



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA

Campo del conocimiento: Ingeniería Ambiental

**FILTRACION BIOLÓGICA AERADA DE AGUAS
RESIDUALES EN UN LECHO PROFUNDO**

TESIS PARA OBTENER EL GRADO DE

MAESTRA EN INGENIERÍA

PRESENTA:

Ing. Tatiana Carolina Millán Salazar

COMITÉ TUTORAL:

Dr. Simón González Martínez

Dr. Alfonso Durán Moreno

Dr. Oscar Monroy Hermosillo

Ciudad Universitaria, México D.F. 2005

UN M
POSGRADO

**A mis Papás por su apoyo
y amor incondicional
en este proyecto**

**A Carlos por estar
SIEMPRE**

A mi hijo SAMUEL

Agradecimientos

A México por adoptarme como su hija.

A la Universidad Nacional Autónoma de México por la invaluable labor que realiza a favor del desarrollo del país.

Al Dr. Simón González Martínez por todo su apoyo, sus acertados consejos y en especial por su paciencia.

A Óscar González por su gran colaboración.

A las coordinaciones de Ambiental y de Bioprocesos del Instituto de Ingeniería de la UNAM por permitirme convivir con ellos y proporcionarme información valiosa para resolver mis dudas.

A Jessica por ser mi amiga.

A Estela, Gaby, Norma, Carlo, Ernesto y Alex por su apoyo, su compañía y en especial por su amistad.

A todos mis compañeros de Maestría por compartir conmigo su tiempo y sus conocimientos.

A la familia Flores Torres por toda su ayuda y por acogerme como parte de su familia.

A mis amigos, Manuel, Liliana, Adriana, Claudia, Moni y Fabián, por hacerme parte de su familia y estar siempre para apoyarme.

A mi familia por su confianza y amor.

A CARLOS

CONTENIDO

RESUMEN	8
1. INTRODUCCIÓN	9
2. ANTECEDENTES	11
2.1. Procesos aerobios para tratamiento de las aguas residuales	11
2.2. Procesos con biopelícula	14
2.2.1. Factores que afectan la formación de las biopelículas	15
2.2.2. Etapas de Desarrollo de la biopelícula	16
2.2.3. Composición de la biopelícula	17
2.3. Filtración Combinada	19
2.3.1. Operación	21
2.3.2. Características del proceso	22
2.3.3. Medio de soporte y colonización	23
2.3.4. Eliminación de sustratos	25
2.3.5. Dispositivo de aireación	27
2.3.6. Producción de lodos	29
2.3.7. Retrolavado	29
2.4. Proceso Biofor	31
2.5. Modelos para el diseño de filtros biológicos	32
3. METODOLOGIA	36
3.1. Reactor piloto	36
3.2. Procedimiento de retrolavado	41
3.3. Características del agua residual	42
3.4. Caracterización del material filtrante	42
3.5. Programa experimental	43
3.6. Toma de muestras y análisis químicos	44
4. RESULTADOS	46
4.1. Caracterización del medio filtrante	46
4.2. Arranque del reactor	47
4.2.1. Carga orgánica	48
4.2.2. Formación de biopelícula en poros	48
4.2.3. Remoción del material carbonoso expresado como DQO y SST	49
4.3. Experimentación bajo condiciones de estabilidad	50
4.3.1. Oxígeno Disuelto, pH y Temperatura	51
4.3.2. Comportamiento de la DQO	52
4.3.3. Comportamiento de los SST	58

4.3.4. Coeficiente de rendimiento celular	60
4.3.5. Nitrificación	61
4.3.6. Comportamiento de los Fosfatos	66
4.3.7. Retrolavado	68
4.3.8. Tiempo de retención celular	69
4. CONCLUSIONES	71
BIBLIOGRAFIA	74
ANEXO 1. Caracterización del material filtrante	79
ANEXO 2. Cálculo del tirante de agua en el vertedor	83

LISTA DE TABLAS

Tabla 2.1.	Ventajas y Desventajas de los procesos aerobios.	12
Tabla 3.1.	Especificaciones del filtro	36
Tabla 3.2.	Condiciones de operación del filtro	44
Tabla 3.3.	Plan de muestreo	44
Tabla 3.4.	Parámetros a evaluar	45
Tabla 4.1.	Caracterización del medio de soporte	46
Tabla 4.2.	Características del agua residual de C.U.	47
Tabla 4.3.	Valores promedio para la DQOt en influente y efluente	54
Tabla 4.4.	Valores promedio para la DQO disuelta en influente y efluente	54
Tabla 4.5.	Valores de DQOt a diferentes profundidades del filtro	57
Tabla 4.6.	Remoción de SST en cada corrida experimental	60
Tabla 4.7.	Valores Promedio de N-NH ₄ y N-NO ₃ en influente y efluente	62
Tabla 4.8.	Valores promedio de P-PO ₄ en las corridas experimentales	66
Tabla A-A1	Características del medio de soporte	81

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1.	Transformación microbiana de la materia orgánica (Romero, 1999)	12
Figura 2.2.	Catabolismo Aerobio	13
Figura 2.3.	Configuración de un filtro con película biológica (Rogalla et al.,1992)	20
Figura 2.4.	Contracción del lecho filtrante y formación de bolas de lodo Por un lavado deficiente (Arboleda, 2000)	30
Figura 2.5.	Expansión del lecho filtrante en el retrolavado	31
Figura 2.6.	Esquema de un Reactor de Flujo Pistón.	33
Figura 2.7.	Solución gráfica de la ecuación de Wehner y Wilhem	35
Figura 3.1.	Diagrama esquemático del reactor piloto	37
Figura 3.2.	Vista general del filtro piloto	38
Figura 3.3.	Parte baja del Filtro	39
Figura 3.4.	Vista de la parte superior del filtro con el vertedor triangular	40
Figura 3.5.	Equipo de bombeo	40
Figura 3.6.	Material filtrante (soporte de la biopelícula)	43
Figura 4.1.	Fotografía de microscopio electrónico de una piedra de tezontle	47
Figura 4.2.	Comportamiento de la Carga Orgánica durante la etapa de arranque	48
Figura 4.3.	Formación de biopelícula dentro de los poros del tezontle	49
Figura 4.4.	Comportamiento de la DQOt en la etapa de arranque	50
Figura 4.5.	Comportamiento de los SST en la etapa de arranque	51
Figura 4.6.	Valores de pH durante la experimentación bajo condiciones estables	52
Figura 4.7.	Remoción de DQO total con relación a la Carga Orgánica	53
Figura 4.8.	Remoción de DQO soluble con relación a la Carga Orgánica	53

Figura 4.9. Relación de rapidez de consumo de DQOt y carga orgánica	56
Figura 4.10. Valores de linealización de la ecuación de Stover y Kincannon para determinar las constantes M y K	56
Figura 4.11. Perfil de DQOt a lo largo del reactor	58
Figura 4.12. Remoción de los SST con respecto a la carga orgánica	59
Figura 4.13. Perfil de SST a lo largo del reactor	60
Figura 4.14. Coeficiente de rendimiento celular Y en el periodo experimental	61
Figura 4.15. Remoción de N-NH ₄ con respecto a la carga orgánica	62
Figura 4.16. Comportamiento del N-NH ₄ eliminado y N-NO ₃ producido con respecto a la carga orgánica y el oxígeno disuelto	63
Figura 4.17. Perfil de N-NH ₄ en las corridas experimentales	65
Figura 4.18. Perfil de producción de N-NO ₃ en las corridas experimentales	66
Figura 4.19. Comportamiento de los P-P ₀₄ en las corridas experimentales	67
Figura 4.20. Comportamiento de la pérdida de carga con respecto a la carga orgánica	69
Figura 4.21. Tiempo de Retención Celular con respecto a la carga orgánica	70

RESUMEN

Hace 20 años, se desarrolla un proceso de filtración el cual permite el tratamiento combinado físico-biológico para las aguas residuales domésticas. Este sistema atrapa los sólidos suspendidos del agua residual por medio del lecho filtrante, permitiendo el desarrollo de una biopelícula, lo cual conlleva a la reducción de la concentración de dichos sólidos a la salida del filtro. Mediante los procesos biológicos, se realiza la coagulación y remoción de sólidos coloidales no sedimentables y la estabilización de materia orgánica por medio de la actividad de microorganismos (Rogalla et al.,1992).

González et al. (1998), estudiaron el mejoramiento del sistema de filtración combinada para el tratamiento de aguas residuales con lecho de tezontle con tamaño de partícula de 19.10 mm y un área superficial total de $180 \text{ m}^2/\text{m}^3$, obteniendo muy buenos resultados y llegando a las siguientes recomendaciones:

- Probar con tamaños de tezontle más pequeños para lograr una mayor densidad de área superficial y con ello reducir el volumen de lecho filtrante optimizando el funcionamiento del reactor.
- Determinar las concentraciones de contaminantes a diferentes profundidades del lecho filtrante para conocer la cinética del sistema con mayor detalle para investigaciones futuras de modelación de los parámetros de propuesta.

El objetivo del trabajo de investigación es el de determinar el comportamiento de un filtro aerobio profundo para el tratamiento de aguas residuales domésticas a diferentes cargas orgánicas, utilizando un modelo a nivel piloto con tezontle como medio de soporte. El agua residual que se emplea es proveniente de la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria.

El sistema se operó bajo diferentes cargas orgánicas: 0.7, 1.2 y 1.6 kgDQO/m³.d con retrolavado periódico del medio filtrante. Los valores de DQO de entrada oscilan entre 120 y 280 mg/l.

El trabajo experimental fue de 280 días, de los cuales 100 corresponden a la etapa de arranque y estabilización y 180 a las corridas experimentales.

En la etapa de arranque y estabilización se obtuvieron remociones de DQO total y SST superiores al 80 y 90% respectivamente. Se efectuaron cambios en el intervalo de retrolavado ya que se observó una pérdida de carga baja.

Una vez estabilizado el sistema se realizaron las corridas experimentales, obteniéndose los siguientes resultados:

Corrida (kgDQO/m ³ .d)	Parámetros: Valores de Remoción			
	DQO (%)	SST (%)	N-NH ₄ (%)	P-PO ₄ (mg/l)
0,77	81	93	75	33
1,24	67	82	56	25
1,60	60	73	36	25

1. INTRODUCCIÓN

En las últimas décadas se han desarrollado procesos biológicos para el tratamiento de aguas residuales que emplean película biológica fija en lechos sumergidos. Los procesos biológicos en los que se emplea la fijación de biomasa ofrecen ventajas comparados con los tratamientos convencionales, como es su fácil adaptación a un sistema de tratamiento ya establecido; son de fácil mantenimiento y gran estabilidad; presentan buena tolerancia a variaciones de temperatura y carga orgánica, entre otras muchas.

Algunos de estos cumplen con la función de tratamiento biológico y filtración por lo que se les conoce como filtración combinada (Iwai and Kitao, 1994). La filtración combinada o filtración con biopelícula es un tipo de filtro sumergido que cumple con dos funciones: el tratamiento biológico del agua residual así como el tratamiento físico por medio de la filtración.

El proceso de tratamiento de aguas residuales de origen municipal a través de filtración combinada se puede realizar de forma más económica, ocupando espacios mas pequeños, que con los procesos convencionales como los lodos activados. Tal es el caso de el sistema Biofor, patentado por Degremont al igual que Biocarbone y Biostyr patentados por OTV. Estos sistemas están configurados de diferentes maneras de tal forma que puedan remover material carbonoso, nitrificar y desnitrificar

Si la disponibilidad de suelo es limitada, este tipo de reactores pueden ser económicamente competitivos. Sin embargo es necesario estudiar el proceso en todos sus aspectos de tal

forma que se logre configurar un sistema que sea una opción real y viable que pueda competir con los sistemas convencionales.

A nivel internacional, especialmente en Europa y Norte América se han venido desarrollando investigaciones sobre los sistemas de filtración combinada, pero en México son muy escasos los trabajos con este tipo de sistemas.

Para el desarrollo del presente trabajo, se construyó un filtro aerado a escala piloto, para observar su desempeño ante variaciones de Carga Orgánica. Este documento se compone de cuatro capítulos. En el primero se presenta una reseña histórica de los sistemas de filtración combinada, así como una descripción general de los mismos: operación, medios de soporte, dispositivos de aeración y retrolavado.

El capítulo dos plantea la metodología mediante la cual se desarrolla este trabajo, haciendo una descripción física del sistema, la forma de operación y el programa experimental. Adicionalmente se describe la metodología para modelar el filtro y determinar las constantes cinéticas del reactor.

En el tercer capítulo se presentan los resultados obtenidos en el arranque, estabilización y en las corridas experimentales. Estos resultados son interpretados y analizados teniendo en cuenta los alcances del proyecto y tomando como base investigaciones del mismo tipo.

Finalmente, en el capítulo cuarto se dan las conclusiones generales del trabajo.

Objetivo general

Determinar el comportamiento de un filtro aerobio profundo con tezontle para el tratamiento de aguas residuales domésticas a diferentes cargas orgánicas.

Alcances

- Utilizar un modelo a nivel piloto con tezontle como medio de soporte.
- Operar el sistema bajo diferentes cargas orgánicas con retrolavado periódico del medio filtrante.

2. ANTECEDENTES

2.1 Procesos aerobios para tratamiento de las aguas residuales

El tratamiento biológico de las aguas residuales se basa en la remoción de contaminantes mediante actividad biológica, la cual se aprovecha para remover principalmente sustancias orgánicas biodegradables, coloidales o disueltas del agua residual, mediante su conversión a gases que escapan a la atmósfera y en biomasa extraíble mediante sedimentación. La actividad biológica también se puede utilizar para remover nitrógeno y fósforo del agua residual. El proceso general se esquematiza en la figura 2.1 (Romero, 1999).

Existen diferentes tipos de procesos biológicos: Crecimiento biológico suspendido o fijo; así mismo, dependiendo del régimen de flujo predominante, los procesos biológicos se consideran de flujo continuo o intermitente y el de tipo de mezcla completa, flujo pistón o flujo con características variables.

En los procesos de tratamiento aerobio el tratamiento se efectúa en presencia de oxígeno. Los procesos anaerobios son aquellos es los cuales el tratamiento biológico ocurre en ausencia de oxígeno. En el proceso anóxico se puede remover nitrógeno mediante conversión de nitrato en nitrógeno gaseoso, en ausencia de oxígeno molecular.

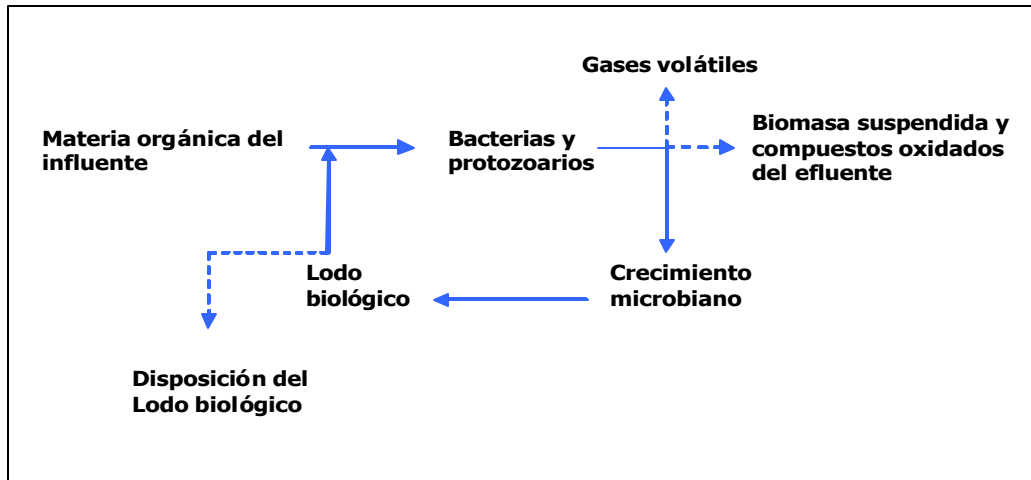


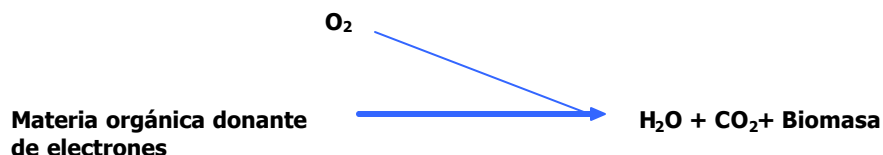
Figura 2.1. Transformación microbiana de la materia orgánica (Romero, 1999).

Las principales ventajas y desventajas que presentan los procesos aerobios se resumen en la tabla 2.1.

Tabla 2.1. Ventajas y Desventajas de los procesos aerobios.

VENTAJAS	DESVENTAJAS
<ul style="list-style-type: none"> ↖ Baja producción de olores. ↖ Mineralización de todos los compuestos biodegradables. ↖ Las reacciones ocurren de manera rápida. ↖ Fácil control y operación. 	<ul style="list-style-type: none"> ↘ Tasa alta de síntesis celular y por consiguiente, alta producción de lodos. ↘ Requiere mucha energía eléctrica para oxigenación y mezcla.

Los procesos aerobios son procesos de respiración en los cuales el oxígeno molecular es el receptor final de electrones; el oxígeno es reducido y el carbono es oxidado. Todos los organismos que usan oxígeno molecular como receptor de electrones son aerobios o facultativos. La reacción básica es:



El proceso metabólico se lleva a cabo con el propósito de obtener la energía necesaria para las funciones básicas de la célula y para la síntesis de tejido nuevo. En ausencia de materia

orgánica exógena, el material celular de reserva (material endógeno) es utilizado para alimentar las rutas catabólicas (figura 2.2). En una primera etapa del catabolismo, las proteínas, polisacáridos y lípidos contenidos en las aguas residuales son degradados para formar moléculas más pequeñas como polipéptidos, aminoácidos, disacáridos, monosacáridos y glicerina y ácidos grasos de cadena larga. En una segunda etapa, dichas moléculas son transformadas para formar la Acetil-Coenzima-A, precursora del Ciclo de los ácidos tricarboxílicos (CAT). La tercera etapa del metabolismo comprende el CAT y la fosforilación oxidativa, en la cual el oxígeno se convierte en el último receptor de electrones y sin el cual no se podría efectuar el metabolismo aerobio.

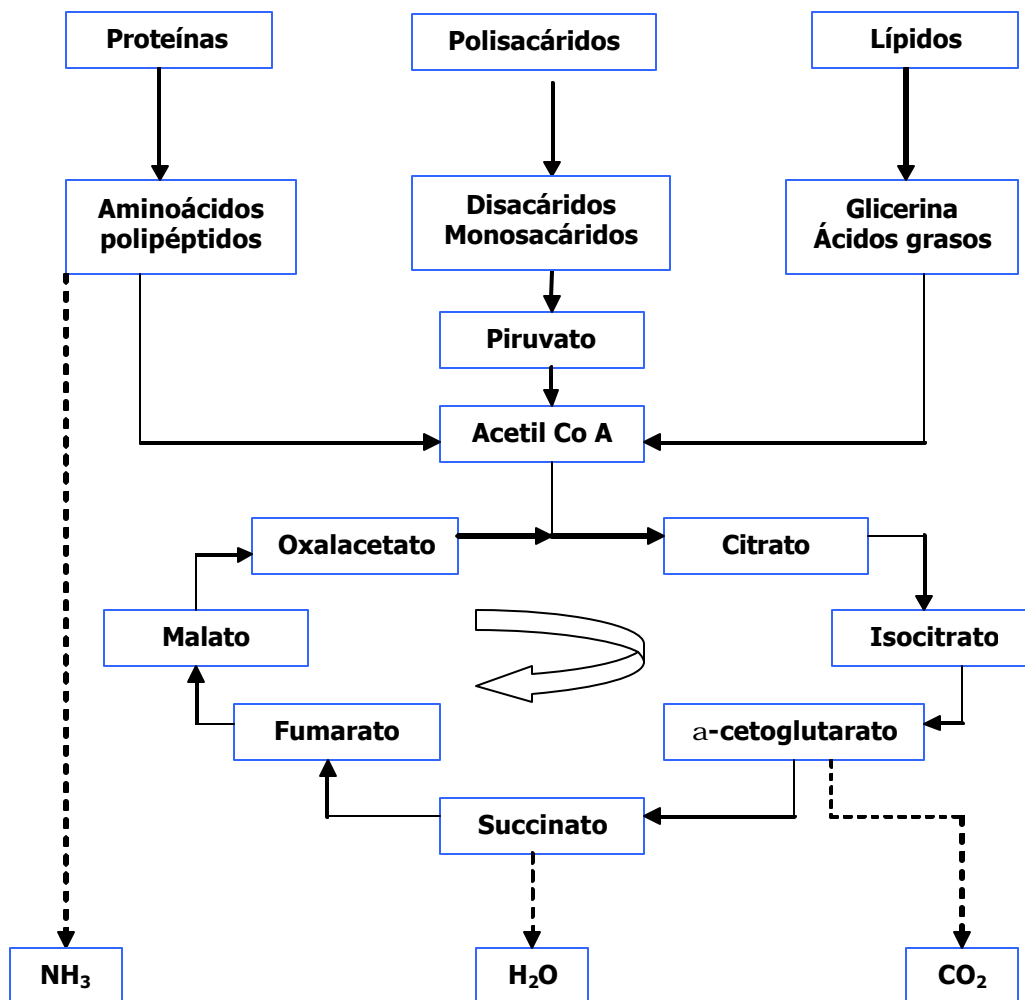


Figura 2.2. Catabolismo aerobio (Lehninger, 1994, modificado).

Las reacciones aerobias son eficientes para liberar grandes cantidades de energía que es almacenada preferentemente como ATP y los residuos del catabolismo son compuestos estables de bajo contenido energético. Los dos pasos principales del metabolismo se llevan a cabo de manera simultáneamente siempre y cuando se encuentren presentes suficientes sustratos.

El anabolismo y la autólisis (respiración endógena) se pueden describir por medio de las siguientes ecuaciones:

- Anabolismo (síntesis de nuevas células)



- Autólisis (respiración endógena o autooxidación)



La fórmula de $\text{C}_5 \text{H}_7 \text{N O}_2$ representa la composición promedio celular bacteriana sugerida por Hoover y Porges (1952), ampliamente citada en la literatura. De esta relación se deduce que para oxidar 113 gramos de biomasa se requieren 160 gramos de oxígeno; es decir que para oxidar un gramo de biomasa se consume 1.42 gramos de oxígeno. Se puede considerar entonces que un tercio de la DBO disponible se usa en reacciones catabólicas y que dos tercios de ella se utilizan para reacciones anabólicas. La reacción de autólisis no se completa puesto que una porción de biomasa (en general un 77% como SSV) celular es resistente a la descomposición aerobia (Romero, 1999).

2.2. Procesos con biopelículas

Los procesos de biopelícula son uno de los tipos de tratamiento biológico de las aguas residuales. En este tipo de procesos, los microorganismos, cuya actividad metabólica purifica el agua residual, se encuentran adheridos a una superficie sólida que se mantiene en contacto con el agua residual ya sea de manera continua o intermitente (Iwai y Kitao, 1994).

