



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

---

**PROGRAMA DE MAESTRIA Y DOCTORADO EN INGENIERIA**

**TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES EN UN  
FILTRO BIOLÓGICO AEROBIO UTILIZANDO TEZONTLE CON DOS  
DIFERENTES TAMAÑOS DE PARTÍCULA**

**TESIS**

**QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE**

**MAESTRO EN INGENIERÍA  
INGENIERÍA AMBIENTAL - AGUA**

**PRESENTA**

**ING. LUIS TETZIN DOMÍNGUEZ FABELA**

**TUTOR:**

**DR. SIMÓN GONZÁLEZ MARTÍNEZ**

**Ciudad Universitaria, México D.F. 2012**

## **JURADO ASIGNADO**

Presidente: DR. ALFONSO DURÁN MORENO  
Secretario: DR. MARCO ANTONIO GARZÓN ZÚÑIGA  
Vocal: DR. GERMÁN CUEVAS RODRÍGUEZ  
1er. suplente: DR. SIMÓN GONZÁLEZ MARTÍNEZ  
2do. suplente: M. I. MARÍA RAFAELA GUTIÉRREZ LARA

Lugar donde se realizó la tesis:  
INSTITUTO DE INGENIERÍA, UNAM.

## **SUSTENTANTE**

---

I.Q. LUIS TETZIN DOMÍNGUEZ FABELA

## **TUTOR DE TESIS**

---

DR. SIMÓN GONZÁLEZ MARTÍNEZ

*A mi hermosa esposa Lilitiana, por hacerme tan feliz y por permitirme conocer el amor verdadero. Por estar siempre para mí y por mostrarme otra perspectiva de este mundo. Porque te amo y mirándote a los ojos te prometí amor eterno.*

*Continuemos alcanzando nuestras metas...*

## AGRADECIMIENTOS

Agradezco...

A Liliana por su amor incondicional, por su apoyo y por ser la luz en mi vida.

A mis padres Luis Rey Domínguez Alarcón y Cuauyatital Tlahuili Teocitlali Fabela Domínguez por todo lo que me han enseñado, por estar siempre que los he necesitado, por todo el cariño, apoyo y amor que me han brindado. Porque en gran parte por ustedes soy la persona que soy. Por confiar en las decisiones que he tomado y por siempre impulsarme a superarme.

A mis hermanas Zitlalli y Esmeralda Tlahuilli por todas las cosas que hemos compartido a través de los años, por saber que cuando las necesite pude confiar en ustedes.

A mi cuñado Jair por su apoyo y a mi sobrino Tetzin Alexander por su cariño y porque siempre me arranca una sonrisa.

A la familia Sánchez Méndez, por haberme recibido como uno más de sus miembros.

Al Dr. Simón González Martínez por compartir conmigo sus conocimientos y experiencia. Por ampliar mi visión profesional y personal por medio de sus cuestionamientos, consejos y anécdotas. Y por guiarme en la realización de esta tesis.

Al Dr. Oscar González Barceló por las constantes muestras de interés en el correcto desarrollo de esta tesis, por su ayuda en las actividades de operación de la planta piloto, por todas las sugerencias, comentarios y consejos.

A mi comité tutorial Dr. Alfonso Durán Moreno, Dr. Marco Antonio Garzón Zúñiga, Dr. Germán Cuevas Rodríguez y M.I. Rafaela Gutiérrez Lara por sus aportaciones, sugerencias y comentarios que contribuyeron a darle forma a este proyecto.

A los operadores de planta de tratamiento de aguas residuales de ciudad universitaria por las facilidades brindadas para la operación del sistema piloto utilizado en este proyecto.

Al Ing. Juan Hilario García Gil encargado de la operación de la PTAR de CU y a la Q. Leonor Araoz Téllez encargada del laboratorio de la PTAR de C.U, por todo el apoyo brindado para la realización de este proyecto.

A mis compañeros y amigos de maestría, por todos los buenos momentos que compartimos durante esos largos días en el laboratorio, en clases o en charlas ocasionales.

A todas las personas que contribuyeron para que este trabajo pudiera llevarse a cabo.

Al CONACYT ya que por medio del proyecto: 103922 - Filtración de aguas residuales municipales con contaminantes recalcitrantes para remoción de macronutrientes, fue posible la realización de esta tesis.

A la UNAM por recibirme con las puertas abiertas y al CONACYT por el apoyo económico brindado.

# INDICE

RESUMEN

ABSTRACT

1	INTRODUCCIÓN .....	1
1.1	Justificación .....	2
1.2	Objetivo general.....	3
1.3	Alcances .....	3
2	ANTECEDENTES.....	4
2.1	Filtración combinada .....	4
2.2	Consideraciones para diseñar BAF a escala piloto .....	8
2.3	Filtros combinados a nivel mundial.....	9
2.4	Características del medio filtrante .....	11
2.5	Carga orgánica .....	14
2.6	Retrolavado .....	16
2.7	Pruebas de trazado .....	19
2.8	Procesos con biopelículas .....	21
2.8.1	Factores que afectan la formación de las biopelículas .....	23
2.8.2	Etapas de Desarrollo de la biopelícula .....	24
2.8.3	Propiedades físicas de la biopelícula .....	25
2.8.4	Ventajas del crecimiento adherido .....	26
3	METODOLOGÍA .....	27
3.1	Selección y caracterización del material del lecho filtrante .....	29
3.2	Pruebas hidráulicas a nivel laboratorio.....	29
3.3	Filtros biológicos a nivel piloto.....	30
3.4	Características del agua residual.....	37
3.5	Arranque y operación del sistema .....	38
3.6	Toma de muestras y determinaciones analíticas.....	39
3.7	Pruebas de trazado en reactores piloto.....	41
4	RESULTADOS .....	42
4.1	Caracterización del material de empaque .....	42
4.2	Pruebas de retrolavado.....	44
4.3	Pruebas de trazado en el filtro de vidrio .....	46
4.3.1	Pruebas de trazado sin aireación .....	46
4.3.2	Pruebas de trazado con aireación.....	48

4.3.3	Interpretación de las pruebas de trazado .....	49
4.4	Operación de los filtros piloto .....	50
4.4.1	Formación de la biopelícula.....	52
4.4.2	Oxígeno disuelto, pH y temperatura .....	54
4.4.3	Comportamiento de la demanda química de oxígeno .....	55
4.4.4	Comportamiento de los SST .....	60
4.4.5	Comportamiento del nitrógeno amoniacal.....	63
4.4.6	Comportamiento de los nitratos.....	66
4.4.7	Comportamiento de los ortofosfatos .....	68
4.4.8	Retrolavado.....	70
4.4.9	Pruebas de trazado .....	71
4.4.10	Tiempo de retención celular .....	76
5	CONCLUSIONES.....	78
6	REFERENCIAS.....	80
	ANEXO 1 - Perfiles de concentración.....	83
	ANEXO 2 - Curvas para determinar el MDI.....	89

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 2.1.</b> Diagrama básico del funcionamiento de un filtro biológico aireado.....	6
<b>Figura 2.2.</b> Perfiles de concentración de nutrientes en un filtro biológico aerobio con soporte poroso.....	7
<b>Figura 2.3.</b> Biolite - material de empaque para el proceso BIOFOR®.....	10
<b>Figura 2.4.</b> Expansión del lecho filtrante en el retrolavado.....	17
<b>Figura 2.5.</b> Operación normal y retrolavado de filtros biológicos.....	18
<b>Figura 2.6.</b> Representación esquemática de la influencia de la carga orgánica y las fuerzas cortantes sobre la estructura de las biopelículas.....	22
<b>Figura 3.1.</b> Diagrama de la metodología usada durante la experimentación.....	28
<b>Figura 3.2.</b> Vista superior del difusor que se instaló en el filtro de vidrio.....	30
<b>Figura 3.3.</b> Vista general de los filtros piloto instalados en la PTAR de C.U.....	31
<b>Figura 3.4.</b> Montaje del filtro combinado piloto.....	32
<b>Figura 3.5.</b> Diagrama esquemático del reactor piloto que se usó para la experimentación.....	33
<b>Figura 3.6.</b> Vista de la parte superior de los filtros.....	34
<b>Figura 3.7.</b> Dispositivos de alimentación y muestreo.....	35
<b>Figura 3.8.</b> Detalle de la parte inferior de los filtros.....	35
<b>Figura 3.9.</b> Puntos de muestreo.....	36
<b>Figura 3.10.</b> Operación de retrolavado y dispositivo empleado para el muestreo de piedras durante el retrolavado.....	36
<b>Figura 3.11.</b> Planta compacta de pretratamiento (PTAR CU).....	37
<b>Figura 4.1.</b> Partículas del lecho filtrante. ....	42
<b>Figura 4.2.</b> Fotografías de los poros del tezontle.....	43
<b>Figura 4.3.</b> Distribución de tamaños de partícula Tezontle de 4.75 mm.....	43
<b>Figura 4.4.</b> Distribución de tamaños de partícula Tezontle de 9.5 mm. ....	44
<b>Figura 4.5.</b> Flujo de burbujas a través del filtro.....	45
<b>Figura 4.6.</b> Pruebas de retrolavado.....	46
<b>Figura 4.7a.</b> Pruebas con colorante.....	47
<b>Figura 4.7b.</b> Continuación de pruebas con colorante.....	47
<b>Figura 4.8.</b> Canales de flujo.....	48
<b>Figura 4.9.</b> Pruebas de trazado con aireación .....	48
<b>Figura 4.10.</b> Pruebas de trazado para las partículas con diámetro de 9.5 mm.....	49



<b>Figura 4.11.</b> Pruebas de trazado para las partículas con diámetro de 4.75 mm.....	50
<b>Figura 4.12.</b> Carga orgánica volumétrica.....	51
<b>Figura 4.13.</b> Carga orgánica superficial.....	51
<b>Figura 4.14.</b> Vista al microscopio de la biopelícula adherida al tezontle.....	52
<b>Figura 4.15.</b> Biopelícula formada sobre la superficie del tezontle.....	53
<b>Figura 4.16.</b> Valores de pH durante la experimentación.....	55
<b>Figura 4.17.</b> Valores de temperatura durante la experimentación.....	55
<b>Figura 4.18.</b> Comportamiento de la DQO total.....	56
<b>Figura 4.19.</b> Comportamiento de la DQO disuelta.....	56
<b>Figura 4.20.</b> Remoción de DQO total.....	57
<b>Figura 4.21.</b> Remoción de DQO disuelta.....	57
<b>Figura 4.22.</b> Remoción de DQO total con respecto a la carga orgánica.....	58
<b>Figura 4.23.</b> Perfil de DQO total bajo diferentes condiciones de operación.....	59
<b>Figura 4.24.</b> Perfil de DQO disuelta bajo diferentes condiciones de operación.....	60
<b>Figura 4.25.</b> Comportamiento de los SST con respecto a los días de experimentación.....	61
<b>Figura 4.26.</b> Remoción de SST.....	61
<b>Figura 4.27.</b> Remoción de SST con respecto a la carga orgánica.....	62
<b>Figura 4.28.</b> Perfil de SST bajo diferentes condiciones de operación.....	63
<b>Figura 4.29.</b> Comportamiento del N-NH <sub>4</sub> con respecto a la duración del trabajo experimental.....	64
<b>Figura 4.30.</b> Remoción de N-NH <sub>4</sub> .....	64
<b>Figura 4.31.</b> Perfil de N-NH <sub>4</sub> bajo diferentes condiciones de operación.....	65
<b>Figura 4.32.</b> Comportamiento del N-NO <sub>3</sub> .....	66
<b>Figura 4.33.</b> Perfil de N-NO <sub>3</sub> bajo diferentes condiciones de operación.....	67
<b>Figura 4.34.</b> Comportamiento de los P-PO <sub>4</sub> .....	68
<b>Figura 4.35.</b> Remoción de P-PO <sub>4</sub> .....	68
<b>Figura 4.36.</b> Perfil de P-PO <sub>4</sub> bajo diferentes condiciones de operación.....	69
<b>Figura 4.37.</b> Curvas de RTD para el reactor con partículas de 4.75 mm y CO=1.1.....	72
<b>Figura 4.38.</b> Curvas de RTD para el reactor con partículas de 9.5 mm y CO=1.1.....	72
<b>Figura 4.39.</b> Curvas de RTD para el reactor con partículas de 4.75 mm y CO=3.3.....	73
<b>Figura 4.40.</b> Curvas de RTD para el reactor con partículas de 9.5 mm y CO=3.3.....	73
<b>Figura 4.41.</b> Curvas de RTD para el reactor con partículas de 4.75 mm y CO=10.....	73
<b>Figura 4.42.</b> Curvas de RTD para el reactor con partículas de 9.5 mm y CO=10.....	74
<b>Figura 4.43.</b> Curva para determinar el índice de Morril. del reactor con	

partículas de 4.75 mm y CO=1.1.....	75
<b>Figura 4.44.</b> Tiempo de retención celular respecto a la carga orgánica superficial.....	77
<b>Figura A1-1.</b> Perfil de DQO total para la CO =1.1.....	84
<b>Figura A1-2.</b> Perfil de DQO soluble para la CO =1.1.....	84
<b>Figura A1-3.</b> Perfil de SST para la CO =1.1.....	85
<b>Figura A1-4.</b> Perfil de N-NH <sub>4</sub> para la CO =1.1.....	85
<b>Figura A1-5.</b> Perfil de N-NO <sub>3</sub> para la CO =1.1.....	85
<b>Figura A1-6.</b> Perfil de P-PO <sub>4</sub> para la CO =1.1.....	86
<b>Figura A1-7.</b> Perfil de DQO total para la CO =3.3.....	86
<b>Figura A1-8.</b> Perfil de DQO disuelta para la CO =3.3.....	86
<b>Figura A1-9.</b> Perfil de SST para la CO =3.3.....	87
<b>Figura A1-10.</b> Perfil de N-NH <sub>4</sub> para la CO =3.3.....	87
<b>Figura A1-11.</b> Perfil de N-NO <sub>3</sub> para la CO =3.3.....	87
<b>Figura A1-12.</b> Perfil de P-PO <sub>4</sub> para la CO =3.3.....	88
<b>Figura A1-13.</b> Perfil de DQO total para la CO =10.....	88
<b>Figura A1-14.</b> Perfil de DQO disuelta para la CO =10.....	88
<b>Figura A1-15.</b> Perfil de SST disuelta para la CO =10.....	89
<b>Figura A1-16.</b> Perfil de N-NH <sub>4</sub> para la CO =10.....	89
<b>Figura A1-17.</b> Perfil de P-PO <sub>4</sub> para la CO =10.....	89
<b>Figura A2-1.</b> Curva para determinar el índice de Morril del reactor con partículas de 9.5 mm y CO=1.1.....	90
<b>Figura A2-2.</b> Curva para determinar el índice de Morril del reactor con partículas de 4.75 mm y CO=3.3.....	90
<b>Figura A2-3.</b> Curva para determinar el índice de Morril del reactor con partículas de 9.5 mm y CO=3.3.....	91
<b>Figura A2-4.</b> Curva para determinar el índice de Morril del reactor con partículas de 4.75 mm y CO=10.....	91
<b>Figura A2-5.</b> Curva para determinar el índice de Morril del reactor con partículas de 9.5 mm y CO=10.....	91

## LISTA DE TABLAS

<b>Tabla 2.1.</b> Desempeño del sistema BIOFOR®.....	11
<b>Tabla 2.2.</b> Cargas orgánicas empleadas por algunas empresas y autores.....	15
<b>Tabla 3.1.</b> Características planta compacta de pretratamiento.....	37
<b>Tabla 3.2.</b> Cargas orgánicas que se aplicaron en la experimentación.....	39
<b>Tabla 3.3.</b> Plan de muestreo.....	39
<b>Tabla 3.4.</b> Parámetros a evaluar.....	40
<b>Tabla 3.5.</b> Técnicas analíticas para la determinación de los parámetros de interés.....	40
<b>Tabla 4.1</b> Resumen de caracterización del tezontle.....	44
<b>Tabla 4.2.</b> Valores promedio de oxígeno disuelto.....	54
<b>Tabla 4.3.</b> Valores promedio de DQO total .....	58
<b>Tabla 4.4.</b> Valores promedio de DQO disuelta.....	59
<b>Tabla 4.5.</b> Valores promedio de SST para las diferentes CO.....	62
<b>Tabla 4.6.</b> Valores promedio de N-NH <sub>4</sub> en influente y efluente.....	65
<b>Tabla 4.7.</b> Valores promedio de N-NO <sub>3</sub> en influente y efluente.....	67
<b>Tabla 4.8.</b> Valores promedio de P-PO <sub>4</sub> para las diferentes CO.....	69
<b>Tabla 4.9.</b> Resultados de las pruebas de trazado.....	75
<b>Tabla 4.10.</b> Tiempo de retención celular.....	77

## ABREVIATURAS

APHA - American public health association  
AWWA - American water works association  
BAF - Filtro biológico aerobio  
CO - Carga orgánica  
COs - Carga orgánica superficial  
COv - Carga orgánica volumétrica  
CU - Ciudad universitaria  
DBO - Demanda bioquímica de oxígeno  
Dp - Diámetro promedio  
DQO - Demanda química de oxígeno  
SPE - Sustancias poliméricas extracelulares  
MDI - Índice de dispersión de Morril  
NK - Nitrógeno Kjeldahl  
PHB - poli- $\beta$ -hidroxibutiratos  
PTAR - Planta de tratamiento de aguas residuales  
RTD - Distribución de tiempo de residencia  
SST - Sólidos suspendidos totales  
SSVLM - Sólidos suspendidos volumétricos de licor mezclado  
TRC - Tiempo de residencia celular  
TRH - Tiempo de residencia hidráulico  
U.S. EPA - United States Environmental Protection Agency  
WCPF- Water control pollution federation

## RESUMEN

Los filtros combinados (biofiltros) son reactores de biomasa fija en los cuales el material que compone el lecho filtrante atrapa los sólidos suspendidos en el agua residual y provee una superficie para el crecimiento de una biopelícula que degrada los nutrientes presentes en el agua residual. De los materiales de empaque usados, el tezontle ha demostrado brindar buenos resultados, debido a que tiene una gran área superficial específica, alta velocidad de colonización y, por ser un material inorgánico, es resistente al ataque microbiano, exhibe alta termoestabilidad y tiene buenas propiedades de flujo. El tamaño de partícula del lecho fijo donde se forma la biopelícula puede influir en el desempeño del biofiltro y en la frecuencia de retrolavado. Por ello es de suma importancia considerar lo anterior al diseñar un sistema de filtración combinada.

Este trabajo tuvo como objetivo evaluar el desempeño, a escala piloto, de un biofiltro aerobio empacado con tezontle, empleando dos diferentes tamaños de partícula de material filtrante para el tratamiento de agua residual municipal.

Para la realización del presente proyecto se utilizaron dos biofiltros a escala piloto instalados en la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria (UNAM). Cada reactor se empacó con diferente tamaño de partícula de tezontle rojo previamente tamizado y caracterizado. El diámetro promedio de las partículas utilizadas fue de 4.75 mm y 9.5 mm, con un área específica de 1952 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> y 442 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> respectivamente. En la etapa de arranque ambos filtros se alimentaron con agua residual municipal y se operaron con una carga orgánica volumétrica de 1.1 kgDQO/m<sup>3</sup>d (equivalente a 0.6 gDQO/m<sup>2</sup>d para el tezontle de 4.75 mm y de 2.5 gDQO/m<sup>2</sup>d para el tezontle de 9.5 mm) durante 80 días.

En pruebas experimentales a nivel laboratorio se determinó que la manera más adecuada de realizar la operación de retrolavado era por medio de pulsos de aire, junto con la alimentación de agua limpia. La frecuencia de los retrolavados se estableció con base en la pérdida de presión observada en los filtros piloto. Una vez estabilizado el sistema, ambos filtros se operaron con tres cargas orgánicas volumétricas, 1.1 kgDQO/m<sup>3</sup>d, 3.3 kgDQO/m<sup>3</sup>d y 10 kgDQO/m<sup>3</sup>d (equivalentes a 0.6, 1.7 y 5.1 gDQO/m<sup>2</sup>d para el tezontle de 4.75 mm, mientras que para el tezontle de 9.5 mm corresponden a 2.5, 7.5, y 22.6 gDQO/m<sup>2</sup>d). El experimento se inició alimentando la carga orgánica más baja y posteriormente se fue aumentando; cada carga orgánica se aplicó durante 5 semanas.

