



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

---

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA**  
Campo del conocimiento: Ingeniería Ambiental

**FILTRACIÓN COMBINADA ANAEROBIA**

TESIS PARA OBTENER EL GRADO DE  
**MAESTRÍA EN INGENIERÍA (AMBIENTAL)**

PRESENTA:  
**Ing. Carlos Alberto Flores Torres**

DIRECTOR DE TESIS:  
**Dr. Simón González Martínez**

**Ciudad Universitaria, México D.F. 2006**

A Tatiana y Samuel ...

A mi familia ...

... por su apoyo  
incondicional en este y en todos mis proyectos

## **Agradecimientos**

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

Al CONACYT por haberme otorgado la beca que hizo posible la realización de estos estudios.

Al Dr. Simón González Martínez y el Comité Tutorial por todo su apoyo y sus acertados consejos.

**Índice**

Introducción	7
Objetivo	9
Alcances	9
1. Antecedentes	10
1.1 Digestión anaerobia	11
1.2 Procesos de biopelícula	15
1.3 Filtración	17
1.4 Filtros Anaerobios	20
1.5 Filtros combinados o biofiltros	21
1.5.1 Descripción del proceso de filtración combinada	22
1.5.2 Características del medio filtrante	25
1.5.3 Retrolavado de los filtros	27
1.5.4 Aspectos Operativos	29
2. Metodología	32
2.1 Características del agua residual	32
2.2 Descripción del reactor	33
2.2.1 Medio de soporte	38
2.3 Operación	40
2.3.1 Operación de filtrado	40
2.3.2 Operación de retrolavado	41
2.3.3 Programa experimental	41

2.3.3.1 Muestreo y análisis	42
3. Resultados	46
3.1 Carga orgánica	46
3.2 pH	48
3.2.1 Perfiles de pH a lo largo del reactor	49
3.3 Temperatura	52
3.4 Demanda química de oxígeno	54
3.4.1 Corrección de los datos por temperatura	58
3.4.2 Perfiles de DQO total a lo largo del reactor	64
3.5 Sólidos suspendidos totales	69
3.6 Biogás	71
3.7 Discusión	72
4. Conclusiones	79
Referencias	81
Anexo 1. Caracterización del material de soporte	90
Anexo 2. Muestreo de biogás en el reactor	96
<b>Índice de figuras</b>	
Figura 1.1 Esquema de la transformación de la materia orgánica en los	10

	procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales	
Figura 1.2	Diagrama de flujo de sustrato en la digestión anaerobia de la materia orgánica particulada a metano	12
Figura 1.3	Diagrama básico del proceso de filtración utilizando partículas discretas	19
Figura 1.4	Diagrama básico del funcionamiento de un filtro biológico aerado, BAF por sus siglas en inglés	23
Figura 1.5	Diagrama esquemático de un filtro Biostyr	24
Figura 1.6	Operación de filtros biológicos aerados	28
Figura 2.1	Vista general del reactor	33
Figura 2.2	Suministro del agua residual a la manguera de alimentación	34
Figura 2.3	Conexiones en la parte inferior del filtro, alimentación de agua residual, suministro de agua y de aire para retrolavado	35
Figura 2.4	Punto de muestreo	36
Figura 2.5	Esquema de conexiones del biofiltro	37
Figura 2.6	Fotografía de una muestra del tezontle utilizado como medio filtrante	38
Figura 2.7	Fotografía de microscopio electrónico de una piedra del tezontle utilizado como medio filtrante	39
Figura 3.1	Carga orgánica aplicada	47
Figura 3.2	Comportamiento del pH medido en muestras compuestas	48
Figura 3.3	Relación entre pH de influente y remoción de DQO total	49
Figura 3.4	Perfiles de pH medidos en la carga de 0.48 kgDQO/m <sup>3</sup> ·d	50
Figura 3.5	Perfiles de pH medidos en la carga de 1.23 kgDQO/m <sup>3</sup> ·d	50
Figura 3.6	Perfiles de pH medidos en la carga de 2.60 kgDQO/m <sup>3</sup> ·d	51
Figura 3.7	Perfiles promedio de pH	52

Figura 3.8	Comportamiento de las temperaturas de influente y efluente a lo largo del día	54
Figura 3.9	Relación entre la DQO total y la DQO soluble del influente, medida en muestras compuestas	55
Figura 3.10	Valores de remoción de DQO total medidos en muestras simples	55
Figura 3.11	Valores de remoción de DQO total medidos en muestras compuestas	56
Figura 3.12	Remoción de DQO total con relación a la temperatura de influente	57
Figura 3.13	Energía de activación de los datos correspondientes a la carga de 0.48 kgDQO/m <sup>3</sup> ·d	59
Figura 3.14	Datos de remoción de DQO total para la carga de 0.48 kgDQO/m <sup>3</sup> ·d corregidos para la temperatura de 18.8 °C	60
Figura 3.15	Cálculo de las constantes $\theta_T$ y $\theta$ para el modelo de Young y Dahab	62
Figura 3.16	Valores de remoción de DQO total después de la corrección por temperatura	63
Figura 3.17	Perfiles de DQO total para la carga de 0.48 kgDQO/m <sup>3</sup> ·d	64
Figura 3.18	Perfiles de DQO total para la carga de 1.23 kgDQO/m <sup>3</sup> ·d	64
Figura 3.19	Perfiles de DQO total para la carga de 2.60 kgDQO/m <sup>3</sup> ·d	65
Figura 3.20	Perfiles promedio de DQO total	66
Figura 3.21	Perfiles promedio de DQO total	67
Figura 3.22	Valores de pH promedio contra valores de DQO total promedio	69
Figura 3.23	Remoción de SST con respecto a la carga orgánica aplicada	70
Figura A2-1	Punto de muestreo de biogás	96
Figura A2-2	Tubo y jeringa de muestreo	97
Figura A2-3	Toma de muestra	98

Figura A2-4	Inyección de la muestra en el tubo	98
Figura A2-5	Tubos con la muestra de gas	99

### Índice de tablas

Tabla 2.1	Características importantes del biofiltro	36
Tabla 2.2	Características del tezontle usado como medio filtrante	39
Tabla 2.3	Parámetros de operación	43
Tabla 2.4	Parámetros a evaluar en los distintos puntos de muestreo	44
Tabla 3.1	Valores promedio de pH en influente y efluente	48
Tabla 3.2	Remoción de DQO para las distintas cargas orgánicas aplicadas	58
Tabla 3.3	Valores promedio de DQO total para la carga de 0.48 kgDQO/m <sup>3</sup> -d, luego de la corrección por temperatura	60
Tabla 3.4	Datos utilizados para determinar $\theta$ y $\theta_T$	62
Tabla 3.5	Remoción de SST para las distintas cargas orgánicas aplicadas	70
Tabla 3.6	Características del biogás muestreado en el reactor	71
Tabla 3.7	Resultados del tratamiento anaerobio de aguas residuales en plantas piloto, en condiciones de temperatura $\geq 20^\circ\text{C}$	73
Tabla 3.8	Resultados del tratamiento anaerobio de aguas residuales en plantas a escala real, en condiciones de temperatura $\geq 20^\circ\text{C}$	74
Tabla 3.9	Resultados del tratamiento anaerobio de aguas residuales en plantas piloto, en condiciones de temperatura $\leq 20^\circ\text{C}$	75
Tabla A1-1	Datos obtenidos del experimento de caracterización	92
Tabla A1-2	Características principales del empaque utilizado	95



**Resumen**

Los biofiltros son una de las alternativas tecnológicas que se han utilizado exitosamente en los últimos años para el tratamiento de aguas residuales industriales y municipales, principalmente en Europa. Son reactores de biomasa fija, en los cuales, el material que compone al lecho filtrante atrapa los sólidos suspendidos en el agua residual entrante y provee una superficie para permitir el crecimiento de una biopelícula. Existen varios desarrollos exitosos que emplean el concepto de filtración combinada, que han sido utilizados para remover materia carbonosa, nitrificar, desnitrificar e incluso eliminar fosfatos. Estos sistemas son aerobios o, en el caso de la desnitrificación, anóxico-aerobios. Este tipo de reactores tienen la característica de que, como parte de la operación del filtro, se realizan retrolavados periódicos con aire y agua. No se encontraron documentos relativos a la utilización de algún sistema de filtración combinada como tratamiento secundario en modalidad anaerobia.

En un intento por combinar las ventajas de los sistemas anaerobios (menor consumo energético que los sistemas aerobios y menor producción de lodos), con las ventajas de la filtración combinada, se orientó el presente trabajo a construir y operar un sistema de filtración combinada en modalidad anaerobia a escala piloto, para observar su desempeño ante variaciones de carga orgánica.

Se aplicaron cargas orgánicas cuyos promedios por corrida experimental fueron de 0.48, 1.23 y 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, utilizando un agua residual municipal, enriquecida con maltodextrina y proteína vegetal hidrolizada, de modo que la DQO total promedio fue de 465 ± 49 mg/l.

Se obtuvieron eficiencias de remoción de DQO total medidas en muestras compuestas de 41%, 38% y 30% y de SST de 79%, 72% y 62 %, para las cargas de 0.48, 1.23 y 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, respectivamente.

Para las condiciones del experimento, se concluye que aplicar cargas orgánicas inferiores a 0.48 kgDQO/m<sup>3</sup>·d resulta poco práctico, ya que se obtiene una remoción tan solo 4% mayor a la obtenida con la carga 1.23 kgDQO/m<sup>3</sup>·d empleando 5.5 horas más de tratamiento. Por otra parte, el emplear cargas cercanas a 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d tiene el inconveniente de obtener una menor calidad del efluente pero tiene ventajas por la cantidad de agua tratada por unidad de tiempo. Por lo tanto, para condiciones de operación similares, la carga orgánica debe establecerse entre 1.23 kgDQO/m<sup>3</sup>·d y 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d.

Los resultados obtenidos indican que el reactor mostró una adecuada capacidad de amortiguación a las variaciones del pH de influente. Por otra parte, las variaciones de temperatura propias del agua residual, pero influenciadas por las condiciones ambientales, no fueron absorbidas y causaron variaciones en la respuesta del reactor, sin embargo, el reactor mostró una buena estabilidad ante el gradiente de temperatura que llegó a ser de 18°, algo que no había sido reportado en literatura.

La presencia de metano en las muestras de biogás tomadas en las cargas de 0.48 y 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, demuestra que existieron bacterias metanogénicas en la biomasa activa, a pesar de que en la operación de retrolavado se inyectó aire al sistema.

## Introducción

En años recientes, los procesos de tratamiento anaerobio han tomado importancia, asociados a la necesidad creciente de tecnologías que consuman poca energía (Iwai y Kitao, 1994). Las tecnologías de tratamiento anaerobio se han usado en diversas partes del mundo para el tratamiento de aguas residuales municipales, industriales y lodos. Esta tecnología es particularmente atractiva para tratar aguas residuales industriales y municipales, dado que en comparación con los sistemas aerobios, la producción de lodos es menor y la energía requerida para operar los procesos es inferior.

Gran parte de los efluentes industriales tratados mediante digestión anaerobia en México son los mismos que han sido tratados tradicionalmente en todo el mundo: malta, cervecería, lácteos y quesos, bebidas no alcohólicas, levaduras, elaboración de papel, procesamiento de alimentos y frutas, aguas de granjas porcinas y fabricación de almidón, con predominio del sector cervecero, el cual agrupa el 25.4 % de todos los digestores industriales. Sin embargo, algunos efluentes de las actividades locales como el beneficio húmedo del café, poco tratados en el mundo mediante digestión anaerobia, están siendo tratados en México (Monroy *et al.*, 2000).

La mayoría de las plantas de tratamiento construidas en México operan a temperatura ambiente, lo que corresponde a la parte inferior del intervalo mesofílico (18-30°C). El calentamiento o enfriamiento del agua para llegar a la temperatura óptima de 35-40°C es aplicado solamente en algunas plantas. La mayoría de los reactores anaerobios en el mundo también son operados en condiciones mesofílicas dado que esto permite una mayor estabilidad en comparación con las condiciones termofílicas (Monroy *et al.*, 2000).

Por otra parte, los filtros combinados (biofiltros) son una de las alternativas tecnológicas que se han utilizado exitosamente en los últimos años para el tratamiento de aguas

residuales industriales y municipales, principalmente en Europa. Son reactores de biomasa fija, en los cuales, el material que compone al lecho filtrante atrapa los sólidos suspendidos en el agua residual entrante y provee una superficie para permitir el crecimiento de una biopelícula. **Debido a que el lecho filtrante cumple con las funciones de tratamiento biológico y filtración, se le conoce al proceso como filtración combinada, filtración con película biológica o biofiltración (Iwai y Kitao, 1994).**

Existen varios desarrollos exitosos que emplean el concepto de filtración combinada, entre los principales destacan: Biofor, patentado por Degrémont (Pujol, 2000) y Biocarbone y Biostyr patentados por OTV (Martín, 1999). Existen diferentes configuraciones en los sistemas, de tal forma que pueden remover materia carbonosa, nitrificar, desnitrificar e incluso eliminar fosfatos. Estos sistemas son aerobios o en el caso de la desnitrificación anóxico-aerobios. Al momento de realizar esta tesis, no se encontró documentación sobre el uso de sistemas de filtración combinada como tratamiento secundario en modalidad anaerobia.

En un intento por combinar las ventajas de los sistemas anaerobios (menor producción de lodos y menor consumo energético) con las ventajas de la filtración combinada, se orientó el presente trabajo a construir y operar un sistema de filtración combinada anaerobia a escala piloto, para observar su desempeño ante variaciones de carga orgánica.

El presente trabajo se compone de cuatro capítulos. En el primero, se presentan de manera resumida conceptos como digestión anaerobia, filtración, filtros anaerobios y biofiltros. En el segundo capítulo se presenta la metodología empleada para el desarrollo de la experimentación, se describe el reactor, la forma de operación y los análisis de laboratorio. En el capítulo tres se presentan los resultados y finalmente en el capítulo cuatro las conclusiones.

## **Objetivo**

Conocer el desempeño de un sistema de filtración combinada anaerobia para el tratamiento de aguas residuales ante variaciones de carga orgánica.

## **Alcances**

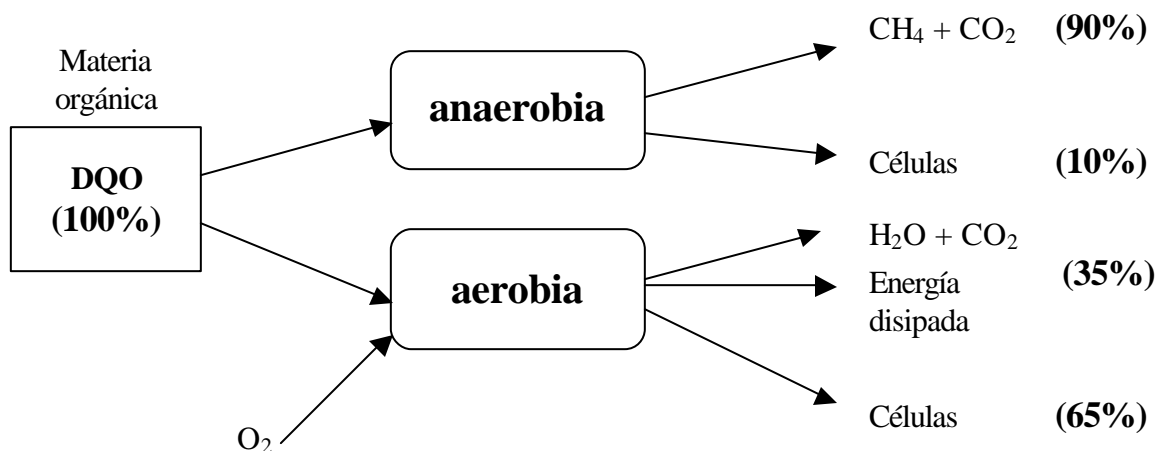
- Utilizar un filtro combinado anaerobio al nivel de planta piloto.
- Operar el sistema de filtración bajo diferentes condiciones de carga orgánica, para conocer su comportamiento al tratar un agua residual municipal enriquecida con proteína vegetal hidrolizada y maltodextrina.

## 1. Antecedentes

Para realizar el tratamiento de las aguas residuales existen tres tipos de procesos: físicos, fisicoquímicos y biológicos. En general, los desechos líquidos de la industria alimentaria, la agroindustria, la papelera, algún tipo de petroquímica y farmacéutica, así como las aguas municipales, son tratadas por vía biológica (Noyola, 1993) como tratamiento secundario.

De acuerdo con el tipo de microorganismos involucrados en la degradación de la materia orgánica, su actividad metabólica y receptor final de electrones, se pueden distinguir dos tipos de procesos biológicos: aerobios y anaerobios.

Según Noyola (1993), la materia orgánica contaminante medida como demanda química de oxígeno (DQO) o como demanda bioquímica de oxígeno (DBO) es utilizada por los microorganismos y transformada en diversos productos de acuerdo al esquema de la figura 1.1, dependiendo del metabolismo aerobio o anaerobio de la célula.



**Figura 1.1** Esquema de la transformación de la materia orgánica en los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales (Noyola, 1993)

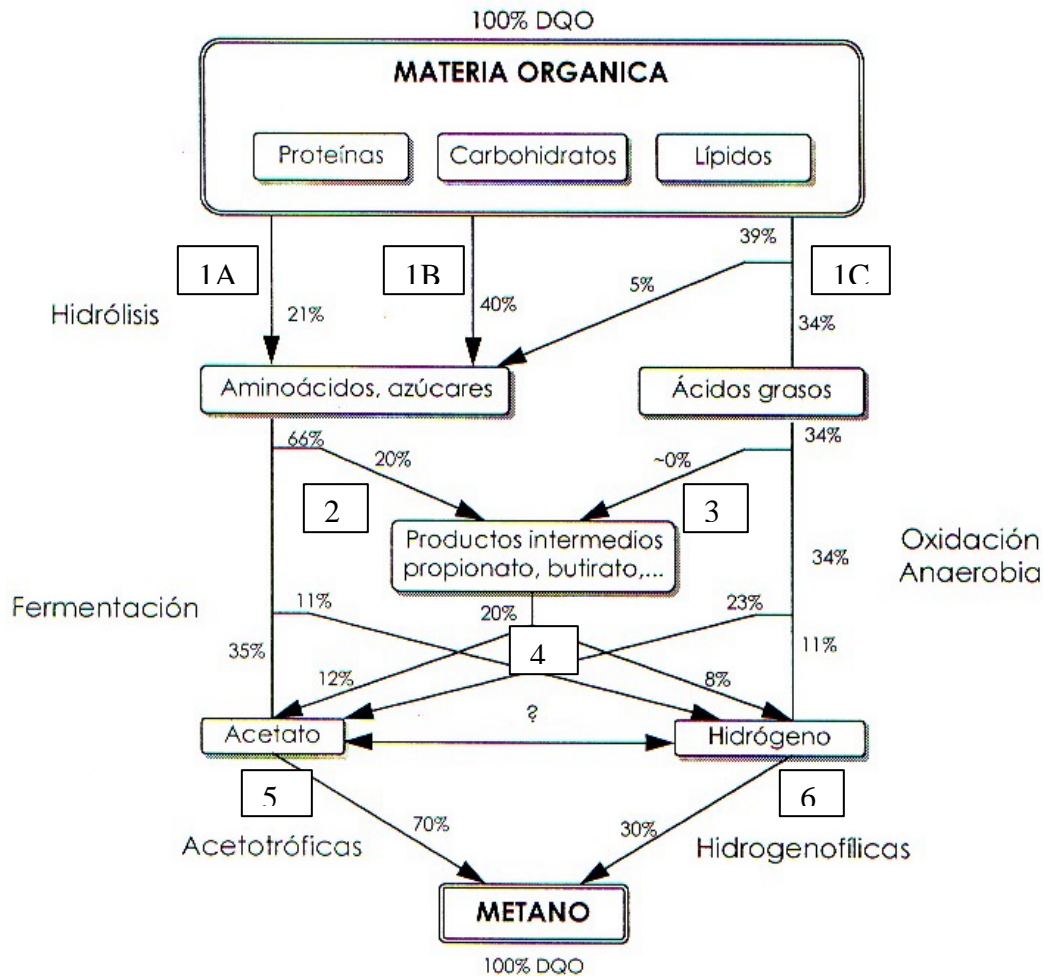
De acuerdo con este esquema, las bacterias anaerobias utilizarán principalmente la energía contenida en su alimento o sustrato para funciones catabólicas y muy poca en funciones anabólicas de reproducción, en tanto que las bacterias aerobias emplearán, en presencia de oxígeno, la mayor parte de esa energía en la síntesis de nuevas células, mientras la fracción restante es utilizada para llevar a cabo otras funciones metabólicas y disipada en calor.

