



**Universidad Nacional Autónoma
de México**

Facultad de Química

Evaluación de la carga orgánica como
parámetro de diseño en un filtro
sumergido para tratamiento de aguas
residuales domésticas.

TESIS

que para obtener el título de:

Ingeniera Química

presenta

Rosa María Bautista García



México D.F. 2002

**EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUÍMICA**



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Jurado asignado

Presidente Prof. Jesús González Pérez

Vocal Prof. Adalberto Noyola Robles

Secretario Prof. Rodolfo Torres Barrera

1er suplente Prof. Víctor Manuel Luna Pabello

2do suplente Prof. Hilda Elizabeth Calderón Villagómez

Sitio donde se desarrolló el tema

Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria e Instituto de Ingeniería U.N.A.M.

Asesor del tema: Dr. Adalberto Noyola Robles

Supervisor Técnico: M en C. Juan Manuel Morgan Sagastume

Sustentante: Rosa María Bautista García



Juan Manuel Morgan Sagastume.
Rosa María Bautista García

AGRADECIMIENTOS

A la Universidad Nacional Autónoma de México

A la Facultad de Química

Al Instituto de Ingeniería por el apoyo prestado en la realización de este trabajo.

A todo el personal del Taller Mecánico del I.I. por el soporte proporcionado durante la construcción del equipo, en especial al Sr. Alejandro Lemus por su amistad, paciencia y acertada colaboración.

Al personal de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria por todas las facilidades prestadas.

Al Ingeniero Jesús Morales de Degremont de México por la donación de los difusores utilizados en este trabajo.

A los I.B.Q.'s Roberto Briones Méndez y Antonio Espinoza Fuentes por su ayuda incondicional y sus valiosos comentarios.

A Fernanda, Gabriel, Jacobo y Fernando, pues sin su apoyo hubiera sido muy difícil sacar adelante este trabajo.

Al M en C. Juan Manuel Morgan Sagastume asesor técnico del proyecto con mi afecto y reconocimiento.

Con especial agradecimiento al Doctor Adalberto Noyola Robles, Director del proyecto, por sus invaluable comentarios, indispensables para el enriquecimiento de este trabajo.

DEDICATORIAS

A mi Padre, porque Él es el ejemplo del amor al trabajo, la honradez y el compromiso con todo lo que se hace.

A mi Madre, porque es una Mujer excepcional, que con su amor y fortaleza nos ha enseñado a luchar por lo que se quiere.

A mi Tía por su gran paciencia, cariño y confianza en mí. Porque siempre que la necesite estaba ahí.

A mis hermanos, primos y los Abuelos por todo su cariño y apoyo.

A Migue por su gran cariño y por enseñarme a enfrentar cualquier adversidad dignamente y con valentía (qpd).

A Anabel y Santiago por su amistad y por haber hecho de este trabajo un grato suceso.

	Página
RESUMEN	i
LISTA DE TABLAS	ii
LISTA DE FIGURAS	iii
NOTACION	v
INTRODUCCION	vi
1. FUNDAMENTOS TEÓRICOS	1
1.1 Fuentes y características del agua residual	1
1.1.1 Etapas en el tratamiento de aguas residuales	2
1.1.2 Contaminación del agua residual por materia orgánica	3
1.2 Procesos para la remoción de la materia orgánica del agua residual	4
1.2.1 Tratamientos químicos	4
1.2.2 Tratamientos biológicos	4
1.2.2.1 Procesos anaerobios	4
1.2.2.2 Procesos aerobios	6
1.3 Principios de la oxidación biológica aerobia	7
1.3.1 Requerimientos de oxígeno	8
1.3.2 Producción de lodos	8
1.4 Tratamientos aerobios	8
1.4.1 Tratamientos con biomasa suspendida	9
Lodos activados	9
Lagunas aireadas	10
Lagunas de estabilización	11
1.4.2 Tratamientos con biomasa fija	11
Discos biológicos rotatorios	13
Filtros percoladores	14
Filtros sumergidos	16
Lechos expandidos o fluidificados	18
1.5 Filtros biológicos aerobios	18
1.5.1 Descripción del proceso	18
1.5.2 Componentes de los filtros biológicos	20
1.6 Biopelículas	22
1.6.1 Crecimiento en sistema de biopelícula	22
1.6.2 Coexistencia de actividad aerobia y anaerobia	23
1.6.3 Estructura del sistema de biopelículas	24
1.6.4 Composición de las biopelículas	25
1.6.5 Propiedades de las biopelículas	25

2.	PARTE EXPERIMENTAL	27
2.1	Descripción de la planta piloto	27
2.2	Descripción del experimento	30
2.2.1	Influencia de la carga orgánica	30
2.2.2	Determinación de lodos suspendidos y adheridos	32
2.2.3	Estudios de trazado	33
2.3	Condiciones de operación	33
2.3.1	Etapa 1	33
2.3.2	Etapa 2	34
2.3.3	Etapa 3	35
2.3.4	Etapa 4	35
2.4	Técnicas analíticas	36
3.	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	37
3.1	Reactor uno	37
3.1.1	Remoción de DQO	37
3.1.2	Nitrificación	40
3.1.3	Producción de sólidos	41
3.2	Reactor dos	43
3.2.1	Remoción de DQO	43
3.2.2	Nitrificación	46
3.2.3	Producción de sólidos	47
3.3	Reactor tres	49
3.3.1	Remoción de DQO	49
3.3.2	Nitrificación	52
3.3.3	Producción de sólidos	53
3.4	Estudios de trazado	54
3.5	Discusión general	56
3.5.1	Remoción de DQO	56
3.5.2	Nitrificación	58
3.5.3	Producción de sólidos	60
3.5.4	Selección del tipo de empaque	63
3.5.5	Caída de presión	63
3.5.6	Estudios de trazado	64
	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	66
	REFERENCIAS	67

RESUMEN

Se evaluó la carga orgánica como parámetro de diseño para un filtro sumergido aerobio (FSA). El estudio se realizó en tres reactores a nivel piloto de 204 litros cada uno, empacados con tezontle; el sustrato fue una mezcla de agua residual y disoluciones de azúcar con objeto de elevar la concentración de materia orgánica. Se trabajaron 10 cargas orgánicas volumétricas en el intervalo de 0.45 a 9.44 kg DQO/m³d. La variación de la carga se obtuvo al modificar el tiempo de retención hidráulica (TRH).

Por otra parte, se realizaron estudios de trazado a fin de determinar la fracción de volumen muerto (FVM) en el filtro sumergido aerobio y el efecto de la presencia de empaque y biomasa en el reactor. También se cuantificó la caída de presión en el lecho empacado, la producción de lodos y el proceso de nitrificación.

Los resultados muestran que el sistema soportó hasta 3 kg DQO/m³d obteniendo eficiencias de remoción de DQO del 80% en promedio. Con el incremento en la carga se observó una caída en la eficiencia de remoción, logrando para 9.44 kg DQO/m³d una remoción de DQO_i del 54%. Este resultado indica que para cargas orgánicas altas, el FSA se puede usar como sistema de desbaste previo a la entrada de un sistema convencional. Por otro lado, el proceso de nitrificación en cierto grado se llevó a cabo simultáneamente con la remoción de la materia orgánica hasta cargas orgánicas de 3.2 kg DQO/m³d.

Con respecto a los resultados del estudio de trazado se encontró que los reactores tienden a presentar características de flujo completamente mezclado y las fracciones de volumen muerto son de alrededor del 30%. La presencia de biomasa no afectó el comportamiento hidráulico debido a la agitación del medio empacado provocado por la aireación.

LISTA DE TABLAS

No. de tabla		página
1.1	Composición típica para agua residual doméstica	1
1.2	Modificaciones al proceso de lodos activados	12
1.3	Ventajas y desventajas de los sistemas de película fija	13
1.4	Clasificación del filtro percolador	16
1.5	Características del filtro sumergido	17
2.1	Caracterización del empaque	28
2.2	Condiciones de operación de la primera etapa	34
2.3	Condiciones de operación de la segunda etapa	34
2.4	Condiciones de operación de la tercera etapa	35
2.5	Condiciones de operación de la cuarta etapa	36
3.1	Resultados del proceso de nitrificación reactor uno	40
3.2	Caracterización del efluente del reactor uno	42
3.3	SST adheridos al empaque reactor uno	42
3.4	Resultados del proceso de nitrificación reactor dos	47
3.5	Caracterización del efluente del reactor dos	47
3.6	SST adheridos al empaque reactor dos	48
3.7	Resultados del proceso de nitrificación reactor tres	53
3.8	Caracterización del efluente del reactor tres	53
3.9	SST adheridos al empaque reactor tres	54
3.10	Resultados de estudio de trazado	55
3.11	Tabla comparativa con otros estudios	59

LISTA DE FIGURAS

No. de figura		Página
1.1	Esquema del tren de tratamiento para agua residual	5
1.2	Diagrama del sistema de discos biológicos rotatorios	14
1.3	Difusión de oxígeno en una biopelícula	19
1.4	Desarrollo de una biopelícula	22
2.1	Vista de la planta piloto	28
2.2	Arreglo experimental del sistema	31
2.3	Vista del falso fondo y sistema de aireación del reactor	32
3.1	Variación de la DQOt en función del tiempo de operación y de la carga orgánica aplicada para el reactor uno	38
3.2	Variación de la DQOs en función del tiempo de operación y de la carga orgánica aplicada para el reactor uno	38
3.3	Eficiencia de remoción de DQOt para el reactor uno sin considerar el sedimentador	39
3.4	Eficiencia de remoción de DQOt para el reactor uno considerando la acción del sedimentador	39
3.5	Variación de nitrógeno con respecto a la carga orgánica	40
3.6	Sólidos suspendidos del reactor uno captados en el sedimentador	41
3.7	Variación de la DQOt en función del tiempo de operación y de la carga orgánica aplicada para el reactor dos	44
3.8	Variación de la DQOs en función del tiempo de operación y de la carga orgánica aplicada para el reactor dos	44
3.9	Eficiencia de remoción de DQOt para el reactor dos sin considerar la acción del sedimentador	45
3.10	Eficiencia de remoción de DQOs para el reactor dos considerando la acción del sedimentador	45
3.11	Variación de nitrógeno con respecto a la carga orgánica	46

3.12	Sólidos suspendidos del reactor dos captados en el sedimentador	48
3.13	Variación de la DQOt en función del tiempo de operación y de la carga orgánica aplicada para el reactor tres	50
3.14	Variación de la DQOs en función del tiempo de operación y de la carga orgánica aplicada para el reactor tres	50
3.15	Eficiencia de remoción de DQOt para el reactor tres sin considerar la acción del sedimentador	51
3.16	Eficiencia de remoción de DQOt para el reactor tres considerando la acción del sedimentador	51
3.17	Variación de nitrógeno con respecto a la carga orgánica	52
3.18	Sólidos suspendidos del reactor tres captados en el sedimentador	54
3.19	Eficiencia de remoción de DQO con respecto a la carga orgánica	57
3.20	Comparación del porcentaje de remoción de materia orgánica en función de la carga aplicada en distintos trabajos	58
3.21	Eficiencia de nitrificación con respecto a la carga orgánica	60
3.22	SST adheridos al empaque con respecto a la carga orgánica	62
3.23	Variación de la Y_{obs} con respecto a la carga orgánica	62
3.24	Efecto de la caída de presión con respecto a la carga hidráulica; cálculo teórico	64

NOTACIÓN

Cu	Coefficiente de uniformidad
DBO:	Demanda bioquímica de oxígeno
DQO _t :	Demanda química de oxígeno total
DQO _s :	Demanda química de oxígeno soluble
EFL.:	Efluente
EPS:	Polímeros extracelulares
FSA:	Filtro sumergido aerobio
hp:	Caballos de potencia
INF.:	Influente
L/min:	Litros por minuto
N-NH ₄ ⁺ :	Amonio expresado como nitrógeno
N-NO ₃ ⁻ :	Nitrato expresado como nitrógeno
N-NO ₂ ⁻ :	Nitrito expresado como nitrógeno
NPT:	Presión y temperatura normales
O.D:	Oxígeno disuelto
PTAR:	Planta de tratamiento de aguas residuales
PVC:	Cloruro de polivinilo
rpm:	Revoluciones por minuto
SST:	Sólidos suspendidos totales
SSV:	Sólidos suspendidos volátiles
SSF:	Sólidos suspendidos fijos
TRH:	Tiempo de retención hidráulico

INTRODUCCIÓN

El creciente problema que provoca la generación de aguas residuales, hace cada vez más urgente la necesidad de tecnologías para efectuar su tratamiento. Bajo las exigencias que impone el medio mexicano, estas tecnologías deben ser por una parte rentables y por la otra sistemas sencillos con bajos costos de operación y mantenimiento.

Las tecnologías existentes para el tratamiento biológico aerobio convencional de aguas residuales, llegan a presentar algunos inconvenientes, como es el caso de los sistemas de biomasa en suspensión, en donde se requiere de la recirculación de un lodo con buena sedimentabilidad, característica que en los sistemas de biomasa fija es deseable, pero no es indispensable para el correcto funcionamiento del proceso.

Dentro de los sistemas de biomasa fija se encuentran el sistema de discos biológicos rotatorios, el filtro percolador y el filtro sumergido. De estos sistemas, el filtro sumergido aerobio (FSA) es aún el menos conocido.

El filtro sumergido aireado constituye una tecnología surgida en Europa al inicio de los años '80 (Chernicharo, 1996). Este sistema consta de una cama de soporte inerte sumergido en agua en donde se introduce aire y sobre el cual se desarrolla una biopelícula. Esta biopelícula es la responsable de la remoción de la materia orgánica que se encuentra como contaminante en el agua residual. El sistema se puede concebir como una combinación de un sistema de biomasa fija con un sistema de biomasa en suspensión, esto debido a que en los espacios vacíos del empaque los microorganismos se encuentran libres.

Las principales ventajas radican en su diseño compacto, lo cual limita los requerimientos de terreno, la imposibilidad del secado de la biopelícula adherida al empaque debido a que está totalmente sumergida y el lograr altos tiempos de retención celular sin depender de la recirculación de lodos. Debe añadirse que en este sistema la concentración de microorganismos es alta y abarca un espectro más amplio en cuanto a especies de organismos con respecto al proceso de lodos activados, razón por la cual se puede realizar una remoción de contaminantes más variada y completa.

El funcionamiento del filtro sumergido es afectado por varios factores tales como la carga orgánica e hidráulica, la profundidad del lecho empacado y características físicas del empaque, la forma de distribución del agua residual, la aireación y las características del agua residual.

En este trabajo se estudió la influencia de la carga orgánica aplicada sobre la eficiencia de remoción de la materia orgánica con el objeto de contar con este parámetro para el diseño del FSA. Además se efectuaron estudios relacionados con el empaque seleccionado, con el comportamiento hidráulico del reactor y con aspectos como la nitrificación, la producción de lodos y la caída de presión en el lecho empacado.

Por lo tanto el objetivo general y los particulares de este trabajo fueron:

Objetivo General:

Identificar los parámetros que afectan el diseño de un filtro sumergido para el tratamiento de agua residual de tipo doméstico.

Objetivos Particulares:

- ◊ Evaluar el efecto de la carga orgánica como el parámetro principal en el diseño de los filtros sumergidos.
- ◊ Observar como se afecta el proceso de nitrificación con respecto a la carga orgánica.
- ◊ Estimar el comportamiento de la calda de presión en el sistema con respecto a la carga orgánica.
- ◊ Caracterizar un empaque natural (tezontle) a fin de proponerlo como una opción, debido a su fácil adquisición y bajo precio.
- ◊ Realizar estudios de trazado con el objeto de conocer las fracciones de volumen muerto en los reactores y el patrón de flujo.

El trabajo se encuentra estructurado de la siguiente forma:

En el capítulo uno se presentan los fundamentos teóricos de la investigación, con el objeto de proporcionar una visión general, que permita ubicar al sistema Filtro Sumergido en el contexto del tratamiento de aguas residuales.

En el capítulo dos se presenta la parte experimental del trabajo, se hace una breve descripción del sistema, y se describen en detalle algunos elementos que lo componían; asimismo, se resumen las condiciones de operación a lo largo de todo el trabajo. Finalmente se hace mención de las técnicas analíticas empleadas.

El capítulo tres se refiere a la presentación de los resultados y la discusión de los mismos.

Por último se presentan las conclusiones y recomendaciones, basadas en los resultados obtenidos en este trabajo.

1. FUNDAMENTOS TEÓRICOS

1.1 Fuentes y características del agua residual

Agua residual se define como aquella que ha sido utilizada por una comunidad o industria y que contiene materia disuelta y en suspensión que la contamina y que por lo tanto degrada sus propiedades para un aprovechamiento posterior o la descarga al medio.

La naturaleza y concentración de los contaminantes en el agua residual dependen de su origen, por lo que existen cuatro clases principales de aguas residuales a considerar: efluentes industriales, domésticos, municipales y agrícolas. Entre éstos, los industriales generalmente son los que contienen una mayor cantidad de contaminantes, y en el caso de las municipales un mayor aporte en volumen a la generación de aguas residuales en el país.

Con base en la concentración de sus componentes, químicos, físicos y biológicos, el agua residual de origen municipal se clasifica como de tipo débil, media o fuerte. Las características y composición típica para el agua residual municipal se presentan en la Tabla 1.1.

TABLA 1.1 COMPOSICIÓN TÍPICA PARA AGUA RESIDUAL MUNICIPAL

Constituyente	Fuerte ^a	Media ^a	Débil ^a
Sólidos totales	1200	700	350
Sólidos Disueltos Totales	850	500	250
Sólidos Disueltos Fijos	525	300	145
Sólidos Disueltos Volátiles	325	200	105
Sólidos Suspendidos Totales	350	200	100
Sólidos Suspendidos Fijos	75	50	30
Sólidos Suspendidos Volátiles	275	150	70
Sólidos sedimentables, ml/L	20	10	5
Demanda bioquímica de oxígeno DBO ₅	300	200	100
Carbono orgánico total (TOC)	200	135	65
Demanda química de oxígeno (DQO)	1000	500	250
Nitrógeno (total como N)	85	40	20
Orgánico	35	15	8
Amoniacal libre	50	25	12
Nitritos	0	0	0
Nitratos	0	0	0
Fósforo (total como P)	20	10	6
Orgánico	5	3	2
Inorgánico	15	7	4
Cloruros ^b	100	50	30
Alcalinidad (como CaCO ₃) ^b	200	100	50
Grasas	150	100	50

^a Todos los valores excepto sólidos sedimentables están expresados en mg/l.

^b Los valores deben ser incrementados en la cantidad correspondiente contenida en el agua de suministro.

Fuente: Metcalf y Eddy, 1991.

Dentro de las características químicas se encuentra el contenido de materia orgánica la cual proviene de los desechos humanos, animales y vegetales y de las actividades industriales relacionadas con la síntesis de compuestos orgánicos. La materia orgánica presente se encuentra en la forma de proteínas (40-60%), carbohidratos (25-50%) y grasas y aceites (10%) (Metcalf y Eddy, 1991). Un compuesto orgánico importante del agua residual es la urea, el principal constituyente de la orina; sin embargo, debido a la rapidez con la que se descompone a amonio es raro encontrarla como tal en aguas residuales que no son muy recientes.

La materia inorgánica proviene del contacto del agua de suministro con formaciones geológicas y de la contaminación provocada por los desechos industriales.

Clásicamente, el tratamiento de aguas residuales ha sido dirigido a la remoción de sólidos suspendidos, demanda bioquímica de oxígeno y reducción de contaminantes patógenos. Sin embargo, recientemente la atención se ha enfocado a la remoción de materia inorgánica, nutriente de vegetales (específicamente nitrógeno y fósforo).

Al respecto, recientemente en México se publicó la Norma Oficial Mexicana NOM-001-ECOL-1996 en la cual se incorporan límites de descarga para nitrógeno y fósforo total, entre otros parámetros de importancia.

1.1.1 Etapas en el tratamiento de aguas residuales

El tratamiento de aguas residuales en un sentido general es el acondicionamiento que implica la eliminación de sólidos gruesos y sedimentables, así como de materia orgánica suspendida, coloidal y disuelta por medio del tratamiento primario y secundario y que puede incluir otros tipos especializados de tratamiento y desinfección.

Tratamiento preliminar. Es definido como la remoción de los constituyentes del agua residual que pueden causar problemas operacionales o de mantenimiento en los equipos que integran el proceso de tratamiento posterior. Esta etapa tiene por objeto la eliminación de sólidos de tamaño grande, los muy densos o grasas y aceites.

Tratamiento primario. Esta etapa tiene como objetivo eliminar sólidos sedimentables y flotantes presentes en el agua residual. Para ello se utilizan operaciones físicas tales como sedimentación y flotación.

Tratamiento secundario. Durante esta etapa se eliminan partículas suspendidas así como componentes coloidales y solubles, los cuales en la mayoría de los casos son materia orgánica biodegradable. Para esta etapa se utilizan procesos biológicos o químicos.

En el tratamiento biológico convencional se puede remover más del 85% de la DBO₅ y sólidos suspendidos, no obstante, no remueve cantidades significativas de nitrógeno, fósforo, metales pesados, orgánicos no biodegradables, bacterias y virus.

Tratamiento terciario. El tratamiento terciario se dirige a remover algunos de los contaminantes remanentes tales como nitrógeno o fósforo, materia orgánica así como bacterias que no son eliminados durante el tratamiento secundario.

