

01177

20

rej.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA
DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO

FILTRACIÓN COMBINADA EN LECHOS DE
TEZONTLE PARA EL TRATAMIENTO
DE AGUAS RESIDUALES

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA (AMBIENTAL)
P R E S E N T A
BIÓL. CRUZ ALBERTO VALDIVIA SOTO



MÉXICO, D. F.

261722

1998

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

Agradecimientos

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología, a la División de Estudios de Posgrado de la Facultad de Ingeniería e Instituto de Ingeniería de la Universidad Nacional Autónoma de México por darme la oportunidad de conseguir mis estudios de maestría y conocer nuevos amigos.

Al Dr. Simón González Martínez, por la dirección y apoyo a la realización de este trabajo.

A la Dra. Georgina Fernández Villagómez por sus valiosos comentarios y su siempre caluroso recibimiento a quien le pide un consejo.

A la participación como miembros del jurado de las Maestras Gabriela Moller Chávez y Ana Elisa Silva Martínez y, del Maestro Oscar González Barceló por su valiosa colaboración.

Al Ing. José Luis Rodríguez por su entusiasta disposición por participar en el desarrollo de proyectos apoyando con su área de instrumentación.

Al Sr. Roberto Serrano y señores del Taller del Instituto de Ingeniería, incomparable ayuda para conseguir este trabajo.

Al personal de la Planta para Tratamiento de Agua Residual de Ciudad Universitaria.

A todos mis amigos, por la gran convivencia y el mismo placer por disfrutar la vida.

Dedicatoria

A mi madre por su esfuerzo, dedicación y gran amor. Gracias.

A mis hermanos Lina, Enrique, Rodolfo y Pilar, amigos de toda la vida. Muy especialmente a Pily por su gran apoyo y consejos.

A mis cuñados Gabriela, Marco, Laura y especialmente a Carlos, de quien siempre he recibido una ayuda incondicional.

A mis sobrinos, Enrique, Lina, Dafne, Laura y, los que estén por venir.

A Isabel Comett por su amor, símbolo de entusiasmo, amistad y compañía, con todo cariño.

Alberto

**A la memoria de mi padre Andrés Valdivia
y mi hermano Andrés**

CONTENIDO

1.	INTRODUCCIÓN	1
1.1	Objetivos y alcances	4
1.2	Antecedentes	5
2.	FILTRACIÓN	12
2.1	Operación	13
2.2	Tipos de filtros	14
2.3	Selección del medio	17
2.4	Mecanismos de filtración	18
	2.4.1 Mecanismos de transporte	18
	2.4.2 Adhesión	21
2.5	Retrolavado	21
3.	PROCESOS CON PELÍCULA BIOLÓGICA PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES	24
3.1	Desarrollo de la película biológica	25
	3.1.1 Características de la reproducción celular	25
	3.1.2 Mecanismos de adhesión	27
3.2	Características biológicas	30
3.3	Consumo de sustrato	31
4.	FILTROS CON PELÍCULA BIOLÓGICA	34
4.1	Filtros de lecho sumergido o filtros combinados	34
	4.1.1 Filtros de lecho sumergido fijo	35
	4.1.2 Filtros de lecho expandido	37
	4.1.3 Filtros de lecho fluidificado	38
4.2	Operación con filtros combinados	38
	4.2.1 Mantenimiento	38
	4.2.2 Arranque del reactor	39
	4.2.3 Tolerancia a variaciones de temperatura y carga orgánica	39
4.3	Factores que influyen sobre la operación y funcionamiento	41
	4.3.1 Efecto de la calidad del agua residual	41
	4.3.2 Propiedades del medio filtrante	42
	4.3.2.1 Tipos de medio	42
	4.3.2.2 Porosidad	42
	4.3.2.3 Área superficial específica	43
	4.3.2.4 Características de las partículas que componen el lecho filtrante	43
	4.3.3 Carga orgánica	44
	4.3.4 Dispositivo de aireación	45
	4.3.5 Retrolavado	46

5.	OXIDACIÓN BIOLÓGICA DE AMONIO	47
5.1	Bioquímica y microbiología	48
5.2	Factores que afectan la nitrificación	50
	5.2.1 <i>Temperatura</i>	50
	5.2.2 <i>Oxígeno disuelto</i>	50
	5.2.3 <i>Efectos del pH</i>	51
	5.2.4 <i>Efectos de sustancias inhibitorias y tóxicas</i>	51
	5.2.5 <i>Otros factores que afectan la nitrificación</i>	52
6.	MATERIALES Y MÉTODO	54
6.1	Unidad experimental	54
	6.1.1 <i>Medio filtrante</i>	56
	6.1.2 <i>Operación de filtrado</i>	62
	6.1.3 <i>Operación de retrolavado</i>	65
6.2	Programa experimental	68
	6.2.1 <i>Carga orgánica</i>	70
	6.2.2 <i>Tiempo de retención hidráulico</i>	70
7.	RESULTADOS Y SU EVALUACION	72
7.1	Arranque del reactor	72
	7.1.1 <i>Retrolavado</i>	73
	7.1.2 <i>Comportamiento de materia orgánica</i> <i>medida como DQO</i>	73
	7.1.3 <i>Comportamiento SST</i>	75
7.2	Resultados generales	76
	7.2.1 <i>Comportamiento SST</i>	76
	7.2.2 <i>Comportamiento de materia orgánica</i> <i>medida como DQO</i>	78
	7.2.3 <i>Balances de masa</i>	80
	7.2.3.1 <i>Balance para DQO</i>	80
	7.2.3.2 <i>Balance para SST</i>	81
	7.2.4 <i>Rendimiento y eficiencia</i>	84
	7.2.5 <i>Comportamiento de amonio y nitratos</i>	85
	7.2.6 <i>Comportamiento de Oxígeno disuelto, temperatura y pH</i>	87
8.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	88
	BIBLIOGRAFÍA	90

APÉNDICE

1. INTRODUCCIÓN

La problemática de la contaminación de las aguas continentales por acción de la mano del hombre es ya un tema bien conocido, y a pesar de que se han tomado medidas al respecto, el crecimiento poblacional, el desarrollo industrial y agropecuario así como la displicencia o ignorancia que aqueja a un gran número de los habitantes, ha provocado que el volumen de aguas residuales sea cada vez mayor. Este incremento de volumen de aguas residuales combinado con un espacio limitado disponible para la instalación de plantas para su tratamiento y al progresivo desarrollo de las normas de control, han promovido el desarrollo de nuevas biotecnologías en busca de lograr una mayor eficiencia en los procesos de tratamiento.

Los procesos biológicos para el tratamiento de aguas residuales en los que se emplea la fijación de biomasa, ofrecen varias ventajas comparados con los tratamientos convencionales ya bien establecidos, como lo es su fácil adaptación

a un sistema de tratamiento, su fácil mantenimiento y gran estabilidad en el proceso, tolerancia a variaciones de temperatura y carga orgánica, rápida recuperación a imponderables tales como la interrupción en el abastecimiento de aireación y el uso de suelo limitado.

Los procesos de película biológica desarrollaron rápidamente tecnologías en las últimas dos décadas. Particularmente, el desarrollo de los procesos de filtros sumergidos ha sido innovador.

La filtración combinada o filtración con película biológica 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. Este proceso tiene la característica de poder concentrar la masa microbiana que degrada el material contaminante en pequeños volúmenes de tanques. El proceso de tratamiento de aguas residuales principalmente de origen municipal a través de filtración combinada se puede realizar de formas más económicas y en menores terrenos que con procesos convencionales.

Cabe mencionar que, a pesar de que son varios los investigadores a nivel internacional que se han enfocado al desarrollo de sistemas de filtración combinada, en México son pocos los trabajos que se han realizado con este tipo de sistemas. Este trabajo pretende contribuir al desarrollo de la innovación en tecnologías para el tratamiento de aguas residuales, constituyéndose como un preámbulo en la secuencia de investigaciones sucesivas, para obtener el óptimo rendimiento en procesos de filtración combinada.

Este trabajo de tesis se compone de ocho capítulos. En el primero, se da al lector un panorama general del proceso así como de los avances logrados en el tratamiento de aguas residuales con la operación de filtros combinados.

En el segundo capítulo se da una descripción general del proceso de filtración como operación unitaria, fundamentando el tratamiento físico que se lleva a cabo en los procesos de filtración combinada. Se describe brevemente como operan estos sistemas, mencionando los diferentes tipos de filtros con los que se cuenta así como los diversos mecanismos de transporte por los cuales se rige la operación y la etapa de retrolavado.

En el tercer capítulo se dan los fundamentos de la parte que corresponde al tratamiento biológico. Se plantea en este capítulo un cuadro general de los procesos biológicos con biopelícula para el tratamiento de aguas residuales, describiendo los principios bajo los cuales se rigen, considerando el desarrollo de la película biológica y su funcionamiento para eliminar el material contaminante, así como las ventajas que presentan con respecto a los procesos convencionales.

El capítulo cuarto presenta las tecnologías desarrolladas en los procesos con filtros con película biológica, ubicando dentro de estos el proceso de filtración combinada. Se dan los fundamentos teóricos que se consideran en el diseño de estos sistemas y algunas consideraciones de importancia dentro de la operación y factores que pueden afectar su funcionamiento.

En el capítulo quinto se da una breve explicación de como se realiza la oxidación biológica de nitrógeno amoniacal (nitrificación).

El sexto capítulo, plantea la metodología bajo la cual se desarrolló este trabajo, describiendo físicamente la planta piloto que se montó dentro del recinto de la planta de tratamiento para aguas residuales de Ciudad Universitaria y el programa experimental establecido.

En el séptimo capítulo se presentan los resultados obtenidos a lo largo de la fase

experimental, así como su análisis pertinente y algunas observaciones que permiten la interpretación correcta del comportamiento del sistema.

Por último, en el capítulo octavo, se dan las conclusiones a las que se llegó con la aplicación del sistema de filtración combinada, así como algunas sugerencias para estudios posteriores.

1.1 Objetivos y alcances

El principal objetivo de este trabajo fue determinar las condiciones óptimas de funcionamiento de un sistema de filtración combinada ante diferentes características ambientales y operativas para el tratamiento de aguas residuales municipales.

Objetivos específicos

1. Diseñar un sistema de filtración combinada con lechos de tezontle, con base a las características que presenta el agua residual en la planta para tratamiento de Ciudad Universitaria.
2. Construir un modelo físico a nivel planta piloto en las instalaciones de la planta para tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria con materiales de adquisición común en el mercado .
3. Proporcionar las condiciones óptimas para el arranque del sistema de filtración combinada alimentado con aguas residuales municipales crudas.
4. Operar el sistema de filtración bajo diferentes periodos de retrolavado y condiciones de carga orgánica e hidráulica buscando su optimización.

Alcances

Se desea conocer las formas de operación desde dos aspectos: 1) La parte física que involucra el diseño del proceso a nivel planta piloto y que especifique entradas, salidas y características físicas del filtro y 2) la forma de manipular las comunidades microbianas a través del establecimiento de diferentes condiciones de carga orgánica e hidráulica, así como los periodos de retrolavado de los filtros.

1.2 Antecedentes

Durante los procesos de filtración en plantas potabilizadoras y para tratamiento de aguas residuales se ha podido observar que, debido a la presencia de material orgánico disuelto, se forma una incipiente película de bacterias que contribuye marginalmente con la eliminación de material orgánico disuelto.

Hace poco tiempo, un grupo francés encabezado por Frank Rogalla, desarrolló un proceso de filtración que permite el tratamiento combinado físico-biológico de agua residual municipal cruda (Desbos *et al.*, 1989; Rogalla y Bourbigot, 1990; Rogalla *et al.*, 1990; Rogalla *et al.*, 1992, Rogalla y Sibony, 1992). Las partículas que componen el lecho filtrante atrapan los sólidos suspendidos en el agua residual entrante y proveen una superficie para fijar gran parte de la biomasa producida por oxidación biológica, permitiendo el desarrollo de la película biológica, reduciendo así la concentración de sólidos suspendidos a la salida.

Debido a que el lecho filtrante cumple con las funciones de tratamiento biológico y filtración se le conoce como filtración combinada o filtración con película biológica (Iwai y Kitao, 1994). A pesar del desarrollo considerable en la tecnología de los filtros combinados sobre todo en las dos décadas pasadas, se han limitado los trabajos a nivel piloto en una variedad de efluentes domésticos e industriales (Gonçalves *et al.*, 1994). Al utilizar partículas con tamaños entre 5 y 15 mm como

material filtrante, se reduce la porosidad permitiendo la retención de sólidos suspendidos en un proceso similar al de filtración rápida con flujo descendente. Se ha reportado que después de un periodo de prueba estos reactores producen sistemáticamente un efluente con menos de 10 mg SST/l (Gonçalves y Rogalla, 1992; Meaney y Strickland, 1994; Dahab y Kalagiri, 1996). Se ha logrado una remoción de materia orgánica medida como Demanda Química de Oxígeno, del 75-85% (Aravinthan *et al.*, 1996).

Se debe buscar que los medios de soporte presenten un área de contacto muy grande entre la capa de líquido y el aire, aumentando la absorción del oxígeno por la capa líquida y presentando de manera similar una gran área de contacto entre el líquido y la película microbiana, con lo que se aumenta la transferencia de nutrientes y oxígeno a los microorganismos (Iwai y Kitao, 1994; Moreau *et al.*, 1994).

Varias investigaciones se han realizado probando diferentes tipos de medio filtrante con un intervalo de tamaño de 1-50 mm de diámetro operando con filtros de flujo ascendente y descendente (Meaney y Strickland, 1994; Ohashi y Harada, 1994; Aravinthan *et al.*, 1996; Sanz *et al.*, 1996). Se pueden utilizar medios de soporte inorgánico que presenten una gran porosidad para permitir una mayor área superficial de contacto por unidad de volumen, y por tanto soportar cargas orgánicas más altas (1.5-4.0 kgDBO/m³-d, Iwai y Kitao, 1994; 5-10 kgDQO/m³-d, Lazarova y Manem, 1994). El material filtrante representa una proporción significativa de el capital inicial de construcción, el cual puede ir incrementando día a día en costos de energía durante la operación de retrolavado (Kent *et al.*, 1996).

La transferencia de masa y el tiempo de retención celular, juegan un papel muy importante para obtener una mejor actividad microbiana en la película biológica. Dadas las condiciones hidráulicas de velocidad del agua y turbulencia (2.0-2.5

m/h), se genera una fuerza cortante que mantiene delgado el espesor de la película, con lo cual se favorece la difusión de oxígeno y nutrientes entra la interfase de la capa superficial de la biopelícula y el líquido, y hacia las capas internas de la biopelícula. El proceso se beneficia al mantener un sistema continuo aireado que acelera las reacciones bioquímicas producto de un mejor mezclado y una mayor área superficial expuesta por unidad de volumen para la transferencia de masa (Lazarova y Manem, 1994; Moreau *et al.*, 1994).

El proceso de filtración combinada presenta características que hacen viable su aplicación:

1. Con relación a los procesos de biomasa suspendida, la filtración combinada maneja gran cantidad de biomasa con una mejor transferencia de oxígeno, presentando entonces una alta capacidad y eficiencia para tratamiento de agua residual (Moreau *et al.*, 1994).
2. No requiere de un sistema de sedimentación secundaria, con lo cual, todo evento relacionado a la purga y recirculación de lodos queda eliminado, logrando una independencia entre el tiempo de retención hidráulico y el celular, favoreciendo un alto crecimiento de biomasa en el medio granular (Gonçalves *et al.*, 1994).
3. Utilizan un medio granular de tamaño pequeño que facilite la expansión del lecho durante el retrolavado, lo cual significa un incremento en el área de superficie por unidad del material filtrante, presentando altas tasas de colonización y fuerzas cortantes moderadas (Andrews y Trapasso, 1985; Lazarova y Manem, 1994).

Debido a que estos reactores no requieren de una sedimentación secundaria, ni la purga o recirculación de lodos que ello implica, ya que operan simultáneamente

como reactores biológicos y como filtros, la construcción de estos reactores se hace compacta quedando el proceso sujeto a la altura de la columna (Rogalla y Bourbigot, 1990; Gonçalves y Rogalla, 1992).

Tomando en cuenta estas mismas consideraciones es que se logra el desarrollo de las bacterias nitrificantes. Varios han sido los trabajos en los que se combina la eliminación de materia orgánica y oxidación de nitrógeno amoniacal. A partir de este tipo de sistemas, Meaney y Strickland (1994) han logrado niveles de amonio por abajo de 5 mg/l en el efluente. Dahab y Kalagiri (1996) lograron una eficiencia del 98% en el proceso de nitrificación con un tiempo de retención hidráulico de una hora y media hora. Shimizu *et al.* (1996) reporta en su trabajo que aún a temperaturas por debajo de 10°C la concentración de bacterias nitrificantes fue bastante alta para asegurar una nitrificación segura y estable.

Por otra parte, Chen y Cheng (1994) reportan que para mantener una transformación de nitrógeno amoniacal de 95-98%, la concentración de oxígeno disuelto debe mantenerse alrededor de 4-5 mg/l. Peladan *et al.* (1996), demostraron que con un tiempo de retención hidráulico tan corto como de dos minutos se logra nitrificar; también demostraron que bajo las mismas condiciones de operación, un metro cúbico de lecho granular presenta la misma capacidad de nitrificación en un arreglo de dos metros como de tres metros de altura del biofiltro.

Los desarrollos tecnológicos en los procesos biológicos avanzados han mejorado las fases de mezclado, de transferencia de oxígeno y las fases de separación en los reactores. Los filtros combinados están considerados dentro de este concepto. En la figura 1.1 se resumen las características de los procesos biológicos avanzados para el tratamiento de aguas residuales y los desarrollos tecnológicos para cumplirlas (Lazarova y Manem, 1994).

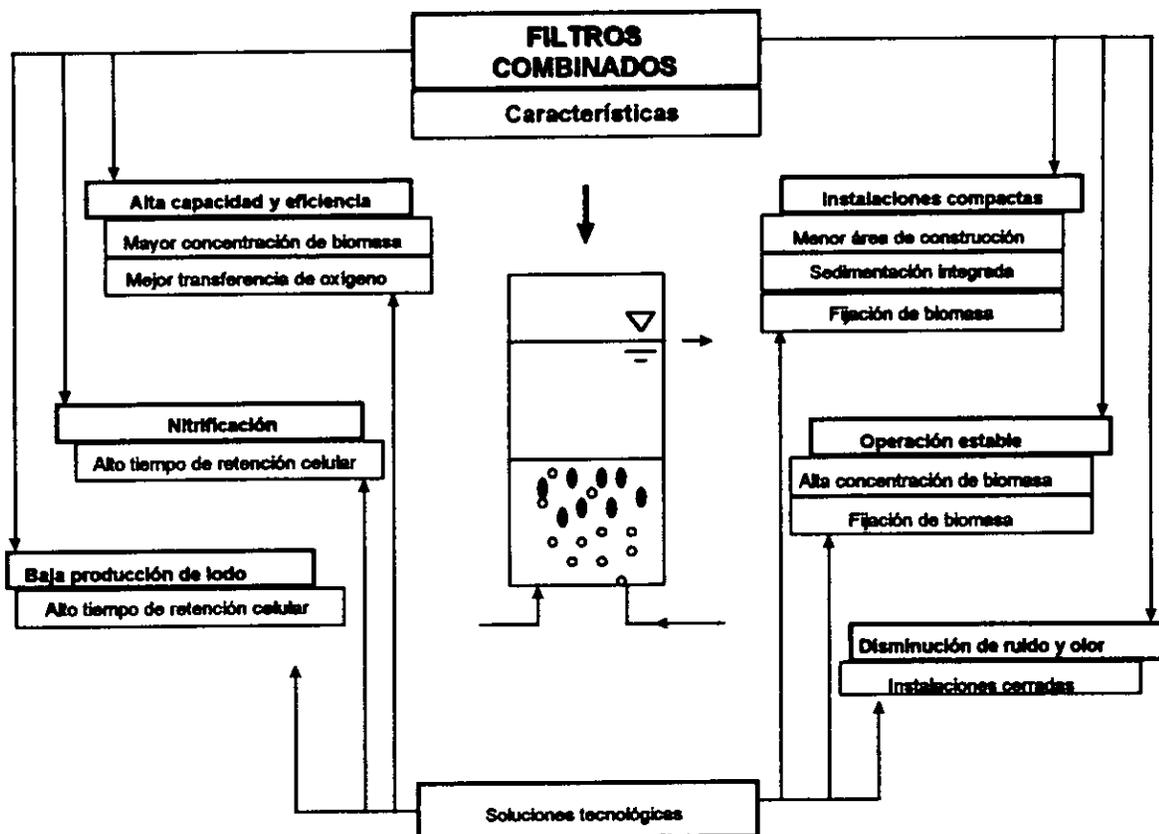


Figura 1.1 Características de los procesos biológicos avanzados (Iwai y Kitao, 1994)

En 1994, Lazarova y Manem proponen una nueva clasificación para bioreactores en función del estado de la biomasa, el estado del medio filtrante y de las condiciones hidrodinámicas, dividiendo los procesos dentro de tres principales grupos (Figura 1.2). Este diagrama permite ubicar de mejor manera los filtros de operación combinada como filtros de lecho fijo, tomando en cuenta que hay autores que utilizan diferente nomenclatura para designar los filtros combinados. Es posible conseguir una remoción total de nitrógeno de aguas residuales con este tipo de sistemas, reciclando el efluente nitrificado hacia otro filtro anóxico, para lograr condiciones similares de desnitrificación que con lodos activados

(Rogalla y Bourbigot, 1990; Meaney y Strickland, 1994; Sanz *et al.*, 1996; Dahab y Kalagiri, 1996). Aún mas, también se logra una remoción biológica de fósforo, en donde el principal problema es someter a la biomasa a condiciones alternantes aerobias-anaerobias (Gonçalvez y Rogalla, 1992, Gonçalvez *et al.*, 1994;). Esto se ha logrado con estudios, principalmente a nivel piloto, utilizando al menos dos filtros, intercalando las condiciones aerobias-anaerobias y recirculando los efluentes entre uno y otro filtro.