Las bacterias aerobias dependen del oxígeno molecular para su metabolismo, mientras que las anaerobias pueden crecer únicamente en ambientes libres de oxígeno molecular. Sin embargo, experimentos como los de Gerritse *et al.* (1990) y Gerritse y Gottschal (1993) muestran que las bacterias anaerobias pueden crecer simultáneamente con las aerobias, si se presenta alguna de las siguientes condiciones: a) muy bajo oxígeno disuelto ( $< 1\mu\text{M}$ ), b) porque su actividad se desarrolle en micronichos de anaerobiosis (Gerritse *et al.*, 1990) y c) porque algunas bacterias anaerobias - *Methanococcus maripaludis*, *Methanosarcina barkeri*, *Methanobacterium thermoautotrophicum*, *Methanobacterium bryantii* y *Methanobrevibacter arboriphilus* - han demostrado resistencia a períodos óxicos (Gerritse y Gottschal, 1993).

## 1.1 Digestión anaerobia

La materia orgánica en ausencia de oxígeno molecular, nitratos y sulfatos es convertida a metano y bióxido de carbono por la posible combinación de diferentes grupos de microorganismos. En el proceso intervienen microorganismos facultativos y anaerobios.

La figura 1.2 muestra el diagrama de flujo de sustrato durante la degradación anaerobia propuesto por Gujer y Zehnder (1983).



**Figura 1.2** Diagrama de flujo de sustrato en la digestión anaerobia de la materia orgánica particulada a metano (Gujer y Zehnder, 1983)

Los biopolímeros particulados como las proteínas, carbohidratos y lípidos son primeramente hidrolizados a monómeros orgánicos (aminoácidos, azúcares y ácidos grasos) que pueden ser usados como sustrato tanto por los organismos fermentadores (para los amino ácidos y azúcares) o por los organismos oxidadores anaerobios (para los ácidos grasos). Los productos de estas reacciones de degradación pueden ser tanto acetato como hidrógeno o bien compuestos intermedios como los ácidos volátiles

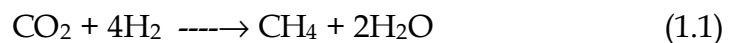
(propionato, butirato) que serán degradados posteriormente en acetato e hidrógeno, los principales precursores del metano.

Se identifican seis procesos en el flujo de sustrato de la digestión anaerobia:

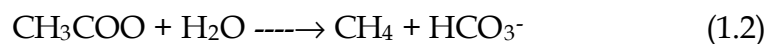
1. Hidrólisis de los biopolímeros.
  - 1A. Hidrólisis de las proteínas.
  - 1B. Hidrólisis de los carbohidratos.
  - 1C. Hidrólisis de los lípidos.
2. Fermentación de los aminoácidos y azúcares.
3. Oxidación de ácidos grasos de cadena larga y alcoholes.
4. Oxidación anaerobia de los productos intermedios (ácidos volátiles) con excepción del acetato.
5. Conversión de acetato a metano.
6. Conversión de hidrógeno a metano.

Se distinguen entonces dos grupos de bacterias metanogénicas:

- Bacterias metanogénicas hidrogenofílicas, que utilizan el hidrógeno producido para reducir el  $\text{CO}_2$  a  $\text{CH}_4$ .



- Bacterias metanogénicas acetoclásticas, que transforman el acetato en  $\text{CH}_4$  y  $\text{CO}_2$ . Esta transformación contribuye con el 70% de la formación de metano en los digestores.





Existe una interrelación entre los oxidadores anaerobios (o bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno OHPA - por sus siglas en inglés) y las bacterias metanogénicas hidrogenofílicas. Estas últimas se encargan de consumir el hidrógeno producido por las OHPA, ya que mantienen la presión parcial de dicho gas a niveles adecuados y así propician las condiciones termodinámicas necesarias para que la conversión de los ácidos grasos volátiles en acetato e hidrógeno pueda ser consumada. Este tipo de relación entre dos especies se conoce como sintrofia.

El equilibrio entre la oxidación del propionato, descarboxilación del acetato y oxidación del hidrógeno es crucial para un proceso de digestión anaerobia estable. Las condiciones óptimas para las tres reacciones son estrictas y principalmente controladas por la concentración del propionato, acetato e hidrógeno libres. En un digestor estabilizado, las concentraciones típicas de acetato y propionato oscilan entre  $10^{-4}$  y  $10^{-5}$  mol/L con presiones parciales de hidrógeno inferiores a  $10^{-4}$  atm. Con esta presión, las condiciones termodinámicas para la degradación del propionato son satisfechas y la digestión anaerobia puede llevarse a cabo. La relación de sintrofia descrita se considera como el "cuello de botella" del proceso (Noyola, 1993)

La acumulación de ácidos grasos volátiles (AGV) en el medio provoca invariablemente el descenso en el pH. Si los niveles en el pH son bajos, provocarán inhibición de las bacterias metanogénicas, dificultando la aplicación exitosa del proceso y en caso de continuar durante períodos prolongados, podrían conducir a un colapso del sistema.

Generalmente los procesos de digestión anaerobia operan mejor cuando se tiene un pH cercano al neutral. La digestión anaerobia se puede realizar dentro de un intervalo de pH de 6.2 a 7.8; sin embargo, las bacterias metanogénicas son sensibles a los cambios de pH. El intervalo óptimo para su desarrollo es de 7.0 a 7.2 y se inhiben a valores de pH

inferiores a 6.2; esto ocasiona que la eficiencia de remoción disminuya a medida que el valor de pH se aleja del óptimo (Pohland, 1992).

## 1.2 Procesos de biopelícula

Dentro de los diversos procesos biológicos de tratamiento ya sean aerobios o anaerobios, los procesos de biopelícula purifican el agua residual mediante la utilización de microorganismos adheridos a una superficie sólida que se mantiene en contacto con el agua residual de manera continua o intermitente (Iwai y Kitao, 1994).

La película biológica que crece sobre una superficie, puede ingerir de la fase líquida en la cual está en contacto sustancias tales como materia orgánica, oxígeno, elementos traza, etc., los cuales son necesarios para la actividad biológica.

Estas sustancias inicialmente extendidas sobre la superficie de la película microbiana, viajan dentro de la biopelícula por difusión molecular y son consumidas y luego metabolizadas por los microorganismos que componen la biopelícula. Si las sustancias en el agua residual se encuentran como materia suspendida o coloidal, no son capaces de difundirse hacia la biopelícula de manera directa, y deben ser hidrolizadas a pequeñas moléculas en la superficie de la biopelícula antes de que tomen el curso descrito. Los productos finales del metabolismo se transfieren en la dirección inversa, hacia la fase líquida. De esta manera, las reacciones en las biopelículas se indican por las siguientes ecuaciones:

Biopelícula Aerobia:



Biopelícula Anaerobia:

Materia Orgánica + Nutrientes → Materia celular + Productos finales

Cuando alguno de los componentes esenciales para los microorganismos no son suministrados, las reacciones biológicas no se realizarán de manera estable. Por consiguiente, si alguno de estos componentes se agota a cierta profundidad de la biopelícula, entonces las reacciones biológicas no ocurrirán en la parte más profunda. Así, la sustancia agotada determina en primer lugar la profundidad efectiva de la biopelícula, de tal forma que esa sustancia se denomina "factor limitante". Los nutrientes tales como nitrógeno, fósforo y metales traza generalmente no llegan a ser factores limitantes, salvo en casos especiales. Consecuentemente, es posible que tanto la materia orgánica como el oxígeno sean factores limitantes en las biopelículas aerobias, y por otra parte, únicamente la materia orgánica será el factor limitante en las biopelículas anaerobias. De esta forma, en las biopelículas anaerobias existe a cierta profundidad una capa anóxica o anaerobia.

Con base en su configuración, los procesos de biopelícula pueden clasificarse en cuatro tipos principales: reactores de lecho móvil, filtros biológicos sumergidos, biodiscos y filtros rociadores.

Los biodiscos utilizan varios discos sumergidos parcialmente o completamente en el agua residual y la purifican biológicamente por la acción de la película microbiana que crece en ambos lados del disco.

Los filtros rociadores consisten en lechos rectangulares o circulares, llenos con material de soporte de tamaño uniforme (piedras, plásticos lisos, plásticos corrugados) en donde el agua residual se rocía de manera continua o intermitente desde un distribuidor

situado encima del lecho. En el soporte crecen películas microbianas y el agua es purificada biológicamente mientras escurre hacia abajo sobre la superficie del soporte.

Los filtros sumergidos se dividen a su vez en lecho fijo, lecho expandido y lecho fluidizado dependiendo del estado hidrodinámico del medio sólido sumergido (llamado medio filtrante, medio de contacto, empaque, acarreador o soporte) sobre el cual crece la biopelícula. Cuando los filtros biológicos sumergidos se aplican como procesos de tratamiento aerobio, es indispensable un dispositivo de aireación para suministrar oxígeno. Cuando se utiliza el proceso de filtración biológica sumergida como un proceso anaerobio no se suministra aire y la única operación necesaria es pasar el agua residual a través del lecho del filtro.

### **1.3 Filtración**

La filtración es una de las principales operaciones unitarias utilizadas en el tratamiento de agua potable y es, por lo general, una operación de pulimento en el tratamiento de aguas residuales. El objetivo básico de la filtración es separar las partículas y microorganismos que no han quedado retenidos en los procesos previos y consiste en hacer pasar el agua a través de un medio filtrante. Durante su paso, la calidad del agua se mejora al lograr una reducción del material contaminante en suspensión y en forma coloidal en un intervalo de tamaño entre 0.1 y 1,000  $\mu\text{m}$  (Montgomery, 1985).

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

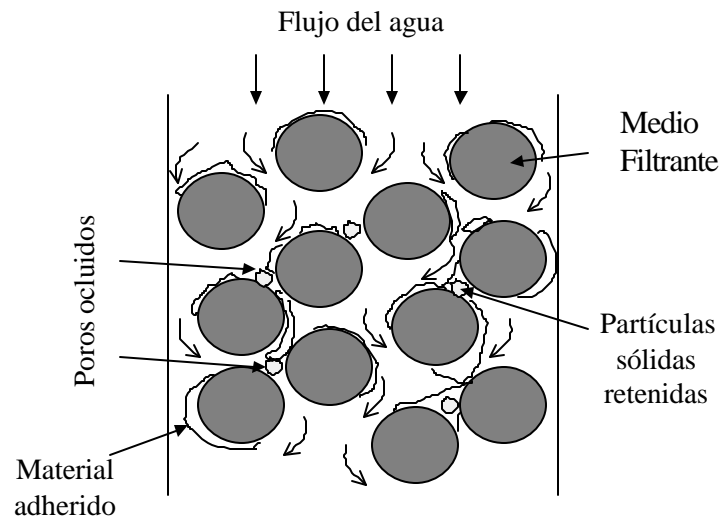
De acuerdo con la dirección del flujo de agua, los filtros se clasifican en:

- Filtros de flujo ascendente
- Filtros con flujo descendente
- Filtros con biflujo

Los lechos filtrantes pueden ser de un solo material o de varios. Dependiendo del tipo de partículas filtrantes y número de medios los filtros se clasifican en:

- Lecho simple: el que se compone de un solo tipo de material
- Lecho doble: el que se compone de dos tipos de material, como por ejemplo antracita y arena
- Lecho múltiple: el que consta de tres tipos de medio, por ejemplo arena, antracita y grava

La filtración involucra dos factores distintos pero complementarios: el transporte y la adherencia. El transporte de las partículas es un fenómeno físico e hidráulico, afectado principalmente por los parámetros que gobiernan la transferencia de masa. La adherencia entre partículas y material filtrante es básicamente un fenómeno de acción superficial influenciado por parámetros fisicoquímicos superficiales (CEPIS, 1978). En la figura 1.3 se muestra el diagrama básico del proceso de filtración.



**Figura 1.3** Diagrama básico del proceso de filtración utilizando partículas discretas  
(González-Martínez, 2003)

Los principales mecanismos de transporte son el impacto inercial, intercepción, sedimentación y difusión (CEPIS, 1978; Metcalf y Eddy, 1991):

- Impacto inercial: las partículas pesadas que no siguen una línea de corriente son atrapadas por el filtro.
- Intercepción: las partículas viajan por la línea de corriente y al producirse un estrechamiento entre ellas, éstas se ven forzadas a ponerse en contacto entre si y con el medio filtrante, quedando entonces interceptadas por el medio.
- Sedimentación: los sólidos suspendidos inestables en el agua se pueden separar por fuerzas gravitatorias.
- Difusión: las partículas tienden a difundirse desde las áreas de mayor concentración a las de menor concentración, siendo principalmente algunos coloides las partículas que se adhieren a otras debido a efectos de difusión.

Los principales mecanismos de adhesión son el enlace químico y el físico. Los enlaces químicos hacen referencia a los enlaces entre los flóculos y la superficie del medio

filtrante; estos se pueden formar de diversas maneras como son el intercambio iónico, enlaces de hidrógeno y la adsorción mutua, y los físicos son las interacciones combinadas entre las fuerzas electrostáticas y las de Van der Waals (CEPIS, 1978).

#### 1.4 Filtros anaerobios

Los filtros anaerobios fueron concebidos hace más de treinta años por Young y McCarty (1969). El límite más bajo de tratabilidad se asumía en los primeros años como 1,000 mg/l de DQO, pero en estudios realizados en la década de 1980 se demostró que aguas residuales cercanas a 200 mg/l de DQO podían ser tratadas exitosamente en reactores anaerobios de biomasa fija (Lindgren, 1983). Los tiempos de retención celular típicos en este tipo de filtros son de alrededor de 20 días y soporta cargas orgánicas de hasta 15 kgDQO/m<sup>3</sup>·d (Noyola, 1993).

El filtro anaerobio es básicamente un reactor de flujo pistón en el cual el agua residual ingresa por la parte baja y fluye a través de un medio. La acción mezcladora de burbujas de gas ascendentes, la dispersión hidráulica y otros factores físicos pueden ser causa de cortocircuitos y desviaciones del flujo pistón ideal (Young y Dahab, 1983). Además de este tipo de filtros existen también arreglos de flujo ascendente.

Las principales limitaciones de este tipo de reactores son: el riesgo de obstrucción del lecho (bloqueo o colmatación de los espacios vacíos) así como su volumen relativamente grande, asociado al tiempo de retención hidráulico. El costo puede ser alto debido principalmente al costo del material de soporte (Andrade *et al.*, 2000).

En los trabajos realizados por Young (1991), se describe que con una alta área específica aumenta el riesgo de taponamiento y por otra parte, que el área superficial del material

de soporte parece tener poca influencia en la eficiencia de remoción a partir de 100 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>.

Young y McCarty (1969) trataron un agua enriquecida con proteínas y carbohidratos, con cargas orgánicas desde 0.42 a 3.4 kgDQO/m<sup>3</sup>·d. Los resultados que obtuvieron al observar el comportamiento de la remoción de DQO y la producción de AGV con respecto a la altura del reactor fueron los siguientes:

- La mayor parte de la remoción de DQO ocurrió en la parte baja del reactor.
- A cargas orgánicas bajas, los ácidos volátiles se transformaron a metano casi tan rápido como se formaron, por ello un pH cercano al neutro se observó en todos los niveles del reactor.
- A cargas orgánicas altas, se presentaron altas concentraciones de ácidos grasos volátiles en la parte baja del filtro.

Monroy *et al.* (2000) reportan que del total de reactores anaerobios construidos en México sólo el 4.76 % son filtros anaerobios.

### **1.5 Filtros combinados o biofiltros**

En la década de 1980 un equipo encabezado por Frank Rogalla desarrolló un proceso de filtración que permite el tratamiento combinado físico-biológico de agua residual municipal cruda (Desbos *et al.*, 1989; Rogalla *et al.*, 1990; Rogalla y Bourbigot, 1990; Rogalla *et al.*, 1992). El material que compone el lecho filtrante atrapa los sólidos suspendidos en el agua residual entrante y provee una superficie para permitir el crecimiento de una biopelícula, reduciendo así la concentración de sólidos suspendidos a la salida.



Debido a que el lecho filtrante cumple con las funciones de tratamiento biológico y filtración se le conoce como filtración combinada, filtración con película biológica o biofiltración (Iwai y Kitao, 1994).

La operación de este tipo de filtros, comparada con los sistemas de lodos activados es relativamente fácil. El tiempo de arranque es rápido gracias a que casi toda la biomasa generada en el reactor es acumulada dentro del mismo permitiendo su desarrollo en la etapa de arranque y cuando la película es delgada. El proceso puede tolerar extremas fluctuaciones estacionales de carga orgánica y otras condiciones ambientales (Moreau *et al.*, 1994). Se reporta que el proceso con filtros combinados presenta una mejor respuesta a variaciones en la temperatura que los procesos convencionales como los lodos activados (Iwai y Kitao, 1994).

### **1.5.1 Descripción del proceso de filtración combinada**

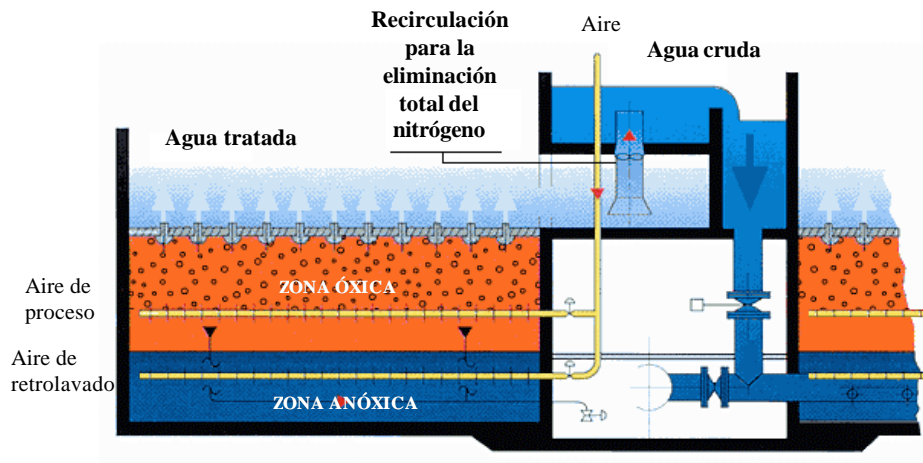
El proceso de filtración combinada consiste en pasar agua residual a través de una cama de material filtrante. El agua se hace pasar de manera ascendente o descendente a través del lecho, el cual está soportado por un falso fondo provisto por “boquillas” que permiten el paso del agua pero no del material filtrante (figura 1.4). Dependiendo del objetivo del tratamiento se puede inyectar aire a presión para oxigenar el medio y permitir el desarrollo de microorganismos aerobios.



**Figura 1.4** Diagrama básico del funcionamiento de un filtro biológico aerado, BAF por sus siglas en inglés (Degrémont, 2000).

Conforme las partículas sólidas contenidas en el agua residual son retenidas y los microorganismos que se desarrollan sobre la superficie del material filtrante reducen los espacios libres para el paso del agua, aumenta la resistencia al flujo del agua causando una pérdida de presión y reduciendo la velocidad de filtración. Una vez que se alcanza la colmatación del lecho filtrante es necesario separar las partículas y microorganismos del medio filtrante para que el sistema funcione adecuadamente. Este proceso de lavado se conoce como “retrolavado” del lecho filtrante.