La Figura 1.1 muestra de una forma esquemática el contaminante y el proceso por el cual puede ser removido.

1.1.2 Contaminación del agua residual por materia orgánica

Los compuestos orgánicos están formados por una combinación de carbono, hidrógeno y oxígeno, y en algunos casos nitrógeno. Sin embargo, elementos como azufre, fósforo y hierro también pueden estar presentes. Los grupos principales de sustancias orgánicas hallados en el agua residual son las proteínas, carbohidratos, urea (cuando el agua residual es de tipo doméstico recién evacuada), grasas y aceites (Cheremisinoff, 1995).

Aunado a los grupos principales, el agua residual presenta pequeñas cantidades de un gran número de diferentes moléculas orgánicas sintéticas, las cuales pueden tener estructuras desde muy simples hasta sumamente complejas. Algunos de estos compuestos incluyen agentes tensoactivos, fenoles y pesticidas. Por otro lado, el número de estos compuestos aumenta al ir incrementándose la síntesis de moléculas orgánicas para usos industriales.

Debido a que muchas de estas moléculas no pueden descomponerse biológicamente o lo hacen muy lentamente, el tratamiento de aguas residuales con este tipo de sustancias se ha complicado.

La eliminación de la materia orgánica en el agua residual es importante debido a que la presencia de ésta afecta de diferentes formas al cuerpo receptor, dependiendo del componente y de la concentración en la que se encuentra presente. A continuación se presentan algunos grupos principales de sustancias orgánicas y el efecto de su presencia en las aguas residuales.

- Urea y proteínas: Producción de olores desagradables debido a su descomposición. Aporte de nitrógeno y riesgo de provocar eutroficación si existe también fósforo.
- Grasas animales, aceites y grasa: Interfieren con la acción biológica y crea películas y materiales en flotación, a veces imperceptibles a la vista.

- Y Agentes tensoactivos: producción de espumas en las plantas de tratamiento, así como en las aguas en las que se vierten efluentes residuales.
- Y Fenoles: Causan problemas de sabor en el agua especialmente cuando está clorada.

1.2 Procesos para la remoción de la materia orgánica del agua residual

1.2.1 Tratamientos químicos.

La oxidación química es empleada para la remoción de materia orgánica no biodegradable y/o tóxica y cuya remoción no es posible por medios biológicos. En este proceso la materia orgánica es transformada en CO_2 y H_2O . Los oxidantes más comunes son el cloro, ozono, peróxido de hidrógeno y el permanganato de potasio.

1.2.2 Tratamientos biológicos.

El tratamiento biológico en aguas residuales se utiliza cuando los principales contaminantes son biodegradables. En los procesos biológicos, la materia orgánica contaminante es utilizada como fuente de alimento por microorganismos presentes en tanques o reactores. De esta manera pueden obtener la energía necesaria para reproducirse y llevar a cabo sus funciones vitales. Con esto los contaminantes son transformados en nuevas células y otros productos que pueden ser más fácilmente separados del agua.

La principal división entre los diversos procesos biológicos se hace con base en la vía metabólica de los microorganismos y en el tipo de aceptor final de electrones. De esta forma, se tienen procesos aerobios los cuales requieren la presencia de oxígeno molecular y procesos anaerobios, los cuales operan en ausencia de éste. El papel del oxígeno como aceptor de electrones en las reacciones de oxidación aerobia, es sustituido en la vía anaerobia por otros compuestos oxidados como nitratos, sulfatos o dióxido de carbono.

1.2.2.1 Procesos anaerobios

El principio básico del tratamiento anaerobio de las aguas residuales consiste en la transformación de la materia orgánica en un gas: el biogás, el cual contiene principalmente metano y dióxido de carbono. De manera contrastante, en los procesos aerobios la materia orgánica se convierte principalmente en biomasa, o sea en lodos que hay que tratar posteriormente.

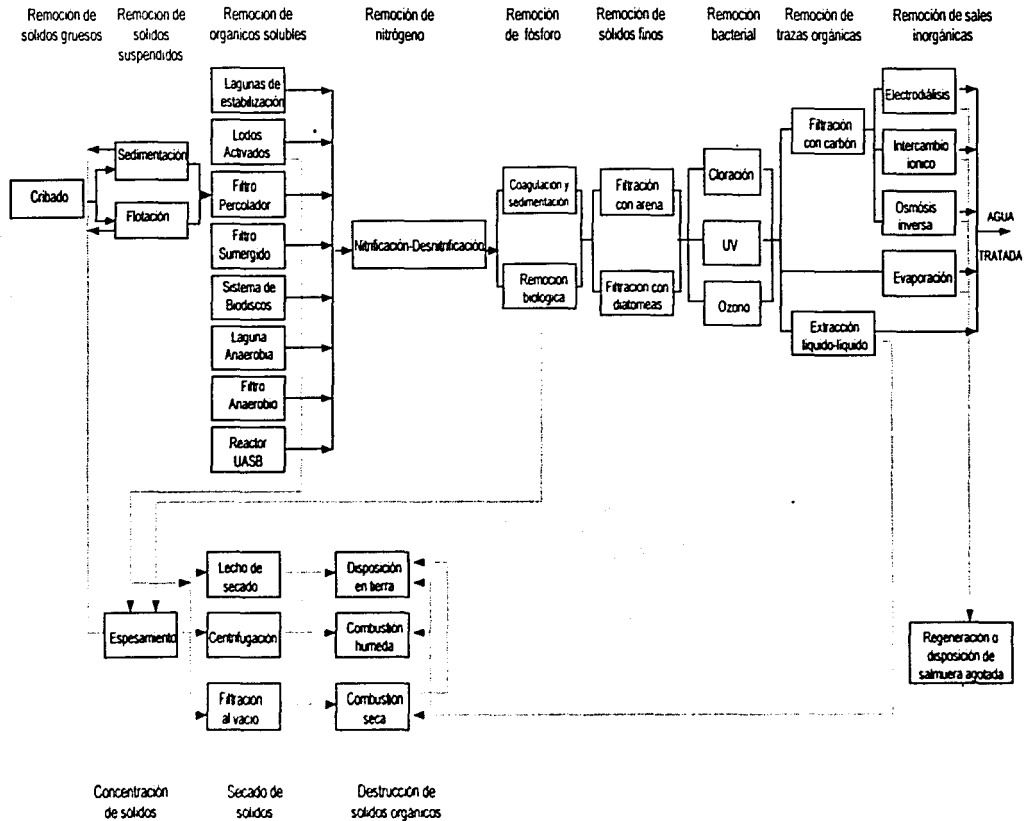


Fig 1.1 Arreglo de operaciones y procesos unitarios en función de los contaminantes a ser removidos, (adaptado de Eckenfelder, 1961)

Básicamente la degradación anaerobia procede en tres etapas.

1. etapa de hidrólisis y fermentación
2. etapa de acetogénesis y
3. etapa de metanogénesis

La descomposición anaerobia de la materia orgánica involucra procesos metabólicos que son, desde el punto de vista bacteriano menos eficientes que el metabolismo aerobio. En el caso del tratamiento anaerobio, los microorganismos sólo aprovechan para síntesis celular y funciones vitales una pequeña fracción (alrededor del 10%) de la energía contenida en el sustrato; estos mismos sustratos por la ruta aerobia serían transformados en células, agua, bióxido de carbono y energía disipada. Esto implica que exista menor energía disponible para el crecimiento de bacterias anaerobias y como consecuencia, los microorganismos anaerobios producen menor cantidad de material celular por unidad de sustrato consumido.

En el tratamiento de aguas residuales por vía anaerobia, la capacidad de tratamiento de los reactores está dada por la cantidad de biomasa activa que puede retener el sistema y por el eficiente contacto que pueda establecerse entre el lodo y el agua residual.

Young y McCarty a finales de la década de los 60's inician con el filtro anaerobio el desarrollo de nuevos sistemas de reactores para el tratamiento anaerobio de aguas residuales. La tendencia fue desarrollar sistemas de tratamiento que permitieran controlar la biomasa activa en el reactor y desacoplar el tiempo de retención celular del tiempo de retención hidráulica. Dicha separación, permite el crecimiento lento de los microorganismos para permanecer dentro del reactor, independientemente del flujo de agua residual, lo que permite la aplicación de altas cargas orgánicas volumétricas (Iza *et al.*, 1991).

De esta forma surgieron sistemas de tratamiento como los reactores de película fija sumergida, reactores de lecho expandido y fluidizado, basados en la propiedad de los microorganismos de adherirse a una amplia variedad de materiales acarreadores y soportes.

El sistema más aplicado y reconocido actualmente es el UASB o proceso anaerobio de lecho de lodos con flujo ascendente. Su principio de funcionamiento se basa en la buena sedimentabilidad de la biomasa producida dentro del reactor, la cual se aglomera en forma de granos o "pellets" sin la adición de material de soporte inerte.

1.2.2.2 Procesos aerobios

El tratamiento biológico aerobio, al igual que el anaerobio, involucra una población de microorganismos activos en contacto con el agua residual, debido a que pueden consumir

las impurezas orgánicas contenidas en ésta como fuente de alimento. Estos organismos en presencia de oxígeno convierten la materia orgánica biodegradable a dióxido de carbono, agua, materia celular y otros productos que son inertes.

Las necesidades básicas para un tratamiento biológico aerobio son la disponibilidad de (1) poblaciones mixtas de microorganismos activos, (2) buen contacto entre microorganismos y agua residual, (3) disponibilidad de oxígeno, (4) disponibilidad de nutrientes y (5) mantener condiciones ambientales favorables tales como temperatura, pH y tiempo de contacto suficiente (Qasim, 1985).

1.3 Principios de la oxidación biológica aerobia

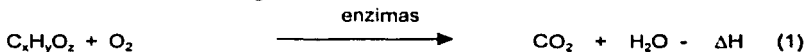
Cuando los contaminantes orgánicos son puestos en contacto con el lodo biológico, éstos son removidos por varios mecanismos. Los sólidos suspendidos y finamente divididos son eliminados por adsorción y coagulación (Weston y Eckenfelder, 1955). Una porción de la materia orgánica soluble es inicialmente removida por absorción y almacenada en la célula como una fuente de sustrato de reserva, después la materia orgánica disuelta adicional es removida progresivamente durante el proceso de aireación, lo que tiene por resultado la síntesis de células y la producción de CO_2 y agua. La facilidad de oxidación decrece conforme la complejidad del compuesto orgánico se incrementa, es decir, las partículas grandes experimentan subdivisión por hidrólisis previamente a la oxidación.

La rapidez de remoción después de la absorción inicial depende principalmente de la concentración de materia orgánica a ser eliminada y de la cantidad de microorganismos. Las reacciones involucradas durante la bio-oxidación se pueden interpretar como un proceso de tres fases (Weston y Eckenfelder, 1955), es decir:

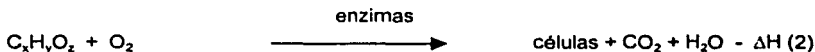
1. Remoción inicial por contacto de la materia orgánica con el lodo biológicamente activo, la cual es almacenada en la célula como una fuente de reserva.
2. Remoción de materia orgánica en proporción directa al crecimiento de microorganismos.
3. Oxidación de material celular a través de respiración endógena.

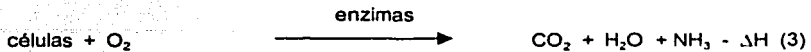
Lo anterior puede resumirse en las siguientes ecuaciones:

Oxidación de la materia orgánica



Síntesis de material celular



Oxidación del material celular

La ecuación (1) representa una reacción de oxidación, si se encuentra presente nitrógeno o azufre éstos serán oxidados a nitratos y sulfatos respectivamente.

La ecuación (2) y (3) representan la síntesis de material celular a partir de sustratos orgánicos y oxidación de material celular previamente sintetizado respectivamente.

1.3.1 Requerimientos de oxígeno

La cantidad de oxígeno que es necesaria para oxidar el material orgánico depende principalmente de la demanda bioquímica de oxígeno (DBO₅) a satisfacer durante el tratamiento biológico de materia carbonácea y nitrogenada. Esto sería igual a la DBO₅ aplicada a la unidad de tratamiento biológico menos la suma de (a) la DBO₅ sintetizada en lodo y aún remanente en éste cuando es separado de los tanques de sedimentación finales y (b) la DBO₅ descargada en el efluente.

Cuando la nitrificación completa es necesaria, la cantidad adicional de oxígeno requerido puede ser calculado a partir de que un gramo de nitrógeno amoniacal requiere 4.25 gramos de oxígeno para convertir parcialmente a NO₃⁻ y células bacterianas.

En la práctica, la concentración de oxígeno disuelto se debe mantener en un intervalo de 2 a 3 mg/L con lo cual se asegura que la tasa de nitrificación no será limitada por falta de oxígeno disuelto.

1.3.2 Producción de lodos

La remoción de DBO tiene por resultado la generación de sólidos suspendidos volátiles. La cantidad de lodo producido varía con la naturaleza del sustrato a ser oxidado. A este respecto, los ácidos orgánicos presentan un rendimiento del 10 al 60% de conversión a sólidos, mientras que los carbohidratos presentan rendimientos del 65 al 85% (Isaac, 1960). Por lo tanto, la producción de lodos es altamente dependiente del sustrato y de la carga orgánica aplicada.

1.4 Tratamientos aerobios

Dentro de los sistemas de tratamiento aerobio, es posible distinguir dos tipos: el tratamiento con biomasa suspendida y el tratamiento con biomasa fija.

1.4.1 Tratamientos con biomasa suspendida.

Los procesos con biomasa suspendida comunes incluyen:

- (1) Lodos activados en sus diversas variantes
- (2) Laguna aireadas y
- (3) Lagunas de estabilización

Lodos activados

En el proceso de lodos activados los microorganismos se encuentran totalmente mezclados con la materia orgánica con el objetivo de estabilizarla, éstos son capaces de convertir la mayor parte de los residuos orgánicos a formas inorgánicas más estables y material celular. En este proceso mucho del material orgánico soluble y coloidal que permaneció después de la sedimentación primaria es metabolizada por un diverso grupo de microorganismos a bióxido de carbono y agua. Debido a que los microorganismos crecen y son mezclados por la agitación del aire, los organismos se agrupan (floculan) para formar una masa microbiana activa llamada "lodos activados". La mezcla de los lodos activados y el agua residual es llamada "licor mezclado". El licor mezclado fluye del recipiente de aireación al clarificador secundario donde los lodos activados son sedimentados. Una porción del sólido sedimentado es recirculado al recipiente de aireación para mantener la relación sustrato-microorganismos apropiada para permitir una rápida degradación de la materia orgánica. Debido a que se producen continuamente, una fracción de lodos activados es desechada del recipiente o de la línea de recirculación, hacia los sistemas de manejo de lodos para su posterior tratamiento y disposición.

Desde el punto de vista microbiológico, los lodos activados son un cultivo microbiano heterogéneo compuesto principalmente de bacterias, protozoarios, rotíferos y hongos. De éstos, las bacterias son las responsables de la asimilación de la mayor parte del material orgánico, mientras que los protozoarios y los rotíferos son importantes en la remoción de las bacterias dispersas que de otra manera escaparían en el efluente, reduciendo la eficiencia del tratamiento.

La asimilación del sustrato (material orgánico) por las bacterias puede ser descrita como un proceso en tres pasos (Benefield y Randall, 1980): (1) contacto entre las moléculas de sustrato y la pared celular, (2) transporte de las moléculas de sustrato dentro de la célula y (3) metabolismo del sustrato. Debido a que las bacterias requieren que el sustrato se encuentre disponible en forma soluble, en el caso de moléculas coloidales éstas deben ser primero adsorbidas en la superficie celular y después fraccionadas o transformadas a formas fácilmente transportables dentro de la célula.

Existen muchas modificaciones del proceso de lodos activados, éstas difieren del patrón de flujo y mezcla y de la manera en la cual los microorganismos son mezclados con el

agua residual que entra. La Tabla 1.2 muestra una breve descripción de las modificaciones al proceso de lodos activados convencional. El aire necesario para llevar a cabo el proceso es introducido por medio de difusores o mezcladores mecánicos.

El tratamiento convencional de lodos activados para aguas residuales domésticas presenta una eficiencia de remoción de DBO del 90 al 95% (Winkler, 1994).

Lagunas aireadas

Las lagunas aireadas son reactores de biomasa suspendida con aireación mecánica en tanques usualmente excavados en el terreno sin recirculación de lodos. Esencialmente este proceso es el mismo que el de lodos activados, por lo que la microbiología es también similar. Existen algunas diferencias debido a la gran superficie asociada, lo cual puede dar lugar a efectos térmicos más señalados de lo que es normal en el proceso convencional de lodos activados.

Normalmente en este proceso se utilizan aireadores mecánicos para mezclar y suministrar la demanda de oxígeno. Debido a que las lagunas aireadas tienen tiempos de retención hidráulica grandes (2-6 días) (Qasim, 1985) es posible esperar cierto grado de nitrificación. La nitrificación depende del diseño y de las condiciones de operación dentro del sistema y de la temperatura del agua residual. Generalmente, cuanto más alta sea la temperatura del agua residual y menores las cargas mayor será el grado de nitrificación que pueda alcanzarse.

El diseño de las lagunas aireadas es similar al proceso de lodos activados. Las lagunas aireadas producen efluentes que tienen una concentración de sólidos suspendidos en el intervalo de 80 a 250 mg/L (Qasim, 1985) y un porcentaje de remoción de DBO₅ del 80 al 95 % (Benefield y Randall, 1980). En ausencia de un clarificador secundario, la concentración de sólidos suspendidos en el efluente es alta.

A pesar de que las lagunas aireadas son diseñadas como reactores de mezcla completa ocurre cierta sedimentación en diferentes partes de la cavidad.

La baja eficiencia de tratamiento en una laguna aireada puede ser debida a:

- 1) Sobrecarga orgánica
- 2) Bajas temperaturas ambientales
- 3) Presencia de materiales tóxicos en el influente
- 4) Pérdida de volumen de la laguna por deposición de lodos, o evaporación.
- 5) Deficiencia en el sistema de aireación.
- 6) Mala distribución del agua.

Lagunas de estabilización.

Una laguna de estabilización es un cuerpo de agua superficial artificial contenido en un tanque excavado en el terreno o con taludes, diseñado para tratar agua residual por medio de procesos naturales que incluyen la utilización tanto de algas como de bacterias. Con excepción de la población de algas y de las bacterias presentes en los sedimentos anaerobios, la comunidad biológica presente en los estanques de estabilización es similar a la existente en un sistema de lodos activados. El oxígeno liberado por las algas a lo largo del proceso de fotosíntesis es utilizado por consumidores primarios como las bacterias en la degradación aerobia de la materia orgánica. Los consumidores secundarios incluyen protozoarios y animales más grandes tales como rotíferos y crustáceos. Los nutrientes son liberados y utilizados por algas y otras plantas acuáticas. En este sistema la principal fuente de oxígeno es la fotosíntesis.

Estas lagunas han llegado a ser medios populares de tratamiento de aguas residuales para pequeñas comunidades e industrias que producen corrientes de residuos orgánicos y cuando hay disponibilidad de terreno. En estos sistemas se tiene sedimentación y acumulación de sólidos en el fondo.

La eficiencia de la conversión de DBO_5 es alta, situándose por encima del 95%; sin embargo, debe recordarse que a pesar de que la DBO_5 soluble haya sido eliminada del agua residual a tratar, el efluente del estanque contendrá una concentración de algas y bacterias del mismo orden o mayor, la cual puede ejercer una DQO más elevada que la del residuo original.

Las lagunas de estabilización tienen la ventaja de poseer bajos costos de construcción y operación. Las mayores desventajas son los grandes requerimientos de área, problemas de olor e insectos, posible contaminación de aguas subterráneas y limitada calidad de efluentes por lo antes mencionado.

1.4.2 · Tratamientos con biomasa fija

En los procesos de biomasa fija, la población activa de microorganismos es desarrollada sobre un soporte sólido (roca o plástico). La biomasa de microorganismos adherida estabiliza la materia orgánica conforme el agua residual entra en contacto con ella. La Tabla 1.3 presenta las características y ventajas de estos sistemas.