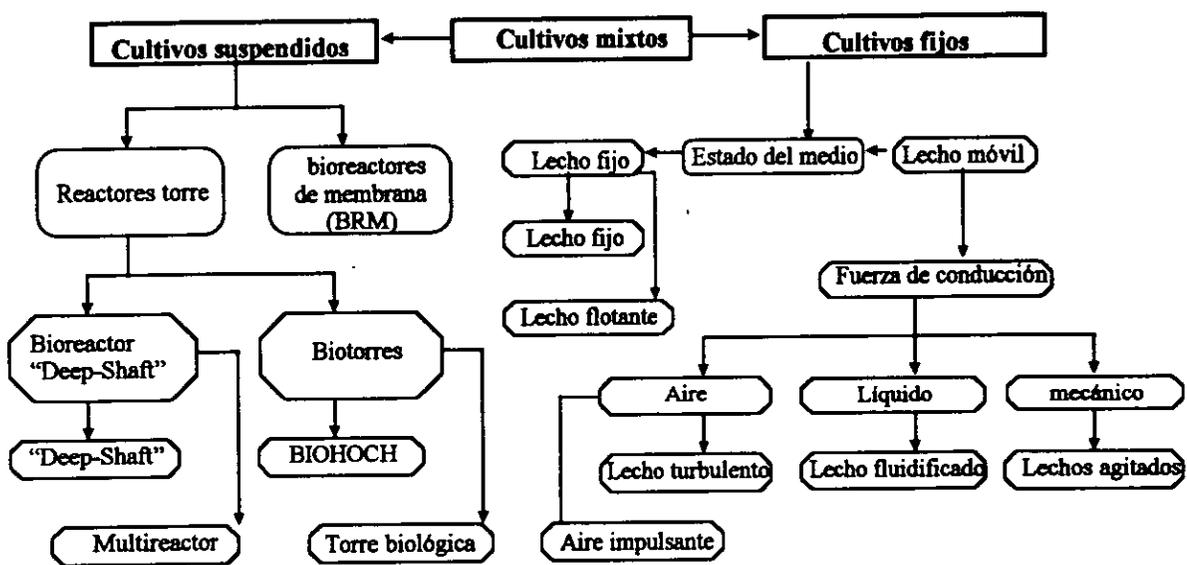


Figura 1.2 Clasificación de los procesos biológicos avanzados en función del estado de la biomasa (Iwai y Kitao, 1994)

Las principales desventajas de este tipo de reactores es: 1) la construcción e implementos necesarios para este tipo de reactores es más sofisticada que para procesos convencionales para el tratamiento de aguas residuales y 2) la frecuente operación de retrolavado debido al rápido colmatamiento de la cama filtrante y por consiguiente un consumo alto de energía (Lazarova y Manem, 1994).

Si la disponibilidad de suelo es limitada y si se requiere de un tratamiento terciario estos reactores son económicamente competitivos. Sin embargo, es necesario estudiar el proceso para disminuir la frecuencia de retrolavado y configurar un sistema con características constructivas que lo hagan competitivo con los sistemas convencionales.

2. FILTRACIÓN

La filtración es una de las principales operaciones unitarias utilizadas en el tratamiento de agua potable, constituye una práctica relativamente nueva en el tratamiento de aguas residuales, por lo que se trata de una operación bien establecida, en donde su principal objetivo es remover sólidos suspendidos. La filtración consiste en hacer pasar el agua tratada a través de un medio filtrante. Durante su paso, la calidad del agua se mejora al lograr una reducción del material contaminante en suspensión y en forma coloidal con un rango de tamaño de 0.1 a 1,000 μm (Montgomery, 1985).

Puede ser aplicada inmediatamente después del tratamiento para remover material carbonoso y fósforo residual insoluble, o bien después de la sedimentación secundaria para remover flóculos biológicos residuales y depósitos producidos por aluminio, hierro o fosfatos precipitados. Los filtros pueden usarse al final de un proceso de tratamiento de agua residual como un proceso para mejoramiento del efluente secundario o efluente terciario, o bien, como un proceso intermedio para preparar el agua residual antes de entrar a un tratamiento avanzado (WEF, 1992).

2.1 Operación

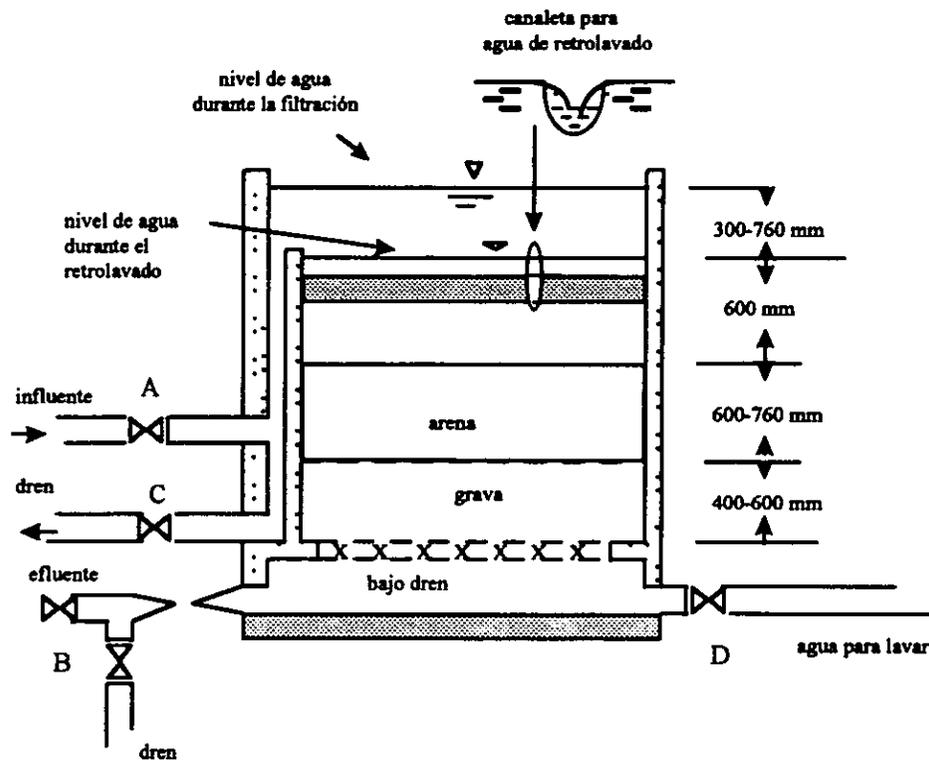
La operación completa de filtración involucra principalmente dos fases: filtración y retrolavado.

La filtración se realiza pasando el agua residual a través de un lecho filtrante compuesto de material granular con o sin la adición de sustancias químicas. En el lecho filtrante, la captura de materia en suspensión se lleva a cabo mediante un proceso complejo que involucra varios mecanismos.

La fase final de la filtración se alcanza cuando la concentración de sólidos suspendidos en el efluente se incrementa más allá del nivel aceptado, o cuando una determinada pérdida de carga ocurre a través del lecho filtrante. Teóricamente, ambas limitantes deben ocurrir al mismo tiempo.

Una vez que se alcanza alguna de estas condiciones, la fase de filtración ha terminado, y el filtro debe ser retrolavado para remover el material que se acumuló en el lecho filtrante. Esto se logra pasando agua limpia a través del filtro, pero en sentido opuesto a la filtración. Se debe aplicar suficiente agua o agua y aire para que el medio filtrante granular sea fluidificado (expandido), y de esta forma el material acumulado sea arrastrado por el agua; el proceso del retrolavado también remueve el material adherido a los granos del medio granular. En dicho proceso debe cuidarse que el lecho filtrante no se expanda a tal magnitud que reduzca la efectividad de la acción de desprendimiento.

En la mayoría de las plantas para tratamiento, el agua del retrolavado que contiene los sólidos suspendidos que se remueven durante la limpieza del filtro, se recircula al sedimentador primario o al tratamiento biológico. En la figura 2.1 se esquematiza el funcionamiento de un filtro convencional.



Operación del filtro

1. Válvula A; entrada de agua al filtro
2. Válvula B; salida de agua filtrada

Retrolavado del filtro

3. Válvula D; permite la entrada de agua limpia en sentido opuesto al filtrado
4. Válvula C; permite la salida de agua de retrolavado que arrastra sólidos retenidos y sólidos desprendidos de la superficie en suspensión del material filtrante

Figura 2.1 Diagrama de un filtro convencional de flujo descendente (Metcal & Eddy, 1979)

2.2 Tipos de filtros

Los filtros generalmente se clasifican de acuerdo con el sentido del flujo de agua, al tipo y número de medios filtrantes que componen la cama, la fuerza de transporte y a la tasa de aplicación (Metcalf & Eddy, 1979; WEF, 1992).

De acuerdo a la dirección del flujo de agua los filtros se clasifican en filtros de flujo ascendente, filtros de flujo descendente y filtros con biflujo, que es una combinación de los dos anteriores. En la figura 2.2 se ejemplifican los tres tipos de filtros.

Otra clasificación considera el tipo de partículas y número de tipos de lo cual se compone el lecho filtrante. Los lechos que constan de un solo tipo de partícula, constituido de arena, se denomina lecho simple; el lecho que se compone de dos tipos de material, lecho doble, constituido por arena y antracita; y el que contiene tres, lecho múltiple, constituido por arena, antracita y granate. La redistribución de los granos por tamaño de cada medio después del retrolavado es desde muy pequeña hasta muy alta. El grado de intermezclado en el lecho doble y múltiple depende de las diferencias de densidad y tamaño de los diferentes medios. En la figura 2.2 se ejemplifica esta clasificación.

En un lecho múltiple dual, se proporciona una filtración de gruesa a fina con un patrón de flujo descendente. Los dos materiales seleccionados tienen distinto tamaño de grano y diferente gravedad específica. Generalmente, se utiliza antracita molida con arena de sílice. La antracita, con una gravedad específica de 1.6 y un tamaño de grano de 1mm, se asienta más lentamente que la arena, con una gravedad específica de 2.65 y un tamaño de grano de menos de 0.5mm, de tal forma que la antracita descansa sobre la arena después del retrolavado. La antracita gruesa permite una penetración más profunda y proporciona ciclos de filtrado más largos a velocidades de filtración mayores. La arena fina pulva el efluente (WEF, 1992).

Así como el medio dual presenta algunas ventajas que el filtro de lecho simple, pueden lograrse mejoras posteriores introduciendo bajo la arena un tercer medio de grano más pequeño y más pesado. El granate, con una gravedad específica de 4.5 y un grano muy fino, se asienta más rápidamente que la arena de sílice y puede emplearse como capa de fondo (CEPIS, 1978).

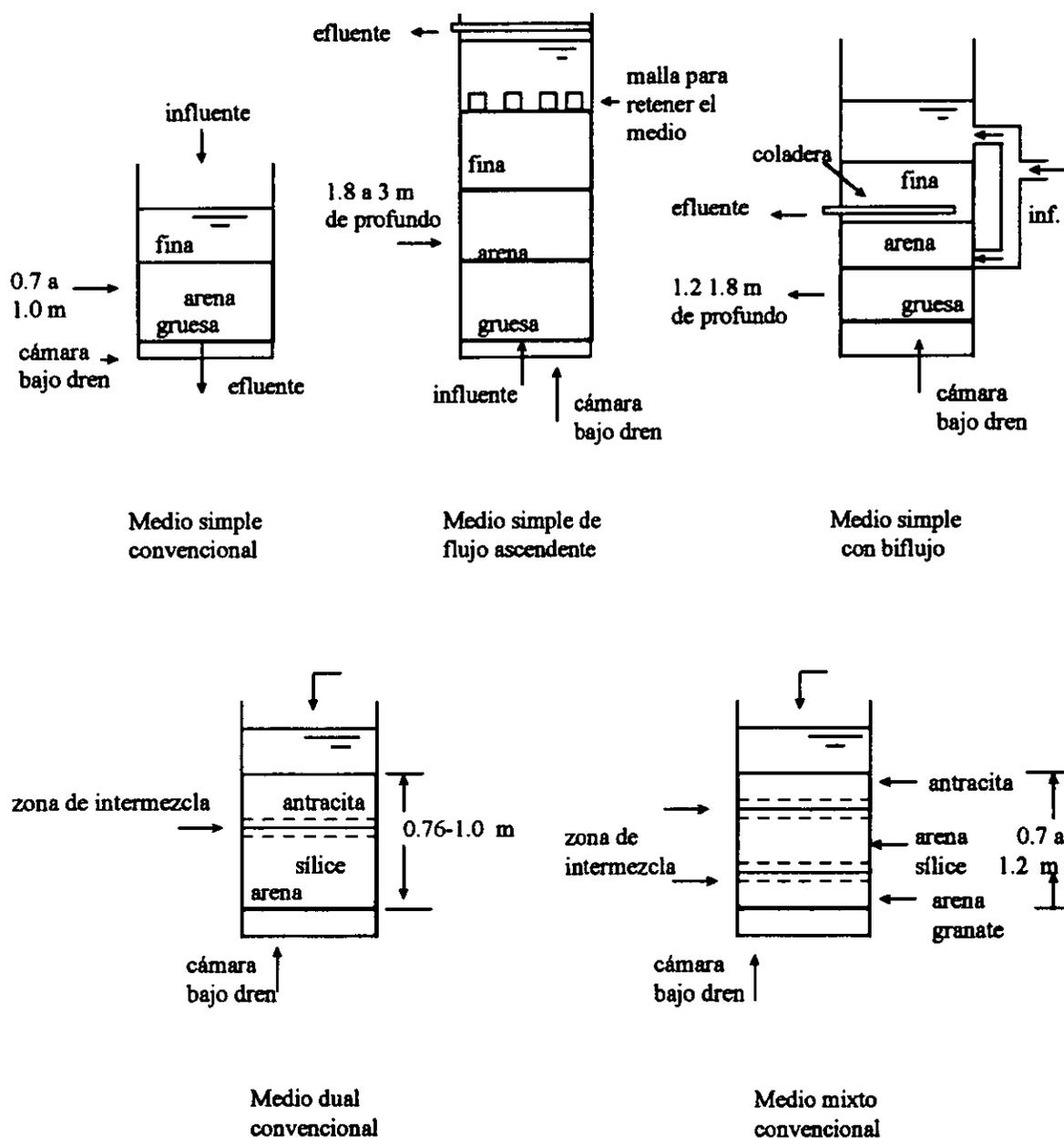


Fig. 2.2 Tipos y forma de operación de filtros (WEF, 1992)

La fuerza de transporte para el proceso de filtración puede ser por gravedad o aplicando presión a través de un sistema de bombeo. Los filtros por gravedad comúnmente son utilizados en plantas para tratamiento grandes, mientras que los

filtros de presión se utilizan mejor en plantas para tratamiento pequeñas (Sanks, 1978).

Los filtros, por su tasa de aplicación, se clasifican como filtros rápidos y filtros lentos (Weber, 1979). El filtro de arena lento puede ser altamente eficaz para algún tipo de aguas sin necesidad de una coagulación previa. Es eficaz para separar la mayor parte de materia en suspensión excepto las arcillas finas y otros sólidos coloidales y es común obtener una reducción de bacterias del 98%.

Un filtro de arena lento consiste en un tanque impermeable al agua, con una capa de arena de 0.9 a 1.5 m de espesor, soportado sobre una capa de grava de 0.15 a 0.3 m de espesor. La tasa de filtración es del orden de 0.01 a 0.03 l/m²-s. La limpieza del filtro se lleva a cabo por lo regular manualmente, retirando los dos primeros centímetros superiores de arena antes de poner el filtro nuevamente en servicio. Aunque su construcción es sencilla, requiere de gran espacio y gran mantenimiento. Este tipo de filtros se pueden ver afectados por la temperatura y son objeto de un rápido colmatamiento (Weber, 1979).

Los filtros rápidos de arena, tienen una profundidad de alrededor de 0.6 m de arena soportada por un lecho de grava. Las tasas comunes de filtración son del orden de 1.4 a 4.1 l/m²-s, con una concentración de sólidos suspendidos en el efluente de aproximadamente 5 a 7 mg/l. Problemas en la limpieza del lecho y en la economía de volúmenes de agua, puede solucionarse al aplicar aire para retrolavar de 0.03 a 0.04 m³/m²-s y con una carga hidráulica de 4.1 a 5.4 l/m² (WEF, 1992).

2.3 Selección del medio

La calidad del agua filtrada está en función del tamaño de partícula y profundidad del lecho. Un medio muy fino, produce mejor calidad de agua, pero la longitud de

la corrida de filtración resulta muy corta. La selección del medio no solo determina la calidad del efluente sino también el régimen de retrolavado, y por lo tanto, los requerimientos de retrolavado se convierten en una parte integral en la decisión de la selección.

Una vez seleccionado el tipo de filtro, el siguiente paso a seleccionar es el tipo de material a utilizar para formar el lecho, considerando el tipo de partícula o tamaño del poro, la forma, densidad y peso específico, rugosidad y solubilidad. En términos generales, lo que se busca es un medio con determinada granulometría que permita requerir de la cantidad mínima de agua para ser lavado eficientemente y remueva la mayor cantidad posible de partículas suspendidas, produciendo un efluente de gran calidad (WEF, 1992).

2.4 Mecanismos de filtración

La filtración involucra dos procesos distintos, pero complementarios: transporte y adherencia. El transporte de las partículas es un fenómeno físico e hidráulico, afectado principalmente por los parámetros que gobiernan la transferencia de masa. La adherencia entre partículas y granos es básicamente un fenómeno de acción superficial influenciado por parámetros físicoquímicos superficiales (Metcalf & Eddy, 1979)).

2.4.1 Mecanismos de transporte

Entre los factores involucrados en el transporte de las partículas destacan la diferencia que existe entre la filtración de acción superficial y la profundidad (figura 2.3).

En la filtración de acción superficial, se forma un manto de partículas removidas, el cual se localiza encima de las primeras capas del medio filtrante y es

responsable aproximadamente del 90% de la pérdida de carga total, mientras que, en el segundo caso, se presenta una penetración profunda de las partículas, produciéndose una distribución de pérdidas de carga en todo el medio filtrante.

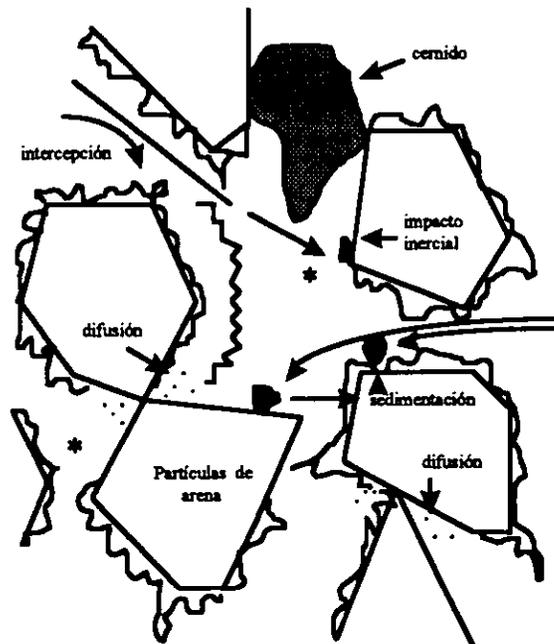


Figura 2.3 Mecanismos de transporte durante la operación de filtración (CEPIS, 1978)

El mecanismo dominante en la filtración de acción superficial es la acción física de cernido, donde las partículas de mayor tamaño que los poros del medio filtrante son retenidas mecánicamente, mientras que en la filtración de acción a profundidad, este mecanismo es el de menor importancia entre otros responsables del transporte. Los principales mecanismos de transporte son: impacto inercial, intercepción, sedimentación y difusión (CEPIS; 1978; Metcalf & Eddy, 1979; Montgomery, 1985). En la tabla 2.1 se describen brevemente estos mecanismos.

Tabla 2.1 Mecanismos de remoción de partículas

Mecanismo	Descripción
1. Transporte	
a) Impacto inercial	Las partículas pesadas que no siguen las líneas de corriente son atrapadas por el filtro. En los medios filtrantes que generalmente se utilizan en la práctica, el tamaño de los poros es directamente proporcional al tamaño de los granos y, por lo tanto, la eficiencia del mecanismo aumenta con la disminución del tamaño de los poros
b) Intercepción	Las partículas viajan con las líneas de corriente, lo cual es cierto para velocidades bajas (5 a $14 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{s}$), al producirse un estrechamiento de dichas líneas, éstas se ven forzadas a ponerse en contacto entre sí y con el medio filtrante, quedando entonces interceptadas por el medio
c) Sedimentación	Los sólidos suspendidos inestables e inestabilizados en el agua se pueden separar por fuerzas gravitacionales. Las partículas sedimentan de una suspensión en formas distintas, según la concentración de la suspensión y las características de las partículas
d) Difusión	Debido al movimiento browniano, el cual se debe al aumento de energía termodinámica y a la disminución de la viscosidad del agua, existe una tendencia de las partículas pequeñas a difundirse desde las áreas de mayor concentración a las de menor concentración
2. Adhesión	
a) Enlace químico	Los enlaces químicos entre los flóculos y la superficie de los granos se pueden formar de diversas maneras, destacando el intercambio iónico, los enlaces de hidrógeno y la adsorción mutua
b) Enlace físico	Interacción combinada de las fuerzas electrostáticas y de Van der Waals debido a: disociación de iones en la superficie de las partículas, cargas no balanceadas por las imperfecciones de la estructura de las partículas, reacciones químicas con iones específicos en suspensión y, sustitución isomórfica en la estructura de las partículas

2.4.2 Adhesión

La adhesión entre las partículas suspendidas y los granos de arena se debe, principalmente, a las características de las superficies de las partículas y de los granos. Las partículas suspendidas se pueden adherir directamente tanto a la superficie de los granos como a las partículas previamente retenidas. La adhesión se atribuye a dos tipos de fenómenos: interacción entre las fuerzas eléctricas y de Van der Waals y al enlace químico entre las partículas y la superficie de los granos por un material intermediario Metcal & Eddy, 1979) (tabla 2.1).

2.5 Retrolavado

El medio filtrante retiene y soporta a las partículas sólidas, lo que provoca el taponamiento progresivo de los filtros, ocasionando un incremento en la carga hidráulica requerida para que la operación se realice, lo que se refleja en un aumento de la columna de agua sobre el filtro o bien hace necesario el empleo de una mayor presión de bombeo. Por esta razón se instalan piezómetros antes y después del medio filtrante para observar la diferencia de presión a la cual se le llama pérdida de carga (CEPIS, 1978).

El principal problema en la operación de un filtro es mantener el lecho filtrante en buenas condiciones; si la limpieza del lecho es mala, se forma una capa delgada de lodo y flóculos alrededor de los granos del medio. Entonces la caída de presión aumenta a través del medio filtrante y conforme avanza el proceso de filtración esta capa aumenta de tamaño ocasionando que los granos de arena se compriman y rompan depositándose sobre la superficie del medio. Este depósito pesado de sólidos cerca de la superficie del medio se rompe durante el retrolavado formándose pequeños aglomerados que van de 1 a 3 cm. Estos aglomerados no se desintegran durante el proceso del retrolavado y deben

retirarse del filtro ya que reducen la efectividad de la filtración o provocan que las corridas de filtración sean cortas por pérdidas de carga (Sanks, 1978).

Para el lavado del filtro se puede emplear solamente agua o la combinación de agua y aire, introducidos en sentido contrario al flujo de agua cruda, en cantidad suficiente para provocar una expansión del lecho y por tanto la salida de los sólidos retenidos. La velocidad del paso del agua y aire de retrolavado no debe de ser tan alta como para impedir la fricción entre los granos y evitar las pérdidas de material por fluidización (Montgomery, 1985).

El agua se alimenta por los drenes con una velocidad tal que pueda producir una expansión del lecho que varía de 10 al 60% del volumen total del lecho. El material filtrado es separado de los granos por la acción de fuerzas cortantes provocadas por el agua de lavado y por la abrasión de los granos del lecho al frotarse unos con otros. Sin embargo, hay que hacer notar que la expansión exagerada del medio filtrante no beneficia al lavado, pues impide el roce o frotamiento de unos granos con otros, evitando el desprendimiento de la película adherida a ellos durante el proceso de filtración. Por otra parte, si la expansión no es suficiente, el flóculo retenido en el lecho no puede escapar y alcanzar los conductos de salida (WEF, 1992).