Dependiendo de su densidad relativa, los medios filtrantes pueden ser ligeros o pesados. El Biostyr es un filtro que tiene un régimen de flujo ascendente a través de un medio ligero llamado “Styropor”, que fue desarrollado por la compañía OTV de Francia. La profundidad del lecho varía entre 2 y 4 metros con la característica que el falso fondo se encuentra en la parte superior del filtro y no en la inferior como los filtros convencionales. La figura 1.5 muestra un diagrama de funcionamiento del Biostyr.



**Figura 1.5** Diagrama esquemático de un filtro Biostyr (OTV, 2000)

Los filtros, independientemente del fabricante, se construyen colocando dos unidades en los lados de los canales de influente y efluente, los cuales se encuentran uno encima del otro. El agua residual se introduce desde el canal superior por medio de un sistema de tubos hacia la cámara inferior de distribución para entonces pasar, de manera ascendente, a través del medio filtrante. Una parte del agua tratada se retorna hacia el canal superior para ser introducida al filtro nuevamente y así, eliminar los nitratos producidos en la zona aerobia del filtro. En la figura 1.5 se puede observar que el aire para transferencia de oxígeno se inyecta a una profundidad media en el lecho filtrante para lograr dos zonas: la inferior a la tubería, que no contiene oxígeno disuelto y se considera anóxica y la superior a esta, que opera bajo condiciones óxicas. La tubería inferior suministra el aire con el cual se realiza la operación de retrolavado.

En la zona anóxica se logra la reducción bioquímica de los nitratos a nitrógeno molecular y la oxidación parcial de los compuestos orgánicos. En la zona aerada se completa la oxidación de los compuestos orgánicos y se facilitan las condiciones para que se lleve a cabo la oxidación del amonio contenido en el agua residual, resultando en

un aumento de la concentración de nitratos. Por medio de la recirculación de agua tratada es posible reducir considerablemente el contenido de nitratos.

### 1.5.2 Características del medio filtrante

Diversas investigaciones indican que un medio filtrante adecuado debe satisfacer la mayoría de las siguientes condiciones (Moore *et al.*, 2001; Andrade *et al.*, 2000; Elmitwalli *et al.*, 2000; Kwan-Yeow y Joo-Hwa, 1999; Fitzpatrick, 1998; Pérez *et al.*, 1997; Humby y Fitzpatrick, 1996; Iwai y Kitao, 1994):

- Grado adecuado de adherencia de los microorganismos
- Elevada área superficial específica
- Alta porosidad del medio y de las columnas empacadas con ellos
- Baja resistencia al flujo de agua
- Estabilidad química y biológica
- Suficiente durabilidad, asociada a su resistencia mecánica a la presión y la abrasión
- Alta capacidad de atrapar sólidos suspendidos
- Relación pequeña entre el peso específico del material con respecto al del agua, para evitar que la carga sobre la estructura sea excesiva
- Precio bajo y de fácil abastecimiento
- Facilidad de fabricación y transporte

Es difícil encontrar un medio de soporte que reúna todas las características anteriormente enunciadas, de hecho, cualquier material de soporte presentará ventajas y desventajas en su utilización, por lo que habrá que analizar sus características y decidir cuando un material es apropiado para los fines en los que será empleado.

El tamaño del medio de soporte estará dado de acuerdo al uso del filtro. Por ejemplo, se recomienda un soporte de tamaño mayor a 6 mm para un filtro biológico aerado que se utilice para tratamiento secundario, mientras que si el biofiltro se emplea para tratamiento terciario (remoción de nutrientes) se recomienda un tamaño de soporte menor a 3 mm (Moore *et al.*, 2001).

La porosidad del material de soporte es un factor importante en la adsorción y adhesión de microorganismos al mismo. Un material que tenga grandes espacios vacíos permitirá la adhesión microbiana aún bajo condiciones de “biomasa rasurada”, mientras el fluido fuera del material de soporte se mueve a gran velocidad (Cohen, 2001). La porosidad afecta directamente el tiempo de retención celular, la cantidad de biomasa retenida en el reactor y la caída de presión a través del filtro.

De acuerdo con Tampion y Tampion (1987), la máxima acumulación de biomasa ocurre cuando el tamaño de poro se encuentra entre una a cinco veces el tamaño de la bacteria.

Por su parte Tyagi y Vembu (1990) reportan que en procesos anaerobios de biopelícula, el grado de colonización de los materiales porosos depende del tamaño de los poros (de micrómetros a milímetros) y de la porosidad (cociente entre el volumen de vacíos y el volumen total del material de soporte). El diámetro de poro influye en el grado de adherencia, siendo óptimo en un diámetro de poro de 0.4 mm; en un soporte con esas características la biomasa metanogénica se retiene mecánicamente, más que electrostáticamente.

Ojeda y Buitrón (2001) experimentaron la velocidad de colonización en distintos materiales de soporte, como polietileno, polietileno de baja densidad, tygon, poliuretano, poliestireno, tezontle y piedra pómez. Entre los materiales probados, el tezontle tuvo la mayor velocidad de colonización. Por su parte, Cohen (2001) afirma

que un soporte inorgánico es resistente al ataque microbiano, que exhibe alta termoestabilidad y que tiene buenas propiedades de flujo.

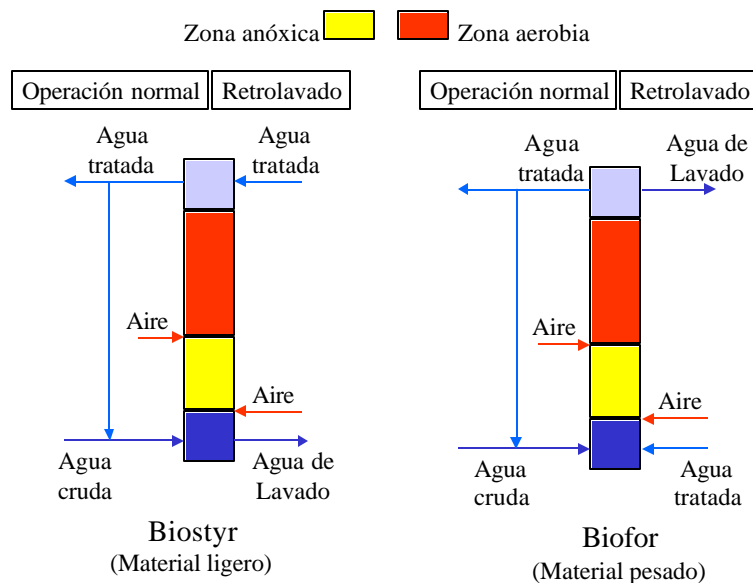
Otro parámetro importante es la rugosidad del medio, ya que afecta el funcionamiento del reactor. Las superficies rugosas proveen más sitio para la adhesión de biopelícula que los medios lisos. Los reactores que usan medios lisos son más inestables bajo variaciones de líquido o aire, causando desprendimiento de la biopelícula. Los rugosos producen biopelículas más estables y también mejoran la retención de sólidos (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999).

### **1.5.3 Retrolavado de los filtros**

Es inevitable la reducción paulatina de la cantidad y calidad del efluente, debido a la colmatación del lecho ya sea por acumulación de sólidos atrapados por el lecho y al aumento del espesor de la biopelícula, por lo cual se hace indispensable la aplicación de retrolavados periódicos como parte de la operación del biofiltro. La acumulación de biopelícula reduce el área efectiva de poro y, como resultado, existe un mayor desprendimiento de biopelícula que se refleja en una menor calidad en el efluente, así como una mayor pérdida de carga hidráulica.

En sus orígenes los filtros habían sido retrolavados sólo con agua, con una expansión entre el 20 y el 50%. Debido al limitado número de colisiones y abrasiones que ocurren entre los granos de soporte al realizar el retrolavado con agua, se ha demostrado que dicho procedimiento es poco efectivo para limpiar el soporte. Se ha visto que el procedimiento más efectivo de retrolavado se obtiene con la combinación de aire y agua (Humby y Fitzpatrick, 1996; Amirtharajah, 1993; Fitzpatrick, 1998), ya que esto incrementa considerablemente el número de colisiones y abrasiones entre partículas.

La figura 1.6 muestra dos tipos de procedimientos de operación normal y retrolavado, dependiendo de la densidad del medio filtrante. Si el medio filtrante es más ligero que el agua (Biostyr), entonces flota y el retrolavado se lleva a cabo de la manera antes descrita y tomando en cuenta las consideraciones de la figura. La principal diferencia radica en que, cuando el medio filtrante es más ligero que el agua, el agua de retrolavado debe introducirse por la parte superior y extraerse por la parte inferior. En el caso de que el medio filtrante sea más pesado que el agua (Biofor/Degrémont, Biocarbón/OTV) entonces el agua de retrolavado se introduce por abajo y se extrae por la parte superior.



**Figura 1.6** Operación de filtros biológicos aerados (González-Martínez, 2003)

Por su parte, Pujol (2000) señala que la corrida de filtración de los reactores Biofor (Degrémont) usualmente es de 24 horas, con retrolavado de aire y agua. Valdivia-Soto y González-Martínez (2001) reportan que al emplear un reactor que utilizó como lecho filtrante una cama de tezontle de 1 m y área específica de  $183 \text{ m}^2/\text{m}^3$ , se encontró que la operación de retrolavado debía hacerse empleando aire y agua cada 24 horas.

#### 1.5.4 Aspectos operativos

En la primera generación de biofiltros de flujo ascendente, el intervalo de velocidades aplicado en biofiltros aerobios se encontraba entre 1 y 10 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·h, con cargas orgánicas que estaban entre 2 y 3 kgDBO/m<sup>3</sup>·d, mientras que los biofiltros anóxicos operaban con cargas de hasta 14 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·h, y 1.5 kgN-NH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>·d. En ambos casos se lograron eficiencias de remoción entre 70% y 90%.

Trabajos recientes (Pujol *et al.*, 1994; Pujol, 2000) han demostrado que al incrementar la velocidad de flujo se mejora la transferencia de sustrato entre la fase líquida y la biopelícula, lo cual es una ventaja asociada a la necesidad de menores tiempos de retención y por lo tanto, sistemas de tratamiento más baratos. Por otra parte, mientras mejor sea la distribución del flujo, es decir, existan menos zonas muertas, será mejor la distribución de la biomasa a lo largo del biofiltro.

En los filtros aerados "Biofor", desarrollados por la compañía Degrémont (Pujol, 2000), se han logrado velocidades de 10 a 33 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> h, combinadas con cargas orgánicas altas. Los límites actuales para esos parámetros son de alrededor de 18 kgDQO/m<sup>3</sup>·d y 2.5 a 3 kgN-NH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>·d realizando retrolavados con aire y agua cada 24 horas (Bédard, 1999). La profundidad común del lecho filtrante es de 3 metros en sistemas usados para la eliminación de materia carbonosa, aunque para aplicaciones específicas puede ser de 2 o 4 metros. Los tiempos de contacto varían entre 15 minutos a 1 hora, con intervalos de retrolavado de 24 a 48 horas (Pujol, 2000).

A pesar de las investigaciones teóricas y empíricas que se han llevado a cabo sobre filtros sumergidos, todavía no se ha establecido un diseño específico. En la mayoría de los casos el proceso de diseño ha sido de acuerdo con los resultados experimentales que



arrojan las plantas piloto usadas en sistemas de tratamiento para tal fin, pues la historia de investigación y desarrollo de este tipo de sistemas es mucho más corto que los procesos convencionales (Valdivia-Soto y González-Martínez, 2001).

A pesar de que en el proceso de diseño aún intervienen muchas variables empíricas, el proceso de filtración combinada presenta características que hacen viable su aplicación:

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

Existen aproximadamente cien plantas de “Biofor” alrededor del mundo, algunas utilizadas como tratamiento secundario y otras que proporcionan tratamiento terciario (Pujol *et al.*, 1994; Pujol, 2000), más de cien plantas de sistemas “Biocarbón” que son filtros de flujo descendente patentados por OTV Birwelco Ltd., que pueden utilizarse para remover materia carbonosa, nitrificar y desnitrificar y otra centena de sistemas “Biostyr” de la misma compañía, que son filtros de flujo ascendente (Martin, 1999); existen además ejemplos de patentes de compañías más pequeñas como el “Biobead” de

Brightwater Engineering Ltd. (Cantwell, 1999) que utilizan exitosamente el mismo principio de filtración combinada.

## 2. Metodología

En este capítulo se describe la metodología empleada para el desarrollo de la experimentación. En primer lugar, las características del agua residual, después las características del reactor, en tercer lugar la forma de operación y por último se describen las técnicas de laboratorio.

### 2.1 Características del agua residual

El agua residual a tratar se tomó de una tubería que alimenta a la unidad de Biodisco que se encuentra en la planta para tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria. El agua es una mezcla del agua residual generada en algunas secciones de Ciudad Universitaria y en una zona habitacional colindante. En experimentos exploratorios se observó que el agua cruda tenía una DQO total promedio de 100 mg/l.

Como se mencionó en el capítulo anterior, experimentos llevados a cabo en la década de 1980 demostraron que aguas residuales con DQO cercanas a 200 mg/l podrían ser tratadas exitosamente en reactores anaerobios de biomasa fija (Lindgren, 1983). Tomando esto en consideración, se decidió incrementar la DQO del agua residual cruda mediante la dosificación de un complemento de proteína vegetal hidrolizada y maltodextrina (carbohidratos) hasta alcanzar un valor cercano a 500 mg/l. Se tomó en cuenta que 120 mg de maltodextrina y 215 mg de proteína vegetal hidrolizada añadidos por litro de agua residual a tratar, incrementan la concentración de DQO en 100 mg por cada compuesto, es decir, si se añaden ambos compuestos simultáneamente a un litro de agua residual a tratar se incrementará la DQO del agua en 200 mg/l de DQO (Herrera-Domínguez, 2001; Pérez-Zelaya, 2001).

## 2.2 Descripción del reactor

Se construyó una planta piloto en las instalaciones de la planta para tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria, la cual consistió de un tubo de PVC hidráulico cédula 80, de 19 centímetros de diámetro interno y 5 metros de altura, colocado en posición vertical. Se utilizó como medio filtrante una cama de 3 metros de profundidad de tezontle. La altura del lecho filtrante corresponde a la altura de un biofiltro tipo BAF a escala real (Biofor), para remoción de material carbonoso (Pujol, 2000; Pujol *et al.*, 1994).

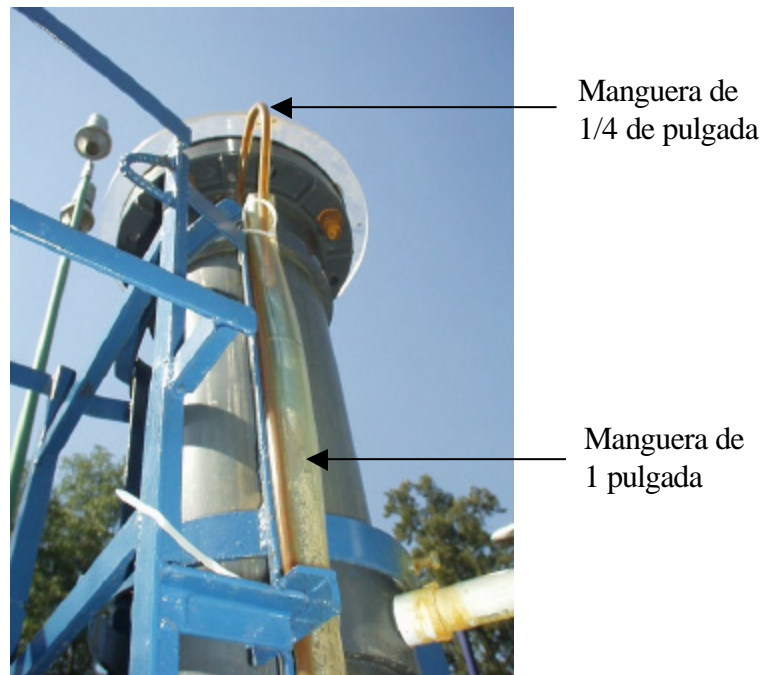
El tubo de PVC se colocó en posición vertical mediante una estructura de acero en forma de tripié. La tapa superior del reactor se hizo de acrílico y se le colocó al centro una válvula de 1/2 pulgada con una espiga de nylon de 1/4 de pulgada. Una vista general del reactor se presenta en la figura 2.1. En la figura se observa el reactor al centro y al lado izquierdo el contenedor donde se almacenó el complemento de maltodextrina y proteína vegetal hidrolizada.



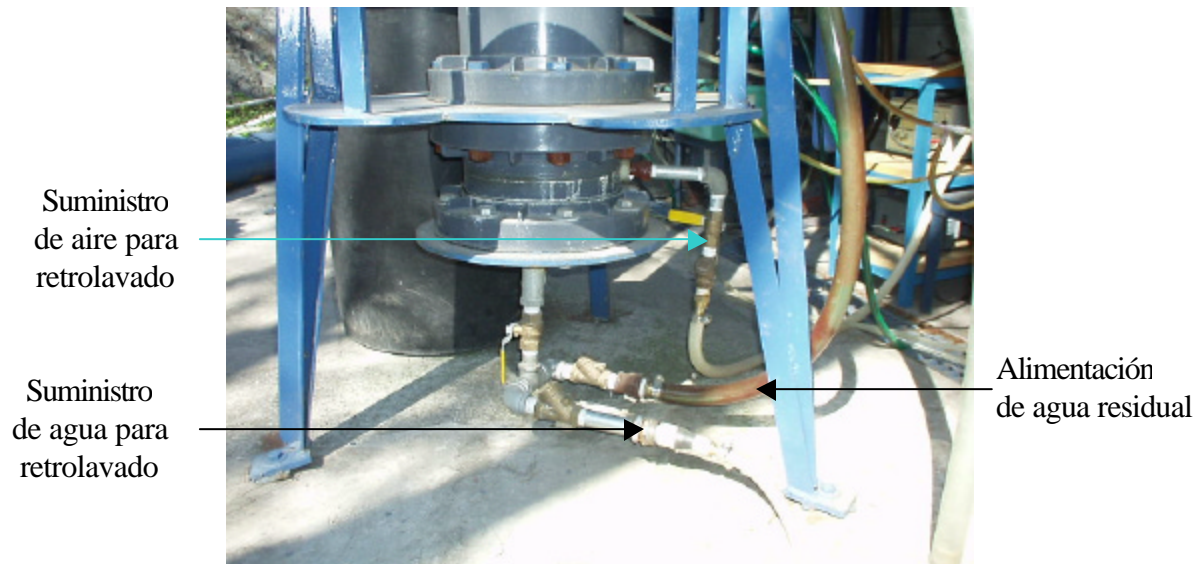
Figura 2.1 Vista general del reactor

La alimentación del agua del influente se realizó por gravedad siendo el flujo de agua residual dentro del reactor de manera ascendente. Se utilizó una bomba peristáltica con un arreglo de dos cabezales colocados en paralelo. Al utilizar un regulador de velocidad variable, se permitió el ajuste de los caudales requeridos.

El agua fue bombeada hasta una altura aproximada de 4.5 m de altura a través de una manguera de 1/4 de pulgada (6 mm de diámetro) que descargó en una manguera de 1 pulgada (25 mm de diámetro) paralela al reactor y que conectaba a la parte inferior del filtro. En la figura 2.2 se muestra la descarga de la manguera de 1/4 a la de 1 pulgada, mientras que en la figura 2.3 se muestra la parte baja del filtro, donde conecta la manguera de alimentación de agua residual de 1 pulgada para generar un flujo ascendente.



**Figura 2.2** Suministro del agua residual a la manguera de alimentación



**Figura 2.3** Conexiones en la parte inferior del filtro, alimentación de agua residual, suministro de agua y de aire para retrolavado

Dado que el flujo del agua residual dentro del reactor se dio de manera ascendente, fue necesario instalar la salida del efluente a 3.20 m de la base del soporte, 0.20 m arriba de la altura del lecho filtrante, con el objeto de permitir la sedimentación de algunas de las partículas que no fueron retenidas en el lecho.