Con base en su configuración, los procesos de biopelícula pueden clasificarse en tres tipos: filtros biológicos sumergidos, contactores biológicos rotatorios y filtros rociadores. Los filtros sumergidos se dividen a su vez en lecho fijo, lecho expandido y lecho fluidizado dependiendo del estado hidrodinámico del medio sólido sumergido (llamado medio filtrante, medio de contacto, empaque, acarreador o soporte) sobre el cual crece la biopelícula.

Los procesos de biopelícula pueden clasificarse como aerobios o anaerobios, sin embargo, aún en los tratamientos aerobios no sólo existen microorganismos aerobios sino también anaerobios y facultativos. La coexistencia de los diferentes tipos de microorganismos se debe a que el espesor que puede alcanzar la biopelícula dificulta la entrada de oxígeno disuelto, el cual penetra por difusión sólo cerca de la superficie de la biopelícula dando lugar a zonas anaerobias lejos de la superficie.

Al hacer referencia a las biopelículas aerobias es necesario mencionar la necesidad de que el sistema para tratamiento en el cual se desarrollen cuente con un dispositivo para suministro de oxígeno. En el caso de los filtros rociadores el oxígeno llega a la biopelícula por medio de una corriente de aire que se forma, de manera convectiva, dentro de la cama empacada, provocada por la diferencia de temperaturas entre el aire y el agua. En los biodiscos, al girar el cuerpo de plástico corrugado, la biopelícula entra en contacto, de forma alternada, con los nutrientes que contiene el agua residual y con el oxígeno al salir del agua. Los filtros sumergidos deben estar provistos de difusores de aire que produzcan burbujas desde el fondo del tanque para que al atravesar el sistema de soporte, el oxígeno se difunda hacia el agua y posteriormente a la biopelícula (González, 1998)

2.2.1. Factores que afectan la formación de las biopelículas

Cuando una superficie inerte limpia se pone en contacto con el agua residual y oxígeno atmosférico, las biopelículas se forman dependiendo de las características de la superficie del material.

- **Cargas electrostáticas.** Debe tomarse en cuenta que la superficie externa de las bacterias tiene una carga electrostática predominantemente negativa a valores de pH

superiores a 4-5. Por este motivo, la superficie seleccionada para el desarrollo de las biopelículas deberá tener cargas superficiales positivas para crear la fuerza necesaria que permita a las bacterias adherirse al material (Marshall, 1967).

- **Afinidad al agua.** Otro factor de importancia que influye en la preferencia de las bacterias por una superficie es su grado de hidrofiliidad o hidrofobicidad. Viendo esto desde el punto de vista termodinámico, dos superficies afines tenderán a atraerse. Por este motivo las superficies de materiales altamente hidrofóbicos, como el polietileno, poliestireno y poliamida, atraen eficazmente organismos hidrofóbicos como son las bacterias del tipo de la Zoogloea y otras formadoras de PHB extracelulares (Iwai y Kitao, 1994).
- **Porosidad.** Las biopelículas que se desarrollan sobre materiales porosos son más estables y resistentes que las que crecen sobre otros materiales. Un material poroso expone una mayor área superficial al crecimiento de los microorganismos permitiendo que una parte de ellos se encuentre en las zonas profundas de los poros y otros en la superficie.

2.2.2. Etapas de Desarrollo de la biopelícula

Dependiendo de la afinidad que se presente entre los microorganismos que forman la biopelícula y la superficie del material, varía la resistencia que presente la biopelícula a factores mecánicos como pueden ser los hidrodinámicos, el choque de las partículas entre ellas.

Una vez que se cumplen las condiciones de afinidad entre la superficie del material y las bacterias, el crecimiento de la biopelícula se lleva a cabo en etapas. Characklis y Marshall (1990) describen de manera general la formación de la película biológica como resultado de la interacción entre una serie de procesos físicos, químicos y biológicos como son:

- **Colonización o inducción.** Las bacterias u organismos presentes en el agua residual deben entrar en contacto con la superficie y adherirse a ella para realizar una

colonización incipiente. Mitchell (1978) menciona que la primera adhesión puede darse por secreción de polímeros o por fijación con flagelos.

- **Adherencia.** Una vez que algunos organismos logran adherirse a la superficie, se inicia el desarrollo de las primeras capas de bacterias que utilizan mecanismos para garantizar su adherencia y la de las generaciones siguientes. Por lo general, este proceso lo logra una sola especie de rápido crecimiento que forma una película delgada que cubre toda la superficie.
- **Oportunismo.** Al existir una primera película y la consecuente matriz gelatinosa, otros organismos de más lento crecimiento, que puedan o no producir sustancias que permitan su adhesión, tienen la oportunidad de encontrar acomodo aprovechando la primera biopelícula o utilizarlo como soporte para su crecimiento. Conforme transcurre el tiempo un mayor número de especies tienen oportunidad de utilizar la biopelícula como medio de vida.
- **Estabilización.** Esta fase se lleva a cabo cuando, desde un punto de vista teórico, se tienen todas las especies presentes y se ha alcanzado un equilibrio trófico. Desde el punto de vista ecológico, el tiempo de "maduración" es el que el sistema biológico, o biocenosis, requiere para que se establezcan las relaciones entre los diferentes organismos y el número de individuos de cada grupo no cambie con respecto al tiempo. Desde el punto de vista práctico, el número de individuos de cada especie cambiará de acuerdo con los factores bióticos y abióticos. Los factores abióticos son los ambientales y los efectos que ocasionan sobre la biopelícula los nutrientes y otras sustancias contenidas en el agua residual. Los bióticos son los generados por la relación entre los diferentes organismos que forman la biopelícula.
- **Desprendimiento.** El primer paso en el desprendimiento de una parte de la biopelícula es causado por a) la hidrólisis de PHB en condiciones anaerobias, b) acción mecánica del movimiento de macroinvertebrados y c) acción del agua sobre la superficie de la biopelícula.

2.2.3. Composición de la biopelícula

La composición de las biopelículas presentes en los diferentes sistemas de tratamiento, depende principalmente de la cantidad y calidad de los nutrientes disponibles y de las condiciones ambientales.

- **Bacterias**

La masa de bacterias es superior al 90 por ciento, expresada como materia seca. Los principales géneros observados en filtros rociadores y biodiscos son predominantemente bacterias heterótrofas con la presencia de algunas nitrificantes en las zonas de baja carga orgánica. Entre ellos se puede mencionar *Achromobacterium*, *Alcaligenes*, *Beggiatoa*, *Escherichia*, *Flavobacterium*, *Pseudomonas*, *Sphaerotilus* y *Zoogloea*. Cuando las condiciones son favorables y hay amonio presente, entonces también se presentan las autótrofas *Nitrosomonas* y *Nitrobacter*, las cuales habitan dentro de la matriz gelatinosa formada por las heterótrofas (Habeck-Tropfke, 1980).

- **Algas**

Debido a su dependencia de la luz, generalmente están presentes en lugares donde la iluminación es adecuada para su metabolismo. Debido a esto, su participación en el proceso de transformación de compuestos orgánicos y contaminantes es prácticamente despreciable. Es común encontrar algas en cualquier parte de los sistemas de tratamiento ya que son arrastradas por el agua.

- **Protozoarios**

Dependiendo de su importancia en las biopelículas se distinguen tres grupos principales: los ciliados y las amebas, también llamados depredadores primarios, y los flagelados que se alimentan de material orgánico disuelto. La actividad depredadora de las amebas, al igual que la actividad depuradora de los flagelados, se consideran despreciables debido al bajo número de individuos que se han observado. En cambio, los ciliados tienen una función importante ya que se alimentan principalmente de bacterias y su número puede llegar a valores hasta del 5 por ciento determinado como materia seca (Hartmann, 1983).

- **Microinvertebrados**

También son denominados depuradores secundarios ya que se pueden alimentar no sólo de bacterias, sino también de otros organismos pequeños como protozoarios y de partículas de materia orgánica. Representan un papel importante ya que participan en los procesos de desprendimiento de la biopelícula. Los más importantes en su número son los rotíferos. Se observan también algunos nematodos, insectos y sus larvas.

2.3. Filtración combinada

La filtración es una de las principales operaciones unitarias utilizadas en el tratamiento de agua potable y constituye una práctica nueva en el tratamiento de aguas residuales. El objetivo básico de la filtración es separar las partículas y microorganismos que no han quedado retenidos en los procesos previos. Consiste en hacer pasar el agua a través de un medio filtrante. Durante su paso la calidad del agua mejora al lograr una reducción del material contaminante en suspensión y en forma coloidal con un intervalo de tamaño entre de 1 y 1,000 μm (Montgomery, 1985).

Se ha observado en los procesos de filtración en plantas de tratamiento de aguas residuales que, a causa de la presencia del material orgánico, se forma una biopelícula de bacterias, las cuales ayudan a la eliminación del material disuelto. Hace 20 años se desarrolló un proceso de filtración que permite el tratamiento combinado físico-biológico para las aguas residuales domésticas. Este sistema atrapa los sólidos suspendidos del agua residual por medio del lecho filtrante permitiendo el desarrollo de una biopelícula, lo cual conlleva la reducción de la concentración de dichos sólidos a la salida del filtro. Mediante los procesos biológicos, que generalmente pertenecen a un nivel secundario de tratamiento, se realiza la remoción de sólidos disueltos no sedimentables y la estabilización de materia orgánica por medio de la actividad de microorganismos (Rogalla et al.,1992).

La filtración combinada se utiliza en filtros de lecho sumergido. Un filtro sumergido es un sistema en donde el agua es tratada al entrar en contacto con la biopelícula microbiana en crecimiento sobre el medio de soporte en el agua. Estos reactores dependen de la tendencia natural de las poblaciones microbianas mixtas para adherirse a las superficies y formar la biopelícula (Iwai y Kitao, 1994).

Este tipo de filtros el medio de soporte está fijo y sin ningún movimiento. Pueden ser empacados con materiales plásticos y cerámicos como tubos, esferas u otros materiales con superficies específicas de varias decenas a centenas de m^2/m^3 . Son similares a los filtros percoladores pero, a diferencia de éstos, es indispensable el empleo de aeración

artificial para abastecer de oxígeno a los microorganismos que forman la película biológica (González et al., 1998).

El proceso de filtración a través de un medio con crecimiento de biopelícula funciona de acuerdo con las características que se muestran en la figura 2.3. La profundidad del filtro asciende de dos a cinco metros y los tamaños del material para el lecho filtrante son relativamente pequeños (5 a 15 mm). El aire se difunde desde el fondo del filtro para que las burbujas asciendan a través del material filtrante. El influente entra por la parte superior del lecho y fluye en forma descendente por los intersticios. El agua tratada se extrae por la parte inferior del filtro (Rogalla et al., 1990)

Los filtros pueden usarse al final de un proceso de tratamiento de agua residual como un proceso de mejoramiento del efluente secundario o efluente terciario, como un proceso intermedio para preparar el agua residual antes de entrar a un tratamiento avanzado, o como proceso único.

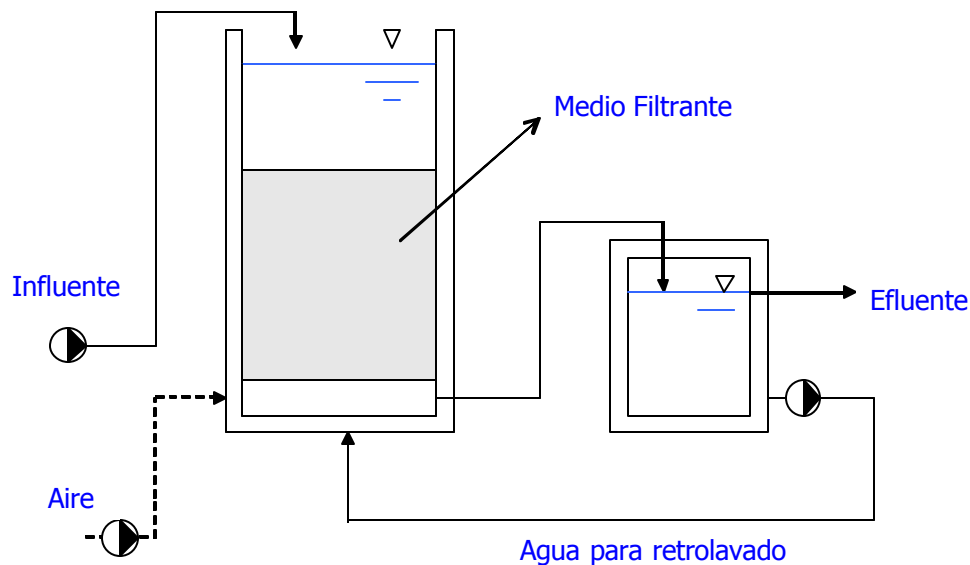


Figura 2.3. Configuración de un filtro con película biológica (Rogalla et al., 1992)

Se ha reportado que, después de un periodo de prueba, estos reactores generan un efluente con menos de 10 mgSST/l (Gonçalves y Rogalla, 1992) y una remoción de DQO del 75 al 85 % (Aravinthan et al., 1996).

Han sido varios los trabajos en donde se combina la eliminación de materia orgánica y oxidación de nitrógeno amoniacal. Chen y Cheng (1994) reportan una concentración de oxígeno disuelto de 4 a 5 mg/l para mantener una nitrificación del 95 al 98%. Meaney y Strickland (1994) han logrado niveles de nitrógeno amoniacal por abajo de 5 mg/l en el efluente.

En os filtros combinados aerobios con tiempos pequeños de retención hidráulica se logra nitrificar. Peladan et al (1996) demostraron que con un tiempo de retención hidráulico de dos minutos se logra una nitrificación completa.

Una característica que presentan los filtros combinados es la colmatación del medio filtrante, lo que significa que los canales se obstruyen, ya sea total o parcialmente, generando una caída de presión y por consecuencia una disminución en la velocidad del flujo y en la eficiencia del filtro (Sharp et al., 1999). Es inevitable la reducción paulatina de la calidad del efluente debido a la colmatación del lecho ya sea por acumulación de sólidos atrapados por el lecho o al desprendimiento constante de la biopelícula.

González et al, (1998) estudiaron el mejoramiento del sistema de filtración combinada para el tratamiento de aguas residuales con lecho de tezontle con tamaño de partícula de 19.10 mm y un área superficial total de $180 \text{ m}^2/\text{m}^3$ obteniendo buenos resultados y llegando a las siguientes recomendaciones:

- Probar con tamaños de tezontle más pequeños para lograr una mayor densidad de área superficial y con ello reducir el volumen de lecho filtrante optimizando el funcionamiento del reactor.
- Determinar las concentraciones de contaminantes a diferentes profundidades del lecho filtrante para conocer la cinética del sistema con mayor detalle.

2.3.1 Operación

La operación de este tipo de filtros, comparada con los sistemas de lodos activados, es relativamente fácil. El tiempo de arranque es rápido gracias a que casi toda la biomasa que se genera en el reactor es acumulada ahí mismo sin quitarla tempranamente en la etapa

de arranque cuando la película es delgada. El proceso puede tolerar extremas fluctuaciones estacionales de carga orgánica y otras condiciones ambientales (Moreau et al, 2000). Adicionalmente algunos autores reportan que el proceso con filtros combinados presenta una mejor respuesta a variaciones en la temperatura que los procesos convencionales, como los lodos activados, aunque estas variaciones en la temperatura no son tan significativas.

Existen varios factores que influyen sobre la operación y funcionamiento de los filtros combinados.

- Calidad del agua residual.
- Propiedades del medio filtrante: tipo de medio, porosidad, área superficial específica, características de las partículas que componen el medio filtrante.
- Carga orgánica.
- Dispositivos de aireación.
- Retrolavado.

En los Biofor el intervalo de velocidades aplicado para filtros aerobios se encontraba en un rango de 1 a 10 $\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ mientras que para los filtros anóxicos las velocidades fueron de 1 a 14 $\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ con cargas orgánicas de 2 a 3 $\text{kgDBO}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ con remociones del 70 al 90%. En investigaciones más recientes se ha demostrado que, al incrementar la velocidad del flujo, la transferencia de sustrato entre la fase líquida y la biopelícula mejora. Actualmente se manejan cargas orgánicas alrededor de 1,8 $\text{kgDBO}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ y retrolavados con aire y agua cada 24 horas (Bédard, 1999).

2.3.2. Características del proceso

La dinámica de poblaciones se rige bajo un marco complejo y heterogéneo de condiciones ambientales. Debido a esto, los procesos de biopelícula principalmente en los que se tiene un medio poroso, como es en este caso, son más complicados de monitorear que en el caso de otros tipos de reactores y, a pesar de que existen un gran número de investigaciones teóricas y empíricas, no se ha establecido un diseño específico de aplicación general; además su historia de investigaciones y desarrollo es mucho más corto que los procesos convencionales (González et al., 1998).

La transferencia de masa y el tiempo de retención celular juegan un papel importante para obtener una mejor actividad microbiana en la película biológica. Dadas las condiciones hidráulicas de velocidad del agua y turbulencia en el retrolavado, se genera una fuerza cortante que mantiene delgado el espesor de la película, lo que favorece la difusión de oxígeno y nutrientes; esta velocidad hidráulica también afecta al material de soporte ya que con el tiempo se desgasta y el sistema pierde su área superficial total, por lo cual se debe renovar con cierta frecuencia.

En general, el proceso de filtración combinada presenta las siguientes características:

- ✓ Maneja gran cantidad de biomasa, por consiguiente el sistema presenta una alta capacidad y eficiencia para el tratamiento.
- ✓ No requiere un sistema de sedimentación secundaria, con lo cual, todo evento relacionado a la purga y recirculación de lodos queda eliminando, logrando la independencia entre el tiempo de retención hidráulico y celular.
- ✓ La utilización de un medio de soporte granular pequeño, facilita la expansión del lecho durante el retrolavado.
- ✓ Disminución de ruido y olor.

2.3.3 Medio de soporte y colonización

Los procesos metabólicos que se llevan a cabo en el sistema son realizados por las poblaciones mixtas de microorganismos que son predominantemente bacterias inmovilizadas al adherirse al medio de soporte, formando una película sobre la superficie expuesta y en las cavidades del mismo. En este tipo de colonias se puede clasificar a dos tipos de bacterias, según su función: las activas que se encuentran situadas en la interfase de la capa externa de la biopelícula-líquido y son las responsables de metabolizar el sustrato mientras que las bacterias inactivas, localizadas hacia la parte interna de la biopelícula que son las responsables del espesor (Moreau, 1994). El crecimiento celular se divide en cuatro fases: fase de inducción, fase de crecimiento logarítmico, fase estacionaria y fase de decaimiento.

La fase de inducción comprende la adsorción de compuestos orgánicos y la colonización del medio de soporte por bacterias. El crecimiento logarítmico se caracteriza por la tasa de

división celular; el crecimiento desacelerado corresponde al momento en que el espesor de la biopelícula es mayor a la profundidad efectiva y comienza el estado de disminución de la velocidad de crecimiento. En la fase estacionaria la biopelícula llega a su nivel más alto; entonces se detiene el crecimiento celular como consecuencia de la disminución de sustrato disponible, la alta densidad de población, la presión parcial de oxígeno es más baja. Al detenerse el crecimiento el paso siguiente es el de decrecimiento de la película y comienza el crecimiento de la nueva película.

Se han realizado investigaciones con diferentes soportes o medios filtrantes con diferentes intervalos de tamaño (1-50 mm de diámetro) para filtros de flujo ascendente y descendente. Se pretende que estos medios de soporte presenten las condiciones óptimas: área de contacto grande entre la capa de líquido y el aire y la biopelícula para aumentar la transferencia de nutrientes y oxígeno a los microorganismos. Los diferentes tipos de medios de soporte se pueden clasificar de la siguiente manera (Iwai y Kitao, 1994):

- Medio granular irregular: arena, cuarzo, roca volcánica, coque, carbón, concha de moluscos, piezas de plástico, piezas de corcho, piezas de madera, entre otros.
- Medio granular uniforme: anillos Rashing, tubos de plástico, anillos Pall, entre otros.
- Medios con formas de postes o lazos: postes de madera, ramas de árbol, entre otros.
- Medios con forma de platos: plato de madera, plásticos, platos corrugados de plásticos, entre otros.
- Medio con forma de bloque poroso: tubos porosos de plástico, tubos de panal, entre otros.

Los medios de soporte orgánico que presentan una mayor porosidad pueden permitir una mayor área de superficie de contacto y, por lo tanto, pueden soportar cargas orgánicas más altas que un medio filtrante liso. En 1985, Andrews y Trapasso comprobaron que un medio filtrante granular facilita la expansión del lecho durante el retrolavado.

Se pueden considerar las siguientes características requeridas para un medio filtrante (Iwai y Kitao, 1994):

- Gran área de superficie

- Porosidad alta
- Baja resistencia al flujo de agua
- Estabilidad química y biológica
- Resistencia a los cambios químicos en el agua
- Superficie de resistencia mecánica a la presión y abrasión
- Gran capacidad de atrapar sólidos suspendidos
- La relación entre el peso específico del material con respecto al del agua debe ser pequeña para evitar que la carga sobre la estructura sea excesiva
- Precio bajo y de fácil abastecimiento
- Fácil de fabricar y de transportar.

Es difícil encontrar un medio de soporte que reúna todas las características anteriormente enunciadas. El tezontle cumple con algunas de ellas ya que éste presenta una gran porosidad, es rugoso, presenta gran área superficial, disponibilidad en el mercado y económico. Ojeda y Buitrón (2001) analizaron las velocidades de colonización de distintos materiales como: polietileno, tygon, poliuretano, poliestireno, tezontle y piedra pómez, entre otros, y concluyeron que el tezontle tuvo la mayor velocidad de colonización: 0.93 $\mu\text{molINT/d}$; los resultados fueron obtenidos mediante la prueba de actividad deshidrogenasa por medio del INT o parayodo-tetrafenilformazan. Adicionalmente se ha demostrado que hay una mejor remoción de nutrientes en los medios de carácter mineral en comparación con medios plásticos de similares dimensiones (Moore et al., 2000).

2.3.4. Eliminación de Sustratos

El uso más extendido de los BAF (Biological Aerated Filtres) ha sido para la eliminación carbonosa combinada con filtración de sólidos. La eliminación de sólidos en un BAF se lleva a cabo principalmente por filtración y depende de las propiedades de los sólidos capturados (tamaño, reactividad), el medio filtrante utilizado, la estructura de la biopelícula y las características hidráulicas de los reactores utilizados (Arvin y Harremoes, 1989).

La tasa de eliminación de materia orgánica en un BAF alcanza los 4.1 $\text{kgDBO/m}^3\cdot\text{d}$ mientras que los valores reportados normalmente para filtros rociadores y sistemas de lodos activados es de 0.06 y 0.42 $\text{kgDBO}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$, respectivamente. Sin embargo, los BAFs

pueden resultar afectados por altos flujos (shocks hidráulicos) y sustancias tóxicas o inhibitorias (González, 2000).