La técnica utilizada en el lavado debe condicionarse al tipo de medio filtrante que se use. Los lechos uniformes gruesos se pueden lavar adecuadamente con aire y agua usando velocidades que no produzcan fluidización. Los lechos de arena finos y estratificados necesitan expandirse y complementar la limpieza con lavado superficial. Los lechos mixtos de antracita y arena deben fluidizarse siempre con expansiones no inferiores al 20% para reestratificar las capas de acuerdo con su densidad, y nunca deben lavarse con aire y agua simultáneamente, pues las capas se entremezclarían por completo. Si se usan aire y agua, hay que lavar

primero con aire para desprender la película adherida, y luego con agua para expandir el medio y arrastrar las partículas producto de la filtración (CEPIS, 1978).

Al lavar medios filtrantes de diferentes densidades debe tenerse en cuenta que la expansión de cada capa es distinta, según el material y peso específico de la misma. Si la expansión de la capa inferior del lecho de arena es mayor que la de la capa superior del lecho de antracita, la primera se intermezclará con la segunda durante el lavado. El grado en que quedan mezcladas dependerá de la velocidad ascensional que se use, y por tanto ésta modificará la porosidad de la interfase (CEPIS, 1978).

Desde el punto de vista operativo, la velocidad de lavado que se aplique a un lecho filtrante múltiple, debe ser tal que se logre fluidizar las capas más pesadas del fondo. Si el grano más grueso de antracita es aproximadamente el doble en tamaño que el grano más grueso de arena, la velocidad ascensional que fluidiza al primero es capaz de fluidizar al segundo. Conservando la misma proporción 1:2 en los granos más finos, también se logra una expansión uniforme de todo el lecho para cualquier velocidad de lavado. Se ha observado que las velocidades de filtración dentro del intervalo de 4.8 a 19.2 m³/m²·h no afectan la calidad del efluente (Metcalf & Eddy, 1979).

3. PROCESOS CON PELÍCULA BIOLÓGICA PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

Los procesos de película biológica son procesos biológicos para el tratamiento de agua residual que utiliza poblaciones mixtas de microorganismos, predominantemente bacterias, que son inmobilizadas al adherirse a un medio sólido de soporte formando una película sobre la superficie expuesta, la cual se mantiene en contacto con el agua residual de manera continua o intermitente. Cualquier superficie en contacto con un medio nutriente que contenga microorganismos desarrollará una capa biológicamente activa, y por tanto, las películas biológicas adheridas constituyen una característica de todo tipo de reactor biológico (Winkler, 1994).

Un sistema de película biológica consiste de la película biológica, una capa de gas y/o de líquido, y el medio de soporte sobre el cual la película es inmobilizada. En la figura 3.1 se esquematiza la interrelación que existe entre las partes que conforman el sistema, en el cual, la biopelícula en desarrollo capta de la fase

líquida sustancias como materia orgánica, oxígeno, elementos traza, etc., los cuales requiere para su actividad biológica.

Estas sustancias entran en contacto con la superficie de la película y viajan por difusión molecular hacia la parte interna de la misma, trayecto durante el cual son digeridas y metabolizadas.

Los compuestos coloidales insolubles y las moléculas orgánicas muy grandes que por su tamaño no pueden atravesar la pared celular, se hidrolizan por enzimas extracelulares o enzimas ligadas a la superficie celular, convirtiéndolas a compuestos más pequeños y así lograr el transporte por difusión y/o transporte activo. Los productos finales del metabolismo son transferidos a la fase líquida en dirección contraria a como entraron. En la siguiente expresión se resume la reacción que se lleva a cabo en la película biológica (Iwai y Kitao, 1994):

materia orgánica + oxígeno + nutrientes traza → material celular + productos finales

3.1 Desarrollo de la película biológica

3.1.1 Características de la reproducción celular

El crecimiento celular de las bacterias se puede dividir en cuatro fases (Schegel, 1988; Characklis y Marshall, 1990): fase de inducción, fase de acumulación o de crecimiento logarítmico, fase estacionaria y la fase de decaimiento o muerte. Recientemente, con fines cinéticos, cuando la película biológica ya se desarrolló, Iwai y Kitao (1994) consideran solamente tres estados de desarrollo, en el que dan por obvia la fase de inducción, planteando entonces el estado de crecimiento logarítmico, el estado de desaceleración del crecimiento logarítmico y el estado estacionario.

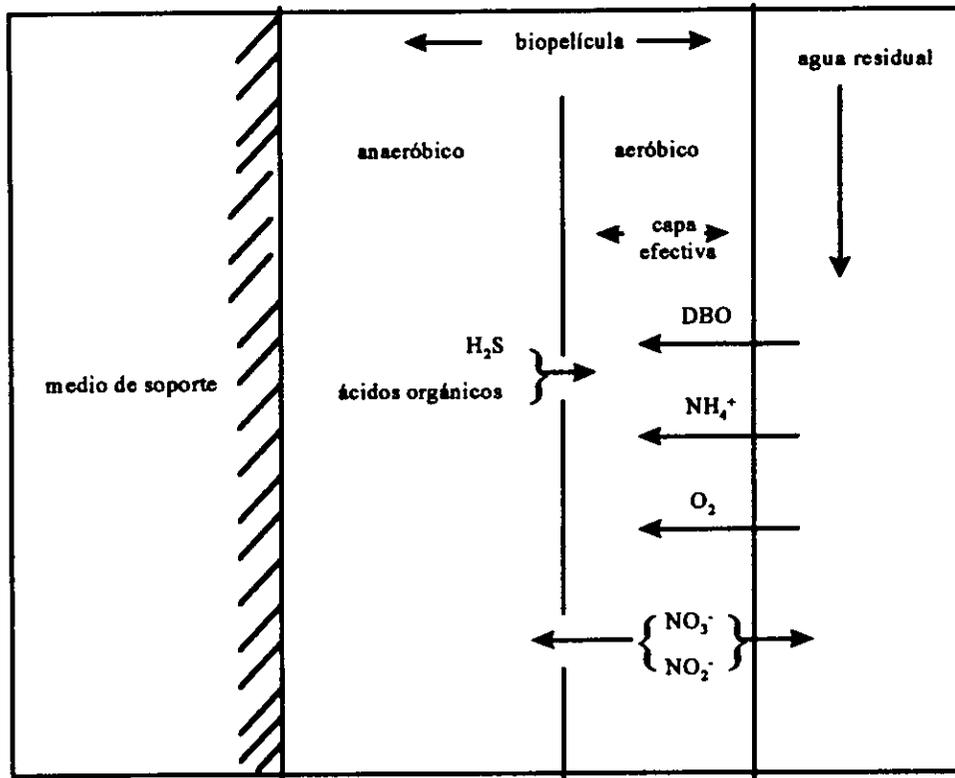


Fig. 3.1 Diagrama esquemático de una película biológica (Iwai y Kitao, 1994)

Considerando ambas propuestas se puede plantear el desarrollo de la película biológica en las siguientes fases:

Fase de inducción. Comprende la adsorción de compuestos orgánicos y la colonización del medio de soporte por bacterias. Las células adheridas crecen, se reproducen y producen polímeros extracelulares los cuales forman una matriz gelatinosa la cual proporciona estructura a la película biológica (Characklis y Marshall, 1990).

Crecimiento logarítmico. Se caracteriza por la constancia en la tasa de división celular. La película es delgada y comunmente no cubre toda la superficie de contacto, presentándose muy uniforme en términos de composición química de

las células, actividad metabólica y otras características fisiológicas (Schegel, 1988; Iwai y Kitao, 1994).

Crecimiento desacelerado. La película continúa creciendo y cuando su espesor es mayor que la profundidad efectiva, comienza el estado de disminución de la velocidad del crecimiento, manteniéndose un valor constante, ya que la profundidad de la capa efectiva no cambia con respecto de la profundidad total de la película biológica. El sustrato utilizado por los microorganismos se utiliza exclusivamente para mantenimiento celular, presentándose un equilibrio entre la tasa de suministro y el consumo de sustrato (Iwai y Kitao, 1994; González y Garzón, 1995).

Fase estacionaria. Durante esta fase el crecimiento celular se detiene por completo. Debido a la disminución en la concentración de sustrato disponible, aunado a una alta densidad de la población, una presión parcial de oxígeno más baja y a la acumulación de productos del metabolismo de carácter tóxico, se detiene la tasa de crecimiento celular. Es en esta etapa cuando se alcanza la máxima concentración de microorganismos y, por consiguiente el máximo espesor permisible de la película biológica, con lo cual viene el desprendimiento de la película en exceso e iniciando el proceso de desarrollo de la nueva película (Schegel, 1988). De esta forma, la película biológica desprendida y la producida se encuentran en equilibrio dinámico, manteniendo constante el espesor. Sin embargo, frecuentemente no se presenta con claridad este equilibrio y el espesor continúa incrementando hasta resultar en un colmatamiento del filtro (González y Garzón, 1995).

3.1.2 Mecanismos de adhesión

Son dos los factores fisicoquímicos que se considera intervienen en la adhesión de la película biológica al medio de soporte (Iwai y Kitao, 1994):

- 1) **Acción electrostática.** La carga eléctrica sobre la superficie de los microorganismos está dada por la disociación de radicales amino, carboxilo y fosfato. Este estado de carga se ve afectado por el pH del medio. Si el medio se encuentra en las proximidades de la neutralidad, los microorganismos actúan como partículas con carga eléctrica negativa, y si el medio de soporte actúa con una carga positiva, entonces se genera una fuerza electrostática que facilita que la película se adhiera a la superficie.

- 2) **Grado de hidrofilia.** La adsorción de las células sobre una superficie sólida se realiza mediante un mecanismo llamado interacción hidrofóbica. La atracción entre dos sustancias hidrofóbicas o dos sustancias hidrofílicas es muy estable desde un punto de vista de energía libre. La superficie de materiales altamente hidrofóbicos tales como polietileno, poliamida y poliestireno adhieren microorganismos hidrofóbicos. Superficies hidrofílicas como el dióxido de silicón adhieren microorganismos hidrofílicos.

Existen otros factores físicos que pueden afectar la adhesión de la biopelícula, aunque en mucho menor grado, tal como la rugosidad del material de soporte. La película biológica primaria se adhiere con mayor facilidad sobre una superficie rugosa que sobre una superficie lisa, sin embargo, una vez establecida la película biológica, ya no influye la superficie del material de soporte. De igual manera la velocidad de flujo también puede influir en la adherencia de la biopelícula, ya que si ésta es muy alta, retarda la formación de la película primaria (Iwai y Kitao, 1992).

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 lo son: el transporte de las células al medio de soporte, adhesión de las células al medio de soporte, crecimiento celular y otros procesos metabólicos (figura 3.2).

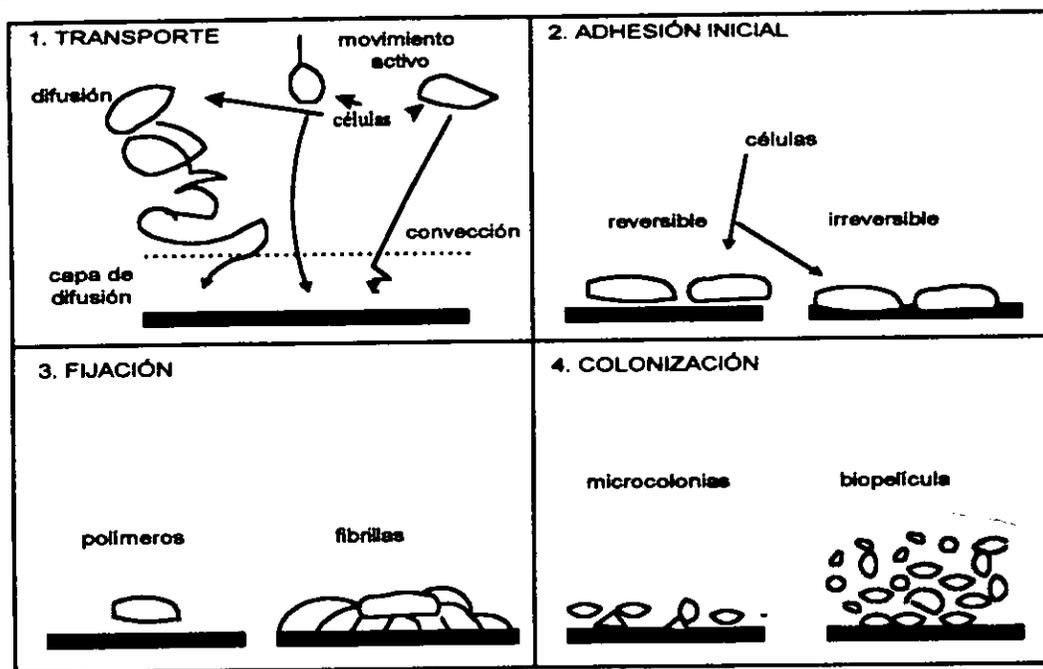


Figura 3.2 Formación de la película biológica (Saval, 1997).

El transporte de microorganismos, nutrientes y macromoléculas orgánicas hacia el material de soporte regula la tasa inicial de acumulación de la biopelícula. Los procesos de transporte de masa están fuertemente influenciados por el mezclado existente en el agua, el cual es frecuentemente relacionado al régimen de flujo. En los filtros combinados se busca que el flujo sea de tipo laminar, por lo que el transporte de bacterias en el agua es por fuerzas gravitacionales, por difusión Browniana y, en el caso de cierto tipo de bacterias, por movimiento activo.

Por lo que respecta al proceso de adhesión, estos dos autores proponen dos estados: A) adhesión reversible seguida de B) adhesión irreversible (Characklis y Marshall, 1990).

A) La adhesión reversible se refiere a la interacción débil que se da entre la célula y el medio de soporte. Este fenómeno involucra fuerzas de interacción existentes entre la célula y el material de soporte, incluyendo las fuerzas de

London-van der Waals, interacciones electrostáticas y posibles puentes de polímeros. En algunos casos la adhesión reversible puede reflejar baja especificidad entre la célula y el material de soporte.

B) La adhesión irreversible involucra una estancia permanente sobre la superficie del medio de soporte. En este tipo de adhesión actúan fuerzas tales como interacciones dipolo-dipolo, interacciones dipolo-dipolo inducido, interacciones ión dipolo, esqueletos de hidrógeno, interacciones hidrofóbicas y puentes de polímeros. Precisamente las sustancias de polímeros extracelulares se consideran como el principal mecanismo de adhesión irreversible.

Mitchell (1978) menciona que aparte de los polímeros, participan estructuras de los microorganismos como los pili y flagelos. Al parecer los polímeros extracelulares que generan las bacterias auxilian en la fijación de las células microbianas al medio de soporte. La mayoría de los polímeros solubles en agua tienden a adherirse a una superficie. Los polímeros ayudan a mantener unidas a las células entre sí y el medio de soporte. Las células adheridas de manera irreversible crecen y se expanden sobre el medio de soporte (colonización) formando la película biológica.

3.2 Características biológicas

Moreau y sus colaboradores (1994) proponen que en la película biológica desarrollada se pueden distinguir dos tipos de bacterias, las activas y las inactivas, que colonizan al mismo tiempo el material de soporte. Las bacterias activas 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, son responsables del grosor.

La colonización del material de soporte es dinámicamente realizada por ambos tipos de bacterias, conforme se tenga una mayor superficie de contacto, la concentración de bacterias incrementa. Tan pronto se colonice la superficie del material, se alcanza la fase de mayor actividad microbiana volviéndose constante la tasa de remoción de substrato a nivel reactor. Sin embargo, la película continúa creciendo y engrosando, hasta llegar un momento en que la actividad microbiana decrece rápidamente a consecuencia del grosor excesivo de la película, la cual no permite la difusión de oxígeno y nutrientes hacia el interior con lo cual viene el desprendimiento y la regeneración de la película biológica (Moreau *et al.*, 1994).

Sin embargo, se ha comprobado que aun por debajo de la profundidad efectiva se tiene metabolismo, ya que en la capa anaerobia ocurren procesos de licuefacción y/o fermentación ácida, además de que también se tiene oxidación de materia orgánica y reducción de iones nitrito y nitrato que son formados en la capa aerobia (González y Garzón, 1995). Los microorganismos responsable de realizar estos procesos son facultativos, los cuales tienen la capacidad de realizar su actividad metabólica en presencia o ausencia de oxígeno. Bajo condiciones constantes de operación la profundidad de difusión de oxígeno y nutrientes se mantiene constante a pesar del continuo crecimiento de los microorganismos (ver figura 3.3).

3.3 Consumo de substrato

Las características de consumo de substrato en los procesos de película biológica tienen algunas diferencias en relación a los procesos de crecimiento en suspensión, por ejemplo en un sistema de lodos activados. Principalmente, son dos los puntos en los que se difiere entre ambos tipos de procesos.

Primero, en un proceso de película biológica, la reacción microbiana está regulada por dos factores, la difusión e ingestión de substrato que se lleva a cabo

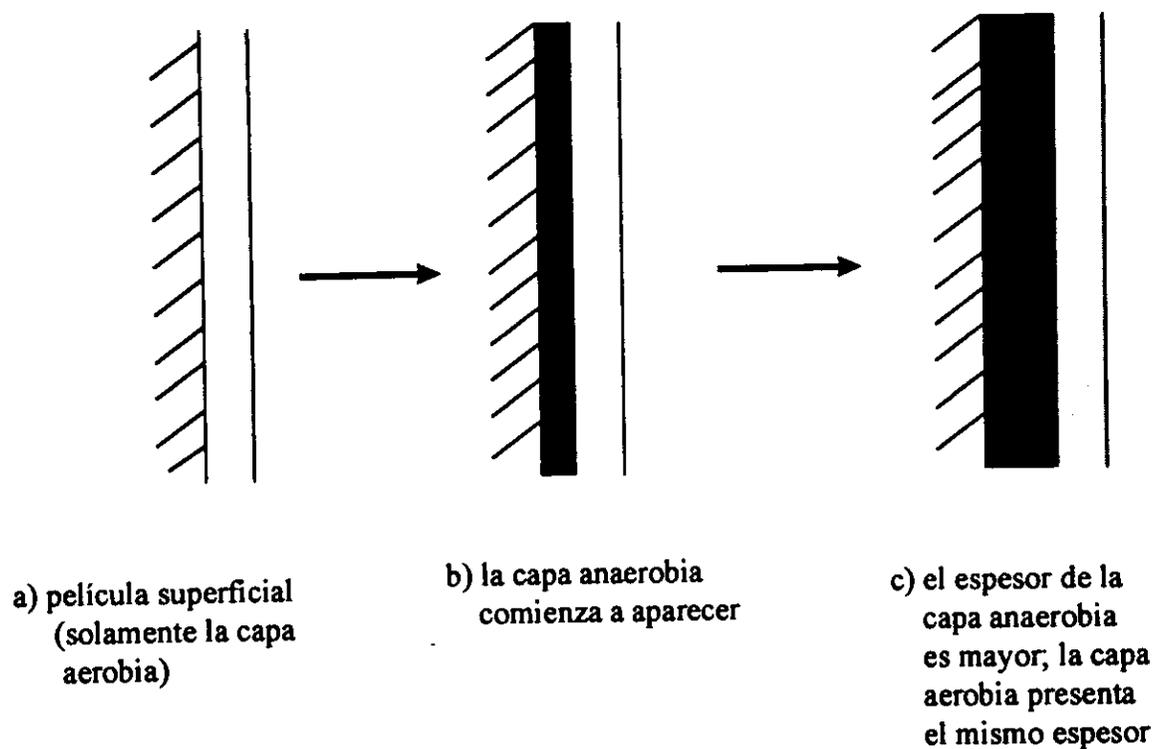


Fig. 3.3 Representación de la capa aerobia y anaerobia en una biopelícula (Iwai y Kitao, 1994).

en la película. El espesor de la película juega un papel importante en este factor, convirtiéndose en una limitante si alcanza un espesor más grande que el deseado para permitir una difusión adecuada hacia las capas internas. A diferencia de los procesos de crecimiento suspendido, en los procesos de película las tasas de remoción de sustrato se ven menos afectadas por la temperatura; dado que la difusión es un fenómeno físico, depende más de la actividad biológica (metabolismo), que de la temperatura, por lo que se obtiene un tratamiento más estable (Moreau *et al*, 1994).

Segundo, el comportamiento de partículas coloidales y suspendidas, lo cual también se relaciona con el transporte de sustrato por difusión. En un tratamiento de biomasa suspendida, el sustrato coloidal y suspendido se mezcla de una manera más fácil y homogénea con los flóculos biológicos, en donde son

ingeridos y metabolizados inmediatamente. En un proceso de película biológica, los sólidos suspendidos están inhabilitados para moverse a través de ella, y los sólidos coloidales, pueden moverse a tasas prácticamente insignificantes. Por lo tanto, los substratos coloidales o suspendidos, que son de alto peso molecular, solo pueden ser atacados por los microorganismos que se encuentran en la película superficial antes de que puedan tomar la misma ruta que los de bajo peso molecular. La hidrólisis aquí juega un papel importante, considerándose el paso limitante en la remoción de substratos coloidales o suspendidos en los procesos de película biológica (Iwai y Kitao, 1994).

4. FILTROS CON PELÍCULA BIOLÓGICA

Considerando un enfoque muy global, los procesos de película biológica para el tratamiento de aguas residuales se clasifican en tres tipos (Iwai y Kitao, 1994): discos biológicos, filtros percoladores y filtros biológicos sumergidos. Los filtros biológicos sumergidos a su vez se dividen en filtros biológicos de lecho fijo, de lechos expandido y de lecho fluidificado, dependiendo del estado del material de soporte del cual se compone el lecho (llamado también medio filtrante, medio de contacto, medio de empaque) sobre el cual crece la película microbiana (figura 4.1). Este último grupo, es el de interés para los objetivos de este trabajo, específicamente los filtros de lecho fijo, presentando en este capítulo una descripción general del proceso.

4.1 Filtros de lecho sumergido o filtros combinados

El filtro sumergido se define, según Iwai y Kitao (1994), como un sistema de tratamiento en el cual el agua es tratada al entrar en contacto con la película

microbiana en crecimiento sobre el medio de soporte sumergido en el agua. Estos reactores dependen de la tendencia natural de las poblaciones microbianas mixtas para adherirse a las superficies y formar la biopelícula.

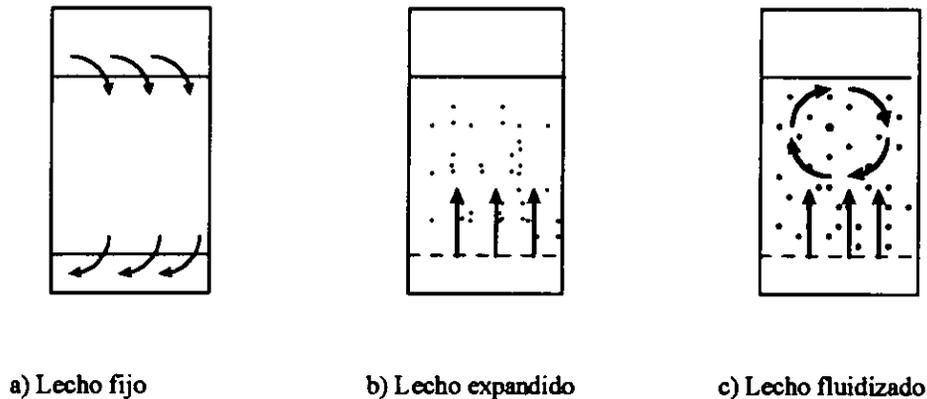


Fig. 4.1 Tipos de filtro de lecho sumergido

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 tiene un medio de soporte poroso, son más complicados de monitorear que el caso de otros tipos de reactores y a pesar de que se tiene un gran número de investigaciones teóricas y empíricas, no se ha establecido un diseño específico de aplicación general, además su historia de investigación y desarrollo es mucho más corto que los procesos convencionales.