Por otra parte, debido a la operación de retrolavado, en la cual se recomienda realizar una expansión mínima del 25% del lecho filtrante (Valdivia-Soto y González-Martínez, 2001), se colocaron dos salidas para el efluente de retrolavado, la primera a 3.75 m para captar el agua de retrolavado a la altura de la expansión recomendada y la segunda a una altura de 4.30 m como medida de seguridad.

A lo largo del lecho filtrante se colocaron puntos de muestreo intermedios a 0.6, 1.2, 1.8 y 2.4 m, medidos a partir de la base del soporte, de tal manera que incluyendo el influente y efluente se tuvieron seis puntos de muestreo a lo largo del filtro (figura 2.4).

Las características del reactor se resumen en la tabla 2.1.



**Figura 2.4** Punto de muestreo

**Tabla 2.1** Características importantes del biofiltro

<b>Característica</b>	<b>Dimensiones</b>
Altura de la columna	5.00 m
Diámetro interno de la columna	0.19 m
Área transversal de la columna	0.028 m <sup>2</sup>
Altura del lecho filtrante	3.00 m
Volumen del lecho filtrante	0.085 m <sup>3</sup>
Tamaño promedio de partícula filtrante	0.008 m
Área específica	391 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
Porosidad del lecho filtrante	46 %
Volumen útil del lecho (agua residual)	0.039 m <sup>3</sup>
Área superficial del lecho filtrante	33 m <sup>2</sup>

La figura 2.5 muestra un esquema del biofiltro.

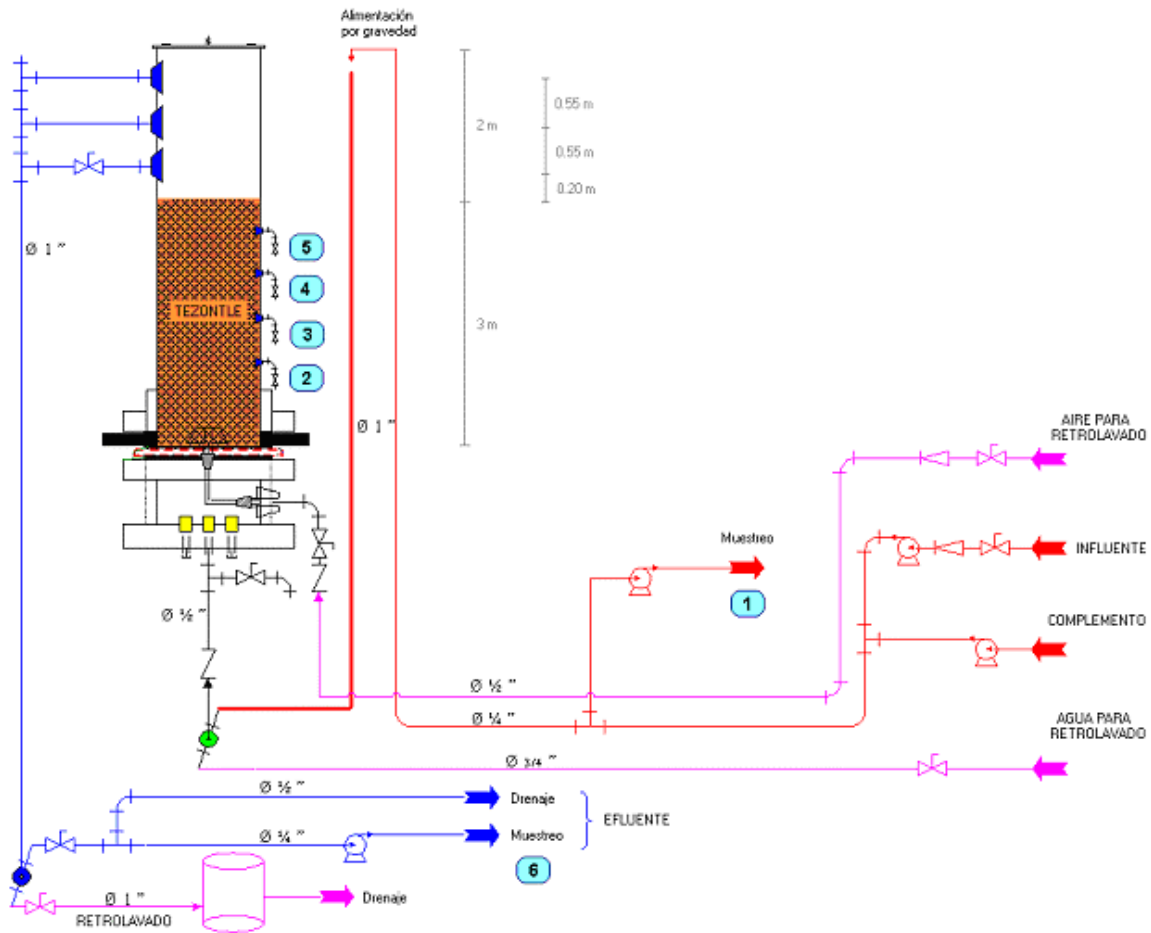


Figura 2.5 Esquema de conexiones del biofiltro

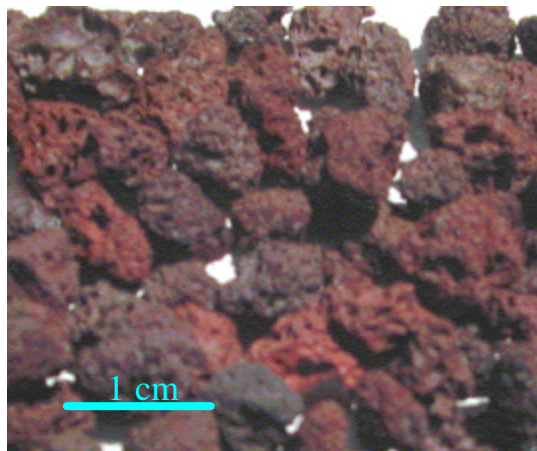


### 2.2.1 Medio de soporte

Tomando en cuenta las características que debe poseer el medio de soporte (sección 1.5.4) se consideró al tezontle (figuras 2.6 y 2.7) un medio propicio para emplearlo en el biofiltro, pues reúne algunas de las características deseables:

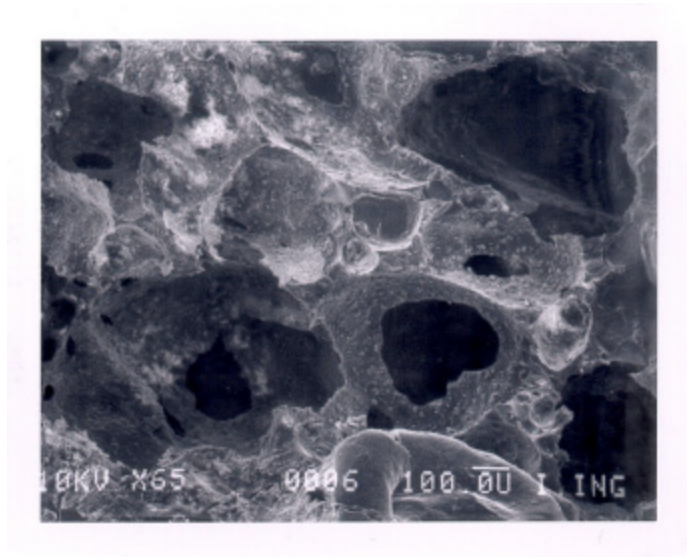
- ✓ Poroso
- ✓ Rugoso
- ✓ Durable por su resistencia mecánica a la abrasión y el impacto
- ✓ Resistente al ataque microbiano
- ✓ De bajo costo y con disponibilidad en el mercado

De acuerdo a Moore *et al.* (2001) el tamaño del soporte para tratar agua con materia carbonosa debe tener un diámetro cercano a 6 mm. Se tomó en cuenta esta recomendación en la selección del tamaño del material a emplear, mismo que se adquirió pre-cribado directamente en la mina. Posteriormente, el material fue cribado de manera fina para obtener un material con las características deseadas. Se utilizó el material que pasó a través de una criba con una abertura de 3/8" (9.5 mm) y que fue retenido en una criba de 1/4" (6.4 mm). Previo a su colocación dentro del reactor, el material fue lavado y caracterizado.



**Figura 2.6** Fotografía de una muestra del tezontle utilizado como medio filtrante

Las características del medio de soporte se resumen en la tabla 2.2. El procedimiento para la caracterización del medio se describe en el anexo 1.



**Figura 2.7** Fotografía de microscopio electrónico de una piedra del tezontle utilizado como medio filtrante

**Tabla 2.2** Características del tezontle usado como medio filtrante

Característica	Valor promedio
Diámetro	0.008 m
Área específica	391 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
Porosidad	46 %
Densidad en seco	1512 kg/m <sup>3</sup>
Densidad en saturación	1883 kg/m <sup>3</sup>

## 2.3 Operación

### 2.3.1 Operación de filtrado

La variación de las condiciones experimentales (carga orgánica) se logró al modificar el caudal, manteniendo la DQO total en un valor cercano a los 500 mg/l. El sistema operó de manera continua.

La carga orgánica se define como la cantidad de sustrato que ingresa al sistema, por cantidad unitaria de microorganismos presentes en éste y por unidad de tiempo (Metcalf y Eddy, 1991). En este trabajo se utilizó como parámetro de operación y control la carga orgánica volumétrica. Este parámetro es el más usado en el diseño de reactores anaerobios de segunda generación y es frecuentemente empleado para comparar los diversos reactores anaerobios entre si, a pesar de no basarse en el contenido de biomasa activa en el reactor (Noyola, 1993). La carga orgánica volumétrica se define en la ecuación 2.1.

$$C.O.v = \frac{Q \cdot S_o}{V} \quad (2.1)$$

donde

C.O.v Carga orgánica volumétrica (kgDQO/m<sup>3</sup>·d)

Q Caudal (m<sup>3</sup>/d)

So DQO en el influente (kg/m<sup>3</sup>)

V Volumen del reactor (m<sup>3</sup>)

La carga orgánica también puede definirse como carga orgánica superficial. Este parámetro es el más usado para comparar reactores de biomasa fija, en los cuales sea

posible medir con cierta precisión la superficie de crecimiento de la biopelícula. En la ecuación 2.2 se define la carga orgánica superficial.

$$C.O.s = \frac{Q \cdot S_o}{V \cdot A_{sp}} \quad (2.2)$$

donde

C.O.s Carga orgánica superficial (gDQO/m<sup>2</sup>·d)

Q Caudal (m<sup>3</sup>/d)

S<sub>o</sub> DQO en el influente (g/m<sup>3</sup>)

V Volumen del reactor (m<sup>3</sup>)

A<sub>sp</sub> Área específica de crecimiento de la biopelícula (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>)

### 2.3.2 Operación de retrolavado

Tomando en cuenta las experiencias descritas con reactores aerobios (sección 1.5.2) pero considerando que la velocidad de duplicación de las bacterias anaerobias es inferior a la de las bacterias aerobias, se decidió al inicio de la experimentación retrolavar cada 168 horas (7 días). Aunque la pérdida de carga no era significativa en ese intervalo de tiempo, se observó la aparición de hongos en el efluente del agua tratada, razón por la que se decidió disminuir la corrida de filtración a 72 horas. Al realizar este cambio se eliminó la presencia de hongos en el efluente y no hubo cambios observables en el comportamiento del reactor.

Se empleó el siguiente procedimiento de retrolavado basado en las experiencias de Valdivia-Soto y González-Martínez (2001):

1. Suspender la alimentación del agua residual y desactivar el sistema de muestreo. Cerrar las válvulas del efluente (superior e inferior) y abrir la de retrolavado, colocar la manguera dentro del contenedor para captar el agua de retrolavado.
2. Durante 2 minutos, suministrar aire a presión (6 bar) para expandir el lecho de tezontle.
3. Sin suspender el suministro de aire, introducir agua potable para arrastrar todo el material desprendido durante la expansión del lecho. La mezcla aire-agua se mantiene durante dos minutos.
4. Suspender el suministro de aire y mantener el flujo de agua por un minuto más. En total se suministra un volumen de agua de retrolavado superior a dos veces el volumen útil del reactor.
5. Una vez terminado el proceso, cerrar la válvula de retrolavado, abrir las válvulas del efluente y reiniciar la corrida de filtración.

### **2.3.3 Programa experimental**

Young y McCarty (1969) al tratar un agua residual con una DQO de 1500 mg/l obtuvieron porcentajes de remoción de 36.7%, 79.3% y 91.5% para cargas cuyos tiempos de retención fueron de 4.5, 9 y 18 horas, respectivamente.

Se decidió que las cargas orgánicas a aplicar en este experimento debían resultar de tiempos de retención similares a los de Young y McCarty.

Tomando en cuenta el caudal requerido para ajustar los tiempos de retención hidráulicos, se decidió iniciar con una carga orgánica que corresponde a un tiempo de retención hidráulico de 4.3 horas. Si se considera que el agua residual tiene, de manera teórica, una DQO total de 500 mg/l, la carga inicial sería de 1.27 kgDQO/m<sup>3</sup>.d. De

manera similar, las cargas siguientes serían las correspondientes a tiempos de retención de 9.8 y 18.4 horas, para alcanzar cargas orgánicas de 0.56 y 0.3 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, respectivamente. Esta última carga no fue aplicada, en su lugar se experimentó con una carga de 2.75 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, correspondiente a un tiempo de retención de 2 horas. La razón de este cambio se explicará más adelante (sección 3.1).

Los parámetros de operación se muestran en la tabla 2.3.

**Tabla 2.3** Parámetros de operación

TRH (h)	Q (m <sup>3</sup> /d)	C.O.v (kgDQO/m <sup>3</sup> ·d)	C.O.s (gDQO/m <sup>2</sup> ·d)
9.85	0.095	0.56	1.44
4.33	0.216	1.27	3.27
2.00	0.468	2.75	7.09

Cabe mencionar que los valores de carga orgánica mostrados en la tabla 2.3 están calculados a partir de considerar una DQO total de 500 mg/l. Las variaciones propias del agua residual en cuanto a la DQO generan, por lo tanto, variaciones de la carga orgánica.

### 2.3.3.1 Muestreo y análisis

Utilizando el sistema de muestreo continuo en influente y efluente se tomaron muestras compuestas de 24 horas. Éstas se capturaron en recipientes de plástico colocados dentro de un refrigerador a una temperatura de 4 °C para preservarlas.

Por otra parte, se tomaron muestras simples en los puntos 1 a 6 (figura 2.11) para obtener perfiles de concentración en la profundidad del filtro. Se hizo también muestreo simple del efluente de retrolavado así como del material filtrante.

De los diversos parámetros existentes para evaluar la calidad el agua, se seleccionaron aquellos que se consideraron fundamentales para describir el funcionamiento del sistema, como son: temperatura (T), demanda química de oxígeno (DQO), potencial de hidrógeno (pH), sólidos suspendidos totales (SST), fósforo como ortofosfatos (P-PO<sub>4</sub><sup>-3</sup>), nitrógeno como nitrógeno amoniacal (N-NH<sub>4</sub><sup>-</sup>) y nitrógeno como nitrógeno total Kjeldahl (NTK). La tabla 2.4 muestra los parámetros evaluar en cada punto de muestreo.

**Tabla 2.4** Parámetros a evaluar en los distintos puntos de muestreo

Puntos de muestreo	Parámetros a evaluar						
	T (°C)	pH	DQO (mg/l)	N-NH <sub>4</sub> <sup>-</sup> (mg/l)	NTK (mg/l)	SST (mg/l)	P-PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup> (mg/l)
Influente	X	X	X	X		X	X
Efluente	X	X	X	X	X	X	X
Puntos intermedios	X	X	X	X			X

Las muestras para determinaciones de DQO soluble, N-NH<sub>4</sub><sup>-</sup>, y P-PO<sub>4</sub><sup>-3</sup> se filtraron previamente en papel filtro GF/A Whatman de 0.55 mm de diámetro de poro. La DQO total y soluble, el fósforo en forma de ortofosfatos y el nitrógeno como nitrógeno amoniacal se determinaron por fotometría en un espectrofotómetro Spectronic 21D. Se

utilizaron reactivos de las pruebas analíticas *Spectroquant* de Merck. Para la determinación de la DQO se usó un termoreactor de DQO marca Hach Mod. 45600-0.

El pH se midió con un potenciómetro marca Orion 420A y la temperatura con un termómetro digital Cole Parmer Mod. 91100-50.

Por otra parte, se tomaron muestras del biogás generado en las cargas con mayor y menor tiempo de retención, con la finalidad de comprobar la presencia de metano. En la carga inicial no se tomó muestra de gas. En el anexo 2 se describe la técnica de muestreo de biogás. La medición de metano se realizó por cromatografía de gases en un cromatógrafo Fisher Gas Partitioner Mod.1200, con helio como gas de arrastre.



### 3. Resultados

En este capítulo se presentan los resultados obtenidos durante la experimentación. La variable de operación fue la carga orgánica y los principales parámetros de respuesta fueron remoción de DQO, remoción de SST y pH. El principal parámetro ambiental a considerar fue la temperatura.

El agua residual tuvo una DQO total promedio, medida en muestras compuestas de 24 horas de  $464 \pm 50$  mg/l, mientras que la DQO soluble fue de  $406 \pm 59$  mg/l. La concentración de SST promedio fue de  $100 \pm 20$  mg/l. El fósforo como ortofosfato tuvo un promedio de  $5.4 \pm 1.1$  mg/l y el nitrógeno medido como nitrógeno amoniacal tuvo un promedio de  $26.1 \pm 13.0$  mg/l.

Los resultados obtenidos se presentan por parámetro, separados para muestras compuestas y muestras simples, entendiéndose que Muestras Compuestas son aquellas que fueron tomadas de manera continua en períodos de 24 horas, a partir de los puntos de muestreo de Influyente (punto 1) y Efluente (punto 6); y Muestras Simples son aquellas tomadas de manera puntal en cada uno de los 6 puntos de muestreo a lo largo del reactor a un tiempo determinado. Cuando se hace referencia a porcentajes de remoción en muestras simples, se refiere a los calculados entre los puntos 1 y 6.

#### 3.1 Carga orgánica

Como se muestra en la figura 3.1, se inició la operación del reactor con una carga orgánica promedio de  $1.2$  kgDQO/m<sup>3</sup>·d y un tiempo de retención hidráulico de 4.3 h. Se tuvo un período de 30 días previo al muestreo simple, en el cual se adquirió experiencia en la operación y mantenimiento del reactor a la vez que se logró la

estabilización del sistema. El muestreo compuesto para esa carga inició el día 67. Se mantuvo la carga hasta el día 126.

Una vez que se recolectaron datos representativos de la carga orgánica aplicada, se cambiaron las condiciones de operación a una carga promedio de 0.48 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, con un tiempo de retención hidráulico de 9.85 h. El muestreo simple de esta última se inició el día 163 y el muestreo compuesto el día 174.

De acuerdo a lo planeado inicialmente, se esperaba que conforme aumentara el tiempo de retención hidráulico se incrementaría la remoción de DQO total, sin embargo, como esto no sucedió de manera significativa (figuras 3.11 y 3.12), se optó por continuar la experimentación con una carga mayor a la aplicada inicialmente. Por lo tanto, el día 221 se cambiaron las condiciones y se aplicó una carga orgánica promedio de 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d con un tiempo de retención hidráulico de 2 h. El muestreo compuesto inició el día 231 y el simple el 232.

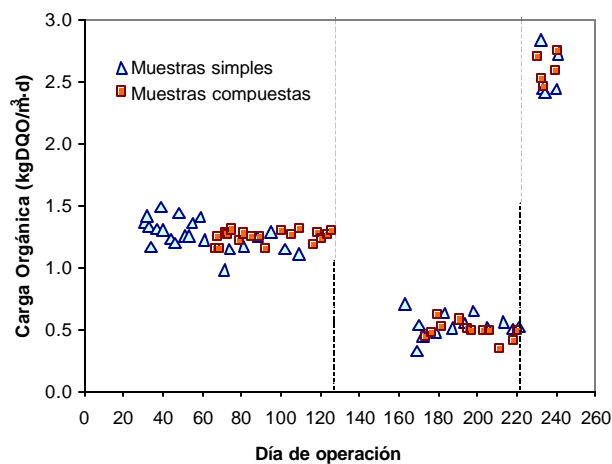


Figura 3.1 Carga orgánica aplicada

### 3.2 pH

En la figura 3.2 se muestra el comportamiento del pH medido en muestras compuestas, tanto de influente como efluente a lo largo de la experimentación. Los valores promedio por cada carga se muestran en la tabla 3.1.