Se observó que la remoción de nutrientes varía inversamente proporcional a la carga orgánica en ambos reactores y en todas las condiciones experimentales, el reactor empacado con tezontle de 4.75 mm exhibió un mejor desempeño para el tratamiento de agua residual municipal. Las mayores remociones de macronutrientes se

obtuvieron con la carga orgánica de 1.1 kgDQO/m<sup>3</sup>d (0.6 gDQO/m<sup>2</sup> para el tezontle de 4.75 mm y 2.5 gDQO/m<sup>2</sup> para el tezontle de 9.5 mm). Bajo estas condiciones el reactor con partículas de 4.75 mm alcanzó remociones de 94% de DQO total, 87% de DQO disuelta, 97% de SST, 56% de N-NH<sub>4</sub> y 26% de P-PO<sub>4</sub>, mientras que el reactor con tezontle de 9.5 mm alcanzó remociones de 90% de DQO total, 80% de DQO disuelta, 96% de SST, 46% de N-NH<sub>4</sub> y 25% de P-PO<sub>4</sub>.

Se demostró que, el área específica asociada al tamaño de partícula del tezontle con el que se empacaron los reactores, tiene influencia sobre el desempeño del sistema, ya que el reactor empacado con partículas de 4.75 mm, en comparación con el reactor empacado con tezontle de 9.5 mm, alcanzó una mejor remoción de macro nutrientes y sólidos suspendidos en el agua residual municipal.

Para las tres cargas orgánicas aplicadas se realizaron pruebas de trazado y, en todos los casos, ambos reactores presentaron un TRH menor que el esperado, pero el TRH del biofiltro con mayor tamaño de partícula demostró tener una mayor desviación de la idealidad. También se observó que al aumentar el caudal de alimentación, la desviación del TRH incrementa.

## ABSTRACT

**Title:** "Municipal wastewater treatment in an aerobic biological filter using lava stone with two different particle sizes".

The biofilters are fixed biomass reactors, in which, the filter material traps suspended solids from the incoming wastewater and provides a surface for the growth of a biofilm that consumes the nutrients present in the wastewater. From the filter materials used worldwide, the tezontle (lava stone) has shown good results, because it presents a large surface area, high rate of colonization and, for being inorganic in essence, is resistant to microbial attack, exhibits high thermal stability and has good flow properties. The particle size of the fixed bed in which the biofilm is formed may influence the performance of the biofilter and the backwashing frequency. It is therefore of vital importance to consider the above to design a biofiltration system.

This study aimed to evaluate the performance of a pilot-scale aerobic biofilter packed with red tezontle (volcanic rock), using two different particle sizes of filter media for the treatment of municipal wastewater.

Two pilot-scale biofilters were installed at the National Autonomous University of Mexico's main campus wastewater treatment plant. Each reactor was packed with a different particle size of red tezontle, previously screened and characterized. The average particle diameter was 4.75 and 9.5 mm, and its surface area was 1952 and 442  $\text{m}^2/\text{m}^3$ , respectively. For the startup stage both filters were fed with municipal wastewater and were operated with a volumetric organic load of 1.1  $\text{kgDQO}/\text{m}^3\text{d}$  (0.6  $\text{gDQO}/\text{m}^2\text{d}$  for 4.75 mm lava stone and 2.5  $\text{gDQO}/\text{m}^2\text{d}$  for 9.5 mm lava stone) for 80 days.

In laboratory tests it was established that the most appropriate way of performing the backwashing operation was by means of air pulses together with clean water and, based on the pressure loss observed in the pilot filters, the backwashing frequency was established. Once stabilized the system, both filters were operated with three volumetric organic loads, 1.1  $\text{kgDQO}/\text{m}^3\text{d}$ , 3.3 and 10  $\text{kgDQO}/\text{m}^3\text{d}$   $\text{kgDQO}/\text{m}^3\text{d}$  (0.6, 1.7 and 5.1  $\text{gDQO}/\text{m}^2\text{d}$  for 4.75 mm lava stone, while 2.5, 7.5, and 22.6  $\text{gDQO}/\text{m}^2\text{d}$  for the 9.5 mm lava stone). The lowest organic load was used from the start-up of the filters and, later, it was increased. Each organic load was applied for 5 weeks.

It was observed that the nutrients removal of varied inversely to the organic load in both reactors and, during all experimental conditions, the reactor packed with 4.75 mm tezontle exhibited better performance for the treatment of municipal wastewater. Higher removals were obtained with the organic load of 1.1  $\text{kgDQO}/\text{m}^3\text{d}$ . Under

these conditions the reactor with 4.75 mm particles reached 94% total COD removal, 87% dissolved COD, 97% TSS, 56% N- NH<sub>4</sub> and 26% P-PO<sub>4</sub>, while the reactor with 9.5 mm tezontle removals reached 90% total COD, 80% dissolved COD, 96% TSS, 46% N-NH<sub>4</sub> and 25% P- PO<sub>4</sub>.

For the three organic loads applied tracer test were performed and in all cases both reactors showed a lower HRT than expected, but the biofilter with larger particle size showed a greater deviation from ideal behavior. It was also observed that with the increasing of the feed rate, the HRT deviation is higher.

**Keywords:** biofiltration performance, tezontle, particle size, wastewater treatment.



## 1 INTRODUCCIÓN

La creciente demanda de agua potable y la generación de aguas residuales, producto del aumento de la población mundial sobrepasan la capacidad de los sistemas de distribución de agua potable y los sistemas de tratamiento de aguas residuales. Como consecuencia directa los objetivos de las investigaciones recientes en el tratamiento de aguas residuales se enfocan en desarrollar sistemas de tratamiento con mayor eficiencia que los sistemas convencionales. Los procesos que emplean biopelícula han demostrado ser una posible alternativa debido a las ventajas que ofrecen comparados con los tratamientos convencionales, como es su fácil adaptación a un sistema de tratamiento ya establecido; fácil mantenimiento y gran estabilidad; buena tolerancia a variaciones de temperatura y carga orgánica (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999; Farabegoli *et al.*, 2009).

La filtración combinada o filtración con biopelícula es un tipo de filtro sumergido que cumple con dos funciones: el tratamiento biológico del agua residual y el tratamiento físico por medio de la filtración (Qiu *et al.*, 2007; Yu *et al.*, 2007). El filtro es empacado con algún material sólido que reúne ciertas características. A través de este se hace pasar la corriente de agua residual y se burbujea aire; con el tiempo se forma una biopelícula sobre la superficie del material de empaque y se cumple con los dos funciones de la filtración combinada. Una ventaja de los filtros combinados es que se requiere un espacio pequeño para su instalación, lo que podría facilitar su implantación en lugares con limitaciones de espacio (Moore *et al.*, 2001; Osorio, 2006).

A nivel mundial una gran variedad de materiales de empaque han sido probados, pero en la mayoría de los casos el material empleado para empaquetar los filtros combinados sigue siendo una limitante económica, por lo que investigar más a fondo el desempeño de materiales de bajo costo es de vital importancia. Con el uso de materiales económicamente accesibles y la optimización del proceso (en términos de los ciclos de retrolavado y la correcta aireación), esta tecnología podrá ser más competitiva contra los sistemas de tratamiento convencionales. La posibilidad de implementar estos sistemas, efectivos y de bajo costo, en pequeñas comunidades donde no se cuenta con tratamiento de aguas residuales, es una de las causas que motivaron la realización del presente trabajo.

### **1.1 Justificación**

Los filtros combinados (biofiltros) son una de las alternativas tecnológicas que se han utilizado exitosamente para el tratamiento de aguas residuales industriales y municipales principalmente en Europa (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999). Son reactores de biomasa fija, en los cuales, 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. Esta biopelícula de microorganismos adheridos a la superficie sólida del lecho filtrante degrada los macronutrientes presentes en el agua residual. La principal limitación de este tipo de reactores es: el riesgo de obstrucción del lecho (bloqueo o colmatación de los espacios vacíos). El costo puede ser alto debido principalmente al costo del material de soporte (Qiu *et al*, 2007; Farabegoli *et al*, 2009).

A nivel mundial una gran variedad de materiales han sido probados como lecho filtrante en filtros combinados, algunos de estos materiales tienen un elevado costo y su empleo encarece el proceso. Existen empresas internacionales que comercializan materiales diseñados específicamente para los procesos de filtración combinada y que, debido a los métodos de fabricación, su costo es elevado. Esta es una de las causas por las que los procesos de filtración combinada no han sido ampliamente utilizados. Por ello, alternativas más económicas y que cumplen con una serie de características son preferidas por encima de materiales de alta tecnología.

Entre los materiales probados, el tezontle ha demostrado brindar buenos resultados, ya que gracias a su elevada área superficial específica y la afinidad de las bacterias por el tezontle, tiene una alta velocidad de colonización y al ser un material inorgánico es resistente al ataque microbiano, exhibe alta termoestabilidad y tiene buenas propiedades de flujo (Ojeda y Buitrón, 2001). Bajo las diferentes condiciones de trabajo que diversos autores han usado, el tezontle ha demostrado ser un medio de soporte adecuado para el tratamiento de agua residual en biofiltros (Marmolejo, 1986; Valdivia, 1998; Millán, 2001; Álvarez, 2006 y Piña, 2007).

Uno de los problemas que se pueden presentar en este tipo de sistemas de filtración, es la inadecuada selección del tamaño de partícula del lecho filtrante, ya que si se emplea un tamaño de partícula menor al adecuado, el flujo del agua se dificultará y consecuentemente se tendrá una caída de presión alta. Por el contrario si el tamaño de partícula es mayor al adecuado, entonces, el sistema no brindará la máxima eficiencia que podría alcanzar. Además, la rugosidad, la porosidad y el tamaño de partícula del lecho fijo donde se forma la biopelícula puede influir en la formación de la misma. Por ello es de suma importancia considerar lo anterior al diseñar un sistema de filtración combinada.

## **1.2 Objetivo general**

Evaluar el desempeño a escala piloto de un biofiltro aerobio empacado con tezontle empleando dos diferentes tamaños de partícula de material filtrante para el tratamiento de agua residual municipal.

## **1.3 Alcances**

- Utilizando agua residual municipal se determinará experimentalmente, a escala piloto, la efectividad de un filtro combinado aerobio empacado con tezontle rojo.
- Determinar los efectos de la variación del tamaño de partícula del lecho filtrante en el tratamiento de agua residual municipal.
- Determinar el tamaño de partícula del lecho fijo más apropiado para este proceso.
- Evaluar el comportamiento de un filtro combinado aerobio operando a diferentes cargas orgánicas para encontrar el intervalo de operación más adecuado para este sistema.

## 2 ANTECEDENTES

La filtración consiste en hacer fluir el agua a través de un medio filtrante. En las plantas de tratamiento de aguas residuales el objetivo básico de la filtración es separar las partículas y microorganismos que no han sido retenidos en los procesos previos. Al emplear la filtración en plantas de tratamiento de aguas residuales se ha observado que, debido a la presencia de macro-nutrientes en el agua, alrededor de la superficie de las partículas que componen el lecho filtrante se forma una biopelícula de microorganismos capaces de degradar el material orgánico disuelto (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999; Cohen, 2000; Moore *et al.*, 2001; Yu *et al.*, 2001; Millán, 2005).

### 2.1 Filtración combinada

Hace aproximadamente 25 años se desarrolló un proceso físico-biológico para el tratamiento de agua residual; el cual, se basa en la filtración del agua residual a través de un medio granular sobre el que se forma una biopelícula; este proceso se conoce como filtración combinada. Los sólidos suspendidos son atrapados por el lecho filtrante y el desarrollo de la biopelícula permite disminuir la cantidad de material orgánico disuelto en el agua (Rogalla y Sibony, 1992; Pujol, 1992).

Los filtros combinados o filtros biológicos aireados (BAF por sus siglas en inglés) constan de tres fases: una fase sólida que sirve como medio de soporte para el crecimiento microbiano, una fase líquida en la cual el material de soporte se encuentra sumergido y una fase gaseosa originada por la entrada de aire al sistema (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999).

Qiu *et al.*, (2007) definen un BAF como un novedoso, flexible y efectivo bio-reactor que requiere poco espacio para su implementación y es una opción en varias etapas del proceso de tratamiento de aguas residuales. Algunas ventajas de estos sistemas son la poca generación de olores, su construcción modular y operación automatizada. Son una prometedora opción tecnológica para el tratamiento y reúso descentralizado de agua residual, ya que combinan la remoción de materia orgánica, sólidos suspendidos y nitrógeno amoniacal en un reactor de una sola unidad. Pueden ser utilizados en las etapas de tratamiento secundario o terciario.

En los filtros combinados, mediante los procesos biológicos, que generalmente pertenecen a un nivel secundario de tratamiento, se realiza la remoción de sólidos disueltos no sedimentables y la estabilización de materia orgánica por medio de la actividad de los microorganismos. Estos reactores dependen de la tendencia natural de las poblaciones microbianas mixtas para adherirse a las superficies y formar la biopelícula (Iwai y Kitao, 1994). En este tipo de filtros el medio de soporte está fijo y sin ningún movimiento. Pueden ser empacados con materiales plásticos y cerámicos como tubos, esferas u otros materiales con superficies específicas de varias decenas a centenas de  $m^2/m^3$ . Son similares a los filtros percoladores pero, a diferencia de éstos, es indispensable el empleo de aireación artificial para abastecer de oxígeno a los microorganismos que forman la película biológica (Millán, 2005).

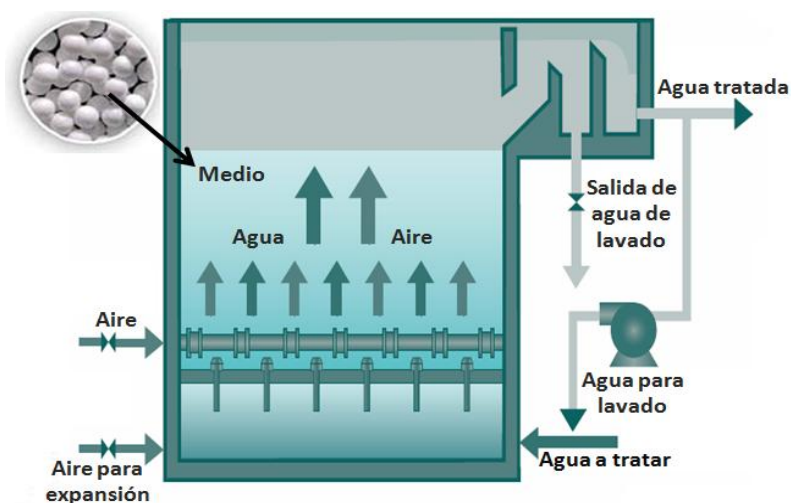
Dependiendo del objetivo del tratamiento, los filtros combinados pueden ser operados como un sistema anaerobio o se puede inyectar aire a presión para oxigenar el medio y permitir el desarrollo de microorganismos aerobios y facultativos (González *et al.*, 2006). La modificación de los reactores, utilizando una zona anóxica también permite la desnitrificación y la remoción de fosfatos (Wang *et al.*, 2006).

Los sistemas BAF pueden ser diseñados con dos configuraciones, en flujo ascendente o flujo descendente. El agua pasa 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 2.1).

Para los BAF de flujo ascendente el influente es introducido en la base del filtro y fluye en co-corriente con aire, mientras que para los BAF de flujo descendente, el influente se alimenta por la parte superior y fluye en contracorriente con aire. Generalmente, a nivel mundial el BAF de flujo ascendente es el más aplicado en el tratamiento de aguas residuales, pero presenta algunas dificultades para remoción de amonio. En contraste, el BAF de flujo descendente tiene la capacidad de soportar mayores caudales de entrada, tiene un ciclo de operación más grande y puede minimizar problemas de olores. El BAF de flujo descendente también ofrece una ventaja en cuanto a mejor mezclado y mayor tiempo de contacto del aire y el agua

residual que conlleva a una mayor transferencia de oxígeno y biodegradación en la parte inferior del filtro (Hasan *et al.*, 2009).

Un BAF con suficiente suministro de aire tendrá buenas condiciones para el crecimiento de biopelículas nitrificantes y la remoción de amonio. Si el volumen de aireación es más alto que el requerido, la biopelícula nitrificante que se ha desarrollado se erosionará y saldrá del sistema junto con el efluente. Un volumen bajo de aireación o un bajo contenido de oxígeno disuelto en el sistema puede afectar la tasa específica de crecimiento de la biopelícula nitrificante. Básicamente la concentración de oxígeno disuelto para el crecimiento de biopelículas nitrificantes es de 2-3 mg/L (Hasan *et al.*, 2009).



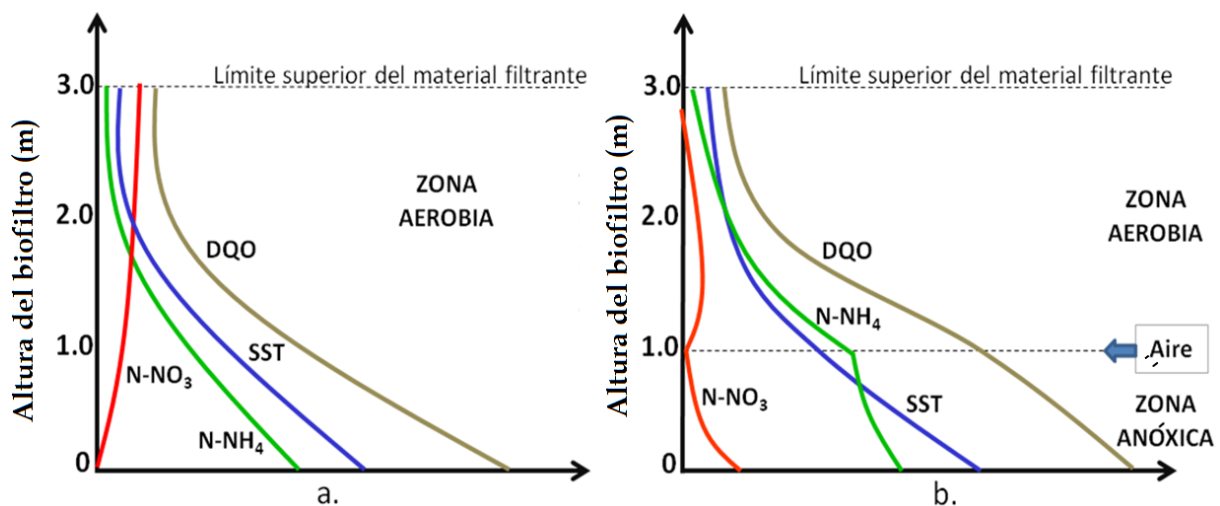
**Figura 2.1.** Diagrama básico del funcionamiento de un filtro biológico aireado *Fuente:* BIOFOR® - Infilco - Degrémont, 2010.

Conforme las partículas sólidas contenidas en el agua son retenidas y la biopelícula se desarrolla, los espacios libres se reducen, aumenta la resistencia al flujo del agua causando una pérdida de presión y reduciendo la velocidad de filtración. Consecuentemente, es necesario aplicar retrolavados de manera periódica para promover la regeneración de la biopelícula y el arrastre de las partículas que hayan sido retenidas (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999).

Los filtros biológicos pueden usarse al final de un proceso de tratamiento de agua residual como un proceso de mejoramiento del efluente secundario o efluente terciario; como un proceso intermedio para preparar el agua residual antes de entrar a un tratamiento avanzado o como proceso único. La eliminación de sólidos en un filtro biológico se lleva a cabo principalmente por filtración y depende de las propiedades de los sólidos capturados (tamaño y reactividad), el medio filtrante utilizado, la estructura de la biopelícula y las características hidráulicas de los reactores empleados (Millán, 2005; Qiu *et al.*, 2007).

En la figura 2.2 se muestra el comportamiento de los nutrientes en un filtro biológico aerobio. Donde el punto 0 es el fondo del reactor y el 3.0 la parte superior del material filtrante. Se puede observar que el filtro posee un comportamiento similar a un reactor de flujo pistón, ya que las concentraciones de contaminantes varían a medida que se avanza en la altura del filtro. Bajo condiciones aerobias se logra la remoción de la materia orgánica y la nitrificación. Pueden modificarse las condiciones del filtro con el fin de lograr la remoción de nutrientes. Para establecer una zona anóxica se incorpora la aireación a una altura determinada del filtro y por medio de recirculación del agua tratada es posible reducir significativamente el contenido de nitratos.

La eficiencia de remoción de amoníaco puede incrementarse al controlar la actividad de las bacterias nitrificantes, mediante el espesor de la biopelícula en el BAF. Un espesor de biopelícula de 15 a 25  $\mu\text{m}$  es suficiente para la remoción óptima de amonio (Hasan *et al.*, 2009).



**Figura 2.2.** Perfiles de concentración de nutrientes en un filtro biológico aerobio con soporte poroso. a) Filtro en una etapa b) Filtro en dos etapas y recirculación del agua tratada. *Fuente:* modificado de González-Martínez, 2007.

Los filtros combinados presentan ventajas en comparación con los sistemas de lodos activados, ya que son más estables, tienen cargas volumétricas mayores y por lo tanto los reactores pueden ser más compactos, lo anterior debido a que poseen mayor concentración de biomasa y mayores velocidades de remoción. Los sólidos son atrapados en el filtro, por lo cual una etapa de sedimentación no es necesaria y por lo tanto los problemas asociados a dicha operación pueden ser evitados (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999; Farabegoli *et al.*, 2009).