4.1.1 Filtros de lecho sumergido fijo

Este es el tipo de filtro sumergido más común, en el cual el medio de soporte está fijo y sin ningún movimiento. Pueden ser empacados con platos de plástico, tubos de plástico, etc. con superficies específicas del rango 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 con difusores de aire o

implementos de aeración mecánica para abastecer de oxígeno a los microorganismos que forman la película biológica.

El proceso de filtración a través de un medio con crecimiento de película biológica funciona de acuerdo con las características marcadas en la Fig. 4.2. La profundidad del filtro asciende entre dos y tres metros y los tamaños del material para 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. Por su parte, el agua residual 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; Iwai y Kitao, 1994).

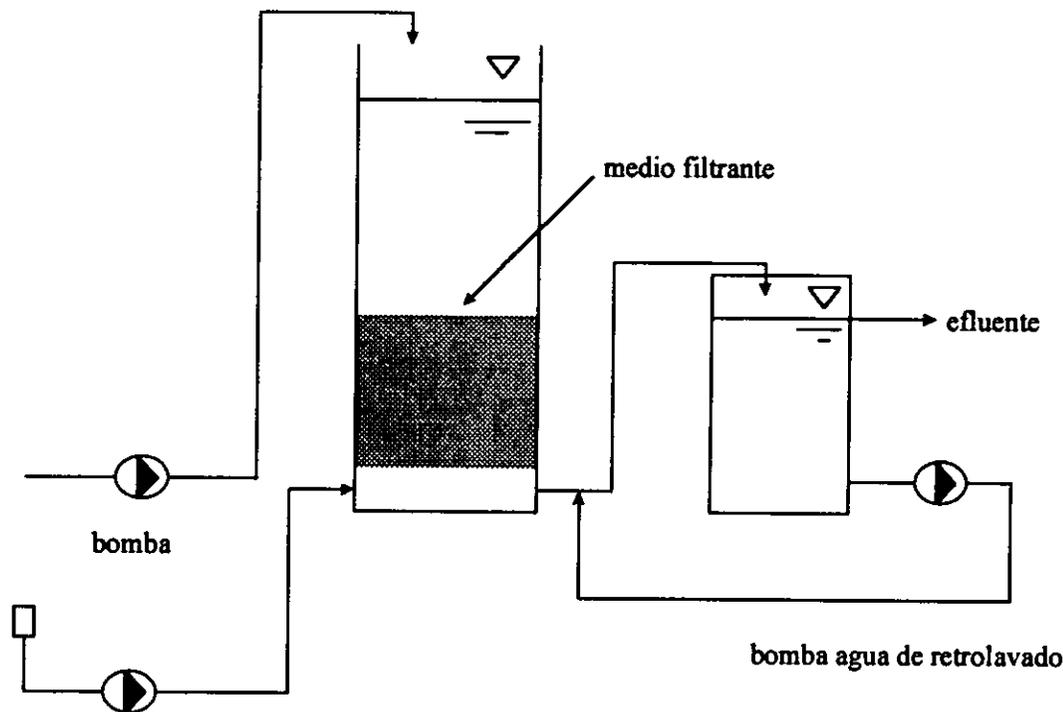


Figura 4.2 Configuración de un filtro con película biológica (Rogalla *et al.*, 1992).

Durante el trayecto descendente, el agua residual transporta materia orgánica soluble, que es utilizada como fuente de nutrientes para el crecimiento de microorganismos que se desarrollan en una película biológica sobre la superficie del material filtrante. El oxígeno del aire suministrado se difunde a través del agua y de la película, penetrando hasta la capa de microorganismos, en donde los principales productos de la oxidación bioquímica son: agua, bióxido de carbono, amoníaco y microorganismos que aumentan la población microbiana (González y Elías, 1989).

Gran parte de la biomasa producida por oxidación biológica y los sólidos suspendidos en el agua residual entrante son atrapados entonces por las partículas que componen el lecho filtrante, reduciendo la concentración de sólidos suspendidos a la salida. Debido a que el lecho filtrante cumple con las funciones de tratamiento biológico y filtración se le conoce como filtración combinada o filtración con película biológica.

4.1.2 Filtros de lecho expandido

Los filtros de lecho expandido o lecho flotante son los biofiltros sumergidos desarrollados más recientemente con medios granulares de baja densidad desde 0.03 a 0.9 g cm⁻³ (Lazarova y Manem, 1994).

En este tipo de filtros, el flujo de agua es ascendente y se emplean partículas finas con diámetros similares a las de la arena empleada en la filtración rápida. El medio se levanta por la presión ejercida por el agua entrante. Si la velocidad de flujo del agua impulsora es alta, el lecho del filtro se fluidifica. Una velocidad apropiada resulta en una expansión del 20 al 30 % con respecto al volumen asentado del medio filtrante. Al igual que en el lecho fluidificado, las partículas del lecho no cambian su posición relativa en el lecho expandido (Iwai y Kitao, 1994).

4.1.3 Filtros de lecho fluidificado

Como se mencionó anteriormente, en el caso del filtro fluidificado, el flujo de agua es ascendente y su velocidad es más alta que en el caso del lecho expandido, de tal forma que se fluidifica el lecho permaneciendo las partículas suspendidas en el agua. Generalmente la velocidad requerida para fluidificar el lecho es mucho mayor que la determinada para el tiempo de retención hidráulico necesario para la reacción biológica deseada. Por lo tanto, el efluente es generalmente reciclado al interior del filtro (Iwai y Kitao, 1994). Este tipo de filtros son recomendados para el tratamiento de aguas industriales con bajos niveles de contaminantes orgánicos y en el tratamiento terciario con nitrificación (Lazarova y Manem, 1994).

4.2 Operación con filtros combinados

4.2.1 Mantenimiento

Comparado con los sistemas de lodos activados, la principal ventaja que presentan los sistemas de película biológica es su fácil mantenimiento. Son varias las operaciones de mantenimiento que se requiere en los sistemas de lodos activados, que permitan mantener en apropiadas condiciones la concentración y retención de los microorganismos.

El arreglo del sedimentador es indispensable para el control del flujo tratado en el reciclaje de lodo al tanque de aeración, y para purgar el adecuado volumen de lodos, entre otras cosas. Por otro lado, es difícil controlar el espesor correcto de película biológica, ya que si crece sobre cierto valor de la profundidad de la capa efectiva, disminuye el área efectiva de la biopelícula y/o el tiempo de retención hidráulico efectivo al reducirse la porosidad del medio Rogalla *et al.*, 1990; Rogalla *et al.*, 1992; Fernández-Polanco *et al.*, 1994).

4.2.2 Arranque del reactor

En los procesos de película biológica se cuenta con un tiempo de arranque rápido, esto gracias a que casi toda la biomasa producida 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 Fernández *et al.*, 1994; Moreau *et al.*, 1994).

4.2.3 Tolerancia a variaciones de temperatura y carga orgánica

La cinética de las reacciones bioquímicas es afectada de manera directa y proporcional por la temperatura. El incremento de ésta, generalmente favorece la actividad biológica. Así mismo, la tasa de difusión de nutrientes y oxígeno hacia el interior de la película aumenta con la temperatura. Por el contrario, disminuye la solubilidad del oxígeno (Schegel, 1988).

Algunos autores reportan que el proceso con filtros combinados presentan una mejor respuesta a variaciones en la temperatura que los procesos convencionales ((Fernández *et al.*, 1994; Iwai y Kitao, 1994; Lazarova y Manem, 1994).

Como ya se ha mencionado, los procesos de biopelícula a diferencia de los procesos con biomasa suspendida, dependen más del metabolismo de los organismos que de la temperatura y, al presentar éstos un rápido crecimiento en los procesos con filtros con biopelícula, el decaimiento de la biomasa ante un descenso en la temperatura es insignificante, siempre y cuando no se rebase el intervalo óptimo de temperatura para un aceptable crecimiento bacteriano que es de 18 a 37°C (Characklis y Marshall, 1990).

Además, en plantas de tratamiento situadas al aire libre , la temperatura cambia según las estaciones y hora del día. En el caso de los filtros combinados, al ser un sistema cerrado donde permanece el lecho filtrante sumergido en el agua, la temperatura del agua es determinada por el agua suministrada y las fluctuaciones de temperatura son menores.

Por otro lado, alguna variación abrupta en la alimentación en el sistema de control, es contenido por el mismo sistema para estabilizar la eficiencia de tratamiento. Al incrementar la carga orgánica, la tasa de consumo de oxígeno aumenta hasta llegar a un punto en el cual la transferencia de oxígeno se vuelve limitante para la eliminación de contaminantes (arriba de 31 kgDBO/d·1000m², González y Elías, 1989).

En este tipo de procesos el espesor de la película está directamente relacionado con estos cambios; si aumenta la carga orgánica, se acelera la tasa de crecimiento de los microorganismos, aumentando el espesor de la película y por consiguiente, la actividad de transformación de nutrientes. En un momento dado, se puede desprender la película en exceso, pero el proceso no se interrumpe por el desarrollo de la nueva película. En caso contrario, si la carga orgánica baja, el espesor de la película es menor y el proceso no se interrumpe Fernández *et al*, 1994; Moreau *et al*, 1994).

Iwai y Kitao (1992) mencionan que para el caso de los procesos de lodos activados es prácticamente imposible tratar el influente con concentraciones de DBO por debajo de los 20 mg/l, pues de esta forma no se permite mantener la concentración de sólidos suspendidos en el licor mezclado. Sin embargo, en los procesos con filtros combinados, en un momento dado, solamente se requiere de la concentración mínima de sustrato para el mantenimiento del metabolismo de los microorganismos y así continuar el tratamiento de agua residual sin interrumpir el proceso.

4.3 Factores que influyen sobre la operación y funcionamiento

A pesar de que se han realizado un gran número de investigaciones teóricas y prácticas con filtros sumergidos, no se ha establecido un diseño específico de aplicación general. En la mayoría de los casos, el diseño de los filtros ha sido de acuerdo a los resultados experimentales que arrojan las plantas piloto usadas en sistemas de tratamiento para tal fin, pues la historia de investigación y desarrollo de este tipo de sistemas es mucho más corto que los procesos convencionales, además de que sus mecanismos son más complicados que en los procesos de biomasa suspendida (Rogalla *et al*, 1992).

No solo se debe de considerar la capacidad de tratamiento de agua sino también otro tipo de factores como las medidas de mantenimiento, etc. La acumulación interna de biopelícula, por ejemplo, está influenciada por la naturaleza del fluido y el transporte de nutrientes, lo cual en un medio poroso ocurre a lo largo de un patrón tortuoso de flujo de diferente dimensión y geometría. Similarmente, la distribución natural de velocidad de poro introduce una variación considerable en el proceso de adsorción, desorción, adhesión y desprendimiento celular, al igual que el proceso de retrolavado (Characklis y Marshall, 1990).

4.3.1 Efecto de la calidad del agua residual

Generalmente los sólidos suspendidos pueden ejercer en un momento dado un efecto negativo, especialmente los sólidos suspendidos inorgánicos ya que obstruyen el contacto entre el agua y la biopelícula al cubrir la superficie de ésta y aceleran la colmatación del filtro. El efecto de los sólidos suspendidos orgánicos no es tan severo, ya que estos se degradan y/o disuelven tarde o temprano, pues la tasa de remoción de sólidos suspendidos orgánicos es más pequeña al no poder entrar por difusión directamente hacia el interior de la biopelícula y deben ser hidrolizados (Iwai y Kitao, 1994).

4.3.2 Propiedades del medio filtrante

4.3.2.1 Tipos de medio filtrante

Se han investigado varios tipos de materiales para conformar el lecho del filtro, buscando principalmente que sea fácil de fluidificar y permita una rápida colonización por parte de las bacterias. Los diferentes tipos de medio de soporte se pueden clasificar como a continuación se presenta (Iwai y Kitao, 1994):

- 1) Medio granular irregular - arena, cuarzo, roca volcánica, coque, carbón, conchas de moluscos, piezas de plástico, piezas de corcho, piezas de madera, etc.

- 2) Medio granular uniforme - Anillos Rashig, tubos de plástico, anillos Pall, etc.

- 3) Medio con forma de postes o lazos - postes de madera, ramas de árbol, etc.

- 4) Medio con forma de plato - plato de madera, plástico, platos corrugado de plástico, etc.

- 5) Medio con forma de bloque poroso - tubos porosos de plástico, tubos de panal, etc.

4.3.2.2 Porosidad

También se tienen algunos factores asociados con características hidráulicas del medio como la porosidad, área superficial específica, forma y tamaño. La porosidad en porcentaje del medio se puede representar por la siguiente expresión (CEPIS, 1978; Weber, 1979):

$$\text{Porosidad} = V / V_T$$

donde:

$V_T =$ Volumen de muestra

$V =$ Volumen de vacíos

La porosidad afecta directamente el tiempo de retención actual y la cantidad de biomasa retenida en el reactor, y la pérdida de carga a través del filtro disminuye con una mayor porosidad del medio. Además, una gran porosidad reduce la cantidad de material empleado en la construcción por filtro, resultando en menores costos. Lo que se busca entonces es un medio con mayor porosidad, mayor resistencia mecánica y mayor área específica. Los valores típicos de porosidad en materiales granulares va de 0.38 a 0.48 (WEF, 1992).

4.3.2.3 Área superficial específica

El área superficial específica determina la cantidad de película biológica y es una de las características directas y de las más importantes en el funcionamiento de filtro. Si se tiene gran área superficial específica se tiene la ventaja de que las partículas en suspensión colisionen con mayor frecuencia con los granos del lecho logrando una mayor eficiencia en la remoción de sólidos.

Comunmente los filtros sumergidos cuentan con lechos de un área superficial que no excede de los $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Los filtros combinados tienen densidades en área superficial de las centenas de m^2/m^3 (Rogalla et al ,1990; Rogalla et al, 1992; Iwai y Kitao, 1994).

4.3.2.4 Características de las partículas que componen el lecho filtrante

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

- a) Apropiado grado de fijación de la película biológica.
- b) Gran área superficial .
- c) Porosidad alta.
- d) Baja resistencia al flujo de agua.
- e) Estabilidad química y biológica, y gran resistencia a los cambios químicos en el agua
- f) Suficiente resistencia mecánica a la presión y abrasión.
- g) Gran capacidad de interceptar los sólidos suspendidos.
- h) Tamaño granular uniforme, el cual permite flujo uniforme a través del filtro.
- i) Resistencia a compuestos tóxicos como metales pesados, etc.
- j) Pequeña diferencia en el peso específico con respecto a la del agua, para evitar carga pesada sobre las estructuras sumergidas o el fondo de la columna de empaque.
- k) Bajo precio y abastecimiento factible.
- l) Fácil de fabricar y transportar.

Es claro suponer que es difícil encontrar un medio que cumpla con todas las características anteriores. Lo primero es decidir la prioridad que se requiere de acuerdo con el propósito del tratamiento y restricciones que se tengan en el diseño y mantenimiento de la planta de tratamiento, para así seleccionar el tamaño y forma apropiado.

4.3.3 Carga orgánica (C.O.)

La carga orgánica en un filtro sumergido debe determinarse con base en la carga orgánica superficial, aunque actualmente varios investigadores se basan en la carga orgánica volumétrica. Considerando la carga orgánica superficial, se puede definir como el cociente que resulta de dividir la relación del caudal promedio multiplicado por la concentración de contaminantes orgánicos determinados como la demanda química de oxígeno (DQO), entre el área superficial específica

expuesta de biopelícula; se puede representar por la siguiente relación (González y Elías, 1989):

$$C.O. = \frac{Q \cdot S_o}{A_s}$$

donde:

- C.O. = carga orgánica; gDQO/ m²·d
- Q = caudal promedio; m³/d
- S_o = Concentración de sustrato; gDQO/ m³·d
- A_s = área superficial; m²

La carga orgánica óptima (1.0 - 4.0 kgDBO/m³·d, Iwai y Kitao, 1994) se determina en relación con la frecuencia de colmatamiento que presenta el lecho del filtro.

4.3.4 Dispositivo de aireación

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. Considerando tanto la aparente actividad microbiana como la eficiencia de energía, se estima un intervalo para la concentración óptima de oxígeno de 2-3 mg/l a temperatura ambiente (Iwai y Kitao, 1994).

El abastecimiento de oxígeno puede ser reciclando agua preoxigenada al filtro (preoxigenación), o por medio de difusores de aire colocados dentro del mismo filtro. El segundo método tiene la ventaja de presentar gran eficiencia de disolución de oxígeno, mayor contacto líquido-sólido sobre la superficie de la biopelícula y gran tolerancia al colmatamiento del filtro.

4.3.5 Retrolavado

Como este tipo de procesos tienen el efecto de oxidación biológica y filtración física, no es necesario un sedimentador para la separación de sólidos suspendidos en el efluente, pero la operación de retrolavado de el lecho filtrante es indispensable una o varias veces al día, según las condiciones de operación (Rogalla y Bourbigot, 1990). Es inevitable la reducción paulatina de la calidad del efluente, debido al colmatamiento del lecho ya sea por acumulación de sólidos atrapados por el lecho y/o al desprendimiento del exceso de biopelícula. La acumulación excesiva de biopelícula reduce el área efectiva de poro y como resultado decrece la capacidad de transporte en el lecho (Characklis y Marshall, 1990).

La operación de retrolavado tiene los mismos principios que en la filtración física. Se realiza introduciendo burbujas de aire mediante difusores colocados en el fondo del filtro con un flujo suficiente para expandir el lecho, las cuáles lavan el exceso de biopelícula por fuerzas cortantes. El tiempo de lavado por medio de aire varía de cinco a diez minutos , y una vez desprendido el exceso de biopelícula se introduce agua limpia para lavar por arrastre el material suspendido. Subsecuentemente, la unidad inicia otra corrida operativa.

No obstante, al principio de la operación normal de filtración, el agua en la unidad contiene una concentración considerable de sólidos suspendidos, los cuales sin embargo, son rápidamente atrapados por el medio filtrante, y la mayoría de ellos por lo general, serán removidos en treinta minutos o menos (Iwai y Kitao, 1994). Meaney y Strickland (1994) reportan que en reactores donde se tienen cargas orgánicas altas se requiere retrolavar diariamente y, se requiere de un consumo de agua para retrolavado equivalente al 1% del efluente tratado.

5. OXIDACIÓN BIOLÓGICA DE AMONIO

La contribución de aguas residuales ricas en nutrientes aceleran el proceso de eutrofización de aguas continentales, lo cual ha provocado que se incremente la demanda de remoción de nitrógeno y fósforo de aguas municipales e industriales. Esto ha desarrollado el interés de optimizar los procesos biológicos para remoción de nitrógeno, encaminado a reducir costos de inversión y de operación en plantas para tratamiento (Orhon *et al.*, 1996).

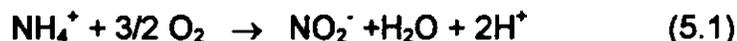
Los compuestos de nitrógeno se encuentran entre los principales contaminantes del agua y se pueden encontrar en los residuos acuosos de varias industrias clave, en los residuos agrícolas y en los residuos domésticos. Estos compuestos nitrogenados se pueden eliminar de las aguas residuales por medio de procesos de tratamiento químicos, físicos y biológicos, siendo este último proceso el más barato. Se presentan en corrientes residuales en forma de amoníaco, nitratos y nitritos, compuestos orgánicos solubles y materia orgánica en suspensión o en forma de partículas. Aunque parte del amoníaco se asimila a la biomasa en los

procesos biológicos de tratamiento, el proceso más significativo para la remoción del amoniaco es la oxidación bacteriana a nitritos y nitratos, conocido como nitrificación (Winkler, 1994).

El proceso de nitrificación se ha vuelto progresivamente importante en el tratamiento de aguas residuales, en donde los nitratos producidos se pueden eliminar por reducción microbiológica a nitrógeno gaseoso. Este proceso conocido como desnitrificación, junto con la nitrificación, forman un mecanismo sucesivo en la remoción total del nitrógeno. Además la nitrificación está ganando un papel clave en el tratamiento de agua potable, donde la remoción de todos los sustratos donadores de electrones es esencial para lograr agua biológicamente estable, evitando problemas de calidad durante su distribución (Rittman *et al.*, 1996).

5.1 Bioquímica y microbiología

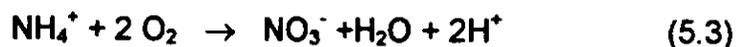
La oxidación del amoniaco y de los iones amonio se realiza en dos etapas por diferentes especies de bacterias autótrofas quimiolitótrofas las cuáles operan en secuencia. En la primera etapa, los iones amonio se oxidan a nitritos por actividad microbiana, principalmente de miembros del género *Nitrosomonas*, entre las que se encuentran *Nitrosomonas europaea*, *Nitrosomonas monocella* y *Nitrosococcus*. En la siguiente ecuación se expresa la primera etapa de nitrificación (Mitchell, 1978; Iwai y Kitao, 1994):



En la segunda etapa los nitritos se oxidan a nitratos, participan generalmente miembros de los géneros *Nitrobacter agilis*, *Nitrobacter winogradskyi* y *Nitrocystis*. Este grupo de bacterias tiene la capacidad de utilizar los protones del agua como fuente de energía. Esta oxidación puede representarse como:



La oxidación de nitritos a nitratos es un paso muy sencillo que requiere de muy poca energía, por lo que se considera al proceso global de nitrificación como la oxidación de amoniaco a nitratos:



La energía liberada en estas oxidaciones se usa en la síntesis de material celular a partir de fuentes de carbón inorgánico como dióxido de carbono, bicarbonatos y carbonatos. El oxígeno está relacionado en la oxidación de amonio no solo por la incorporación dentro del substrato de energía como implica la ecuación 5.1 sino también como aceptor de electrones durante la transferencia de electrones a través de la fosforilación oxidativa.

Tanto las especies de Nitrosomonas como las de Nitrobacter son organismos aerobios obligados. Sin embargo la ausencia de Oxígeno por periodos largos no es letal.

Además de las nitrificantes autótrofas, existen varios organismos heterótrofos capaces de producir formas de nitrógeno oxidado a partir del amoniaco. A diferencia de las autótrofas, las cuáles pueden llevar a cabo estas oxidaciones en proporción al crecimiento celular, la nitrificación heterótrofa es independiente del rendimiento celular. La mayor parte de los productos de la nitrificación heterótrofa son producidos durante la fase estacionaria de crecimiento.