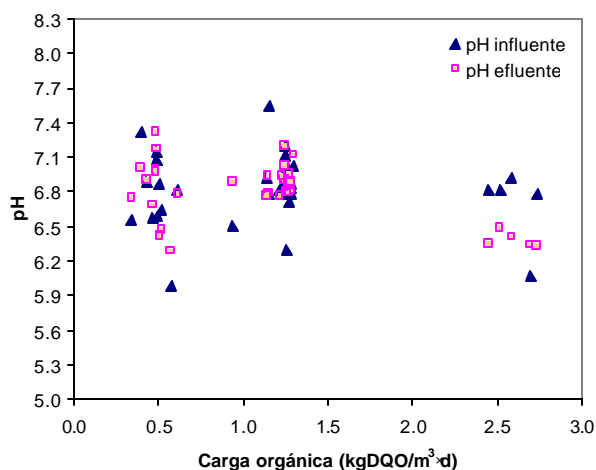


Figura 3.2 Comportamiento del pH medido en muestras compuestas

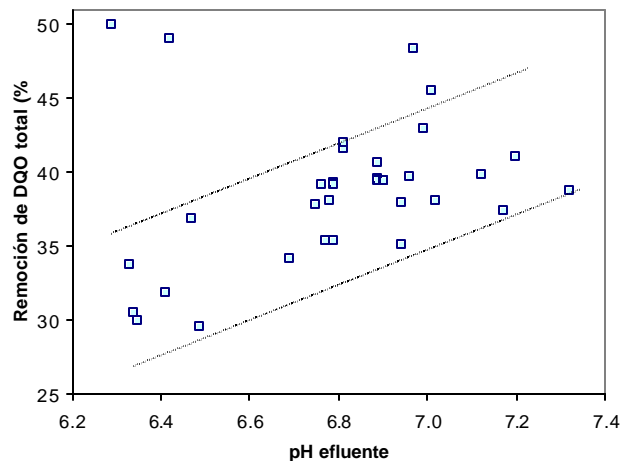
Tabla 3.1 Valores promedio de pH en influente y efluente

Carga orgánica (kgDQO/m <sup>3</sup> ·d)	pH influente	pH efluente
2.60	6.68 ± 0.34	6.38 ± 0.07
1.23	6.89 ± 0.26	6.90 ± 0.12
0.48	6.79 ± 0.36	6.81 ± 0.31

En las cargas inferiores, que corresponden a mayor tiempo de retención hidráulico, el pH de influente y efluente tiende a ser similar, teniéndose una diferencia entre ellos de 0.2 y 0.3 % para las cargas de 1.23 y 0.48 kgDQO/m<sup>3</sup>·d respectivamente. Esa tendencia

no se observa en la carga de 2.6 kgDQO/m<sup>3</sup>·d ya que se tiene una disminución del pH del efluente con respecto al del efluente de 4.5 %.

En la figura 3.3 se observa que cuando el pH del efluente tiende a la neutralidad, hay un aumento de la remoción de DQO total. Dicha tendencia se explica mejor al observar los perfiles de comportamiento del pH a lo largo del reactor (figuras 3.4 a 3.7).



**Figura 3.3** Relación entre pH de influente y remoción de DQO total

### 3.2.1 Perfiles de pH a lo largo del reactor

Las figuras 3.4, 3.5 y 3.6 muestran los perfiles de pH medidos de manera puntual a lo largo del reactor, para las cargas 0.48, 1.23, y 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d respectivamente.

En todos los casos se asocia un descenso en el pH a la producción de ácidos grasos volátiles y un ascenso debido al consumo de los mismos.

El comportamiento del pH en la carga de 0.48 kgDQO/m<sup>3</sup>·d es homogéneo (figura 3.4). Los perfiles cuyo pH de influente fueron los valores extremos, el día 221 con un pH de

6.21 y el día 179 con un pH de 8.03, tienen un comportamiento definido. Se distingue que el menor valor de pH se da a los 0.6 m y que a partir de ese punto el pH aumenta gradualmente hasta 2.4 m; a partir de ese punto se presenta el mayor ascenso de pH.

En la carga de 1.23 kgDQO/m<sup>3</sup>·d (figura 3.5) se observa que el influente presentó valores entre 6.79 y 7.25. La tendencia es tener un descenso del pH en la parte baja del reactor y un ascenso al final del reactor.

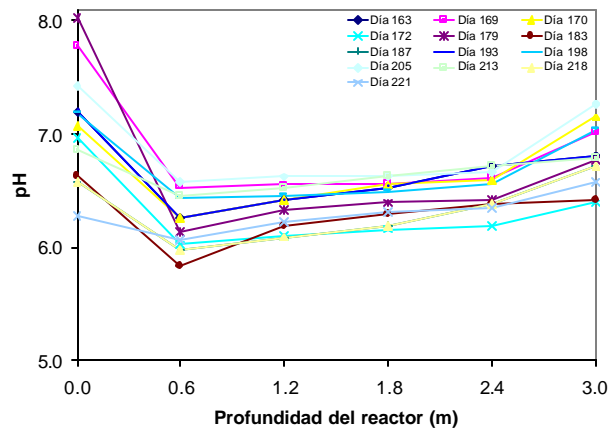


Figura 3.4 Perfiles de pH medidos en la carga de 0.48 kgDQO/m<sup>3</sup>·d

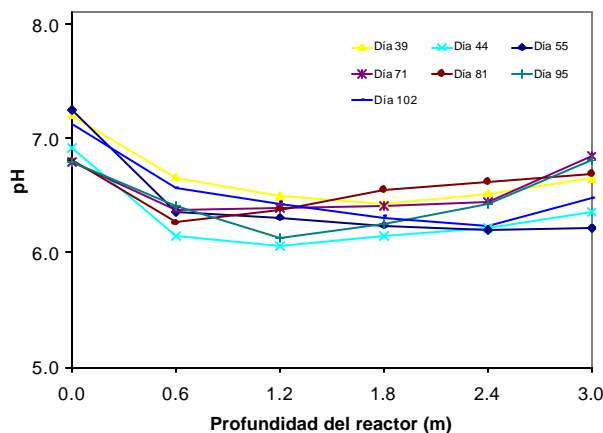
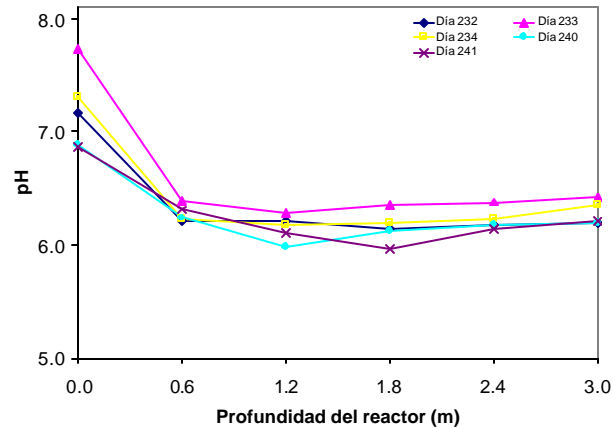


Figura 3.5 Perfiles de pH medidos en la carga de 1.23 kgDQO/m<sup>3</sup>·d

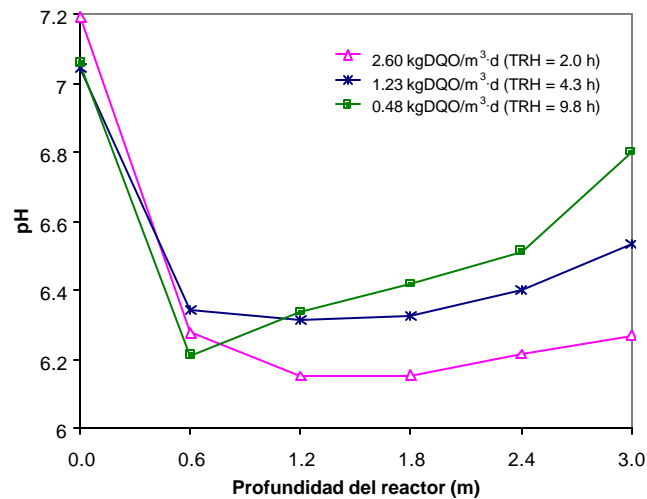
Los perfiles medidos en la carga de 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d (figura 3.6) tienen comportamientos similares entre ellos, pues se presenta un aumento del pH después de 1.2 m de recorrido. Su comportamiento es diferente al de cargas anteriores porque ya no hay un ascenso tan marcado del pH a lo largo del reactor, lo cual indica que en esta carga no se alcanza el mismo consumo de AGV que en las otras cargas.



**Figura 3.6** Perfiles de pH medidos en la carga de 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d

Para observar con mayor claridad el comportamiento característico de cada carga y compararlos, se calculó el valor promedio de las mediciones de pH en cada punto de muestreo y se elaboró un perfil promedio para cada carga. En la figura 3.7 se muestran los perfiles promedio correspondientes.

Para la carga de 0.48 kgDQO/m<sup>3</sup>·d se observa en el influente un valor promedio de 7.06 y se llega a un límite inferior de pH de 6.21 medido a 0.6 m. A partir de esa zona, el pH aumenta de forma casi constante hasta un valor de 6.51 medido a 2.4 m y aumenta en mayor medida hasta alcanzar un valor de 6.8 medido a los 3 m (efluente).



**Figura 3.7** Perfiles promedio de pH

En el perfil correspondiente a la carga de 1.23 kgDQO/m<sup>3</sup>·d el valor promedio del influente es de 7.05 y llega a un valor de pH de 6.35 medido a 0.6 m para seguir descendiendo hasta un valor mínimo de 6.32 medido a 1.2 m. A partir de ese punto se observa un incremento gradual hasta un valor de 6.54 medido a los 3 m.

Para la carga de 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d el valor del influente es de 7.19 y, a 0.6 m, se tiene un valor de pH de 6.28 para seguir descendiendo hasta un valor mínimo de 6.15 medido a 1.2 m. El pH se mantiene prácticamente constante hasta 1.8 m y a partir de ese punto se observa un incremento gradual del pH hasta un valor de 6.27 medido a los 3 m.

### 3.3 Temperatura

La temperatura se midió inicialmente con un termómetro de Mercurio, sin embargo al observar que los cambios de temperatura provocaban un desempeño distinto en el reactor, se empezó a medir con un termómetro digital Cole Parmer 91100-50 con una precisión de 0.1 °C a partir del día 180. Las mediciones de temperatura del influente se

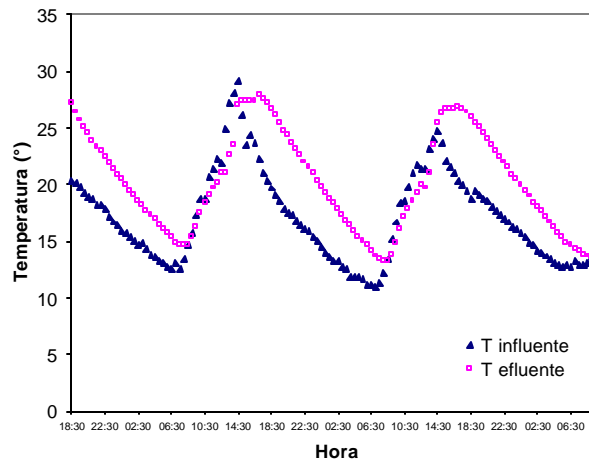
llevaron a cabo siempre entre las 13:00 y las 13:30 horas. Para tener una medición de la temperatura y asociarla a las muestras compuestas, se suspendía por minutos el muestreo automático, dentro del horario indicado y se tomaba la temperatura del agua de manera puntual en el influente. Una vez tomada la temperatura, se restablecía el muestreo compuesto.

De los valores de temperatura del influente, asociadas a las muestras compuestas, con respecto de la carga orgánica aplicada, existen datos cuyo comportamiento difiere considerablemente del promedio. El promedio general de temperatura en el influente es de  $18.8 \pm 0.6$  °C mientras que el de los datos señalados es de  $22.3 \pm 1.8$  °C. Este incremento de temperatura ocasionó variaciones en el comportamiento del reactor como se verá más adelante (figura 3.12).

Por otra parte, se observó que también existían variaciones de la temperatura a lo largo del día. Para conocer el comportamiento se realizaron mediciones de la temperatura en influente y efluente cada 30 minutos durante 63.5 horas. En la figura 3.8 se muestran los perfiles de temperaturas. Se midió en el período del 14 al 17 de febrero, fechas en que se aplicaba la carga de  $0.48 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$ .

Se registró que la temperatura máxima de  $29.1$  °C del influente se alcanzó a las 14:30 horas, mientras que el valor mínimo de  $10.9$  °C se registró a las 7:00 horas. Por otra parte, la temperatura máxima del efluente se alcanzó a las 17:30 horas, con un valor de  $27.9$  °C, mientras que el valor mínimo se registró a las 8:00 horas, con un valor de  $13.2$  °C. Se observa que la temperatura de influente y efluente tienden a ser la misma en el intervalo de las 8:30 a las 14:30 horas y que la temperatura del influente está por abajo de los  $18$  °C entre las 21:00 y las 9:30 horas.

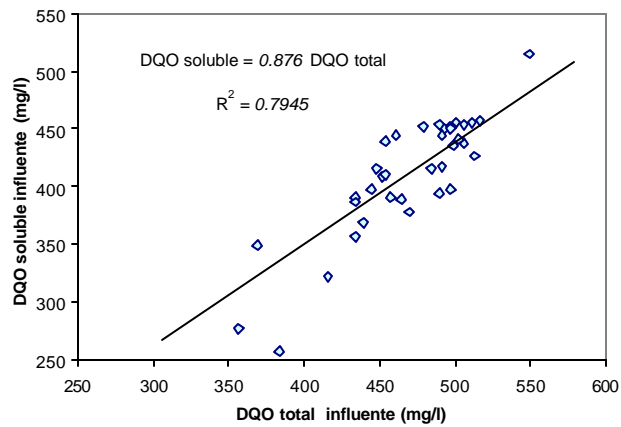




**Figura 3.8** Comportamiento de las temperaturas de influente y efluente a lo largo del día

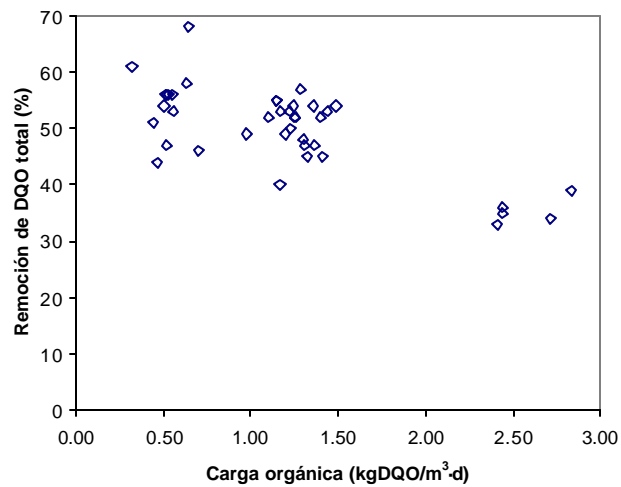
### 3.4 Demanda Química de Oxígeno

El promedio de DQO total del influente medida en muestras compuestas fue de  $465 \pm 50$  mg/l mientras que de la DQO soluble fue de  $406 \pm 59$  mg/l. En la figura 3.10 se muestra que existe una relación cercana al 87 % entre la DQO total y la DQO soluble. Este valor, que resultaría alto para un agua residual municipal típica, se explica debido a que la DQO aportada por el complemento de maltodextrina y proteína vegetal hidrolizada se encuentra de manera soluble.

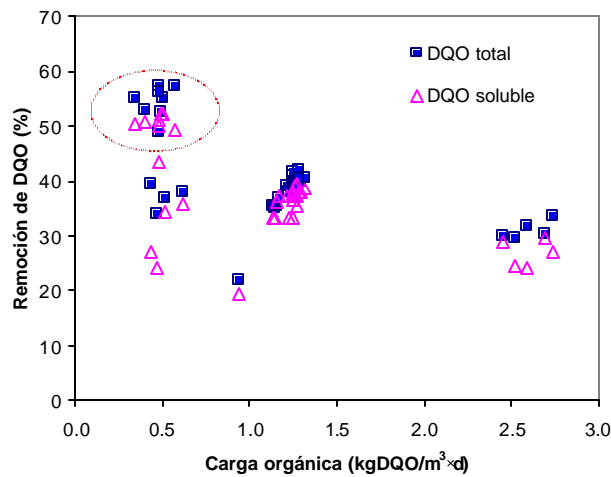


**Figura 3.9** Relación entre la DQO total y la DQO soluble del influente, medido en muestras compuestas

En las figuras 3.10 y 3.12 se muestran los valores de remoción de DQO con respecto de la carga orgánica aplicada.



**Figura 3.10** Valores de remoción de DQO total medidos en muestras simples

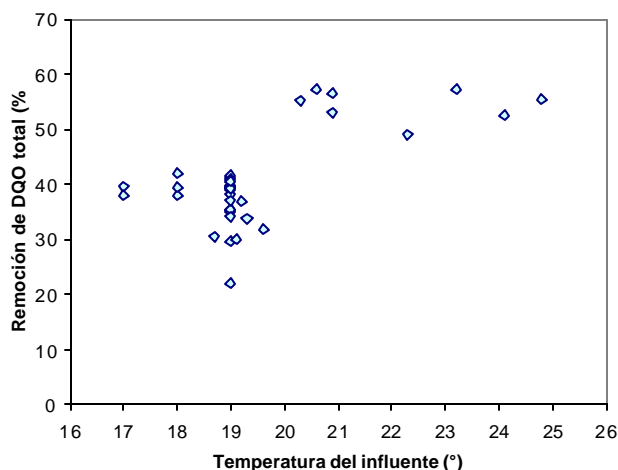


**Figura 3.11** Valores de remoción de DQO medidos en muestras compuestas

En la figura 3.10 en la cual se presenta la remoción de DQO total en muestras simples, se observa que existe un cambio en la tasa de remoción de acuerdo a cada carga, la cual se da más lentamente a medida que la carga orgánica decrece.

En la figura 3.11 se muestran los datos de remoción de DQO asociados a muestras compuestas, y a diferencia de los datos en muestras simples, se observa que en la carga de 0.48 kgDQO/m<sup>3</sup>·d existen datos de remoción cuyo comportamiento indica que no son producto de la influencia de la carga orgánica propiamente, sino que están influenciados por un factor externo, en este caso, la temperatura del influente.

En la figura 3.12 se muestra el comportamiento de la remoción de DQO total con respecto de la temperatura de influente. Se observa que en los datos cuya temperatura excedió los 20 °C la remoción aumentó de manera significativa.



**Figura 3.12** Remoción de DQO total con relación a la temperatura de influente

Como se observa en la tabla 3.2, existe una variación entre los datos obtenidos de muestras compuestas y muestras simples, del 10% para la carga de  $0.48 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$ , de 25% para la carga de  $1.23 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$  y de 12% para la carga de  $2.60 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$ . Se asume que esta variación se debe al descenso de temperatura en las noches, como se describió en la sección 3.3, con la consecuente baja de actividad de los microorganismos. Las temperaturas nocturnas más bajas se dieron al estar aplicando la carga de  $1.23 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$ , por ello existe mayor diferencia entre muestras simples y compuestas. Por su parte, en los días más cálidos señalados en el párrafo anterior (carga de  $0.48 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$ ) se tuvieron noches más cálidas y por lo tanto, menor disminución en la actividad de los microorganismos.