En un filtro combinado, un contacto uniforme y efectivo entre el sustrato y la biomasa es de gran importancia en el desempeño y comportamiento del reactor. El conocimiento previo del grado de mezclado y el patrón de flujo al interior del reactor es vital para la evaluación de su desempeño (Fatihah, 2008).

Desviaciones de la idealidad del reactor de flujo pistón y de un tanque completamente mezclado pueden ser causadas por la canalización del fluido o por la presencia de regiones de movimiento lento en el tanque debido a recirculación o estancamiento. El espacio muerto, tanto hidráulico como biológico, produce un efecto similar al cortocircuito en donde el tiempo de residencia efectivo decrece, lo que puede afectar la eficiencia de remoción de los reactores. La “no idealidad” del flujo de los fluidos en los reactores continuos puede ser evaluada a partir de la información del tiempo de residencia analizada por medio de pruebas de trazado (Fatihah, 2008).

La carga orgánica aplicada al sistema de tratamiento es muy importante debido a que el comportamiento de las poblaciones bacterianas es afectado directamente por las variaciones de la cantidad de sustrato suministrada y consecuentemente la remoción de nutrientes del agua residual aumenta o disminuye según sea el caso.

Al incrementar la carga orgánica, la tasa de consumo de oxígeno aumenta hasta llegar a un punto en el cual la transferencia de oxígeno se vuelve limitante para la eliminación de contaminantes, arriba de 31 gDBO/m<sup>2</sup>\*d, (Valdivia, 1998).

## **2.2 Consideraciones para diseñar BAF a escala piloto**

Los costos de construcción y la flexibilidad son fuertemente afectados por el tamaño de los filtros piloto. Los costos de instrumentación de las instalaciones de filtros piloto aumentan proporcionalmente al cuadrado del diámetro del filtro piloto. Por lo anterior es fuertemente preferible construir los filtros piloto lo más pequeños posible. Pero opuesto a esto, está la necesidad de que los datos obtenidos reflejen el desempeño a gran escala (Lang *et al.*, 1993).

La pérdida de presión requerida para mantener un determinado flujo a través de un lecho granular está determinada por la geometría del material de empaque, es decir, el diámetro efectivo de partícula, la forma, la distribución de tamaños, la viscosidad del fluido, la profundidad del lecho filtrante, la porosidad y la relación de diámetros entre las partículas y la columna (Lang *et al.*, 1993).

Algunos investigadores han sugerido una relación óptima de 50 veces o mayor entre el diámetro del filtro y el diámetro medio de las partículas de empaque; el objetivo de establecer dicha relación es evitar que los “efectos de pared” sean significativos y los datos obtenidos a escala piloto puedan ser usados para el correcto escalamiento del proceso (Mann y Stephenson, 1997; Moore *et al.*, 2001).



Lang *et al.* (1993) probaron relaciones de diámetro desde 26 hasta 189 y concluyeron que cuando la relación de diámetros era mayor a 50, los efectos eran despreciables. Sin embargo, también concluyeron que cualquiera de los filtros en el rango de tamaños probados es apropiado para el escalamiento de la pérdida de presión. De los filtros que usaron para su experimentación, no encontraron ninguna indicación de proporción entre los efectos de pared y los datos de turbiedad. Es importante resaltar que en las relaciones de diámetro que probaron, las perturbaciones en los resultados de desempeño fueron menores a 5%. Sin embargo, en una planta piloto una perturbación de 5% en los resultados de desempeño estacional de los efectos causados por la relación de diámetros, no será suficientemente grande como para afectar el diseño de una planta a gran escala para la remoción de turbiedad o la duración de las corridas de filtración.

Hasan *et al.* (2009) realizaron una revisión y análisis de las publicaciones existentes referentes a los BAF. Los resultados obtenidos mostraron que las dimensiones de un BAF con una relación H/D de 8 a 22 tiene una buena remoción de DQO (80 a 90%).

### **2.3 Filtros combinados a nivel mundial**

La mayoría de las plantas de filtros combinados se sitúan en áreas altamente pobladas, en asentamientos turísticos o en áreas montañosas y costeras. Las primeras plantas de gran escala se construyeron a principios de los 80. En 1992 había aproximadamente 50 plantas en el mundo. Estas plantas se localizaban principalmente en los Estados Unidos, Canadá, Japón y varios países europeos (Osorio y Hontoria, 2001).

En China, el primer sistema de filtros combinados fue introducido en Dalian en el año de 1996. Hasta el día de hoy una cantidad considerable de plantas de tratamiento de aguas residuales se han implementado en Shenyang, Jinan, Xinhui y otras ciudades de China (Qiu *et al.*, 2007).

Algunas plantas nuevas para el tratamiento de aguas residuales han preferido emplear BAF, en vez de otros procesos secundarios o terciarios. Debido a su confiabilidad para obtener efluentes que cumplen con la calidad requerida. Los BAF han sido considerados como una alternativa viable a los procesos convencionales de lodos activados para el tratamiento de algunas aguas residuales municipales en Canadá. Los BAF han sido utilizados después de los reactores de digestión anaerobia de lodos con flujo ascendente, resultando en un sistema compacto, eficiente y de bajo consumo de energía que puede ser una solución para el tratamiento de agua residual doméstica en las áreas metropolitanas de Brasil (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999).

La adaptabilidad de los BAF y el poco espacio que requieren para su instalación permiten ser usados en mejorar sistemas ya establecidos, especialmente en lugares donde se tiene espacio limitado para expansiones. Además, su diseño compacto y la habilidad para ocultar las plantas de filtros combinados bajo tierra los hace ideales para lugares ambientalmente sensibles, como las áreas costeras. La gran calidad que se puede alcanzar en los efluentes al utilizar filtros combinados ha permitido la efectiva recuperación y reúso de agua doméstica en algunas construcciones.

Debido al bajo volumen de agua tratada y los bajos costos asociados, los filtros combinados han sido usados como parte de pequeñas plantas paquete ya que se ha probado que son rentables, fácil y económicos de construir, mantener y operar. El diseño de filtros combinados aerobios ha alcanzado un punto donde el concepto básico es bien comprendido, pero mayor optimización es necesaria para que el proceso sea competitivo en más situaciones contra las soluciones tradicionales (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999.)

El proceso BIOFOR es uno de los procesos de filtración combinada más conocidos a nivel mundial. El proceso nace como una modificación del sistema de filtros percoladores clásicos en 1980, por la compañía Degrémont, patentado con el nombre de BIOFOR. El sistema consiste en un lecho de un material sintético granular llamado Biolite constituido por sílico-aluminatos de hierro (figura 2.3). El diámetro de las partículas está entre 1.5 y 3.0 mm y su área superficial específica es de 1500 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> (Millán, 2005).



**Figura 2.3.** Biolite - material de empaque para el proceso BIOFOR®.

Durante la operación para reducción de la DBO soluble, el agua residual asciende a través del lecho al mismo tiempo que una corriente de aire es introducida para que las burbujas de aire atraviesen el lecho filtrante suministrando oxígeno a los microorganismos. Sobre las partículas de Biolite se desarrolla una biopelícula responsable del consumo de la DBO. En la tabla 2.1 se muestran los valores de tasa de filtración y la carga que puede manejar el proceso BIOFOR.

**Tabla 2.1.** Desempeño del sistema BIOFOR® (Infilco Degremont Inc., 2011-a).

Aplicación	Desempeño	
Remoción DBO	Tasa de filtración	3 - 16 $\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$
	Carga	2 - 8 $\text{kgDBO}/\text{m}^3\cdot\text{d}$
Nitrificación	Tasa de filtración	3 - 16 $\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$
	Carga	0.5 - 2.0 $\text{kgN-NH}_4/\text{m}^3\cdot\text{d}$
Pre-desnitrificación	Tasa de filtración	10 - 35 $\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$
	Carga	3 - 7 $\text{kgN-NO}_3/\text{m}^3\cdot\text{d}$
Post-desnitrificación	Tasa de filtración	10 - 30 $\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$
	Carga eliminada	1 - 1.5 $\text{kgN-NO}_3/\text{m}^3\cdot\text{d}$

Como resultado de la acumulación del material filtrado ocurre una obstrucción del lecho, generalmente después de unos días de operación. Esto puede verificarse registrando la pérdida de carga en el filtro. Cuando esto ocurre, la operación ordinaria del filtro se interrumpe y se cambia a una operación de retrolavado. Se bombea agua de lavado ascendente a través del lecho y la biomasa es arrastrada y separada posteriormente por sedimentación.

Una planta de aguas residuales con BIOFOR debe estar provista de un conjunto de filtros, de tal modo que cuando un cierto número de ellos está en fase de operación normal, otros están en fase de retrolavado (Pujol, 2000). Existen aproximadamente 1200 filtros BIOFOR, colocados en 130 instalaciones alrededor del mundo algunos utilizados para tratamiento secundario y otros que proporcionan tratamiento terciario (Degremont, 2012).

Adicionalmente al BIOFOR, existen otros sistemas patentados como Biocarbón, Biostyr y B2A. Estos procesos nuevos para el tratamiento de aguas residuales fueron desarrollados por la compañía Omnium de traitement et de valorisation (OTV) después de varios años de experiencia con filtros biológicos aireados en el centro de investigación Maisons-Laffitte. En la actualidad hay alrededor de cien plantas de sistemas Biocarbón que son filtros de flujo descendente que pueden utilizarse para remover materia carbonosa, nitrificar y desnitrificar. Existe también otra centena de sistemas Biostyr que son filtros de flujo ascendente. Existen además ejemplos de patentes de compañías más pequeñas como el Biobead de Brightwater Engineering Ltd. que utilizan exitosamente el mismo principio de filtración combinada (Millán, 2005).

## 2.4 Características del medio filtrante

El material de empaque en los filtros combinados influye directamente sobre las características hidráulicas y la transferencia de oxígeno y sustrato (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999). Además, las características del material filtrante y la

altura de la sección empacada afectan de manera significativa la inversión inicial y los costos de operación. La selección de un material filtrante apropiado es de gran importancia en el diseño y operación del proceso para poder alcanzar los estándares deseados en el efluente (Farabegoli *et al.*, 2009).

Diversas investigaciones indican que un medio filtrante adecuado debe satisfacer la mayoría de las siguientes condiciones (Iwai y Kitao, 1994; Humby y Fitzpatrick, 1996; Fitzpatrick, 1998; Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999; Moore *et al.*, 2001; Cohen, 2006):

- 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 (Gonzalez *et al.*, 2006).

El tamaño de partícula de lecho filtrante afecta la eficiencia del tratamiento en términos de remoción física de sólidos y superficie disponible para el crecimiento de biopelícula. El uso de material de empaque grande (mayor a 6 mm) causa una reducción en la remoción de nutrientes y sólidos, debido a los grandes espacios vacíos y reducida superficie disponible para el crecimiento de biopelículas. Aunque usar material granular grande reduce los requerimientos de retrolavado, brindando una reducción en los costos de operación (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999).

Si se usa un tamaño pequeño de partícula de lecho filtrante (menor a 3 mm) se permite una mejor filtración y se proporciona una mayor superficie para el crecimiento de la biopelícula, aunque se requieren retrolavados más vigorosos y frecuentes. Por ello se ha sugerido que los tamaños de partícula grandes (mayores a 6 mm) deben ser utilizados para pre-tratamiento de influentes, partículas de tamaño

medio (3-6 mm) para tratamiento general y partículas finas (menores a 3 mm) para pulimento del efluente (Moore *et al.*, 2001).

La forma del material también afectará el desempeño del reactor. Se ha encontrado que el uso de partículas irregulares, en comparación con partículas esféricas, incrementa el desempeño de los filtros combinados. Superficies irregulares en comparación con superficies lisas proveen más sitios donde la biopelícula se puede adherir, produciendo biopelículas más estables (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999).

El tamaño de partícula del medio filtrante determina la carga hidráulica máxima que puede ser aplicada al sistema. Medios filtrantes compuestos de partículas pequeñas ofrecen mayor área superficial específica por unidad de volumen para la formación de biopelículas reduciendo el volumen del biofiltro; sin embargo, se ha encontrado que al disminuir el tamaño de partícula del medio se mejora la capacidad de tratamiento del sistema en cuanto a la remoción de contaminantes pero aumentan los requerimientos de retrolavado del mismo debido a que el medio tiende a colmatarse rápidamente por los sólidos contenidos en el agua residual cruda y al crecimiento de la película biológica ya que la porosidad del medio filtrante es menor (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”; es decir, cuando 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. Además, una gran porosidad reduce la cantidad de material empleado en la construcción del filtro resultando en menores costos. 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.

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).

Wang y Wu (2011) usaron ceramsite (arena de fundición de cerámica) como material de empaque de un BAF y la porosidad del material de empaque era de 31%.

Wang *et al.* (2006) utilizaron roca de lava (tezontle) como material de empaque para un BAF y la porosidad del material que emplearon fue de 62.5%. La roca de lava o tezontle es un tipo de roca natural formada por el enfriamiento y solidificación de roca fundida proveniente de erupciones volcánicas. Su alta porosidad es resultado del rápido enfriamiento del magma con una gran cantidad de gas disuelto.

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 con 0.93 mmolINT/d; los resultados fueron obtenidos mediante la prueba de actividad deshidrogenasa por medio del INT o parayodo-tetrafenilformazan. 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.

## 2.5 Carga orgánica

La carga orgánica se define como la cantidad de sustrato que ingresa al sistema por unidad de tiempo (Metcalf y Eddy, 2003). Este parámetro es el más usado en el diseño de BAFs y es frecuentemente empleado para comparar los diversos reactores de filtración combinada entre sí, a pesar de no basarse en el contenido de biomasa activa en el reactor (Álvarez, 2006).

La carga orgánica volumétrica se define por la ecuación 1:

$$CO_V = \frac{(Q \cdot S_o)}{V} \quad (1)$$

donde

$CO_V$  = Carga orgánica volumétrica (kg DQO/m<sup>3</sup> d)

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

$S_o$  = DQO<sub>total</sub> 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 es posible medir con cierta precisión la superficie de crecimiento de la biopelícula (Álvarez, 2006). En comparación con la carga orgánica volumétrica, la carga orgánica superficial puede considerarse como una variable que describe mejor la capacidad de un BAF para degradar los compuestos presentes en un agua residual. Debido a que el área superficial específica de las partículas que componen el lecho filtrante está

directamente relacionada con la cantidad de biomasa activa en el reactor. En la ecuación 2 se define la carga orgánica superficial:

$$CO_s = \frac{(Q \cdot S_o)}{(V \cdot A)} \quad (2)$$

donde

$CO_s$  = Carga orgánica superficial (gDQO/m<sup>2</sup> d)

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

$S_o$  = DQO<sub>total</sub> en el influente (g/m<sup>3</sup>)

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

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

En la tabla 2.2 se puede observar los valores de carga orgánica empleados por diferentes investigadores en pruebas experimentales y para la operación de sistemas comerciales de filtración combinada son variados (1 a 16 kgDQO/m<sup>3</sup>d). Es necesario resaltar que no siempre es posible conocer la carga orgánica superficial debido a que los autores no mencionan el área específica del empaque empleado y la comparación entre dos sistemas BAF solo por la carga orgánica volumétrica puede llegar dar una falsa apreciación del desempeño de los mismos.

**Tabla 2.2.** Cargas orgánicas empleadas por algunas empresas y autores ( $CO_v$  = carga orgánica volumétrica,  $CO_s$  = carga orgánica superficial).

Autor o empresa	Área específica (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	CO v min. $\frac{\text{kgDQO}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$	CO v máx. $\frac{\text{kgDQO}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$	COs min. $\frac{\text{gDQO}}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$	COs máx. $\frac{\text{gDQO}}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$
Moore <i>et al.</i> , 2001	----	4.4	13.7	----	----
Osorio y Hontoria, 2001	----	3.8	5.5	----	----
Millán, 2005	390	0.8	2.7	2.1	6.9
Valdivia, 2005	183	1.6	6.8	8.0	37.2
OTV - BIOCARBONE, 2007	----	5.0	10.0	----	----
Yu, <i>et al.</i> , 2008	----	1.0	4.9	----	----
Degrémont - BIOFOR, 2011-a	1500	4.0	16.0	2.6	10.6

Millán (2005) investigó los efectos de la carga orgánica en un BAF, el reactor utilizado para su experimentación fue alimentado con agua residual municipal proveniente de la planta de tratamiento de aguas residuales (PTAR) de Ciudad Universitaria y concluyó que:

- La remoción de la DQO se comporta de manera inversa a la carga orgánica. Es decir, la actividad microbiana se ve favorecida por tiempos de retención mayores. Con una carga orgánica volumétrica de  $0.8 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$  obtuvo una remoción de 87% y para una carga orgánica volumétrica de  $1.6 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$  alcanzó una remoción de 60%.
- Independientemente de la DQO contenida en el influente, para cargas orgánicas bajas, la DQO total alcanza valores constantes antes de llegar a la salida del filtro.
- A medida que aumenta la carga orgánica, la remoción de SST disminuye. Para cargas orgánicas bajas la remoción de SST fue entre 80 y 95%, mientras que para las cargas orgánicas altas la remoción fue de 65 a 85%.
- Los procesos de nitrificación se favorecen con cargas orgánicas bajas. La mayor remoción de nitrógeno amoniacal la obtuvo con la carga orgánica más baja de  $0.77 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$  y la menor remoción alcanzada correspondió con la carga orgánica más alta de  $1.9 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$ . La producción de nitratos es claramente mayor a menores cargas orgánicas.

## 2.6 Retrolavado

Debido a la colmatación del lecho, ya sea por acumulación de sólidos atrapados por el lecho o por el aumento del espesor de la biopelícula, es inevitable la reducción paulatina de la cantidad y calidad del efluente, por lo cual se hace indispensable la aplicación de retrolavados periódicos como parte de la operación del filtro biológico. 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 (Gonzalez *et al.*, 2006).

Inicialmente el retrolavado de los filtros biológicos se realizaba sólo con agua, con una expansión entre el 20 y el 50% del lecho filtrante. 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 (Humby y Fitzpatrick, 1996).

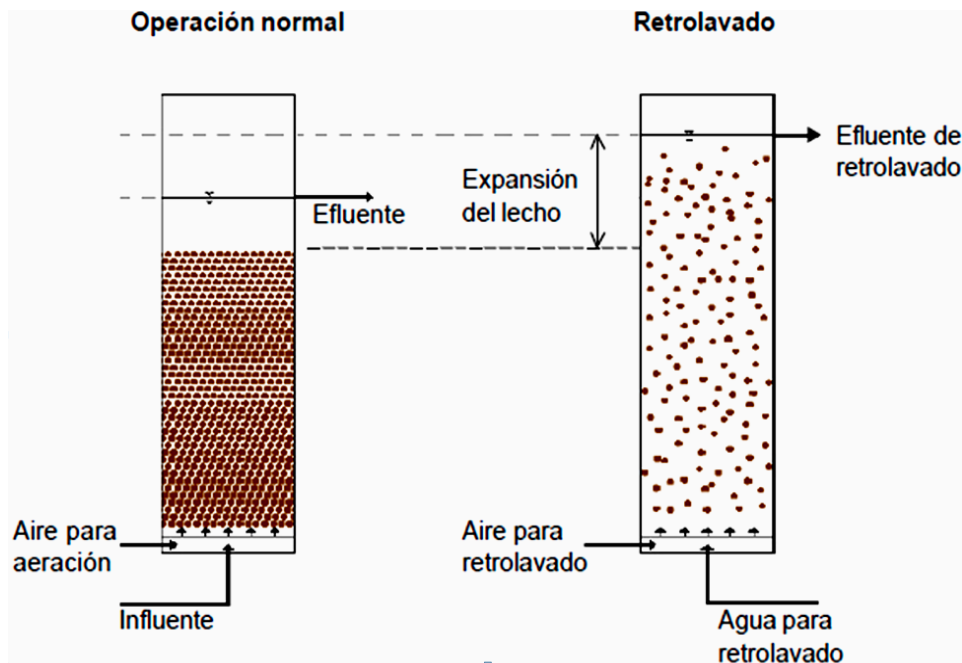
Un lavado deficiente es el origen de muchos de los problemas que se presentan en los filtros, debido a que el lavado es incapaz de:



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

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

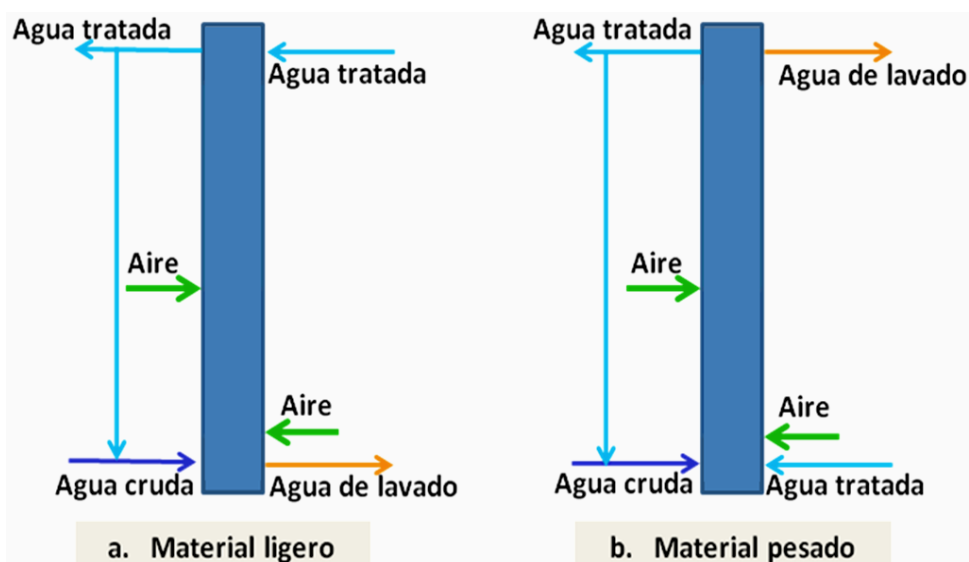
Se ha comprobado que el régimen más efectivo de retrolavado que se logra es utilizando aire combinado con agua; se realiza una expansión del lecho al introducir aire mediante difusores colocados en el fondo del filtro. Una vez expandido y sin suspender la alimentación del aire, se introduce agua para arrastrar el exceso de biopelícula (Humby y Fitzpatrick, 1996) (figura 2.4). El aire produce mezcla intensa que permite el desprendimiento del material adherido al medio filtrante. El lavado debe hacerse cada vez que la caída de presión alcance un límite establecido (Millán, 2005).