Los BAF son más estables con respecto a la variación de temperatura que los procesos de biomasa suspendida y otros sistemas de biopelícula como los filtros rociadores o los biodiscos (Stensel et al, 1988). A menos de 5°C decrece significativamente la eliminación de sólidos suspendidos, eliminación de DBO y nitrificación con evidencia de que periodos prolongados de baja temperatura causan pérdidas de la biopelícula (Koustsakos et al, 1992).

En cuanto a la remoción de nitrógeno, los BAF pueden llevar a cabo nitrificación parcial cuando las cargas de nitrógeno amoniacal son cercanas a 1 kg/(m³·d). En los BAF usados en tratamiento terciario se elimina una pequeña fracción (2-3%) de nitrógeno amoniacal para crecimiento celular, el resto es oxidado por bacterias autótrofas (González, 2000). Se pueden alcanzar tasas de nitrificación de hasta 1.27 kgN-NH₃/(m³·d) (Mendoza-Espinosa y Stephenson, 1999).

Por ser un proceso que utiliza una biopelícula, los BAF comparten algunas causas de inhibición de la nitrificación con los filtros rociadores y los biodiscos; por ejemplo, la competencia con especies no nitrificantes, depredación por macroinvertebrados y protozoarios y la influencia de sólidos, concentración de sustrato y sustancias tóxicas (Rogalla et al, 1990).

La competencia biológica depende predominantemente de la concentración de nutrientes en el agua residual; aunque se requiere cierta cantidad de material carbonoso por las bacterias autótrofas nitrificantes, cuando se tienen altas concentraciones de carbono orgánico la gran rapidez de crecimiento de las bacterias heterótrofas resulta una limitación del crecimiento de las autótrofas y en la subsecuente reducción de la nitrificación (Akunna et al, 1994). También la concentración de sólidos inhiben la nitrificación debido a la adsorción en la superficie de la biopelícula, lo cual origina el crecimiento de espesor de la biopelícula y facilita el crecimiento de las colonias heterótrofas (Boller et al, 1994).

Se ha sugerido mantener una concentración de oxígeno disuelto entre 2 y 4 mg/l para evitar la inhibición de la nitrificación (Chen y Cheng, 1994).

La nitrificación también se ve afectada por el pH; se ha encontrado que la tasa de nitrificación se incrementa 13% por cada unidad de pH entre valores de éste que van de 5 a 8.5, lo cual corresponde a la máxima actividad de los oxidantes de amoníaco (Villaverde et al, 1997).

2.3.5. Dispositivo de aireación

El aire es un elemento indispensable para los sistemas aerobios ya que en éste se encuentra el oxígeno que es la fuente de las reacciones metabólicas como es el caso de la oxidación de sustrato. La concentración de oxígeno disuelto en el agua afecta la profundidad de la capa aerobia efectiva de la biopelícula y consecuentemente la efectividad de la misma; por el contrario, la concentración de oxígeno disuelto deberá ser tan baja como sea posible para ahorrar energía por aireación. Se estima un intervalo para la concentración óptima entre 2 y 3 mg/l (Iwai y Kitao, 1994).

El volumen requerido de aire para el tratamiento es una función de la carga de contaminantes, la tasa de consumo de la respiración endógena y la eficiencia de transferencia de oxígeno (Robinson et al, 1994). En los BAF la aireación adecuada es esencial para alcanzar el nivel deseado de tratamiento.

El aire teórico requerido, puede ser calculado por medio de las siguientes ecuaciones (Qasim, 1994):

$$\text{Oxígeno requerido en condiciones de campo} = \frac{N}{\frac{C'_{sw} \cdot Fa \cdot b - C}{C_{sw}} \cdot (1.024)^{T-20} \cdot a}$$

donde:

$$N \text{ es el Oxígeno teórico} = \frac{Q \cdot (DQO_i - DQO_e)}{\frac{DBO_i}{BDO_e}} \text{ (kg/a)}$$

Q	caudal (m³/d)
DBO _i	Demanda bioquímica de oxígeno en el influente (mg/l)
DBO _e	Demanda bioquímica de oxígeno en el efluente (mg/l)
$\frac{DBO_i}{DBO_e}$	Relación de demandas de oxígeno
C _{sw}	Solubilidad del oxígeno en agua (estándar) (mg/l)
C' _{sw}	Solubilidad de oxígeno en agua (mg/l)
C	Oxígeno mínimo disuelto (mg/l)
β	Factor de tensión superficial (0.9)
α	Factor de correlación de transferencia de oxígeno (0.8 – 0.9)
T	Temperatura
F _a	Factor de correlación de solubilidad de oxígeno por elevación
F _a	$= \left(1 - \frac{altitud(m)}{9450} \right)$

De lo anterior se desprende la siguiente ecuación:

$$\text{Aire total requerido} = \frac{\text{Oxígeno} \cdot \text{requerido} \cdot \text{en} \cdot \text{condiciones} \cdot \text{de} \cdot \text{campo}}{1.201 \frac{kg}{m^3} \cdot 0.232 \frac{O_2}{g \cdot \text{aire}}}$$

Existen dos formas de suministrar oxígeno a los filtros sumergidos: una se logra recirculando agua oxigenada previamente (preoxigenación) y la otra es por medio de la difusión de burbujas de aire directamente dentro del filtro (oxigenación por burbuja).

La preoxigenación es popular pero la oxigenación por burbuja tiene varias ventajas: por ejemplo, la eficiencia de disolución de oxígeno es mejor, se facilita el contacto líquido-sólido en la superficie de la biopelícula y aumenta la tolerancia al taponamiento. Particularmente el aumento de la tolerancia al taponamiento es muy importante puesto que se retarda la frecuencia de retrolavado gracias a una especie de "retrolavado permanente" causado por las burbujas, o bien, una vez que el filtro se ha colmatado, la recuperación se facilita (González, 2000)

2.3.6. Producción de lodos

Las cantidades de lodos producidas por los sistemas BAF son relativamente pequeñas debido a la longitud de la cadena alimenticia en ellos, lo cual es una ventaja en los tratamientos biológicos. Por ejemplo, un valor típico de los lodos producidos en una planta municipal compuesta por tres filtros de lecho fijo arreglados en etapas es de $0.18 \text{ kgSSV}_{\text{producidos}}/\text{kgDBO}_{\text{eliminada}}$ (Shigehisa et al, 1977); esto representa entre una tercera o cuarta parte de lo que se produce en los procesos convencionales de lodos activados. Además, el contenido de SSV en los lodos producidos por la primera, segunda y tercera etapa del filtro es de 53.3, 38.2 y 34.4% respectivamente, y esos bajos valores exhiben un alto grado de mineralización, el cual parece ser mayor en las últimas etapas. Se sabe que a mayor carga orgánica la producción de lodos es mayor (González, 2000).

Se ha reportado que la producción de los lodos en un BAF es de $0.63 - 1.06 \text{ kgSST}/\text{kgDBO}$ eliminada (Amar et al, 1986; Rogalla et al, 1990) y $0.41 \text{ kgSST}/\text{kgDQO}$ eliminada bajo operación en estado estacionario en el tratamiento secundario (Canler y Pret, 1994). El lodo producido durante el tratamiento combinado, secundario y terciario ha sido entre 0.13 y $0.32 \text{ kgSST}/\text{kgDBO}$ eliminada. Los lodos producidos por un BAF han mostrado excelentes características de sedimentación (Robinson et al, 1994).

2.3.7. Retrolavado

Para evitar la colmatación del medio se hace necesario el retrolavado, el cual tiene los mismos principios de funcionamiento que en la filtración convencional. Se suspende el proceso de filtración y se introducen burbujas de aire a alta presión mediante difusores colocados en el fondo del filtro con un flujo suficiente para expandir el lecho. El aire produce mezcla intensa que permite el desprendimiento del material adherido al medio filtrante (González et al. 1999). El medio filtrante retiene a las partículas sólidas y soporta la biopelícula, lo que provoca el taponamiento progresivo (colmatación) de los filtros, ocasionando un incremento en la carga hidráulica requerida para que el agua fluya a través del medio filtrante. Por esta razón se deben instalar piezómetros antes y después del medio filtrante para controlar la caída de presión (CEPIS, 1978)

El lavado debe hacerse cada vez que la caída de presión alcance un límite establecido. Muchos de los problemas del filtro se originan en un lavado deficiente incapaz de:

- Desprender la película y otras sustancias que cubren los granos del lecho;
- Romper los aglomerados de partículas filtrantes adheridos entre ellos por el material contenido en el agua residual.

En ambos casos, al lavar el lecho de manera deficiente y luego iniciar la operación de filtrado, el material no removido queda atrapado entre los granos del medio y, al progresar la carrera de filtración, se compacta, con lo cual la capacidad del filtro disminuye. Este proceso se puede observar en la figura 2.4 (Arboleda, 2000).

Por lo general el tiempo de retrolavado por medio de aire varía de cinco a diez minutos y una vez desprendido el exceso de biopelícula se introduce agua limpia para arrastrar el material suspendido. Las características físicas del medio como son diámetro, porosidad, densidad y configuración son las que determinan el intervalo del retrolavado (Fitzpatrick, 1998).

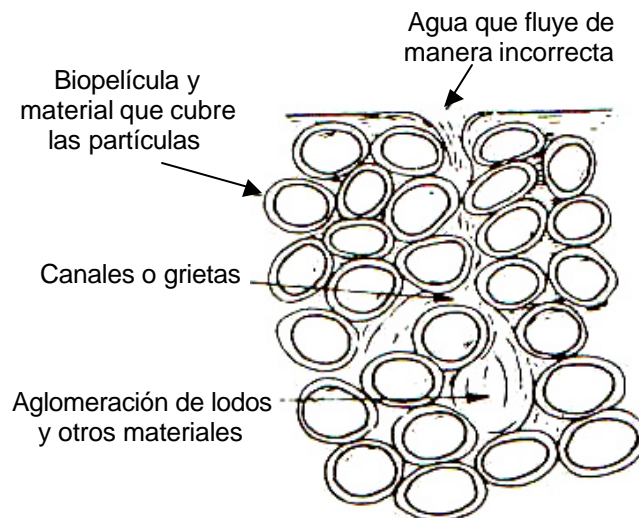


Figura 2.4. Contracción del lecho filtrante y formación de aglomerados de lodo debido a un lavado deficiente (Arboleda, 2000, modificado).

Se ha comprobado que el régimen más efectivo de retrolavado que se logra es utilizando aire combinado con agua; se realiza una expansión del lecho al introducir aire mediante

difusores colocados en el fondo del filtro. Una vez expandido y sin suspender la alimentación del aire, se introduce agua para arrastrar el exceso de biopelícula (Humby y Fitzpatrick, 1996) (figura 2.5).

2.4. Proceso Biofor

El proceso nace como una modificación del sistema de filtros percoladores clásicos, en 1980, por la compañía Degrémont, patentado con el nombre de Biofor. El sistema consiste en un lecho de un material sintético granular llamado Biolite constituido por sílico-aluminatos de hierro. El diámetro de las partículas está entre 1.5 y 3.0 mm y su área superficial específica es de $1500 \text{ m}^2/\text{m}^3$ (figura 2.5).

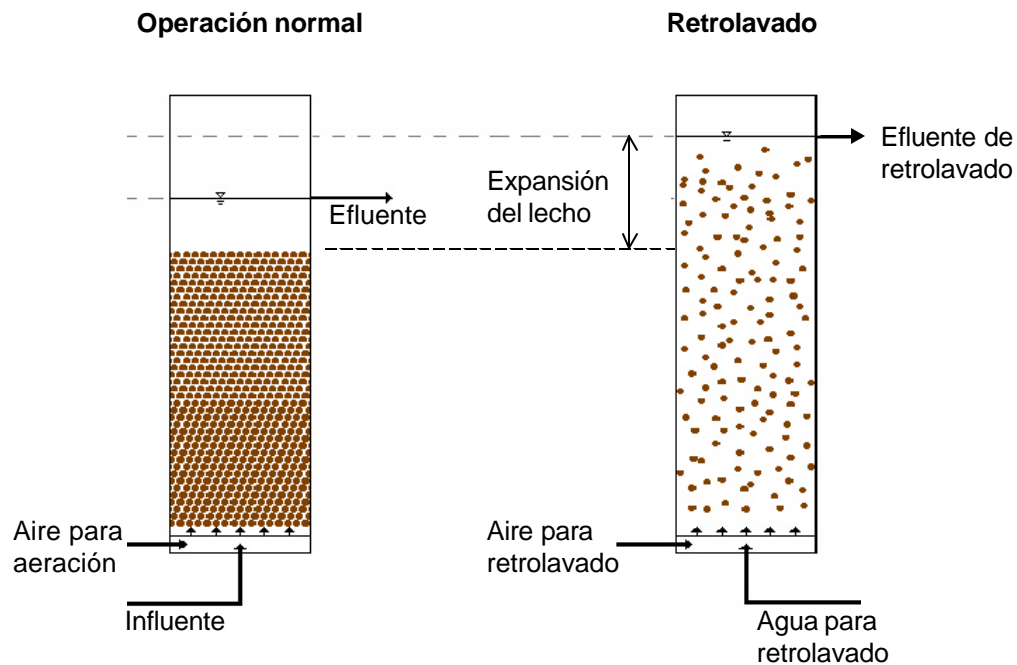


Figura 2.5. Expansión del lecho filtrante en el retrolavado

Durante la operación para consumo de la DBO soluble, el agua residual asciende a través del lecho al mismo tiempo que una corriente de aire es introducida para que las burbujas de aire atraviesen el lecho filtrante suministrando oxígeno a los microorganismos. Sobre las partículas de Biolite se desarrolla una biopelícula responsable del consumo de la DBO (Ramalho, 1996).

En el caso de un filtro percolador clásico, los grandes intersticios entre el relleno permiten a la masa biológica liberada atravesar el filtro sin obstruirlo; en el caso de Biofor esto no sucede porque los intersticios son muy pequeños. Como resultado de la acumulación del material filtrado ocurre una obstrucción del lecho, generalmente después de unos días de operación. Esto puede verificarse registrando la pérdida de carga en el filtro. Cuando esto ocurre la operación ordinaria del filtro se interrumpe y se cambia a una operación de lavado similar a los filtros de arena en tratamiento de agua potable y agua residual. Se bombea agua de lavado ascendente a través del lecho y la biomasa es arrastrada y separada posteriormente por sedimentación.

Una planta de aguas residuales con Biofor debe estar provista de un conjunto de filtros, de tal modo que cuando un cierto número de ellos está en fase de operación normal, otros están en fase de retrolavado. Existen aproximadamente cien plantas de Biofor alrededor del mundo, algunas utilizadas para tratamiento secundario y otras que proporcionan tratamiento terciario (Pujol et al, 1994; Pujol, 2000).

Adicionalmente al Biofor, existen otros sistemas patentados como Biocarbón, Biostyr y B2A. Son procesos nuevos para el tratamiento de aguas residuales desarrollados por OTV después de varios años de experiencia con filtros biológicos aireados en el centro de investigación Maisons-Laffitte. En la actualidad hay alrededor de cien plantas de sistemas Biocarbón que son filtros de flujo descendente que pueden utilizarse para remover materia carbonosa, nitrificar y desnitrificar. Existe también otra centena de sistemas Biostyr que son filtros de flujo ascendente (Martin, 1999); existen además ejemplos de patentes de compañías más pequeñas como el Biobead de Brightwater Engineering Ltd. que utilizan exitosamente el mismo principio de filtración combinada (Cantwell, 1999).

2.5. Modelos para el diseño de filtros biológicos

El propósito de un modelo de diseño es obtener una relación entre la disminución de la DBO, la profundidad del filtro, la carga hidráulica y las características del medio filtrante. Para este fin se hacen dos consideraciones (Ramalho, 1992):

- La disminución de la DBO sigue la cinética de las reacciones de primer orden.

- Los filtros aerobios combinados se consideran como un reactor de flujo pistón.

El reactor de flujo pistón o tubular es un reactor ideal en el cual las partículas del fluido viajan a lo largo del reactor sin mezclarse y por lo tanto se descargan en la misma secuencia en que entraron al reactor; en teoría no existe dispersión o mezcla longitudinal. Todos los elementos disueltos en el agua viajan a la misma velocidad haciendo que el fluido permanece en el tanque durante un tiempo igual al tiempo teórico de retención hidráulica. En la práctica este tipo de reactores son tanques largos de una relación longitud/ancho grande para mantener la dispersión longitudinal en un valor mínimo.

Si se piensa en el concepto de flujo pistón como un flujo en el cual el fluido al llegar al reactor es encerrado en paquetes herméticos que luego viajan a lo largo de un tanque, sin transferir ninguna sustancia de un paquete a otro, aunque exista una mezcla completa dentro de cada paquete, se puede considerar que cada paquete es un minireactor de mezcla completa (figura 2.6).

Con base en lo anterior, el modelo de remoción de DBO, en un reactor ideal de flujo pistón, obedece la ecuación de remoción de un reactor de mezcla completa, de la siguiente manera:

$$q = \frac{1}{K} \cdot \ln \frac{1}{1-E}$$

donde:

- θ Tiempo de retención hidráulico, teóricamente igual al tiempo de reacción
- K Constante de remoción de DBO de primer orden (d^{-1})
- E Remoción que corresponde a $C_0 - C_e / C_0$

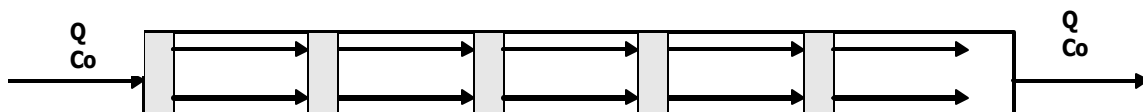


Figura 2.6. Esquema de un Reactor de Flujo Pistón.

En teoría existe el flujo pistón, en la práctica es imposible impedir la mezcla entre las partículas de fluido o paquetes de flujo y siempre hay alguna mezcla longitudinal. Reconociendo esta realidad, Wehner y Wilhelm (1956) dedujeron una ecuación para remoción de sustrato en un reactor en el cual ocurra oxidación de materia orgánica, según una cinética de primer orden. El grado de mezcla entre paquetes de fluido se expresa con base en el número de dispersión d , definido de la siguiente manera:

$$d = \frac{D}{vL}$$

donde:

- d Número o factor de dispersión (adimensional)
- D Coeficiente de dispersión longitudinal (m^2/h)
- v Velocidad del fluido o velocidad promedio de flujo (m/h)
- L Longitud promedio del flujo de una partícula o paquete típico en el reactor (m)

La remoción de DBO según la ecuación de Wehner y Wilhem, se calcula por medio de la siguiente ecuación:

$$\frac{C_e}{C_o} = \frac{4ae^{1/2d}}{(1+a)^2 \cdot e^{a/2d} - (1-a)^2 \cdot e^{-a/2d}}$$

donde:

- Ce DBO del efluente (mg/l)
- Co DBO del influente (mg/l)
- d Factor de dispersión (se determina experimentalmente por medio de trazadores)
- a $\sqrt{1+4K\theta} \cdot d$
- K Constante de remoción de DBO de primer orden (h^{-1})
- θ Tiempo de retención hidráulica (h)

La solución de la ecuación se puede conocer por medio del gráfico desarrollado por Thirumurthi (1969). El valor del factor de dispersión para reactores de flujo pistón oscila entre 0 y 0,2; para reactores con aeradores mecánicos y flujo de mezcla completa el valor oscila entre 4 e infinito; para lagunas de estabilización, entre 0.1 y 2.

La figura 2.7 es la solución simplificada de la ecuación e indica que para cualquier valor de K y de remoción de DBO, el tiempo de retención requerido es mínimo en un reactor de flujo pistón y máximo en un reactor de mezcla completa.

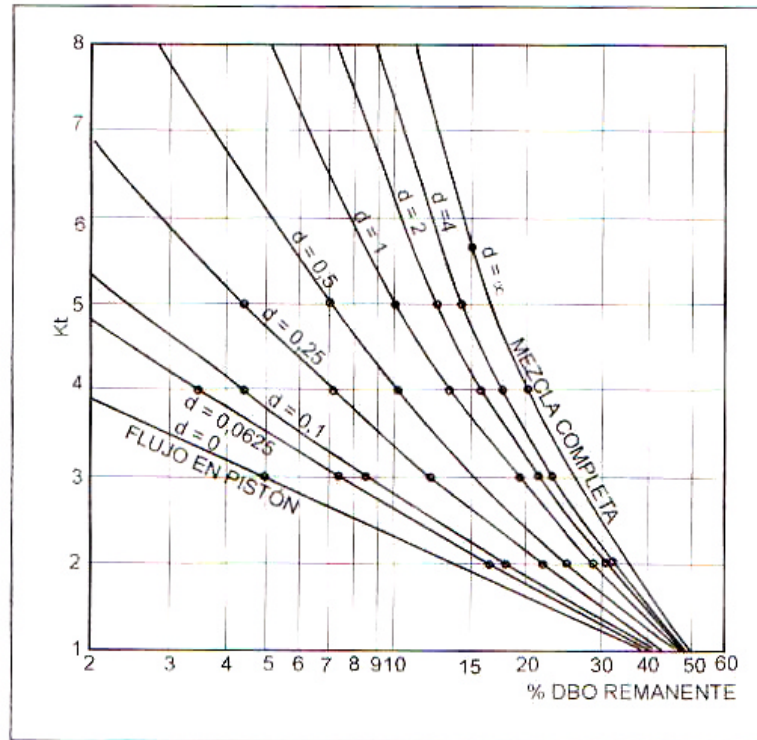


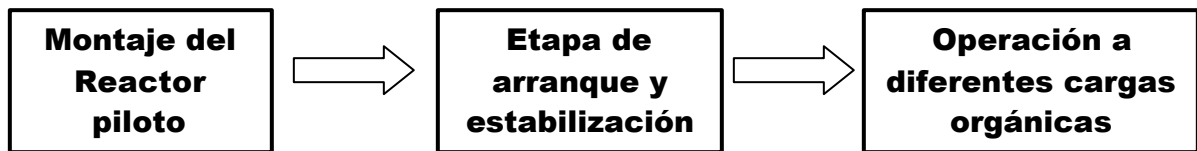
Figura 2.7. Solución gráfica de la ecuación de Wehner y Wilhem (1956).

Según Romero (1999), comparando la eficiencia de un reactor de mezcla completa y uno de flujo pistón, se puede concluir que:

- Reactores de mezcla completa requieren mayor volumen que reactores de flujo pistón para alcanzar la misma remoción.
- El tiempo de reacción en un reactor de mezcla completa debe ser mayor que el de un reactor de flujo pistón para alcanzar la misma remoción.
- A mayor número de reactores de mezcla completa, el volumen tiende a aproximarse al de un reactor de flujo pistón, para la misma remoción.
- El reactor de flujo a pistón es más eficiente que el de mezcla completa.

3. METODOLOGÍA

Para el desarrollo del proyecto de investigación, la fase de experimentación se llevó a cabo en 3 etapas:



3.1 Reactor piloto

En la Planta para Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria se construyó un filtro piloto, el cual consiste en un tubo de PVC hidráulico, colocado de forma vertical y soportado por medio de una estructura metálica en forma de trípode. El filtro tiene las características generales indicadas en la tabla 3.1.

