórica 1.8 < 4.02

El estadístico de prueba es mayor que el valor crítico para $\alpha = 0.05$, por consiguiente no se acepta la hipótesis nula, la cual establece que los efectos medios de la variación de aire de Q1 a Q2 sobre la remoción de nitrógeno son iguales. Se acepta hipótesis alternativa

Sí es significativa