**Figura 2.4.** Expansión del lecho filtrante en el retrolavado (Millán, 2005).

El utilizar aire y agua simultáneamente evita que se formen zonas muertas. Las partículas del medio se mueven en forma circular de la base a lo alto del lecho. Para el lavado es necesario definir los gastos del aire y el agua, la expansión del lecho y la duración del retrolavado. Por otra parte, durante el lavado puede haber pérdidas del medio filtrante por la violenta agitación que se produce (Álvarez, 2006).

La figura 2.5 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 éste flota y el retrolavado se lleva a cabo de la manera que se muestra en la figura 2.5a. 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 (ver Figura 2.5b).



**Figura 2.5.** Operación normal y retrolavado de filtros biológicos *Fuente: González-Martínez, 2007.*

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

El retrolavado es el paso clave para mantener un alto desempeño en el proceso de filtración biológica aireada. Es importante considerar el efecto que tienen los retrolavados sobre las poblaciones microbianas del sistema y el tiempo necesario para que éstas se recuperen. Se debe recordar que las bacterias nitrificantes tienen una cinética más lenta en comparación con las bacterias heterótrofas que remueven materia orgánica y por lo tanto, cuando se realiza la operación de retrolavado, las colonias de bacterias nitrificantes necesitan un mayor lapso de tiempo para recuperarse y alcanzar el porcentaje de nitrificación que poseían antes del retrolavado (Li *et al.*, 2011).

Es esencial realizar estudios piloto de retrolavado para el diseño de filtros. Como se había mencionado, el uso de partículas de mayor tamaño en el lecho filtrante, permite corridas de filtración más largas, pero requiere de altas velocidades de retrolavado, esto limita las aplicaciones de diseño (Álvarez, 2006).

## 2.7 Pruebas de trazado

Para conocer el tiempo de retención hidráulico efectivo de un reactor bajo las condiciones reales de operación, lo más simple y eficaz es llevar a cabo una prueba de trazado, dicha prueba consiste en introducir una sustancia, denominada trazador, en la entrada del influente al reactor y posteriormente cuantificar la presencia del trazador en el efluente.

El tiempo que tarda el trazador en aparecer en el efluente se determina colectando una serie de muestras para un periodo de tiempo o realizando mediciones en continuo usando métodos instrumentales. El método usado para introducir el trazador determina el tipo de respuesta observada en el efluente. Existen dos formas de ingresar el trazador al sistema por evaluar: el primer método consiste en la inyección de una cantidad determinada de trazador (algunas veces se refieren a esta inyección como pulso) durante un periodo corto de tiempo; en este método es importante mantener el tiempo de inyección mucho menor que el TRH esperado (Metcalf y Eddy, 2003). En el segundo método una alimentación continua de trazador se introduce al sistema hasta que la concentración del efluente iguala la concentración del influente. Otra curva de respuesta puede ser medida después de que la inyección de trazador ha terminado y el trazador ha sido purgado del reactor (Metcalf y Eddy, 2003).

Una gran variedad de colorantes y compuestos químicos han sido empleados para llevar a cabo pruebas de trazado por ejemplo: cloruro de litio, permanganato de potasio, rodamina, cloruro de sodio, verde de bromocresol, eosina y azul dextrano (Metcalf y Eddy, 2003). Pero, hay ciertas características que debe reunir un trazador para poder ser utilizado con dicho fin. Las características más importantes son:

- No se debe absorber o reaccionar con las partículas del agua residual, ni con las superficies expuestas del reactor.
- No debe afectar el flujo (debe tener esencialmente la misma densidad que el agua al diluirse).
- La difusión molecular del trazador en el material de empaque debe de ser baja
- La cuantificación del trazador debe ser posible por métodos convencionales.

En las pruebas de trazado donde la alimentación es por medio de un pulso, para estandarizar el análisis de las curvas de concentración de salida respecto al tiempo,

las mediciones de concentración se normalizan dividiendo los valores de concentración entre una función apropiada, de tal manera que el área bajo la curva es igual a 1. Las curvas normalizadas son mejor conocidas como: curvas de distribución de tiempo de residencia (RTD por sus siglas en inglés). Cuando se usa un pulso para la adición del trazador, el área debajo de la curva normalizada se conoce como una curva E (también conocida como la curva de edad de salida). La característica más importante de una curva E es que el área debajo de la curva es igual a 1, como se define en la ecuación 3 (Metcalf y Eddy, 2003):

$$\int_0^{\infty} E t dt = 1 \quad (3)$$

Donde  $E(t)$  es la función de distribución de tiempo de residencia. El valor de  $E(t)$  se relaciona con el valor de  $C(t)$  como se muestra en la ecuación 4:

$$E t = \frac{C(t)}{\int_0^{\infty} C t dt} \quad (4)$$

El término de la integral en el denominador de la ecuación (4) corresponde al área debajo de la curva de concentración contra tiempo. Aplicando la ecuación (4) para la expresión correspondiente a un reactor completamente mezclado, la curva de edad de salida  $E(t)$  se obtiene según la ecuación 5:

$$E t = \frac{C(t)}{\int_0^{\infty} C t dt} = \frac{C_0 e^{-t/\tau}}{\int_0^{\infty} C_0 e^{-t/\tau}} = \frac{e^{-t/\tau}}{\tau} \quad (5)$$

Y el valor correspondiente basado en el tiempo normalizado  $\theta=t/\tau$  es:

$$E \theta = \tau E t = e^{-\theta} \quad (6)$$

El tiempo medio de residencia para la curva  $E(t)$ , dado por la ecuación (6), puede ser derivado al aplicar la ecuación 7:

$$t_c = \frac{\int_0^{\infty} t C t dt}{\int_0^{\infty} C t dt} \quad (7)$$

Donde  $t_c$  = tiempo de residencia medio derivado de la curva de trazado,  
 $t$  = tiempo  
 $C(t)$  = concentración del trazador al tiempo  $t$

La expresión resultante es la ecuación 8:

$$t_m = \frac{\int_0^{\infty} t E t dt}{\int_0^{\infty} E t dt} = \int_0^{\infty} t E t dt \quad (8)$$

De una manera similar, cuando se usa una alimentación continua, la curva de concentración normalizada se conoce como distribución de tiempo de residencia acumulativo y se designa como la curva F. La curva F se define como:

$$F(t) = \int_0^t E(t) dt \quad (9)$$

Donde  $F(t)$  es la función de distribución de tiempo de residencia acumulativo. La curva  $F(t)$  es la integral de la curva  $E(t)$  mientras que la curva  $E(t)$  es la derivada de la curva  $F(t)$ .  $F(t)$  representa la cantidad de trazador que ha permanecido en el reactor por menos del tiempo  $t$ .

En 1932, basado en sus investigaciones en tanques de sedimentación, Morrill sugirió que la proporción entre el percentil 90 y el percentil 10 de la curva del trazador acumulado podía ser usada como una medida del índice de dispersión, y que el inverso del índice de dispersión es una medida de la eficiencia volumétrica (tomado de Metcalf y Eddy, 2003).

$$\text{Índice de Morrill, } MDI = \frac{P_{90}}{P_{10}} \quad (10)$$

Donde  $P_{90}$  = valor del percentil 90 de la gráfica logarítmica de probabilidad.

$P_{10}$  = valor del percentil 10 de la gráfica logarítmica de probabilidad.

Los valores de los percentiles se obtienen de un gráfico de probabilidad logarítmica del tiempo (escala logarítmica) contra el porcentaje acumulado del total de trazador que ha salido del recipiente (en escala de probabilidad). El valor del MDI para un reactor ideal de flujo pistón es 1.0 y cerca de 22 para un reactor completamente mezclado. La U.S. EPA considera que un reactor de flujo pistón con un MDI =2.0 o menor efectivamente funciona como un reactor de flujo pistón. La eficiencia volumétrica está dada por la ecuación 11 (Metcalf y Eddy, 2003):

$$\text{Eficiencia volumétrica} = \frac{1}{MDI} * 100 (\%) \quad (11)$$

## 2.8 Procesos con biopelículas

Las biopelículas son conglomerados de microorganismos donde predominan las bacterias heterótrofas impartiendo al conjunto adhesión gracias a la producción de polímeros extracelulares llamados, de una forma genérica, poli-β-hidroxitiratos (PHB). Las bacterias se agrupan en "colonias" con el objeto de buscar protección ante posibles condiciones adversas del medio. Gracias al desarrollo compacto de las bacterias, otros organismos oportunistas utilizan la estructura gelatinosa de la biopelícula para vivir y encontrar alimento dentro de ella y para protegerse del medio o, en caso de los protozoarios ciliados y otros metazoarios, para depredar sobre ella

(González- Martínez, 1998). Los polímeros extracelulares, conocidos como “sustancias poliméricas extracelulares” (SPE), están compuestos de polisacáridos (40-95%), proteínas (1-60%), en algunos casos lípidos (1-40%), con menor contenido de ácidos nucleicos (1-10%) y otros biopolímeros (Flemming y Wingender, 2001).

La estructura de las biopelículas está influenciada por la carga orgánica sobre la superficie de la biopelícula, las condiciones hidrodinámicas incluyendo las fuerzas cortantes sobre la biopelícula (lo cual depende del tipo de reactor) y el tipo de organismos o grupo fisiológico (Figura 2.6). La fuerte influencia y, por tanto, la importancia de las variaciones en las cargas hidrodinámicas y orgánicas sobre la estructura de la biopelícula es ampliamente conocida. Estas variaciones pueden ocurrir incluso en un mismo reactor. Como estos aspectos comúnmente no son claramente descritos, es difícil comparar resultados de diferentes estudios, considerando a las biopelículas como estructuras altamente complejas, muy heterogéneas e incontrolables.



**Figura 2.6.** Representación esquemática de la influencia de la carga orgánica y las fuerzas cortantes sobre la estructura de las biopelículas (van Loosdrecht *et al.*, 1995).

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

Las sustancias inicialmente extendidas sobre la superficie de la película microbiana pasan a la biopelícula por difusión molecular, 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 (González, 2006):

Biopelícula Aerobia:

Materia Orgánica + Oxígeno + Nutrientes → Materia celular + Productos finales

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 aerobias existe a cierta profundidad una capa anóxica o anaerobia (González, 2006).

### 2.8.1 Factores que afectan la formación de las biopelículas

Cuando una superficie inerte limpia se pone en contacto con el agua residual y oxígeno atmosférico, las biopelículas se forman dependiendo de las características de la superficie del material (Millán, 2005).

- **Cargas electrostáticas.** Debe tomarse en cuenta que la superficie externa de las bacterias tiene una carga electrostática predominantemente negativa a valores de pH superiores a 4-5. Por este motivo, la superficie seleccionada para el desarrollo de las biopelículas deberá tener cargas superficiales positivas para crear la fuerza necesaria que permita a las bacterias adherirse al material (Millán, 2005).

- **Afinidad al agua.** Otro factor de importancia que influye en la preferencia de las bacterias por una superficie es su grado de hidrofiliidad o hidrofobicidad. Viendo esto desde el punto de vista termodinámico, dos superficies afines tenderán a atraerse. Por este motivo las superficies de materiales altamente hidrofóbicos, como el polietileno, poliestireno y poliamida, atraen eficazmente organismos hidrofóbicos como son las bacterias del tipo de la Zoogloea y otras formadoras de PHB extracelulares (Iwai y Kitao, 1994).

- **Porosidad.** Las biopelículas que se desarrollan sobre materiales porosos son más estables y resistentes que las que crecen sobre otros materiales. Un material poroso expone una mayor área superficial específica al crecimiento de los microorganismos permitiendo que una parte de ellos se encuentre en las zonas profundas de los poros y otros en la superficie (Millán, 2005).

## 2.8.2 Etapas de Desarrollo de la biopelícula

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

Una vez que se cumplen las condiciones de afinidad entre la superficie del material y las bacterias, el crecimiento de la biopelícula se lleva a cabo en etapas, como resultado de la interacción entre una serie de procesos físicos, químicos y biológicos como son (Iwai y Kitao, 1994):

- **Colonización o inducción.** Las bacterias u organismos presentes en el agua residual deben entrar en contacto con la superficie y adherirse a ella para realizar una colonización incipiente. La primera adhesión puede darse por secreción de polímeros o por fijación con flagelos.

- **Adherencia.** Una vez que algunos organismos logran adherirse a la superficie, se inicia el desarrollo de las primeras capas de bacterias que utilizan mecanismos para garantizar su adherencia y la de las generaciones siguientes. Por lo general, este proceso lo logra una sola especie de rápido crecimiento que forma una película delgada que cubre toda la superficie.

- **Oportunismo.** Al existir una primera película y la consecuente matriz gelatinosa, otros organismos de más lento crecimiento, que puedan o no producir sustancias que permitan su adhesión, tienen la oportunidad de encontrar acomodo aprovechando la primera biopelícula o utilizarlo como soporte para su crecimiento. Conforme transcurre el tiempo, un mayor número de especies tienen oportunidad de utilizar la biopelícula como medio de vida.

- **Estabilización.** Esta fase se lleva a cabo cuando, desde un punto de vista teórico, se tienen todas las especies presentes y se ha alcanzado un equilibrio trófico. Desde el punto de vista ecológico, el tiempo de "maduración" es el que el sistema biológico, o biocenosis, requiere para que se establezcan las relaciones entre los diferentes organismos y el número de individuos de cada grupo no cambie con respecto al tiempo. Desde el punto de vista práctico, el número de individuos de cada especie



cambiará de acuerdo con los factores bióticos y abióticos. Los factores abióticos son los ambientales y los efectos que ocasionen sobre la biopelícula los nutrientes y otras sustancias contenidas en el agua residual. Los bióticos son los generados por la relación entre los diferentes organismos que forman la biopelícula.

- **Desprendimiento.** El primer paso en el desprendimiento de una parte de la biopelícula es causado por a) la hidrólisis de PHB en condiciones anaerobias, b) acción mecánica del movimiento de macroinvertebrados y c) acción del agua sobre la superficie de la biopelícula.

### 2.8.3 Propiedades físicas de la biopelícula

Las propiedades físicas de una biopelícula se definen por su forma y estabilidad mecánica. Una característica de los reactores de lecho fijo es que la biopelícula presenta una tendencia a cambiar de densidad, espesor y forma de acuerdo con las condiciones de operación (Nicolella *et al.*, 2000). Esto afecta la transferencia de masa, el proceso de desprendimiento y las características hidrodinámicas del reactor (Stoodley *et al.*, 1999). Además, la estructura de la biopelícula puede ser alterada por la incorporación de nuevas especies a la población de la biopelícula o viceversa; esto, a su vez, afecta la rapidez y el transporte de masa dentro de ella puesto que ambas son altamente dependientes de la morfología de la superficie y de la estructura interna de la biopelícula (Okabe *et al.*, 1998). Las propiedades físicas que más influyen en la cinética de degradación son el espesor, la densidad, la geometría y la porosidad.

Las condiciones de flujo en el reactor modifican las propiedades físicas de la biopelícula, por consiguiente afectan su estabilidad y el transporte de masa. Si se tienen altas velocidades de flujo (con una misma concentración de sustrato), se tienen biopelículas delgadas y compactas. Conforme se obtiene un incremento en la turbulencia, aumentan la densidad de la biopelícula, su rigidez y su estabilidad mecánica, dando como resultado mayor resistencia al desprendimiento. Esto se puede interpretar como una respuesta biológica en la que las bacterias refuerzan la matriz extracelular para protegerse de las agresivas condiciones hidrodinámicas. Como consecuencia, se tiene un incremento en la resistencia a la difusión y disminuciones en la transferencia de masa y en la tasa de reacción (Valdivia, 2005).

Por otro lado, las velocidades bajas favorecen la formación de biopelículas gruesas con una mayor cantidad de biomasa activa, concentrada en las capas exteriores, que consumen grandes cantidades de sustrato (Melo y Vieira, 1999). Sin embargo, son menos resistentes a los esfuerzos mecánicos, por lo que sus capas superficiales pueden ser afectadas fácilmente por las fuerzas cortantes del agua. Esto significa que la mayor parte de la biomasa activa (la de las zonas exteriores) puede ser eliminada durante el proceso de desprendimiento. A pesar de esto, las biopelículas parecen ser menos susceptibles a la carencia de sustrato en ciertos periodos que otras formas de

crecimiento microbiano. Entonces, se recomienda buscar un balance entre la estabilidad física y la actividad biológica (Melo y Vieira, 1999).

#### **2.8.4 Ventajas del crecimiento adherido**

##### **Mayor concentración de biomasa**

En los ecosistemas acuáticos naturales y artificiales, la concentración de microorganismos en superficies sumergidas es generalmente más alta que en el agua libre. Por ejemplo, se ha encontrado que las bacterias adheridas superan a la población en suspensión en una proporción de 3 o 4 en arroyos oligotróficos alpinos y en una proporción de 200 para efluentes de aguas residuales. Puesto que la concentración de los microorganismos adheridos es generalmente más alta que la de los microorganismos en suspensión, se puede mantener una mayor concentración microbiana en los sistemas de tratamiento de aguas residuales con microorganismos adheridos (Cohen, 2001).

Se ha reportado que la concentración de biomasa suspendida en lodos activados se mantiene en el rango de 700 a 2500 mg/L (expresado en sólidos suspendidos volátiles de licor mezclado SSVLM). Mientras que en los filtros percoladores, por ejemplo, la biomasa adherida esta en el rango de 2000 hasta 100000 mgSSV/L. Se cree que La concentración más alta de la biomasa dentro de los sistemas de crecimiento adherido es la principal razón de las ventajas de estos sistemas, dando lugar a un tratamiento eficiente con un sistema de tratamiento más compacto (Cohen, 2001).

##### **Mayor actividad metabólica**

En muchos casos se ha medido una mayor actividad metabólica en sistemas de tratamiento de crecimiento adherido, en comparación con sistemas de tratamiento de crecimiento suspendido. Es ampliamente aceptado que el crecimiento adherido en digestores anaerobios, en comparación con sus contrapartes suspendidas, puede soportar mayores cargas con tiempos de retención hidráulica más cortos, sugiriendo que la biopelícula adherida es más eficiente que los microorganismos suspendidos para la descomposición de contaminantes orgánicos (Cohen, 2001).