Tabla 3.1. Características del filtro

Características	Valor
Altura total del filtro	5.0 m
Diámetro interno del filtro	0.19 m
Área transversal del filtro	0.028 m ²
Espesor de pared	0.006 m
Profundidad del medio filtrante	3.0 m
Volumen total del medio filtrante	0.085 m ³
Área superficial del medio filtrante	33 m ²

El lecho filtrante tiene una profundidad de 3 metros, el cual corresponde a un BAF a escala real para remoción del material carbonoso (Pujol, 2000).

En las figuras 3.1 y 3.2 se observan un esquema general del filtro en donde se muestran las entradas y salidas de agua y aire al mismo. La alimentación se realiza a través de la parte superior por una manguera de PVC vertical colocada de forma paralela al filtro y que permite observar la pérdida de carga debido al taponamiento del lecho filtrante. La alimentación se hace por vasos comunicantes, desde una altura de 4.0 m sobre el fondo del filtro, para permitir la entrada del agua residual al filtro por la parte inferior y lograr, dentro del filtro, un flujo ascendente.

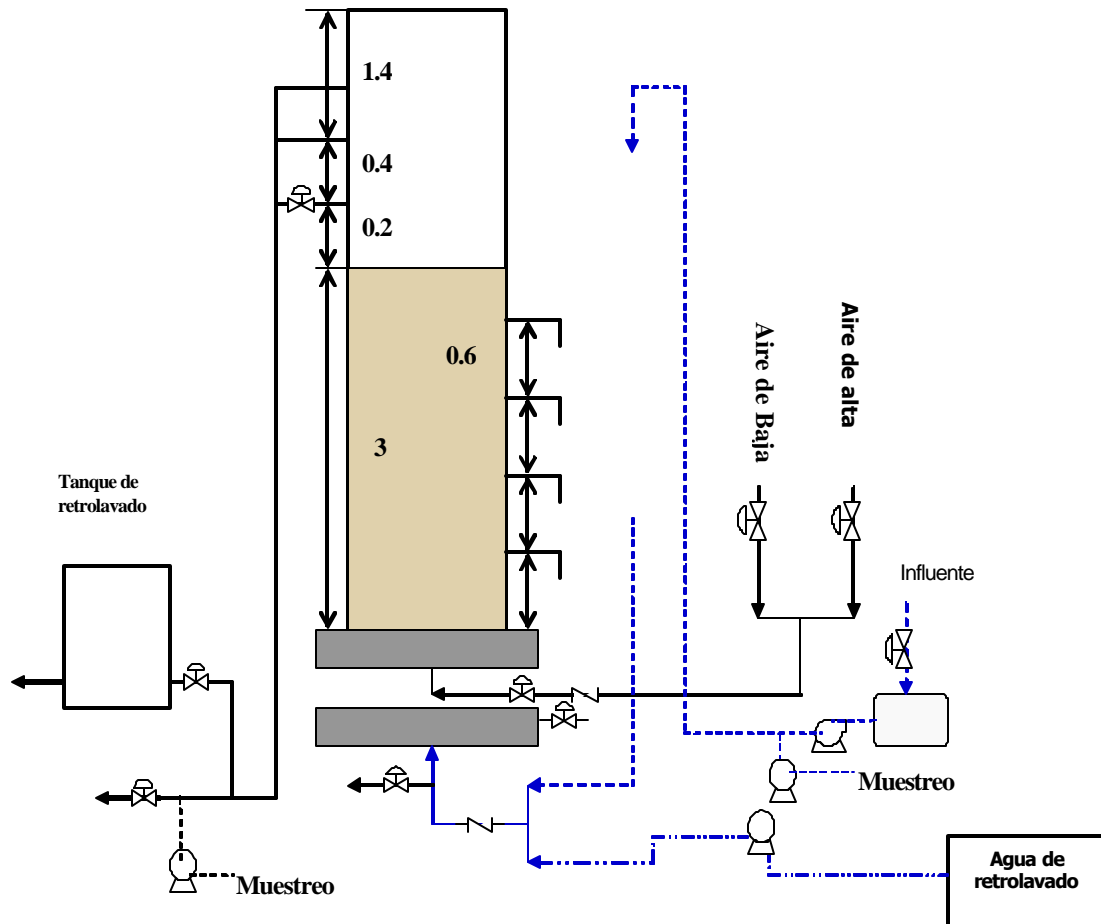


Figura 3.1. Diagrama esquemático del reactor piloto.

La figura 3.3 muestra la parte inferior del filtro en donde se observan las entradas del agua residual y de aire comprimido. Una entrada de aire es de baja presión para suministrar oxígeno y la otra es de aire de alta presión para efectuar el retrolavado logrando la expansión del lecho. En lado izquierdo de la figura 3.3 se observa una pequeña mesa con las bombas peristálticas que permiten la toma de muestras en continuo.



Tubería de efluente y agua de retrolavado

Salida del agua de retrolavado

Tinaco de recolección del agua de retrolavado

Tubería de entrada del agua de retrolavado

Figura 3.2. Vista general del filtro piloto.

La alimentación se hizo tomando el agua residual cruda de uno de los tubos de la Planta de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria y se elevó por medio de una bomba centrífuga con impulsor semi-abierto hasta un dispositivo de control de caudal especialmente

construido para tal efecto. Para controlar el flujo fue necesario construir e instalar un vertedor triangular a la entrada del filtro (figura 3.4) ya que el caudal bombeado era irregular (**ecuaciones de cálculo del vertedor ver en anexo 2**).



Figura 3.3. Parte baja del filtro piloto

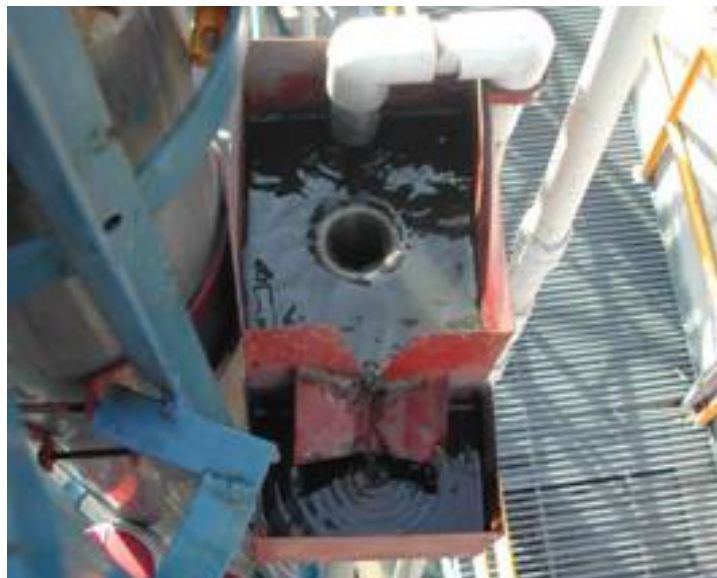


Figura 3.4 Vista de la parte superior del filtro con el vertedor triangular en la alimentación y el vertedor de demasías.

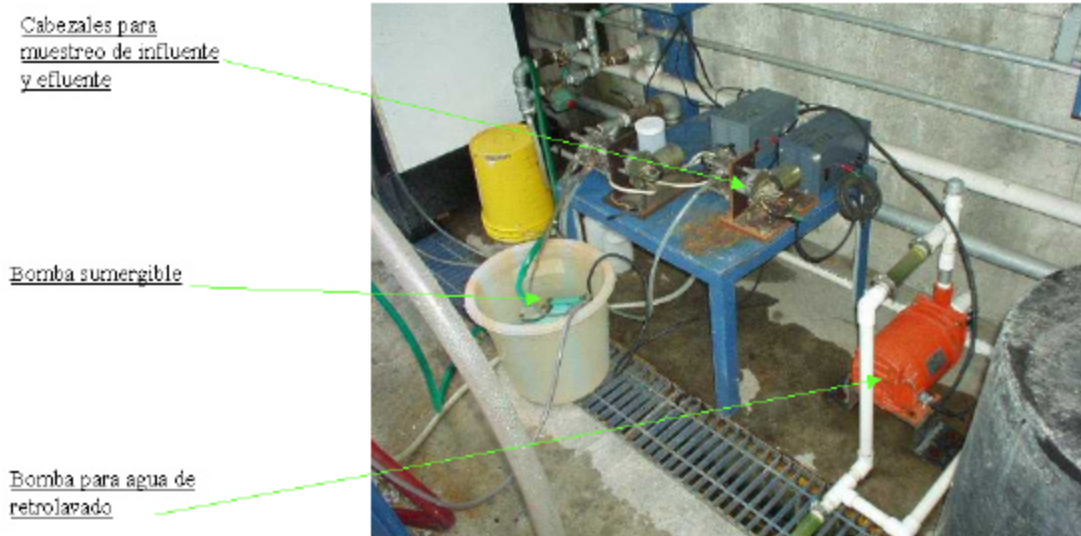


Figura 3.5. Equipo de bombeo.

Para la toma de muestras en influente y efluente se instalaron bombas peristálticas con cabezal Masterflex calibre 16. Para la toma de muestras a diferentes profundidades del lecho filtrante se instalaron salidas con válvulas cada 60 cm. En la figura 3.5 se observa el arreglo de bombas peristálticas para el muestreo en continuo de influente y efluente y de la bomba centrífuga de alimentación (derecha, abajo).

La aeración del filtro se realizó por medio de un difusor de aire diseñado en forma de H para lograr una difusión homogénea. Este difusor se instaló en la parte inferior del filtro inmediatamente arriba del punto de entrada del agua residual cruda. El mismo dispositivo se utilizó para proporcionar aire de baja presión para aeración y aire de alta presión para retrolavado.

3.2 Procedimiento de retrolavado

Durante la etapa de arranque del reactor y a manera de prueba se efectuó el retrolavado cada 48 horas y, al observarse que la pérdida de carga era casi nula, se decidió incrementarla a 72 horas. La operación del retrolavado se realizó de la siguiente manera:

- a. Se suspende la alimentación del agua residual y la aeración, se desactivan las bombas de muestreo.
- b. Se activa el compresor de alta presión (4.5 bar) para introducir aire por la parte inferior del filtro con la finalidad de expandir el lecho y separar del medio el exceso de biopelícula (5 minutos).
- c. Dos minutos después de encendido el aire se introduce agua limpia (agua tratada) por medio de una bomba de ¼ HP para arrastrar el material desprendido. Esta operación dura 3 minutos.
- d. Se suspende la alimentación de agua limpia y aire a presión.
- e. Se reanuda la alimentación de agua residual cruda.

A la salida del agua de retrolavado se instaló un tanque de 100 l para la recolección de la misma y posteriormente tomar muestras tanto de material filtrante como de agua. El tezontle expulsado en el proceso de retrolavado es regresado nuevamente al filtro por la parte superior del mismo. Para evitar disminución en el volumen del empaque, cada 15 días se medía desde la parte superior del filtro la altura del borde del material al borde del filtro.

El agua de retrolavado es el equivalente al 150 % del volumen del filtro, con lo cual se garantiza que el agua que se encuentra dentro del filtro al momento del retrolavado sea desplazada totalmente. Meaney y Strickland (1994) sugieren una pérdida por retrolavado del 1.0 % del volumen total de agua filtrada por día.

La salida del efluente se encuentra a 3.20 m de la base del reactor. Adicionalmente se ubicaron dos salidas: una a 3.75 m para el agua de retrolavado y otra a 4.30 m para emergencias. El agua que sale es conducida por una tubería de PVC de 1 pulgada de diámetro.

3.3 Características del agua residual

El agua residual que entra al filtro fue tomada del tubo que alimenta al Biodisco de la Planta para Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria. Esta agua tiene una

DQO total promedio de 100 mg/l, lo cual se determinó en pruebas de laboratorio previas al arranque del filtro. Esta agua es una mezcla del agua residual de Ciudad Universitaria y de la zona habitacional Copilco el Alto. Los valores de DQO, SST y N-NH₄ presentan variaciones relacionadas con la temporada de lluvias y el calendario escolar, además de los cambios a lo largo del día por las diversas actividades que se desarrollan dentro de la Universidad. En el capítulo de resultados se presenta la información completa.

3.4. Caracterización del material filtrante

Debido a su dureza, gran número de poros y bajo precio, el material de soporte seleccionando fue tezontle rojo. Este fue adquirido en una cantera cercana a la ciudad de México y llevado a Ciudad Universitaria para su posterior manejo. Se tamizó con una malla de ¼ de pulgada (0.64 cm) y se llevó a cabo una limpieza del material para retirar impurezas y polvillo.

En la figura 3.6 se observa una muestra del tezontle que se empleó. Para caracterizar el material de soporte, se realizaron pruebas físicas a dos muestras aleatorias del mismo. El procedimiento experimental se llevó a cabo por duplicado y en condiciones experimentales idénticas, como se describe en el Anexo 1.



Figura 3.6. Material filtrante (soporte de la biopelícula).

3.5. Programa experimental

Para efectuar el arranque del filtro se procedió a alimentar el sistema con agua residual cruda con un caudal que permitiera una carga orgánica aproximada de 3.0 kgDQO/m³·d. Este parámetro se ajustó con los valores promedio de DQO que se tienen en los registros de la Planta de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria.

Para la etapa de arranque y estabilización del reactor se operó el filtro con una carga orgánica variable debido a que los valores de DQO_t del agua residual cruda que entra al sistema son variables. Estos oscilan entre 80 y 230 mg/l. Esta fase sirvió para generar la biopelícula sobre las partículas de tezontle y para aprender a controlar el sistema bajo diferentes condiciones de operación.

Una vez arrancado el reactor se iniciaron las corridas experimentales bajo condiciones controladas. En la tabla 3.2 se presentan los valores calculados de carga orgánica y tiempo de retención hidráulico para cada una de las corridas programadas.

Para los reactores convencionales de biopelícula sumergida no conviene establecer una carga volumétrica superior a 0.5 kgDQO/m³·d para un área superficial específica de 100 m²/m³ (González, 2000). Debido a que el área superficial específica de un filtro aerado es superior en un factor aproximado de 5, se decidió iniciar con una carga orgánica volumétrica de 0.77 kg DQO/(m³·d) para un área superficial de 391 m²/m³.

Tabla 3.2. Condiciones de operación del filtro

Corrida Experimental	Caudal (l/d)	TRH (h)	CO (kgDQO/m ³ ·d)
1	750	1.25	0.77
2	720	1.30	1.24
3	1000	0.94	1.60

Para obtener la carga orgánica de cada una de las corridas se varía el caudal, con lo cual se modifica el tiempo de retención hidráulico (TRH). Debido a que la DQO no es constante, ésta se monitorea semanalmente para ajustar los valores del caudal.

3.6. Toma de muestras y análisis químicos

Por medio de los equipos de muestreo automáticos y los procedimientos manuales se realizaron muestreos semanales de forma compuesta y puntual de acuerdo con la tabla 3.3.

Tabla 3.3. Plan de muestreo

Punto de muestreo	Tipo de muestreo	No muestras
Influyente	Compuesto	3 semanales
Puntos intermedios	Puntual	2 semanales
Efluente	Compuesto	3 semanales
Retrolavado	Puntual	En cada retrolavado

Los muestreos de tipo compuesto consisten en una recolección de agua por un periodo de 24 horas. Transcurrido este tiempo se homogeniza la totalidad del agua obtenida y se toman las muestras necesarias para sus análisis. Los muestreos de tipo puntual son tomados de manera inmediata en cada uno de los puntos con que cuenta el sistema.

Con el fin de preservar las muestras antes de sus análisis, las muestras compuestas de influente y efluente se enviaron, de manera continua, a recipientes colocados en un refrigerador.

Las muestras de retrolavado se tomaron para realizar un balance de material y determinar el tiempo de retención celular (TRC); para este se colectó el volumen total del agua de retrolavado se homogenizó para tomar una muestra representativa del agua. De igual manera se colectaron algunas piedras de tezontle del reactor para su análisis químico y microscópico.

Para el análisis microscópico se tomaron algunas piedras de las recolectadas en el retrolavado y se analizaron en un microscopio óptico, con la finalidad de observar los cambios en la forma del material causado por la fricción en el mismo retrolavado.

En sistemas biológicos de biomasa suspendida, el TRC o edad de lodos se determina utilizando la siguiente relación:

$$TRC = \frac{\text{Masa.de.sólidos.en.el.reactore}}{\text{Gasto.másico.de.sólidos.en.el.efluente}} = \left(\frac{gST}{gST/día} \right)$$

La masa de sólidos en el reactor se determina como SST y se multiplica por el volumen del reactor para obtener la masa total de sólidos. El gasto másico de sólidos en el efluente se determina multiplicando los SST en la purga de lodos y su caudal.

Los parámetros a evaluar en el reactor son la temperatura (T), pH, DQO total, DQO soluble, N-NH₄, N-NO₃, P-PO₄, SST y Nitrógeno Kjeldahl. Para las determinaciones químicas en el laboratorio, la DQOt y DQOs, Nitrógeno amoniacal, nitratos y fosfatos se realizan por fotometría con reactivos Spectroquant de Merck. Los sólidos suspendidos totales, al igual que el nitrógeno Kjeldahl (NTK) se determinaron por medio de la práctica indicada en los métodos normalizados para el análisis de agua potable y residual (APHA, AWWA, 1994). El Oxígeno Disuelto OD se registró por medio de un electrodo instalado en la parte superior del reactor; sus lecturas se tomaron al inicio de cada muestreo. Para cada tipo de muestra se realizaron diferentes análisis. En la tabla 2.4. se muestra los parámetros que se determinaron para cada tipo de muestra.

Tabla 3.4. Parámetros a evaluar

Tipo de muestra	Parámetro a evaluar								
	T	pH	DQOt	DQOs	SST	NH ₄	NO ₃	PO ₄	NTK
Influyente	X	X	X	X	X	X	X	X	
Efluente	X	X	X	X	X	X	X	X	X(*)
Puntos intermedios	X	X	X	X	X	X	X	X	
Retrolavado	X	X			X				X

(*) Sólidos del efluente

4. RESULTADOS

4.1. Caracterización del medio filtrante

En la tabla 4.1 se resumen los resultados obtenidos de la caracterización del material de empaque utilizado. En el Anexo 1 de este trabajo se encuentra una descripción detallada de los procedimientos y resultados de la caracterización.

Tabla 4.1. Características del material de soporte (tezontle).

Característica	Dimensiones
Área superficial específica del medio	390 m ² /m ³
Diámetro promedio de las partículas de tezontle	6.0 mm
Área superficial total expuesta del medio filtrante	33 m ²
Número de piezas específico del medio filtrante	1,842 piezas/l
Densidad aparente del medio filtrante	1.51 kg/l
Coefficiente de vacío	46 %
Volumen útil de reacción	39.1 l

Para determinar el tamaño de poro se tomaron fotografías del tezontle con el microscopio electrónico. En la figura 4.1 se observa una fotografía en la cual los poros tienen tamaños entre 200 y 800 μm con un promedio de 450 μm , el cual es un tamaño favorable ya que se conoce por literatura que el grado de colonización de los materiales porosos depende del tamaño de los poros, siendo un diámetro óptimo 400 μm (Tyagi y Vembu, 1990).

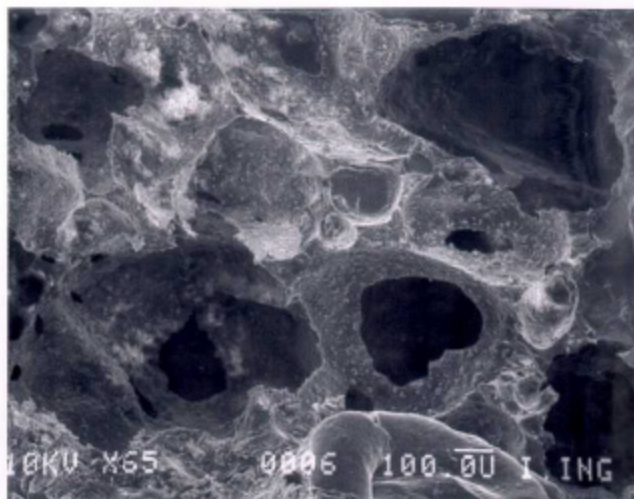


Figura 4.1. Fotografía de microscopio electrónico de una partícula de tezontle

4.2. Arranque del reactor

Aunque no se tiene un criterio unificado acerca de las condiciones de operación para el arranque en este tipo de reactores, Rogalla et al. 1990 recomiendan la puesta en marcha bajo las condiciones de operación normales. Con objeto de calcular la carga orgánica, parámetro de operación y diseño básico para este tipo de sistemas, fue necesario tomar información de las características del agua residual. En la tabla 4.2 se presentan algunos de los valores promedio del agua residual del influente (datos suministrados por laboratorio de la planta de tratamiento de C.U.).

Tabla 4.2. Características del agua residual de Ciudad Universitaria

Parámetro	Promedio
DQOt (mg/l)	135
SST (mg/l)	60
pH	8.0
T (°C)	20

Para esta primera etapa se registraron los valores de DQOt y SST como variables de respuesta. El tiempo empleado para esta fase de arranque y para familiarizarse con la operación del sistema fue de 100 días. El día 1 se considera como el primer día en que se tomaron muestras

en el filtro; previo a este día se hicieron pruebas hidráulicas al sistema por un periodo de 20 días en donde se verificó que el sistema estuviera libre de fugas tanto de agua como de aire.

Con base en trabajos anteriores la operación de retrolavado se inició con una frecuencia de 24 horas (Valdivia, 1998). Con este intervalo se observó que la pérdida de carga por taponamiento del lecho filtrante era prácticamente inexistente, por lo cual se decidió efectuar algunas pruebas para determinar la frecuencia de operación de retrolavado. Así, el día 25 de experimentación se cambió la frecuencia de retrolavado a 72 horas. Se observó que con esta frecuencia la pérdida de carga era inferior a 10 cm y el filtro mostró un comportamiento hidráulico estable.

4.2.1 Carga Orgánica

Durante el periodo de arranque el filtro operó con valores de carga orgánica entre 0.5 y 2.0 kgDQO/(m³·d) con un promedio de 1.2 kgDQO/(m³·d). En la figura 4.2 se observa que los valores presentaron grandes variaciones debidas a los valores de la DQO total influente.