TABLA 1.2 MODIFICACIONES AL PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

Modificación	Modelo de flujo	Descripción	Eficiencia de remoción
Aireación por pasos	Flujo pistón	El agua residual sedimentada se introduce en varios puntos dentro del tanque de aireación para igualar la relación F/M. La característica más importante de este proceso es la flexibilidad de operación. Tiene aplicación en un amplio tipo de aguas residuales	85-95%
Aireación modificada	Flujo pistón	Utiliza tiempos de aireación más cortos y relaciones F/M más grandes que las utilizadas en el proceso de flujo pistón.	60-75%
Estabilización por contacto	Flujo pistón	Utiliza dos tanques o <i>compartimientos</i> para el tratamiento del agua residual y la estabilización del lodo activado. El lodo activo estabilizado es mezclado con el influente en un tanque de contacto. El licor mezclado es sedimentado en un clarificador secundario y el lodo de retorno es aireado separadamente para estabilizar la materia orgánica. Se utiliza en expansión de sistemas existentes y plantas paquete.	80-90%
Aireación extendida	Flujo pistón y agitado	A diferencia del proceso convencional de flujo pistón, éste opera en la fase de respiración endógena de la curva de crecimiento, la cual requiere bajas cargas orgánicas y largos tiempos de aireación. Su uso se da mayormente en pequeñas comunidades y plantas paquete.	75-95%
Aireación de alta tasa	Tanque agitado	Es una combinación de altas concentraciones de SSM con altas cargas volumétricas. Permite altas relaciones F/M y tiempos medios de retención celular con relativamente cortos tiempos de retención hidráulica. Se utiliza en aplicaciones generales con aireadores de turbina para la transferencia de oxígeno y el control del tamaño del floculo.	75-90%
Proceso Kraus	Flujo pistón	Es una variación del proceso de aireación por pasos usado para tratar aguas residuales con bajos niveles de nitrógeno. Se utiliza con aguas residuales de alta concentración.	85-95%
Oxígeno puro	Reactores de tanques agitados en serie.	En este proceso el oxígeno es utilizado en lugar de aire en el proceso de lodos activados. La cantidad de oxígeno adicionado es de alrededor de cuatro veces la cantidad que debe ser agregada por los sistemas de aireación convencional. Aplicación general con aguas residuales de alta concentración	85-95%
Lagunas aireadas	Flujo pistón	Típicamente operan en forma de aireación extendida con largos tiempos de retención hidráulica y de sólidos. Los tanques de sedimentación secundaria son utilizados para la mayor parte de las aplicaciones. Util en pequeñas comunidades y donde hay disponibilidad de terreno.	75-95%
Reactor Batch secuencial	Flujo intermitente reactor de tanque agitado	El reactor batch secuencial es un reactor que involucra un reactor sencillo de mezcla completa en el cual se llevan a cabo todos los pasos del proceso de lodos activados en diferente tiempo. Debido a que el licor mezclado permanece en el reactor durante todos los ciclos se elimina la necesidad del tanque de sedimentación secundario. Util en pequeñas comunidades. El proceso es flexible y puede remover nitrógeno y fósforo.	85-95%
Nitrificación de simple etapa	Tanque agitado o flujo pistón	La oxidación de materia orgánica y nitrógeno amoniacal ocurren simultáneamente en el mismo reactor. Util para control de nitrógeno donde no se encuentran presentes residuos industriales inhibitorios.	85-95%
Nitrificación de etapa separada	Tanque agitado o flujo pistón	La nitrificación se lleva a cabo en un reactor separado, el agua residual utilizada procede de una unidad de tratamiento biológico. El proceso se puede optimizar conforme se requiera la nitrificación	85-95%

Adaptada de Metcalf y Eddy, 1991

TABLA 1.3 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS SISTEMAS DE PELÍCULA FIJA

Ventajas
♦ Las biopelículas poseen capacidad de remoción de nitrógeno debido a que favorecen el crecimiento de bacterias de largo tiempo de generación como las bacterias nitrificantes
♦ Se puede realizar un amplio espectro de remoción de contaminantes debido a la existencia de más especies de organismos comparada con los procesos de biomasa suspendida.
♦ La capacidad de tratamiento por unidad de volumen es más grande que en los procesos de biomasa suspendida.
♦ Eficiencia de operación estable.
♦ Aceptación y adaptación a fluctuaciones de carga orgánica e hidráulica, debido a una mayor concentración de microorganismos.
Desventajas
♦ Costos de empaque
♦ Posible aparición de turbidez en el efluente debido a partículas minúsculas de capas de película anaerobia que se despegan y las cuales no sedimentan adecuadamente.

Fuente: Wang *et al.*, 1991.

Los reactores de este tipo incluyen:

- (1) Discos biológicos rotatorios
- (2) Filtros percoladores
- (3) Filtro sumergido y
- (4) Lechos expandidos o fluidificados.

Discos biológicos rotatorios

Un contactor biológico rotatorio (también llamado proceso de biodiscos) consiste de una serie de platos plásticos circulares (discos) montados sobre un eje horizontal que rota lentamente.

Estos discos se encuentran sumergidos aproximadamente en un 40% de su superficie; los discos están separados de manera que el agua residual y el aire puedan entrar por el espacio entre ellos. El crecimiento biológico se desarrolla sobre los discos que reciben exposiciones alternadas a la materia orgánica y al aire. El crecimiento excesivo de los microorganismos sobre el soporte provoca su desprendimiento, razón por la cual, el efluente requiere de clarificación.

La oxidación es llevada a cabo por poblaciones mixtas de bacterias suspendidas en el agua y atrapadas dentro de la biopelícula sobre la superficie del disco. Típicamente, estos sistemas son usados para procesos aerobios tales como oxidación de carbón orgánico y nitrificación, aunque se ha reportado que existen algunos ejemplos de su uso a escala laboratorio y piloto de sistemas anóxicos y anaerobios (Tait y Friedman, 1980; Rusten y Ødegaard, 1982).

Los Discos Biológicos Rotatorios se proyectan, generalmente, con base en factores de carga. Tanto los criterios de carga hidráulica como orgánica son aplicables al dimensionamiento de las unidades para el tratamiento secundario. Las cargas para tiempo caluroso y nitrificación continua deben ser considerablemente menores que las correspondientes al tratamiento secundario.

El hecho de tener una gran cantidad de masa biológica presente les permite resistir mejor las sobrecargas hidráulicas y orgánicas. La disposición en serie de este sistema, con tendencia a flujo pistón elimina los cortocircuitos.

Entre las ventajas que ofrece este sistema se encuentran la gran estabilidad del proceso, manejo de altas cargas orgánicas y una más baja cantidad de lodos residuales que el proceso de lodos activados.

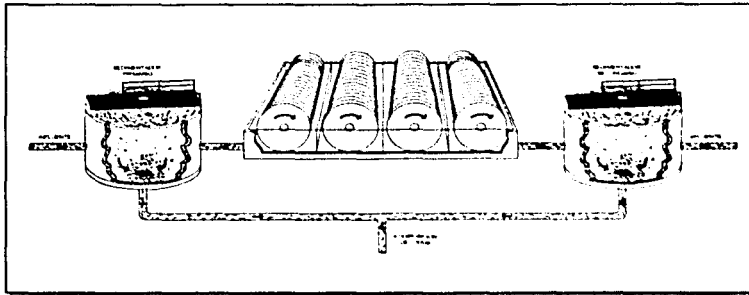


Fig. 1.2 Diagrama del sistema de Discos Biológicos Rotatorios

Filtros Percoladores

Consisten de una cama superficial rellena con piedras o un medio sintético que se encuentra expuesto al aire, al cual se adhieren los microorganismos y sobre el que se rocía el agua residual. Cuando el medio filtrante consiste de piedras, el tamaño de éstas oscila de 2.5 a 10 cm. de diámetro. La profundidad del lecho varía con el diseño generalmente de 0.9 a 2.5 m. con una profundidad media de 1.8 m. Por otra parte, cuando el filtro percolador utiliza soportes plásticos, las profundidades varían de 4 a 12 m (Metcalf y Eddy, 1991).

El agua residual es aplicada sobre la superficie del empaque por medio de dos tipos de sistemas de distribución principalmente:

- Sistemas de distribución rotatorios. El distribuidor rotatorio consta de dos o más tuberías horizontales soportadas y girando alrededor de una columna central con

propulsión proporcionada por la fuerza de reacción a la evacuación del líquido o por un motoreductor. El agua residual es uniformemente distribuida sobre el medio del filtro a través de orificios colocados sobre el brazo horizontal.

- Sistema de distribución de toberas fijas. Usualmente usan un cabezal y un sistema de distribución lateral colocado sobre o justamente arriba de la superficie del medio filtrante. Los laterales y toberas son colocados y espaciados para obtener una distribución uniforme sobre la cama del filtro.

La materia orgánica contenida en el agua residual es removida por la capa adherida de microorganismos (capa de biopelícula) que se desarrolla sobre el medio. El sistema de desagüe inferior colecta el líquido escurrido que también contiene los sólidos biológicos separados del medio. El aire circula ascendentemente a través de los espacios vacíos, existentes entre el medio, debido a la corriente natural causada por el gradiente térmico (convección). El líquido escurrido y los sólidos separados, son sedimentados en un clarificador. Una porción del flujo es recirculado para mantener una carga hidráulica uniforme y para diluir el influente.

La clasificación de los filtros percoladores se basa en las cargas orgánicas o hidráulicas que manejan. Además de clasificaciones con base en los patrones de flujo hidráulico tales como etapa simple, dos etapas, en serie y paralelo.

- Tasa estándar. Es diseñada para cargas hidráulicas de 0.04 a 0.15 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$ y cargas orgánicas de 0.08 a 0.4 $\text{kg DBO}/\text{m}^3\text{d}$. Estos filtros son de una profundidad de 1.8 a 2.4 m. Se utilizan comúnmente rocas como soporte, el flujo puede ser intermitente o continuo, un filtro de tasa estándar usualmente no tiene recirculación.
- Tasa intermedia. Son diseñados para cargas hidráulicas entre 0.15 y 0.39 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$ y cargas orgánicas de 0.24 a 0.48 $\text{kg DBO}/\text{m}^3\text{d}$, al igual que los filtros de tasa estándar la profundidad es frecuentemente de 1.8 a 2.4 m. Generalmente el flujo a los filtros es continuo.
- Tasa alta. Son diseñados para cargas substancialmente más altas que una unidad de tasa estándar; maneja cargas hidráulicas de 0.39 a 1.56 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$ y cargas orgánicas de 0.4 a 4.8 $\text{kg DBO}/\text{m}^3\text{d}$. Estos filtros habitualmente tienen una profundidad de 0.9 a 2.4 m si el medio es roca y arriba de 10 m si el medio es plástico. El flujo es continuo. La alta tasa de aplicación es obtenida por la recirculación del agua residual a través del filtro. Los altos flujos pueden producir un taponamiento continuo debido al crecimiento biológico. Debido a la alta tasa de flujo, la eficiencia de remoción de DBO es menor y la cantidad de sólidos producidos es más alta y son difíciles de sedimentar.

- Tasa super alta (medio plástico). Soportan cargas hidráulicas 0.58 a 3.51 m³/m²h y cargas orgánicas mayores a 4.8 kg DBO/m³d. Las diferencias más significativas entre filtros de tasa alta y super alta son las cargas hidráulicas y profundidades más grandes. El uso de mayores profundidades es posible debido al uso de medio plástico; las profundidades usadas son de 3 a 12 metros.
- Filtro de desbaste. Son básicamente filtros de tasa alta tratando cargas orgánicas de más de 1.6 kg DBO/m³d y cargas hidráulicas de 2.34 a 7.02 m³/m²h. En la mayoría de los casos, estos filtros son usados para pretratar un agua residual antes del tratamiento secundario y se utiliza medio plástico.

La Tabla 1.4 muestra algunos parámetros de operación para el filtro percolador de acuerdo a su clasificación.

TABLA 1.4 CLASIFICACIÓN DEL FILTRO PERCOLADOR

Características de operación	Tasa baja o estándar	Tasa intermedia	Tasa Alta	Tasa super alta (medio plástico)	Filtro de desbaste
Carga Hidráulica (m ³ /m ² h)	0.04 a 0.15	0.15 a 0.39	0.39 a 1.56	0.58 a 3.51	2.34 a 7.02*
Carga Orgánica (kg DBO/m ³ d)	0.08 a 0.4	0.24 a 0.48	0.4 a 4.8	más de 4.8	>1.6
Recirculación	mínima	usualmente	siempre	usualmente	no se requiere normalmente
Desprendimiento de biomasa	intermitente	varía	varía	continuo	continuo
Profundidad (m)	1.83 a 2.4	1.83 a 2.4	0.91 a 9.14	superior a 12.2	0.9 a 6
% de Remoción de DBO	80 a 85	50 a 70	65 a 80	65 a 85	40 a 65
Calidad de Efluente	bien nitrificada	algo de nitrificación**	algo de nitrificación	nitrificación limitada	no hay nitrificación

* No incluye recirculación

** La nitrificación es más probable que ocurra en una etapa doble que en una simple
Adaptada de WPCF, 1986.

Filtros Sumergidos

Un filtro sumergido se puede concebir como una combinación de un sistema de biomasa fija con uno de biomasa en suspensión (todos activados), esto debido a que en el empaque se encuentra adheridos los microorganismos y en los espacios no ocupados por el empaque existen bacterias en suspensión. En el caso de los microorganismos adheridos al medio, el tiempo de residencia celular (TRC) es mayor que el tiempo de residencia hidráulico (TRH), permitiendo así que existan microorganismos de mayor

tiempo de generación, lo cual da por resultado la posibilidad de un más amplio espectro de remoción de contaminantes (Wang *et al*, 1991).

El filtro sumergido es un sistema compacto, condición importante en lugares donde existen limitaciones de terreno. La Tabla 1.5 presenta algunas características del sistema.

La aplicación de estos sistemas incluye la remoción de DBO con o sin la combinación de la nitrificación para la depuración de efluentes secundarios.

TABLA 1.5 CARACTERÍSTICAS DEL FILTRO SUMERGIDO

- ◆ Logra altos tiempos de retención de biomasa sin depender de la recirculación
- ◆ Supera los problemas de secado de biopelículas parcialmente sumergidas operando en climas calientes (filtros percoladores)
- ◆ Simplicidad de operación
- ◆ Debido a la presencia de microorganismos adheridos y en suspensión, existe una buena interacción sustrato-microorganismos.
- ◆ La aireación difundida proporciona suficiente oxígeno que mantiene la biomasa en una condición aerobia y promueve la transferencia de oxígeno, especialmente con aireación de burbuja fina.

De acuerdo a la forma en que el filtro es alimentado se pueden distinguir dos patrones de flujo: filtro sumergido de flujo ascendente y filtro sumergido de flujo descendente.

Iwai y Kitao (1994), proponen una clasificación de filtros sumergidos con base en el método de aireación de la siguiente forma: a) Aireación central, el aire es difundido dentro de un tubo de aspiración, colocado verticalmente en el centro del reactor formando un flujo radial de recirculación, b) recirculación unidireccional, los difusores de aire son instalados a lo largo de la pared del reactor y C) recirculación bidireccional en el cual los difusores de aire son colocados a lo largo del centro de línea del reactor dando origen a un flujo de recirculación bidireccional.

En el FSA, el aire es introducido por algún dispositivo mecánico, lo que proporciona suficiente oxígeno, para mantener en condiciones aerobias a la biomasa. Por otra parte, la turbulencia creada por las burbujas de aire controla el sobrecrecimiento de la biopelícula al remover el exceso de ésta a través de esfuerzos cortantes (Hamoda y Abd-El-Bary, 1987). Esto proporciona también un buen mezclado del líquido contenido en el reactor, manteniendo los sólidos en suspensión hasta que son llevados con el efluente fuera del reactor.

El tiempo de funcionamiento de filtros que utilizan empaque natural (piedras) está limitado por la pérdida de carga, la cual va incrementando en el sistema. Esta pérdida de carga en el sistema es causada por el frotamiento que acompaña al flujo de los fluidos por las capas porosas del medio y por el taponamiento que se produce entre los espacios vacíos del medio, originados por los sólidos suspendidos dentro del sistema. La forma de restaurar el

sistema es lavado a contracorriente con inyecciones alternadas de agua y aire respectivamente; esta acción se denomina retrolavado.

Lechos expandidos o fluidificados

El reactor de lecho expandido o fluidificado es un reactor de película fija que utiliza una cama de medio de soporte, la cual es expandida.

El proceso involucra el paso de agua residual cribada en flujo ascendente a través de una cama de medio de soporte, tal como la arena, a una velocidad suficiente para expandir la cama. Una vez que el medio ha sido expandido proporciona una mayor área superficial para el crecimiento biológico. Los reactores de lecho expandido, por lo tanto, son capaces de tratar aguas residuales con tiempos de retención hidráulica extremadamente cortos o cargas volumétricas grandes, correspondiendo a su gran área de película microbiana.

Los parámetros de proceso que rigen el diseño de este tipo de reactores son similares a aquellos comúnmente utilizados en el diseño de un reactor de lodos activados. Tamaño de medio, cantidad, expansión de la cama debida al flujo hidráulico y crecimiento biológico así como control de sólidos volátiles en el reactor.

El mantener la concentración deseada de sólidos volátiles en el reactor durante la operación involucra tener en operación un sistema de separación soporte-biomasa. Tal sistema de separación usualmente tiene una bomba y una mampara. Cuando un exceso de biomasa se desarrolla en el sistema, el nivel de la cama se incrementa. Una porción del medio es bombeada a la mampara donde el exceso de biopelícula es removido y el medio limpio es retomado al reactor.

1.5 Filtros biológicos aerobios

1.5.1 Descripción del proceso

En cualquier filtro biológico, el agua residual es purificada por absorción y oxidación biológica de la materia orgánica soluble presente en el agua residual.

El proceso está constituido por tres fases:

1. Una fase sólida, la cual permite simultáneamente la retención de sólidos suspendidos y la fijación de la biomasa.
2. Una fase líquida en la cual el material sólido está inmerso o bien irrigado por aquella.
3. Una fase gaseosa creada por la entrada del aire dentro del filtro.

En la mayoría de los filtros biológicos de tipo percolador el agua residual es distribuida sobre el material de soporte una vez que ha experimentado un tratamiento primario con el

objeto de remover sólidos suspendidos, los cuales pueden ocluir el sistema; con esta acción al mismo tiempo se reduce la carga orgánica del filtro.

A medida que se suministra el agua residual, se desarrolla una película biológica sobre el medio del filtro. Esta biopelícula, es la responsable de la descomposición de la materia orgánica en el agua residual y del efecto de "filtración".

La película es un lodo viscoso, el cual está compuesto de una gran y diversa población de organismos incluyendo bacterias, protozoarios, rotíferos, algas, hongos, gusanos y larvas de insectos.

Por lo tanto, para asegurar una descomposición rápida y sin olor de la materia orgánica es requisito indispensable mantener condiciones aerobias dentro del sistema.

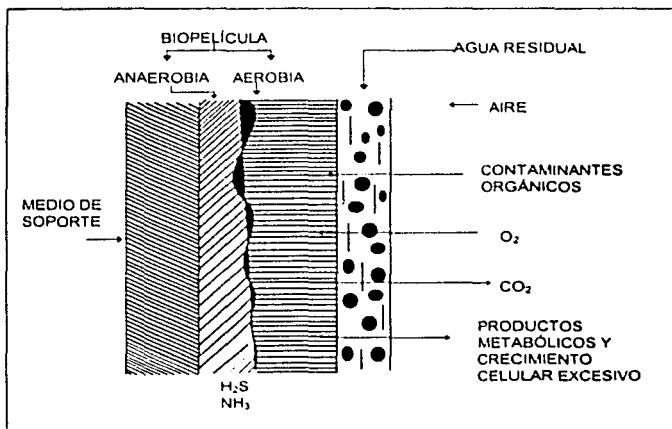


Fig. 1.3 Difusión de oxígeno desde el agua residual a la superficie de la biopelícula (tomada de WPCF, 1986)

Como se muestra en la Figura 1.3, el oxígeno se difunde del agua residual a la superficie de la biopelícula. Conforme los microorganismos consumen el sustrato y el oxígeno, éstos se reproducen creando un aumento en el espesor de la biopelícula. Cuando el lodo llega a ser abundante de tal forma que el oxígeno disuelto es consumido antes de que pueda penetrar toda la profundidad de la biopelícula, aparecen condiciones anaerobias en la capa más cercana al medio. Esta capa, queda privada de sustrato debido a que la mayoría de la materia orgánica es metabolizada antes de alcanzar la capa más profunda del lodo. Al quedar privados de sustrato y oxígeno los microorganismos aerobios de las

capas internas mueren y pierden su capacidad de adherirse al medio. Este fenómeno de desprendimiento de la biopelícula es fundamentalmente una función de la carga orgánica e hidráulica del filtro.

Los elementos que coadyuvan al desprendimiento de la biopelícula son los esfuerzos cortantes del agua residual y la aireación del sistema (en el caso del FSA). El lodo lavado es separado del sistema con un sedimentador secundario.

El funcionamiento de un filtro biológico es afectado por muchos factores tales como las cargas orgánica e hidráulica, la profundidad, características físicas del empaque, la forma de distribución del agua residual, la aireación, características del agua residual (temperatura, pH y tóxicos).

Carga hidráulica. Los valores de carga hidráulica, incluyendo la recirculación, usualmente se encuentran entre 15 y 117 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{d}$ (WPCF, 1986) para filtros percoladores. Esta es generalmente más alta para empaques plásticos que la aplicada a aquellos que utilizan piedras como empaque.

Carga orgánica. Generalmente, conforme aumenta la carga orgánica decrece la eficiencia del tratamiento y aumenta el espesor de la biopelícula, lo cual provoca que cuando existen altas concentraciones de sulfatos en el agua de entrada y condiciones anaerobias en la parte más interna de la biopelícula se generen olores desagradables por la presencia de sulfuro de hidrógeno. Para filtros percoladores las cargas orgánicas van de 0.08 a 4.8 kg DBO/ m^3d mientras que para filtros sumergidos son de 0.5 a 13 kg DQO/ m^3d (0.25 a 6.5 kg DBO/ m^3d); ver tabla 3.7.

Aireación. El oxígeno para el metabolismo de los microorganismos es suministrado a los filtros biológicos por la circulación del aire. La circulación del aire puede ser forzada por sopladores o compresores como en el caso del filtro sumergido o por medios naturales como en el filtro percolador en el cual para obtener una circulación por convección natural es necesario tener una diferencia de temperatura entre el fondo y la parte superior del filtro.