El crecimiento de las bacterias nitrificantes es muy lento comparado con el de los organismos heterótrofos y la producción de células por unidad de energía de substrato oxidado es bajo. Además de la energía que obtienen del substrato nitrogenado y el oxígeno, las bacterias heterótrofas al igual que las nitrificantes,

requieren aparte de una fuente de carbón inorgánico para la síntesis de material celular orgánico. El mayor uso de la energía ganada de las oxidaciones a nitrógeno orgánico es en la reducción de dióxido de carbono en formas orgánicas (Barnes y Bliss, 1983).

5.2 Factores que afectan la nitrificación

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

5.2.1 Temperatura

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

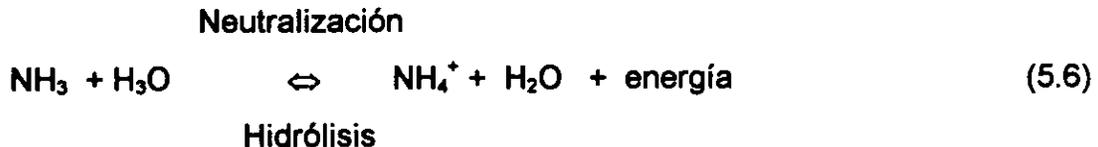
5.2.2 Oxígeno disuelto

El oxígeno disuelto tiene gran influencia sobre la actividad de las bacterias nitrificantes. Se tienen reportes que a bajas concentraciones de oxígeno disuelto que se consideran ya críticas y no se tiene nitrificación es a una concentración de 0.2 mg/l. Por el contrario, concentraciones altas de oxígeno disuelto no presentan ningún efecto de inhibición sobre este tipo de bacterias, incluso en estudios sobre filtros nitrificantes con el uso de oxígeno puro, se ha demostrado que por arriba de niveles de oxígeno disuelto de 60 mg/l no se produce ningún efecto (Barnes y Bliss, 1983). En términos generales, en sistemas diseñados para la remoción de materia orgánica, un promedio mínimo en la concentración de oxígeno disuelto de 0.5 mg/l es aceptable bajo condiciones adversas y, de 2.0 mg/l bajo condiciones

estables de operación. En sistemas para nitrificar, los ingenieros normalmente emplean un promedio mínimo de 2.0 mg/l bajo cualquier condición de diseño (WEF, 1992).

5.2.3 Efectos del pH

Como sucede en los procesos biológicos en general, la nitrificación es afectada por el pH. A pesar de que se tienen varias referencias en estudios realizados, se tiene una gran divergencia. El rango de pH para cultivos puros de *Nitrosomonas* es de 6.0 a 9.0 y para el caso de *Nitrobacter* es similar, cayendo en un rango de 6,3 a 9.4 (Barnes y Bliss, 1983). Se puede generalizar un rango óptimo de pH de 7.5 a 8.5 para ambas especies nitrificantes. Considerando la disociación del amoniaco, a valores de pH ácidos la ecuación de equilibrio se mueve de izquierda a derecha (ecuación 5.6), enriqueciendo el medio con iones amonio (NH_4^+), lo cual no favorece el crecimiento de las bacterias como lo hace el amoniaco (González y Garzón, 1995).



5.2.4 Efecto de sustancias inhibitorias y tóxicas

La nitrificación está sujeta a la presencia de una gran variedad de sustancias químicas orgánicas e inorgánicas que pueden inhibirla, siendo por lo regular más susceptible el grupo de las bacterias del género *Nitrosomonas* (Barnes y Bliss, 1983).

Éstas sustancias actúan ya sea a nivel general del metabolismo de la célula o interrumpiendo las reacciones primarias de oxidación. El grado de inhibición

depende de la concentración de la sustancia y del tiempo de exposición. De igual manera, la presencia de otro tipo de microorganismos altamente competitivos pueden afectar el desarrollo de las nitrificantes.

5.2.5 Otros factores que afectan la nitrificación

La presencia de sustratos para adherirse y el grado de turbulencia del líquido tienen cierto efecto sobre la nitrificación. Es esencial para el crecimiento de las bacterias nitrificantes contar con partículas sólidas a las cuáles adherirse. Este factor es especialmente importante en el tratamiento de aguas residuales, considerando su lenta tasa de crecimiento, para asegurar un tiempo de retención celular lo suficientemente prolongado para evitar el lavado de las organismos antes de poder reproducirse (Characklis y Marshall, 1992).

Los filtros combinados tienen altas tasas de nitrificación. La biomasa que se desarrolla sobre las partículas del medio filtrante convierte el amonio en nitratos. Como estos reactores tienen un área superficial específica grande y/o utilizan diámetros de partículas pequeños, manejan cargas orgánicas relativamente altas (5-10 kgDQO/m³·d; Lazarova y Manem, 1994) y tienen efectos tamizantes para atrapar partículas en suspensión.

Estos sistemas dependen del transporte de nitrógeno amoniacal a la biomasa. Las velocidades altas en la interfase del líquido y el medio filtrante (2.0-2.5 m/h; Lazarova y manem, 1994) aseguran que el espesor de la película biológica no sea muy grande, previniendo el colmatamiento del medio pero a la vez permitiendo la actividad de la biomasa con una gran resistencia a la transferencia de masa a través de la película.

En los procesos de película biológica se puede mantener una concentración efectiva de microorganismos y un tiempo de retención celular alto. La estabilidad

de los procesos de película biológica bajo condiciones de choque y cargas tóxicas es que ha despertado el interés por los tratamientos con filtros combinados para estudiar en detalle el proceso de nitrificación (Rogalla y Bourbigot, 1990; Rogalla *et al*, 1992, Kent *et al*, 1996).

6 MATERIALES Y MÉTODO

6.1 Unidad experimental

Se construyó una planta piloto (figura 6.1) dentro del recinto de la planta para tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria, la cual consistió de un tubo de PVC hidráulico colocado en posición vertical de 3.0 m de altura, un diámetro de 0.30 m y un espesor de la pared de 0.06 m. El tubo se sujetó en el fondo con tornillos a una brida de PVC para cerrar la boca del tubo y mantenerlo en posición vertical.

La base del filtro se diseñó de tal manera que los tornillos sujetaran la brida a una placa y un anillo de acero. La placa de acero con espesor de $\frac{1}{4}$ " formó el bajo dren del filtro el cual soporta el medio filtrante (figura 6.2).

En esta placa se instaló el dispositivo de aeración, el cual consistió de un difusor de aire hecho de PVC hidráulico diseñado en forma de "H" para lograr una

difusión homogénea y, se instaló el dispositivo de drenaje, para lo cual se colocaron dos boquillas de uso comercial en filtros convencionales para evitar la pérdida del material que compone el lecho y a la vez permitir la salida y entrada de agua de manera homogénea. Se colocó un sello de neopreno entre el anillo de soporte y la placa de acero para evitar fugas de agua.

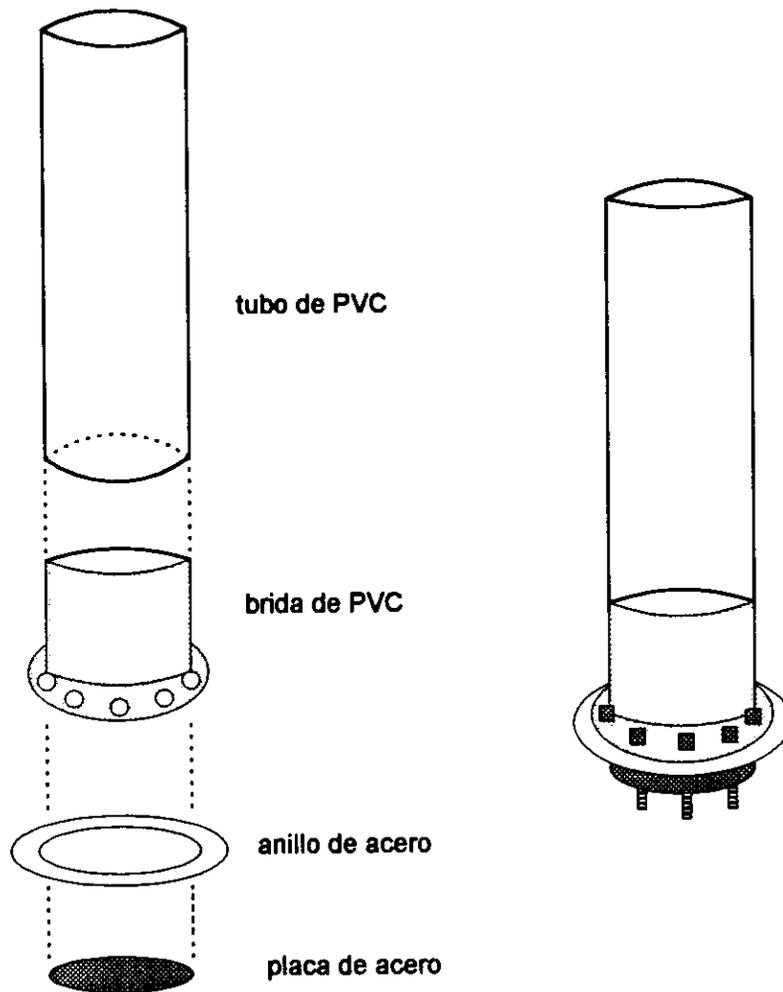


Figura 6.1 Montaje de la planta piloto

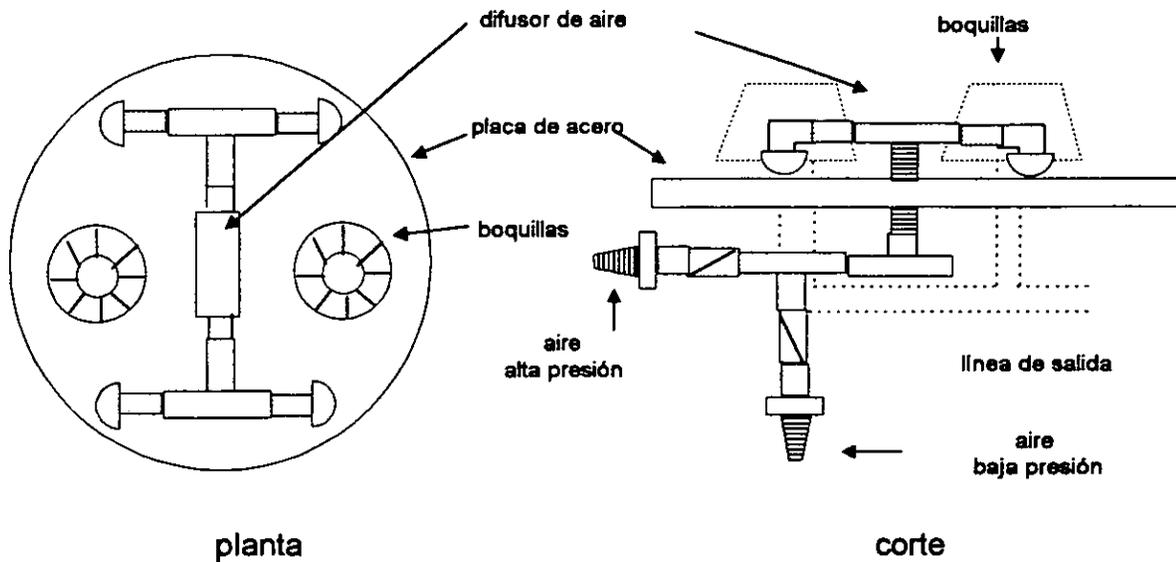


Figura 6.2 Esquema del bajo dren

El tubo se aseguró a una estructura de ángulo de acero en forma de tripié (figura 6.3), la cual contaba con el anillo de acero mencionado líneas arriba para darle soporte al filtro y otro anillo colocado a dos terceras partes de la altura del tubo para darle estabilidad. El anillo de soporte se colocó a 0.5 m de altura para permitir la instalación y manipulación de la línea de salida y de aeración. La estructura se enclavó a una plancha de concreto.

Se implementó un dispositivo de seguridad al instalar un nivel de emergencia a una altura de 2.8 m del filtro, el cual si por algún motivo el agua entrante sobrepasaba el nivel, se cortaba la alimentación de corriente suspendiendo automáticamente la entrada de agua. En la tabla 6.1 se resumen las características físicas del filtro.

6.1.1 Medio filtrante

El medio filtrante fue de tipo inorgánico, seleccionando el tezontle por su gran porosidad, rugosidad, área superficial, bajo costo y disponibilidad en el mercado.

Tabla 6.1 Características de la planta

Altura de la columna	(m)	3.0	Altura del lecho	(m)	1.0
Diámetro columna	(m)	0.3	Volumen de lecho	(m ³)	0.07
Volumen total	(m ³)	0.212	Tamaño partícula	(mm)	19.10
Volumen tanque	(m ³)	0.195	Área superficial total	(m ² /m ³)	183
Agua de retrolavado			Porosidad	%	55

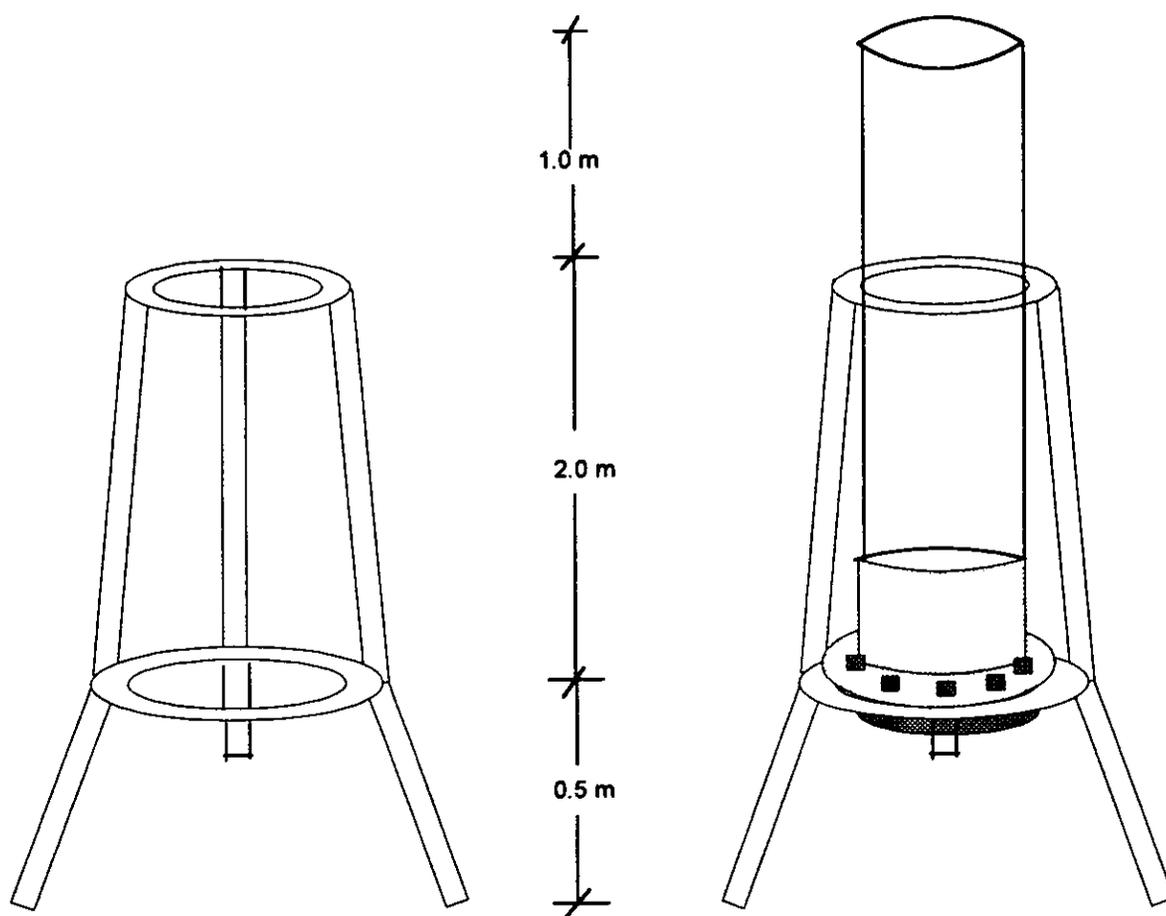


Figura 6.3 Arreglo de la planta piloto

El tamaño promedio de partícula utilizado fue de 19.10 mm (número de malla $\frac{3}{4}$ "; especificaciones ASTM-AASHO), con una porosidad del medio del 55% y una densidad de área superficial de $183 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Aquí cabe distinguir entre la porosidad interna que presentan las partículas de tezontle, la cual facilita la colonización del material por las bacterias para formar la biopelícula (Iwai y Kitao, 1994) y, la porosidad del medio, la cual se refiere al espacio que queda entre partícula y las paredes del contenedor, que es la porosidad que rige la operación de filtración.

Para determinar la porosidad de lecho y el área superficial expuesta se realizaron pruebas en el laboratorio. Para el caso de la porosidad de lecho se formaron muestras con las partículas de tezontle requeridas para lograr un volumen de 400 ml. Para ello, se siguió el método de Hulbert y Feben (modificado de CEPIS, 1978):

- a) Un determinado volumen de muestra de tezontle se lavó previamente para eliminar tierra que pudieran tener las partículas y posteriormente se saturó de agua el material al dejarlo en reposo sumergido en agua, de esta forma se aseguró que los poros del material estuvieran ocupados por agua y no influyeran en la prueba.
- b) Se colocó la muestra de tezontle de 400 ml en una probeta de 500 ml y se agregó agua destilada hasta aforar a 400 ml. Se cuantificó el volumen de agua requerido necesario para tal efecto (volumen de vacíos).
- c) Se hicieron repeticiones para sacar el promedio.

La porosidad en porcentaje entonces fue (CEPIS, 1978; Weber, 1979):

$$\text{Porosidad} = V/V_T \quad (6.1)$$

donde:

$$\begin{aligned} V &= \text{volumen promedio de vacíos} &= 219 \text{ ml} \\ V_T &= \text{volumen total de muestra} &= 400 \text{ ml} \end{aligned}$$

$$\text{Porosidad} = 219 \text{ ml} / 400 \text{ ml} = 0.547 \approx 55 \%$$

En la planta piloto se realizó una prueba similar para comparar el resultado. Se colocó el lecho de tezontle dentro del tubo de PVC y se saturó de agua durante algunos días. Posteriormente se hicieron pruebas por repetición, aforando con agua hasta cubrir el lecho y extrayendo el agua cuantificándola, se obtuvieron resultados similares:

$$\text{Porosidad} = 38.640 \text{ l} / 70.68 \text{ l} = 0.546 \approx 55 \%$$

Respecto al área superficial, para su determinación se consideró a las partículas de tezontle como la esfera. Las partículas de tezontle son de forma irregular, pero se tomó en cuenta que conforme las bacterias van colonizando el medio de soporte, la biopelícula va cubriendo todos los poros del material. De esta forma, las capas más profundas solo sirven de soporte para las capas más externas, que son la parte activa de la biopelícula. Es por ello, que una vez que se establece el sistema, la biopelícula se ha desarrollado ya por completo, por lo que tiende a dar la forma esférica del medio filtrante.

Por otro lado, fue necesario determinar un porcentaje de tamaño de partículas de tezontle, ya que es demasiada la diferencia entre la malla del tamiz de 19.1 mm, que es el tamaño a través del cual pasaron las partículas, y la malla de 12.70 mm, que es el tamaño en el cual quedó retenido el material utilizado como lecho filtrante (Tabla 6.2). El área superficial se determinó de acuerdo con el siguiente procedimiento:

Tabla 6.2 Porcentaje de tamaños en partículas de tezontle de una muestra promedio de 256 partículas en un volumen de un litro

Tamaño promedio (mm)	Tamaño máximo (mm)	Tamaño mínimo (mm)	Porcentaje (%)
19.10	19.10	17.81	20
14.87	17.80	14.81	40
12.86	14.80	12.70	40

Se consideró la ecuación 6.2 para determinar el área de una esfera:

$$A = 4\pi r^2 \quad (6.2)$$

A = área de la esfera

r = radio de la esfera

Sustituyendo valores y aplicando la ecuación se obtuvo el área específica para cada tamaño de partícula (ver tabla 6.3)

Tabla 6.3 Valores calculados para obtener la densidad de área del medio filtrante

Diámetro (mm)	radio (r) (m)	Área específica (m ²)	No. partículas por m ³	Densidad (ρ) (m ² /m ³)
19.10	9.55*10 ⁻³	1.15*10 ⁻³	51*10 ³	58.68
14.87	7.43*10 ⁻⁴	6.95*10 ⁻⁴	10.2*10 ⁴	71.13
12.86	6.43*10 ⁻³	5.19*10 ⁻⁴	10.2*10 ⁴	53.20

Una vez obtenidos estos valores y calculando el número de partículas correspondientes a cada tamaño que ocupan un metro cúbico, se obtuvo la

densidad de área de acuerdo a la expresión 6.3. En la tabla 6.3 se resumen los cálculos obtenidos.

$$\rho_A = \text{área específica} \cdot \text{No. de partículas/m}^3 \quad (6.3)$$

donde:

$$\rho_A = \text{densidad de área, m}^2/\text{m}^3$$

Se tiene entonces que la densidad de área final es la suma del área calculada correspondiente a cada tamaño de partícula de tezontle:

$$\rho_A = 58.68 + 71.13 + 53.20 = 183.01 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

Por último, el área superficial de la cama de tezontle se calculó de acuerdo a la ecuación 6.4

$$A_s = \rho_A \cdot \text{Volumen de lecho} \quad (6.4)$$

donde:

$$A_s = \text{Área superficial esfera; m}^2$$

$$\rho_A = \text{densidad superficial del tezontle} = 183 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$\text{Volumen de lecho} = \text{volumen total del lecho de tezontle} = 0.07 \text{ m}^3 = 70 \text{ l}$$

Sustituyendo valores:

$$A_s = (183 \text{ m}^2/\text{m}^3)(0.07 \text{ m}^3) = 12.8 \text{ m}^2 \approx 13 \text{ m}^2$$

En este tipo de sistemas, algunos autores reportan que la altura de lecho varía de 2 a 3 metros (Iwai y Kitao, 1994), y otros reportan de 1 a 2 metros, puesto que estudios realizados, han demostrado que lechos de más de dos metros no mejoran el funcionamiento del filtro (Barnes y Bliss, 1983; Peladan *et al.*, 1996).

Para el presente estudio, el lecho de tezontle ocupó un metro de la altura del reactor lo que equivale a un volumen de 70 litros (33% del volumen total), como propuesta inicial de estudio.

6.1.2 Operación de filtrado

El agua residual cruda se introdujo por la parte superior, lo que permitió un flujo descendente que pasara a través del lecho filtrante (figura 6.4). Se alimentó por medio de una bomba centrífuga de ¼ HP (reloj programable - canal 1).