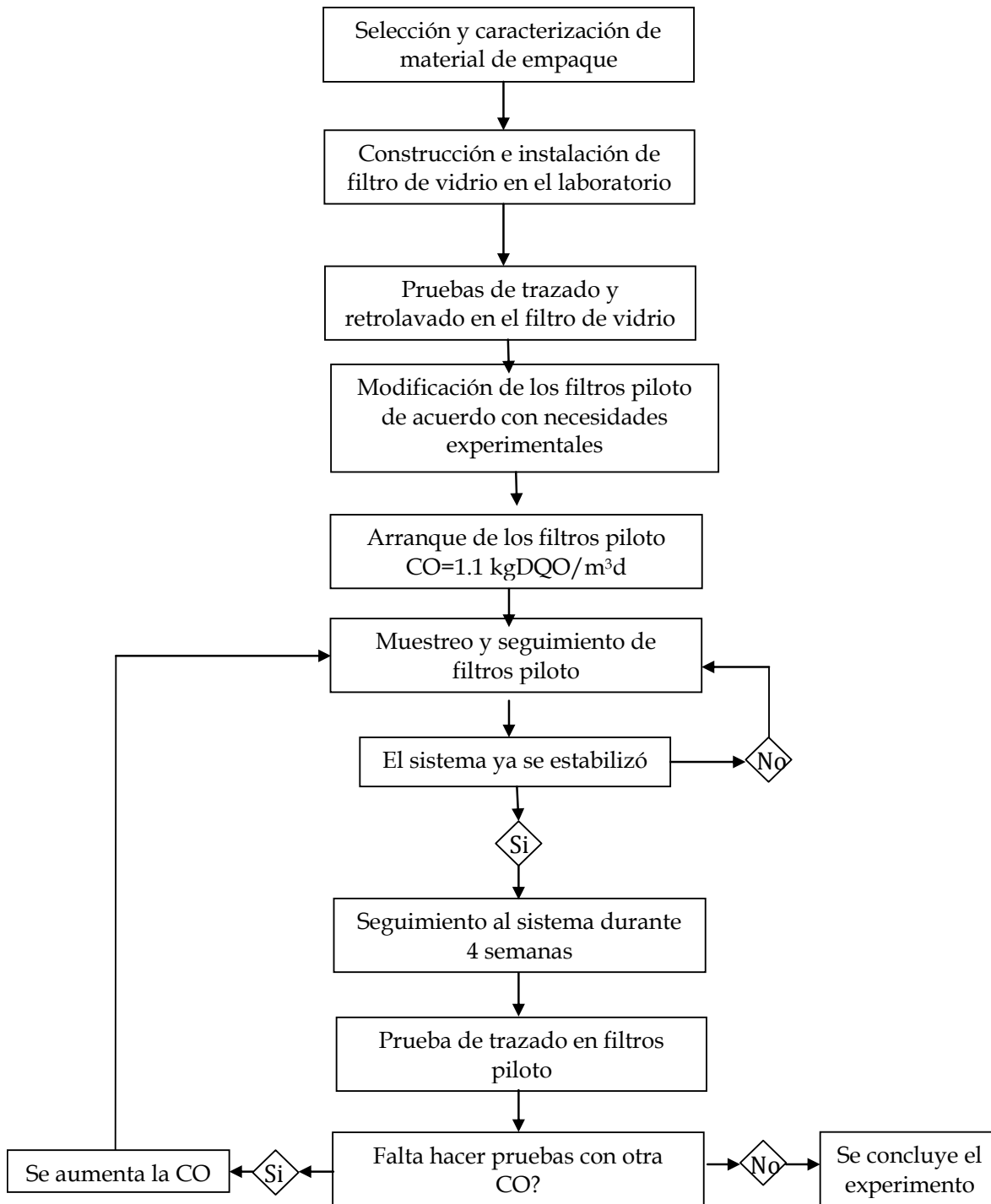
Esta mayor actividad también ha sido atribuida a la alta concentración de nutrientes alrededor de las biopelículas. Debido a su naturaleza viscosa, la biopelícula atrapa material particulado del fluido tratado, por lo que la concentración de nutrientes alrededor de las biopelículas es mayor que la que se encuentra en el fluido. Esta alta concentración de nutrientes tal vez incrementa la tasa de crecimiento microbiano y mejora la actividad de degradación (Cohen, 2001).

### 3 METODOLOGÍA

Con objeto de cumplir con los objetivos de este trabajo se realizaron actividades prácticas para analizar cómo se afectó el desempeño de un BAF empacado con tezontle cuando se emplean diferentes tamaños de partícula de lecho filtrante a diferentes cargas orgánicas. Las principales actividades se pueden resumir de la siguiente manera:

1. Se tamizaron dos tamaños de partícula de tezontle y se determinaron sus características físicas.
2. Se montó un filtro de vidrio en el laboratorio para realizar pruebas hidráulicas con los dos tamaños de partículas de material filtrante.
3. Se adaptaron y adecuaron dos filtros piloto ubicados en la planta para tratamiento de aguas residuales de C.U. y cada filtro se empacó con un diferente tamaño de partícula de tezontle.
4. Cada filtro se alimentó con agua residual bajo diferentes condiciones: Al inicio se alimentó el agua residual para promover la formación de la biopelícula sobre el tezontle. Posteriormente se ajustaron las condiciones de operación a cargas orgánicas que se incrementaron con el tiempo con el objeto de conocer el desempeño de los filtros bajo diferentes condiciones.

Las características del agua residual se determinaron en el influente y efluente; así como en los diversos puntos de muestreo establecidos para poder elaborar perfiles de concentración de nutrientes. En la figura 3.1 se muestra un diagrama de la metodología usada durante la experimentación.



**Figura 3.1.** Diagrama de la metodología usada durante la experimentación.

### 3.1 Selección y caracterización del material del lecho filtrante

El material de soporte para la biopelícula fue de tipo inorgánico, se consideró el tezontle rojo como un medio propicio para emplearlo en los biofiltros, ya que reúne algunas características deseables (Marmolejo, 1986; Valdivia, 1998; Millán, 2001; Álvarez, 2006 y Piña, 2007):

- Porosidad
- Rugosidad
- Durabilidad gracias a su resistencia mecánica a la abrasión y al impacto
- Resistencia al ataque microbiano
- Bajo costo y disponibilidad en el mercado

Se realizó un cribado de manera fina del material con el fin de seleccionar dos tamaños de partícula. Posteriormente a cada tamaño de partícula se le realizó una serie de pruebas físicas para determinar algunas características del material de lecho filtrante como: área específica, porosidad seca, porosidad húmeda, masa específica seca, masa específica húmeda. Para la determinación de las características del tezontle se empleó la metodología propuesta por Álvarez-Estrada en 2006.

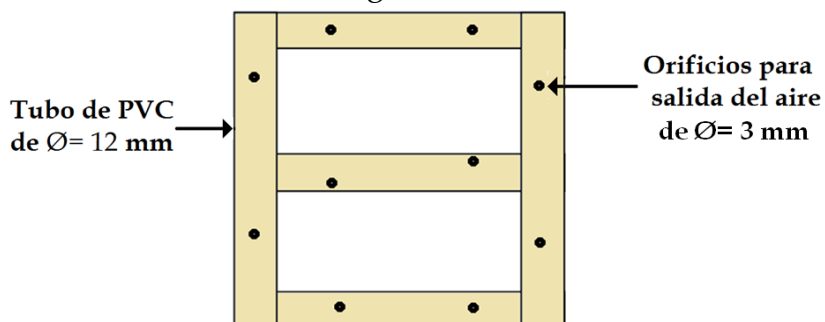
Valdivia-Soto en 1998 utilizó un filtro biológico empacado con tezontle cuyo tamaño de partícula era de 19.1 mm y tenía un área superficial específica de  $183 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Con esta área él obtuvo remociones de 80% de DQO y 48% de SST al aplicar una  $\text{CO} = 8.8 \text{ gDQO}/\text{m}^2\text{d}$ . En sus conclusiones recomienda que en futuros proyectos se prueben tamaños de partícula más pequeños para mejorar el desempeño del reactor. Millán-Salazar en el 2005 empleó el mismo sistema, pero como material de empaque usó tezontle con tamaño de partícula de 6 mm y área superficial específica de  $390 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Con una  $\text{CO} = 0.8 \text{ kgDQO}/\text{m}^3\text{d}$  obtuvo remociones de 87 % de DQO y 95 % de SST.

Por lo anterior, es importante identificar un tamaño de partícula que permita obtener los mayores beneficios considerando porcentajes de degradación de nutrientes y requerimientos de retrolavado, por lo cual se decidió que para las pruebas de este experimento se usarán dos tamaños de partícula; el primero, el tamaño que pasa la malla no. 3/8" (abertura=9.5 mm) y que retiene la malla no. 5/16" (abertura=5.0 mm) y el segundo, el tamaño que pasa la malla no. 4 (abertura=4.75 mm) y que retiene la malla no. 5 (abertura= 4.00 mm).

### 3.2 Pruebas hidráulicas a nivel laboratorio

Previo a la operación de los filtros piloto ubicados en la planta de CU, se construyó un filtro de vidrio para realizar pruebas de retrolavado y se instaló en el laboratorio. Las dimensiones del filtro fueron las siguientes: 1.95 m de altura, una altura

empacada de 1 m, con una base cuadrada de 15 cm por lado, contará con tres salidas a 1.20, 1.45 y 1.60 m de altura. La primera salida fue para el efluente de operación, la segunda para el retrolavado y la tercera de emergencia (para evitar derrames en casos de obstrucción de la salida de retrolavado). En la base del filtro se colocó un difusor de aire construido con tubería de PVC (figura 3.2), con la finalidad de distribuir uniformemente el aire dentro del filtro. El agua necesaria para las pruebas también se alimentó por la base del filtro, donde ingresó de manera directa.



**Figura 3.2.** Vista superior del difusor que se instaló en el filtro de vidrio

Esperando que la información obtenida con este filtro fuera extrapolable a los filtros piloto, en el filtro de vidrio se realizaron pruebas de retrolavado y pruebas de trazado. En las pruebas de trazado para observar el comportamiento del flujo del agua y el aire a través del filtro se utilizó una solución concentrada de colorante como trazador (azul directo 2). La solución se alimentó al filtro por la parte inferior y las pruebas se realizaron con y sin aireación.

Para las pruebas de trazado se muestreó el efluente cada determinado tiempo y a cada muestra se le determinó la transmitancia. La cual es inversamente proporcional a la concentración del colorante. Al dividir el valor de transmitancia del efluente entre la transmitancia del afluente fue posible obtener la concentración relativa del colorante a la salida del filtro.

### 3.3 Filtros biológicos a nivel piloto

Dentro de la planta de tratamiento de aguas residuales (PTAR) de CU existen 2 reactores piloto (figura 3.3), los cuales consisten de un tubo de PVC hidráulico de 5.0 m de largo, colocado en posición vertical, con un diámetro interno de 0.193 m y un espesor de pared de 0.01 m. El tubo está sujeto en el fondo con tornillos y una brida de PVC a un anillo de acero de 1/4 de pulgada de espesor para sujetar la entrada del tubo de PVC y mantenerlo en posición vertical.

La base del filtro está diseñada de tal manera que los tornillos sujetan la brida a un anillo de acero soldado a una estructura trípode que le da estabilidad al reactor. El

anillo de acero de espesor de 1/4 de pulgada (6.35 mm) junto con otro juego de bridas en cople y una placa de acero (espesor = 1/4") redonda, sirve de tapa además de entrada y salida de los ductos de alimentación de agua residual y entrada de aire para retrolavado, conforman el bajo dren del biofiltro.



**Figura 3.3.** Vista general de los filtros piloto instalados en la PTAR de CU.

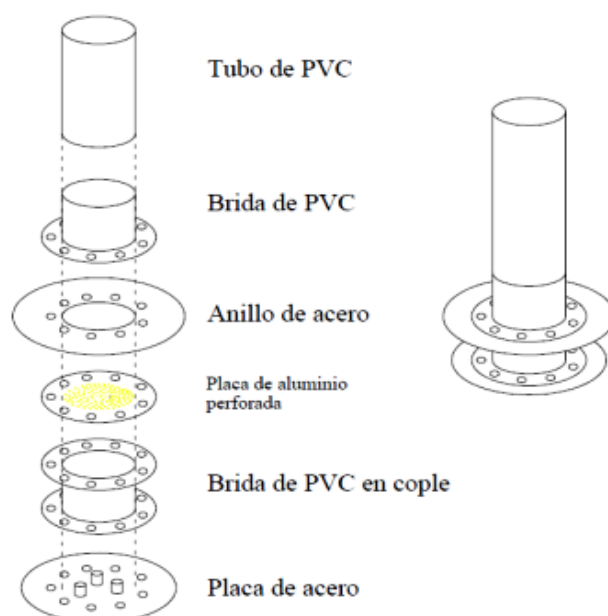
Liu *et al.*(2008), en el sistema experimental que usaron, consideran que una relación de diámetros de 40 es aceptable para limitar los efectos de pared. Lang *et al.* (1993), sugieren una relación de diámetros de 50 o mayor para evitar los efectos de pared, pero también concluyen que los efectos de pared producidos cuando se emplean relaciones menores no son significativos. Para el presente trabajo experimental, la

relación de diámetros entre el filtro y el tamaño de partícula con el que fueron empacados es de 41 para las partículas de 4.75 mm y 20 para las partículas de 9.5 mm.

El lecho filtrante tiene una profundidad de 3 metros, el cual corresponde a un BAF a escala real para remoción del material carbonoso (Pujol, 2000). Los BAF que se emplearon tienen una relación altura/diámetro (H/D) de 16 y por lo tanto cumplen con la relación H/D de 8 a 22 que Hasan *et al.* (2009) recomiendan para obtener una remoción de DQO de 80 a 90%.

El tubo de PVC que confina el lecho de tezontle se aseguró a una estructura trípode formada con ángulo de acero de 3/4" x 1/16", a la cual se encuentra soldado el anillo de acero que soporta el tubo de PVC junto con la brida utilizando 8 tornillos de alta resistencia de 3/4" x 4". La estructura está cimentada a una plancha de concreto y se encuentra abrazando al tubo de PVC a todo lo largo de él, contando con una escalera alojada en la misma estructura, para darle mantenimiento y supervisión al biofiltro.

En cada una de las conexiones entre bridas, aro de acero y tapa del bajo dren se cuenta con empaques (sellos de neopreno) para evitar fugas de agua fuera del reactor y tener un sistema lo mejor sellado posible. Los mismos cuidados se tienen para cada una de las conexiones hidráulicas que conforman el biofiltro, utilizando empaques "o-ring", ya sea en el sistema de alimentación de agua residual para biofiltrado o en el sistema de alimentación de aire y agua potable para retrolavado y así asegurar el mejor funcionamiento del biofiltro sin fugas de ningún tipo. Para mayor claridad se presenta en la figura 3.4 un diagrama esquemático de cómo se instalaron cada una de las partes que conforman el biofiltro en la parte baja.



**Figura 3.4.** Montaje del filtro combinado piloto.



El medio filtrante está soportado dentro del reactor con una placa de aluminio de 1/16" de espesor (1.6 mm), la cual cuenta con 368 perforaciones de 1/8" para permitir el paso del aire y distribuirlo de manera uniforme en el filtro. En la figura 3.5 se puede observar un esquema general del filtro en donde se muestran las entradas y salidas de agua y aire.

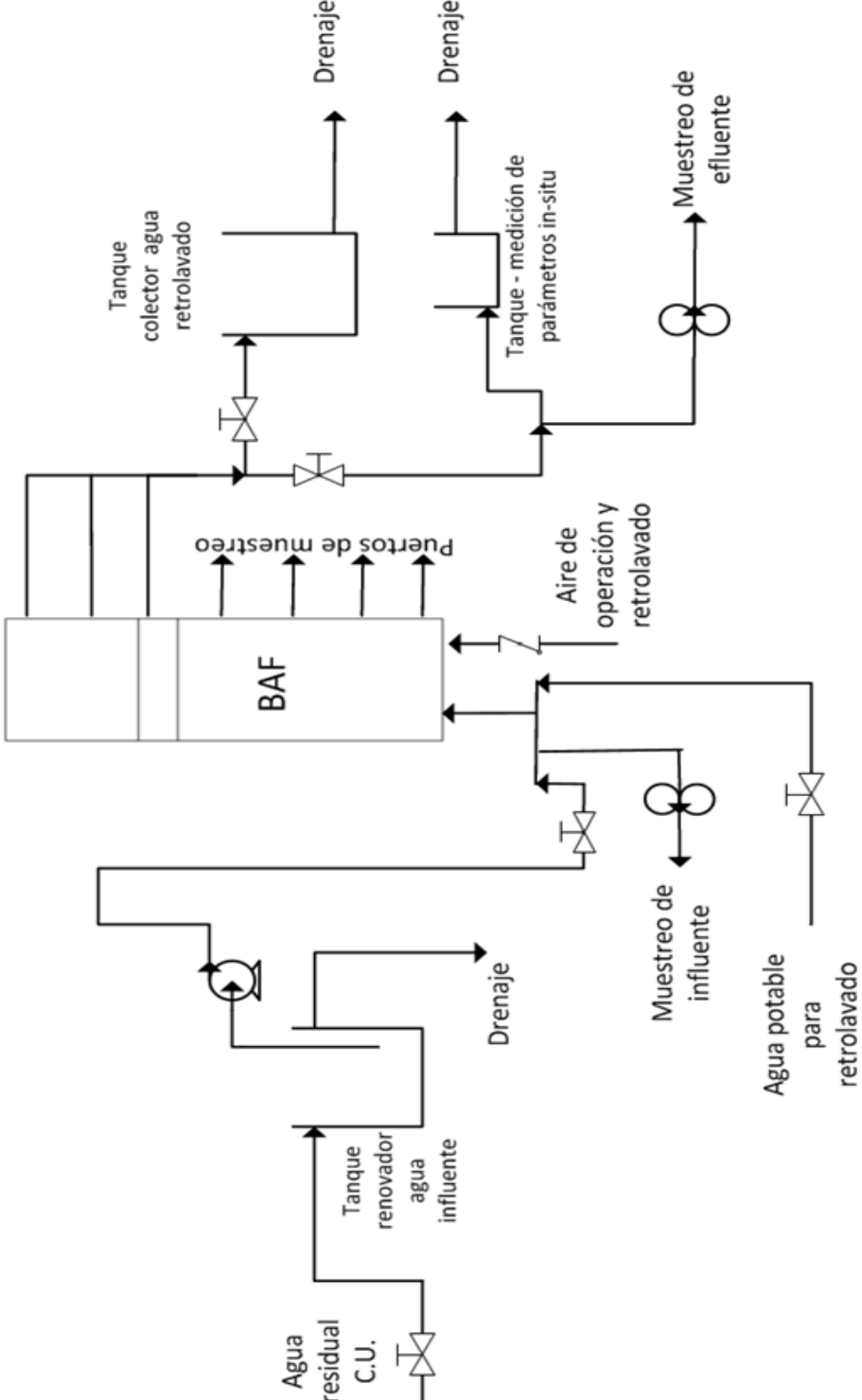


Figura 3.5 Diagrama esquemático del reactor piloto que se utilizó en la experimentación.

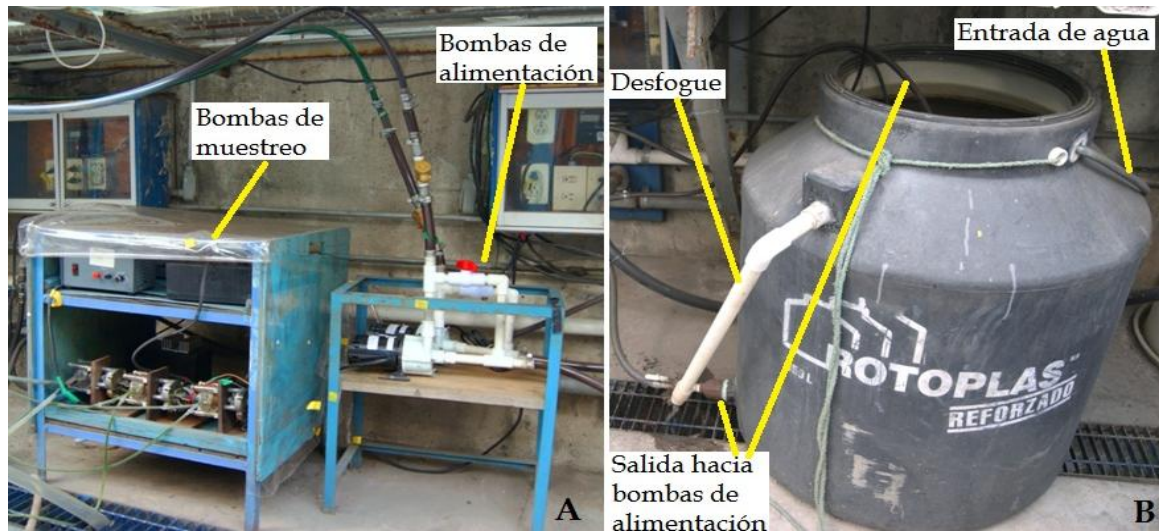
El biofiltro cuenta con tres salidas laterales de agua (efluente) en la parte superior del mismo (figura 3.6), localizadas a 3.20, 3.75 y 4.45 m de altura a partir del anillo que soporta todo el biofiltro. La primera salida es para el efluente de operación normal del biofiltro, las siguientes 2 salidas son para desalojar el agua en la operación de retrolavado.



**Figura 3.6.** Vista de la parte superior de los filtros.

El agua residual proveniente del pretratamiento de la PTAR de CU pasa por un tanque de 450 L (figura 3.7 B) con el propósito amortiguar la falta de agua durante un par de horas, evitando dejar al sistema sin alimentación de agua fresca en caso de presentarse alguna eventualidad. En operación normal, el agua dentro del tanque se renueva continuamente, ya que la alimentación de agua es constante y el tanque cuenta con una salida de desfogue. Con el propósito de evitar que el material contenido en el agua se sedimente, dentro del tanque se instaló una bomba sumergible para mantener el agua en mezcla constante.