1.5.2 Componentes de los Filtros Biológicos

Existen seis componentes básicos comunes en todos los filtros biológicos:

- Sistemas de distribución
- Medio
- Sistema de evacuación
- Estructura
- Sistema de alimentación y recirculación

➤ Clarificador post-filtro

De estos los componentes comunes en los filtros percoladores y los filtros sumergidos son:

Medio filtrante. Tradicionalmente el medio filtrante más comúnmente usado en filtros biológicos ha sido pedazos de piedras. Cuando se utilizan piedras para este propósito, éstas deben de ser de un tamaño uniforme ya que con ello se ayuda a asegurar el espacio de huecos adecuado para el flujo de agua y la circulación del aire. El tamaño efectivo de la roca es usualmente de 75 a 125 mm. Rocas de diámetro pequeño no proporcionan suficiente espacio hueco, mientras que las piedras con diámetros mayores presentan menores áreas superficiales para el crecimiento de lodo. Debido al peso del medio, la profundidad de los filtros de piedra está usualmente limitada de 1.5 a 3 metros. Otras propiedades importantes de la roca o el material usado como medio filtrante incluye una alta resistencia, ausencia de finos, semejanza en forma, insolubilidad y resistencia química al agua residual aplicada, favorecer la adhesión de biopelículas, no presentar toxicidad a los microorganismos e inmunidad al ataque bacteriano.

Los empaques sintéticos fabricados con plásticos son ahora los más comúnmente usados en biofiltros. Estos empaques sintéticos presentan varias ventajas importantes sobre los empaques de piedra.

- Proporcionan más área superficial por unidad de volumen
- La relación de huecos más alta mejora la circulación del aire y transferencia de oxígeno, disminuyendo el riesgo de taponamiento.
- El tiempo de retención hidráulica en el filtro se incrementa con igualdad de volumen de tanques.
- Su bajo peso permite filtros más profundos.
- Se pueden trabajar cargas orgánicas e hidráulicas más grandes por unidad de volumen.
- La resistencia química al agua residual es mejor.
- Se proporciona una mejor distribución del agua residual.

Sistemas de evacuación. El sistema de falso fondo para filtros con flujo descendente, cumple dos propósitos (a) soportar el medio, (b) coleccionar y transportar el efluente y los sólidos descargados del medio del filtro a unidades subsiguientes de tratamiento y para el caso del filtro percolador (c) introducir el aire a través del filtro.

La recirculación en los filtros biológicos puede ser utilizada para varios propósitos:

- Reducir la concentración de materia orgánica del agua residual que ingresa al filtro
- Incrementar la carga hidráulica
- Diluir residuos tóxicos
- re-inocular un filtro.

1.6 Biopelículas

Una biopelícula consiste de células vivas, células muertas y desechos de células inmovilizadas y frecuentemente fijas en una matriz de polímero orgánico de origen microbiano adheridas a una superficie (Bishop *et al.* 1995). En el caso más simple, las biopelículas son compuestas de células microbianas y sus productos (polímeros extracelulares). Los polímeros extracelulares (EPS) son estructuras porosas similares a una esponja, con espacios vacíos los cuales se llenan con agua. Esa característica de los EPS hace que las biopelículas sean estructuras muy adsorptivas (≈95% de agua) (Characklis y Marshall, 1990) por lo que en algunas biopelículas se ha encontrado que una fracción de ellas consiste de materiales absorbidos tales como solutos y partículas inorgánicas.

Debido a que las biopelículas están compuestas de dos componentes principales: las células microbianas y los EPS, las especies microbianas y su morfología, así como la composición de los EPS determinan las propiedades físicas de la biopelícula. Esta puede ser considerada como un gel de polímero orgánico con microorganismos vivientes atrapados dentro de él, el cual tiene propiedades que influyen en el transporte de *momentum*, calor y masa en el sustrato.

1.6.1 Crecimiento en sistemas de biopelícula

El desarrollo de una biopelícula es el resultado neto de procesos físicos, químicos y biológicos (Characklis, 1981). Trulear y Characklis (1982) dividen el proceso de desarrollo de una biopelícula en tres fases: inducción, acumulación y *plateau* o estabilización. Sin embargo, recientemente Iwai y Kitao (1994) describen también el proceso de crecimiento en tres fases, crecimiento logarítmico, etapa de crecimiento constante y *plateau* o estabilización. A diferencia con Trulear y Characklis ellos no consideran la fase de inducción. Estas fases se pueden observar en la Figura 1.4.

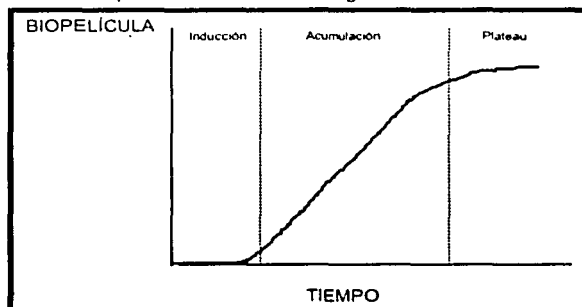


Fig. 1.4 Desarrollo de una biopelícula (tomada de Trulear y Characklis, 1982)

El proceso de crecimiento de una biopelícula con base en ambas propuestas se puede concebir de la siguiente manera:

Fase de Inducción. Está caracterizada por el desarrollo de una capa primaria de biopelícula sobre una superficie inicialmente "limpia". Durante este período son significativos los procesos de adsorción de orgánicos dando por resultado una superficie "acondicionada", seguida por el transporte y adhesión de microorganismos a la superficie.

Para el proceso de adhesión se sugiere que se da en dos formas: 1) adhesión reversible seguida por 2) una adhesión irreversible. La primera se refiere a una adhesión inicial débil de una célula, la cual aun puede exhibir movimiento Browniano. Las fuerzas de adhesión que se ven involucradas en este proceso incluyen: a) electrostáticas, b) London-Van der Waals, c) tensión interfacial y d) enlace covalente. Contrariamente, la adhesión irreversible es un enlace permanente a la superficie usualmente ayudado por la producción de polímeros extracelulares.

Fase de acumulación. Esta fase puede ser caracterizada por dos subetapas, un crecimiento logarítmico seguido por una tasa de acumulación casi constante. La porción logarítmica comienza en las últimas etapas del período de inducción y continúa hasta que se alcanza un espesor "crítico" de película. En este espesor crítico, la remoción alcanza un valor de estado estacionario y ya no es afectado por una acumulación adicional de película. En ese momento se observa el período de acumulación casi constante. En esta etapa la película microbiana no crece en presencia de concentraciones de sustrato más bajas que un cierto valor. La razón es que el sustrato ingerido por los microorganismos es consumido solo para mantener vivos los microorganismos presentes no habiendo contribución al crecimiento bacteriano cuando el suministro de sustrato es escaso. Además si el suministro de sustrato es menor que la cantidad requerida para mantener el metabolismo, la película microbiana comenzará a adelgazar. Al disminuir el espesor de la película se restablece el balance entre suministro de sustrato y tasa de consumo para mantener el metabolismo; este período termina cuando los esfuerzos de corte impiden más acumulación de la biopelícula.

Fase "plateau" o meseta. Es la fase en la cual la nueva producción de biopelícula iguala a la tasa de decaimiento por respiración endógena, destrucción por cadena alimenticia o lavado por esfuerzos de corte. Por lo tanto en la fase *plateau* el espesor de la biopelícula permanece esencialmente constante.

1.6.2 Coexistencia de actividad aerobia y anaerobia

En las biopelículas aerobias, cuando el factor limitante es el oxígeno, generalmente la capa exterior es aerobia y la interior anaerobia. En este caso, aún por debajo de la profundidad "efectiva" existe actividad metabólica, ya que en la capa anaerobia ocurren

procesos de licuefacción y/o fermentación ácida, formación de sulfuros por procesos de reducción y aún más, oxidación de materia orgánica y reducción de los iones nitrato y nitrato (desnitrificación) que se produce en la capa aerobia (Iwai y Kitao, 1994).

En los sistemas aerobios que emplean biopelículas, evidentemente el espesor de la capa aerobia es constante bajo condiciones de operación constantes, ya que si aumenta el grosor de la capa aerobia por crecimiento celular, una proporción igual de la capa aerobia más profunda se transforma en anaerobia por falta de oxígeno disuelto (O.D.). Por lo tanto el grosor total de la biopelícula y el de la capa anaerobia pueden crecer pero no el de la capa aerobia.

El hecho de que coexista actividad anaerobia y aerobia en un mismo ecosistema es una de las principales características y ventajas de los sistemas de biopelícula. Concretamente, el proceso de desnitrificación es de gran importancia en la capa anaerobia de la película biológica (Iwai y Kitao, 1994)

1.6.3 Estructura del sistema de biopelícula

Un sistema de biopelícula consiste de varios *compartimientos* o capas:

El medio sobre el que se acumula la biopelícula, la biopelícula, el seno del líquido y en casos especiales el gas (Characklis y Wilderer, 1989).

La capa de la biopelícula puede ser dividida en dos subcapas: la base y la superficie de la biopelícula. La base es relativamente firme y estructurada; la superficie, por otra parte tiene una topografía muy irregular; la cual proporciona una transición entre la capa del seno del líquido y la base de la biopelícula.

Por su parte, en muchos casos, el medio es un material sólido impermeable, no poroso, donde generalmente existe una interfase bien definida con la biopelícula. En otros casos, el medio puede contener poros y los microorganismos pueden sedimentar dentro, por lo que la interfase biopelícula-medio llega a ser morfológicamente indefinida (Characklis y Wilderer, 1989).

Las características del medio son decisivas, especialmente durante las etapas más tempranas de la acumulación, y pueden influir en la tasa de acumulación celular y la distribución inicial de la población. Por otra parte, la rugosidad de la superficie del medio es un factor que afecta la adhesión de microorganismos debido a que las cavidades proporcionan protección contra los esfuerzos de corte, roce de microorganismos y abrasión.

La capa gaseosa es proporcionada por la aireación o presencia de metabolitos tales como CO₂.

1.6.4 Composición de las biopelículas.

Las biopelículas de aguas residuales son sistemas muy complejos consistiendo de células microbianas embebidas en una matriz de polímero en la cual su estructura y composición es una función de la edad de la biopelícula y las condiciones ambientales (Lazarova y Manem, 1995). La biopelícula es un material viscoelástico, debido a su alta fracción de polímeros extracelulares.

La fracción volátil ha sido reportada de alrededor del 80% del peso seco de la biopelícula (Komegay y Andrews, 1967; citados por Characklis y Marshall, 1990). Sin embargo, la fracción volátil (orgánica) puede ser considerablemente menor que la misma fracción de una población microbiana suspendida (90% de sólidos volátiles) (Characklis y Marshall, 1990) principalmente debido a que los constituyentes inorgánicos son atrapados o precipitados dentro de la matriz de la biopelícula. La fracción inorgánica es especialmente alta en biopelículas acumuladas en sistemas acuáticos naturales donde la arena y sedimentos son atrapados en la matriz. Las relaciones carbon-nitrógeno (C/N) en algunas biopelículas son considerablemente más altas que en células microbianas (aproximadamente 5). La alta relación C/N puede reflejar una gran proporción de EPS (generalmente baja en nitrógeno) o una preponderancia de sales de carbonatos si es medido como carbono total en lugar de carbono orgánico.

1.6.5 Propiedades de las biopelículas

Las propiedades físicas, químicas y biológicas de las biopelículas dependen del medio ambiente particular en el cual se acumula. Sin embargo, también se deben considerar factores bióticos y abióticos. Un factor de suma importancia son los microorganismos, su presencia, actividad y las interacciones entre las varias poblaciones que forman la comunidad de la biopelícula.

Espesor de la biopelícula. Este parámetro es frecuentemente una característica muy importante en el análisis de los procesos de biopelícula ya que éste determina la longitud difusional y es necesario para poder calcular la resistencia friccional del fluido y la resistencia a la transferencia de calor y de masa. La variación en el espesor es una función de la edad de la biopelícula y es influenciada por la diversidad de especies microbianas.

Densidad. La densidad en las biopelículas varía con la profundidad; sin embargo, al igual que el espesor, muchos otros factores como las especies microbianas presentes, los esfuerzos cortantes y el flujo del sustrato la influyen. A este respecto se ha observado que el predominio de organismos filamentosos abate la densidad de la biopelícula (<40 kg/m³) (Trulear y Characklis, 1982).

Por otra parte, las propiedades de transporte son de importancia crítica para la cuantificación de los procesos de transferencia de *momentum*, calor y masa en este tipo de sistemas.

2. PARTE EXPERIMENTAL

Para el desarrollo experimental de este trabajo, se instaló un sistema piloto en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria (PTARCU). Esta planta trata aguas residuales provenientes de la zona urbana de Copilco el Alto así como de Ciudad Universitaria.

2.1 Descripción de la planta piloto

Para la realización de este trabajo se utilizaron tres tubos de PVC de 37.5 centímetros de diámetro interno y 1.97 metros de altura con espesor de pared de 0.5 centímetros. El volumen total de los filtros fue de 204.3 litros

Los reactores se diseñaron con un falso fondo construido con una placa perforada de hierro negro de 0.63 centímetros de espesor. La función de esta placa fue soportar el empaque y permitir un buen mezclado entre el agua residual y el aire comprimido, que se introducía a través de tres espreas micro-ranuradas de 5 cm, incrustadas en la parte posterior del falso fondo. La salida del efluente se encontraba a una altura de 1.85 metros a partir del fondo del reactor.

El empaque que se utilizó fue tezontle. La altura empacada de reactor fue de 1.75 metros. Debido al empaque, el volumen de los reactores se reducía en un 45.5% en promedio. Cabe mencionar que este material había sido utilizado con anterioridad en los trabajos de Morgan *et al.* (1994) y Canseco (1995) con buenos resultados de operación, pero no se reporta una caracterización amplia y profunda del mismo. En este trabajo se procedió a realizar una caracterización más completa del empaque con el objeto de poder determinar la viabilidad de uso de este material en plantas a escala real. La caracterización del empaque se realizó de acuerdo a Jiménez (1995) sobre lotes de tezontle tomados de un muestreo por cuarteo de la totalidad de material con que se empacaron los reactores al inicio del trabajo.

La caracterización del empaque para cada filtro se muestra en la Tabla 2.1. La Figura 2.1 muestra una fotografía del sistema piloto

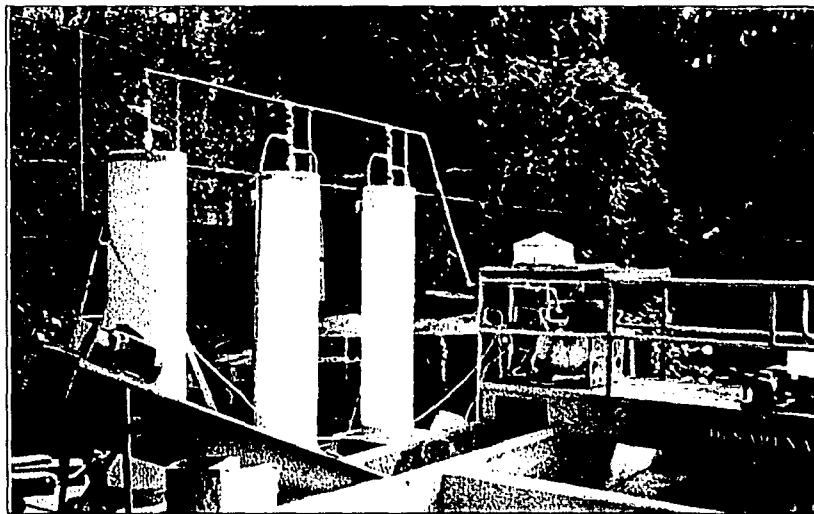


Fig. 2.1 Vista de la planta piloto

TABLA 2.1 CARACTERIZACIÓN DEL EMPAQUE

	REACTOR 1	REACTOR 2	REACTOR 3
Diámetro (cm)	3.92	3.87	3.93
Fración de huecos (%)	45.31	43.3	47.87
Porosidad	0.74	0.79	0.8
Área Superficial m ² /m ³	200	175.5	170.8
Piezas por m ³	41,406	37,500	35,366
Coefficiente de Uniformidad	1.4	1.35	1.77
Densidad Real g/ml	2.07	2.23	2.7
Densidad Aparente g/ml	0.5	0.47	0.53
Solubilidad en HCl (%)	0.67	0.46	0.65
Solubilidad en NaOH (%)	0.00	0.00	0.05

El agua residual fue tomada de la unidad de rejillas de la PTAR de Ciudad Universitaria, pero con el objeto de poder variar la carga orgánica a través de la concentración de materia orgánica medida como DQO, se realizaron mezclas de agua residual con disoluciones de azúcar.

La tubería de alimentación de agua residual fue de PVC de 1.9 cm de diámetro y se utilizaron mangueras de látex de 1.27 centímetros de diámetro para la inyección de las soluciones de azúcar a la línea principal, la cual llegaba hasta el fondo de cada uno de los reactores.

El agua residual fue almacenada en tres tinacos Rotoplas de 1100 L, mientras que las soluciones de azúcar se preparaban diariamente en botes de plástico de 120 L, los cuales fueron pintados de negro para evitar la aparición de algas dentro de ésta.

Para el proceso de evacuación y lavado del empaque con la posterior recuperación de la biomasa se utilizaron tres charolas de lámina, que se colocaban bajo el fondo de los reactores. La Figura 2.2 muestra el arreglo de la planta.

Sistema de bombas

Para el suministro de agua residual a la instalación experimental se utilizó una bomba centrífuga de 1/2 HP, la cual condujo el agua residual del cárcamo de "Institutos" de la PTAR hasta los tanques de almacenamiento a través de una tubería de 2.5 cm. de diámetro.

Ya en el sistema, la distribución del agua residual a cada uno de los filtros se efectuó por medio de una bomba peristáltica de 100 a 600 rpm marca Cole-Palmer, la cual tenía acoplados tres cabezales del número 18, de donde cada cabezal distribuía a un reactor. Para la primera etapa debido a que con las bombas peristálticas no se podía obtener el flujo necesario, se utilizó una bomba centrífuga de 1/12 de hp con una cabeza y flujos máximos de 4.6 m. y 1.26 L/seg, respectivamente.

El suministro de las soluciones de azúcar se realizó con dos bombas peristálticas marca Cole-Palmer de 100 a 600 rpm con cabezal del número 16.

Sistema de aireación

El aire fue suministrado por un compresor marca Campbell Hausfeld de 1 hp. El aire proveniente del compresor se condujo a través de mangueras de plástico, hasta llegar al falso fondo de los filtros, donde fue alimentado a cada una de las espumas microranuradas y de ahí se distribuía pasando por los orificios de la placa a todo lo largo del reactor. La Figura 2.3 muestra uno de los falsos fondos donde se puede apreciar el sistema de distribución de aire.

Sedimentadores

El efluente de los reactores fluía por gravedad a recipientes de plástico de 30 L de capacidad, los cuales funcionaron como clarificadores secundarios. Los recipientes contaban con una mampara de acrílico en la parte intermedia, con el objeto de conducir al agua hacia el fondo del sedimentador antes de ser evacuada.

2.2 Descripción del experimento

2.2.1 Influencia de la Carga Orgánica

Los reactores operaron en continuo con flujo ascendente. Para determinar el efecto de la carga orgánica sobre la eficiencia de este tipo de reactores, el estudio se realizó en tres etapas para todos los reactores y una cuarta para el reactor tres. El tiempo de duración de cada etapa o corrida varió entre 45 y 60 días. En cada etapa se varió el tiempo de retención hidráulica (TRH), manteniendo la concentración de la materia orgánica constante, por lo que se tuvieron cargas orgánicas diferentes. Se trabajaron 10 cargas orgánicas en el intervalo de 0.45 a 9.44 kg DQO/m³d.

Las concentraciones de materia orgánica se eligieron dentro del intervalo del agua residual doméstica y fueron del orden 120 a 600 mg O₂/L como DQO. Por otra parte, los tiempos de retención hidráulicos se eligieron en el intervalo de tiempos para sistemas aerobios siendo tres, seis y diez horas. Los cálculos se realizaron utilizando el volumen útil de los reactores.

El sustrato utilizado fue una mezcla de agua residual doméstica y disoluciones de azúcar con el fin de elevar la concentración de materia orgánica para los reactores dos y tres. La alimentación fue introducida al reactor con un flujo tal que cumpliera con el TRH deseado. La concentración de oxígeno disuelto mínima dentro del reactor fue de 2 mg O₂ /L.

La toma de muestras para los análisis fisicoquímicos (SST, SSV, SSF y DQO total y soluble) se realizó en los siguientes tres puntos:

(1) la entrada al reactor, (2) salida del reactor y (3) salida de sedimentador.

Para los análisis de pH, alcalinidad, nitrógeno amoniacal, nitratos y nitritos, sólo se hizo un muestreo en los dos primeros puntos. El muestreo en ambos casos, se efectuó de forma puntual durante el tiempo que duró cada corrida para los tres reactores.