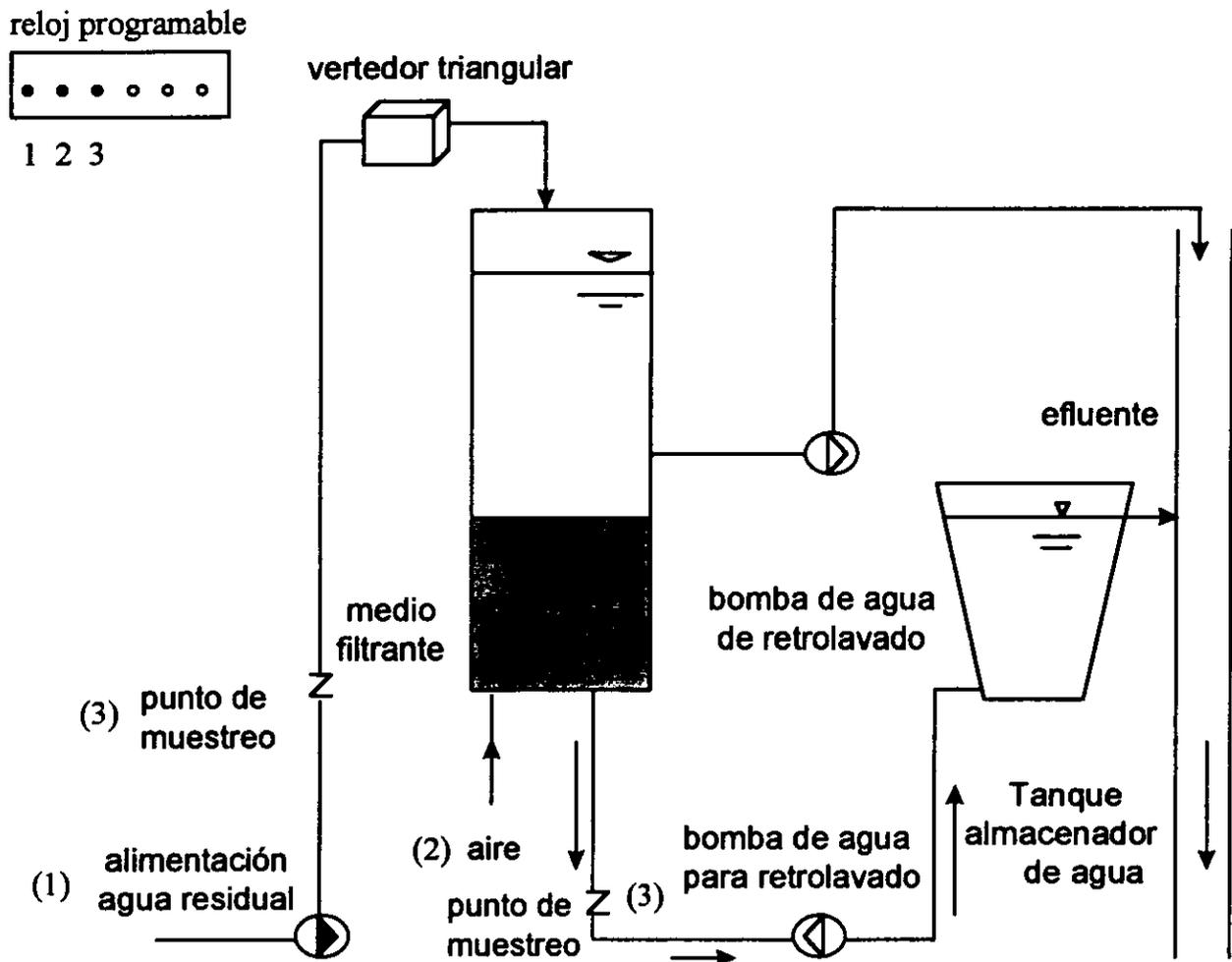


Figura 6.4 Esquema de la planta piloto durante la etapa de operación común de filtración

En la línea de salida se conectó un tanque de 200 l para almacenar agua tratada por el mismo filtro, para reutilizarla durante la operación de retrolavado, de esta forma se evitó utilizar agua potable para dicha operación, además de la instalación de tubería. El tanque de depósito se colocó de tal forma que el nivel superior de agua fuera el mismo del lecho filtrante con el fin de mantener inundado el lecho mediante el principio de vasos comunicantes.

La línea de salida se continuó a un tubo abierto para permitir que el agua fluyera libremente. En un punto intermedio entre el filtro y el tanque de depósito se instaló una bomba centrífuga de ½ HP y de impulsor abierto aprovechando la misma línea de salida para introducir el agua durante la operación de retrolavado.

A una altura de 1.70 m del tubo de PVC se conectó la línea de salida de agua durante la operación de retrolavado. Se instaló una bomba de ¼ HP para extraer el agua de arrastre de material desprendido, la cual se envió a la línea de distribución de la planta.

Se contó con dos bombas peristálticas (reloj programable - canal 3) para tomar muestras de forma continua en influente y efluente. El sistema de operación de filtrado y retrolavado se manejó de manera semiautomática con un reloj programable de seis canales, de esta forma se ahorró en colocar válvulas automáticas.

Para el control del flujo fue necesario construir y colocar un vertedor triangular a la entrada del filtro, puesto que el caudal de agua influente bombeada directamente de la tubería era irregular. Para el cálculo en el diseño del vertedor se ocupó la expresión para vertedores en "V" (Sotelo, 1995):

$$Q = \frac{8}{15} cd \sqrt{2g \tan \frac{\theta}{2}} (H)^{5/2} \quad (6.5)$$

donde:

- c_d = coeficiente de descarga = 0.584
 θ = ángulo del vértice = 30°
 g = coeficiente de gravedad = 9.81 m/seg^2
 H = tirante de agua, cm
 Q = caudal, l/min

De la ecuación anterior, se desprende que el valor que se busca es el tirante de agua, por lo que despejando H , la ecuación queda:

$$H = \left[\frac{Q}{\left(\frac{8}{15}\right)(0.584)\sqrt{2(9.81)\tan 30}} \right]^{2/5} \quad (6.6)$$

En la tabla 6.4 se presenta el tirante calculado para cada corrida experimental. La figura 6.5 presenta el esquema del vertedor en corte seccional (a) y corte lateral. El drenaje central del vertedor sirve para encauzar el exceso de agua nuevamente hacia la línea de distribución de la planta. El tirante se ajustó gracias a que la pieza del drenaje es movable, colocándolo a la altura requerida para lograr el tirante deseado.

Tabla 6.4 Tirantes calculados necesarios para ajustar el caudal durante cada corrida experimental.

Carga orgánica (gDQO/m ² ·d)	Caudal (l/min)	Tirante (cm)
37.4 ± 10.6	2.5	1.9
19.0 ± 5.6	1.6	1.6
13.7 ± 3.7	0.9	1.3
8.8 ± 2.6	0.5	1.0

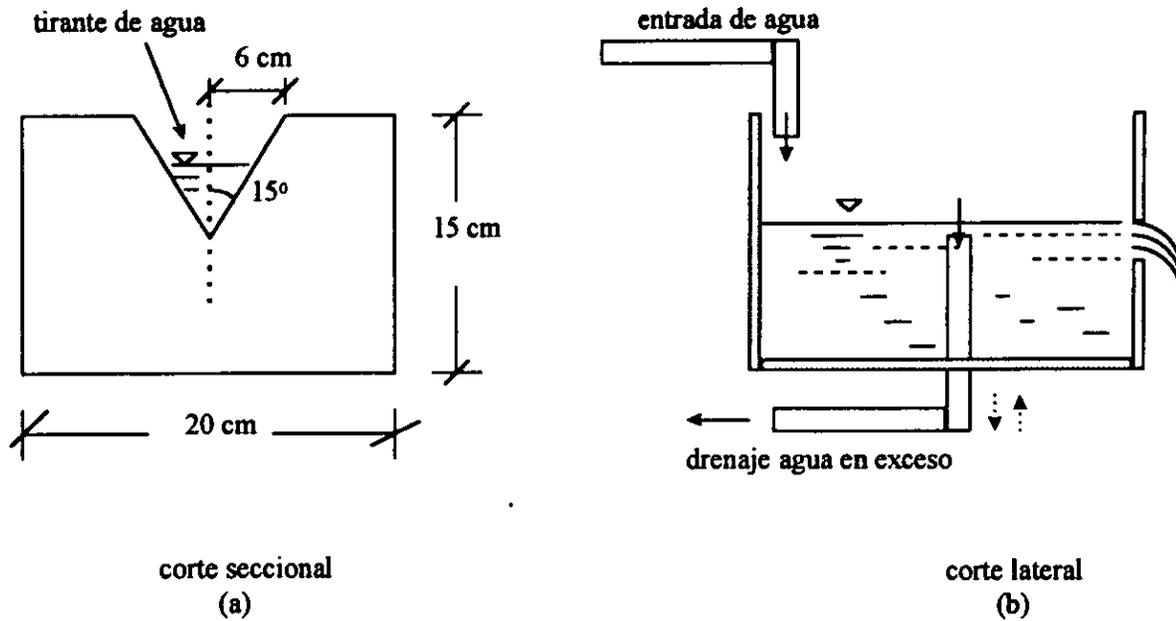


Figura 6.5 Esquema del vertedor triangular

6.1.3 Operación de retrolavado

Se realizaron pruebas previas a la experimentación para determinar el ciclo de retrolavado. Se obtuvo que un ciclo de 24 horas resultó el más apropiado, determinándose de manera indirecta de acuerdo con la calidad de agua a la salida del filtro. Para realizar la operación de lavado se proporcionó un chorro de aire de alta presión desde el fondo del filtro para aflojar el medio filtrante y permitir la separación de las partículas sólidas y del exceso de microorganismos, introduciendo inmediatamente agua para lavar por arrastre todo este material. El chorro de aire se proporcionó por la misma vía de alimentación de aire comprimido para oxigenar el lecho. En la figura 6.6 se esquematiza el filtro durante el retrolavado.

La operación de lavado se realizó de acuerdo con el siguiente procedimiento (Khlebnikov y Péringer, 1996):

1. Se suspende la alimentación de agua residual y se desactiva el sistema de muestreo.
2. Durante 5 minutos cada día se activa el compresor de alta presión (6 bar), para introducir aire separar el exceso de biopelícula de las partículas de tezontle (reloj programable - canal 4).
3. Sin suspender el suministro de aire a presión se acciona la bomba que introduce el agua y así arrastrar todo el material desprendido durante la fricción que se llevó a cabo en el paso 2 (reloj programable - canal 5).
4. Se acciona la bomba de succión para sacar el agua de retrolavado (reloj programable - canal 6).
5. Se inicia nuevamente el proceso de filtración.

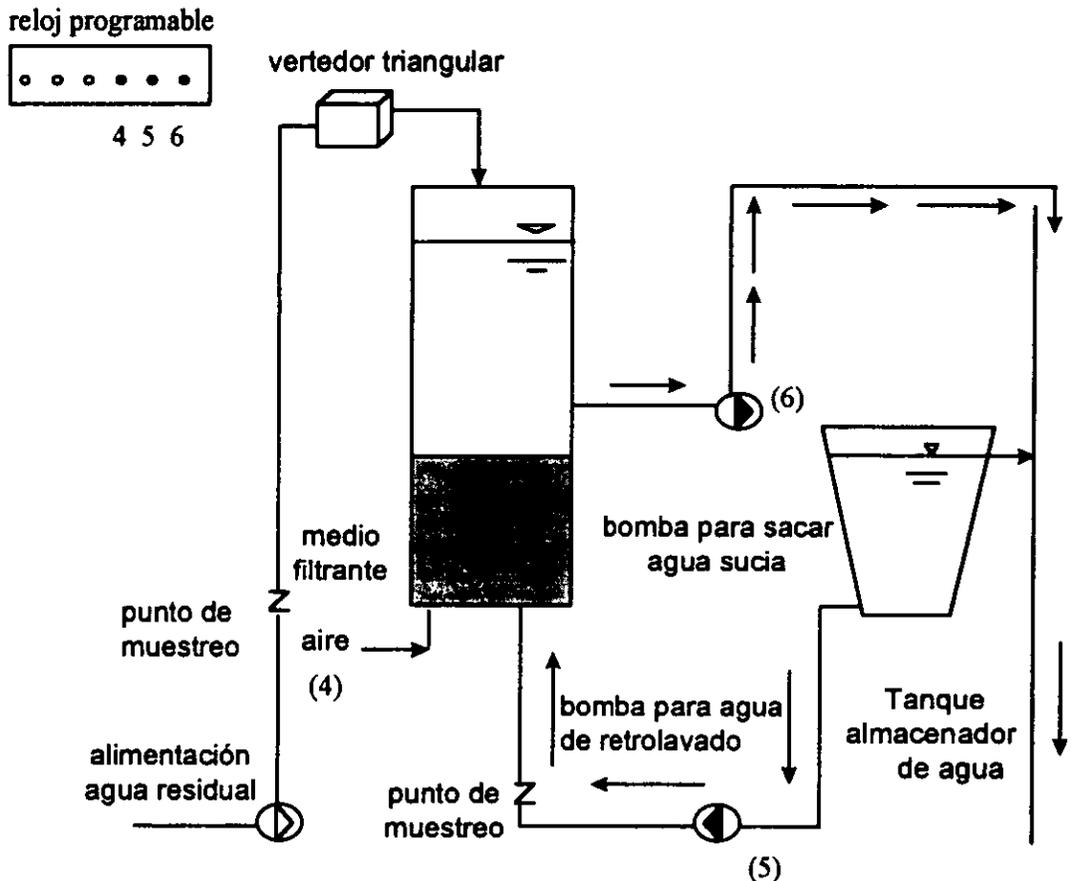


Figura 6.6 Esquema de la planta piloto en la etapa de operación de retrolavado

La carga hidráulica (C.H.) para la operación de retrolavar el filtro se determinó de acuerdo a la ecuación 6.7

$$C.H. = \frac{Q}{A_f} \quad (6.7)$$

donde :

Q = caudal, l/min

A_f = área de fondo

a) Para obtener el cálculo del caudal, se consideró el volumen de agua empleado para retrolavar que fue de 150 l durante 4 minutos:

$$Q = V/TRH$$

donde:

Q = caudal, m³/min

V = 0.150m³

TRH = 4 min

Sustituyendo valores:

$$Q = 0.150 \text{ m}^3 / 4 \text{ min} = 0.0375 \text{ m}^3/\text{min}$$

Este valor corresponde a un intervalo de porcentaje del 1-5% del caudal tratado. Meaney y Strickland (1994) sugieren un consumo de agua para retrolavar equivalente al 1% del caudal tratado.

b) En lo que se refiere a A_f, se calcula el área superficial del tubo de PVC, que es el área por donde pasa el agua:

$$A_f = \pi r^2$$

donde:

$$r = \text{radio del tubo de PVC} = 0.15 \text{ m}$$

Sustituyendo valores:

$$A_f = \pi (0.15)^2 = 0.07 \text{ m}^2$$

Aplicando la ecuación 6.7

$$C.H. = \frac{0.375 \text{ m}^3 / \text{min}}{0.07 \text{ m}^2} = 31.8 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}$$

6.2 Programa experimental

Se establecieron sistemas de muestreo continuo en influente y efluente para formar muestras compuestas diarias. Las muestras de agua se captaron en recipientes contenidos dentro de un refrigerador para preservarlas e inmediatamente después de tomar la muestra de retrolavado se procedió al análisis químico. La muestra de retrolavado se tomó para realizar un balance de masas. En la tabla 6.5 se presenta las características del agua residual influente durante las cuatro corridas experimentales.

Tabla 6.5 Características del agua residual influente

Parámetro	Máximo	Mínimo	Promedio
DQOt (mg/l)	274	50	134 ± 42
DQOc (mg/l)	131	18	62 ± 25
SST (mg/l)	130	35	79 ± 22
N-NH ₄ (mg/l)	50	5	28 ± 11
N-NO ₃ (mg/l)	2.73	0	0.80 ± 0.79
pH	8.5	7.6	8.1 ± 0.3
T (C°)	22	17	19 ± 1

Para las determinaciones químicas en laboratorio, la demanda química de oxígeno total y centrifugada (DQOt y DQOc), el nitrógeno como nitrógeno amoniacal (N-NH₄) y el nitrógeno de nitratos (N-NO₃) se realizaron por fotometría. Se utilizaron reactivos de las pruebas analíticas Spectroquant de Merck y un espectrofotómetro Perkin- Elmer Lambda 3B de doble rayo. Las muestras se sometieron a centrifugación antes de su análisis, excepto para la DQOt y Sólidos Suspendidos Totales (SST), pues al ser un análisis fotocolorimétrico es necesario evitar la interferencia de sólidos en suspensión presentes en la muestra a analizar. Para el retrolavado solo se determinó SST. La determinación de SST se realizó de acuerdo a los métodos normalizados para el análisis de aguas potables y residuales (APHA, AWWA Y WPCF, 1994).

Para la DQO se utilizó la técnica de digestión con dicromato de potasio en tubos de ensaye con tapón de rosca para lo cual se empleó un termoreactor COD Hach mod. 45 600-00. Los parámetros oxígeno disuelto (O.D.) y temperatura (T) fueron medidos con electrodos colocados dentro del reactor, y para medir el pH se colocó el electrodo a la salida del sistema. Estos parámetros se registraron en graficadores Microscribe modelo 4500 con un canal de salida y modelo 4523 con dos canales de salida, para tener el comportamiento de los parámetros a lo largo de la corrida de filtración. En la tabla 6.6 se resumen las determinaciones aplicadas a las muestras.

Tabla 6.6 Determinaciones aplicadas durante el programa experimental

Parámetro	Técnica
DQOt	Fotometría (spectroquant Merck)
DQOc	Fotometría (spectroquant Merck)
N-NH ₃	Fotometría (spectroquant 14752 Merck)
N-NO ₃	Fotometría (spectroquant 14773 Merck)
SST	Métodos Normalizados
pH	Potenciómetro Orion mod. 520-A
O.D.	Oxímetro YSI mod. 57
T °C	Oxímetro YSI mod. 57

Q = caudal, $\text{m}^3/\text{d} = 2.5 \text{ l/min}$

V = volumen de poro

El volumen de poro, es el volumen real que ocupa el material filtrante. Si se tiene una porosidad del 55%, esto corresponde al espacio de vacíos que existe en 70 litros de lecho de tezontle, por consiguiente la superficie real expuesta de material corresponde a un volumen de 40 litros.

De esta forma se obtiene el volumen de poro:

$$V = \text{porosidad del medio} \cdot \text{volumen total de lecho}$$

$$V = (0.55) (0.07068 \text{ m}^3) = 0.03887 \text{ m}^3 \approx 40 \text{ l}$$

La tabla 6.6 presenta los valores calculados de carga orgánica y tiempo de retención hidráulico para las cuatro corridas experimentales.

Tabla 6.4 Condiciones operacionales del filtro

Corrida experimental	Caudal (l/min)	Tiempo de retención hidráulico (min)	Carga orgánica (gDQO/m ² ·d)
1	2.5	15	37.4 ± 10.6
2	1.6	25	19.0 ± 5.6
3	0.9	44	13.7 ± 3.7
4	0.5	76	8.8 ± 2.6

7. RESULTADOS Y SU EVALUACIÓN

7.1 Arranque del reactor

No existe un criterio unificado para establecer las condiciones de operación en la etapa de arranque en este tipo de reactores, por lo que forzosamente se tuvo que remitir directamente a pruebas experimentales el proceso para establecer dicho criterio con base en las características del reactor y del agua residual (Rogalla y Bourbigot, 1990, Rogalla *et al.*, 1990; Iwai y Kitao, 1994).

El filtro comenzó a operar con la carga orgánica más alta para permitir que se realizara la colonización del medio filtrante por la población de microorganismos presentes en el agua residual. El sistema se monitoreó periódicamente para seguir el comportamiento y determinar la actividad microbiana de acuerdo con la calidad de agua en el efluente, determinando la DQOt y SST como parámetros de control.

7.1.1 Retrolavado

En la primera fase de la etapa de arranque, la cual abarcó del día 1 al día 15 (figuras 7.1 y 7.2), se maneja una frecuencia en la operación de retrolavado de 60 horas, que fue el periodo promedio en el cual el filtro se colmataba, presentando una pérdida de carga al incrementar la columna de agua por encima de la cama de tezontle. Sin embargo, el filtro mostró un comportamiento inestable y la calidad de agua en el efluente no era la esperada.

Durante el tiempo subsecuente se realizaron pruebas para determinar la frecuencia de retrolavado y algunos ajustes sobre la configuración inicial del filtro. A partir del día 38 se estableció una tasa de retrolavado de 24 horas y se dio un seguimiento continuo al sistema.

En la fase final de la etapa de arranque se realizó un ajuste en la presión del aire para retrolavar. Se observó que las frecuencias de 24 horas en las tasas de retrolavado tuvieron un efecto positivo sobre la actividad de la película biológica y, por consiguiente, de la capacidad operativa del filtro. La intensidad del chorro de aire permitió la expansión del lecho de tezontle y la fricción adecuada entre partícula y partícula para desprender el material adherido y el exceso de película sin la pérdida de material filtrante. El volumen de agua de arrastre correspondió a dos veces el volumen total de la cama de tezontle.

7.1.2 Comportamiento de la materia orgánica medida como DQO

Después de quince días de operación continua se observaron indicios de actividad degradativa al reducir los niveles de DQOt y SST en el efluente con respecto al influente (figuras 7.1 y 7.2). Además se observó la presencia de lodo biológico en el tanque almacenador de agua para retrolavar y la presencia de una capa mucosa sobre la superficie de muestras de partículas de tezontle. Sin

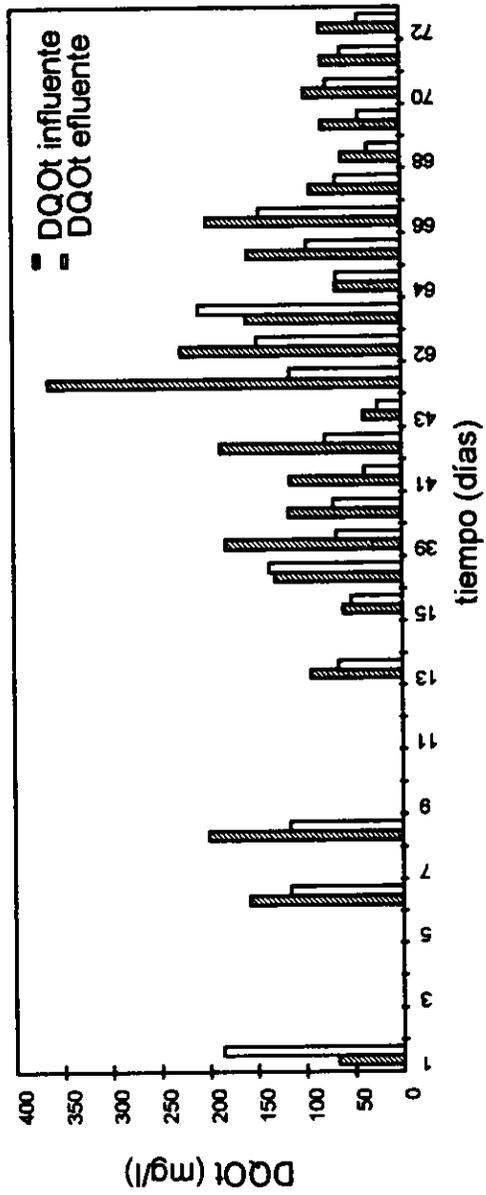


Figura 7.1 Comportamiento de la DQO durante la etapa de arranque

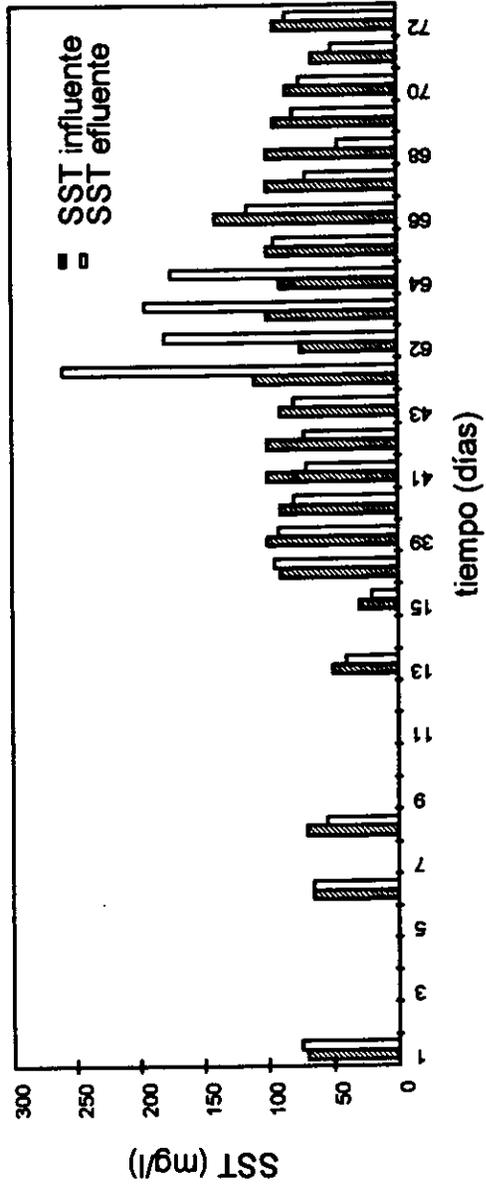


Figura 7.2 Comportamiento de los SST durante la etapa de arranque

embargo, el porcentaje de remoción de DQO y SST obtenido durante esta fase fue muy bajo e inestable, por lo que se consideró que las tasas de retrolavado no fueron eficientes.