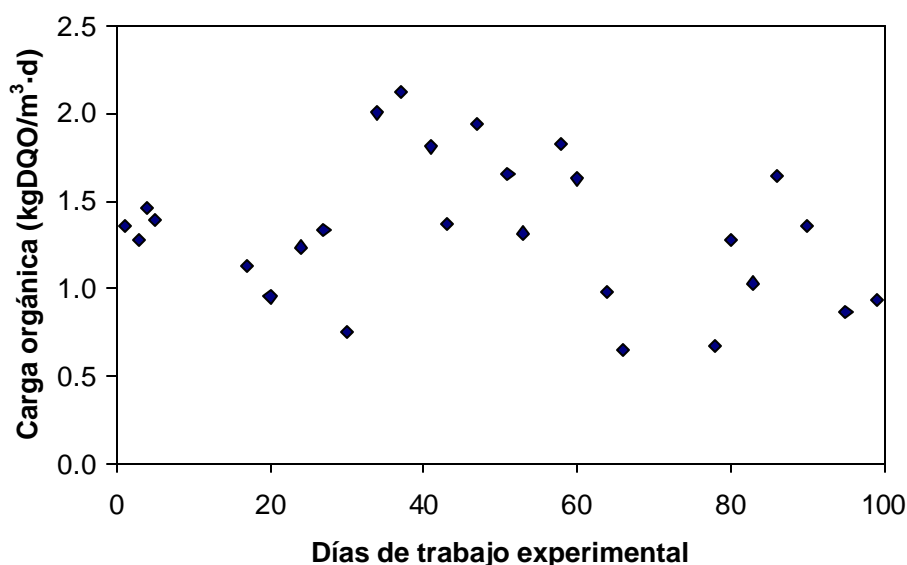


Figura 4.2. Comportamiento de la Carga Orgánica durante la etapa de arranque

4.2.2 Formación de biopelícula en los poros

La formación de la biopelícula en los poros se determinó por apreciación visual y observaciones al microscopio óptico en muestras de las piedras después del retrolavado. Sobre la superficie del material se observó una capa gris gelatinosa: una parte en el interior de los poros y otra fuera de los poros cubriendo las zonas ligeramente más profundas de las piedras. En la figura 4.3 se puede apreciar una fotografía de las partículas extraídas del reactor durante el retrolavado del día 60 de experimentación.



Figura 4.3. Formación de biopelícula sobre el tezontle

4.2.3 Remoción del material carbonoso expresado como DQO y de SST

Demanda química de oxígeno (DQO). Desde el inicio del experimento se hizo evidente una disminución de la DQO total en el efluente con respecto al influente (figura 4.4). En los primeros días la remoción fue variable pero a partir del día 30, a pesar de las grandes variaciones en los valores de la DQO influente se observan valores estables de DQO en el efluente. El promedio de la DQO total en el influente fue de 151 mg/l y en el efluente de 42 mg/l para dar una remoción promedio del 72 %.

Debido a que la caída de presión en el filtro era despreciable (2 a 3 cm de columna de agua), a partir del día 25 de experimentación se hizo un cambio en la frecuencia de retrolavado de 24 a 72 horas; con este cambio se observa un aumento en la remoción de DQO debido a que mejora la madurez de la biopelícula y aumenta el tiempo de retención celular (TRC).

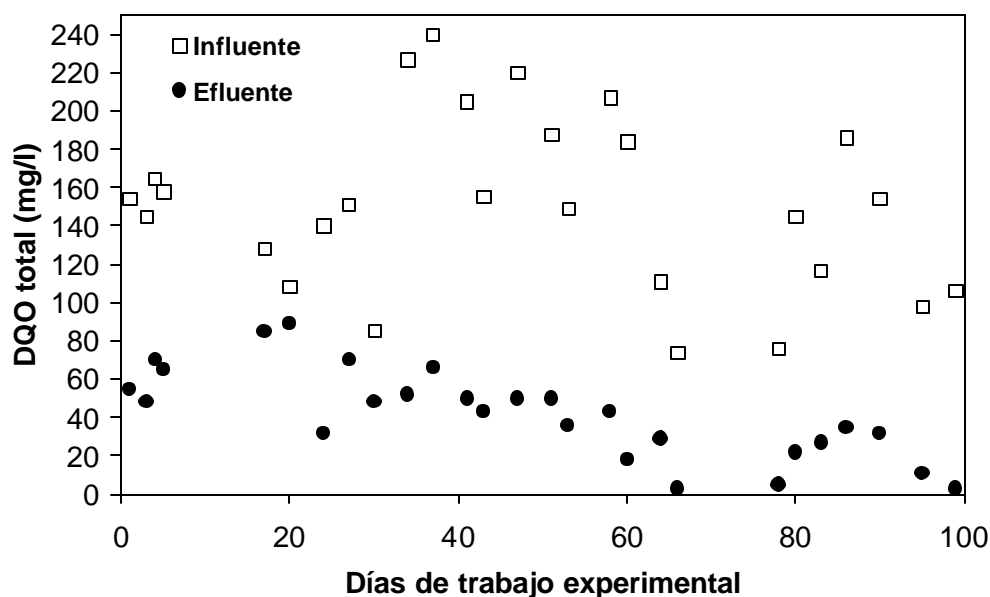


Figura 4.4. Comportamiento de la DQO total en la etapa de arranque

Sólidos Suspendidos Totales (SST). Los SST presentan un comportamiento similar al de la DQO total ya que, desde que inicia la operación del reactor, se evidencia una importante disminución de los SST en el efluente (figura 4.5). Debido al cambio en la frecuencia del retrolavado el día 25 se observa en la figura 4.5 un aumento de los SST en el efluente y posteriormente una reducción hasta alcanzar valores bajos y estables. Los valores promedio de SST durante los primeros 100 días fueron de 44 mg/l para el influente, de 6 mg/l en el efluente y con una remoción del 85 %.

4.3 Experimentación bajo condiciones de estabilidad

Una vez estabilizado el reactor se efectuaron análisis con muestras provenientes de dos orígenes: a) Muestras compuestas de 24 horas y 2) muestras provenientes de episodios seleccionados para determinar los perfiles de contaminantes a lo largo del filtro. Las últimas determinaciones se hicieron con muestras puntuales obtenidas a diferentes profundidades del filtro.

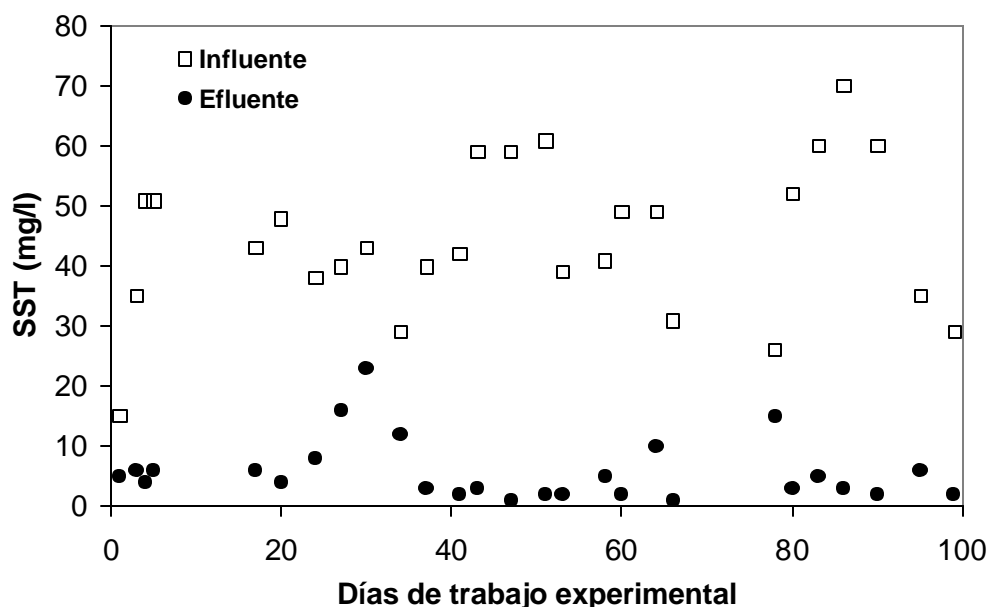


Figura 4.5. Comportamiento de los SST en la etapa de arranque

De manera importante se trata de relacionar la carga orgánica con el tiempo de retención hidráulico (TRH) ya que éstos últimos fueron muy cortos en comparación con otros sistemas biológicos convencionales

4.3.1. Oxígeno disuelto, pH y temperatura

Los valores de oxígeno disuelto en la parte superior del filtro se mantuvieron por encima de 4.8 mg/l durante todo el periodo experimental. Se observa que las concentraciones de oxígeno son menores para las cargas más altas lo cual se debe a que el consumo aumenta con la carga orgánica disminuyendo así la concentración de oxígeno disuelto.

El pH se mantuvo sin cambios significativos con valores entre 7.6 y 7.9 para influente y entre 7.2 y 7.5 para efluente, lo cual es benéfico para los grupos de bacterias presentes en el reactor, en especial para las bacterias nitrificantes. En los sistemas biológicos los procesos de nitrificación producen una ligera disminución en el pH (Romero, 1999); esta disminución se puede observar en la figura 4.6.

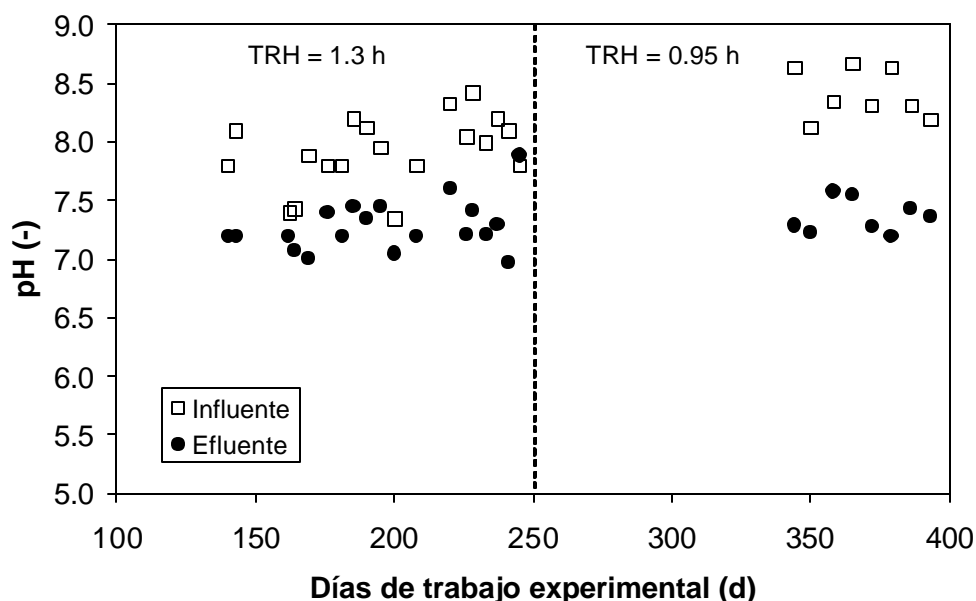


Figura 4.6 Valores de pH durante la experimentación bajo condiciones estables

En este tipo de sistemas, al ser sistemas cerrados donde permanece el lecho filtrante sumergido en el agua, la temperatura del agua es determinada, principalmente, por el agua suministrada la cual permaneció sin variaciones notables. La temperatura se mantuvo entre 19 y 22 °C todo el tiempo.

4.3.2. Comportamiento de la DQO

En las figuras 4.7 y 4.8 se muestra el comportamiento de la remoción de la DQO total y la DQO disuelta con respecto a la carga orgánica, utilizando los valores de las muestras compuestas para las corridas experimentales bajo condiciones de estabilidad (después del día 100). Es evidente que la actividad microbiana se vio favorecida por tiempos de retención mayores, ya que al aumentar la carga orgánica disminuyó la remoción de DQO. Se puede observar en las gráficas que, para la DQO total y la disuelta, la mayor remoción se logra con cargas orgánicas entre 0.6 y 0.9 kgDQO/m³·d y las menores remociones con cargas que van desde 1.0 hasta 3.5 kgDQO/m³·d. En las figuras mencionadas se observa que a cargas orgánicas altas la tendencia de los valores tiende a un valor estable ya que los puntos se mantienen con valores similares. Por ejemplo, para las cargas orgánicas entre 2.2 y 3.3 kgDQO/m³·d se observa el mismo valor de remoción de aproximadamente 60 % de DQO total y de 65 % para la DQO disuelta. La calidad del efluente del reactor depende de la carga orgánica en el influente y el tiempo de

retención hidráulico. A tiempos de retención hidráulicos mayores (cargas bajas) se logran mayores remociones de DQO y para los tiempos de retención hidráulicos bajos el tiempo de contacto entre los microorganismos y el sustrato no es el suficiente para lograr remociones adecuadas.

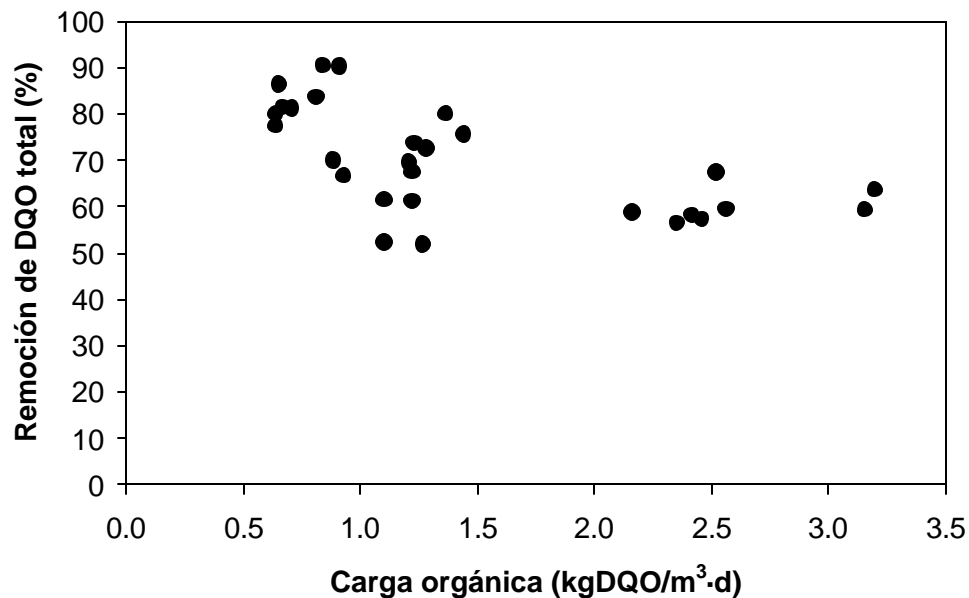


Figura 4.7. Remoción de DQO total con relación a la carga orgánica.

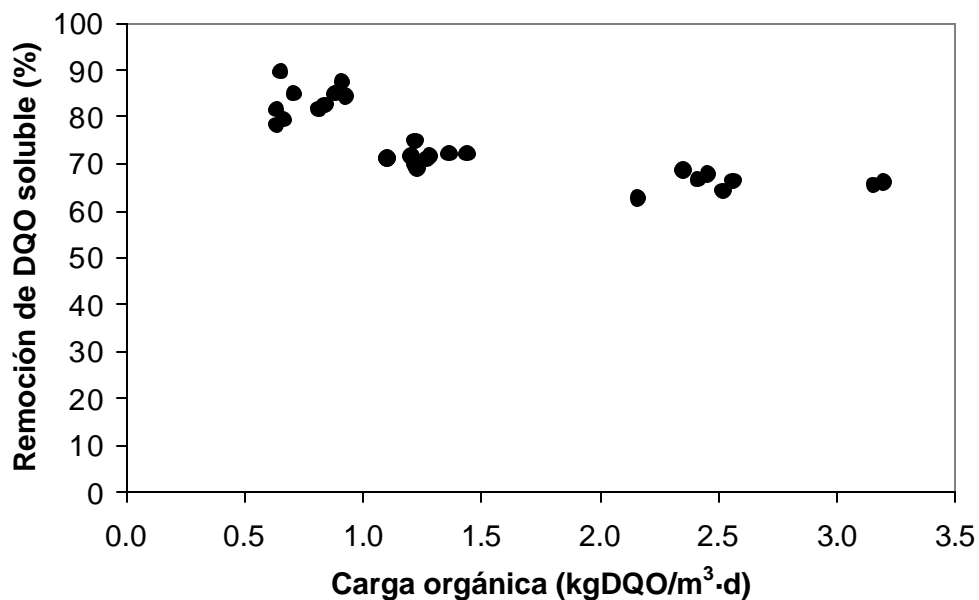


Figura 4.8. Remoción de DQO soluble con relación a la carga orgánica.

De las figuras 4.7 y 4.8 se observan tres grupos de puntos correspondientes a periodos diferentes. Los dos primeros grupos (cargas bajas) corresponden a tiempos de retención hidráulica de 1.3 horas y el tercer grupo a TRH de 0.9 horas. Diferenciando los tres grupos de cargas orgánicas se construyó la tabla 4.3 en la que se observa que la remoción de DQO total disminuye al aumentar la carga orgánica y la cantidad de DQO consumida aumenta con la carga orgánica. De una manera similar se observa en la tabla 4.4 el comportamiento de los valores de DQO disuelta a las diferentes cargas orgánicas. En cuanto a la remoción de DQO disuelta se observan valores ligeramente superiores a los de la DQO total indicando que el sistema biológico funciona de manera satisfactoria al eliminar las sustancias orgánicas disueltas.

Tabla 4.3. Valores promedio para la DQO total en influente y efluente.

Carga orgánica (kgDQO/m ³ ·d)	Influente (mg/l)	Efluente (mg/l)	Remoción (%)	gDQO _{consumida} /d
0.8	87	17	81	52
1.2	147	48	67	71
1.6	221	88	60	133

Tabla 4.4. Valores promedio para la DQO disuelta en influente y efluente.

Carga orgánica (kgDQO/m ³ ·d)	Influente (mg/l)	Efluente (mg/l)	Remoción (%)	gDQO _{consumida} /d
0.8	60	10	84	38
1.2	110	31	71	57
1.6	148	50	66	98

Con el aumento de la carga orgánica y de la cantidad de DQO consumida se espera que se desarrolle una biopelícula de mayor espesor con una mayor capacidad de eliminar contaminantes orgánicos. La rapidez de eliminación de material orgánico, expresado como DQO, se puede describir por medio de la ecuación de Stover y Kincannon (González-Martínez y Duque-Luciano, 1991; González-Martínez et al, 2000). Esta ecuación se presenta a continuación:

$$E = M \frac{CO}{K + CO}$$

donde:

- E rapidez de transformación de material orgánico, kgDQO/(m³·d);
- M valor máximo que puede alcanzar la rapidez de transformación de material orgánico, kgDQO/(m³·d);
- K constante de proporcionalidad, kgDQO/(m³·d);
- CO carga orgánica, kgDQO/(m³·d);

La representación gráfica de la ecuación tiene la forma de una hipérbola. Esta ecuación quiere decir que conforme aumenta la carga orgánica, la rapidez de eliminación de material orgánico tiende a alcanzar un valor constante, lo cual conduce, a su vez, a una reducción de la remoción de DQO cada vez menor.

Si además se considera que la relación entre la rapidez de remoción y la carga orgánica dan como resultado la fracción removida de DQO, entonces:

$$R = \frac{E}{CO}$$

donde R es la fracción de la remoción de DQO, la cual, multiplicada por 100 da la remoción en por ciento. La combinación de las dos ecuaciones da como resultado:

$$R = \frac{M}{K + CO}$$

Esta última ecuación indica que, cuando E alcance el valor de M y la carga orgánica continúe aumentando, la remoción continuará decreciendo. Con esto se desea demostrar que el aparente valor constante de la remoción de DQO al aumentar la carga orgánica no es posible que sea una constante y que la rapidez de cambio de la remoción con respecto a la carga orgánica es dependiente de los valores de las constantes M y K.

La figura 4.9 muestra la relación entre la rapidez de consumo de DQO total contra la carga orgánica. A pesar de que la relación de Stover y Kincannon indica que esta relación es de tipo hiperbólico; esta figura muestra que la relación, dentro del intervalo de cargas orgánicas analizado, es lineal y que las cargas orgánicas requeridas para alcanzar el valor de E máximo son superiores a las analizadas en este trabajo.

Con objeto de obtener los valores de las constantes M y K se elaboró la figura 4.10. La forma linearizada de la ecuación de Stover y Kincannon indica que es necesario graficar el inverso de la rapidez de eliminación de DQO contra el inverso de la carga orgánica. La pendiente de la línea que forman los puntos tiene la forma K/M y la ordenada al origen es 1/M. Los valores de m y K se indican en la figura 4.10. La rapidez máxima M que se puede lograr con el sistema es de 3.72 kgDQO/m³·d. Esto significa que la rapidez alcanzada con la carga orgánica más elevada durante el desarrollo de este trabajo fue de 2.0 kgDQO/(m³·d), aproximadamente la mitad de la rapidez

máxima permitida por el sistema. La constante K tiene un valor de 3.86 kgDQO/(m³·d), el cual corresponde al punto medio de M en el eje de las abscisas (carga orgánica).

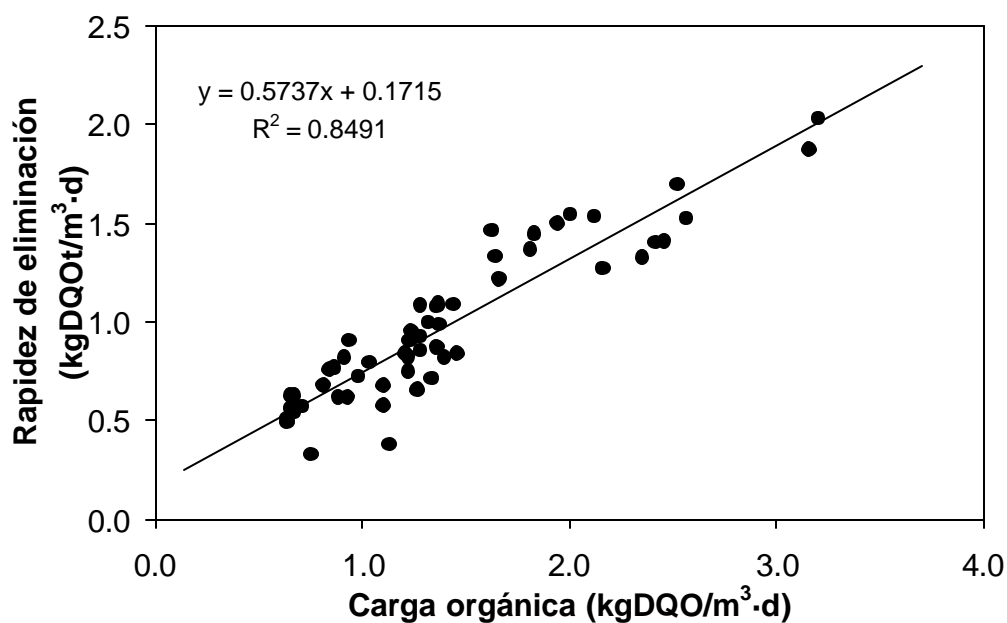


Figura 4.9 Relación entre la rapidez de consumo de DQO total y la carga orgánica

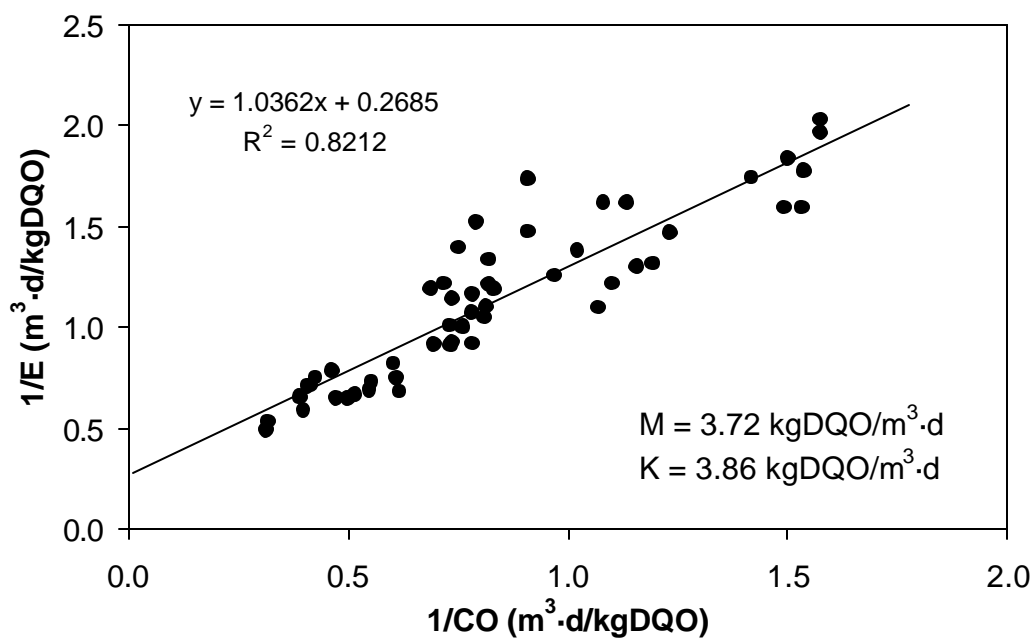


Figura 4.10 Valores de la linearización de la ecuación de Stover y Kincannon para determinar las constantes M y K.