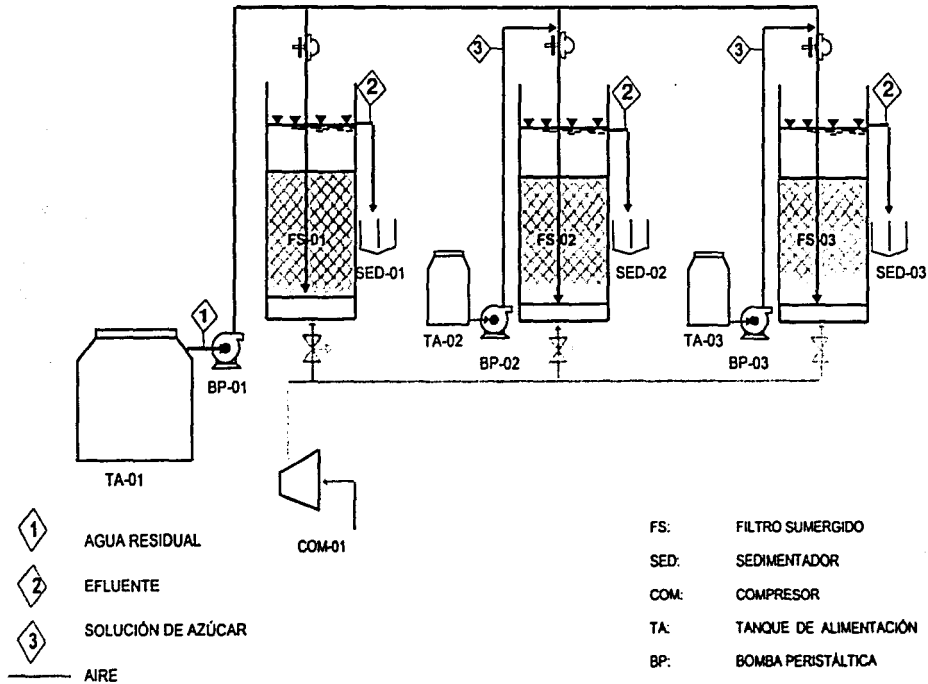


Fig. 2.2 Arreglo experimental del sistema



Fig. 2.3 Vista del falso fondo y sistema de aireación del reactor

2.2.2 Determinación de lodos suspendidos y adheridos

Una vez terminada la corrida, el empaque era vaciado y lavado en charolas diseñadas para tal fin, procediéndose a la cuantificación de la biomasa adherida a éste. La manera de tomar la muestra para realizar el análisis de SST fue la siguiente:

El empaque era vaciado en las charolas y a continuación se le agregaba agua con una manguera para desprender la biopelícula en un primer lavado con el cual se obtenía la mayor parte de ésta; posteriormente el agua se pasaba a recipientes de 200 litros. Esta acción se repetía cuantas veces fuera necesario hasta que no se observara biopelícula sobre el soporte; en caso de ser necesario, el tezontle se tallaba con cepillos para despegar lo más posible.

Debido a que también se desprendían finos del tezontle, en las charolas se tenía una mezcla de biopelícula y tezontle la cual se separaba por decantación. Finalmente, del volumen conocido de agua recuperada en el recipiente, se homogeneizaba y tomaba una muestra con la cual se determinaba la cantidad de biomasa adherida al tezontle.

Por su parte, la cuantificación de la biomasa que se desprendía y era retenida en el sedimentador secundario se realizaba diariamente.

Debido a que al terminar las corridas el nivel de tezontle en el reactor bajaba, también se determinó la cantidad de material que se perdía en forma de finos. Estos se

determinaron de las cantidades que se recuperaban y separaban de la biomasa al ser lavado el empaque.

2.2.3 Estudios de trazado

Existen algunos factores tales como la formación de canales de flujo, recirculación y remolinos que provocan la formación de zonas estancadas o muertas, las cuales desvían el comportamiento ideal en un reactor. La presencia de zonas muertas no favorece el buen desempeño del reactor pues restan volumen a la unidad de tratamiento. La cuantificación de estas desviaciones del patrón de flujo ideal se hace por medio de estudios de trazado.

Para este trabajo, el estudio de trazado se realizó para todos los reactores durante las tres etapas al inyectar una solución de verde de bromocresol en forma de impulso (tipo C) (Levenspiel, 1972). Los estudios se llevaron a cabo cada vez que se daba por terminada una corrida, con el empaque colonizado. Se hicieron también estudios con el empaque limpio y en una columna vacía para observar como afectaba al comportamiento hidráulico, la presencia de biomasa y empaque respectivamente. En todos los estudios existió aireación.

El muestreo del trazador efluente se realizó durante 12 horas continuas. Las muestras se tomaron durante la primera mitad del TRH cada 5 minutos a partir del momento de la inyección del trazador. En el tiempo restante del estudio de trazado las muestras se tomaron cada 10 minutos. Y en la última fase donde la concentración del colorante casi no cambia, el muestreo se realizó cada hora.

Debido a la presencia de biomasa en las muestras fue necesario filtrarlas antes de ser leídas en el espectrofotómetro.

2.3 Condiciones de operación

2.3.1 Etapa 1

Esta etapa operó con los tiempos de retención hidráulica más pequeños, y concentraciones de DQO de 149, 310 y 559 mg/L como puede verse en la Tabla 2.2. Como consecuencia de los bajos tiempos de retención utilizados, los flujos a manejar fueron los más grandes durante toda la experimentación, 29 L/min en promedio para los tres reactores.

En esta etapa cabe mencionar que no se llevó a cabo el lavado del empaque, al final de la corrida.

TABLA 2.2 CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LA PRIMERA ETAPA

PARÁMETRO	REACTOR 1	REACTOR 2	REACTOR 3
DQO _{total} (mg/L)	166	310	559
DQO _{soluble} (mg/L)	117	176	336
PH	7.22	7.04	6.94
Alcalinidad (mg/L)	189	170	169
SST (mg/L)	56.3	63.2	76.0
SSV (mg/L)	48.4	52.6	66.1
SSF (mg/L)	7.9	10.6	9.8
Sólidos Sedimentables (ml/L)	*	*	*
N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	7.9	10.7	15.9
N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	*	*	*
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	*	*	*
Concentración de O ₂ (mg/L)	2 a 3	2 a 3	2 a 3
TRH (h)	4.4	3.9	4.1
Carga Orgánica (kg DQO/m ³ d)	0.8	1.9	3.2
Carga Hidráulica (m ³ /m ² d)	6.2	7.2	5.8

* No se realizaron los análisis

2.3.2 Etapa 2

A partir de esta corrida se cambió la bomba centrífuga que suministraba el agua residual por una bomba peristáltica con cabezal número 18; en esta etapa se inician los lavados del empaque al final de los experimentos, con objeto de contabilizar la biomasa adherida a éste. La Tabla 2.3 presenta las condiciones de operación de esta etapa.

TABLA 2.3 CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LA SEGUNDA ETAPA

PARÁMETRO	REACTOR 1	REACTOR 2	REACTOR 3
DQO _{total} (mg/L)	128	348	548
DQO _{soluble} (mg/L)	93	298	474
pH	7.70	7.27	7.30
Alcalinidad (mg/L)	230	195	201
SST (mg/L)	35.4	43.9	55.4
SSV (mg/L)	29.9	35.4	48
SSF (mg/L)	5.5	8.5	7.4
Sólidos Sedimentables (ml/L)	3.5	125	204
N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	25.7	15.2	22
N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	0.3	0.4	0.3
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	N.D	N.D	N.D
Concentración de O ₂ (mg/L)	2	2	2
TRH (h)	5.9	5.9	5.9
Carga Orgánica (kg DQO/m ³ d)	0.5	1.4	2.2
Carga Hidráulica (m ³ /m ² d)	3.8	3.8	3.8

* N.D no detectado

2.3.3 Etapa 3

En esta etapa se cambia el cabezal 18 de las bombas peristálticas de las soluciones de azúcar por cabezal número 16, pues con pequeñas variaciones en el control de velocidad se obtienen grandes cambios en la concentración de agua de entrada en el reactor. La caracterización del agua residual así como las condiciones de operación se observan en la Tabla 2.4

TABLA 2.4 CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LA TERCERA ETAPA

PARÁMETRO	REACTOR 1	REACTOR 2	REACTOR 3
DQO _{total} (mg/L)	158	324	586
DQO _{soluble} (mg/L)	93	256	505
pH	7.68	7.20	7.03
Alcalinidad (mg/L)	215	210	197
SST (mg/L)	71.8	51	61
SSV (mg/L)	60.4	44.2	53.4
SSF (mg/L)	11.4	6.8	7.6
Sólidos Sedimentables (ml/L)	0.3	216	683
N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	31.3	24.3	16.3
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	N.D	N.D	N.D
N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	N.D	N.D	N.D
Concentración de O ₂ (mg/L)	5	5	5
TRH (h)	8.3	8.3	8.3
Carga Orgánica (kg DQO/m ³ d)	0.45	0.93	1.69
Carga Hidráulica (m ³ /m ² d)	2.8	2.8	2.8

* N.D No detectado

2.3.4 Etapa 4

Debido a que hasta la corrida anterior no se observó un cambio importante en la eficacia de remoción de materia orgánica con respecto a la carga orgánica, se decidió realizar una corrida más, solamente para el reactor tres, incrementando la carga orgánica más alta manejada hasta el momento de 3.2 a 9.4 kg DQO/m³d. El aumento de carga se obtuvo al incrementar la concentración de materia orgánica y mantener el mismo TRH de la corrida tres. Las condiciones para la corrida se muestran en la Tabla 2.5

TABLA 2.5 CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LA CUARTA ETAPA

PARÁMETRO	REACTOR 3
DQO _{total} (mg/L)	3230
DQO _{soluble} (mg/L)	3175
PH	.
Alcalinidad	.
SST (mg/L)	107
SSV (mg/L)	99.6
SSF (mg/L)	7.4
Sólidos Sedimentables (ml/L)	783
N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	11.4
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	0.1
N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	N.D
Concentración de O ₂ (mg/l)	2
TRH (h)	8.2
Carga Orgánica (kg DQO/m ³ d)	9.4
Carga Hidráulica (m ³ /m ² d)	2.8

* No se realizaron los análisis

* N.D. No detectado

2.4 Técnicas analíticas

Los análisis que se realizaron a lo largo de la experimentación sobre las muestras del influente, efluente y sedimentadores fueron: DQO total y soluble, SST, SSV, SSF, pH, alcalinidad, N-NH₄⁺, N-NO₃⁻, N-NO₂⁻ y sólidos sedimentables. Las técnicas analíticas usadas se basaron en lo descrito en el "Métodos Estándar" (APHA, 1992). Para los análisis de N-NH₄⁺, N-NO₃⁻ y N-NO₂⁻ se utilizó un espectrofotómetro Spectronic 20D.

Las muestras del estudio de trazado, se leyeron en el espectrofotómetro a una longitud de onda de 610 nm. Como trazador se utilizó verde de bromocresol, en una concentración de 0.024g/L, con 20 ml como inyección tipo C (pulso).

El muestreo por cuarteo del empaque se realizó según lo descrito en "Chemical Engineers' Handbook" (Perry et al, 1973).

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1 Reactor uno

3.1.1 Remoción de DQO

En el caso del reactor uno, no se agregaron disoluciones de azúcar con el fin de trabajar con cargas orgánicas bajas durante la experimentación siendo éstas de 0.8, 0.52 y 0.45 kg DQO/m³d para la primera, segunda y tercera etapa respectivamente.

En la figura 3.1 se puede apreciar que la concentración de DQO del agua alimentada a este reactor osciló alrededor de los 150 mg/l durante las tres etapas de la experimentación. La DQO total promedio efluente para las etapas uno, dos y tres fue 57, 43 y 45 mg/l respectivamente con eficiencias de 65, 67 y 71%.

Por otra parte, de las figuras 3.1 y 3.2 se puede interpretar que debido a las pequeñas diferencias que existen entre DQO total y DQO soluble, que tanto la corriente a tratar como el efluente presentaron bajas concentraciones de SST a lo largo de la experimentación. Lo anterior puede corroborarse con la Figura 3.6.

En las figuras 3.3 y 3.4 se puede observar que de acuerdo a lo que se esperaba la eficiencia de remoción de DQO disminuye conforme se incrementa la carga orgánica obteniéndose valores de 71, 67 y 65% para las cargas orgánicas de 0.45, 0.52 y 0.8 kg DQO/m³d, respectivamente a la salida del filtro sumergido.

De los resultados se puede inferir que para el reactor uno, el uso de agua residual con bajas concentraciones de materia orgánica da como resultado una biopelícula irregular parcialmente mineralizada, lo cual se comprueba por el hecho de obtener un lodo con bajo porcentaje de SSV 38, 64 y 66% (ver tabla 3.2) para las etapas uno, dos y tres respectivamente. Estos resultados son contrastantes con los obtenidos para los reactores dos y tres, para los cuales se obtienen fracciones de SSV en el intervalo del 79 a 91% a lo largo de toda la experimentación.

La figura 3.4 muestra que la eficiencia de remoción mejora ligeramente con la presencia del sedimentador. Por lo que es posible pensar que para un filtro sumergido con bajas concentraciones de materia orgánica así como de SST en el influente la presencia del sedimentador secundario no altera en gran medida la calidad del efluente, por lo que se podría prescindir de éste con la consiguiente disminución de costos en el tratamiento de aguas residuales de estas características.

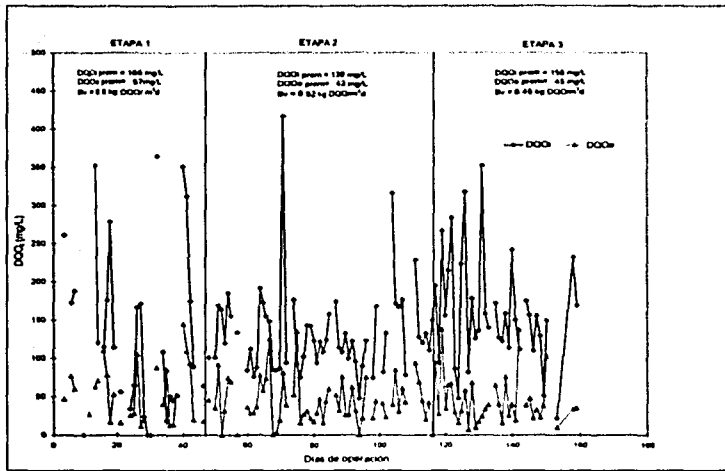


Fig. 3.1 Variación de la DQO_1 en función del tiempo de operación y de la carga orgánica aplicada para el reactor uno.

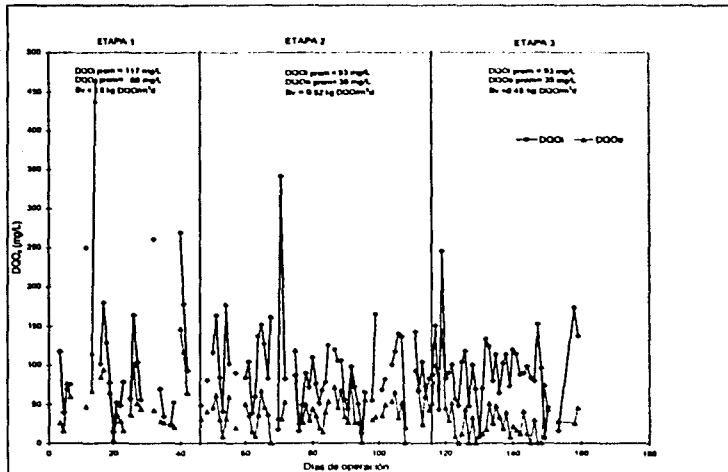


Fig. 3.2 Variación de la DQO_3 en función del tiempo de operación y de la carga orgánica aplicada para el reactor uno.

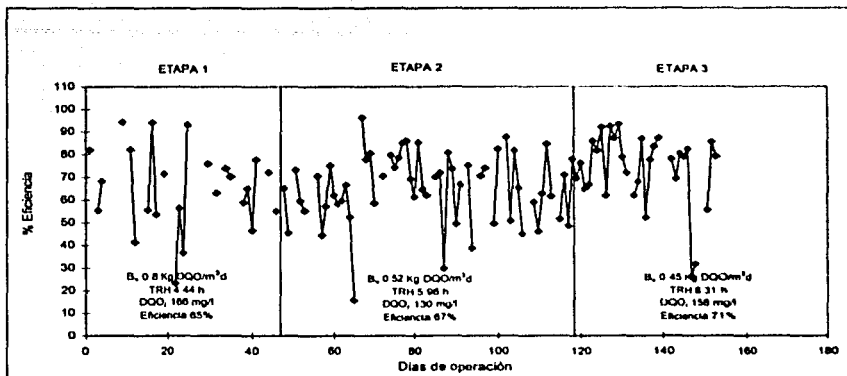


Fig. 3.3. Eficiencia de remoción de DQO total para el reactor uno sin considerar la acción del sedimentador

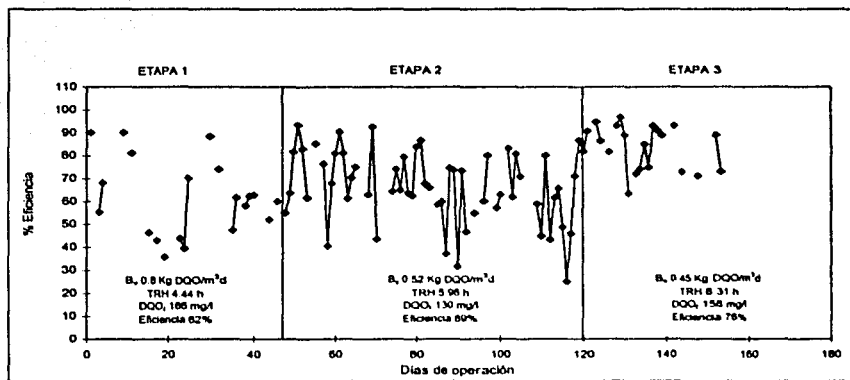


Fig. 3.4 Eficiencia de remoción de DQO total para el reactor uno considerando la acción del sedimentador

3.1.2 Nitrificación

En cuanto a la nitrificación, este proceso se llevó a cabo eficazmente con tasas de nitrificación de 9.91 y 2.38 kg N-NO₃/kg SSV*d para la segunda y tercera etapa respectivamente. Como es de esperarse, conforme aumenta la carga orgánica, el proceso de nitrificación se ve afectado. La Tabla 3.1 muestra el comportamiento del proceso de nitrificación durante el estudio; se puede observar que el efluente de las etapas dos y tres presenta concentraciones de nitrógeno amoniacal en ambos casos de 1 mg/L, aspecto favorecido por la baja concentración de materia orgánica y alta disponibilidad de oxígeno disuelto, condiciones indispensables para llevar a cabo el proceso. De igual forma, se observó que para las etapas dos y tres existe remoción de nitrógeno siendo mayor para la etapa tres; dicha remoción se atribuye al fenómeno de desnitrificación, el cual se llevó a cabo (56% de eliminación de nitrógeno) a pesar de que el soporte se encontraba pobremente poblado. En la fig.3.5 se puede observar la variación del nitrógeno con respecto a la carga orgánica.

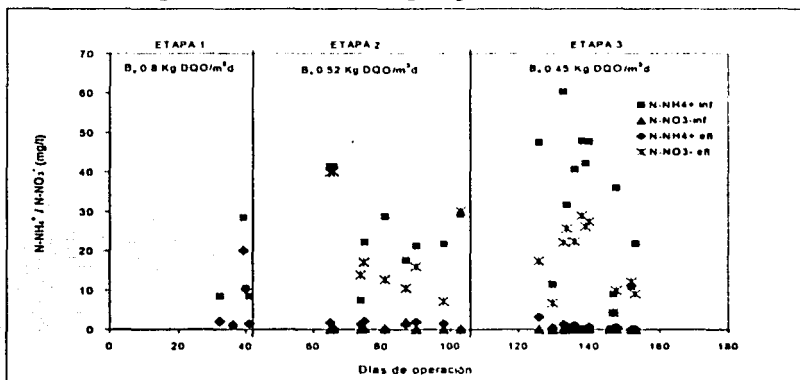


Fig. 3.5 Variación de nitrógeno con respecto a la carga orgánica

TABLA 3.1 RESULTADOS DEL PROCESO DE NITRIFICACIÓN REACTOR 1

Etapa	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3
Carga orgánica kg DQO/m ³ d	0.8	0.52	0.45
Carga de nitrógeno amoniacal kg N-NH ₄ ⁺ /m ³ d	0.04	0.1	0.09
N-NH ₄ ⁺ inf. (mg/L)	11.3	25.7	31.3
N-NH ₄ ⁺ efl. (mg/L)	6.9	1.0	0.9
Eficiencia de remoción de NH ₄ ⁺ (%)	39	96	97
N-NO ₃ ⁻ inf. (mg/L)	*	0.3	0
N-NO ₃ ⁻ efl. (mg/L)	*	20.8	17.6
Tasa de nitrificación másica kg N-NO ₃ ⁻ /kg SSV d		9.9	2.4
Tasa de nitrificación volumétrica kg N-NO ₃ ⁻ /m ³ d		0.08	0.05

* no se realizó el análisis

3.1.3 Producción de sólidos

En lo que respecta a la producción de sólidos, para el reactor uno se tienen las concentraciones más bajas de sólidos suspendidos en la salida, con respecto a los otros dos reactores, hecho que era de esperarse debido a que se manejaron las cargas más bajas a lo largo de toda la experimentación.

Como puede apreciarse en la tabla 3.2 la fracción fija es relativamente alta 62, 36 y 34% para las tres etapas de la experimentación y corresponde a la erosión del tezontle causada por la agitación del medio debido a la aireación con la consecuente incorporación de partículas inorgánicas a la biomasa.