**Tabla 3.2** Remoción de DQO para las distintas cargas orgánicas aplicadas

Carga orgánica (kgDQO/m <sup>3</sup> .d)	Muestras simples		Muestras compuestas	
	Remoción DQO total	Remoción DQO soluble	Remoción DQO total	Remoción DQO soluble
	(%)	(%)	(%)	(%)
0.48	54.3±6.5	45.9±7.5	48.7±8.9	43.4±10.3
1.23	50.7±4.1	S.D.	38.1±4.3	35.8±4.3
2.60	35.4±2.3	32.8±3.1	31.1±1.7	26.9±2.5

S.D. Sin datos medidos

### 3.4.1 Corrección de los datos por temperatura

Como ya se mencionó existe influencia de la temperatura en algunos de los resultados obtenidos, por ello es necesario hacer una corrección para hacerlos comparables.

Monroy (1994) señala que la temperatura influye en la velocidad de crecimiento y de decaimiento de los microorganismos siguiendo la ley de Arrhenius. La ley de Arrhenius (ecuación 3.1) describe el efecto de la temperatura sobre las reacciones químicas (Garzón, 1985).

$$k = Ae^{\frac{-Ea}{RT}} \quad (3.1)$$

donde

- k     constante de velocidad específica
- R     constante de los gases (8.31 J·mol<sup>-1</sup>·K<sup>-1</sup>)
- T     temperatura del sistema (K)

A constante para una reacción en particular

Ea energía de activación (K)

Si se mide k a dos temperaturas diferentes, se pueden resolver las dos ecuaciones resultantes si se asume que el valor de A no cambia con la temperatura. Si se encuentra k<sub>1</sub> a una temperatura T<sub>1</sub> y k<sub>2</sub> a una temperatura T<sub>2</sub> se pueden escribir dos ecuaciones:

$$k_1 = Ae^{\frac{-Ea}{RT_1}} \quad \text{y} \quad k_2 = Ae^{\frac{-Ea}{RT_2}}$$

Igualando ambas expresiones y reordenando, se llega a la ecuación:

$$\frac{k_2}{k_1} = e^{\left[ \frac{Ea}{R} \left( \frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right) \right]} \quad (3.2)$$

Para realizar la corrección por temperatura se empleó la ecuación 3.2. El valor de Ea/R, se obtuvo a partir de la pendiente de la recta de ajuste, de graficar el ln(Remoción de DQO total) contra 1/T, para T en Kelvin, como se observa en la figura 3.14.

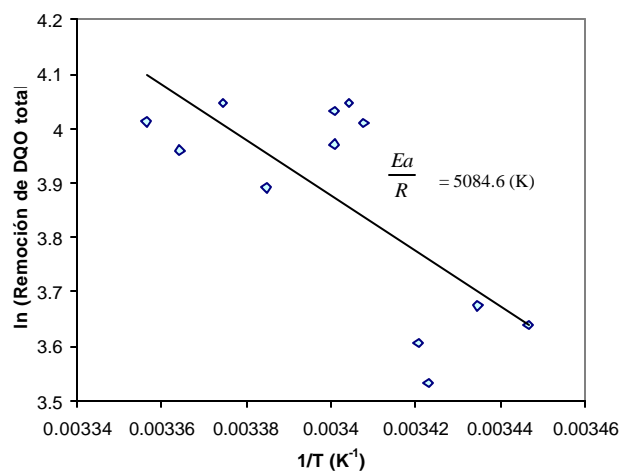
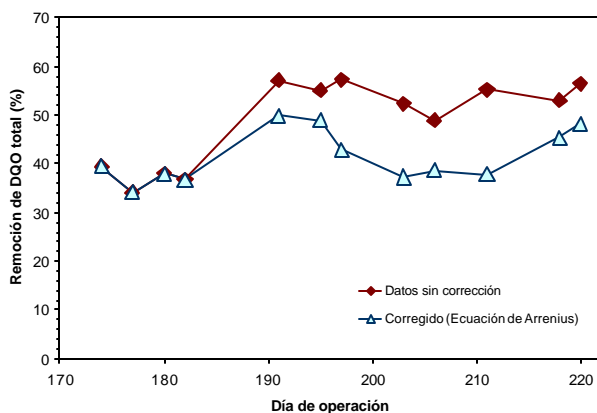


Figura 3.13 Energía de activación de los datos correspondientes a la carga de 0.48 kgDQO/m<sup>3</sup>·d



**Figura 3.14** Datos de remoción de DQO total para la carga de 0.48 kgDQO/m<sup>3</sup>·d corregidos para una temperatura de 18.8 °C

Los datos corregidos se muestran en la figura 3.14. El promedio de la remoción de DQO total obtenido luego de la corrección por temperatura se muestra en la tabla 3.3.

**Tabla 3.3** Valores de remoción promedio de DQO total para la carga de 0.48 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, luego de la corrección por temperatura

	Sin corrección	Corregidos con la ecuación de Arrhenius
Remoción de DQO total (%)	48.69	41.49

Dado que no existe ningún modelo para el diseño de los Filtros Combinados Anaerobios, con los datos corregidos se hizo una revisión del diseño del filtro, tomando en cuenta el modelo el modelo de Young y Dahab (1982) para filtros anaerobios convencionales, del cual se obtiene la altura óptima del reactor.

$$R = \frac{1 - q_T}{q} \quad (3.3)$$

$$R = 1 - \frac{Q \cdot q}{a \cdot A} \quad (3.4)$$

$$H = \frac{q_T}{q} \quad (3.5)$$

donde

- Q caudal (cm<sup>3</sup>/d)
- A área de la sección (cm<sup>2</sup>)
- H altura del lecho filtrante (cm)
- α porosidad del lecho filtrante
- R remoción de DQO (%)
- T tiempo de retención hidráulico (d)
- θ<sub>T</sub> coeficiente de proporcionalidad (cm)
- θ coeficiente del reactor (cm/d)

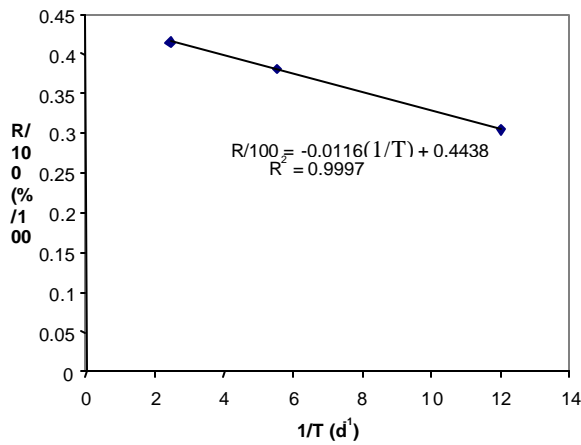
Para determinar θ<sub>T</sub> se empleó la ecuación 3.3 y se graficó R contra 1/T; la pendiente de la recta obtenida es el valor de θ<sub>T</sub> (figura 3.15a). Para determinar el coeficiente del reactor se empleó la ecuación 3.4 y se graficó R/100 contra Q/αA; la pendiente de la



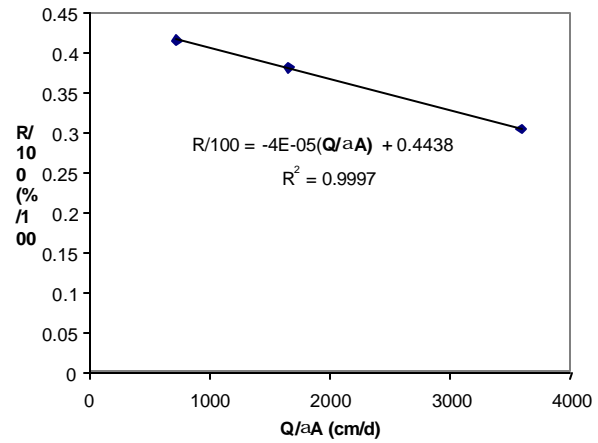
recta obtenida es el valor de  $\theta$  (figura 3.15b). En la tabla 3.4 se muestran los datos utilizados para determinar los coeficientes  $\theta$  y  $\theta_T$ .

**Tabla 3.4** Datos utilizados para determinar  $\theta$  y  $\theta_T$

CO (kgDQO/m <sup>3</sup> ·d)	Q (cm <sup>3</sup> /d)	R (%) (Incluye corregidos por Arrhenius)	T (d)
0.48	95,040	41.49	0.41
1.23	216,000	38.10	0.18
2.60	468,000	30.47	0.08



(a)

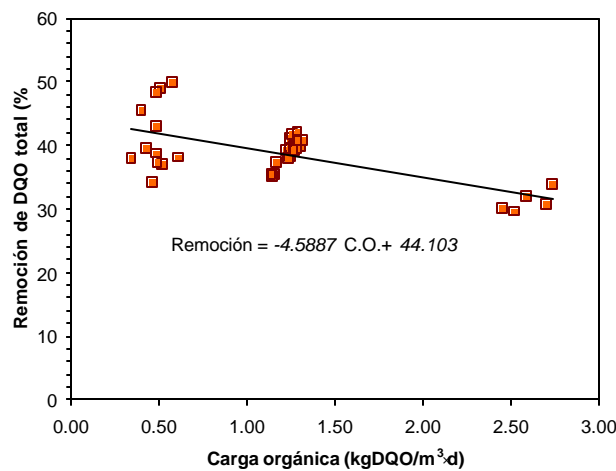


(b)

**Figura 3.15** Cálculo de las constantes  $\theta_T$  y  $\theta$  para el modelo de Young y Dahab (1982)

De los resultados se comprobó que la altura establecida para el reactor piloto fue la correcta, pues el modelo indica una altura óptima de 290 cm y la altura real fue de 300 cm.

En la figura 3.16 se muestran finalmente los datos de remoción de DQO total respecto de la carga orgánica aplicada, luego de la corrección por temperatura.



**Figura 3.16** Valores de remoción de DQO total después de la corrección por temperatura

Se verificó que a menor carga orgánica se obtiene una mayor eficiencia de remoción de DQO total y que a mayor carga orgánica la eficiencia de remoción disminuye. Sin embargo, es de hacer notar que el tiempo de tratamiento necesario para obtener una remoción de 41.5 % es de 9.9 horas mientras que para una remoción de 38.1 % un tiempo 4.3 h. Es decir, se requirió un tiempo adicional de tratamiento de 5.5 horas para lograr tan solo un incremento de 3.4 % de remoción.

### 3.4.2 Perfiles de DQO total a lo largo del reactor

Se midieron los valores de DQO total en los distintos puntos de muestreo a lo largo del reactor para obtener perfiles de comportamiento. En las figuras 3.17, 3.18 y 3.19 se muestran los perfiles de DQO total correspondientes a las cargas de 0.48, 1.23 y 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, respectivamente.

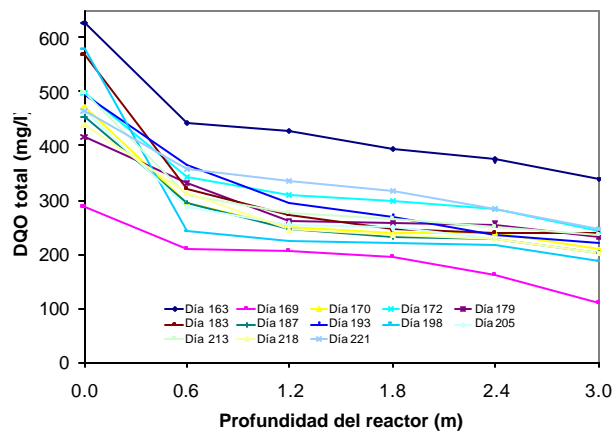


Figura 3.17 Perfiles de DQO total para la carga de 0.48 kgDQO/m<sup>3</sup>·d

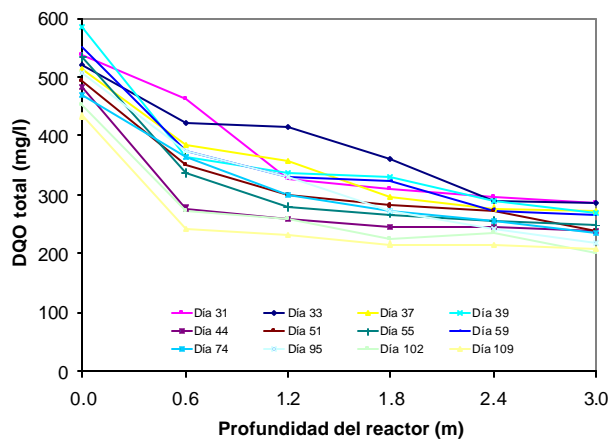
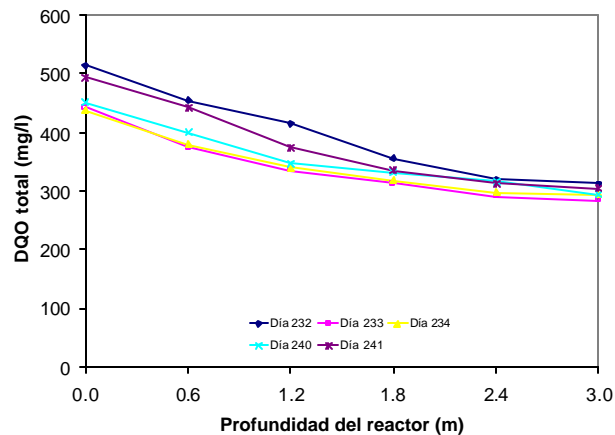


Figura 3.18 Perfiles de DQO total para la carga de 1.23 kgDQO/m<sup>3</sup>·d



**Figura 3.19** Perfiles de DQO total para la carga de 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d

Los perfiles de DQO total correspondientes a la carga de 0.48 kgDQO/m<sup>3</sup>·d se muestran en la figura 3.17. Se observan dos perfiles que salen del intervalo aparente de experimentación, el del día 163 que tuvo una DQO total de influente de 628 mg/l y el del día 169 con una DQO total de influente de 286 mg/l. Esta última concentración se debió a una falla en el suministro de complemento. Se observa que a pesar de que en estas mediciones se tuvo una DQO del influente distinta a las demás, el comportamiento del perfil es similar a los otros. Los perfiles de los días 183 y 198 se salen del comportamiento promedio, ya que presentan una mayor remoción que los demás en los primeros 0.6 m.

En la figura 3.18 los perfiles de DQO total correspondientes a la carga de 1.23 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, tienen un comportamiento similar entre ellos, con excepción de los días 31 y 33, todos muestran que la mayor remoción ocurre durante los primeros 0.6 m.

Los perfiles que se muestran en la figura 3.19, correspondientes a la carga de 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, muestran que la remoción de DQO total se da a todo lo largo del filtro; sin embargo, dicha remoción es inferior a la que ocurrió en las otras cargas.

Para observar con mayor claridad el comportamiento característico de cada carga y compararlos, se calculó el valor promedio de las mediciones de DQO total en cada punto de muestreo y se elaboró un perfil promedio para cada carga. En la figura 3.20 se muestran los perfiles promedio correspondientes.

De la figura 3.20 se observa que para la carga de 0.48 kgDQO/m<sup>3</sup>·d se tiene en el influente un promedio de 481 mg/l de DQO total y que a 0.6 m se tiene una DQO total de 316 mg/l, lo que representa un 63 % del total removido, ya que en el efluente (3 m) se tiene una DQO total de 220 mg/l.

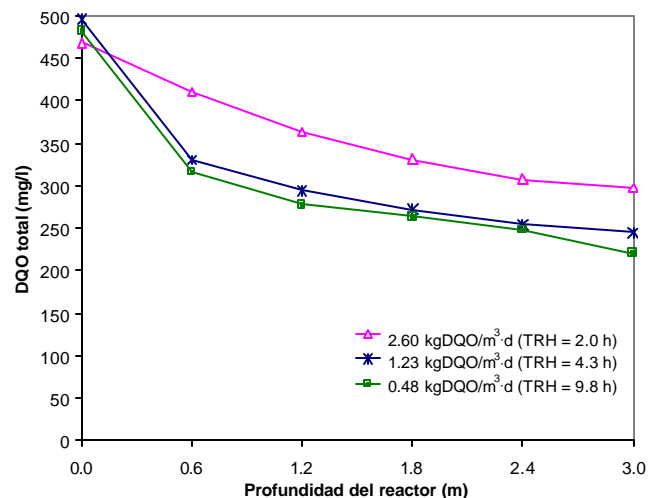


Figura 3.20 Perfiles promedio de DQO total

El perfil de la carga de 1.23 kgDQO/m<sup>3</sup>·d se comporta de manera similar al de la carga de 0.48 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, ya que se tiene en el influente una concentración promedio de 498 mg/l de DQO total y a 0.6 m de profundidad, una concentración de 339 mg/l de DQO total, lo cual representa también el 63 % de la remoción total, ya que se tiene en el efluente una concentración de 247 mg/l de DQO total.

El perfil de la carga de 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d muestra un comportamiento distinto al de las cargas anteriores, pues la remoción se da a todo lo largo del lecho. Se tiene como promedio del influente un valor de 468 mg/l de DQO total y de efluente de 298 mg/l de DQO total.

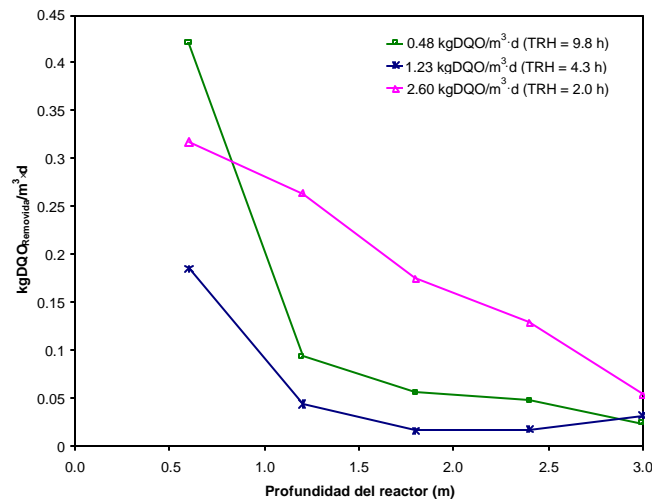


Figura 3.21 Perfiles promedio de DQO total

El comportamiento de la remoción de DQO total con respecto a la carga orgánica se observa con mayor detalle en la figura 3.21. Se puede notar que el perfil asociado a la carga de 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d muestra que la remoción se da casi de una manera constante

en toda la profundidad del reactor, mientras que los perfiles de la carga de 1.23 kgDQO/m<sup>3</sup>·d y 0.48 kgDQO/m<sup>3</sup>·d muestran que el mayor porcentaje de remoción se da en el primer tercio del reactor, teniéndose que en la carga de 0.48 kgDQO/m<sup>3</sup>·d la remoción de DQO total continúa de manera gradual en los dos tercios siguientes del reactor, mientras que en la carga de 1.23 kgDQO/m<sup>3</sup>·d se observa que existe un ligero incremento en la remoción de DQO total en el último tercio del reactor, y por ello, los valores de remoción total observados entre estas dos cargas difieren tan solo en 3.9%.

En la figura 3.22, se establece una relación entre los valores promedio de pH (figura 3.7) y los valores promedio de DQO total (figura 3.20) para cada carga. En la carga orgánica de 0.48 kgDQO/m<sup>3</sup>·d se tiene la mayor remoción de DQO total a la vez que se obtiene un mayor ascenso del pH. Para dicha carga, a la profundidad de 0.6 m se tiene la mayor remoción de DQO total y el valor más bajo de pH. Relacionando este comportamiento se puede inferir que existe una transformación de una fracción de la DQO total que ingresa al reactor en ácidos grasos volátiles. Por otra parte, se observa que a partir de dicha profundidad continua la remoción de la DQO total de forma menos intensa mientras que existe un aumento notable del pH. De manera análoga se puede inferir que el aumento en el pH se debe a un consumo de los ácidos grasos generados en la parte baja del reactor.

En la carga de 1.23 kgDQO/m<sup>3</sup>·d se observa un comportamiento similar al de la carga de 0.48 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, pero con un ascenso menor en el pH.