En la tabla 4.5 se muestran los valores promedio de DQO total para cada una de las cargas orgánicas en cada uno de los puntos de muestreo y la remoción promedio de cada corrida. Esta tabla resume los valores de la figura 4.11 para cada una de las corridas indicadas. Se comprueba que la remoción se comporta de manera inversa a la carga orgánica, directa al TRH y que el consumo de DQO aumenta con la carga orgánica.

Tabla 4.5. Valores de DQO total (muestras puntuales) a diferentes profundidades del filtro.

Carga orgánica kgDQO/m ³ ·d	TRH h	Profundidad del filtro						Rem. %
		0 m	0.6 m	1.2 m	1.8 m	2.4 m	3.0 m	
1.5	1.25	150	61	39	24	24	17	89
1.6	1.30	194	99	38	23	23	24	88
2.7	0.94	209	185	164	95	73	56	75

La figura 4.11 está construida con valores de de tres diferentes sesiones experimentales. Las curvas de colores azul y café corresponden a las corridas con cargas orgánicas promedio 1.5 y 1.6 kgDQO/m³·d (tabla 4.5) y las curvas de color verde corresponden a la carga orgánica de 2.7 kgDQO/m³·d. Se observa que las curvas con las menores concentraciones tienden a alcanzar un valor constante después de recorridos de aproximadamente 1.2 a 1.8 m de la profundidad del filtro. Esto significa que 1) es posible utilizar filtros con menores profundidades cuando las concentraciones de material orgánico son bajas y 2) que la DQO tiene un límite inferior y que, aunque aumente el tiempo de retención hidráulico, el valor de la DQO no disminuirá. A concentraciones mayores la disminución de la DQO es diferente ya que se aprovecha mejor la profundidad del reactor (por ejemplo, las curvas de color verde indican cargas orgánicas mayores). En este último caso se hace una observación que se considera importante y es que, aunque la concentración de material orgánico sea elevada, la forma de la curva queda determinada por la carga orgánica promedio y no por el valor de la carga orgánica puntual. Esto quiere decir que la carga orgánica promedio es la que "condiciona" el comportamiento de las poblaciones en el filtro ya que el padrón (perfil) de degradación es diferente bajo diferentes cargas orgánicas, independientemente de los valores puntuales del influente.

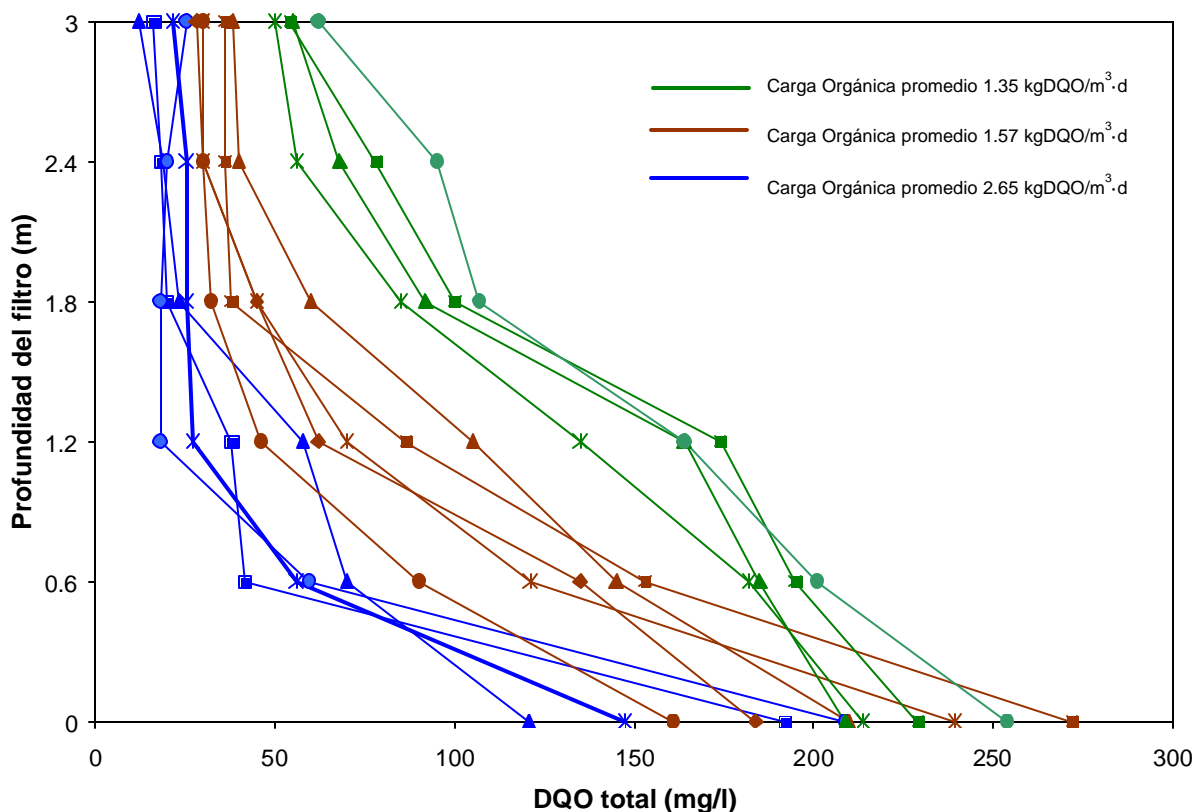


Figura 4.11. Perfil de DQO total a lo largo del reactor.

El gasto másico de DQO se determinó mediante la expresión general de un balance de masa reportada por Gonçalves y Rogalla (1992) en la que se estipula que la DQO consumida es igual a la DQO en el influente menos la DQO en el efluente. En las tablas 4.3 y 4.4 se indican los valores de DQO consumido por unidad de tiempo (gDQO/d). Para la DQO total y soluble es claro que la rapidez de consumo aumenta con la carga orgánica.

4.3.3. Comportamiento de los SST

En la figura 4.12 se observa el comportamiento de la remoción de los sólidos suspendidos totales como muestras compuestas de influente y efluente. Este comportamiento es similar al de la DQO total ya que, a medida que aumenta la carga orgánica, la remoción disminuye. Esto se puede explicar si se tiene en cuenta que el sistema, además de tener una biomasa activa fija al medio de soporte, también actúa como un filtro que retiene los sólidos en suspensión

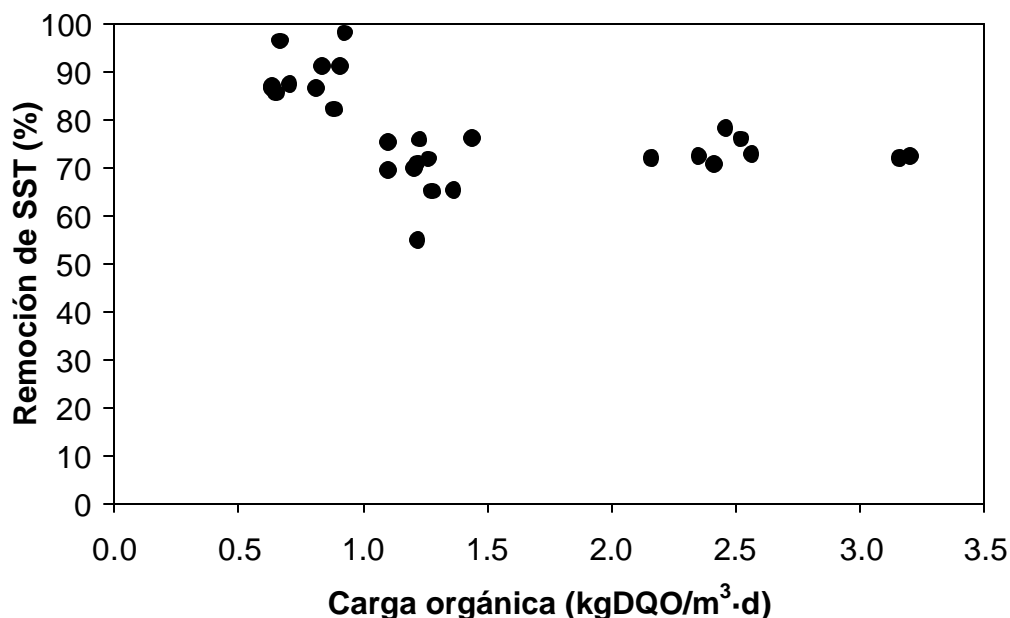


Figura 4.12. Remoción de los SST con respecto a la carga orgánica.

Con los datos de las muestras puntuales se elaboraron perfiles de concentración de SST con respecto a la profundidad del filtro (figura 4.13). En este caso se utilizaron únicamente 6 juegos de datos ya que no se dispone de datos de la carga orgánica media (color café en la figura 4.11). De forma similar a los perfiles de DQO se observa que, a medida que aumenta la carga orgánica, disminuyen los valores de remoción al aumentar los valores de SST a la salida (tabla 4.6). De manera similar a las curvas de DQO total en la figura 4.13 se observa que las concentraciones de sólidos suspendidos disminuyen más rápidamente en las primeras etapas del filtro cuando se utilizan cargas orgánicas bajas y que los valores del efluente son sensiblemente superiores para la carga orgánica alta. Nuevamente se observa la influencia de la carga orgánica promedio cuando los perfiles son diferentes, independientemente del valor puntual de los SST en el influente. Los perfiles correspondiente a la carga baja alcanzan un valor estable aproximadamente a las dos terceras partes de la profundidad del filtro, lo cual no se observa, como regla general, para los perfiles de la carga alta.

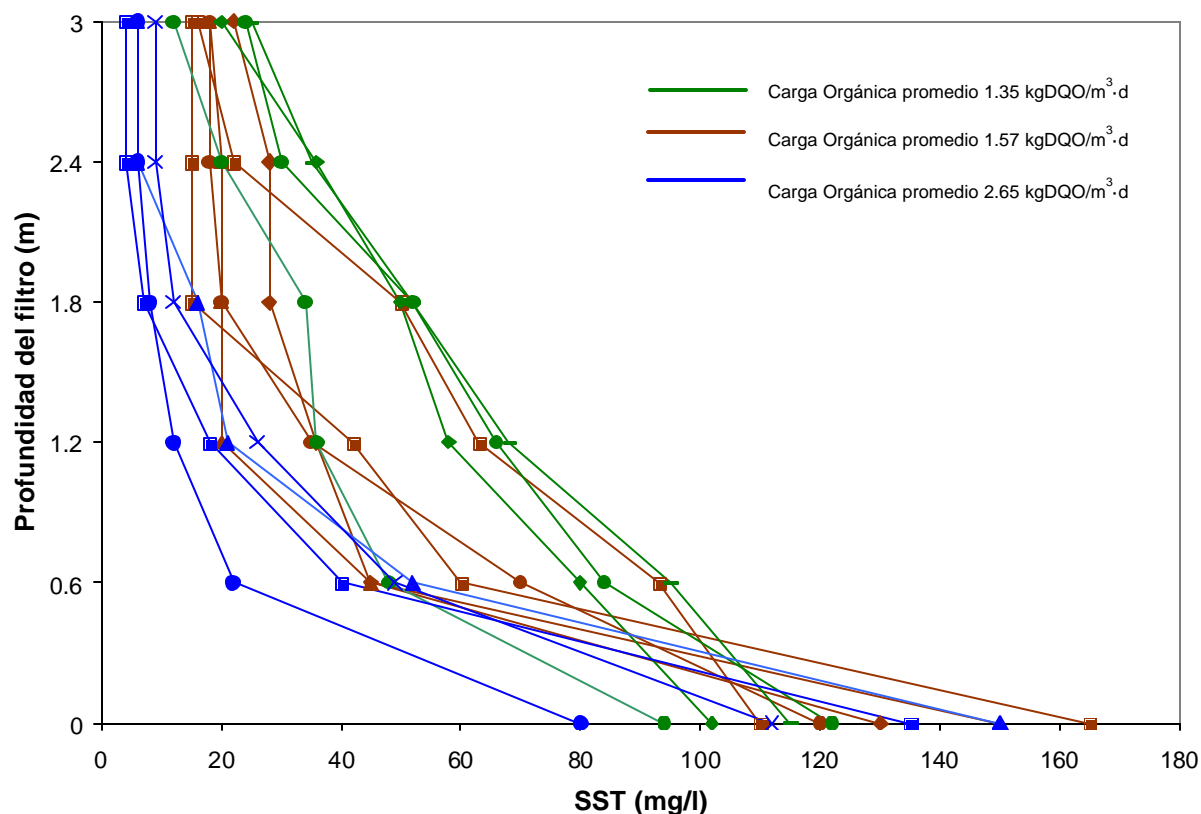


Figura 4.13. Perfil de SST a lo largo del reactor

La tabla 4.6 muestra que la remoción aumenta de manera inversa con la carga orgánica lográndose una remoción promedio del 93 % con cargas orgánicas de 1.5 kgDQO/m³·d y del 82 % cuando la carga orgánica aumenta a 2.7 kgDQO/m³·d.

Tabla 4.6. Remoción de SST en cada corrida experimental

Carga orgánica kgDQO/m ³ ·d	TRH d	SST influente mg/l	SST efluente mg/l	Remoción %
1.5	1.25	114	7	93
2.7	0.94	110	20	82

4.3.4. Coeficiente de rendimiento Y

El coeficiente de rendimiento celular (Y) se define como la cantidad de sólidos (masa seca) producidos por una cantidad de DQO removida. El coeficiente de rendimiento debe tener un valor constante para un sistema determinado ya que la relación entre la biomasa producida y el

sustrato consumido es una constante para un proceso determinado (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999).

La figura 4.14 muestra los valores individuales del coeficiente de rendimiento (Y) con respecto a la duración del trabajo experimental. Se aprecian tres valores elevados que se pueden relacionar con algún error de tipo analítico o a restos de sólidos del retrolavado previo. La mayor parte de los valores se mantienen entre 0.3 y 0.5 con un valor promedio general de 0.46 $\text{kgSST}_{\text{producidos}}/\text{kgDQO}_{\text{consumida}}$. Estos valores se encuentran dentro de los valores comunes para sistemas de biopelícula (González et al, 1998; Gonçalves et al, 1994).

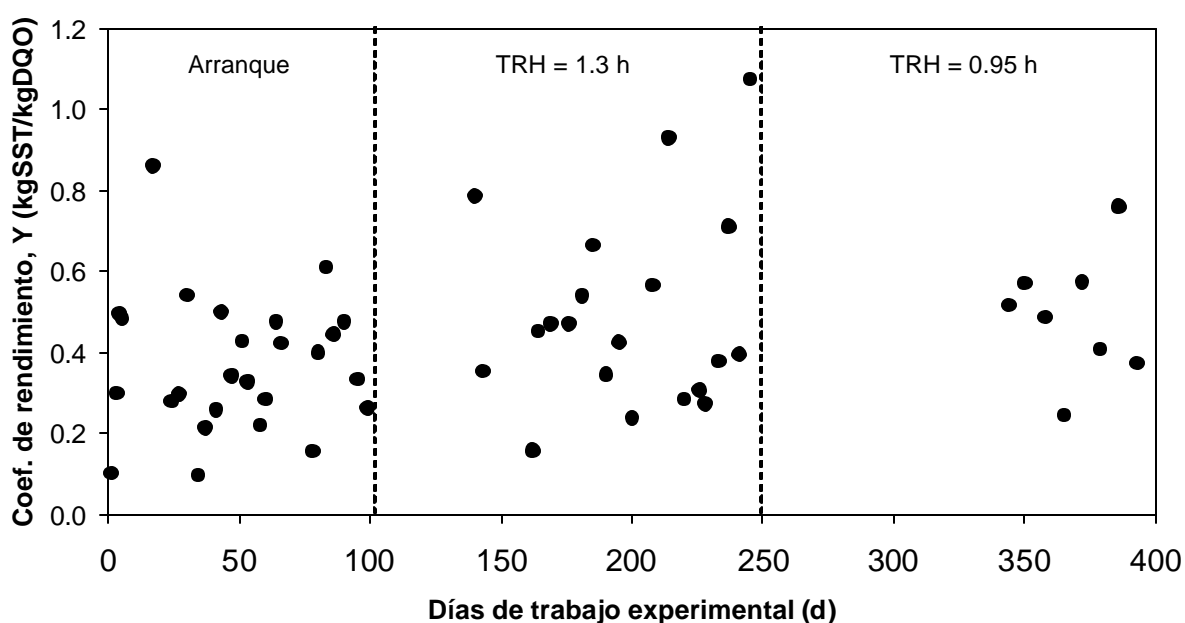


Figura 4.14. Coeficiente de rendimiento, Y, a lo largo del periodo experimental.

4.3.5. Nitrificación

Mendoza-Espinoza y Stephenson (1999) reportan nitrificación parcial para sistemas de filtración combinada cuando las cargas de nitrógeno amoniacal son cercanas a $1 \text{ kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ con tasas de nitrificación de hasta $1.27 \text{ kgN-NH}_3/\text{m}^3 \cdot \text{d}$. En la tabla 4.7 se observan los valores promedio de influente y efluente de N-NH_4 y N-NO_3 para las tres corridas experimentales correspondientes a tres diferentes valores promedio de carga orgánica. El valor más alto de nitrificación, 75 %, se

logró con la carga orgánica más baja de 0.77 kgDQO/m³·d y el valor más bajo de 36 % se obtuvo con la carga orgánica más elevada de 1.60 kgDQO/m³·d.

Tabla 4.7. Valores Promedio de N-NH₄ y N-NO₃ en influente y efluente obtenidos con las muestras compuestas de 24 horas.

Carga orgánica (kgDQO/m ³ ·d)	TRH (h)	N-NH ₄			N-NO ₃	
		Influente (mg/l)	Efluente (mg/l)	Remoción (%)	Influente (mg/l)	Efluente (mg/l)
0.8	1.25	42	11	75	< 0.3	31
1.24	1.30	33	15	56	< 0.3	19
1.60	0.94	51	33	36	< 0.3	17

En la figura 4.15 se muestra la remoción de nitrógeno amoniacal con respecto a la carga orgánica. Los procesos de nitrificación fueron más intensos a menores cargas orgánicas y, por consecuencia, a mayores tiempos de retención hidráulica.

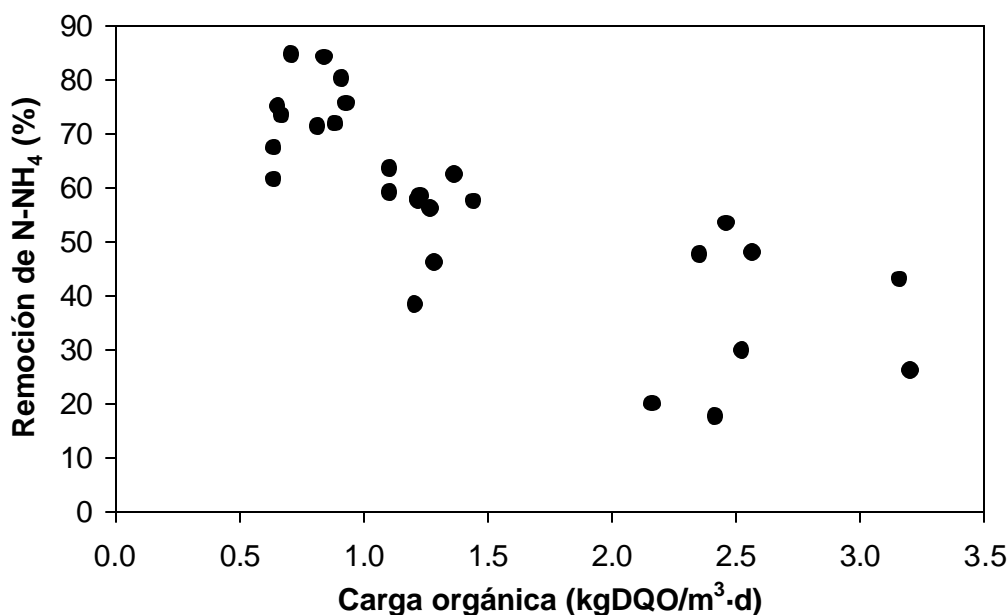


Figura 4.15. Remoción de N-NH₄ con respecto a la carga orgánica.

Durante la primera corrida experimental se observó una gran actividad de las bacterias nitrificantes, logrando una oxidación de amonio del 75 %, alcanzando valores promedio de nitrógeno amoniacal en el efluente del filtro de 11 mg/l con tiempos de retención hidráulica de 1.25 horas (tabla 4.7). De manera similar se observa que la producción de nitratos es mayor a cargas orgánicas bajas. Para cargas orgánicas de 1.60 kgDQO/m³·d la remoción de nitrógeno

amoniacal es aproximadamente la mitad que para la carga de 0.94 kgDQO/m³·d y la concentración de nitratos disminuye de 31 a 17 mg/l al aumentar la carga orgánica de 0.94 a 1.60 kgDQO/m³·d.

La nitrificación en los sistemas de filtración combinada está limitada básicamente por el oxígeno disuelto, especialmente en la entrada del reactor, ya que la mayoría de los sustratos se consumen en esta parte del sistema (Beg et al, 1995). Se ha sugerido que debe mantenerse una concentración de oxígeno disuelto entre 4 y 5 mg/l para evitar la inhibición de la nitrificación (Chen y Cheng, 1994). En la figura 4.16 se observa que las cantidades de nitrógeno amoniacal oxidado corresponden con la aparición de nitrógeno de nitratos a diferentes cargas orgánicas y también se puede apreciar que, por efecto del consumo de sustrato (DQO y amonio), a cargas orgánicas más bajas la concentración de oxígeno disuelto en el reactor es mayor. La figura 4.16 muestra que, a menores cargas orgánicas los procesos de nitrificación son más intensos que a cargas altas. Para todos los casos se considera que el oxígeno disuelto no fue una limitante ya que se mantuvo sobre los 4.5 mg/l, independientemente de las condiciones del proceso.