Por otra parte, en la Figura 3.6 se puede observar que la concentración de SST decrece conforme disminuye la carga orgánica. Asimismo, se pueden apreciar picos que corresponden a ligeras evacuaciones de lodos debidas al desprendimiento de la biomasa y que la frecuencia de estas decrece conforme disminuye la carga orgánica.

Como se puede observar en la tabla 3.2 la concentración de SST a la salida del reactor uno a lo largo de la experimentación es baja y la fracción orgánica corresponde a 38, 64 y 66% para las etapas uno, dos y tres respectivamente. Al respecto, Characklis y Marshall, (1990) afirman que la acumulación de biopelícula en medios porosos con bajas concentraciones de sustrato es irregular, hecho que se pudo observar al retirar el tezontle del reactor.

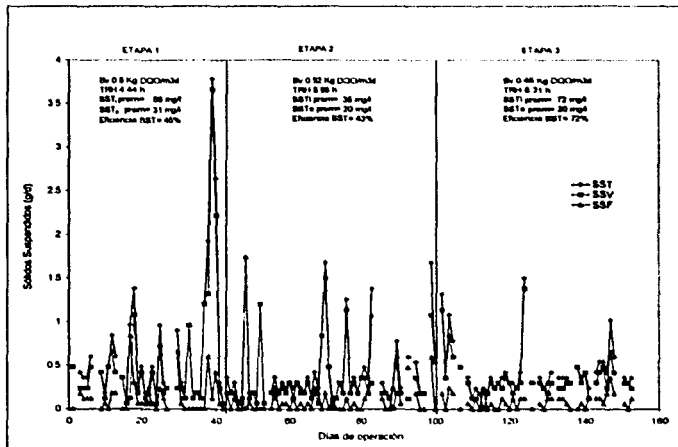


Fig. 3.6 Sólidos suspendidos del reactor uno captados en el sedimentador.

En las tablas 3.2 y 3.3 se puede apreciar las características del agua efluente del sistema de tratamiento a lo largo de toda la experimentación y la cantidad de biomasa adherida al tezontle respectivamente.

Los valores de Yobs calculados para las etapas 1, 2 y 3 de la experimentación fueron (kg SSV/kg DQO elim.): 0.007, 0.06 y 0.08 respectivamente.

TABLA 3.2 CARACTERIZACIÓN DEL EFLUENTE DEL REACTOR UNO

Parámetro	Concentración		
	Etapas 1	Etapas 2	Etapas 3
DQO total (mg/L)	57	43	45
DQO soluble (mg/L)	68	38	35
SST (mg/L)	31.0	20.2	20.1
SSV (mg/L)	11.9	12.9	13.3
SSF (mg/L)	19.1	7.3	6.8
N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	7.3	1.0	0.9
N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	*	20.7	17.6
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	*	0.06	0.23

* no se realizó el análisis

TABLA 3.3 SST ADHERIDOS AL EMPAQUE REACTOR UNO.

Parámetro	Etapas 2	Etapas 3
SST (kg)	0.37	0.42
SSV (kg)	0.14	0.12
SSF (kg)	0.24	0.30
% SSV	38	29

3.2 Reactor dos

3.2.1 Remoción de DQO

En la figura 3.7 se puede observar que para las tres etapas la concentración de DQO alimentada al reactor dos osciló alrededor de los 300 mg/l.

Por otra parte, en las figuras 3.7 y 3.8 se pueden observar diferencias apreciables entre los valores para DQO total y DQO soluble del efluente; estas diferencias son debidas a la presencia de sólidos suspendidos en la corriente tratada como resultado del desprendimiento de la biomasa en exceso dentro del reactor.

El comportamiento del reactor dos a lo largo de toda la experimentación en lo que respecta a eficiencia de remoción de DQO total se puede apreciar en la Figura 3.9; de nueva cuenta, al incrementar la carga orgánica disminuye la eficiencia promedio de remoción obteniéndose valores de 67, 68 y 72% para las cargas orgánicas de 1.8, 1.4 y 0.93 kg DQO/m³d, respectivamente a la salida del filtro sumergido. En la figura 3.9, también se puede observar que se presentan decrementos pronunciados en la eficiencia a lo largo de la experimentación, siendo éstos más evidentes en la etapa dos y finales de la etapa tres. Estos decrementos en la eficiencia se pueden relacionar, como ya se mencionó anteriormente, con un incremento en la concentración de SST en el efluente del reactor. Este incremento de SST en la corriente de salida es a su vez resultado de una mayor síntesis celular provocada por el aumento de la concentración del sustrato y la agitación del medio debida a la aireación, la cual produce entre otros efectos el desprendimiento de la biomasa en exceso.

La figura 3.10 muestra menores variaciones en la eficiencia de remoción de la DQO soluble. Ambas figuras, 3.9 y 3.10, permiten corroborar la influencia en la DQO total del efluente de los desprendimientos de biopellicula.

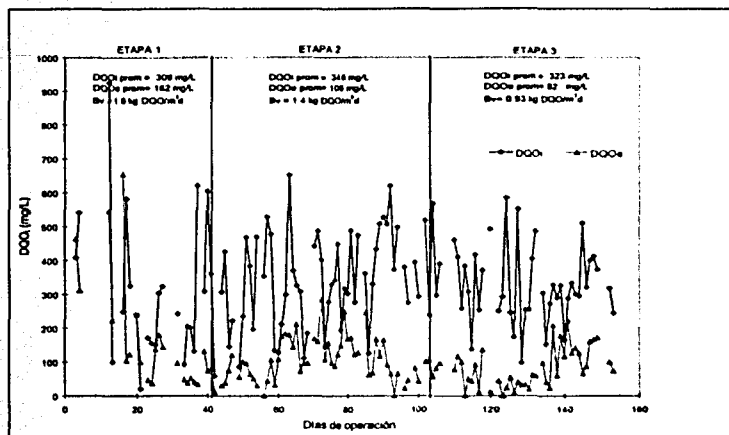


Fig. 3.7 Variación de la DQO_t en función del tiempo de operación y de la carga orgánica aplicada para el reactor dos.

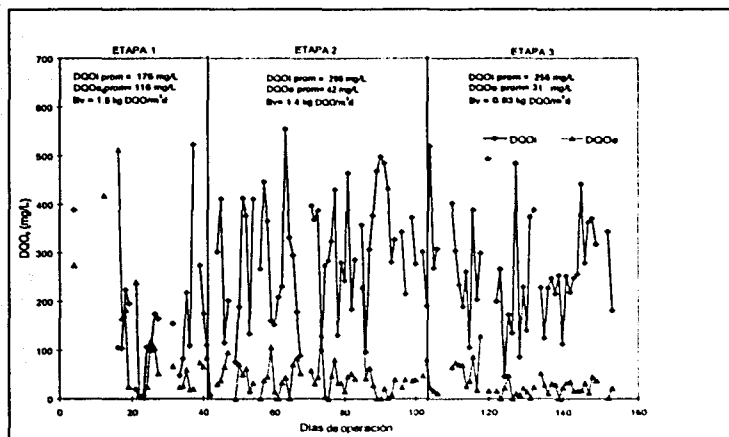


Fig. 3.8 Variación de la DQO_s en función del tiempo de operación y de la carga orgánica aplicada para el reactor dos.

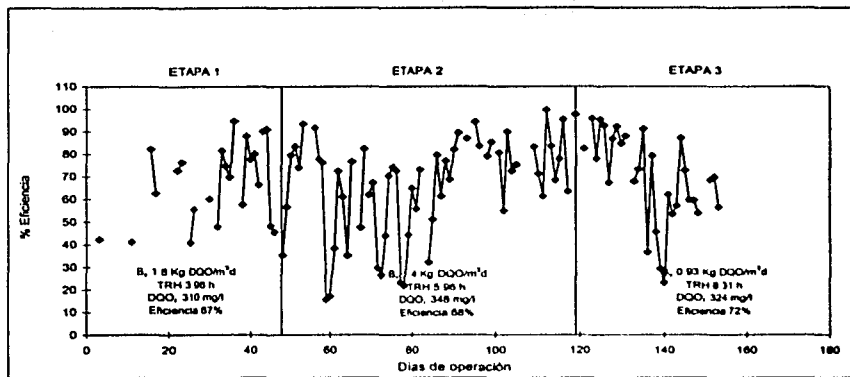


Fig. 3.9 Eficiencia de remoción de DQO total para el reactor dos sin considerar la acción del sedimentador

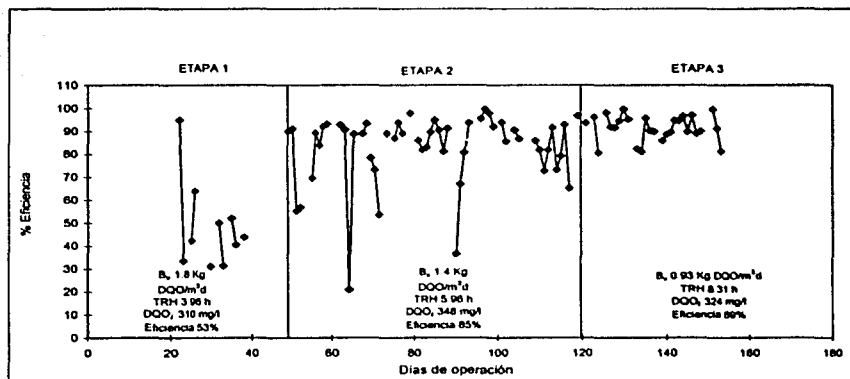


Fig. 3.10 Eficiencia de remoción de DQO total para el reactor dos considerando la acción del sedimentador

3.2.2 Nitrificación

Para el reactor dos, en el intervalo de carga orgánica comprendido entre 0.93 y 1.8 kg DQO/m³d, se llevó a cabo el proceso de nitrificación con una eficiencia de remoción de nitrógeno amoniacal de 75, 79 y 94% para la primera, segunda y tercera etapa, como pueden observarse en la tabla 3.4 con tasas de nitrificación de 0.24 y 0.66 kg N-NO₃/kg SSV*d para la segunda y tercera etapa, respectivamente. Este comportamiento fue el esperado, pues las cargas orgánicas aún son bajas y las concentraciones de oxígeno disuelto en el sistema fueron de por lo menos 2 mg/L, por lo que no existían factores limitantes en el proceso. En la Figura 3.11 se puede observar la variación de nitrógeno con respecto a la carga orgánica.

De la tabla 3.4 se puede observar que se eliminó 54 y 53% de nitrógeno para las etapas dos y tres respectivamente. Esto indica que se lleva a cabo el proceso de desnitrificación en el sistema, pues a pesar de que prevalecen condiciones aerobias, en las zonas profundas de la biopelícula se tienen condiciones favorables para la desnitrificación. Lo anterior se comprobó al desprender la biopelícula del soporte y observar que existían condiciones anaerobias en la biopelícula pegada al medio.

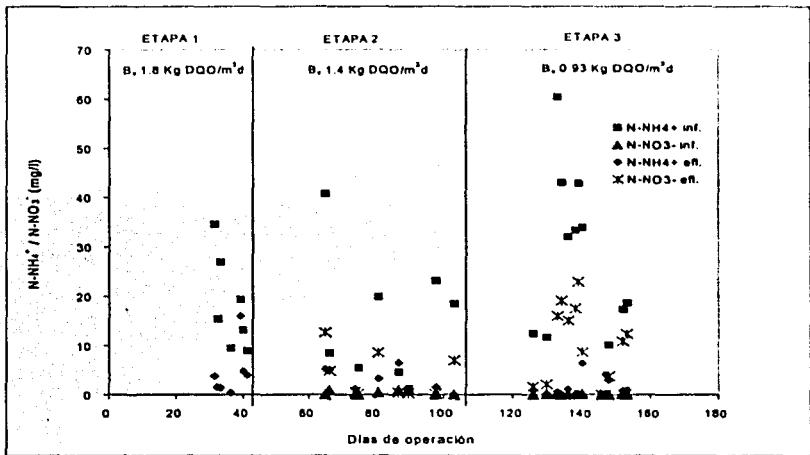


Fig. 3.11 Variación de nitrógeno con respecto a la carga orgánica

TABLA 3.4 RESULTADOS DEL PROCESO DE NITRIFICACIÓN REACTOR 2

Etapa	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3
Carga orgánica kg DQO/m ³ d	1.8	1.4	0.93
Carga de nitrógeno amoniacal kg N-NH ₄ ⁺ /m ³ d	0.06	0.06	0.07
N-NH ₄ ⁺ inf. (mg/L)	18.2	15.2	24.3
N-NH ₄ ⁺ efl. (mg/L)	4.5	3.2	1.4
Eficiencia de remoción de NH ₄ ⁺ (%)	75	79	94
N-NO ₂ ⁻ inf. (mg/L)	•	0.4	0
N-NO ₂ ⁻ efl. (mg/L)	•	3.8	9.9
Tasa de nitrificación másica kg N-NO ₃ ⁻ /kg SSV d	•	0.24	0.66
Tasa de nitrificación volumétrica Kg N-NO ₃ ⁻ /m ³ d	•	0.014	0.028

*no se realizó el análisis

3.2.3 Producción de sólidos

A diferencia del reactor uno, los sólidos evacuados presentan una fracción orgánica de 86% mientras que la fracción de SSF es del 14%. La concentración de SSF permanece constante a lo largo de toda la experimentación, con una excepción en la etapa dos, en donde a partir de los primeros 20 días se incrementa entre 100 y 200 mg/L; el efecto puede ser debido a la erosión del tezontle.

La salida de los sólidos suspendidos se lleva a cabo de manera periódica y ésta se da cuando existe un incremento en el espesor de la biopelícula. De igual manera que con el reactor uno, la concentración, así como la frecuencia de salida de los sólidos suspendidos, se incrementa con el aumento de la carga orgánica.

En la Figura 3.12 se puede observar que los picos de SST corresponden a decrementos de eficiencia que se presentan en la Figura 3.7.

Los valores de Yobs calculados para las etapas 1, 2 y 3 de la experimentación fueron (kg SSV/kg DQO elim.): 0.03, 0.16 y 0.079 respectivamente.

Las Tablas 3.5 y 3.6 muestran la caracterización del efluente del reactor dos a lo largo de la experimentación y la biomasa adherida al tezontle respectivamente.

TABLA 3.5 CARACTERIZACIÓN DEL EFLUENTE DEL REACTOR DOS

Parámetro	Concentración		
	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3
DQO total (mg/L)	162	106	82
DQO soluble (mg/L)	116	42	31
SST (mg/L)	49.3	88.6	58.6
SSV (mg/L)	41.2	78.9	46.5
SSF (mg/L)	8.1	9.7	12.1
N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	6.5	3.2	1.4
N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	•	3.8	10.0
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	•	0.1	0

* no se realizó el análisis

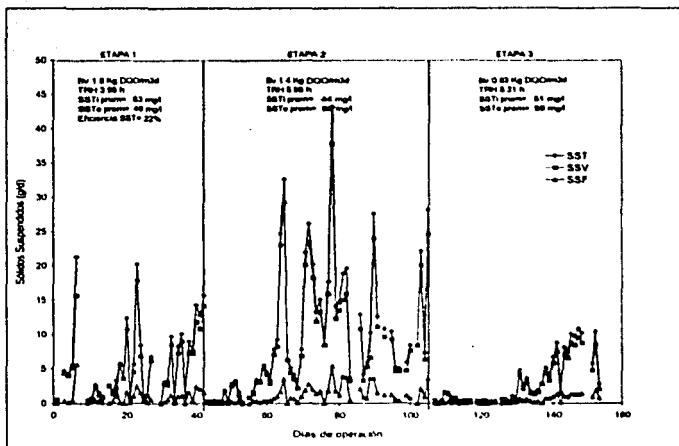


Fig. 3.12 Sólidos suspendidos del reactor dos captados en el sedimentador.

TABLA 3.6 SST ADHERIDOS AL EMPAQUE REACTOR DOS.

Parámetro	Etapa 2	Etapa 3
SST (mg/l)	1.10	0.55
SSV (mg/l)	0.51	0.18
SSF (mg/l)	0.59	0.37
% SSV	46	33

3.3 Reactor tres

3.3.1 Remoción de DQO

En la figura 3.13 se puede observar que la concentración de DQO del agua alimentada fluctuó alrededor de los 500 mg/l durante las primeras tres etapas de la experimentación, con un incremento programado en la cuarta etapa a 3,230 mg DQO/l, a fin de observar el comportamiento del reactor con una carga orgánica mayor a las tratadas con anterioridad. Las cargas orgánicas manejadas para esas concentraciones fueron 3.2, 2.2, 1.7 y 9.4 kg DQO/m³d para las etapas uno a cuatro respectivamente.

Por otra parte, en las figuras 3.13 y 3.14 se puede observar que al igual que para el efluente del reactor dos, existen diferencias importantes entre los valores de DQO total y DQO soluble, lo cual hace evidente la presencia de sólidos suspendidos en la corriente tratada como resultado del desprendimiento de la biomasa en exceso dentro del reactor para las tres primeras etapas. Por el contrario, en la cuarta etapa se observa que la ligera diferencia que se presenta entre los valores de DQO total y soluble describen una corriente con relativamente baja concentración de SST (222 mg/l) y con alto contenido de materia orgánica soluble proveniente del sustrato que no pudo ser removido.

Al igual que el reactor dos, este reactor presenta decrementos continuos en la eficiencia de remoción de materia orgánica, las cuales corresponden a la aparición de sólidos suspendidos en el efluente del reactor, lo cual puede apreciarse en la Figura 3.13. El efecto es más evidente en la etapa tres, donde se muestra una disminución pronunciada en la eficiencia por un lapso de 28 días. Ese descenso en la eficiencia del reactor está asociado con un aumento en los sólidos suspendidos evacuados del reactor, el cual se puede observar en la Figura 3.18. Por otra parte, durante la etapa cuatro se puede observar que la eficiencia promedio obtenida es del 45%, lo cual es explicable debido al manejo de una carga orgánica mucho más grande, comparada con las cargas orgánicas con las que generalmente son diseñados los sistemas aerobios (0.5 a 3 kg DQO/m³d Metcalf y Eddy, 1991). En contraparte, la Figura 3.16 presenta la eficiencia de remoción de DQO considerando la acción del sedimentador. En esta figura se puede apreciar que el efluente tratado presenta eficiencias de remoción en el intervalo del 84 al 90% para las tres primeras etapas, la cuarta etapa presenta solo una ligera mejoría frente a la eficiencia promedio antes del sedimentador (54% vs 45%) debido a las características de la biomasa producida.

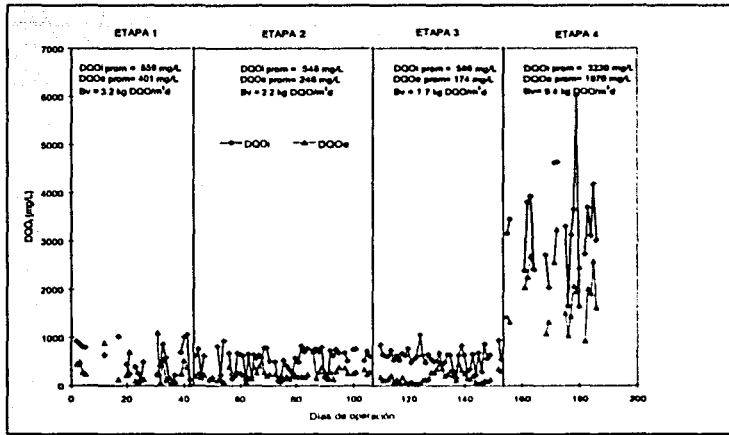


Fig. 3.13 Variación de la DCO, en función del tiempo de operación y de la carga orgánica aplicada para el reactor tres

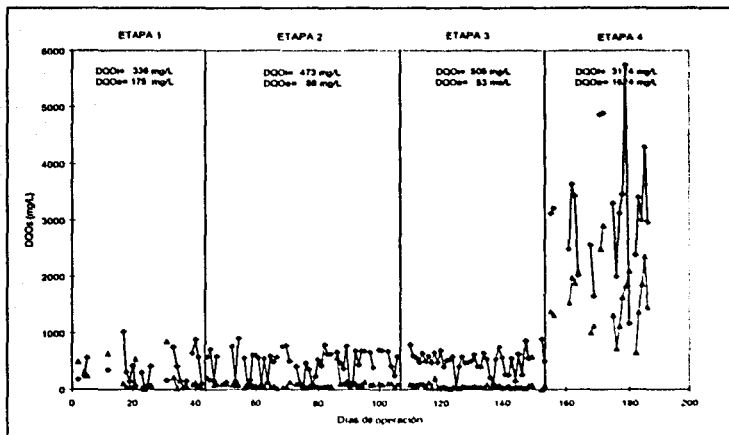


Fig. 3.14 Variación de la DCO, en función del tiempo de operación y de la carga orgánica aplicada para el reactor tres

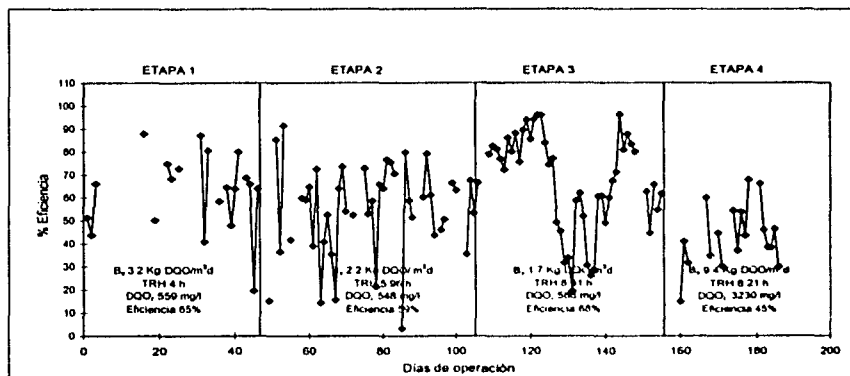


Fig. 3.15 Eficiencia de remoción de DQO total para el reactor tres sin considerar la acción del sedimentador.