Utilizando de una bomba centrífuga (figura 3.7 A) el agua residual se envía desde el tanque almacenador, hasta una altura de 4.5 m y se descarga en una manguera transparente vertical colocada en paralelo al filtro (Figura 3.5). Esta manguera baja hasta la base del filtro y, por medio de vasos comunicantes, alimenta el agua al sistema. El propósito de utilizar manguera transparente para conducir la alimentación al filtro es para, de manera visual por diferencia de alturas, sea posible cuantificar la caída de presión a través del filtro.



**Figura 3.7.** Dispositivos de alimentación y muestreo. A) Bombas de muestreo y de alimentación de agua residual. B) Tanque donde se almacena agua residual.

El agua y el aire ingresan al reactor por la parte inferior (figura 3.8) y mediante la placa perforada que soporta al empaque, se distribuyen de manera uniforme en el área seccional del filtro y asciende a través del filtro en co-corriente. El efluente del sistema, es conducido hasta un tanque de 10 L colocado en la base del filtro y posteriormente es desalojado hacia el drenaje. La función de este tanque es facilitar la medición de algunos parámetros in-situ (temperatura, oxígeno disuelto).



**Figura 3.8.** Detalle de la parte inferior de los filtros.

Los puntos de muestreo se han dispuesto de tal forma que la muestra pueda considerarse representativa del sistema (figura 3.9). Cuando se realiza la operación de

retrolavado, se desplaza un volumen de agua equivalente al doble del volumen útil del reactor; el agua desalojada se almacena para toma de muestras y posteriormente se envía al drenaje (figura 3.10). Con el propósito de obtener una muestra del tezontle con la biopelícula, durante la operación de retrolavado, por la parte superior del filtro se introduce el dispositivo que se muestra en la figura 3.9, el cual consiste en un tubo de PVC que tiene una cavidad donde entran las piedras y una parte desmontable para extraer la muestra.



Figura 3.9. Puntos de muestreo.



Figura 3.10. Operación de retrolavado y dispositivo empleado para el muestreo de piedras durante el retrolavado.

### 3.4 Características del agua residual

El agua residual que recibe la PTAR de CU está conformada por las descargas de agua residual que se generan dentro del campus. Cuando el agua residual ingresa a la PTAR, pasa por una planta compacta de pretratamiento, cuyas características se enlistan en la tabla 3.1 y en la figura 3.11 se presenta un diagrama. El agua residual con la que se alimentaran los BAF, se toma después de la planta compacta de pretratamiento.

**Tabla 3.1.** Características planta compacta de pretratamiento

Modelo	Ro5C®
Nombre	ROTAMAT®COANDA planta compacta
Fabricante	HUBER SE Alemania
Capacidad	25 Lps
Cribado fino	Roto criba en tanque Ro9/3 mm placa perforada <ul style="list-style-type: none"><li>• Limpieza automática</li><li>• Tornillo transportador y compactador de sólidos</li><li>• Lavador de orgánicos</li></ul>
Desarenador tipo vortex	Clasificador RoSF3 Tipo COANDA <ul style="list-style-type: none"><li>• Separador por efecto COANDA</li><li>• Transportador de arenas vía tornillo</li><li>• Lavador de orgánicos</li></ul>
Material de fabricación	Estructura de acero inoxidable 314



**Figura 3.11.** Planta compacta de pretratamiento (PTAR CU).

En pruebas de laboratorio previas al arranque del filtro se caracterizó el afluente de los filtros combinados para poder fijar una carga orgánica. Los valores de DQO, SST y N-NH<sub>4</sub> presentaron variaciones relacionadas con la temporada de lluvias y el calendario escolar, además de los cambios a lo largo del día por las diversas actividades que se desarrollan dentro de la Universidad.

Se consideraron los resultados obtenidos con el filtro de vidrio en el laboratorio para realizar las modificaciones necesarias al proceso de retrolavado de los filtros piloto. En general, para el proceso de retrolavado, se siguió el siguiente procedimiento:

- a) Se realizan dos series de tres pulsos con aire de alta presión (60 psi) (un pulso consiste en abrir y cerrar de golpe la válvula de paso de aire de retrolavado) y entre cada serie se dejan pasar 30 segundos.
- b) Se alimenta agua de retrolavado (agua potable)
- c) Se abre la válvula de aire de operación,
- d) Se dejan transcurrir tres minutos y se suspende la alimentación de aire de operación.
- e) Sin suspender el flujo de agua de retrolavado, se realiza una última serie de tres pulsos.
- f) Se abre la válvula de aire de operación para que el lecho se compacte.
- g) Se continúa alimentando agua de retrolavado hasta que en el tanque de retrolavado se almacene el volumen equivalente a 90 L.
- h) Se reanuda la alimentación de agua residual cruda.

### **3.5 Arranque y operación del sistema**

Para efectuar el arranque de cada filtro se alimentó el sistema con agua residual cruda con un caudal de 250 L/d y se alimentó una carga orgánica aproximadamente igual en los dos filtros. Este parámetro se ajustó con los valores promedio de DQO que se tienen en los registros de la PTAR de CU.

Para la etapa de arranque y estabilización del reactor se operó el filtro con una carga orgánica variable durante el día, pero constante como promedio de un día, debido a que los valores de DQO<sub>t</sub> del agua residual cruda que entra al sistema son variables. Esta fase sirvió para generar la biopelícula sobre las partículas de tezontle y para aprender a controlar el sistema bajo diferentes condiciones de operación.

En la tabla 3.2 se presentan las tres cargas orgánicas con las que se operaron los filtros. Se inició con la carga orgánica más baja y se siguió en orden ascendente. Cada carga orgánica fue evaluada durante mes y medio, considerando dos semanas de estabilización y cuatro semanas de seguimiento.

**Tabla 3.2.** Cargas orgánicas que se aplicaron en la experimentación.

CO (kg DQO/m <sup>3</sup> d)	$\phi = 9.5$ CO gDQO/m <sup>2</sup> d	$\phi = 4.75$ CO gDQO/m <sup>2</sup> d	So (kg DQO/m <sup>3</sup> )	Q (m <sup>3</sup> /d)	Q (L/min)	TRH (h)
1.1	2.5	0.6	0.4	0.24	0.17	5.28
3.3	7.5	1.7	0.48	0.60	0.42	2.11
10	22.6	5.1	0.38	2.29	1.59	0.55

Se consideró que el estado estacionario se alcanzó cuando el reactor obtuvo una remoción constante de DQOs ( $\pm 5\%$ ) durante 5 días (Mann y Stephenson, 1997). Una vez arrancado el sistema, se operó y se le dio seguimiento a cada filtro para poder evaluar su desempeño.

### 3.6 Toma de muestras y determinaciones analíticas

Se realizaron muestreos semanales de forma compuesta y puntual de acuerdo con la tabla 3.3. En el caso del muestreo compuesto, se considero que dos muestras por semana eran representativas del sistema y debido a la cantidad de muestras generadas en cada muestreo, se propuso realizar únicamente un muestreo semanal de los puntos intermedios de los reactores.

**Tabla 3.3.** Plan de muestreo.

Punto de muestreo	Tipo de muestreo	No. de muestras
Influyente	Compuesto	2 semanales
Puntos intermedios	Puntual	1 semanales
Efluente	Compuesto	2 semanales
Retrolavado	Puntual	En cada retrolavado

Los muestreos de tipo compuesto se llevaron a cabo con la recolección de agua por un periodo de 24 horas. Transcurrido este tiempo se homogenizó la totalidad del agua obtenida y se tomó el volumen necesario de muestra para sus análisis. Los muestreos de tipo puntual fueron tomados de manera inmediata en cada uno de los puntos con que cuenta el sistema. Con el fin de preservar las muestras antes de su análisis, las muestras compuestas de influente y efluente se enviaron, de manera continua, a recipientes colocados en un refrigerador.

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

En la tabla 3.4 se enlistan los parámetros de interés de cada corriente, ya que solo se evaluaron ciertos parámetros para cada una.

**Tabla 3.4.** Parámetros a evaluar.

Tipo de muestra	Parámetros a evaluar								
	T	pH	DQOt	DQOs	SST	NH <sub>4</sub>	NO <sub>3</sub>	PO <sub>4</sub>	NTK
Influyente	X	X	X	X	X	X	X	X	
Efluente	X	X	X	X	X	X	X	X	
Puntos Intermedios		X	X	X	X	X	X	X	
Retrolavado					X				X(*)

(\*) A los sólidos suspendidos totales del efluente y a una muestra de piedras.

Para la determinación de cada parámetro de interés se usó una técnica analítica estandarizada. En la tabla 3.5 se enlistan las técnicas analíticas correspondientes a cada parámetro.

**Tabla 3.5.** Técnicas analíticas para la determinación de los parámetros de interés.

Parámetro	Técnica analítica	Normatividad
Demanda química de oxígeno, DQO	Digestión por reflujo cerrado (148°C); determinación por espectrofotometría a 600 nm	5220-D de APHA, AWWA y WCPF (1992).
Nitrógeno amoniacal, N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	Por destilación y titulación,	4500 NH <sub>3</sub> -B de APHA, AWWA y WCPF (1992).
Nitrato, N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	Método espectrofotométrico, por reacción con 2,6-dimetilfenol a 325 nm	DIN 38405-9.
Nitrógeno Kjeldhal	Digestión en equipo macro Kjeldhal (digestión y destilación).	4500Norg-C de APHA, AWWA y WCPF (1992).
Fosfato, P-PO <sub>4</sub>	Fotometría del ácido molibdovanadofosfórico a 410 nm. Kit de Merck Spectroquant (1.14842) en un rango de 0.5-30 mg P-PO <sub>4</sub> /l.	4500P-C de APHA, AWWA y WCPF (1992).
Sólidos suspendidos totales SST y volátiles SSV	Método gravimétrico; sólidos retenidos en papel filtro de microfibra de vidrio (1.6 µm). Secados a 103-105°C.	2540-D y 2540-E de APHA, AWWA y WCPF (1992).
Temperatura	Medición directa con termómetro digital.	2550-B de APHA, AWWA y WCPF (1992).
Oxígeno disuelto (OD)	Medición directa con electrodo digital.	4500-O-G de APHA, AWWA y WCPF (1992).
pH	Medición de potenciómetro.	4500 H-B de APHA, AWWA, WCPF (1992).



### 3.7 Pruebas de trazado en reactores piloto

Para verificar si el TRH calculado se cumplía durante la experimentación, se decidió llevar a cabo una serie de pruebas de trazado. Se seleccionó el verde de bromocresol como trazador, debido a que no se absorbe en la biomasa ni en empaques similares al tezontle, además su cuantificación por medio de un método espectrofotométrico es sencilla; sólo es necesario utilizar una cantidad muy pequeña del compuesto y no tiene un costo elevado.

Para cada una de las tres CO usadas, se realizó una prueba de trazado, pero para garantizar que los resultados se obtuvieran bajo las mismas condiciones de operación, para todas las pruebas de trazado se utilizó el influente normal de los reactores y antes de cada prueba se verificó el caudal de alimentación.

Por medio de una jeringa de 50 ml se inyectó un pulso de 50 mL de una solución de 11.4 g/L de verde de bromocresol e inmediatamente se comenzó con la toma de muestras. Bajo las condiciones de pH del sistema, el verde de bromocresol en disolución tiene un color azul intenso.

Debido a que la alimentación de los filtros fue semi-continua, sólo fue posible tomar muestras en los periodos de alimentación de los reactores. Para la toma de muestras, el efluente del filtro se dirigió hacia la salida de retrolavado, en donde en un recipiente se almacenaba el agua correspondiente a un periodo de alimentación, después de mezclar se tomaba una muestra y el resto del agua almacenada se enviaba al drenaje. En el caso de la CO=10 kgDQO/m<sup>3</sup>d, se tomaron tres muestras por cada periodo de alimentación. La toma de muestras se suspendió en el momento en el que la apariencia del efluente era similar a la muestra tomada en t= 0.

Para evitar interferencias por turbiedad durante los análisis, fue necesario centrifugar las muestras a 2000 RPM durante 10 min y posteriormente se determinó la absorbancia de cada muestra en un espectrofotómetro a una longitud de onda de 616 nm y, mediante una curva de calibración previamente realizada, se obtuvo el valor de concentración de las muestras (Jiménez *et al.*, 1988).

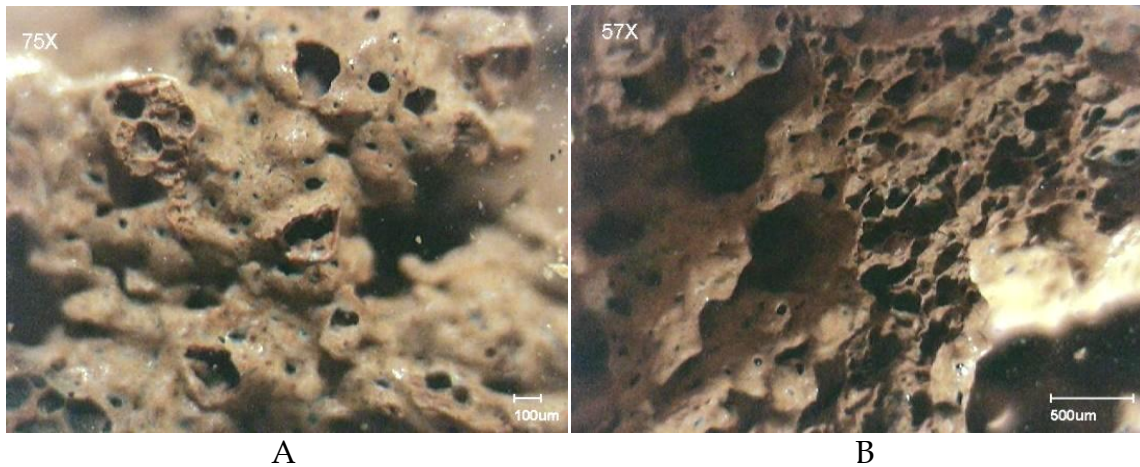
## 4 RESULTADOS

### 4.1 Caracterización del material de empaque

En la figura 4.1 se compara el tamaño de las partículas con diámetro promedio ( $D_p$ ) de 9.5 mm y 4.75 mm respectivamente; se puede observar que la forma de las partículas es irregular. La figura 4.2, muestra las fotografías de los poros del tezontle que se obtuvieron con un microscopio óptico digital marca Olympus modelo MIC-D con aumento variable desde 22X hasta 225X y es importante mencionar que, para estas observaciones al microscopio, se escogieron aleatoriamente piezas de tezontle de los dos tamaños seleccionados.



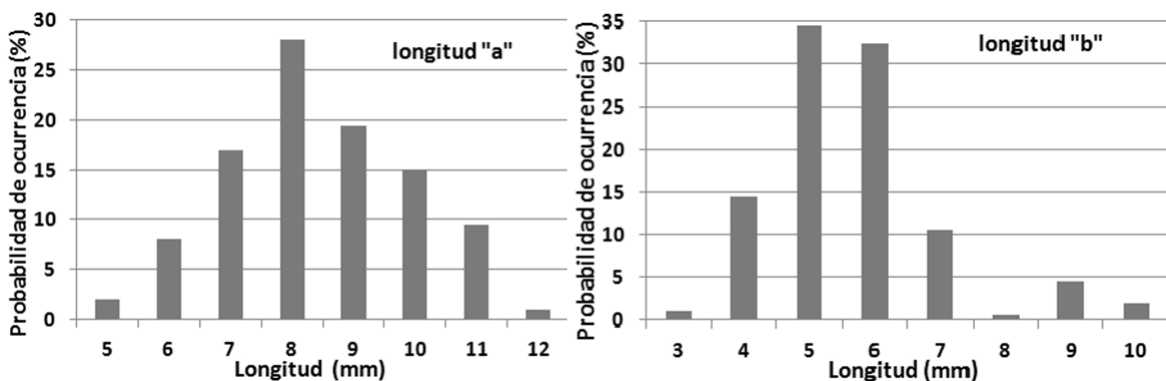
**Figura 4.1.** Partículas del lecho filtrante. A y B muestran el tezontle con tamaño promedio de partícula de 9.5 y 4.75 mm respectivamente.



**Figura 4.2.** Fotografías de los poros del tezontle.

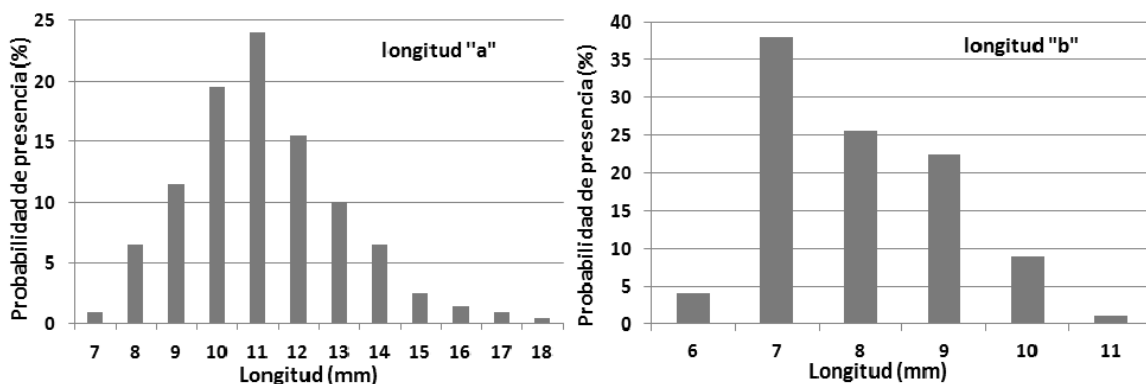
Para determinar el área superficial específica expuesta se consideraron las partículas como elipsoides, ya que difieren mucho en tamaño, encontrando partículas que van desde los 5 hasta los 14 mm en longitud hacia cualquiera de sus ejes "a y b", siendo  $a > b$ . Para este cálculo se tomaron aleatoriamente dos muestras de cada tamaño de tezontle (cada una compuesta de 200 piedras) se midieron todas las piedras de cada muestra designando al eje mayor de cada una como "a" y al eje menor como "b".

Las figuras 4.3 y 4.4 muestran las distribuciones para los dos tamaños de partícula. Es posible observar que para el eje "a" las distribuciones mostraron un comportamiento normal, similar a la campana de Gauss pero, por el contrario, las distribuciones para el eje "b" se encontraron desplazadas hacia la izquierda. Para el tamaño de 4.75 mm, la longitud "a" presenta una buena distribución con un tamaño promedio de 8 mm pero la anchura (longitud b) tiene un promedio entre 5 y 6 mm con pocas anchuras superiores o inferiores.



**Figura 4.3.** Distribucion de tamaños de partícula. Tezontle de 4.75 mm.

Esto indica que las longitudes promedio para el tamaño de 9.5 mm son de 11 mm y las anchuras de 7 mm; se observa también que las anchuras “longitud b” tienen un gran número de tamaños en 8 y 9 mm.



**Figura 4.4.** Distribucion de tamaños de partícula. Tezontle de 9.5 mm.

Además del área superficial específica de las partículas, mediante una serie de pruebas físicas, otras características fueron determinadas y se resumen en la tabla 4.1. Las características con que cuenta el tezontle son importantes para el proceso, ya que confirman que este material cumple con los requisitos de un material de empaque para filtros combinados.

**Tabla 4.1** Resumen de caracterización del tezontle.

Características	Unidades	Diámetro 1	Diámetro 2
Diámetro promedio de partícula (Dp)	mm	9.5	4.75
Área específica	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	442	1952
Porosidad seca	%	75	74
Porosidad húmeda	%	55	54
Masa específica seca	kg/m <sup>3</sup>	433	471
Masa específica húmeda	kg/m <sup>3</sup>	664	710
Densidad Real Tezontle	kg/m <sup>3</sup>	1926	1921

#### 4.2 Pruebas de retrolavado

Originalmente, los retrolavados se realizarían haciendo pasar aire a alta presión y agua al mismo tiempo: el aire serviría para expandir el lecho filtrante y el agua arrastraría las partículas que se fueran desprendieran. Dicha operación se realizaría de forma continua durante algunos minutos. En la figura 4.5 es posible observar las burbujas de aire ascendiendo a través del lecho del filtro y desplazando el agua.

Se realizaron pruebas de retrolavado en el filtro de vidrio descrito en el capítulo 3.2. Con el fin de confirmar que, bajo las condiciones propuestas para dicha operación, el resultado obtenido fue el esperado. Sin embargo se observó que la expansión del lecho no alcanzaba el 25% que se había fijado como objetivo. Con base en los resultados obtenidos se llegó a la conclusión de que al aplicar condiciones intermitentes de alimentación de aire de retrolavado, la expansión del lecho se favorecía.