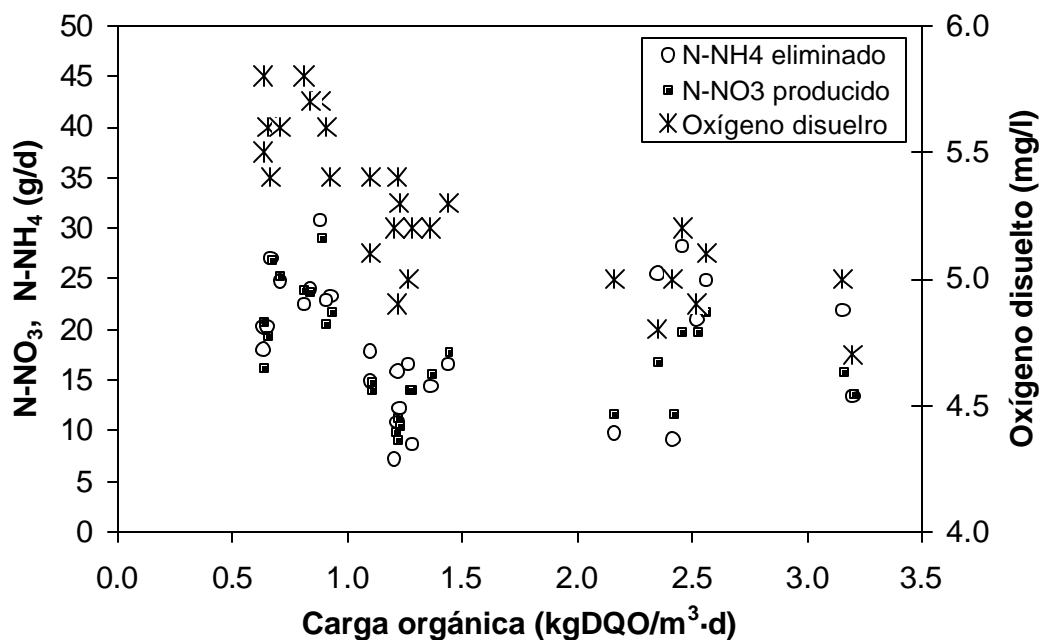


Figura 4.16. Comportamiento del N-NH₄ eliminado y N-NO₃ producido con respecto a la carga orgánica y el oxígeno disuelto

Según Boller et al (1994), altas concentraciones de sólidos inhiben la nitrificación debido a que su acumulación en la superficie de la biopelículas retrasa los procesos de transferencia de masa y favorece el crecimiento de colonias heterótrofas. Cuando se tienen concentraciones altas de carbono orgánico la gran rapidez de crecimiento de las bacterias heterótrofas resulta en una limitante para el crecimiento de las autótrofas nitrificantes (Akunna et al, 1994). En trabajos realizados con filtros combinados se reporta que la relación entre carbono y nitrógeno C:N debe ser inferior de 10 (Rogalla et al, 1990). En este trabajo dicha relación es de 3.

La nitrificación también se ve afectada por el pH. Se ha encontrado que la tasa de nitrificación se incrementa en un 13 % por cada unidad de pH entre valores que van de 5.0 a 8.5, lo cual corresponde a la máxima actividad de los organismos oxidantes de amoníaco (Villaverde et al, 1997). Para el caso de este trabajo, los valores de pH se mantuvieron en valores cercanos a la neutralidad; no se observa un cambio significativo del pH para las cargas orgánicas utilizadas en este trabajo.

Las figuras 4.17 y 4.18 muestran los perfiles de eliminación de $N-NH_4$ y de producción de $N-NO_3$, respectivamente, para todos los experimentos realizados como parte de las tres corridas experimentales (diferentes cargas orgánicas). En la figura 4.17 se observa que para las cargas orgánicas bajas la máxima nitrificación se presenta en los primeros 1.8 metros de profundidad del filtro. En las zonas superiores del filtro la concentración de nitrógeno amoniacal se mantiene sin cambios. Esta tendencia se hace menos evidente para cargas orgánicas superiores en donde la oxidación inicia en la entrada del filtro y continúa durante todo el trayecto hasta la salida. Para las cargas orgánicas mayores la tendencia de las curvas es a hacerse mas inclinadas, lo que indica que se está aprovechando toda la profundidad de la cama filtrante pero resultando en concentraciones superiores (menores remociones) de nitrógeno amoniacal en el efluente.

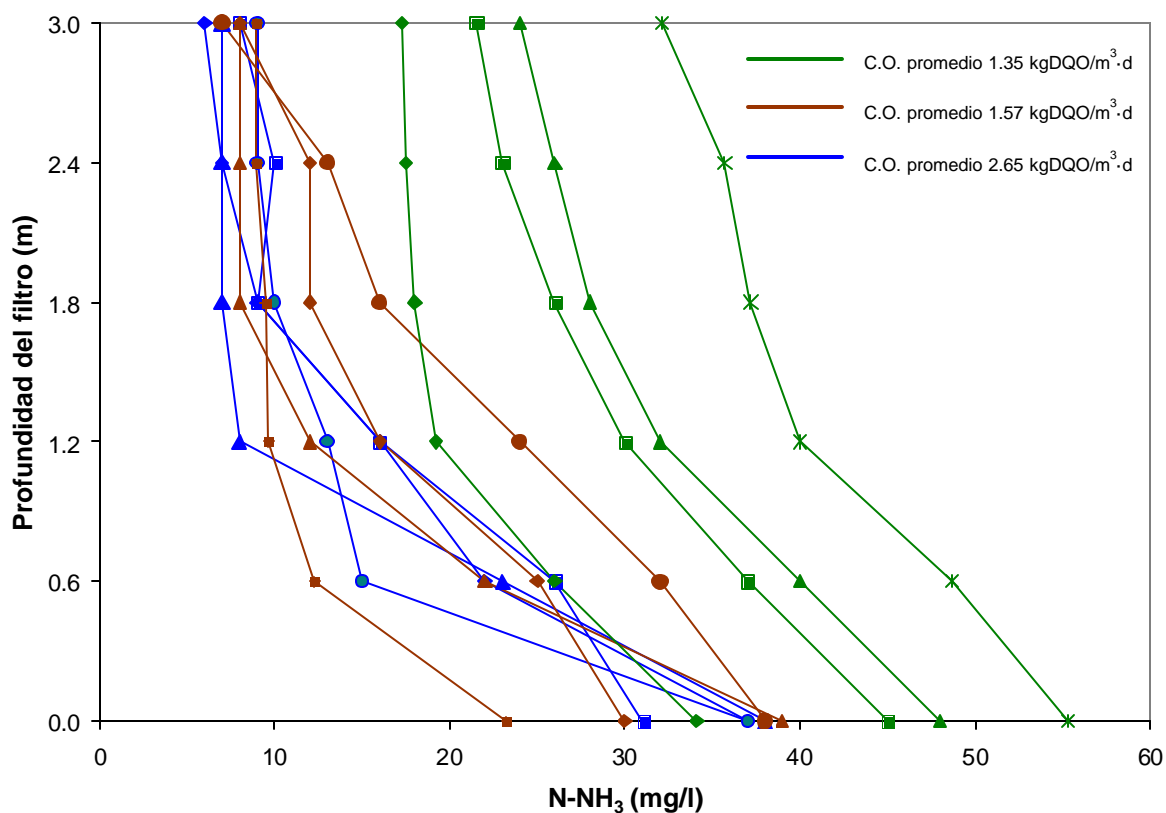


Figura 4.17. Perfil de $N-NH_4$ bajo diferentes condiciones de operación.

Para la producción de NNO_3 el comportamiento es inverso al de la oxidación de nitrógeno amoniacal. La figura 4.18 muestra que, conforme aumenta la carga orgánica se reduce la producción de nitrógeno de nitratos, lo cual concuerda con la reducción de nitrógeno amoniacal (diferencia entre influente y efluente). Considerando que las concentraciones de nitrógeno de nitratos en el influente son despreciables (< 0.3 mg/l), entonces los valores de nitratos en el efluente se pueden considerar máximos para las condiciones impuestas a cada una de las corridas. Es importante comentar que bajo ninguna de las condiciones impuestas al sistema se logró la nitrificación completa y que, contrario a lo esperado, a cargas bajas los valores de nitrógeno amoniacal y de nitrógeno de nitratos tienden a valores constantes en el último metro del recorrido a través del filtro.

En los casos de los perfiles de nitrógeno amoniacal y nitratos se vuelve a observar un comportamiento sobre la forma de las curvas: para cargas bajas las curvas alcanzan valores estables en aproximadamente una profundidad de 1.8 metros y para la carga más elevada

(curvas de color verde) las curvas requieren una mayor profundidad para alcanzar valores estables.

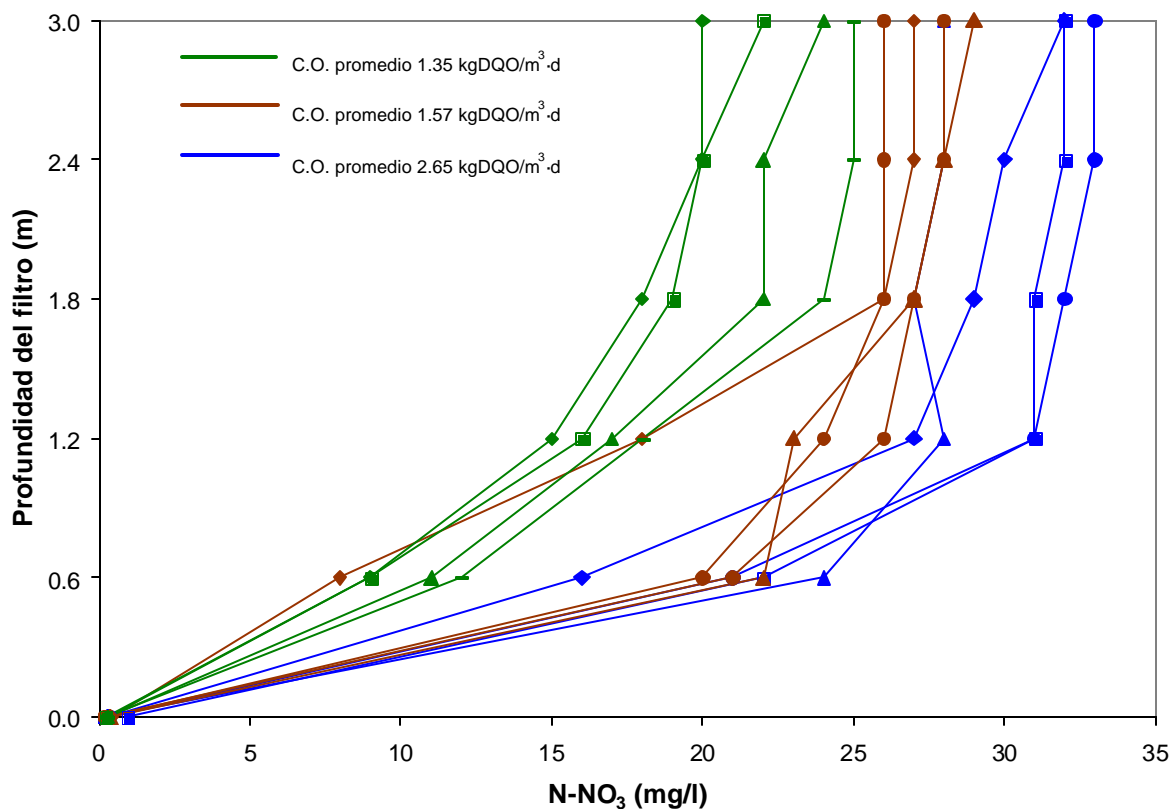


Figura 4.18. Perfil de producción de N-NO₃ en las corridas experimentales

4.3.6. Comportamiento de los fosfatos

En la tabla 4.8 se pueden observar los valores promedio de las concentraciones de ortofosfatos para cada una de las cargas aplicadas. Estos valores promedio fueron obtenidos de las muestras compuestas de 24 horas para influente y efluente. Al analizar los datos se observa que hay una remoción con valores promedio que van del 25 al 33%, sin lograr identificar una tendencia, y haciendo notar que las mejores remociones se obtuvieron con las cargas orgánicas más bajas.

Tabla 4.8. Valores promedio de P-PO₄ en las corridas experimentales

Carga Orgánica kgDQO/m ³ .d	P-PO ₄ influente mg/l	P-PO ₄ efluente mg/l	P-PO ₄ remoción %
0.77	19	13	33
1.24	20	15	25
1.60	21	16	25

En la figura 4.19 se observa el comportamiento de los ortofosfatos con respecto a la carga orgánica. Invariablemente se observa que los valores de concentración de ortofosfatos en el efluente son inferiores a los del influente. Los valores de remoción se mantuvieron entre 10 y 45 % durante todo el periodo experimental.

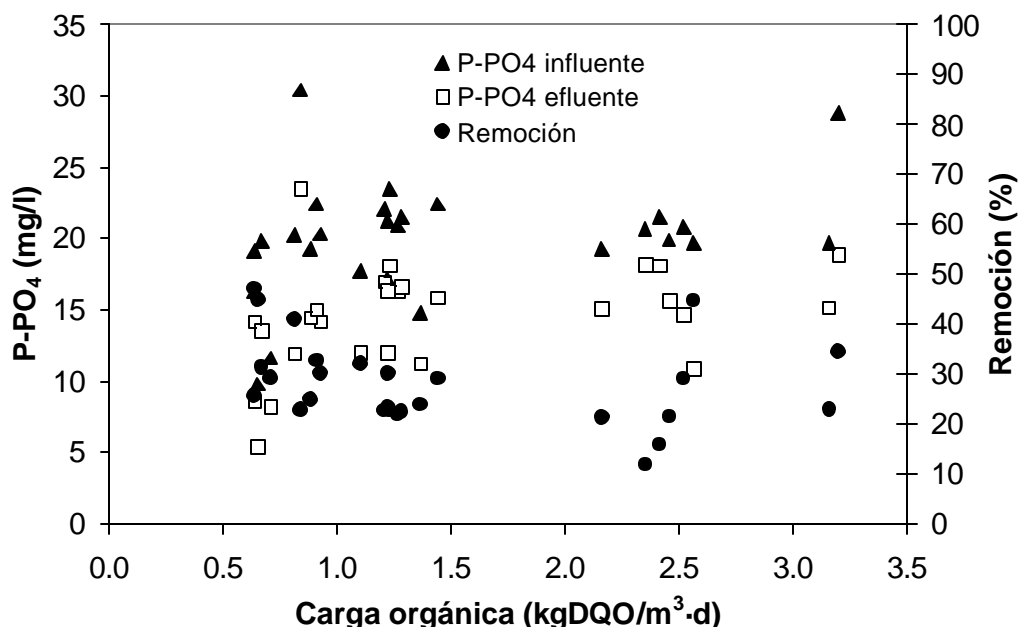


Figura 4.19. Comportamiento de los P-PO₄ en las corridas experimentales

La figura 4.20 presenta los perfiles de concentración de ortofosfatos a lo largo del filtro para las diferentes cargas orgánicas. En ella se observa, invariablemente, una reducción de las concentraciones de ortofosfatos. De manera similar a los perfiles mostrados para otros parámetros, desde aproximadamente a la mitad de la profundidad del filtro hasta la salida, las concentraciones se mantienen sin cambios. Independientemente de la carga orgánica las remociones se mantienen cercanas al 25 %. Para la eliminación biológica del fosfato es necesario someter a los microorganismos a una secuencia de fases anaerobia/aerobia para activar el mecanismo alterno de bacterias aerobias estrictas, permitiendo a los microorganismos capturar fosfatos y separarlos en forma de excesos. En el sistema se tiene un reactor totalmente aerobio, por lo que se presume que el fósforo se elimina por medio de dos rutas:

- Captura de fósforo por bacterias aerobias (*acinetobacter-calcoaceticus*) y utilizado como fuente de energía para almacenamiento celular.

- Remoción por filtración (proceso físico)

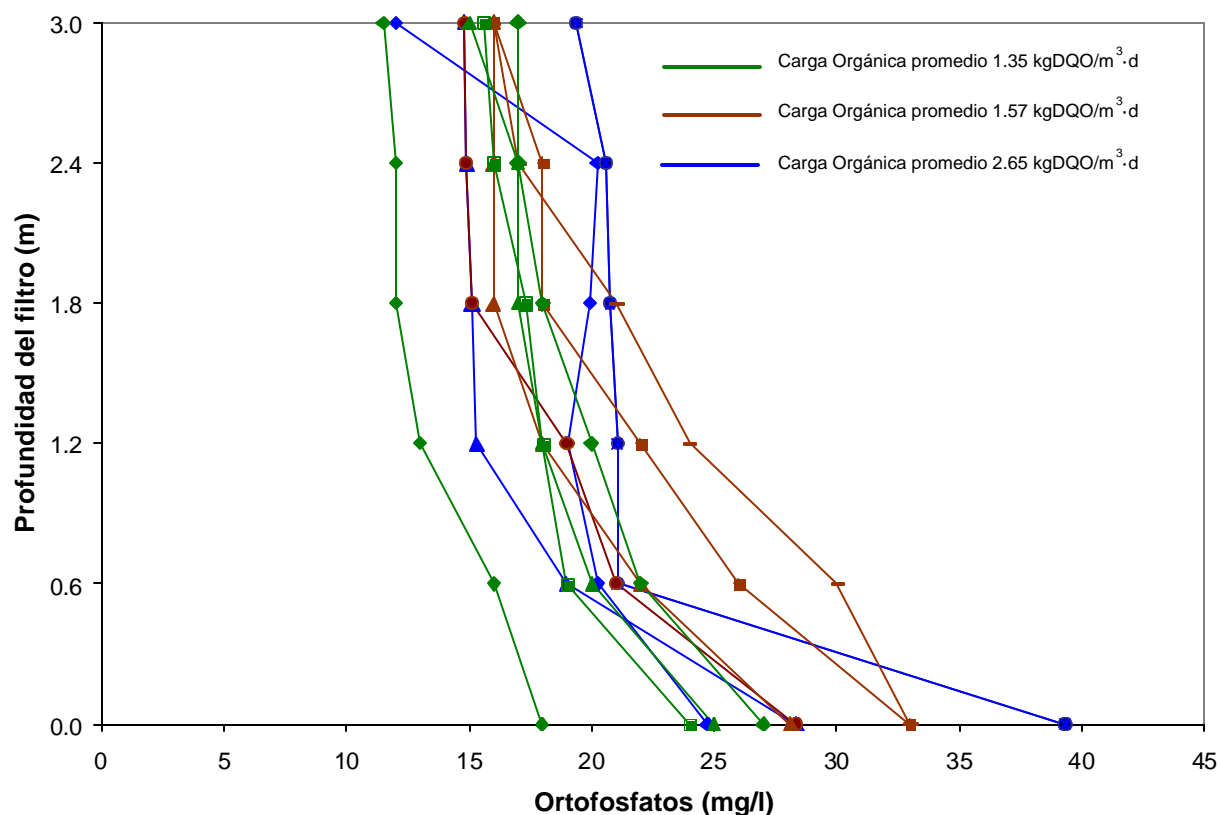


Figura 4.20. Comportamiento de los ortofosfatos con respecto a la profundidad del filtro.

4.3.7. Retrolavado

Como se menciona en el capítulo de metodología, en la etapa de estabilización se efectuaron cambios en el intervalo de retrolavado teniendo en cuenta la pérdida de carga para establecer intervalos de 72 horas entre cada operación de retrolavado. En la figura 4.21 se ilustra el comportamiento de la pérdida de carga relacionado con la carga orgánica. Se hace evidente que a medida que aumenta la carga orgánica se incrementa la pérdida de carga en el sistema. Por ejemplo, para el valor más bajo de carga orgánica de $0.77 \text{ kgDQO/m}^3 \cdot \text{d}$ se tiene una pérdida de carga de 0.5 cm, mientras que para el valor más alto de carga orgánica de $2.60 \text{ kgDQO/m}^3 \cdot \text{d}$ se tiene una pérdida de carga de 12.6 cm. Este comportamiento se explica fácilmente ya que a medida que se aumenta la carga orgánica en el sistema hay mayor sustrato disponible para los microorganismos, por lo cual hay mayor crecimiento de la biopelícula y el filtro se colmata más rápidamente en el mismo intervalo de tiempo.

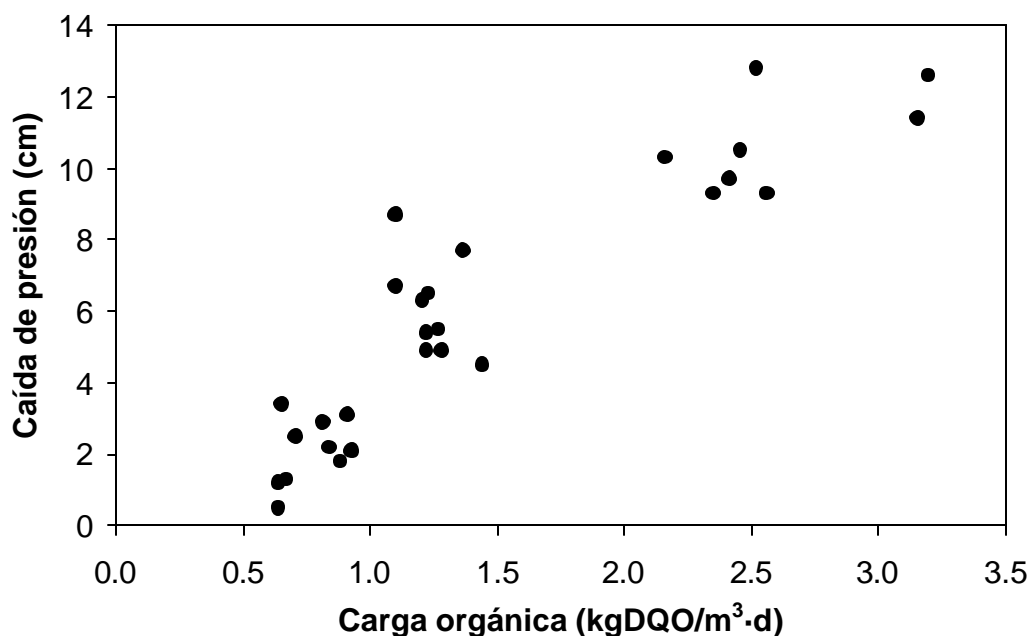


Figura 4.21. Comportamiento de la pérdida de carga con respecto a la carga orgánica

4.3.8 Tiempo de retención celular

Para establecer el Tiempo de Retención Celular (TRC) de la biomasa en el reactor se hicieron determinaciones de Nitrógeno Kjeldahl (NK) del tezontle cubierto de biopelícula y de los SST en el efluente y el retrolavado. El contenido de Nitrógeno Kjeldahl se determinó de los SST separados del efluente y de los SST contenidos en el agua del retrolavado para así poder realizar un balance de nitrógeno orgánico.