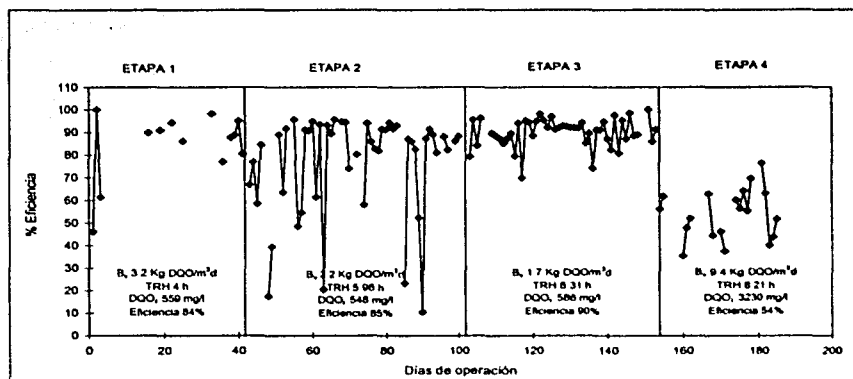


Fig. 3.16 Eficiencia de remoción de DQO total para el reactor tres considerando la acción del sedimentador

3.3.2 Nitrificación

El proceso de nitrificación se ve afectado negativamente al incrementar la carga orgánica como puede observarse en la Tabla 3.7. La eficiencia de remoción de nitrógeno amoniacal fue de 80, 82, 72 y 0.9% para las etapas uno a cuatro respectivamente. La concentración de oxígeno disuelto para este reactor fue de 2 mg/l para las etapas uno y dos; para la etapa tres de 5 mg/l y para la etapa cuatro de 2 mg/l. Se obtuvo una tasa de nitrificación máxima de 0.39 kg N-NO₃⁻/kg SSVd correspondiente a una carga orgánica de 1.7 kg DQO/m³d.

Con la carga orgánica más grande, 9.4 kg DQO/m³d, la nitrificación se inhibió en su totalidad, esto debido a que a cargas orgánicas altas la población de microorganismos es mayoritariamente heterótrofa estableciéndose la competencia por oxígeno con el consiguiente desplazamiento de las bacterias nitrificantes.

Al igual que en caso de los otros dos reactores, durante la experimentación se dio el proceso de nitrificación-desnitrificación para las etapas dos y tres, obteniendo valores de eliminación de nitrógeno de 80 y 50%. En la Figura 3.17 se puede observar la variación del nitrógeno en función de la carga orgánica.

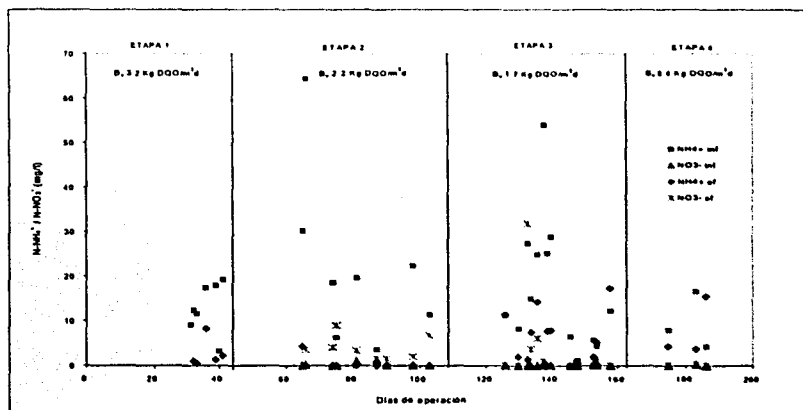


Fig. 3.17 Variación de nitrógeno con respecto a la carga orgánica

TABLA 3.7 RESULTADOS DEL PROCESO DE NITRIFICACIÓN REACTOR 3

Etapa	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 4
Carga orgánica kg DQO/m ³ d	3.2	2.2	1.7	9.4
Carga de nitrógeno amoniacal kg N-NH ₄ ⁺ /m ³ d	0.09	0.08	0.04	0.03
N-NH ₄ ⁺ inf. (mg/L)	13.0	22.0	16.3	10.2
N-NH ₄ ⁺ efl. (mg/L)	2.6	4.0	4.6	10.1
Eficiencia de remoción de NH ₄ ⁺ (%)	80	82	72	0.9
N-NO ₃ ⁻ inf. (mg/L)	*	0.3	0	0
N-NO ₃ ⁻ efl. (mg/L)	*	0.4	3.5	0.1
Tasa de nitrificación másica kg N-NO ₃ ⁻ /kg SSV d		8.6E-2	0.39	2.97E-4
Tasa de nitrificación volumétrica kg N-NO ₃ ⁻ /m ³ d		2.4E-4	10E-3	2.6E-5

*no se realizó el análisis

3.3.3 Producción de sólidos

La Figura 3.18 muestra el comportamiento en lo que se refiere a los sólidos captados en el sedimentador. Del total de SST que abandonan el reactor, un 91% son SSV. La fracción de SSF, 9% en este caso, pudiera considerarse despreciable; sin embargo, se muestra que al igual que los otros dos reactores existen periodos en los cuales la evacuación de éstos tiende a incrementarse debido a la constante erosión del tezontle, causada por la agitación del medio debida a la aireación.

Por otra parte, los picos en concentración de sólidos suspendidos tienen su correspondencia en las disminuciones mostradas en la gráfica de remoción total de DQO sin sedimentador para la etapa tres principalmente y minoritariamente para la etapa dos como puede observarse en la Figura 3.18.

En las tablas 3.8 y 3.9 se puede observar la caracterización del efluente del reactor tres para cada etapa de la experimentación y la cantidad de biomasa adherida al tezontle.

Los valores de Yobs calculados para las etapas 1, 2, 3 y 4 de la experimentación fueron (kg SSV/kg DQO elim.): 0.051, 0.19, 0.15 y 0.43 respectivamente.

TABLA 3.8 CARACTERIZACIÓN DEL EFLENTE DEL REACTOR TRES

Parámetro	Concentración			
	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 4
DQO total (mg/L)	401	246	174	1870
DQO soluble (mg/L)	175	88	53	1624
SST (mg/L)	95.4	141.1	96.4	222.2
SSV (mg/L)	85.6	128.6	86.4	202.3
SSF (mg/L)	9.8	12.5	10.0	19.9
N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	3.6	4.0	4.6	10.2
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	*	0.4	3.5	0.1
N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	*	0.02	0.7	0

* no se realizó el análisis

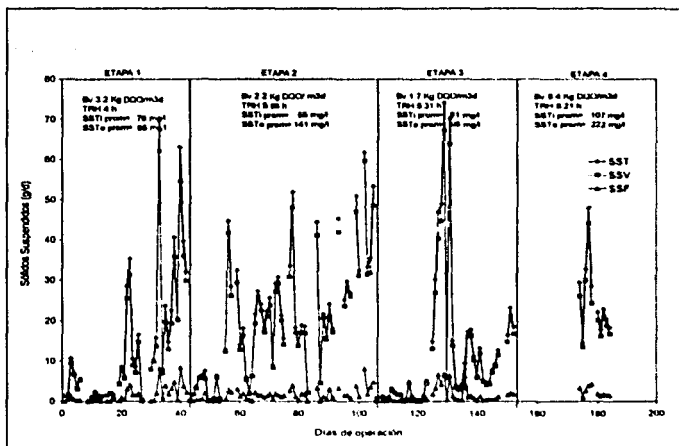


Fig. 3.18. Sólidos suspendidos del reactor tres captados en sedimentador.

TABLA 3.9 SST ADHERIDOS AL EMPAQUE REACTOR TRES.

Parámetro	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 4
SST (kg)	0.89	0.88	0.78
SSV (kg)	0.47	0.43	0.25
SSF (kg)	0.42	0.45	0.52
% SSV	53	49	32

3.4 Estudios de trazado

En estos estudios fue posible observar el efecto del empaque y la presencia de biomasa en el comportamiento hidráulico del filtro sumergido. En la Tabla 3.10 se presentan los resultados obtenidos a partir de la interpretación de las curvas de distribución de tiempos de residencia.

Al estar los reactores sujetos a aireación, el comportamiento hidráulico tendió a ser completamente mezclado, lo cual se ve reflejado en los valores altos y constantes de los números de dispersión y en los valores bajos del número de tanques completamente mezclados puestos en serie.

TABLA 3.10 RESULTADOS DEL ESTUDIO DE TRAZADO

Parámetro/Estudio	Sin empaque	Con empaque sin biomasa	Con empaque con biomasa
t (min)	292.1	220.7	232.14
t^0	0.42	0.72	0.75
σ^2	0.44	0.44	0.42
σ	195.2	146.9	151.6
N	2.23	2.25	2.34
$D/\mu L$	0.14	0.14	0.13
σ/t	0.66	0.66	0.65
FVM	0.57	0.27	0.24
TRHI (min)	680	306	306
$U_{retención}$	1.00	1.66	1.66
$U_{desorción}$	0.0	0.0	0.0
Área (mg/Lmin)	688.19	891.6	1019.15

t : tiempo de retención hidráulica promedio

t^0 : tiempo de retención hidráulica normalizado

σ^2 : variancia

σ^2 : variancia normalizada

σ : desviación estándar

N : número de tanques en serie

$D/\mu L$: número de dispersión

FVM : fracción de volumen muerto

TRHI : tiempo de retención hidráulica ideal

AREA : área bajo la curva

3.5 Discusión general

3.5.1 Remoción de DQO

La figura 3.19 muestra el comportamiento de la carga orgánica con respecto a la eficiencia de remoción de DQO para toda la experimentación en el intervalo de carga orgánica de 0.45 a 9.4 kg DQO/m³d. Se puede observar que, como se espera, al aumentar la carga orgánica disminuye la eficiencia de remoción.

Al respecto, Adachi y Fuchu (1991) utilizando un sistema Filtro Aerobio Sumergido (FAS) y como sustrato agua residual doméstica, obtuvieron un comportamiento similar al que se encontró en este trabajo, dentro de un intervalo de carga orgánica de 1 a 4 kg DBO/m³d (2 a 8 kg DQO/m³d, considerando una relación DQO / DBO = 2) con eficiencias de remoción del 70 al 90%.

Para este estudio, se observó que para cargas orgánicas bajas en el intervalo de 0.45 a 0.8 kg de DQO/m³d se obtienen eficiencias de remoción del 69% en promedio, mientras que para intervalos de carga de 0.93 a 3 kg DQO/m³d, se obtienen eficiencias de remoción del 80% en promedio, ambas a la salida del sedimentador. Al rebasar esta carga se encontró que la eficiencia mostraba una clara tendencia a bajar, teniendo para una carga orgánica de 9.4 kg DQO/m³d una eficiencia del 54%. Bajo estas circunstancias, el filtro sumergido podría funcionar como un eficiente sistema de desbaste, pues soportó cargas orgánicas altas con respecto a otros sistemas aerobios.

En este trabajo, el uso de un agua residual con baja concentración de materia orgánica y las consecuentes cargas orgánicas bajas manejadas en el reactor uno, provoca un retraso en el proceso de formación de la biopelícula. Asimismo, la biopelícula que se forma en el soporte lo hace de forma irregular. El hecho de que el soporte se colonice poco y de manera irregular no permite obtener un grado de degradación adecuada del sustrato pues a lo largo de la experimentación en este reactor se obtuvieron las eficiencias de remoción más bajas 62, 69 y 76% para las etapas uno a tres respectivamente.

En la Tabla 3.11 se comparan los resultados obtenidos en este trabajo con otros bajo distintas condiciones de operación. Se puede apreciar que con excepción del trabajo de Hamoda y Abd-El-Bary (1987) todos los demás utilizan agua residual doméstica o mezclas de agua residual doméstica con aguas de tipo industrial.

De la tabla también se puede observar que en el trabajo de Pujol *et al.* (1992) para una carga orgánica de 0.5 kg DQO/m³d se obtiene una eficiencia del 58%, parecida a las obtenidas en este trabajo para cargas orgánicas bajas.

En la tabla 3.11 también se puede observar que con respecto al empaque, a excepción de este trabajo todos los demás utilizan empaques industriales.

Por otra parte, en la Figura 3.20 se muestran las cargas orgánicas manejadas para distintos trabajos y el porcentaje de remoción de materia orgánica. De esta figura se puede apreciar la tendencia de disminución de la eficiencia de remoción de materia orgánica conforme se incrementa la carga orgánica. Así mismo, se observa un porcentaje promedio de remoción del 77% con una carga orgánica de 3.2 kg DQO/m³d como valor máximo.

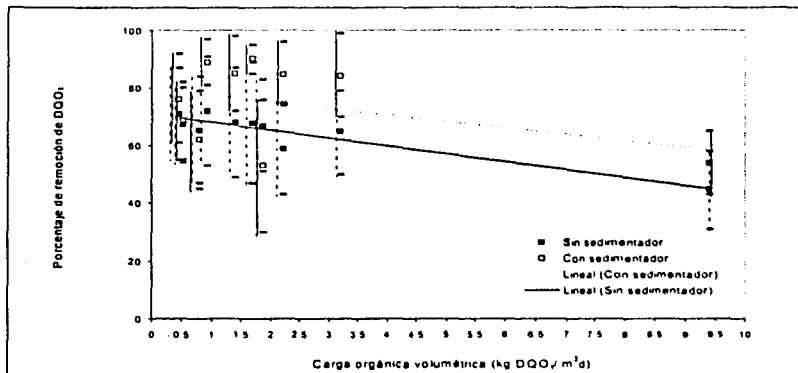


Fig. 3.19. Eficiencia de Remoción de DQO con respecto a la carga orgánica

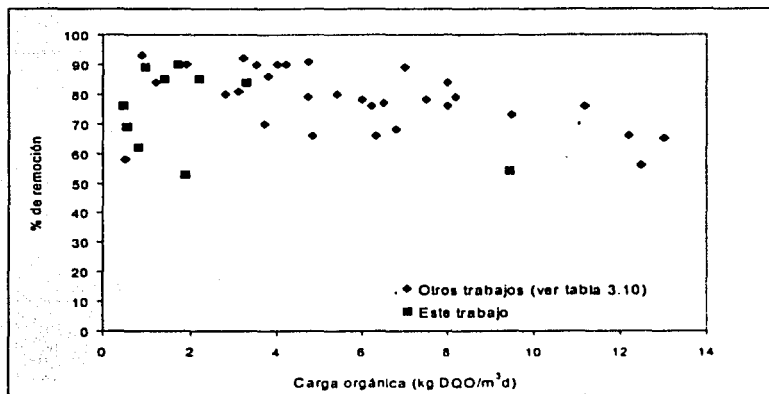


Fig. 3.20 Comparación del porcentaje de remoción de materia orgánica DQO en función de la carga aplicada en distintos trabajos.

3.5.2 Nitrificación

El proceso de nitrificación se dio simultáneamente a la remoción de materia orgánica, siendo más evidente con cargas orgánicas bajas. En la Figura 3.21 se puede observar que a medida que aumenta la carga orgánica la eficiencia de nitrificación disminuye, manteniéndose aproximadamente dentro del intervalo del 97% al 63% para cargas orgánicas de 0.45 hasta 3 kg DQO/m³d. Por su parte, Pujol (1992) afirma que la nitrificación es posible en este tipo de sistemas para cargas menores de 5 kg DQO/m³d las cuales correspondían a cargas de nitrógeno de 0.6 a 0.7 kg NK/m³d, con eficiencias del 70%.

En este trabajo, a una carga orgánica de 9.4 kg DQO/m³d, el proceso de nitrificación se inhibió, ya que no existían las condiciones necesarias, es decir, a pesar de existir 2 mg/l de oxígeno disuelto la cantidad de materia orgánica era muy alta por lo que prevalecen microorganismos heterótrofos, los cuales desplazan a las bacterias nitrificantes.

Por otra parte, durante la experimentación se dio el proceso de desnitrificación con buenos resultados en la eliminación de nitrógeno. Las cargas promedio aplicadas en los experimentos fueron de 0.03 a 0.1 kg N-NH₄⁺/m³d.

TABLA 3.11 TABLA COMPARATIVA ENTRE ESTE Y OTROS ESTUDIOS

Volumen de reactor (m ³)	TRH (h)	Flujo (m ³ /d)	Tipo de agua residual	Tipo de empaque	Granulometría (cm)	Espacio vacío (%)	DOCl Inl. (mg/l)	DOCl efl. (mg/l)	SST Inl. (mg/l)	SST efl. (mg/l)	Carga tp DOCl m ³ d	% Rem de DOCl	Retrolavado	Sedimentador	Referencia
0 05	6	0 2	artificial con sucrosa	Platos de cerámica	largo 15 ancho 0 3 alto 30	85	225 450 600	7 0 16 34	53 75 450	20 34 170	0 66 1 9 3 8 5 4 6 2 7 6	93 90 86 80 76	No	No	Humada y Abd El-Bary, (1987)
2 1	4 8 2 2 1 5	10 4 23 3 34 6	agua residual doméstica	Anillos Pall	9	92	236 240 270	35 47 57	156 101 115	35 39 59	1 2 2 7 4 4	84 80 79	No	No	González-Mtz y Duque-Lucano (1992)
43 8	0 5	1904	70-80% agua res doméstica más contribuciones de refinería, curtiduría y lavandería industrial	Arcaita vitrificada	0 28, 0 34 para celda de baja carga 0 44 para celda de alta carga	40	301 260 238 237 360 340 330 323 262 249 290 268 245 330 237	24 25 24 23 33 74 35 50 62 46 78 65 84 146 84	120 106 115 107 135 132 124 113 105 122 118 103 102 124 107	10 8 10 9 9 23 11 20 18 19 25 21 24 30 27	3 2 3 5 4 4 2 4 7 6 0 7 0 7 5 8 0 8 2 9 5 11 2 12 2 12 5 13 0	92 90 90 90 91 78 89 78 76 79 73 76 66 55 66	Si	No	Siensel et al. (1985)
31 5 52 7 42 0 84 7 47 3 66 7 62 4 90 3	1 7 1 9 1 0 0 9 0 9 1 4 0 8 1 8	450 659 1050 2117 1182 1112 2080 1129	Agua res Doméstica y de la ind vinícola	arcaita vitrificada	0 25 0 35 0 25 0 3-0 6 0 35 0 3-0 6 0 3-0 6 0 5-0 6		36 252 152 172 248 383 236 607	15 47 46 59 84 86 75 99	10 76 53 67 90 86 45 142	5 17 14 10 21 18 11 18	0 5 3 1 3 7 4 8 6 3 6 5 6 8 8 0	56 81 70 66 66 77 68 84	Si		Pujol et al. (1992)
0 107 0 131 0 107	4 4 6 0 8 3 3 9 5 9 8 3 4 1 5 9 8 3 8 2	0 36 0 51 0 67 0 38 0 52 0 31 0 79 0 43 0 63 0 31	Agua residual doméstica más disoluciones de azúcar en los reactores 2 y 3	Escona volcánica	3 8 a 3 9	45	158 130 166 324 348 586 310 548 559 3230	45 43 57 82 106 174 162 246 401 1879	72 35 56 51 44 61 63 55 76 107	20 20 31 59 69 96 49 141 65 222	0 4 0 5 0 8 0 9 1 4 1 7 1 9 2 2 3 3 4 5	71 67 65 72 68 68 67 59 65 45	No	Si	Este trabajo

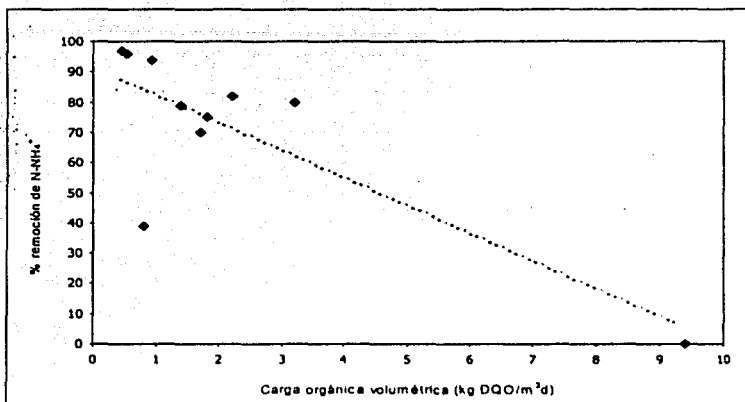


Fig. 3.21 Eficiencia de nitrificación con respecto a la carga orgánica

3.5.3 Producción de sólidos

Para cuantificar la producción de lodos se deben tomar en consideración la biomasa adherida al soporte y la biomasa que se desprende y es retenida en el sedimentador. De estas, la primera es la de mayor contribución, mientras que la segunda es causada como una forma de control del espesor de la biopelícula; este efecto a su vez considera dos tipos en la forma de separación de la biopelícula del soporte: la erosión y el desprendimiento. La erosión es considerada como una pérdida continua de pequeñas porciones, en tanto que el desprendimiento se refiere a una separación esporádica de fragmentos grandes (Characklis y Marshall, 1990; citado por Ohashi y Harada, 1995). Este proceso de separación de biomasa es altamente dependiente de las condiciones hidrodinámicas prevalecientes en el sistema (Bryers y Characklis, 1982).