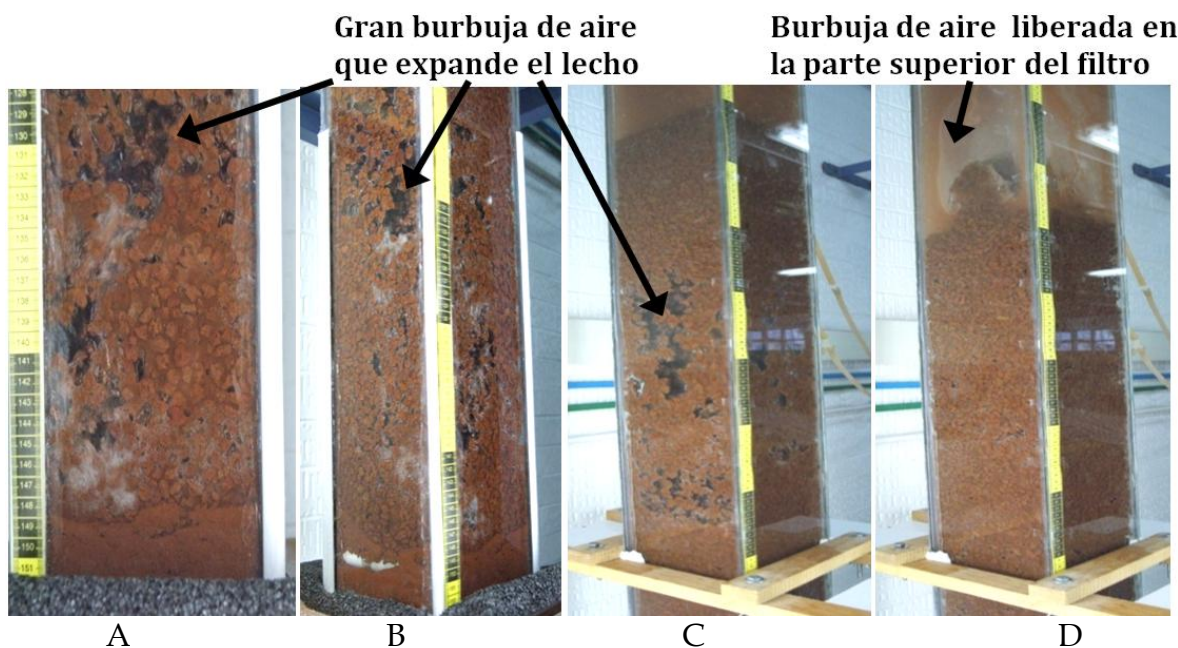
**Figura 4.5.** Flujo de burbujas a través del filtro

Después de efectuar otra serie de pruebas bajo condiciones intermitentes de alimentación de aire, se estableció el siguiente método de retrolavado:

- Suspender la alimentación de aire de proceso
- Detener el flujo de agua de proceso
- Realizar cuatro series de cuatro pulsos con aire a alta presión, 40 psi (un pulso consiste en abrir y cerrar de golpe la válvula de paso de aire de retrolavado) y entre cada serie se dejan pasar 30 segundos.
- Alimentar agua de retrolavado (agua limpia)
- Sin suspender el flujo de agua de retrolavado, se realiza una última serie de cuatro pulsos.
- Continuar alimentando agua de retrolavado durante 5 minutos.
- Abrir la válvula de aire de operación (25 psi), para que el lecho se compacte.
- Después de un minuto suspender la alimentación de agua de retrolavado y restablecer el flujo de agua de operación.

Para las partículas de tezontle de 9.5 mm el método de retrolavado se modificó debido a que, durante los experimentos, se observó que no era necesario aplicar la misma intensidad que en el retrolavado de las partículas de tezontle de 4.75 mm. Por lo tanto para el tamaño de 9.5 mm, en cada serie, se decidió aplicar solo tres pulsos de

aire. También se observó que la fluidización y expansión del lecho comienza desde la base del filtro y se espera que el aumento del número de colisiones entre las partículas incrementara la efectividad del retrolavado. En la figura 4.6 se puede observar como un pulso de aire ingresa al filtro, por lo cual se genera una gran burbuja que asciende a través del reactor, expande el lecho y al llegar a la parte superior dicha burbuja revienta.

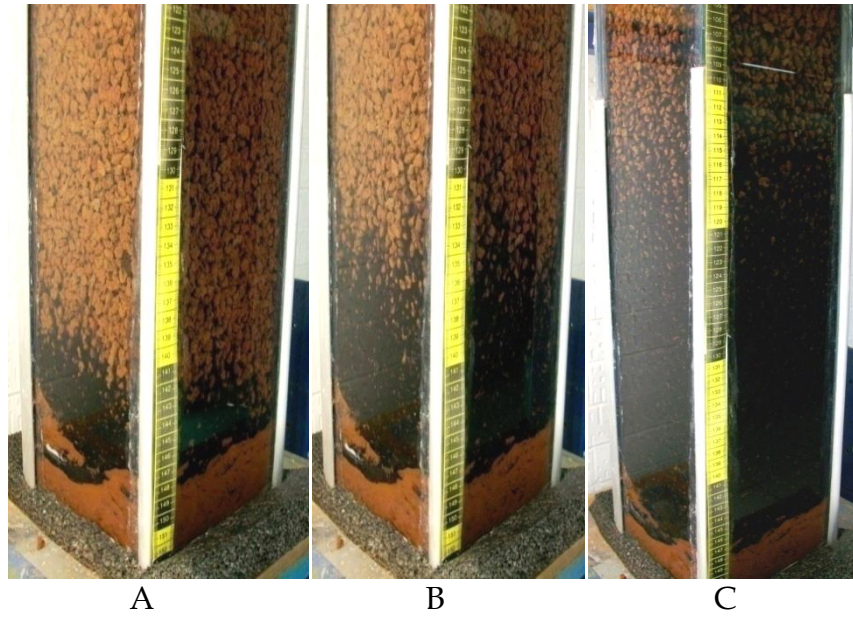


**Figura 4.6.** Pruebas de retrolavado. Las figuras A y B muestran la parte inferior del filtro de vidrio en donde se generan las burbujas de retrolavado y las figuras C y D muestran la parte superior del filtro.

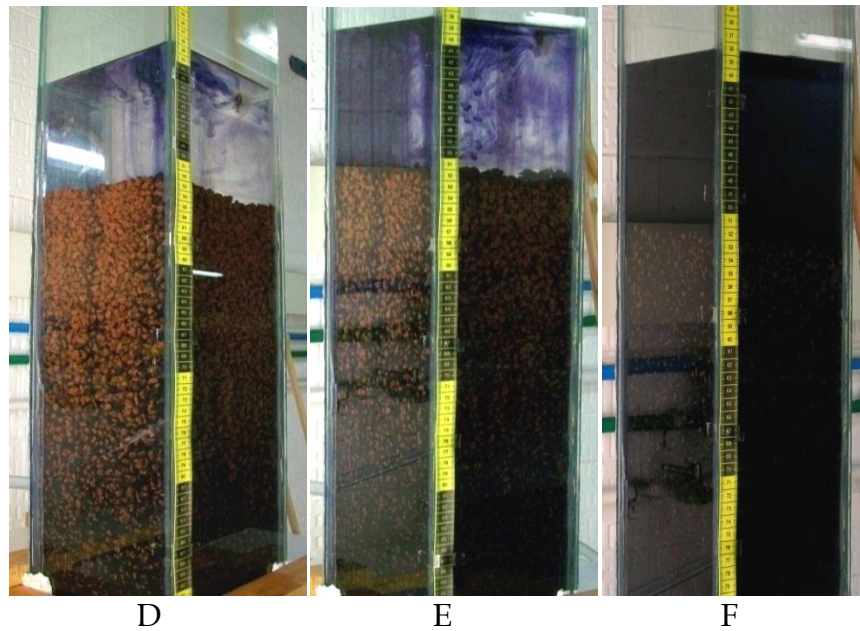
### 4.3 Pruebas de trazado en el filtro de vidrio

#### 4.3.1 Pruebas de trazado sin aireación

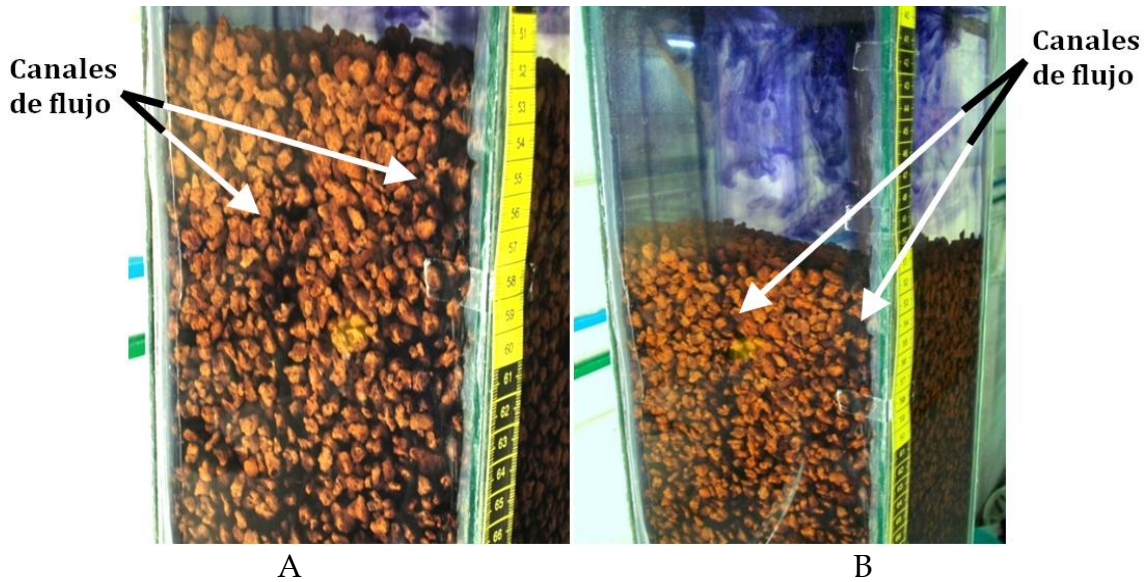
En las figuras 4.7-a y 4.7-b, de A hasta F se observa el avance del colorante a través del filtro sin aireación. Durante las pruebas de trazado sin aireación fue evidente la presencia de un perfil de flujo formado por el colorante que ingresaba al filtro y avanzaba a través del reactor. Conforme transcurrió el tiempo de las pruebas de trazado, el perfil formado por el colorante se volvió difuso, debido a que se formaron canales de flujo (figura 4.8 - A y B), donde la velocidad de flujo era mayor y el trazador pasaba a través del lecho filtrante en menor tiempo. La formación de dichos canales fue menos evidente al utilizar el tezontle de 9.5 mm.



**Figura 4.7-a.** Pruebas con colorante. De A a C se muestra la parte inferior del filtro y el comienzo del perfil de concentración de colorante y su desarrollo hasta aproximadamente la mitad de la profundidad.



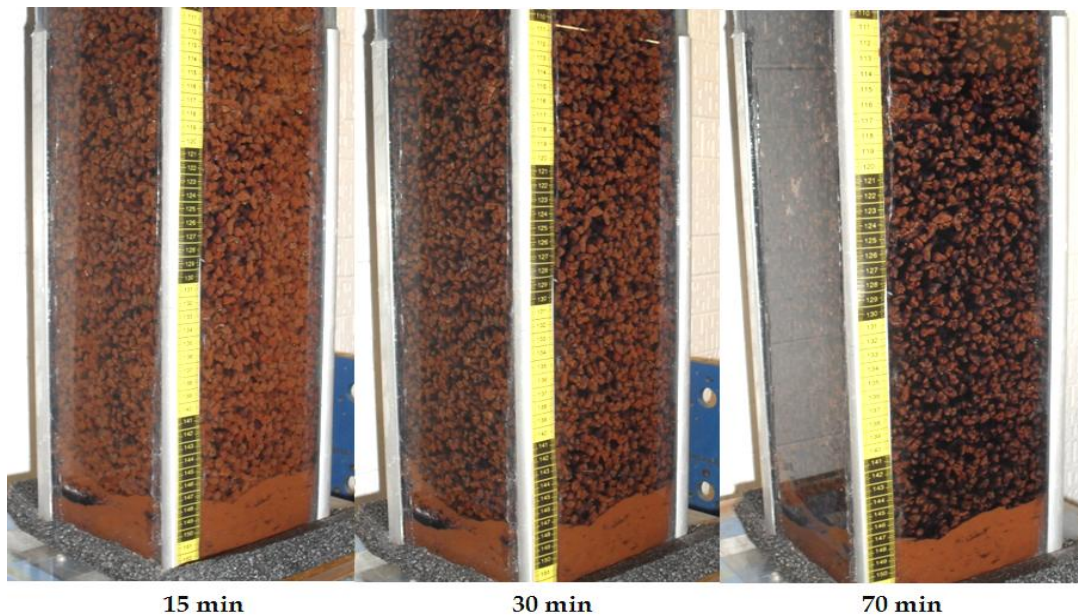
**Figura 4.7-b.** Continuación de pruebas con colorante. De D a F se muestra la continuación del perfil de colorante en la parte superior del filtro.



**Figura 4.8.** Canales de flujo. A y B muestran los canales de flujo formados en la prueba con colorantes sin aireación.

#### 4.3.2 Pruebas de trazado con aireación

Al usar la aireación, el colorante no formaba ningún perfil y prácticamente desde el inicio de la prueba, el colorante llegaba hasta la parte superior del filtro: La distribución del colorante a lo largo del filtro era uniforme y la intensidad del color aumentó con el tiempo hasta que el color del contenido del filtro igualó al de la solución de colorante alimentada (figura 4.9).



**Figura 4.9.** Pruebas de trazado con aireación.



### 4.3.3 Interpretación de las pruebas de trazado

En las figuras 4.10 y 4.11 se muestran los resultados obtenidos para las pruebas de trazado. Se propusieron tres tiempos de retención hidráulica (TRH = 113, 235 y 349 min) y la alimentación de agua se ajustó para cumplir con dichos tiempos. Para las pruebas sin aireación los TRH obtenidos fueron ligeramente mayores a los propuestos inicialmente y el comportamiento del sistema esperado fue de un reactor de flujo pistón. Por el contrario, para las pruebas con aireación los TRH obtenidos fueron mucho menores a los propuestos y el comportamiento del sistema fue más similar al esperado para un reactor completamente mezclado. En todas las pruebas de trazado los TRH obtenidos con el filtro empacado con partículas de 4.75 mm fueron mayores en comparación con los TRH correspondientes al reactor empacado con tezontle de 9.5 mm.

En las figuras 4.10 y 4.11 se puede observar que para las pruebas con aireación se obtuvo un comportamiento de tipo lineal y la pendiente que se obtuvo para las partículas de 4.75 mm fue menor en comparación con las partículas de 9.5 mm; este comportamiento implica que los TRH para el reactor empacado con partículas de 9.5 mm fueron menores que los obtenidos para las partículas de 4.75 mm. Para las pruebas sin aireación, las curvas generadas para las partículas de 9.5 se asemejan a una función escalón y las curvas correspondientes a las partículas de 4.75 tienen similitud con una función sigmoïdal; sin embargo, se observó que antes de alcanzar los valores de TRH propuestos (línea roja) hay un incremento en la pendiente, lo cual difiere del comportamiento de una función escalón y es debido a la formación de canales.

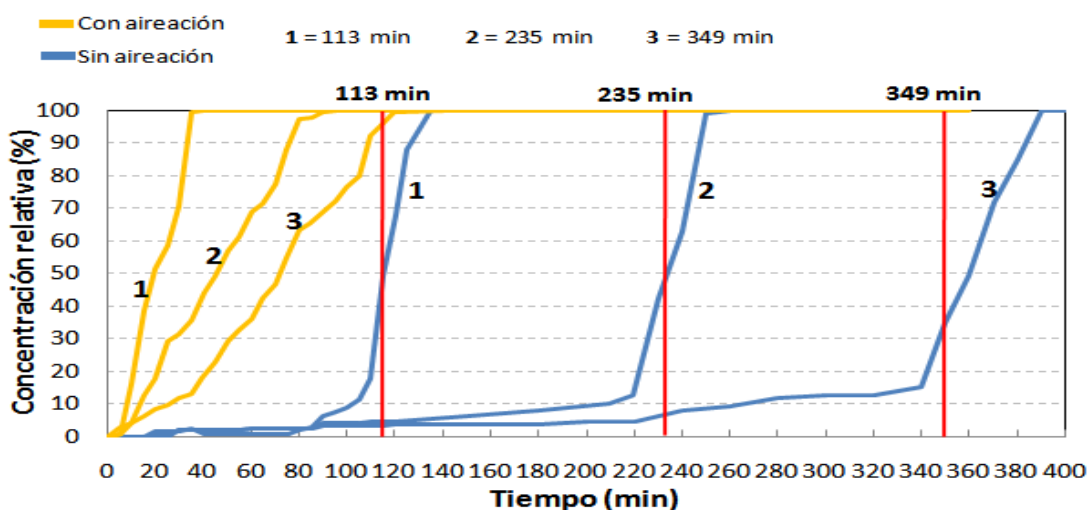
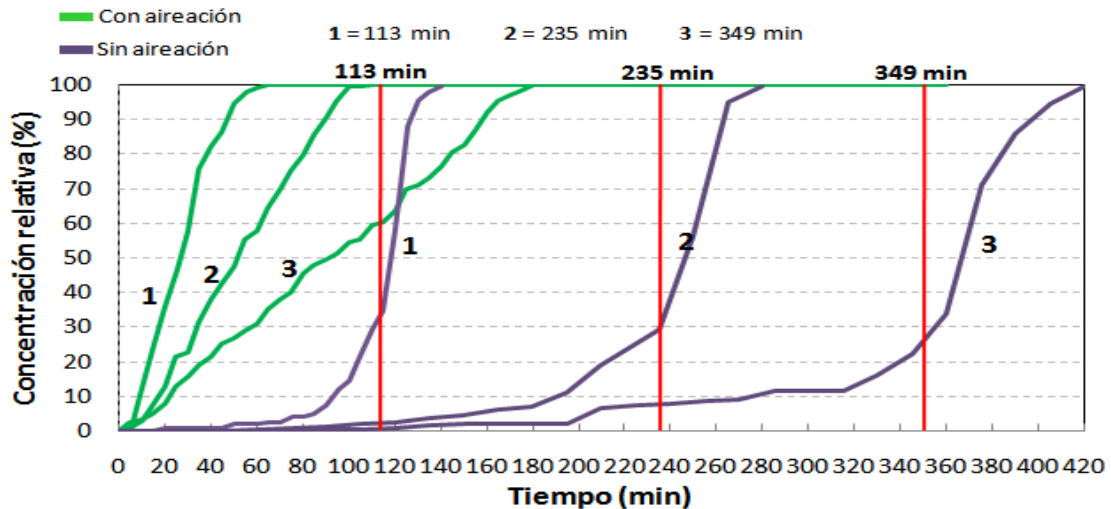


Figura 4.10. Pruebas de trazado para las partículas con diámetro de 9.5 mm.



**Figura 4.11.** Pruebas de trazado para las partículas con diámetro de 4.75 mm.

Se consideró el comportamiento hidráulico del lecho empacado como un reactor de flujo pistón en el caso de las pruebas realizadas sin aireación y como un reactor completamente mezclado para las pruebas con aireación (Smith, 1970).

Las pruebas de trazado en el filtro de vidrio se llevaron a cabo en colaboración con la M en I. Cobos-Becerra Y., y en su trabajo de doctorado ella hace un análisis más extenso de los resultados. (Cobos-Becerra, 2012).

#### 4.4 Operación de los filtros piloto

Para el arranque de los filtros piloto, se decidió iniciar empleando la carga orgánica más baja (1.1 kgDQO/m<sup>3</sup>d). Considerando los valores promedio de DQO de años anteriores del agua residual de la PTAR de ciudad universitaria, se ajustaron los caudales de las bombas de alimentación, pero debido a que se presentaron variaciones significativas en los caudales la CO utilizada era diferente. Por lo cual, el caudal de alimentación a cada filtro se evaluó tres veces por semana y si se encontraba alguna variación, se realizaba el ajuste pertinente. Debido a que se logró estabilizar el caudal de alimentación para los dos filtros, fue posible confiar en la veracidad de los resultados.

Debido a que se trabajó con agua residual municipal, durante el transcurso de la experimentación, la cantidad de nutrientes contenidos en el influente de los filtros fue variable, lo cual resultó en una COv aplicada variable. En la figura 4.12 se presenta la COv aplicada a ambos filtros durante la experimentación. Las variaciones de COv en los filtros se debieron a las diferencias de caudales de las bombas de alimentación en cada filtro pero, a partir del día 37, se consiguió igualar los caudales y, por lo tanto, la COv fue la misma para los dos reactores.