En la carga de 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d se observa que al tener un tiempo de retención hidráulico tan corto, no hay tiempo suficiente de que los ácidos grasos generados sean consumidos en la proporción que sucede en las otras cargas, en consecuencia el pH no

se incrementa sustancialmente y la remoción de DQO total es menor que en las otras cargas.

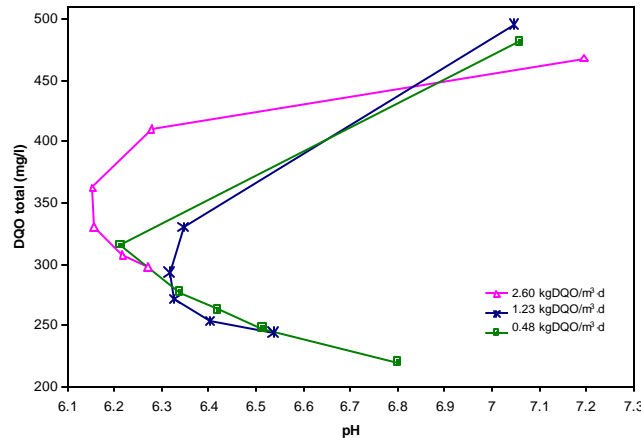


Figura 3.22 Valores de pH promedio contra valores de DQO total promedio

### 3.5 Sólidos suspendidos totales

Los resultados de la remoción de SST de acuerdo a la carga orgánica aplicada se muestran en la figura 3.23.

Como se esperaba, a menor velocidad de flujo, es decir menor carga orgánica, la remoción de SST fue mayor. Se tuvieron eficiencias de remoción superiores al 70 % en las cargas de 0.48 y 1.23 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, mientras que para la carga de 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, se tuvo una remoción cercana al 60%. Los valores experimentales se indican en la tabla 3.5.



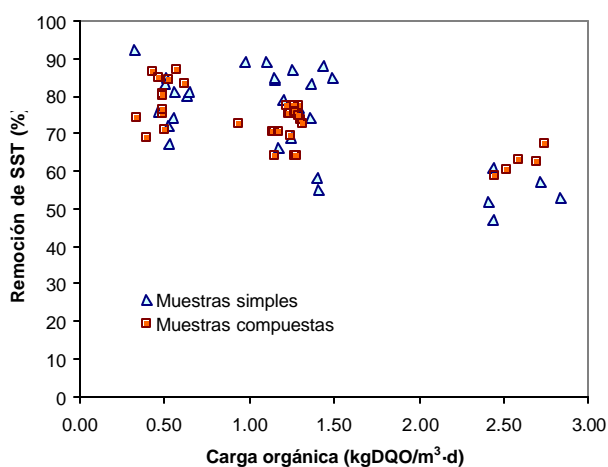


Figura 3.23 Remoción de SST con respecto a la carga orgánica aplicada

Tabla 3.5 Remoción de SST para las distintas cargas aplicadas

Carga Orgánica (kgDQO/m <sup>3</sup> ·d)	SST (mg/l)	SST (mg/l)	Remoción	SST (mg/l)	SST (mg/l)	Remoción
	Promedio	Promedio	de SST	Promedio	Promedio	de SST
	Influyente Simples	Efluente Simples	(%) Simples	Influyente Compuestas	Efluente Compuestas	(%) Compuestas
0.48	98.10 ±	19.70 ±	79.10 ±	98.00 ±	19.58 ±	79.21 ±
	19.70	5.96	7.13	20.70	4.25	6.17
1.23	130.15 ±	29.15 ±	77.87 ±	101.00 ±	26.95 ±	72.61 ±
	32.89	18.09	11.19	18.95	2.98	4.51
2.60	97.20 ±	44.40 ±	54.00 ±	99.60 ±	37.20 ±	62.27 ±
	7.56	3.29	5.19	26.43	9.23	3.26

### 3.6 Biogás

Se tomó una muestra de gas en las cargas de 0.48 y 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d con el procedimiento descrito en el Anexo II. Se midió la composición del gas mediante un Cromatógrafo Fisher Gas Partitioner Mod. 1200, que utiliza helio como gas de arrastre. Usando la curva de calibración del aparato descrita como ecuación 3.7 se transforman los resultados obtenidos en el cromatógrafo como área bajo la curva (mV/s) a gramos equivalentes de metano; dividiendo por el peso molecular se obtienen los moles de metano existentes en la muestra de gas.

$$CH_4 = 6 \times 10^{-7} (Area) + 2 \times 10^{-5} \quad (3.7)$$

El cromatógrafo utilizado está calibrado para identificar únicamente tres picos de lectura. El primero en aparecer es el aire, el segundo el metano y el tercero el bióxido de carbono; estos últimos, productos finales de la digestión anaerobia. En la tabla 3.6 se muestra el porcentaje de metano medido en las muestras de biogás (CH<sub>4</sub>+CO<sub>2</sub>).

**Tabla 3.6** Características del biogás muestreado en el reactor

Carga orgánica kgDQO/m <sup>3</sup> ·d	Porcentaje de Metano leído en la muestra de Biogás (%)	CH <sub>4</sub> (mol)
0.48	67.45	2.557x10 <sup>-6</sup>
2.60	61.53	3.154x10 <sup>-6</sup>

La presencia de metano en el gas muestreado confirma que el reactor operó en condiciones anaerobias, a pesar de que en la operación de retrolavado (cada 72 horas) se haya empleado aire para expandir el lecho.

Se realizaron estas mediciones en el biogás, para afianzar la hipótesis de la transformación de ácidos grasos volátiles a metano. Al haber existido presencia de este gas en las muestras correspondientes a las cargas de 0.48 kgDQO/m<sup>3</sup>·d y 2.6 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, podemos inferir que de haberse tomado una muestra de gas en la carga de 1.23 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, habría existido también presencia de metano.

De los resultados observamos que en la carga de 0.48 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, en la que existe una mayor remoción de DQO<sub>Total</sub>, existe también un mayor porcentaje de metano en la mezcla CH<sub>4</sub>+CO<sub>2</sub>, con respecto a lo medido para la carga de 2.6 kgDQO/m<sup>3</sup>·d.

### 3.7 Discusión

La aplicación de sistemas anaerobios para tratamiento de aguas residuales municipales no ha alcanzado su completo desarrollo, ya que existen muchos desarrollos al nivel de planta piloto y relativamente pocas instalaciones a gran escala.

De los sistemas existentes se debe mencionar que el reactor anaerobio más utilizado para tratar diversos tipos de aguas residuales, ha sido el UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket* - Reactor Anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente) que ha sido utilizado de manera exitosa para el tratamiento de aguas residuales municipales en países como la India, Brasil, Colombia y México (Lettinga, 2001).

Existen también reportes de investigaciones en sistemas tipo AF - Filtro Anaerobio Convencional, EGSB - Reactor anaerobio de lecho expandido de lodos, AH - Reactor Híbrido Anaerobio y sistemas con trenes de tratamiento combinados, UASB-EGSB y AF-AH para el tratamiento de agua residual municipal.

En las tablas 3.7, 3.8 y 3.9 se resumen los resultados de algunos trabajos realizados con Plantas a escala Piloto y Plantas a Escala Real.

**Tabla 3.7** Resultados del tratamiento anaerobio de aguas residuales en plantas piloto, en condiciones de temperatura  $\geq 20^{\circ}\text{C}$

Reactor	Volumen (litros)	Temperatura ( $^{\circ}\text{C}$ )	TRH (hr)	DQO total del Influyente (mg/l)	Remoción de DQO total (%)	Remoción de Sólidos Suspendidos (%)	Referencia
	106	20-23	4	424	60	69	Vieira y Souza (1986)
	120	20	18	550	55-75	-	Lettinga et al. (1980)
	118	20	8	500	75	-	Grin et. al (1983)
	160	20	6	1076	64	88	Mergaert et al. (1992)
	106	21-25	4.7	265	50	73	Vieira (1988)
	106	35	4	300	65	61	Vieira (1988)
	8	20	10	350-500	60-75	-	Singh y Viraraghavan (1988)

**Tabla 3.8** Resultados del tratamiento anaerobio de aguas residuales en plantas a escala real, en condiciones de temperatura  $\geq 20^{\circ}\text{C}$

Reactor	Volumen (m <sup>3</sup> )	Temperatura (°C)	TRH (hr)	DQO total del Influente (mg/l)	Remoción de DQO total (%)	Remoción de Sólidos Suspendidos (%)	Referencia
UASB	64	24-26	4-6	267	65	70-85	Schellinkhout et al. (1985)
UASB	1200	20-30	6	563	74	75	Draijer et al. (1992)
UASB	6600	25	5.2	380	60-80	-	Schellinkhout y Collazos (1992)
UASB	67.5	23	7	402	74	87	Vieira et al. (1994)
UASB	810	30	9.7	563	67	61	Florencio et al. (2001)

UASB - Reactor Anaerobio de Lecho de Lodos de Flujo Ascendente

**Tabla 3.9** Resultados del tratamiento anaerobio de aguas residuales en plantas piloto, en condiciones de temperatura  $\leq 20^{\circ}\text{C}$

Reactor	Volumen (Litros)	Temperatura ( $^{\circ}\text{C}$ )	TRH (hr)	DQO <sub>Total</sub> del Influente (mg/l)	Remoción de DQO <sub>Total</sub> (%)	Remoción de Sólidos Suspendidos (%)	Referencia
UASB	120	8-20	8	400	30-50	-	Grin et al. (1983)
UASB	120	7-8	9-14	464-700	57	72	Man et al. (1986)
AF	180	13-20	6	467	35-55	-	Derycke y Verstraete (1986)
UASB	110	12-18	18	465	65	(73)	Monroy et al. (1988)
UASB	120	12-20	7-8	190-1180	30-75	60	Man et. al. (1988)
EGSB	120	>13	1-2	391	16-34	-	Last y Lettinga (1992)
UASB- EGSB	200-120	17	2 y 3	697	69	79	Wang (1994)
UASB- EGSB	200-120	12	2 y 3	507	51	67	Wang (1994)
AF-AH	60-65	13	2 y 4	528	59	(71)	Elmitwalli (2000)
AF-AH	60-65	13	3 y 6	528	63	(79)	Elmitwalli (2000)
AF-AH	60-65	13	4 y 8	461	71	(91)	Elmitwalli (2000)

UASB - Reactor Anaerobio de Lecho de Lodos de Flujo Ascendente, EGSB - Reactor Anaerobio de lecho expandido de lodos, AF - Filtro Anaerobio convencional, AH - Reactor Híbrido Anaerobio. Valores de (SS) se refiere a (DQO<sub>SS</sub>)

De la información recabada, el reactor que opera en condiciones más parecidas a las del Filtro Combinado Anaerobio de éste trabajo, es el Filtro Anaerobio Convencional descrito por Derycke y Verstraete (1986), quienes reportaron eficiencias de remoción de  $DQO_{Total}$ , entre 35% y 55 % para un tiempo de retención hidráulico de 6 horas,  $DQO_{Total}$  del influente de 467 mg/l y temperatura de operación entre 13°C y 20°C. Como puede observarse, las condiciones de operación son similares a las del presente trabajo, pero la eficiencia de remoción de  $DQO_{Total}$  fue algunos puntos porcentuales superior.

De las experiencias listadas, sólo se reporta en el trabajo de Last y Lettinga (1992) un sistema con tiempo de retención TRH de 2 horas, con  $DQO_{Total}$  del influente de 391 mg/l, temperatura >13°C y remoción de  $DQO_{Total}$  del 34%, es decir 3% superior a la remoción obtenida con el Filtro Combinado Anaerobio para condiciones de TRH similares.

Asimismo, de los trabajos que reportan tiempos de retención de alrededor de 4 hrs, están los de Vieira y Souza (1986), Vieira (1988), Vieira (1988), Schellinkhout et al. (1985). El primero consistente en un reactor a escala piloto con TRH de 4 hr., temperatura entre 20-23°C,  $DQO_{Total}$  del influente de 424 mg/l, remoción de  $DQO_{Total}$  de 60% y de SS de 69%, el segundo, un reactor a escala piloto con TRH de 4.7 hr., temperatura de 21 a 25°C,  $DQO_{Total}$  del influente de 265 mg/l, remoción de  $DQO_{Total}$  de 50% y de SS de 73%, el tercero consistente de en un reactor a escala piloto con TRH de 4 hr., temperatura de 35°C,  $DQO_{Total}$  del influente de 300 mg/l, remoción de  $DQO_{Total}$  de 65% y de SS de 61% y el cuarto consistente en un reactor con UASB a escala real con TRH de 4 hr., temperatura de 24°C,  $DQO_{Total}$  del influente de 267 mg/l, remoción de  $DQO_{Total}$  de 65% y de SS de 70%. Comparativamente, el Filtro Combinado Anaerobio tuvo una remoción de  $DQO_{Total}$  de 38.1 % con una  $DQO_{Total}$  del influente de 464 mg/l y una remoción de SS de 72.6% para una temperatura promedio de 18.8°C.

Los trabajos que son equiparables a la condición de mayor tiempo de retención hidráulico experimentado en este trabajo son los de Man et al. (1986), quienes reportan una  $DQO_{Total}$  del influente de 190-1180 mg/l, una temperatura de 12°-20°C, TRH 7-8 hrs, y remociones de  $DQO_{Total}$  de 30-75% y SS de 60% empleando un reactor UASB; Singh y Viraraghavan (1988), por su parte reportan una  $DQO_{Total}$  de 350-550 mg/l, temperatura de 20°C, TRH de 10 hrs., y remoción de 60-75% de  $DQO_{Total}$ ; Florencio et al. (2001) reportan que empleando un reactor UASB tratando un agua con  $DQO_{Total}$  de 563 mg/l y a una temperatura de 30°C, se obtuvieron remociones de 67% de  $DQO_{Total}$  y 61% de SS; y finalmente Elmitwalli (2000) quien utilizando un filtro en dos etapas, AF-AH, obtuvo una remoción de 63% de  $DQO_{Total}$  y 79% de  $DQO_{Suspendida}$ , para TRH de 3+6 horas, tratando un agua residual con  $DQO_{Total}$  de 528 mg/l, a una temperatura constante de 13°C. Comparativamente, para un TRH de 9.8 hrs., en el filtro combinado anaerobio, con un agua con  $DQO_{Total}$  de 464 mg/l, se obtuvieron remociones de  $DQO_{Total}$  de 41.9% y de SS de 79.2%, a una temperatura promedio de 18.8°C, es decir, inferior a los resultados de los experimentos descritos.

En cuanto a las variaciones de temperatura existentes en los sistemas enunciados en las tablas 3.8 a 3.10, los que reportan los mayores gradientes son los trabajos de Grin et al. (1983) en un reactor UASB tratando un agua con  $DQO_{Total}$  de 400 mg/l, con un TRH de 8 hrs. con una temperatura entre los 8°C y 20°C, es decir un gradiente de 12°C, obtuvieron remociones entre 30-50% de  $DQO_{Total}$ , por su parte, Draaijer et al. (1992) utilizando un UASB para tratar un agua residual con  $DQO_{Total}$  de 563 mg/l, en un TRH de 6 hrs., obtuvieron remociones de 74% de  $DQO_{Total}$  y 75% de SS, bajo condiciones de temperatura que oscilaron entre 20-30°C, es decir, un gradiente de 10°C. Comparativamente, el filtro combinado anaerobio objeto de este trabajo, operó con gradientes de temperatura que llegaron a los 18.2°C, al pasar de la temperatura más baja del influente de 10.9°C a la más alta de 29.1°C en un intervalo de 7.5 hrs y se obtuvieron



para esas condiciones de operación remociones de  $DQO_{Total}$  de 41.9% y de SS de 79.2%, para un TRH de 9.8 hrs y de  $DQO_{Total}$  del influente de 464 mg/l.

Considerando lo descrito anteriormente, se observa que si bien el desempeño del Filtro Combinado Anaerobio, presentó bajo las condiciones de operación establecidas, eficiencias de remoción inferiores a lo reportado en trabajos similares que utilizaron alguna modalidad de reactor anaerobio, es de suma importancia el hacer notar que ninguna de las investigaciones mencionadas reporta variaciones tan grandes de las condiciones operativas (Temperatura) como a las que estuvo sujeto el Filtro Combinado Anaerobio.

Así, se identifica al Filtro Combinado Anaerobio como un reactor biológico estable y que puede operar en las condiciones ambientales de México para el pre-tratamiento de aguas residuales municipales.

#### 4. Conclusiones

Las principales conclusiones de este trabajo son:

- El reactor mostró capacidad de amortiguación del pH, ya que las variaciones en el pH del influente no provocaron cambios en el comportamiento del reactor.
- El reactor no mostró capacidad de amortiguación ante las variaciones de temperatura, que provocaron un aumento de la remoción de DQO total en días con mayor insolación y mayor temperatura del influente. Además, se notó una disminución en la remoción de DQO medida en muestras compuestas con respecto a muestras puntuales debido a una reducción de actividad de los microorganismos asociada a que la temperatura del influente estuvo por abajo de los 18 °C entre las 21:00 y las 9:30 horas, llegando a valores tan bajos como 10.9 °C.
- A pesar de que el reactor no mostró amortiguación ante las variaciones de temperatura, mostró una gran estabilidad al operar con gradientes de hasta 18.2°C, algo que en la literatura encontrada no había sido reportado por ningún autor, de lo cual, se identifica al Filtro Combinado Anaerobio como un reactor biológico estable y que puede operar en las condiciones ambientales de México para el pre-tratamiento de aguas residuales municipales.
- Al realizar mediciones de la DQO en los diferentes puntos de muestreo se observó que en las cargas de 0.48 y 1.63 kgDQO/m<sup>3</sup>·d se dio la mayor remoción (63% de lo removido) en los primeros 0.6 m del reactor. El comportamiento en la carga de 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d fue distinto ya que la remoción se dio a todo lo largo del filtro. La remoción, en este caso fue inferior debido a la disminución en el

tiempo de contacto entre el agua y los microorganismos que podrían consumir los AGV generados.

- Se consideró como una hipótesis operativa, que el descenso del pH está asociado a la transformación de la materia orgánica en ácidos grasos volátiles, mientras que el ascenso del pH se asoció al consumo de los ácidos grasos y la consecuente transformación de estos a metano y bióxido de carbono. Esto último, si bien no se realizaron mediciones de AGV, quedó de manifiesto al encontrar presencia de metano en la composición del biogás.
- La presencia de metano en las muestras de biogás tomadas en las cargas de 0.48 y 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, demuestra que existieron bacterias metanogénicas en la biomasa activa, a pesar de que en la operación de retrolavado se inyectó aire al sistema.
- Para las condiciones experimentales planteadas, se concluye que aplicar cargas orgánicas inferiores a 0.48 kgDQO/m<sup>3</sup>·d resulta poco práctico, ya que se obtiene una remoción tan solo 4% mayor a la obtenida con la carga 1.23 kgDQO/m<sup>3</sup>·d empleando 5.5 horas más de tratamiento. Por otra parte, el emplear cargas cercanas a 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d tiene el inconveniente de obtener una menor calidad del efluente pero tiene ventajas por la cantidad de agua tratada por unidad de tiempo. Por lo tanto, para condiciones de operación similares, la carga orgánica debe establecerse entre 1.23 kgDQO/m<sup>3</sup>·d y 2.60 kgDQO/m<sup>3</sup>·d.
- Como primera etapa del dimensionamiento de un Filtro Combinado Anaerobio se puede utilizar el modelo descrito por Young y Dahab (1982) para Filtros Anaerobios Convencionales.

## ANEXO 1. Caracterización del material de soporte

El material de soporte fue de tipo inorgánico, seleccionando al tezontle por su porosidad, rugosidad, área superficial (área específica), bajo costo y disponibilidad en el mercado mexicano.