El aspecto físico de la biomasa desprendida y retenida en el sedimentador, así como sus características de sedimentabilidad y olor fueron cambiando conforme variaba la carga orgánica. La biomasa con cargas de 0.93 a 3.2 kg DQO/m³d no presentó olor, su color era café claro y presentaba sólidos sedimentables promedio de 0.3 a 3.5 ml/l para cargas de 0.45 a 0.5 kg DQO/m³d; este valor se incrementó a 170 ml/L para cargas de 0.93 a 1.4 kg DQO/m³d y a 443 ml/L para cargas de 1.7 a 2.2 kg DQO/m³d; en ningún caso, los sólidos tuvieron apariencia filamentosa. Por otra parte, la biomasa con la carga de 9.4 kg DQO/m³d era de color blanco, de aspecto esponjoso, presentó olor

desagradable, y nunca llegó a sedimentar completamente dentro del sedimentador. Presentó sólidos sedimentables de 783 ml/L.

En las Figuras 3.6, 3.12 y 3.18 se observa el desprendimiento representado por la aparición de múltiples picos de SST, siendo más evidente con la aplicación de cargas orgánicas altas. Debido a estas evacuaciones de biomasa a lo largo de toda la experimentación, no se hizo necesario el retrolavado del sistema.

Con respecto al retrolavado, Haug y McCarty (1972) reportan que no observaron taponamiento en su sistema debido a que se autolavaba. Asimismo, Hamoda y Abd-El-Bary (1987) no requirieron retrolavar al utilizar como medio soporte, 10 placas de cerámica. El mismo resultado fue observado por González-Martínez y Duque-Luciano (1992) al utilizar anillos Pall de 9 centímetros. Por otra parte, Stensel *et al.* (1988) y Pujol *et al.* (1992) afirman que el retrolavado es un proceso necesario para este tipo de sistemas. Sin embargo, es importante resaltar que sus estudios se realizaron con empaques de tamaño del orden de milímetros, por lo que las necesidades de retrolavado en un reactor de este tipo dependen de la granulometría del empaque usado.

En cuanto a la biomasa adherida al empaque, ésta se incrementó con el aumento de carga como se puede observar en la Figura 3.22. Esto indica que la cantidad de biomasa adherida es dependiente de la carga orgánica aplicada y muestra una tendencia de aproximación a un punto máximo por lo que puede ser definida como una función de saturación como lo mencionan Pano y Middlebrooks (1983).

De la Figura 3.22 se puede observar que a cargas orgánicas bajas, la cantidad de biomasa adherida presenta una relación proporcional a la carga orgánica aplicada; conforme ésta se incrementa, la cantidad de biomasa producida y por tanto adherida incrementa hasta el punto de hacerse independiente de la carga orgánica. A altas cargas orgánicas las enzimas en las bacterias se encuentran saturadas, por lo que un incremento en carga orgánica ya no significa un incremento en biomasa capaz de adherirse al medio. En este punto la adhesión de biomasa puede concebirse como una reacción de orden cero con respecto a la carga orgánica.

La producción total de biomasa representada por Y_{obs} en kg SSV/ kg DQO eliminada se puede apreciar en la Figura 3.23. En ella, se puede observar que conforme aumenta la carga orgánica, se incrementa Y_{obs} y que los valores están en el intervalo de 0.05 a 0.2 para cargas orgánicas de 0.45 a 3 kg DQO/m³d respectivamente.

Para el cálculo de Y_{obs} se tomó en consideración la cantidad de SSV generada a lo largo de las etapas es decir, biomasa que se captaba en el sedimentador a lo largo de la etapa más la biomasa que se obtenía del lavado del empaque al finalizar; ésta se relacionó con la cantidad de DQO eliminada durante el mismo tiempo.

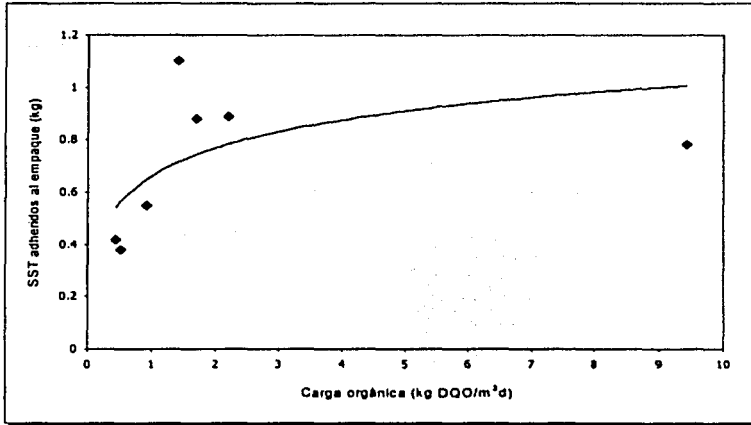


Fig. 3.22 SST adheridos al empaque con respecto a la carga orgánica

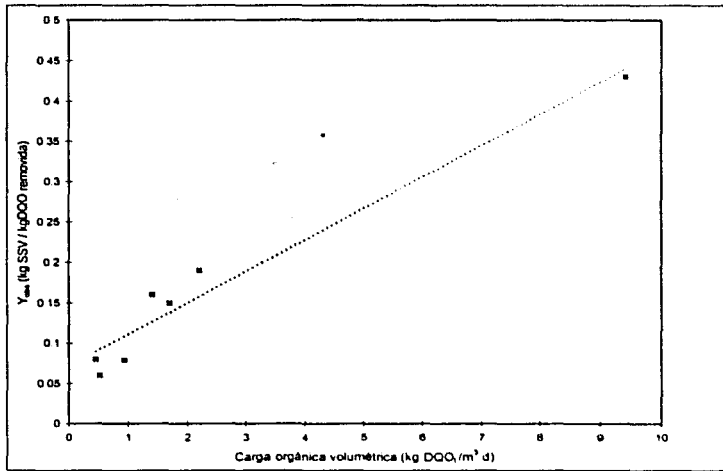


Fig. 3.23 Variación de Y_{obs} con respecto a la carga orgánica

3.5.4 Selección del tipo de empaque

De la caracterización del empaque presentada en la Tabla 2.1 se puede apreciar que el material utilizado como empaque para este estudio presenta área superficial grande, alta porosidad y uniformidad con coeficientes menores a tres. A esto respecto, Juárez y Rico (1990) indican que los suelos con coeficiente de uniformidad $C_u < 3$ se consideran muy uniformes. El hecho de que el empaque posea uniformidad ayuda a asegurar el espacio de huecos adecuado para el flujo de agua y la circulación del aire.

Por otra parte, es un material resistente al ataque de ácido clorhídrico e hidróxido de sodio y no presenta toxicidad a los microorganismos. Aunado a todas estas características, es de fácil adquisición y barato, lo que lo coloca como un empaque viable a ser usado en este tipo de sistemas en nuestro país.

Un aspecto importante observado durante la operación de los FAS fue la desintegración del empaque debido a la erosión causada por la aireación y a su propio peso. La desintegración fue cuantificada como una reducción del 0.15% por mes. Por lo tanto para futuros diseños usando este empaque es importante tomar en cuenta la erosión causada por los factores señalados.

La altura empacada en este trabajo (1.75 m) se encuentra en el intervalo recomendado para filtros percoladores, empacados con piedra y no presentó problemas. Se puede sugerir la reposición del empaque conforme se va erosionando con objeto de mantener constante la altura de la cama.

Con respecto a los finos, éstos pueden ser removidos periódicamente mediante un drenado del falso fondo con agua residual y aire con objeto de ponerlos en suspensión. El agua de lavado puede ser enviada a un pequeño cárcamo desde donde se bombeará a un desarenador ciclónico para separación de finos y finalmente reingresar la corriente al tratamiento.

3.5.5 Caída de presión.

El flujo de agua a través de un lecho empacado produce una disminución de la presión del fluido. La magnitud de la caída de presión dependerá de las características del empaque y del fluido que se maneje.

Para evaluar la caída de presión en los filtros, se colocaron tres manómetros de mercurio sometidos a distintas cargas hidráulicas; sin embargo, la diferencia entre las lecturas de los manómetros fue imperceptible. Debido a esto, se realizó un cálculo teórico con base en la ecuación de Brownel y Katz (1947). Para ello se hicieron las

siguientes consideraciones: esfericidad de 0.75, un coeficiente incorporado al número de Reynolds de 9 y un coeficiente de frotamiento de 100.

En la Figura 3.21 se puede observar que la disminución de la presión es despreciable en el intervalo de carga hidráulica aplicada en los experimentos. En este sentido, Haug y McCarty

(1972) al trabajar con un filtro sumergido empacado con piedra de cuarzo de 2.5 a 3.8 cm de diámetro y al someterlo a una carga hidráulica máxima de $2.7 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ reportan que la caída de presión fue de 0.012 a 0.014 atm, lo que también fue considerado por los autores como despreciable.

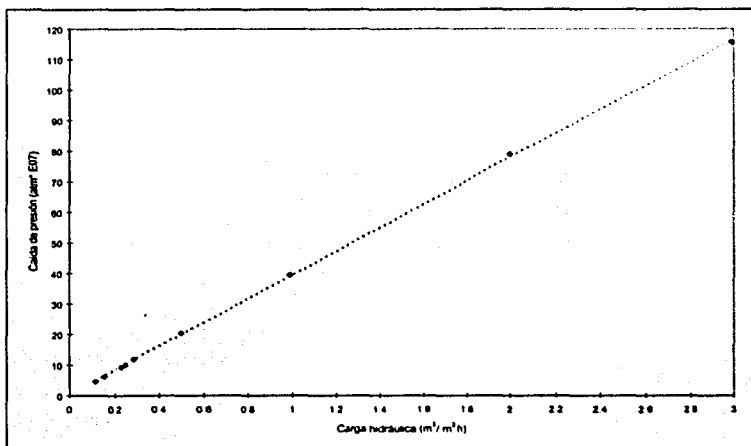


Fig. 3.21 Efecto de la caída de presión con respecto a la carga hidráulica; cálculo teórico

3.5.6 Estudios de trazado

Al comparar el resultado del reactor vacío con los otros dos experimentos (empacado con y sin biomasa) se concluye que la presencia de empaque ejerce cierta influencia en el comportamiento hidráulico del sistema (la fracción de volumen muerto FVM disminuye en más del 45%) mas no lo hace la presencia de biomasa (las FVM poseen valores similares). La presencia del empaque (con biomasa o no) bajo las condiciones de mezclado impuestas en los experimentos modifica de forma muy leve el comportamiento del reactor, por lo que sigue siendo completamente mezclado.

En la literatura se reportan casos donde se afirma que la presencia de biomasa adherida no afecta la hidráulica del sistema sometido a agitación. Este es el caso de filtros anaerobios, que por la alta producción de biogás y las velocidades ascendentes del agua provocan agitación en el sistema (Samson y Guiot, 1985; Young y Young, 1988). Para Young y Young (1988), el comportamiento hidráulico de filtros anaerobios con acumulación de biomasa en el medio de soporte pasa de un sistema completamente mezclado a un sistema de flujo pistón conforme se acumula la biomasa.

En efecto, los autores que afirman que la biomasa no afecta la hidráulica del sistema poseen en común la agitación intensa del medio donde se encuentra la biomasa, mientras que los que afirman lo contrario, no poseen esta agitación en la biomasa. Con ello se concluye que la biomasa afectará la hidráulica del sistema dependiendo de la intensidad de mezclado existente en la zona donde se encuentre dicha biomasa.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Con base en los resultados de este trabajo se puede concluir lo siguiente:

- Para el diseño de filtros sumergidos seguidos de sedimentación y en las condiciones de este trabajo, se puede recomendar un intervalo de carga de 0.45 a 3 kg de DQO/m³d.
- El filtro sumergido puede funcionar como un eficiente sistema de desbaste a cargas orgánicas altas, previo al ingreso a un sistema aerobio convencional u otros sistemas de pulimento de efluentes secundarios.
- El proceso de nitrificación se llevó a cabo, con un intervalo de eficiencia del 97 al 63%, hasta una carga orgánica de 3 kg de DQO/m³d inhibiéndose casi por completo a cargas orgánicas de 9.44 kg DQO/m³d.
- En el mismo sistema debido a las condiciones que prevalecen en las capas más internas de la biopelícula, también se dio el proceso de desnitrificación.
- El retrolavado en este sistema y bajo las condiciones en que operó no fue necesario, pues el sistema se autolavaba continuamente debido a la turbulencia creada por la aireación. En este sentido, los esfuerzos de corte funcionan como medio de control del taponamiento y sobrecrecimiento de biopelícula en el empaque.
- En cuanto a la caída de presión en el sistema con tezontle, se puede considerar es despreciable a las cargas hidráulicas aplicadas en este trabajo.
- De los estudios de trazado se determinó que en las condiciones de este trabajo el comportamiento de los reactores tendió a flujo completamente mezclado y éste no se vio afectado por la presencia de biomasa.
- Es recomendable realizar estudios con respecto a la carga orgánica y su efecto en la eficiencia de remoción en el intervalo de carga orgánica de 3 a 9.4 kg DQO/m³d, pues el comportamiento no se encuentra bien definido. En ese intervalo de carga, el diseño tendría riesgos de imprecisiones.
- Se pudo observar, a cargas mayores de 1.5 kg DQO/m³d la producción de sólidos es importante, por tanto el sedimentador secundario se convierte en un elemento clave en el sistema, en caso de requerirse un efluente con bajo contenido de SST.

REFERENCIAS

- Adachi S. and Fuchu Y. (1991)
"Reclamation and Reuse of Wastewater by Biological Aerated Filter Process"
Wat. Sci. Tech. 24(9):195-204
- Barnes D. and Bliss P.J. (1983)
"Biological Control of Nitrogen in Wastewater Treatment"
Ed. E. & F.N. Spon.
- Benefield L. and Randall C. (1980)
"Biological Process Design for Wastewater Treatment"
Editorial Prentice-Hall.
- Bishop P., Zhang T. And Fu I. (1995)
"Effects of Biofilm Structure, Microbial Distributions and Mass Transport on
Biodegradation Processes"
Wat. Sci. Tech. 31(1):143-152
- Brown G. et al (1964)
"Unit operations"
Editorial John Wiley & Sons, Inc.
- Brownell L.E. and Katz D.L. (1947)
"Flow of Fluids Through Porous Media-Part I"
Chem. Eng. Progress 43 (537)
- Canseco C. J. (1995)
"Tratamiento Avanzado de Agua Residual Doméstica: Arranque y Operación de un
Sistema de Tratamiento Anaerobio-Anóxico-Aerobio"
Tesis de licenciatura en Ingeniería Química
Facultad de Química, U.N.A.M. México
- Characklis W. G. (1981)
"Fouling Biofilm Development: A Process Analysis"
Biotechnol. Bioeng. 23 1923-1960.
- Characklis W.G. and Wilderer P.A. (1989)
"Structure and Function of Biofilms"
Editorial John Wiley & Sons.
- Characklis W.G. and Marshall K. C. (1990)
"Biofilms"
Editorial John Wiley & Sons, Inc.

- Cheremisinoff P. (1995)
"Handbook of Water and Wastewater Treatment Technology"
Marcel Dekker, Inc.
- Chernicharo L., Araújo V e Gonçalves R (1996)
"Estudos sobre o Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores UASB Através de Biofiltros Aerados Submersos"
Memorias del XXV Congreso Inteamericano del AIDIS.
México D.F. noviembre de 1996.
- Choi E. and Burkhead C. (1982)
"The Hydrodynamic Evaluation of a Fixed Film Biological Processes"
First International Conference on Fixed Film Biological Processes proc. Y.C. Wu et al., eds., Kings Islands, Ohio. Civ. Engrg. Dept., Univ. Of Pittsburg, Pa. Pp 1542-1565
- De Backer L. and Baron G. (1994)
"Residence time distribution in a packed bed bioreactor containing porous glass particles: influence of the presence of immobilized cells"
J. Chem Tech. Biotechnol., 59, pp 297-302
- Eckenfelder W. W. y O'connor D. J. (1961)
"Biological Waste Treatment"
Editorial Pergamon Press
- González-Martínez S. and Duque-Luciano J. (1992)
"Aerobic Submerged Biofilm Reactors for Wastewater Treatment"
Wat. Res. 26 (6): 825-833
- Grasmick A., Elmaleh S. and Ben Aim R. (1980)
"Etude Experimentale de la Filtration Biologique Immergée".
Water Research 14 pp 613-626
- Hamoda, M.F. and Abd-El-Bary, M.F. (1987)
"Operating Characteristics of Aerated Submerged Fixed-Film (ASFF) Bioreactor". *Wat. Res. 21 (8): 939-947*
- Haug R. and McCarty P. (1972)
"Nitrification with Submerged Filters"
Journal WPCF 44(11):2086-2102
- Isaac P. (1960)
"Waste Treatment"
Pergamon Press
- Imhoff K. and Fair G. (1956)
"Sewage Treatment"
John Wiley & Sons, Inc.

- Iwai S. and Kitao T. (1994)
"Wastewater Treatment with Microbial Films"
Tecnomomic Publishing Company, Inc.
- Iza J., Collieran E., Paris J.M. and Wu W.H. (1991)
"International Workshop on Anaerobic Treatment Technology for Municipal and Industrial Wastewaters: Summary Paper"
Wat. Sci. Tech. 24(8): 1-16
- Jiménez Cisneros Blanca (1995)
"Filtración de Agua"
Serie Azul del Instituto de Ingeniería No. 572
ISSN-0185-2345
- Juárez Badillo E. y Rico Rodríguez A. (1990)
"Mecánica de Suelos tomo I"
Editorial Limusa.
- Lazarova V. and Manem J. (1995)
"Biofilm Characterization and Activity Analysis in Water and Wastewater Treatment"
Wat. Res. 29 (10):2227-2245
- Lewandowski Z., Altobelli S.A., Majors P.D. and Fukushima E. (1992)
"NMR imaging of hydrodynamics near microbially colonized surfaces"
Wat. Sci. Tech., vol. 26, no. 3-4, pp. 577-584
- Mattock G. (1978)
"New Processes of Wastewater Treatment and Recovery"
G. Mattock / Ellis Horwood LTD.
- McKinney, R.E. (1962)
"Microbiology for Sanitary Engineers"
Mc Graw-Hill.
- Metcalf and Eddy, Inc. (1991)
"Wastewater Engineering Treatment, Disposal and Reuse"
Mc Graw-Hill.
- Morgan Sagastume J.M., Jiménez B. And Noyola A. (1994)
"Anaerobic-anoxic-aerobic process with recyclin and separated biomass for organic carbon and nitrogen removal from wastewater"
Environmental Technology, vol 15, pp. 233-243
- Ohashi A. and Harada H. (1994)
"Characterization of Detachment Mode of Biofilm Developed in an Attached-Growth Reactor"
Wat. Sci. Tech. 30(11):35-45

- Pano A. and Middlebrooks (1983)
"Kinetics of Carbon and Ammonia Nitrogen Removal in RBCs"
Journal WPCF 55(7): 956-965
- Park W and Ganczarczyk J. (1994)
"Gravity Separation of Biomass Washed-out from an Aerated Submerged Filter"
Environmental Technology 15 945-955.
- Pery H. R. and Chilton H. C. (1973)
"Chemical Engineers' Handbook"
McGraw-Hill Book Company
- Pujol R., Canler J.P. and Iwema A. (1992)
"Biological Aerated Filters: An Attractive and Alternative Biological Process"
Wat. Sci. Tech. 26 (3-4):693-702
- Qasim Syed R. (1985)
"Wastewater Treatment Plants Planning, Design and Operation"
CBS College Publishing.
- Samson R. And Guiot S (1985)
"Mixing Characteristics and Performance of de Anaerobic Upflow Blanket Filter (UBF) Reactor"
J. Chem. Tech. Biothechnol., 35 B, pp. 65-74
- Standard Methods for Examination of Water and Wastewater(1992)
18th Edition
American Public Health Association, Washington D.C.
- Stensel H.D., Brenner R.C., Lee K.M., Melcer H. and Rakness K. (1988)
"Biological Aerated Filter Evaluation"
Journal of Environmental Engineering 114 (3):655-671
- Tait, S.J. and Friedman A.A. (1980)
"Anaerobic Rotating Biological Contactor for Carbonaceous Wastewaters"
Journal WPCF, 52 (8) :2257-2269
- Trulear M. y Characklis W. (1982)
"Dynamics of Biofilm Processes"
Journal WPCF 54(9):1288-1300
- Wang B., Yang Q., Liu R., Yuan J., Ma F., He J. And Li G. (1991)
"A Study of Simultaneous Organics and Nitrogen Removal by Extended Aeration Submerged Biofilm Process"
Wat. Sci. Tech. 24(5):179-213

Water Pollution Control Federation (1986)
"O & M of Tricking Filters, RBCs and Related Processes"
Manual of Practice OM-10 Operations and Maintenance Series.

Winkler, M.A. (1994)
"Tratamiento Biológico de Aguas de Desecho"
Limusa

Young H.W. and Young J.C. (1988)
"Hydraulic Characteristics of Upflow Anaerobic Filters"
Journal of Environmental Engineering 114(3)