En las figuras 7.1 y 7.2 se puede notar que durante la segunda fase de la etapa de arranque (día 38), inicialmente la concentración en el efluente es mayor que en el influente, lo que se debió al cambio en la frecuencia de retrolavado de 60 a 24 horas. Sin embargo el reactor se estabilizó rápidamente al ir reduciendo paulatinamente las concentraciones en el efluente con respecto a las del influente.

De igual manera, al inicio de la tercera fase de ésta etapa (día 61) se nota un desequilibrio en la concentración de DQO, esto debido al ajuste que se realizó en el aire de alta presión, logrando estabilizarse el sistema rápidamente, mostrando un comportamiento constante al ir obteniendo paulatinamente menores concentraciones en el efluente con respecto a las del influente.

7.1.3 Comportamiento de los SST

Por lo que concierne a los SST presentan un comportamiento similar al de la DQOt. En un inicio incluso se tienen concentraciones mayores en el efluente que en el influente. Probablemente al no tener condiciones estables en el reactor y no formarse una película biológica constante mucho del material suspendido que entró al sistema salía como tal, además del desprendimiento constante de película por las continuas pruebas de retrolavado provocaron escape de biomasa por el efluente, por lo que los niveles de SST y DQOt eran superiores a los esperados.

En la fase final de la etapa de arranque, día 72 (figuras 7.1 y 7.2), se logró estabilizar el comportamiento del sistema mostrando un patrón en el que se tiene

una concentración más baja en el efluente que la que se presenta a la entrada del sistema.

Se siguieron tomando muestras de tezontle, y al cabo del tiempo era ya notoria la presencia de la película biológica, observando los poros del material ocupados por una película color gris y una capa mucosa en el resto de la superficie. Con base en estos resultados y ya cubiertos los requerimientos para la operación de retrolavado y los ajustes finales en la configuración del filtro, se consideró el sistema estable a los 72 días de haber arrancado, dando comienzo al programa experimental.

7.2 Resultados generales

El agua residual suministrada es una mezcla del agua residual cruda de Ciudad Universitaria y de la colonia Copilco el Alto, alimentando al reactor inmediatamente después del desarenador sin una sedimentación primaria. Las concentraciones de DQO, SST y N-NH₄ presentan variaciones relacionadas con la temporada de lluvias y con el calendario escolar, además de los cambios a lo largo del día por la actividad de la población tributaria.

El programa experimental inició con la carga orgánica más alta y se concluyó con la más baja. En la tabla 7.1 se muestran los valores promedio de los parámetros determinados en influente y efluente del sistema durante las cuatro corridas experimentales. El oxígeno disuelto y la temperatura fueron medidos dentro del reactor y, el pH se midió a la salida del reactor.

7.2.1 Comportamiento de SST

En los valores presentados en la tabla 7.1 se puede apreciar que a cargas orgánicas bajas se logró un efluente de mejor calidad. Se logró reducir las concentraciones de SST en el agua tratada de 96 a 34 mgSST/l.

Tabla 7.1 Valores promedio de las características del agua influente y efluente durante las cuatro corridas experimentales

Fecha	Q (l/min)	TRH (min)	C.O. g DQO ₅ m ⁻³ d	DQO ₅ (mg/l)		R %	DQO _c (mg/l)		R %	SST (mg/l)		R %	N-NH ₄ (mg/l)		R %	N-NO ₃ (mg/l)		O.D. (mg/l)	T (°C)	pH	SSTreato (gSST/l)
				inf	eff		inf	eff		inf	eff		inf	eff		inf	eff				
1/V/97 12/V/97	2.5	15	37.4	135±37	86±18	36	70±33	39±29	44	96±26	77±15	20	33±11	34±13	0	0.6±0.5	0.6±0.4	1.2±1.2	18±0.9	8.6±0.4	136±142
16/V/97 01/V/97	1.6	25	19.0	107±31	54±25	49	57±20	27±21	53	71±19	61±22	14	27±11	27±11	0	0.5±0.5	1.1±0.9	3.5±1.6	18±1.5	7.8±0.9	121±71
06/V/97 19/V/97	0.9	44	13.7	138±36	43±21	69	49±12	18±9	63	81±16	42±19	48	23±7	7±5	70	1.2±0.8	13.1±4.3	5.4±1.0	18±0.9	7.2±0.2	100±25
20/V/97 06/V/97	0.5	80	8.8	159±45	31±11	80	72±22	20±11	72	66±11	34±10	48	30±9	10±6	67	0.9±1.0	16.4±6.4	5.0±0.5	19±1.3	7.0±0.2	101±54

El efluente bajo de sólidos suspendidos indicó que la mayoría de la biomasa desarrollada permanece en el reactor y que las partículas suspendidas y coloidales seguramente fueron retenidas en el medio filtrante, y otras fueron hidrolizadas por acción bacteriana. Esto se puede apreciar en la figura 7.3 en donde se muestra el remanente de DQOt y SST en función de la carga orgánica manejada en cada corrida.

7.2.2 Comportamiento de la materia orgánica medida como DQO

La calidad del efluente del filtro depende tanto de la carga orgánica en el influente como del tiempo de retención hidráulico. En los valores presentados en la tabla 7.1 se puede apreciar que a cargas orgánicas más bajas se logró un efluente de mejor calidad, presentando promedios de DQOt de 43 mg/l para una carga orgánica de 13.7 gDQO/m²-d y de 31 mg /l para una carga de 8.8 gDQO/m²-d.

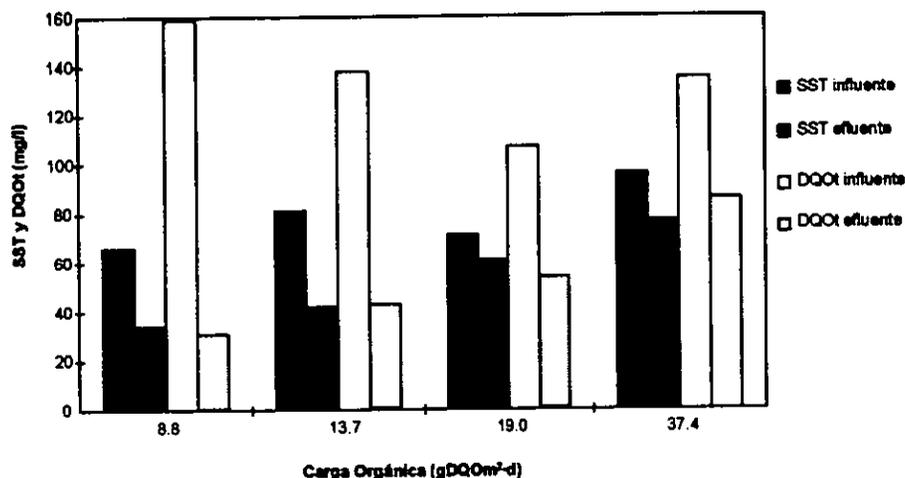


Figura 7.3 Comportamiento de SST y DQOt

Es evidente que la actividad microbiana se vio favorecida por tiempos de contacto mayores; a tiempos de retención hidráulico de media hora y una hora se logró el mayor porcentaje de remoción de DQO del 69 y 80% (figura 7.4). Para el caso de las corridas experimentales correspondientes a cargas orgánicas altas y tiempos

de retención hidráulico bajos el tiempo de contacto entre los microorganismos y el substrato no fue el suficiente para degradar los contaminantes.

**ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

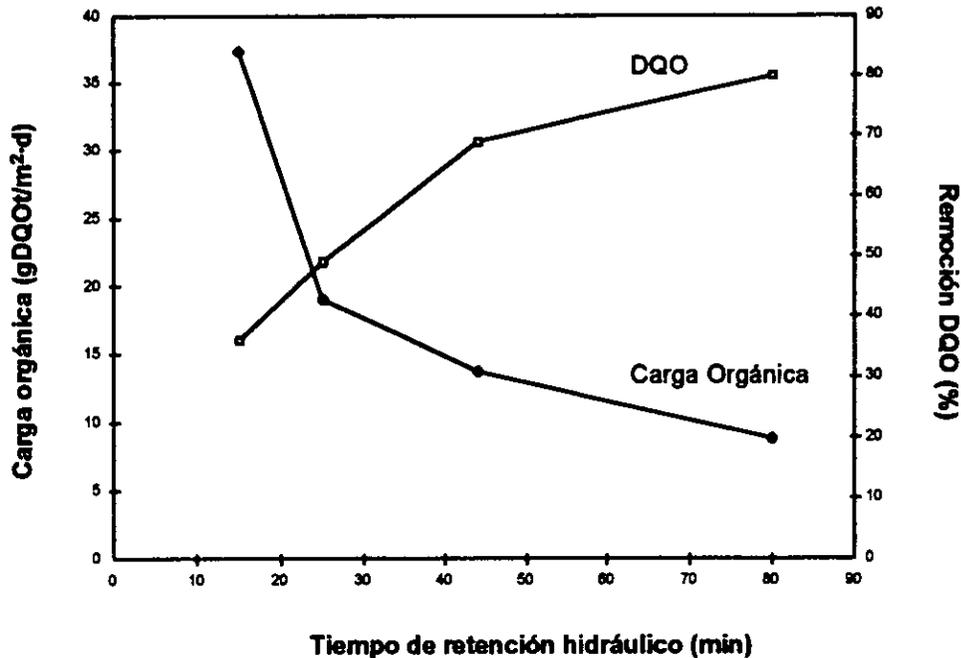


Figura 7.4 Relación carga orgánica y porcentaje de remoción durante las cuatro corridas experimentales

La capa externa de la película biológica formada sobre el medio filtrante es la que entra en contacto, en primera instancia, con el sustrato. Si las cadenas de material carbonoso son grandes, no pueden penetrar hacia las capas internas de la película y por consiguiente las bacterias de las primeras capas inician el proceso de hidrólisis para formar cadenas más pequeñas que sí puedan penetrar. Sin embargo, si el tiempo de retención hidráulico no es el suficiente para permitir la hidrólisis y difusión de estas moléculas, el proceso se ve interrumpido.

Al tener una mayor disponibilidad de sustrato para el desarrollo de microorganismos, es de esperarse la presencia de mayor cantidad de biomasa y, al tener una película biológica con gran espesor, se dificulta también la difusión

de sustrato y oxígeno hacia las capas internas. Además, la DQO y SST residuales en el efluente también se pueden ver influenciados por el desprendimiento de la película.

Al revisar los promedios de oxígeno disuelto (tabla 7.1), se nota que las concentraciones en las corridas experimentales correspondientes a cargas orgánicas altas son más bajas. Esto se puede deber a la presencia de mayor cantidad de biomasa que consume el oxígeno disuelto disponible y a la presencia de mayor cantidad de materia orgánica y materia en suspensión retenida como aglomerados en el medio filtrante que es susceptible de ser químicamente oxidada.

7.2.3 Balances de masa

Se realizaron balances para la DQO y SST correspondientes a cada corrida experimental.

7.2.3.1 Balance para DQO

El balance de sustrato total entre la entrada y salida del reactor fue establecido de acuerdo con la siguiente expresión: consumo = influente - efluente (Gonçalves y Rogalla, 1992). De esta forma se tiene que para obtener el gasto másico de DQO utilizada para el metabolismo bacteriano se aplica la ecuación 7.1.

$$DQO_{\text{consumido}} = Q [l / d] \cdot (DQO_{\text{influyente}} - DQO_{\text{efluente}}) [g \text{ DQO} / \text{ día}] \quad (7.1)$$

Considerando los datos de la primera corrida experimental para demostrar la forma de obtener el gasto másico de DQO, de la tabla 7.1 se toman los datos para tal efecto:

$$DQO_{\text{consumido}} = 3,600 \text{ l/d} (0.135 \text{ gDQO/l} - 0.086 \text{ gDQO/l}) = 176 \text{ gDQO/d}$$

7.2.3.2 Balance para SST

Para el caso del balance de SST se planteó la ecuación 7.2.

$$\text{Masa producida} = (\text{masa efluente} + \text{masa retrolavado}) - \text{masa influente} \quad (7.2)$$

Donde la masa producida es la masa de SST formados por la transformación de DQO en SST por los microorganismos.

El gasto másico de influente y efluente se calculó por la ecuación 7.3.

$$\text{Masa} = Q[l/d] \cdot \text{SST} [g\text{SST}/l] \quad (7.3)$$

Por lo tanto el gasto másico está dado en gSST/día y los valores obtenidos se presentan en la tabla 7.2.

Tabla 7.2 Balances de masa para SST

Comida experimental	Masa influente (gSST/d)	Masa efluente (gSST/d)	Masa retrolavado (gSST/d)	Masa producida (gSST/d)
1	346	277	136	67
2	164	140	121	97
3	105	54	100	49
4	47	24	101	78

Para la determinación de los SST en el agua de retrolavado se tomó una muestra a la que se determinó SST y el volumen de agua de retrolavado. Para tal efecto, cada vez que se realizó la operación de retrolavado el filtro, se dio el tiempo necesario para que el agua que entra por la parte inferior se mezclara homogéneamente y que la muestra fuera representativa. Se tomó en el momento

en que el nivel de agua alcanzara una altura de 1.7 m del filtro, ya que a este nivel se encuentra la línea de salida del agua de retrolavado (figura 7.5).

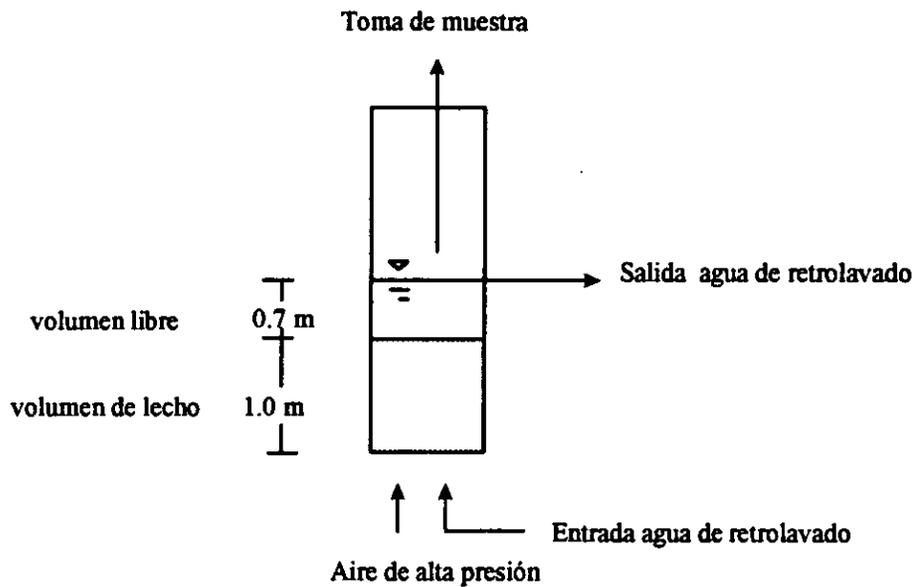


Figura 7.5 Esquema del filtro durante la toma de muestra de agua para determinar los SST de retrolavado

Considerando lo anterior, se establece la expresión 7.4 para calcular el gasto másico de los SST del agua de retrolavado:

$$\text{Masa en el retrolavado} = V_1 \cdot \text{SSTretrolavado} \quad (7.4)$$

donde:

V_1 = volumen de agua en el filtro al tomar la muestra (ver figura 7.5)

$\text{SSTretrolavado} = g_{\text{SST}}/l$ (valores en la tabla 7.2)

A su vez, V_1 se calcula:

$$V_1 = \text{volumen libre} \cdot \text{volumen de porosidad} \quad (7.5)$$

De la ecuación anterior se desprende que el volumen libre se calcula:

$$\text{volumen libre} = \pi r^2 h$$

donde:

$$\begin{aligned} r &= \text{radio del tubo de PVC, } 0.15 \text{ m} \\ h &= \text{altura libre entre el lecho y el nivel superior de agua,} \\ &0.07 \text{ m (ver figura 7.5)} \end{aligned}$$

$$\text{Volumen libre} = \pi (0.15 \text{ m}^2) (0.07 \text{ m}) = 0.049 \text{ m}^3 = 49 \text{ litros}$$

Volumen de porosidad

$$\begin{aligned} V_2 &= \text{volumen de lecho} \cdot \text{porosidad} \\ V_2 &= (0.07068 \text{ m}^3) (0.55) = 0.03887 \text{ m}^3 \approx 40 \text{ litros} \end{aligned}$$

Por lo tanto el volumen de agua de retrolavado (V_1) es:

$$V_1 = 49 \text{ l} + 40 \text{ l} = 89 \text{ litros,}$$

lo que equivale a un volumen de 89 litros por día.

Para ejemplificar el cálculo de la masa producida, considerando la ecuación 7.2, para la primera corrida experimental se tiene:

$$\text{Masa producida} = \left[(277 \text{ gSSTefluente} / d + 136 \text{ gSTRetrolavado} / d) - 346 \text{ gSSTinf luyente} / d \right]$$

$$\therefore \text{Masa producida} = 67 \text{ gSST/d}$$

La tabla 7.2 contiene todos los resultados calculados para las cuatro corridas experimentales.

7.2.4 Rendimiento y eficiencia

Al realizar una relación del balance de masa para la DQO y SST es posible obtener el rendimiento (Y) el cual se define como los gramos de sólidos suspendidos producidos por gramo de DQO removido. En la tabla 7.3 se presentan los resultados del balance de masas y el cálculo obtenido del rendimiento del proceso para cada corrida experimental.

Tabla 7.3 Rendimiento y eficiencia para cada corrida experimental

Carga orgánica (gDQO/m ² ·d)	SST producidos (gSST/d)	DQOconsumido (gDQO/d)	Rendimiento (Y) (gSSTprod/gDQOcons)	Eficiencia (E) (gDQOelim/m ² ·d)
37.4	67	176	0.38	13.60
19.0	97	122	0.79	9.39
13.7	49	123	0.40	9.47
8.8	78	92	0.85	7.09

Se tiene un rendimiento bajo para el caso de la primera corrida experimental y un valor alto para el caso de la última. Es de esperarse que a cargas orgánicas altas se tenga una mayor producción de sólidos suspendidos que a cargas orgánicas bajas. Sin embargo, durante esta experimentación el comportamiento no fue el esperado.

La eficiencia se define como la cantidad de substrato consumido en un día en relación al área superficial expuesta de película y se calculó de acuerdo a la ecuación 7.6.

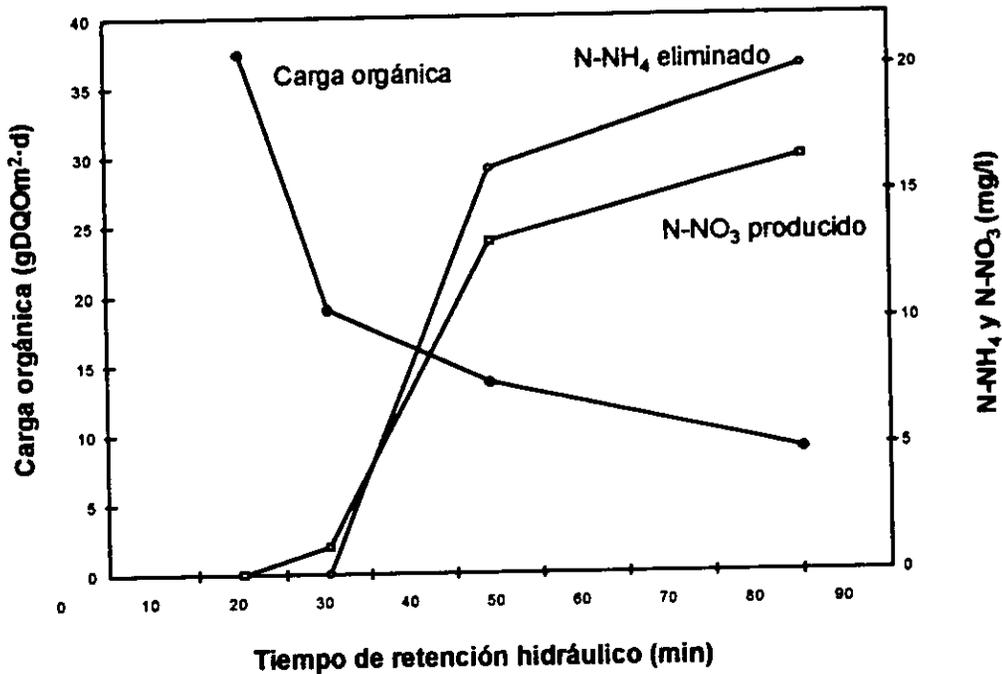
$$E = \text{eficiencia} = \frac{Q(DQO_{\text{influyente}} - DQO_{\text{efluente}})}{A} \quad (7.6)$$

Como se puede observar en la tabla 7.3, la eficiencia aumenta al tener una mayor disponibilidad de sustrato, por lo que al consumir más alimento, incrementa la tasa de crecimiento de los microorganismos, lo cual concuerda con la presencia de mayor biomasa para las cargas orgánicas altas.

7.2.5 Comportamiento de amonio y nitratos

En la tabla 7.1 se puede apreciar que la oxidación de amonio se logró en el filtro con biopelícula cuando se aplicaron cargas orgánicas bajas y la disponibilidad de oxígeno disuelto fue suficiente. Durante las dos primeras corridas no se observó la transformación de amonio, mientras que durante las dos últimas se logró 70 y 67 por ciento de remoción.