El procedimiento experimental se llevó a cabo por duplicado y en condiciones experimentales idénticas, como se describe a continuación:

- El material de soporte consistió en la piedra de origen volcánico, denominado tezontle, con una granulometría que se encuentra entre la malla 3/8" (0.95 cm) y 1/4" (0.64 cm).
- Se tomó la muestra de tezontle previamente lavado y se secó en estufa durante 24 horas.
- En una probeta de plástico de 1000 ml se colocaron 400 ml de muestra: Primero se agregaron 200 ml y se compactó el material dando pequeños golpes a la probeta, hasta que el volumen permanecía prácticamente constante. Posteriormente, se llenó hasta 400 ml y se repitió la operación de compactación. Dado que el volumen luego de la compactación era un poco inferior a 400 ml, se llenó con tezontle hasta éste valor. Se denominó a esto, "Volumen seco".
- Se midió en una probeta de cristal un volumen de agua de 500 ml, mismos que se vaciaron a la probeta que contenía el tezontle. A éste se le dio el nombre de "Volumen añadido".

- Se provocó la salida del aire atrapado en el lecho de tezontle dando una serie de pequeños golpes a la probeta. Esto se realizó varias veces en el intervalo de 4 horas.
- Una vez que no era visible el cambio del volumen indicado por el espejo de agua, se tomó la lectura del mismo como "Volumen total".
- Se vació el agua que excedía el nivel de 400 ml, y se decantó el agua restante hacia una probeta de vidrio. El volumen medido en la probeta de vidrio, se denominó "Volumen de vacíos".
- Una vez escurrido el material, se pesaron las piedras aún húmedas. A esto se le llamó "Peso saturado".
- Se puso a secar el tezontle en la estufa durante 24 horas.
- Se pesaron de nuevo las piedras. Este dato se anotó como "Peso seco".
- Se contó el número de piedras que componían a la muestra. Este dato se denominó "Numero de piedras".

Los datos obtenidos del experimento se resumen en la tabla A1-1.

**Tabla A1-1** Datos obtenidos del experimento de caracterización

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

### Determinación de las características físicas del material

#### - Densidad del material saturado

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

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

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

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

Volumen de piedras saturadas = 220 ml

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

### - Densidad del material seco

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

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

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

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

### - Porosidad del lecho

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

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

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

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

- Área específica

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

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

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

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

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

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

Donde, r equivale al radio de la esfera

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

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

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



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

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

Área total por metro cúbico = Número de piedras/m<sup>3</sup> \* área de una piedra

$$\text{Área total por metro cúbico} = (1842 \text{ 000 piedras} / \text{ m}^3) \times (2.1 \times 10^{-4} \text{ m}^2 / \text{ piedra}) = 391 \text{ m}^2 / \text{ m}^3$$

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

En la tabla A1-2 se resumen las características del material de empaque utilizado.

**Tabla A1-2** Características principales del empaque utilizado.

<b>Característica</b>	<b>Valor promedio</b>
Material	Tezontle
Porosidad del lecho	46.25 %
Densidad en seco	1,511 kg/m <sup>3</sup>
Densidad en saturación	1,883 kg/m <sup>3</sup>
Área específica	391 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>

## ANEXO 2 Muestreo de biogás en el reactor

Para llevar a cabo el muestreo de biogás en el reactor fue necesario adaptar un punto de muestreo en la tapa del reactor (figura A2-1).



**Figura A2-1** Punto de muestreo de biogás

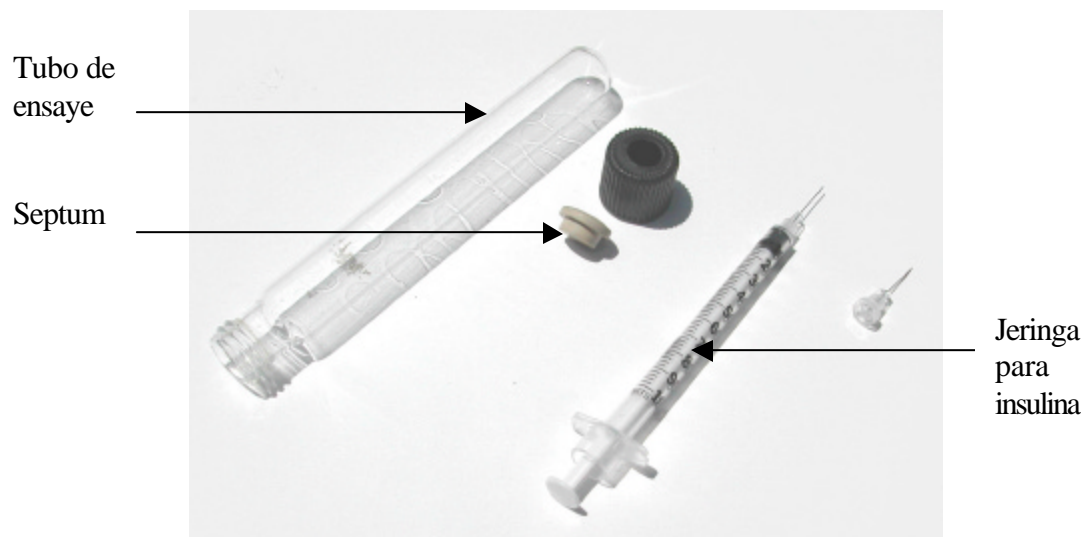
Como se observa en la figura, el punto de muestreo se compone de una válvula de 1/2 pulgada a la cual se le añadió una espiga de nylon de 1/4 de pulgada.

En la espiga se colocó un tramo corto de manguera de látex a la que en la punta se le insertó una borla de algodón, sin que ésta quedara muy apretada. La inserción del algodón se hizo con la finalidad de obstruir en la medida de lo posible la entrada de aire hacia el interior del reactor, ya que la válvula se mantuvo siempre abierta.

Por experiencias de previas de personal del grupo de Bioprocesos del Instituto de Ingeniería (Cisneros-Ortíz, 2003), se decidió conservar la muestra en tubos de ensaye en los cuales se usó un tapón con septum.

Los tubos se llenaron con una solución saturada de NaOH a la cual se le ajustó el pH hasta 3 con HCl concentrado.

En la figura A2-2 se observa el tubo y la jeringa de muestreo.



**Figura A2-2** Tubo y jeringa de muestreo

El gas se extrajo del reactor con una aguja para insulina, perforando la manguera de látex y capturándolo en una jeringa (figura A2-3). Se decidió usar agujas de insulina para que el orificio de la manguera fuera tan pequeño que al sacar la aguja de la manguera, éste se cerrara.

De inmediato se inyectó el gas muestreado al tubo con la solución, al cual previamente se le había insertado otra aguja de insulina, para que a través de ella saliera el líquido desplazado por el gas inyectado (figura A2-4).



Figura A2-3 Toma de muestra



Figura A2-4 Inyección de la muestra en el tubo

Una vez que se inyectó muestra suficiente, se procuró conservar el tubo en posición vertical, de modo que la solución sirviera de tapón y se garantizara la conservación de la muestra (figura A2-5).



**Figura A2-5** Tubos con la muestra de gas

---

## Referencias

- Andrade N.C.O., Pereira M.G. y Melo H.N.S. (2000) Materiais alternativos para enchimento de filtros anaeróbicos: conduíte cortado e tijolo cerâmico vazado. *Memorias del VI Taller y Seminario Latinoamericano de Digestión Anaerobia*, 5 al 9 de noviembre, Recife, Pernambuco, Brasil, 28-35
- Amirtharajah A. (1993) Optimum backwashing of filters with air scour; a review. *Water Science and Technology* **27** (10) 195-211
- Bédard P. (1999) High rate biofiltration. *Memorias del Tercer Simposio Internacional sobre Filtros Biológicos Aerados (BAF-3)*. Marzo 3. Cranfield University, Cranfield, Inglaterra.
- Cantwell A.D.C. (1999) Recent application and developments of the Biobead system. *Memorias del Tercer Simposio Internacional sobre Filtros Biológicos Aerados (BAF-3)*. Marzo 3. Cranfield University, Cranfield, Inglaterra.
- CEPIS (1978) Filtración lenta en arena para abastecimiento público de agua en países en desarrollo. Centro Internacional de Referencia para Abastecimiento Público de Agua de la OMS. Manual de diseño y construcción. La Haya, Países Bajos.
- Cisneros-Ortiz M.E. (2003) Comunicación personal.
- Cohen Y. (2001) Biofiltration - the treatment of fluids by microorganisms immobilized into the filter bedding material: a review. *Bioresource Technology* **77** 257-274

- Derycke D. and Verstraete W. (1986) Anaerobic treatment of domestic wastewater in a lab and pilot scale polyurethane carrier reactor. *Memorias: Anaerobic Treatment a Grown-up Technology*. Amsterdam, Países Bajos, 437-450.
- Desbos G., Rogalla F., Sibony J. y Bourbigot M. (1989) Biofiltration as a compact technique for small wastewater treatment plants. Conference Secretariat Wastewater. Trondheim, 159-166
- Draaijer H., Maas J. A. W., Schaapman J. E. and Khan A. (1992) Performance of the 5 MLD UASB reactor for sewage treatment in Kanpur, India. *Water Science and Technology*, 25(7), 123-133.
- Elmitwalli T. A. (2000) Anaerobic treatment of domestic sewage at low temperature. Ph.D. thesis, Department of Environmental Technology, Wageningen University, Wageningen, Países Bajos.
- Elmitwalli T.A., van Dun M., Bruning H., Zeeman G. y Lettinga G. (2000) The role of filter media in removing suspended and colloidal particles in an anaerobic reactor treating domestic sewage. *Bioresource Technology* 72 235-242
- Elmitwalli T. A., Sklyar V., Zeeman G. and Lettinga G. (2002) Low temperature pretreatment of domestic sewage in an anaerobic hybrid or an anaerobic filter reactor. *Bioresource Technology* 82, 233-239.
- Fitzpatrick C.S.B. (1998) Media properties and their effect on filter performance and backwashing. *Water Science and Technology* 38 (6) 105-111

- 
- Florencio L., Takayuki Kato M. and Cardoso de Morais J. (2001) Domestic sewage treatment in full-scale UASB plant at Mangueira, Recife, Pernambuco. *Water Science and Technology* 44(4), 71-77.
- Garzón G. (1985) Fundamentos de química general. Serie Schaum. McGraw-Hill Latinoamericana. Bogotá, Colombia
- Gonçalves R.F., Le Grand L. y Rogalla F. (1994) Biological phosphorus uptake in submerged biofilters with nitrogen removal. *17th IAWQ Biennial International Conference*. Budapest, 257-265
- González-Martínez S. (2003) Comunicación personal.
- Gerritse J., Shut F. y Gottschal J.C. (1990) Mixed chemostat cultures of obligately aerobic and fermentative or methanogenic bacteria grown under oxygen-limiting conditions. *FEMS Microbiology Letters* 66 87-94
- Gerritse J. y Gottschal J.C. (1993) Two-membered mixed cultures of methanogenic and aerobic bacteria in O<sub>2</sub>-limited chemostats. *Journal of General Microbiology* 139 1853-1860
- Grin P. C., Roersma R. and Lettinga G. (1983) Anaerobic treatment of raw sewage at lower temperatures. *Memorias: European Symp. Anaerobic Wastewater Treatment*. Noordwijkerhout, Países Bajos, 335-347.
- Gujer W. y Zehnder A.J.B. (1983) Conversion processes in anaerobic digestion. *Water Science and Technology* 15 (8-9) 127-167



- Hall E. R. (1992) Anaerobic treatment of wastewaters in suspended growth and fixed film processes. *Design of Anaerobic Processes for Treatment of Industrial and Municipal Wastes*. Water Quality Management Library Vol. 7 editado por Joseph F. Malina y Frederick G. Pohland. Technomic Publishing Co., EE.UU., 41-118
- Herrera-Domínguez J. (1991) Influencia de la temperatura sobre la fermentación ácida de aguas residuales municipales. *Tesis para obtener el grado de Maestro en Ingeniería Ambiental*. División de Estudios de Posgrado, Facultad de Ingeniería, UNAM, México.
- Henze M., Harremoës P. (1983) Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors - a literature review. *Water Science and Technology* **15** (8-9) 1-101
- Humby M.S. y Fitzpatrick C.S.B. (1996) Attrition of granular filter media during backwashing with combined air and water. *Water Research* **30** (2) 291-294
- Iwai S. y Kitao T (1994) Wastewater treatment with microbial films. Technomic Publishing Co., EE.UU.
- Kuan-Yeow S. y Joo-Hwa T. (1999) Influence of support media on biomass growth and retention in anaerobic filters. *Water Research* **33** (6) 1471-1481
- Last A. R. M. van der and Lettinga G. (1992) Anaerobic treatment domestic sewage under moderate climatic (Dutch) conditions using upflow reactors at increased superficial velocities. *Water Science and Technology* **25**(7), 167-178.

- Lazarova V. y Manem J. (1994) Advances in biofilm aerobic reactors ensuring effective biofilm activity control. *Water Science and Technology* **29** (10-11) 319-327
- Lettinga G., Velsen A. F. M. v., Hobma S. W., Zeeuw W. J. de and Klapwijk A. (1980) Use of the Upflow Sludge Blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment. *Biotechnology Bioengineering*, **22**, 699-734.
- Lindgren M. (1983) Mathematical modeling of the anaerobic filter process. *Water Science and Technology* **15** (8-9) 197-207
- Man A. W. A. de, Grin P. C., Roersema R., Grolle K. C. F. and Lettinga G. (1986) Anaerobic treatment of sewage at low temperatures. *Memorias: Anaerobic treatment a Grown-up Technology*. Amsterdam, Países Bajos, 451-466.
- Man A. W. A. de, Rijs G. B. J., Lettinga G. and Starkenburg W. (1988) Anaerobic treatment of sewage using a granular sludge bed UASB reactor. *Memorias: 5th Int. Symp. Anaerobic Digestion*. Bologna, Italia, 735-738.
- Martin J. (1999) A new generation of aerated filter. *Memorias del Tercer Simposio Internacional sobre Filtros Biológicos Aerados (BAF-3)*. Marzo 3. Cranfield University, Cranfield, Inglaterra.
- Mendoza-Espinoza L. y Stephenson T. (1999) A review of biological aerated filters (BAFs) for wastewater treatment. *Environmental Engineering Science* **16** (3) 201-216
- Mergaert K., Vanderhaegen B. and Verstraete W. (1992) Application and trends of anaerobic pre-treatment of municipal wastewater. *Water Research* **26**, 1025-1033.

- Metcalf & Eddy (1991) Wastewater Engineering. Treatment, disposal and reuse. 3a edición, McGraw-Hill International Editions, Singapur.
- Montgomery, J. (1985) Water treatment, principles and design. John Wiley & Sons, EE.UU.
- Monroy O., Noyola A., Raminez F. and Guiot J. P. (1988) Anaerobic digestion of water hyacinth as a highly efficient treatment process for developing countries. *Memorias: 5th Int. Symp. Anaerobic Digestion*. Bologna, Italia, 747-757.
- Monroy O. (1994) Control de la digestión anaerobia. *Memorias del III Taller y Seminario Latinoamericano: Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales*, 25-28 octubre, Montevideo, Uruguay, 185-194
- Monroy O., Famá G., Meraz M., Montoya L. y Macarie H. (2000) Anaerobic digestion for wastewater treatment in Mexico: state of the technology. *Water Research* **34** (6) 1803-1816
- Moore R., Quarmby J. y Stephenson T. (2001) The effects of media size on the performance of biological aerated filters. *Water Research* **35** (10) 2514-2522
- Moreau M., Liu Y., Capdeville B., Audic J. y Calvez L. (1994) Kinetic behaviour of heterotrophic and autotrophic biofilms in wastewater treatment processes. *Water Science and Technology* **29** (10-11) 385-391
- Noyola R.A. (1993) Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales. *Apuntes del Curso Internacional México-Centroamérica "Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales"*. Instituto de Ingeniería-ICAITI, UNAM, 16-24 de agosto, México.

- Ojeda R.L. y Buitrón M.G. (2001) Selección del medio de soporte para un reactor SBR anaerobio/aerobio. IX Congreso Nacional de Biotecnología y Bioingeniería. 10 al 14 septiembre, Veracruz, Ver., México.
- Pérez-Zelaya Z. (1991) Influencia del pH sobre la fermentación ácida de aguas residuales. Tesis para obtener el grado de Maestro en Ingeniería Ambiental. División de Estudios de Posgrado, Facultad de Ingeniería, UNAM, México.
- Pérez M., Romero L.I., Nebot E. y Sales D. (1997) Colonisation of a porous sintered-glass support in anaerobic thermophilic bioreactors. *Bioresource Technology* **59** 177-183
- Pohland F.G. (1992) Anaerobic Treatment: Fundamental Concepts, Applications and New Horizons. *Design of Anaerobic Processes for Treatment of Industrial and Municipal Wastes*. Water Quality Management Library Vol. 7, Technomic Publishing Co., EE.UU., 1-40
- Pujol R. (2000) Process improvements for upflow submerged biofilters. *Water* 21. Abril, 25-29
- Pujol R., Hamon M., Kandel X. y Lemmel H. (1994) Biofilters: flexible, reliable biological reactors. *Water Science and Technology* **29** (10-11) 33-38
- Rogalla F. y Bourbigot M. (1990) New developments in complete nitrogen removal with biological aerated filters. *Water Science and Technology* **22** (1-2) 273-280
- Rogalla F., Parraudeau M., Bacquet G., Bourbigot M., Sibony J. y Gilles P. (1990) Nitrification and phosphorus precipitation with biological aerated filters. *Research Journal WPCF* **62** (2) 169-176

- Rogalla F., Badard M., Hansen F. y Dansholm P. (1992) Upscaling a compact nitrogen removal process. *Water Science and Technology* **26** (5-6) 1067-1076
- Schellinkhout A., Lettinga G., Velsen L. van, Kooymans J. L. and Rodriguez G. (1985) The application of UASB reactor for the direct treatment of domestic wastewater under tropical condition. *Memorias: Seminar/Workshop: Anaerobic Treatment of Sewage*. Amherst, Mass., EE.UU., 259-276.
- Schellinkhout A. and Collazos C. J. (1992) Full-scale application of the UASB technology for sewage treatment. *Water Science and Technology* **25**(7), 159-166.
- Singh K. S. and Viraraghavan T. (1998) Start-up and operation of UASB reactor at 20 °C for municipal wastewater treatment. *Journal of Ferm. Bioengineering* **85**(6), 609-614.
- Tampion J. y Tampion M.D. (1987) Immobilized cells: principles and application. Cambridge University Press, Cambridge.
- Tyagi R.D. y Vembu K. (1990) Wastewater treatment by immobilized cells. CRC-Press., EE.UU.
- Valdivia-Soto C.A. y González-Martínez S. (2001) Biofiltration with porous stones beds to wastewater treatment. *IWA World Water Congress*. Berlin, 15-19 oct.
- Vieira S. M. M. and Souza M. E. (1986) Development of technology for the use of the UASB reactor in domestic sewage treatment. *Water Science and Technology* **18**(12), 109-121.
- Vieira S. (1988) Anaerobic treatment of domestic sewage in Brazil. Research results and

- full-scale experience. *Memorias: 5th Int. Symp. Anaerobic Digestion*. Bologna, Italia. 185-196.
- Vieira S. M. M., Carvalho J. L., Bariján F. P. O. and Rech C. M. (1994) Application of the UASB technology for sewage treatment in a small community at Sumare São Paulo State. *Water Science and Technology* 30(12), 203-210.
- Wang Kaijun (1994) Integrated anaerobic and aerobic treatment of sewage. Ph.D. Thesis, Department of Environmental Technology, Wageningen University, Wageningen, The Netherlands.
- Young J.C. (1991) Factors affecting the design and performance of upflow anaerobic filters. *Water Science and Technology* **24** (8) 133-155
- Young J.C. y Dahab M.F. (1982) Operational characteristics of anaerobic packed-bed reactors. *Memorias: IV Symposium on Biotechnology in Energy Production Conservation*, Gatlinburg, Tennessee, EE.UU.
- Young J.C. y Dahab M.F. (1983) Effect of media design on the performance of fixed-bed anaerobic reactors. *Water Science and Technology* **15** (8-9) 369-383
- Young J.C. y McCarty P.L. (1969) The anaerobic filter for waste treatment. *Research Journal WPCF* **41** (5) Parte 2, 160-173