Debido a la irregularidad de forma y tamaño (aunque estén tamizadas) de las piedras de tezontle, no es posible obtener la concentración de microorganismos mediante la determinación de masa seca sin incluir un error significativo. Lo que se hizo fue entonces determinar la concentración de nitrógeno orgánico, como Nitrógeno Kjeldahl, de la biomasa adherida a las piedras de tezontle. La masa de sólidos en el reactor se calculó con base en el NK por cada pieza de tezontle y multiplicándolo por el número de piezas de tezontle en todo el reactor. Esta determinación se realizó para cada uno de los retrolavados.

Los SST del efluente y el retrolavado se separaron del agua por filtración y se determinó NK de ellos. Entonces el gasto másico de NK que sale del reactor corresponde a la suma del NK en el retrolavado más el NK en el efluente multiplicados, de manera separada, por sus respectivos caudales. El TRC se calcula entonces por medio de la siguiente ecuación:

$$TRC = \left(\frac{NK.en.las.piedras}{NK.en.el.retrolavado + NK.en.el.efluente} \right)$$

La figura 4.22 muestra los valores del TRC con respecto a la carga orgánica. Se observa que los valores fluctúan desde 1.5 hasta 4.5 días sin reconocerse una tendencia con respecto a la carga orgánica. El promedio de los valores de 3.2 días confirma que este parámetro es dependiente de la frecuencia del retrolavado y no de la carga orgánica. Al ser retrolavado el filtro cada 72 horas, la biomasa que se encuentra en las zonas externas de las piedras de tezontle es arrastrada permitiendo que solamente la biomasa protegida dentro de los poros permanezca en el sistema.

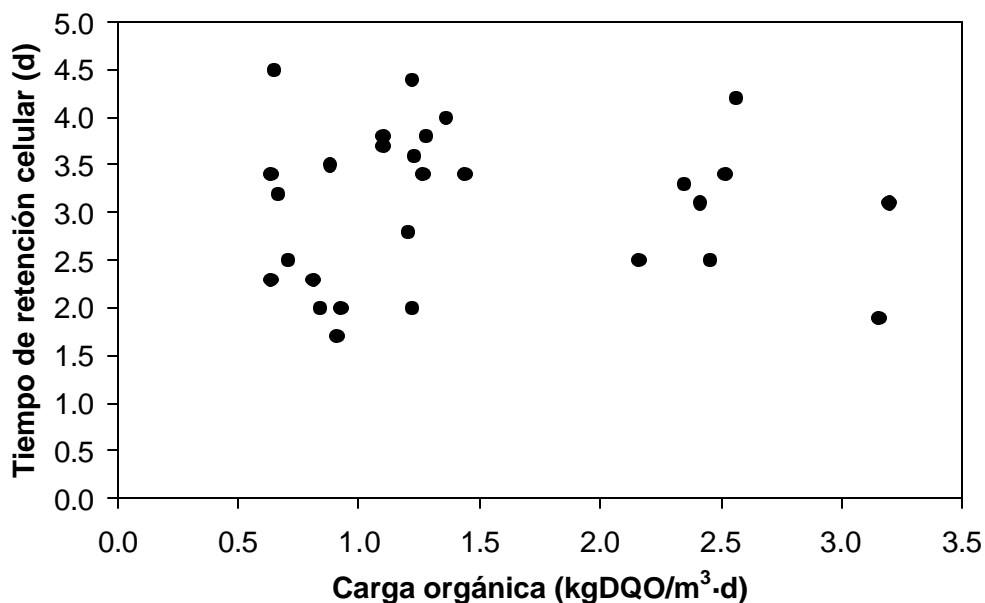


Figura 4.22. Tiempo de Retención Celular con respecto a la Carga Orgánica

5. CONCLUSIONES

- El filtro presentó un buen comportamiento en la etapa de arranque al observarse actividad microbiana después de varios días de haber iniciado su operación. Durante los primeros 10 días de operación se obtuvieron valores de remoción de Sólidos Suspendidos Totales superiores al 80%. La remoción de DQO total inició con remociones aproximadas del 50% y fueron aumentando para alcanzar valores superiores al 80% antes de los primeros dos meses de operación.
- Debido a que la concentración de Oxígeno Disuelto OD se mantuvo constantemente sobre 4.8 mg/l se concluye que éste parámetro no fue limitante en el proceso. Las concentraciones de OD son menores para las cargas orgánicas más altas lo cual confirma que se presentó un mayor consumo al aumentar la carga orgánica y viceversa.
- La remoción de DQO se comportó de forma inversa a la carga orgánica. Es evidente que la actividad microbiana se vio favorecida por tiempos de retención mayores ya que a cargas orgánicas bajas ($0.8 \text{ kgDQO}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$) la remoción alcanzó valores promedio del 87% y 60% para cargas más altas ($2.6 \text{ kgDQO}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$). Los valores de DQO disuelta presentaron una menor dispersión que los de DQO total.
- Independientemente de la DQO en el influente, para cargas orgánicas bajas, la DQO total alcanza valores constantes antes de llegar a la salida del filtro. La DQO

alcanza valores estables a partir de aproximadamente dos terceras partes de la longitud del filtro. Para las cargas más altas la DQO total disminuye paulatinamente hasta la parte superior del filtro sin alcanzar un valor estable. El comportamiento de los perfiles se relaciona con la carga orgánica promedio aplicada al sistema, la cual afecta su comportamiento de una manera independiente de la DQO en el efluente.

- Los SST tienen un comportamiento similar al de la DQO total ya que a medida que, aumenta la carga orgánica, la remoción disminuye. Para las cargas orgánicas bajas la remoción de SST varió entre 80 y 95%. Para las más altas los valores de SST se mantuvieron entre 65 y 85%. Los perfiles de concentración de SST a lo largo del filtro se comportaron de manera similar a la de DQO al alcanzar valores estables a lo largo del filtro para cargas bajas. En general el comportamiento de los perfiles se relaciona con la carga orgánica y no con la concentración de la misma en el influente.
- Los procesos de nitrificación se llevaron a cabo con mayor actividad a cargas orgánicas bajas. La mayor remoción de nitrógeno amoniacal de 75% se alcanza con la carga orgánica más baja de $0.77 \text{ kgDQO}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ y la remoción más baja se alcanza con la carga más alta de $1.9 \text{ kgDQO}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$. Los perfiles de concentración de nitrógeno amoniacal muestran una mayor dependencia de la carga orgánica promedio que de la concentración inicial. La producción de nitratos es claramente mayor a menores cargas orgánicas.
- En general las remociones de ortofosfatos fluctúan entre el 25 y 33% sin lograrse identificar una relación entre la carga orgánica y remoción o concentración en el efluente.
- La pérdida de carga (caída de presión) en el lecho filtrante aumentó con la carga orgánica desde 1.0 cm con las cargas orgánicas más bajas hasta 12 cm con las cargas orgánicas más altas para cada periodo de retrolavado de 72 horas.

- El Tiempo de Retención Celular varió entre 1 y 6 días con un promedio de 3.2 días. Con esto se concluye que el tiempo de retención celular depende de la frecuencia de retrolavado y no de las tasas de crecimiento de los microorganismos o de la carga orgánica aplicada.
- La buena calidad del material de soporte garantizó mantener un área superficial constante, ya que su desgaste fue mínimo. Esto se comprobó con las observaciones en el microscopio óptico donde se demostró que las piezas de tezontle después de los intervalos de retrolavado se encontraban en buenas condiciones sin que el medio filtrante hubiera perdido su volumen inicial.
- El sistema de filtración combinada para el tratamiento de aguas residuales domésticas con un lecho de tezontle es una alternativa viable ya que frente a otros sistemas de tratamiento biológico. El sistema presenta numerosas ventajas ya puede ser económicamente competitivo además de no estar limitado por el suelo disponible, el material es de fácil disponibilidad y las remociones obtenidas son superiores al 50% para todos los parámetros evaluados.

Anexo 1

En este anexo se presenta la caracterización del material de soporte del filtro. Para realizar la caracterización del tezontle se llevaron a cabo los siguientes pasos:

- Se tomó la muestra de tezontle previamente lavado y se metió a secar en la estufa durante 24 horas.
- Posteriormente, se llenó hasta 400 ml y se repitió la operación de compactación. Dado que el volumen luego de la compactación era un poco inferior a 400 ml, se llenó con tezontle hasta éste valor. Se denominó a esto, "Volumen seco".
- Se midió en una probeta de cristal un volumen de agua de 500 ml, mismos que se vaciaron a la probeta que contenía el tezontle. A éste se le dio el nombre de "Volumen añadido".
- Se provocó la salida del aire atrapado en el lecho de tezontle, golpeando varias veces la probeta. Esto se realizó varias veces en el intervalo de 4 horas.
- Una vez que no era visible el cambio del volumen indicado por el espejo de agua, se tomó la lectura del mismo como "Volumen total".
- Se vació el agua que excedía el nivel de 400 ml, y se decantó el agua restante hacia una probeta de vidrio. El volumen medido en la probeta de vidrio, se denominó "Volumen de vacíos".
- Una vez escurrido el material, se pesaron las piedras aún húmedas. A esto se le llamó "Peso saturado".
- Se puso a secar el tezontle en la estufa durante 24 horas.
- Se pesaron de nuevo las piedras. Este dato se anotó como "Peso seco".

- Se contó el número de piedras que componían a la muestra. Este dato se denominó "Número de piedras".

Los datos obtenidos del experimento mencionado en el capítulo de metodología se resumen en la tabla 6.

Característica	Muestra 1	Muestra 2
Volumen seco	400 ml	400 ml
Volumen añadido	500 ml	500 ml
Volumen total	660 ml	660 ml
Volumen de vacíos	190 ml	180 ml
Peso saturado	400.98 g	408.28 g
Peso seco	327.23 g	322.30 g
Número de piedras	733	741

A1-1 Caracterización del medio de soporte

Determinación de las características físicas del material

• Densidad del material saturado

Densidad del material saturado = Peso saturado / (Volumen seco - Volumen de vacíos)

$$\text{Densidad del material saturado (Muestra 1)} = \frac{400.98\text{g}}{400\text{ml} - 190\text{ml}} = 1.909 \text{ g/ml} = 1909 \text{ kg/m}^3$$

Volumen seco - Volumen de vacíos = Volumen de piedras saturadas = 210 ml

$$\text{Densidad del material saturado (Muestra 2)} = \frac{408.28\text{g}}{400\text{ml} - 180\text{ml}} = 1.856 \text{ g/ml} = 1856 \text{ kg/m}^3$$

Volumen de piedras saturadas = 220 ml

$$\text{Densidad del material saturado (Promedio)} = \frac{1909 \text{ kg/m}^3 + 1856 \text{ kg/m}^3}{2} = 1882.5 \text{ kg/m}^3$$

• Densidad del material seco

Densidad del material seco = Peso seco / (Volumen seco - Volumen de vacíos)

$$\text{Densidad del material seco (Muestra 1)} = \frac{327.23\text{g}}{400\text{ml} - 190\text{ml}} = 1.558 \text{ g/ml} = 1558 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densidad del material seco (Muestra 2)} = \frac{322.30\text{g}}{400\text{ml} - 180\text{ml}} = 1.465 \text{ g/ml} = 1465 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densidad del material seco (Promedio)} = \frac{1558 \text{ kg/m}^3 + 1465 \text{ kg/m}^3}{2} = 1511.5 \text{ kg/m}^3$$

- **Porosidad del lecho**

Porosidad = (100*Volumen de vacíos) / Volumen seco

$$\text{Porosidad (Muestra 1)} = \frac{190 \text{ ml}(100)}{400 \text{ ml}} = 47.5\%$$

$$\text{Porosidad (Muestra 2)} = \frac{180 \text{ ml}(100)}{400 \text{ ml}} = 45\%$$

$$\text{Porosidad (Promedio)} = \frac{47.5\% + 45\%}{2} = 46.25\%$$

- **Área específica**

$$\text{Número de piedras (Promedio)} = \frac{733 + 741}{2} = 737 \text{ en } 400 \text{ ml}$$

$$\text{Número de piedras por litro} = 1842 \text{ piedras / l}$$

$$\text{Número de piedras por metro cúbico} = 1\,842\,000 \text{ piedras / m}^3$$

Considerando cada piedra de tezontle, como una esfera, es necesario obtener un radio equivalente.

Volumen ocupado por las piedras = volumen de una esfera * numero de esferas (piedras)

$$\text{Volumen ocupado por las piedras} = \frac{4 \cdot p \cdot r^3}{3} * \text{Numero de piedras}$$

El volumen promedio ocupado por las piedras saturadas en ambas muestras fue de:

$$400 \text{ ml} - (190 \text{ ml} + 180 \text{ ml})/2 = 215 \text{ ml} = 215 \text{ cm}^3$$

$$r = \sqrt[3]{\frac{3 \cdot (215 \cdot \text{cm}^3)}{4 \cdot p \cdot 737}} = 0.411 \text{ cm}$$

Por lo tanto el diámetro de cada esfera sería de 8.2 mm

$$\text{Área de una esfera} = 4 \cdot p \cdot r^2 = p \times d^2 = p \cdot (.0082 \text{ m})^2 = 2.1 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$\text{Área total por metro cúbico} = \text{Número de piedras/m}^3 * \text{área de una piedra}$$

$$\text{Área específica} = \text{Área total} / \text{Volumen seco} = 391 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

Anexo 2

Para calcular el tirante de agua del vertedor se utilizó la ecuación para vertedores triangulares (Sotelo, 1995):

$$Q = \frac{8}{15} cd \sqrt{2g \tan \frac{\theta}{2}} H^{5/2}$$

donde:

- cd coeficiente de descarga (0.584)
- θ ángulo del vértice (30°)
- g gravedad (9.81 m/seg²)
- H tirante del agua (cm)
- Q caudal (l/min).

Despejando H de la ecuación anterior se tiene:

$$H = \left[\frac{q}{\frac{8}{15} \cdot 0.584 \cdot \sqrt{2} \cdot 9.81 \cdot \tan 30} \right]^{2/5}$$

BIBLIOGRAFIA

- Akunna J., Bizeau C., Moletta R., Bernet N., Heduit A. (1994) Combined organic carbon and complete nitrogen removal using anaerobic and aerobic upflow filters. *Wat. Sci. Tech.* 30 (12) 297-306
- Amar D., Partos J., Granet C., Faup G.M. y Audic J.M. (1986) The use of an upflow mixed bed reactor for treatment of a primary settled domestic sewage. *Wat. Res.* 20(2), pp 9-14
- Andrews G., Trapasso, R. (1985) The optimal design of fluidized bed bioreactors. *Journal WPCF*, 57 (2) 143-149
- APHA, AWWA Y WPCF (1994) Métodos normalizados para el análisis de aguas potables y residuales. Díaz de Santos Editores. España
- Aravinthan, V., Takizawa, S., Fujita, K. (1996) Nitrogen removal from domestic wastewater using immobilized bacteria. 18th IAWQ Biennial International Conference. Singapur, pp 367-374
- Arboleda J. (2000) Teoría y práctica de la purificación del agua. Asociación Colombiana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental ACODAL. Tercera edición. Tomo II. Editorial McGraw Hill. Bogotá, Colombia
- Arvin E., Harremoes P. (1989) Concepts and models for biofilm reactor performance. In *technical Advances in Biofilms Reactors*, Niza, Francia, pp 191-212
- Bédard P. (1999) High rate biofiltration. Memorias del tercer simposio Internacional sobre filtros biológicos aerados (BAF-3). Cranfield University, Cranfield Inglaterra.

-
- Beg S.A., Hassan M.M., Chaudhry M.A.S. (1995) Multi-substrate analysis of carbon oxidation and nitrification in an upflow packed-bed biofilm reactor. *J. Chem. Tech. Biotech.* 24 (3), pp 367-378
- Boller M., Gujer W., Tsuchi (1994) Parameters affecting nitrifying biofilm reactors. *Wat. Sci. Tech.* 19 (10-11) 1-11
- Canler J.P., Perret J.M. (1994) Biological aerated filters: Assessment of the process based on 12 sewage treatment plants. *Wat. Sci. Tech.* 29 (10-11) 13-22
- CEPIS (1978) Filtración lenta en arena para abastecimiento público de agua en países en desarrollo. Centro Internacional de referencia para Abastecimiento Público de Agua de la OMS. Manual de diseño y construcción. La Haya, Países bajos.
- Characklis W., Marshall K. (1990) *Biofilms: a basis for an interdisciplinary approach in biofilms.* Wiley-Interscience, pp 4-14, 709-722
- Chen S., Cheng S. (1994) Nitrate removal from water using cyclically operated fixed-film Bio-denitrification reactors. 18th IAWQ Biennial International conference. Singapur, pp 274-281
- Degrémont (2000) Catálogo de productos: Biofor
- Fitzpatrick C.B.S. (1998) Media properties and their effects on filter performance and backwashing. *Wat. Sci. Tech.* 38 (6) 105-111
- Gonçalves R.F., Le Grand L., Rogalla F. (1994) Biological phosphorus uptake in submerged biofilters with nitrogen removal. 17th IAWQ Biennial International conference. Budapest, Hungría, pp 257-265
- González O., Valdivia C., González S. (1998) Mejoramiento del sistema de filtración combinada para el tratamiento de aguas residuales. Informe de proyecto No. 7390 del Instituto de Ingeniería, elaborado para el Programa Universitario de Medio Ambiente, UNAM.
- González, S. (2000) Parámetros de diseño de los equipos de filtración combinada. Instituto de ingeniería, UNAM.
- Grady C. P. L. (1983) Modeling of biological fixed films a state of the art review. In *fixed-film Biological Processes for Wastewater treatment.* Editado por Wu Y. C. Y Smith E.D., NJ, U.S.A. pp 75-134
- Hamoda M. F. (1989) Kinetic analysis of aerated submerged fixed-film (ASFF) bioreactors. *Wat. Res.* 23, pp 1147-1154

-
- Harrison J. R., Daigger G.T. (1987) A comparison of trickling filter media. *J. Wat. Pollut. Control Fed.* Vol. 59, pp 679-685
- Humby M.S. y Fitzpatrick C.B.S. (1996) Attrition of granular filter media during backwashing with combined air and water. *Wat. Res.* 30 (2) 291-294
- Iwai S., Kitao T. (1994) *Wastewater treatment with microbial films.* Technomic Publishing Company, Inc., USA, pp 1-33, 89-92, 155-157
- Koutsakos E., Smith A.J., Brignal W.J. (1992) temperature effects on the performance of a submerged aerated filter process. In proceedings of the 15th International Symposium on Wastewater Treatment. Montreal, Canadá, pp 227-236
- Lewandowski Z., Stoodley P., Altobelli S., Fukushima E. (1994) Hydrodynamics and kinetics in biofilm systems recent advances and new problems. *Wat Sci Tech.* 29 (10-1) 223-229
- Mann A., Fitzpatrick C.S.B., Stephenson T. (1995) A comparison of floating and sunken media biological aerated filters using tracer study techniques. *Trans Inst. Chem. Engrs. Part B* 73, pp 137-143
- Meaney B.J., Strickland E.T. (1994) Operating experiences with submerged filters for nitrification and denitrification. *Wat. Sci. Tech.*, 29 (10-11) 119-125
- Mendoza-Espinoza L., Stephenson T. (1999) A review of biological aerated filters (BAFs) for wastewater treatment. *Env. Eng. Sci.* 16(3) pp 201-216
- Mitchel R., Nevo Z. (1978) Effect of bacterial polysaccharide accumulation on infiltration of water through sand. *Applied Microbiology* 12 (3-2) 219-223
- Montgomery J. (1985) *Water Treatment principles and design.* John Wiley & Sons, USA
- Moore R., Quarmby J., Sthephenson T. (2001) The effects of media size the performance of biological aerated filters. *Water Research* 35 (10) 2514-2522
- Moreau M., Liu Y., Capdeville B., Audic J., Calvez L. (1994) Kinetic behaviour of heterotrophic and autotrophic biofilms in wastewater treatment processes. *Wat. Sci. Tech.* 29 (10-11) 385-391
- Muslu Y. (1990) Use of dispersed flow models in design of biofilm reactors. *Wat. Air. Soil Pollut.* 53, pp 297-314
- Ojeda R.L., Buitrón M.G. (2001) Selección del medio de soporte para un reactor SBR anaerobio/aerobio. IX congreso Nacional de Biotecnología y Bioingeniería. Veracruz México.

-
- OTV (2000) Catálogo de productos: Biostyr
- Peladan J.G., Lamel, H., Pujol R. (1996) High nitrification rate with upflow biofiltration. 18th IAWQ Biennial International Conference. Singapur, pp 344-350
- Pujol R. (2000) Process improvements for upflow submerged biofilters. Water 21. Abril. pp 25-29
- Qasim S.R. (1999) Wastewater treatment plants. Segunda Edición. CRC Press.
- Rogalla F., Badard M., Hansen F., Dansholm P. (1992) Upscaling a compact nitrogen removal process. Wat. Sci. Tech., 26 (5-6) 1067-1076
- Ramalho R.S. (1983) Introduction to wastewater treatment processes, Segunda edición, Academic Press.
- Robinson A.B., Brignal W. J., Smith A.J. (1994) Construction and operation of a submerged aerated filter sewage treatment works. J. IWEM. 8, pp 215-227
- Romero J. (1999) Tratamiento de aguas residuales: Teoría y principios de diseño. Editorial Escuela Colombiana de Ingeniería, Colombia, pp 266-270
- Sarner E. (1989) Removal of particulate and dissolved organics in aerobic fixed-film biological processes. J. Wat. Pollut. Control Fed. 58, pp 1651-1672
- Sharp R., Cunningham A., Kolmos J., Billmeyer J. (1999) Observation of thick biofilm accumulation and structure in porous media and corresponding hydrodynamic and mass transfer effects. Wat Sci. Tech., 39 (7) 195-201
- Sotelo G. (1995) Hidráulica general: fundamentos. Volumen I. Editorial Limusa. México, pp 251
- Stensel H.D., Brenner R.C., Lee K.M., Melcer H., Rakness K. (1988) Biological aerated filter evaluation. J. Environ. Eng. 114, pp 655-671
- Tchobanoglous G., Schroeder E.D. (1985) Water Quality: Characteristics, modelling, modification. Addison-Wesley, Reading, M.A.
- Thirumurthi, D. (1969) Design principle of waste stabilization ponds. Journal of the Sanitary Engineering Division. ASCE, Vol. 95, No. SA2, PP. 311-329
- Tyagi R.D., Vembu K. (1990) Wastewater treatment by immobilized cells. CRC-Press., EE. UU.
- Villaverde S., García P.A. (1997) Influence of pH over nitrifying biofilm activity in submerged biofilters. Wat. Res. 31(5), pp 1180-1186

Wehner, J.F., y Wilhelm, R.H. Boundary conditions of flow reactor. (1956) Chemical Engineering Science. Vol 6, PP. 89-93.

Wu Y.C., Wilson R.C., Beckman W.R. (1983) Modelling of plastic media trickling filters. In Fixed-film Biological processes for Wastewater Treatment. Editado por Wu Y.C. y Smith E.D., NJ, U.S.A., pp 139-201