La dependencia de los niveles de amonio residual sobre el tiempo de contacto y la carga orgánica manejada por cada corrida experimental se ilustra en la figura 7.6.



7.6 Comportamiento del nitrógeno amoniacal y de nitratos, con respecto a la carga orgánica y tiempos de retención hidráulico.

Los procesos de nitrificación se llevaron a cabo con mayor actividad con altos tiempos de retención hidráulica (cargas orgánicas bajas). Durante las dos primeras corridas experimentales el promedio en el efluente de amonio y nitratos se mantuvo muy similar a la del influente, mientras que para las dos siguientes corridas la actividad de las bacterias nitrificantes fue mayor, logrando una oxidación de amonio más eficiente, alcanzando valores a la salida del sistema por debajo de los 10 mg $\text{NH}_3\text{-N/l}$ en tiempos de retención cercanos a una hora.

Debido a la gran superficie de contacto y a una aeración continua, los filtros combinados tienen las condiciones favorables para el desarrollo de bacterias autótrofas. Sin embargo, para el caso del presente trabajo, de acuerdo con las características del agua residual influente y las condiciones de operación del sistema, las concentraciones de amonio fueron demasiado altas. Chen y Cheng (1994) reportan que las bacterias nitrificantes pueden ser inhibidas por concentraciones de amonio arriba de 7 mg $\text{N-NH}_4\text{/l}$ para el caso de las especies de *Nitrobacter sp.* y de 20 mg $\text{N-NH}_4\text{/l}$ para el caso de las especies *Nitrosomonas sp.*

De acuerdo con reportes de trabajos realizados con filtros combinados (Rogalla y Bourbigot, 1990; Rogalla *et al.*, 1990) se puede obtener una oxidación casi completa con tiempos de retención hidráulico de una hora si las concentraciones en el agua residual están por abajo de 20 mg $\text{N-NH}_4\text{/l}$ y la relación C:N está por abajo de 10. En el presente trabajo, la relación C:N es inferior a 10, no así la concentración inicial de amonio, la cual se presenta por arriba del valor reportado (ver figura 7.7).

Rogalla propone que para aguas residuales con altas concentraciones de nitrógeno amoniacal, se debe incrementar el tiempo de retención hidráulico para lograr efluentes con residuos amoniacales bajos; para un influente que presente un promedio de 40 mg $\text{N-NH}_4\text{/l}$, este autor menciona que se requiere un filtro con

un lecho filtrante de 2 metros de altura y un tiempo de retención hidráulico cercano a las dos horas.

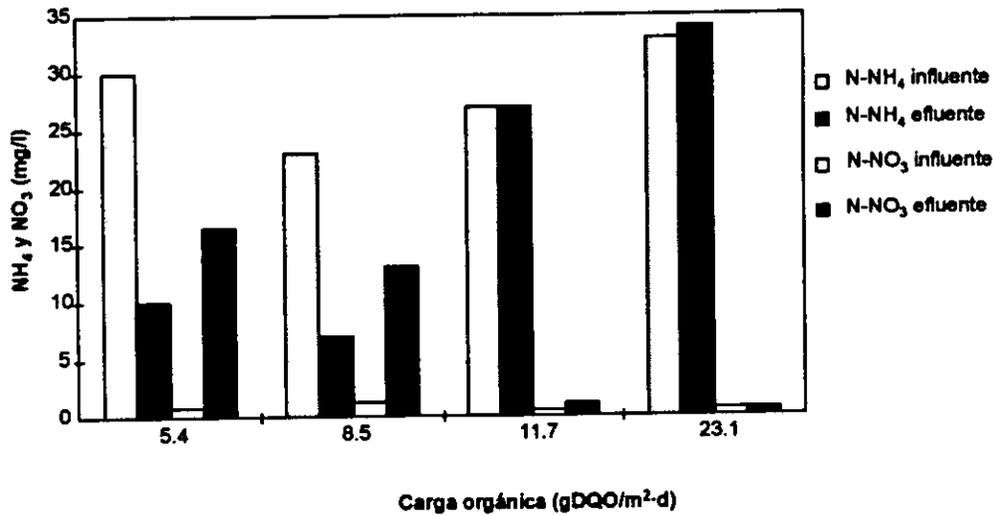


Figura 7.7 Concentración de N-NH₄ y N-NO₃ en influente y efluente

7.2.6 Comportamiento de oxígeno disuelto, temperatura y pH

Por lo que respecta al comportamiento del oxígeno disuelto (O.D.), revisando la tabla 7.1 se observa que el abastecimiento de oxígeno se mantuvo adecuado para las cuatro corridas experimentales, pues se tienen reportes que un promedio mínimo aceptable de concentración de oxígeno disuelto en sistemas diseñados para la remoción de materia orgánica es de 0.5 mg/l, y bajo condiciones estables de 2.0 mg/l; condiciones mínimas requeridas para lograr nitrificar es de 0.2 mg/l y de 2.0 mg/l bajo condiciones estables.

La temperatura promedio permaneció sin grandes fluctuaciones y el intervalo de pH se mantuvo alrededor de la neutralidad, notándose un decremento a cargas orgánicas bajas (ver tabla 7.1).

8. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1. Se diseñó un sistema de filtración combinada con lechos de tezontle y flujo descendente para el tratamiento de aguas residuales municipales, considerando para este estudio el agua que llega a la planta para tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria.
2. Se logró construir un modelo físico a nivel planta piloto con materiales de común adquisición en el mercado. Es así como el reactor consistió de un tubo de PVC hidráulico de 3 metros de altura y un diámetro de 0.30 metros. El lecho filtrante fue compuesto de tezontle con un tamaño de partícula de 19.1 mm, una porosidad del medio del 55% y una densidad de área superficial de $183 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Para la transferencia de oxígeno se utilizó un soplador de tipo reciprocante, mientras que para el retrolavado una compresora de aire de alta carga.

3. Para el arranque del reactor se prescindió de toda actividad asociada a un pretratamiento del agua residual, logrando reducir los requerimientos óptimos de arranque al abastecimiento ininterrumpido de agua residual y de aireación.
4. El filtro presentó una rápida adaptación al observarse actividad microbiana después de tres semanas de haber iniciado su operación, lo cual se verificó al reducir los parámetros de respuesta que se plantearon inicialmente (DQO y SST).
5. Después de tres corridas de prueba se estableció el periodo óptimo de retrolavado que fue de 24 horas.
6. El sistema mostró estabilidad una semana después de cada cambio de carga orgánica, corroborando lo reportado en la literatura.
7. El porcentaje de remoción de material orgánico medido como DQO se comportó de forma inversa con la carga orgánica, así como de forma proporcional con el tiempo de retención hidráulico, obteniéndose valores de remoción desde 36 por ciento para una carga orgánica de 37.4 gDQO/m²·d y 15 minutos de tiempo de retención hidráulico, al 80 por ciento para una carga orgánica de 8.8 gDQO/m²·d y un tiempo de 80 minutos.
8. La remoción de Sólidos Suspendidos Totales (SST) fue del 48 por ciento para las dos cargas orgánicas más bajas, de 20 por ciento para la más alta así como de 14 por ciento para la segunda más alta.
9. Se logró una transformación de nitrógeno amoniacal (N-NH₄) a nitrógeno de nitratos (N -NO₃) del 70 y 67 por ciento con las cargas orgánicas más bajas y tiempos de retención más altos. Con las cargas orgánicas altas y tiempos de retención hidráulico más bajos no se observó actividad de oxidación biológica.

10. La concentración de nitratos ($N-NO_3$) en el efluente aumenta al disminuir la carga orgánica y al incrementar los tiempos de retención hidráulico. Esto se relaciona de forma inversa con la transformación de nitrógeno amoniacal. La máxima concentración de nitratos fue de 16.4 mg/l con la menor carga orgánica y un tiempo de retención hidráulico de 80 minutos.

Recomendaciones

1. Para lograr efluentes inferiores a 30 mg/l de DQO y alcanzar una nitrificación completa en el proceso de filtración combinada con lechos de tezontle, es necesario operar el sistema con cargas orgánicas inferiores a 8 gDQO/m²·d para evitar la sobresaturación del sustrato presente en las aguas residuales por tratar.
2. 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.
3. 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 respuesta.

BIBLIOGRAFÍA

- Andrews, G. y Trapasso, R. (1985) The Optimal Design of Fluidized Bed Bioreactors. *Journal WPCF*, 57:(2), pp 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. y Fujita, K. (1996) Nitrogen Removal from Domestic Wastewater using Immobilized Bacteria. *18th IAWQ Biennial International Conference & Exhibition*. Singapore, pp 367-374.
- Barnes, D. y Bliss, P. 1983. *Biological Control of Nitrogen in Wastewater Treatment*. University Press, Cambridge. Great Britain. Capítulo 4
- 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, p. 22
- Characklis, W. y Marshall, K. (1990). *Biofilms*. Wiley. USA, pp 4-14, 195-198, 671-673, 709-722
- Chen, S. Cheng, S. (1994) The Enhancement of Nitrification by Indirect Aeration and Kinetic Control in a submerged Biofilm Reactor. *18th IAWQ Biennial International Conference & Exhibition*. Singapore, pp 327-337
- Dahab, M.F. y Kalagiri, J. (1996) Nitrate Removal from Water using Cyclically Operated Fixed-Film Bio-Denitrification Reactors. *18th IAWQ Biennial International Conference & Exhibition*. Singapore, pp 274-281

- Desbos, G., Rogalla, F., Sibony, J. Y Bourbigot, M. (1989) Biofiltration as a Compact Technique for small Wastewater Treatment Plants. *Small Wastewater Treatment Plants*. Conference Secretariat Wastewater. Trondheim, pp 159-166
- Fernández -Polanco F., Real, F. y García, P. (1994) Behaviour of an anaerobic/aerobic Pilot Scale Fluidized Bed for the simultaneous removal of Carbon and Nitrogen. *Wat. Sci. Tech.*, 29:(10-11), pp 339-346
- Gonçalves, R.F. y Rogalla, F. (1992) Biological Phosphorus Removal in Fixed Films Reactors. *Wat. Sci. Tech.*, 25:(12), pp165-174
- Gonçalves, R.F., Le Grand, L. y Rogalla, F. (1994) Biological Phosphorus Uptake in Sumerged Biofilters with Nitrogen Removal. *17th IAWQ Biennial International Conference*. Budapest, pp 257-265
- González, S. y Elías, J.G. (1989) *Diseño de Biodiscos*. Series del Instituto de Ingeniería. No. 520. UNAM, México.
- Iwai, S. y Kitao, T. (1994) Wastewater Treatment with Microbial Films. Technomic Publishing Company, Inc. USA, pp 1-33,89-92; 155-157
- Kent, T., Fitzpatrick, C. y Williams, S. (1996) Testing of Biological aerated Filter (BAF) Media. *IAWQ 18th IAWQ Biennial International Conference & Exhibition*. Singapore, pp 230-237
- Khlebnikov, A. y Péringer, P. (1996) Biodegradation of p-Toluenesulphonic acid by *Comamonas testosteroni* in an Aerobic Counter-Current Structured Packing Biofilm Reactor. *18th IAWQ Biennial International Conference & Exhibition*. Singapore, pp 128-135
- Lazarova, V. y Manem, J. (1994) Advances in Biofilm Aerobic Reactors Ensuring Effective Biofilm Activity Control. *Wat. Sci. Tech.*, 29:(10/11), pp 319-327
- Meaney, B.J. y Strickland, E.T. (1994) Operating Experiences with Submerged filters for Nitrification and Denitrification. *Wat. Sci. Tech.*, 29: (10-11), pp119-125
- Metcalf & Eddy Ed. (1979) Wastewater Engineering: Treatment Disposal Reuse. Second edition. Mc Graw-Hill. USA, pp 227-238, 362-367
- Montgomery, J. (1985) Water Treatment Principles and Design. John Wiley & Sons, USA. Capítulo 8
- Moreau, M., Liu, Y., Capdeville, B., Audic, J. Y Calvez, L. (1994) Kinetic Behaviour of Heterotrophic and Autotrophic Biofilms in Weastewater Treatment Processes. *Wat. Sci. Tech.*, 29:(10/11), pp 385-391
- Ohashi, A. y Harada, H. (1994) Adhesion Strength of Biofilm Developed in an Attached-Growth Reactor. *Wat. Sci. Tech.*, 29:(10/11), pp 281-288
- Orhon, D., Sözen, S. y Ubay, E. (1996) Assessment of Nitrification- Denitrification Potential of Istanbul Domestic Wastewaters. *17th IAWQ Biennial International Conference*. Budapest, pp 21-30
- Peladan, J.G., Lamel, H. y Pujol, R. (1996) High Nitrification Rate with Upflow Biofiltration. *18th IAWQ Biennial International Conference & Exhibition*. Singapore, pp 344-350

- Rittman, B., Regan, J. Y Stahl, D. (1994) Nitrification as a Source of Soluble Organic Substrata in Biological Treatment. *17th IAWQ Biennial International Conference*. Budapest, pp 1-9
- Rogalla, F. y Bourbigot, M. (1990) New Developments in Complete Nitrogen Removal with Biological Aerated Filters. *Wat. Sci. Tech.*, 22:(1/2), pp 273-280
- Rogalla, F., Parraudeau, M., Bacquet, G., Bourbigot, M., Sibony, J. Y Gilles, P. (1990) Nitrification and Phosphorus Precipitation with Biological Aerated Filters. *Research Journal WPCF*, 62:(2), pp 169-176
- Rogalla, F., Badard, M., Hansen, F. y Dansholm, P. (1992) Upscaling a Compact Nitrogen Removal Process. *Wat. Sci. Tech.*, 26 (5-6), pp 1.67-1076
- Rogalla, F. y Sibony, J. (1992) Biocarbón Aerated Filters-Ten Years after: Past, Present, and Plenty of Potential. *IAWQ 16th Biennial Conference*. Washington, pp 2043-2048
- Sanks, R.L. 1978. *Water Treatment Plant Design*. Butterworth-Heinemann. USA, pp 231-245, 268-279
- Sanz, J.P., Freund, M. y Hother, S. (1996) Nitrification and Denitrification in Continuous Upflow Filters-Process Modelling and Optimization. *18th IAWQ Biennial International Conference & Exhibition*. Singapore, pp 375-382
- Schegel, H. (1988) *Microbiología General*. Tercera edición. Omega. Barcelona, pp 176-182
- Shimizu, T., Tambo, N., Kudo, K., Ozawa, G. y Hamaguchi, T. (1994) An Anaerobic Fluidized Pellet Bed Bioreactor Process for Simultaneous Removal of Organic, Nitrogenous and Phosphorus Substances. *Wat. Sci. Tech.*, 28:(9), pp 1943-1952
- Sotelo, G. (1995) *Hidráulica General*. Volumen 1. Fundamentos. LIMUSA. México, p. 251
- Saval, S. (1997) Comunicación personal. Departamento de Bioprocesos. Instituto de Ingeniería, UNAM
- Weber, W. (1979) *Control de la calidad del agua*. Procesos fisicoquímicos. John Wiley & Sons. Barcelona, España, pp 170-172
- WEF (1992) *Design of Municipal Wastewater Treatment Plants*. Manual of Practice No. 8. Water Environment Federation and the American Society of Civil Engineers. USA, pp 1016-1019, 1026-1035
- Winkler, M. (1994) *Tratamiento biológico de aguas de desecho*. Limusa. México, pp 183

APÉNDICE

Tabla 1. Parámetros correspondientes a la primera y segunda corrida experimental.

Días	Fecha	\bar{Q} (l/min)	θ_H (min)	DQO _t (mg/l) inf-efl	R %	C.O. g DQO _t m ³ -d	DQO _c (mg/l) inf-efl	R %	C.O. g DQO _c m ³ -d	SST (mg/l) inf-efl	NH ₃ -N (mg/l) inf-efl	NO ₃ -N (mg/l) inf-efl	O.D. (mg/l)	T (°C)	pH	SS Tretro (mg/l)			
1	1/IV/97	2.5	15	133	92	22.8	131	50	22.8	80	70	40	58	1.83	0.96	3.4	20	9.2	64
2	2/IV/97	2.5	15	130	119	8	113	94	19.7	110	90	50	49	0.97	0.22	0.6	19	8.7	82
3	3/IV/97	2.5	15	185	94	49	86	74	14.9	150	80	40	42	0.10	0.61	0.2	19	8.6	156
4	4/IV/97	2.5	15	121	104	14	63	43	10.9	60	60	38	50	0.57	0.35	0.7	17	9.1	60
5	5-6/IV/97	2.5	15	142	63	56	36	13	6.3	90	100	21	27	0.21	0.43	0.1	18	8.2	47
6	7/IV/97	2.5	15	137	94	31	45	9	7.8	110	110	38	37	0.35	0.36	3.2	17	8.0	36
7	8/IV/97	2.5	15	137	76	44	67	7	11.7	130	70	49	37	0	0.89	1.5	19	8.7	26
8	9/IV/97	2.5	15	202	90	55	94	63	16.4	90	60	32	28	0.75	0.48	0.1	18	9.2	21
9	10/IV/97	2.5	15	101	86	15	54	36	9.4	75	80	21	21	1.03	1.42	1.2	19	8.4	60
10	11/IV/97	2.5	15	92	77	16	34	2	5.9	80	75	24	18	0.83	0.61	0.5	18	8.4	434
11	12-13/IV/97	2.5	15	68	47	31	18	16	3.1	65	65	15	14	0.77	1.18	2.9	18	8.2	77
12	14/IV/97	2.5	15	173	95	45	101	59	17.6	115	65	34	31	0	0.10	0.1	19	8.6	362
13	16/IV/97	1.6	25	121	85	30	86	63	9.5	70	90	24	37	0.65	0.19	1.0	20	7.9	80
14	17/IV/97	1.6	25	140	72	49	92	63	10.2	110	60	49	39	0.43	0.17	3.6	18	8.2	76
15	18/IV/97	1.6	25	139	94	32	58	49	6.4	80	70	33	37	0.69	0.35	2.8	14	8.1	79
16	19-20/IV/97	1.6	25	113	52	54	92	27	10.2	55	115	5	9	0	0.41	3.3	17	7.9	76
17	21/IV/97	1.6	25	94	43	54	54	4	5.9	90	50	37	40	0.84	1.78	4.8	19	7.6	94
18	22/IV/97	1.6	25	94	11	88	32	4	3.5	70	55	28	32	0.42	1.64	1.8	18	7.6	71
19	24/IV/97	1.6	25	65	47	28	38	5	4.2	35	40	28	31	0	0	3.9	18	7.7	117
20	25/IV/97	1.6	25	106	79	25	59	43	6.5	65	55	37	35	0.98	0.55	0.2	18	7.9	129
21	26-27/IV/97	1.6	25	88	70	20	34	31	3.8	70	75	17	18	0	0.63	5.8	20	7.6	67
22	28/IV/97	1.6	25	167	25	85	47	4	5.2	75	50	28	23	1.05	2.18	5.8	18	7.8	289
23	29/IV/97	1.6	25	122	68	44	61	32	6.8	90	70	28	23	0	1.70	3.6	19	7.7	84
24	30/IV/97	1.6	25	88	38	57	54	18	5.9	70	40	28	23	1.83	2.34	4.4	19	7.9	105
25	1/IV/97	1.6	25	50	23	54	38	11	4.2	45	30	8	5	0.07	2.72	4.7	19	7.7	262

Tabla 2. Parámetros correspondientes a la tercera y cuarta corrida experimental.

Días	Fecha	\bar{Q} (l/min)	θ_H (min)	DQO _t (mg/l) inf-efl	R %	C.O. g DQO _t m ³ d	DQO _c (mg/l) inf-efl	R %	C.O. g DQO _c m ³ d	SST (mg/l) inf-efl	NH ₃ -N (mg/l) inf-efl		NO ₃ -N (mg/l) inf-efl		O.D. (mg/l)	T (°C)	pH	SSTretro (mg/l)	
											inf	efl	inf	efl					
26	6/V/97	0.9	44	138	56	64	9.7	53	4.2	65	15	23	14	1.83	5.38	5.2	19	7.3	114
27	7/V/97	0.9	44	202	54	73	12.5	52	3.4	80	50	26	15	1.71	6.83	3.9	18	7.3	95
28	8/V/97	0.9	44	128	50	59	7.9	82	2.5	100	75	31	2	2.73	19.09	6.0	17	6.8	145
29	9/V/97	0.9	44	99	51	48	6.1	53	2.6	90	70	30	14	2.03	11.25	5.7	20	7.3	153
30	10-11/V/97	0.9	44	122	86	29	7.5	44	2.2	70	30	10	2	0.48	10.50	5.8	20	7.3	108
31	12/V/97	0.9	44	131	25	81	8.1	54	3.3	80	20	28	4	1.71	16.98	6.4	18	7.2	95
32	13/V/97	0.9	44	198	67	66	12.2	72	4.4	120	70	27	12	0	14.56	4.9	19	7.2	91
33	14/V/97	0.9	44	140	47	66	8.6	62	3.8	70	40	30	14	0.30	12.51	4.6	18	7.3	74
34	15/V/97	0.9	44	95	16	83	5.9	29	1.8	70	30	16	2	0.30	10.02	4.2	18	7.2	87
35	16/V/97	0.9	44	113	18	84	6.9	49	3.0	90	40	24	2	0.61	18.88	5.9	18	6.9	76
36	17-18/V/97	0.9	44	94	22	76	5.8	43	2.6	70	30	9	2	1.32	14.09	7.5	19	7.8	80
37	19/V/97	0.9	44	173	27	84	10.7	43	2.6	70	40	28	8	1.63	16.98	4.7	18	7.1	77
38	21/V/97	0.5	76	94	34	64	3.2	45	1.5	45	30	21	4	2.58	17.83	5.2	18	7.2	76
39	22/V/97	0.5	76	162	32	80	5.5	45	1.5	65	35	36	12	3.31	33.64	6.0	17	7.2	71
40	23/V/97	0.5	76	191	41	78	6.5	81	2.8	70	35	43	8	1.08	32.69	5.5	19	7.2	71
41	24-25/V/97	0.5	76	160	7	96	5.4	38	1.3	50	25	17	4	0.92	12.69	4.4	17	7.0	124
42	28/V/97	0.5	76	128	25	80	4.4	63	2.1	60	50	31	10	0.03	10.96	4.5	19	7.0	101
43	29/V/97	0.5	76	153	47	69	5.2	67	2.3	65	25	32	3	0.27	12.69	5.5	20	7.0	118
44	30/V/97	0.5	76	274	41	85	9.4	94	3.2	80	30	37	21	0	11.64	4.4	20	7.1	113
45	31/V/97	0.5	76	155	18	88	5.3	70	2.4	85	25	9	4	0.67	6.46	5.1	19	6.7	254
	01/V/97																		
46	03/V/97	0.5	76	187	41	78	6.4	85	2.9	65	35	29	20	0.04	10.46	5.0	19	7.3	137
47	04/V/97	0.5	76	117	38	67	4.0	83	2.8	60	60	33	3	0.55	22.27	5.2	22	7.1	128
48	05/V/97	0.5	76	117	25	79	4.0	68	2.3	70	30	33	16	0.53	9.85	4.4	20	6.9	115
49	06/V/97	0.5	76	169	27	84	5.8	122	4.2	80	30	35	15	0.30	16.17	5.3	20	6.9	131