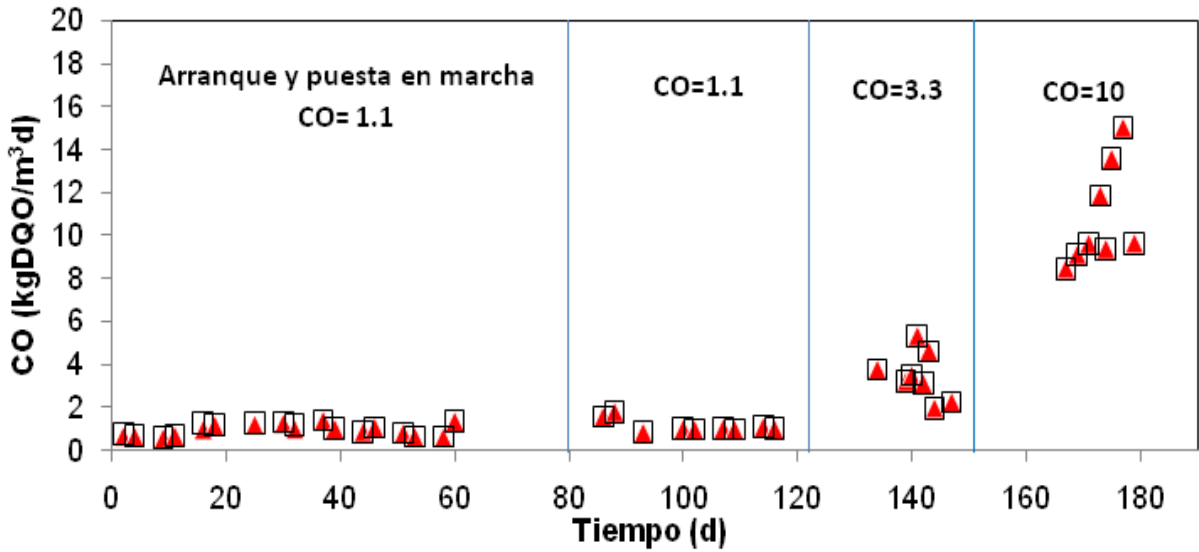


Figura 4.12. Carga orgánica volumétrica. ▲ 9.5mm □ 4.75mm

Los dos reactores operaron con la misma  $CO_v$ , sin embargo, como se puede ver en la figura 4.13, debido a la diferencia de área superficial específica entre el material de empaque de los filtros, la  $CO_s$  aplicada al filtro empacado con  $D_p=4.75$  mm es mucho menor que la aplicada al filtro empacado con  $D_p=9.5$  mm. La diferencia de la  $CO_s$  aplicada a los filtros se hace más evidente a mayor  $CO_v$ . Por ejemplo para la  $CO_v = 10\text{kgDQO/m}^3\text{d}$ , el filtro con  $D_p=4.75$  mm operó con una  $CO_s = 5.6\text{gDQO/m}^2\text{d}$  y el otro reactor operó con una  $CO_s$  de  $24.6\text{gDQO/m}^2\text{d}$ .

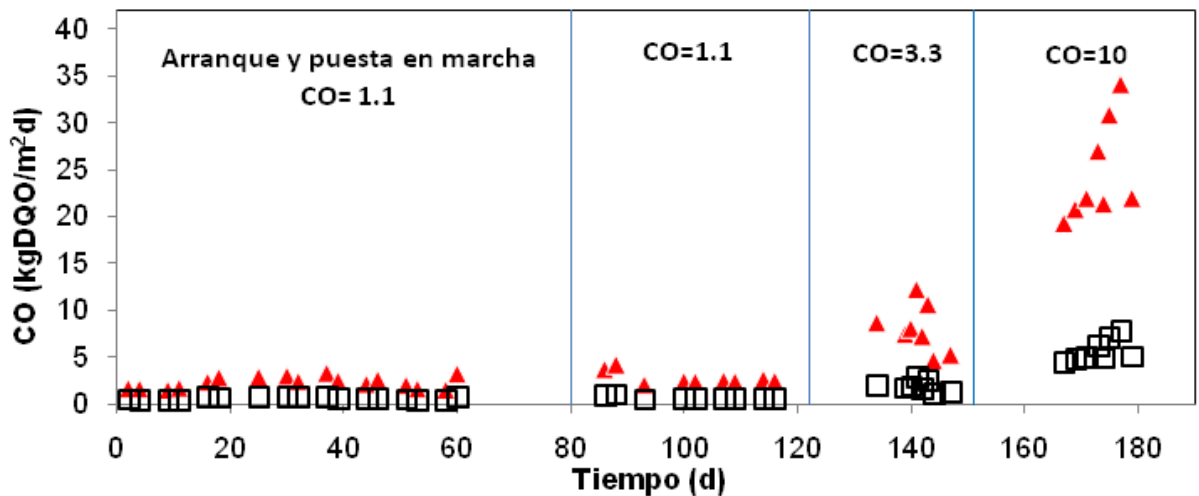
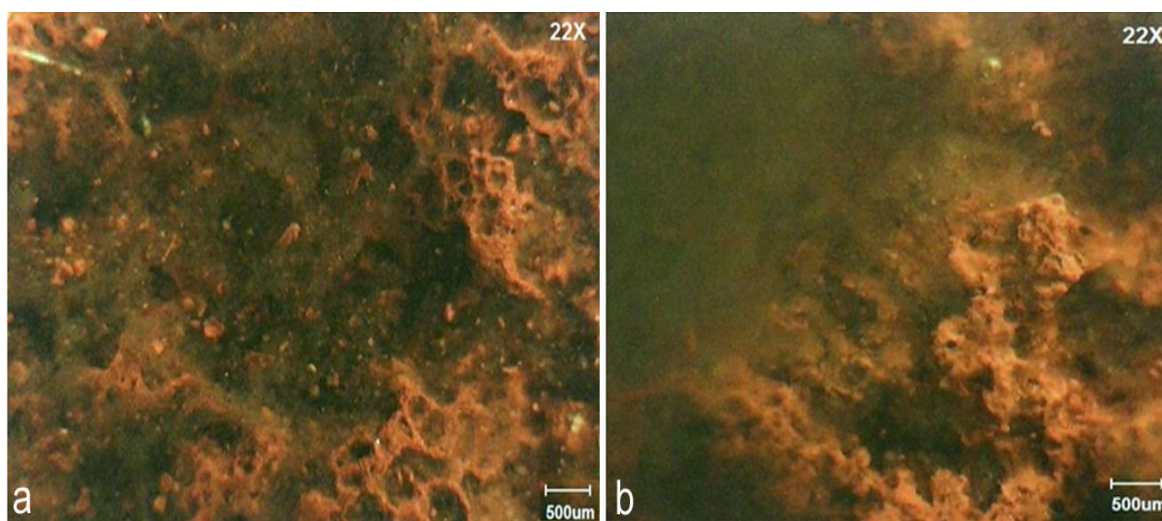


Figura 4.13. Carga orgánica superficial. ▲ 9.5mm □ 4.75mm

#### 4.4.1 Formación de la biopelícula

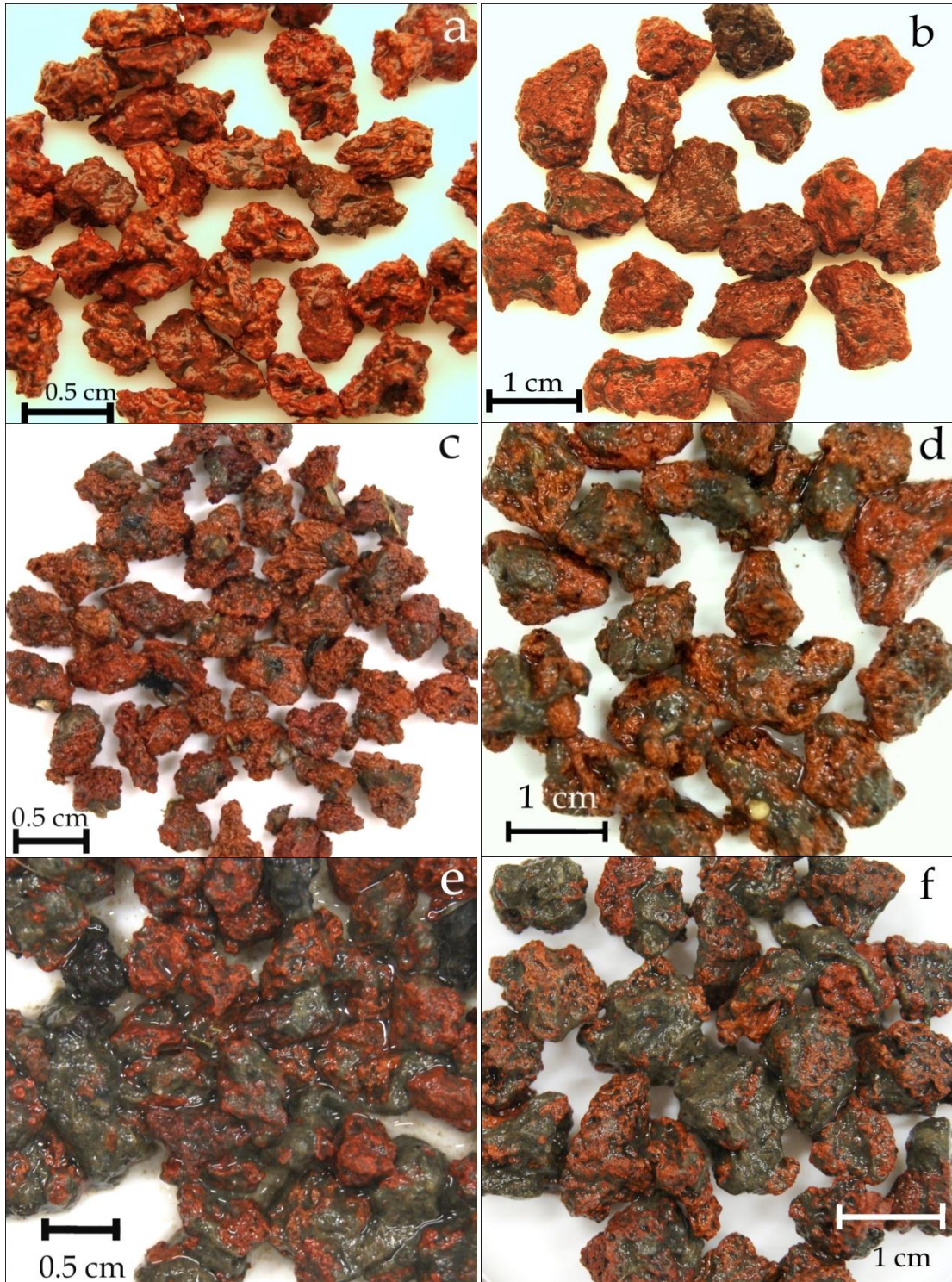
La formación de la biopelícula en los poros se determinó por apreciación visual y observaciones al microscopio óptico en muestras de las piedras después del retrolavado. Sobre la superficie del material se observó una capa gris gelatinosa; también en la parte interior de los poros y otra fuera de los poros cubriendo las zonas ligeramente más profundas de las piedras.

En la figura 4.14 se presentan imágenes de la biopelícula ( $CO_v=1.1 \text{ kgDQO/m}^3\text{d}$ ) obtenidas con el microscopio óptico a un aumento de 22X y es posible observar diferencias entre la biopelícula adherida a las piedras de los dos tamaños utilizados durante la experimentación. Para las piedras con  $D_p=9.5 \text{ mm}$ , la biopelícula sólo se encontró presente en determinadas zonas. Por el contrario en las piedras con  $D_p=4.75 \text{ mm}$  la biopelícula se encontraba distribuida más uniformemente sobre la superficie.



**Figura 4.14.** Vista al microscopio de la biopelícula adherida al tezontle. a)  $\phi=4.75 \text{ mm}$  y b)  $\phi=9.5 \text{ mm}$

En la figura 4.15 se pueden apreciar las partículas extraídas del reactor para cada una de las tres  $CO_v$  utilizadas durante la experimentación. Se puede observar que en las piedras provenientes de los dos reactores, donde se aplicó mayor  $CO_v$ , la cantidad de biopelícula adherida a las partículas de tezontle aumentaba considerablemente. También se puede apreciar el desgaste que sufrió el tezontle debido al choque entre partículas durante todo el periodo experimental.



**Figura 4.15.** Biopelícula formada sobre la superficie del tezontle. a) Tezontle de 4.75 mm con CO =1.1, b) tezontle de 9.5 mm con CO =1.1, c) tezontle de 4.75 mm con CO =3.3, d) tezontle de 9.5 mm con CO =3.3, e) tezontle de 4.75 mm con CO =10 y f) tezontle de 9.5 mm con CO =10 (CO= carga orgánica en kgDQO/m<sup>3</sup>d).

#### 4.4.2 Oxígeno disuelto, pH y temperatura

Para garantizar que los procesos biológicos tuvieran la cantidad adecuada de oxígeno, los valores de oxígeno disuelto en la parte superior del filtro se mantuvieron arriba de 4.0 mg/L durante el periodo experimental correspondiente a la  $COs = 1.1$  kgDQO/m<sup>3</sup>d (incluyendo el arranque del sistema). Cabe mencionar que la concentración de oxígeno disuelto fue medida únicamente en la parte superior del filtro, ya que el aire se inyectó por la parte inferior, por lo que se esperaba una concentración ligeramente inferior que en el punto de inyección.

Para las otras dos CO se aplicó el mismo flujo de aire, pero debido a que la cantidad de biomasa en el reactor fue mayor, la concentración de oxígeno disuelto en este punto fue menor (tabla 4.2). La cantidad de oxígeno disuelto en el efluente disminuyó cuando se aumentó la CO, debido a que en el reactor el aumento de la CO favorece una mayor concentración de microorganismos y por lo tanto la biopelícula consume más oxígeno.

**Tabla 4.2.** Valores promedio de oxígeno disuelto.

Carga orgánica (kgDQO/m <sup>3</sup> d)	TRH (h)	4.75 mm	9.5 mm
		O <sub>2</sub> efluente (mg/L)	O <sub>2</sub> efluente (mg/L)
1.2 ± 0.3	5.1 ± 0.0	4.0 ± 0.1	4.1 ± 0.1
3.5 ± 1.1	2.0 ± 0.0	2.5 ± 0.2	2.6 ± 0.2
10.9 ± 2.4	0.71 ± 0.0	1.1 ± 0.1	1.1 ± 0.2

El pH se mantuvo sin cambios significativos (figura 4.16), con valores entre 7.2 y 8.5 para influente, 7.2 y 8.1 para el efluente del filtro con  $D_p=4.75$  mm, y entre 7.2 y 8.2 para el efluente del filtro con  $D_p=9.5$  mm, Estos valores son adecuados para los microorganismos presentes en el reactor. En los sistemas biológicos los procesos de nitrificación producen una ligera disminución en el pH (Millán, 2005), debido a que en la reacción de nitrificación se liberan iones hidronio:



En este tipo de sistemas, al ser sistemas cerrados donde el lecho filtrante permanece sumergido en el agua, la temperatura del agua es determinada, principalmente, por el agua suministrada la cual permaneció sin variaciones notables. Como se puede apreciar en la figura 4.17, la temperatura se mantuvo entre 19 y 22 °C todo el tiempo. El pequeño incremento de la temperatura en el efluente, se atribuye a que durante el día los reactores estuvieron expuestos a la radiación solar directa.

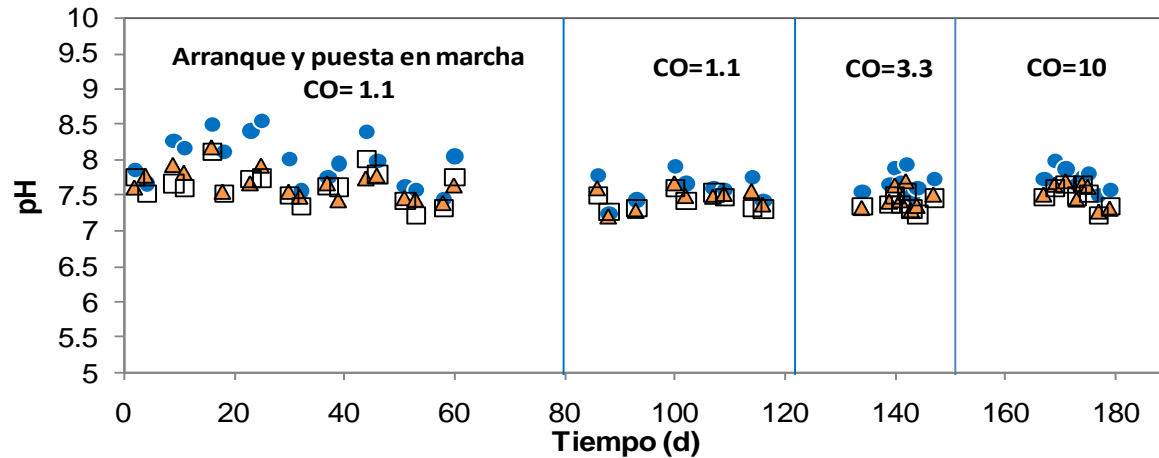


Figura 4.16. Valores de pH durante la experimentación.  
 ● Influyente □ Efluente 4.75 mm ▲ Efluente 9.5 mm

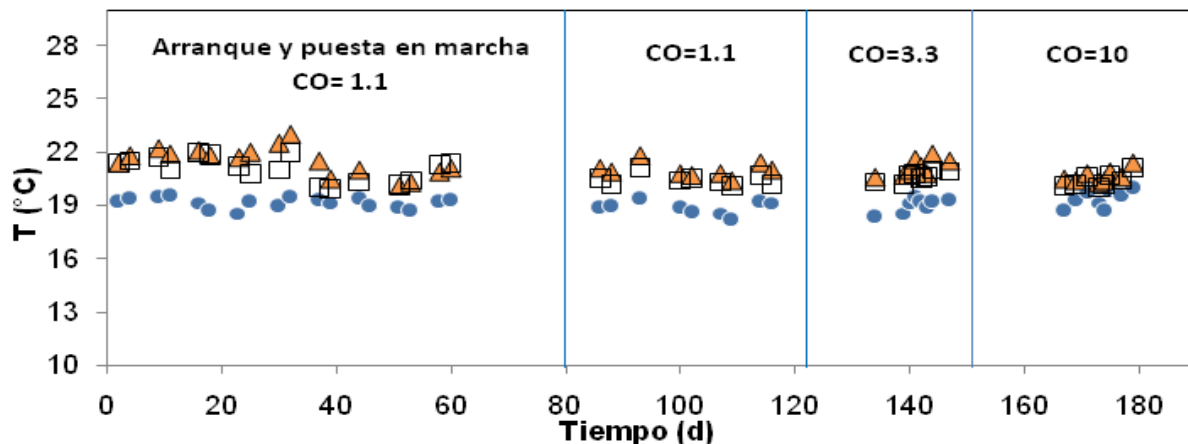


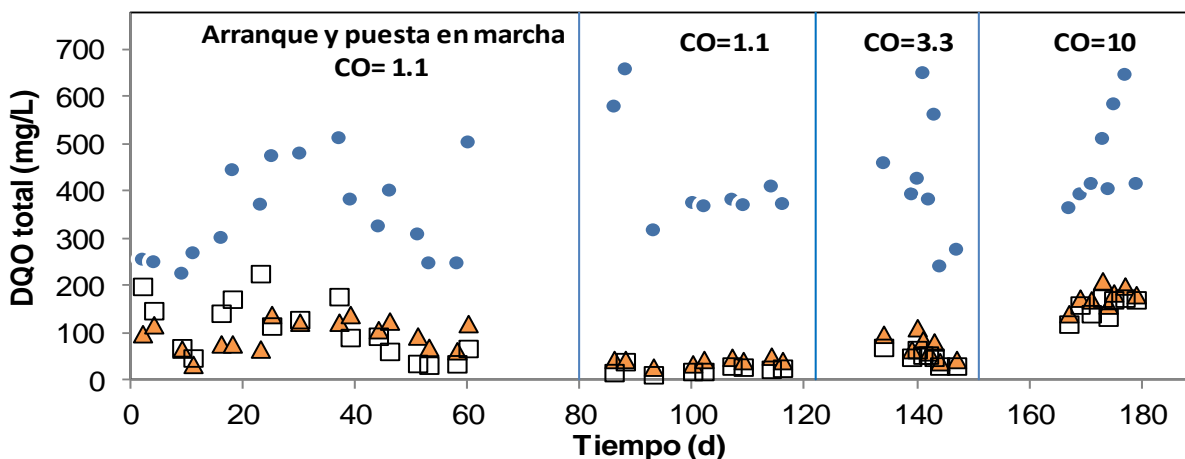
Figura 4.17. Valores de temperatura durante la experimentación.  
 ● Influyente □ Efluente 4.75 mm ▲ Efluente 9.5 mm

#### 4.4.3 Comportamiento de la demanda química de oxígeno

La DQO es uno de los parámetros más importantes para conocer el desempeño de un sistema biológico de tratamiento de agua residual, es por esta razón que se le dio especial seguimiento durante la experimentación. En la figura 4.18 se puede apreciar que durante el periodo experimental, el valor de la DQO total en el influente presentó grandes variaciones: el rango de valores fue de 240 a 660 mgO<sub>2</sub>/L.

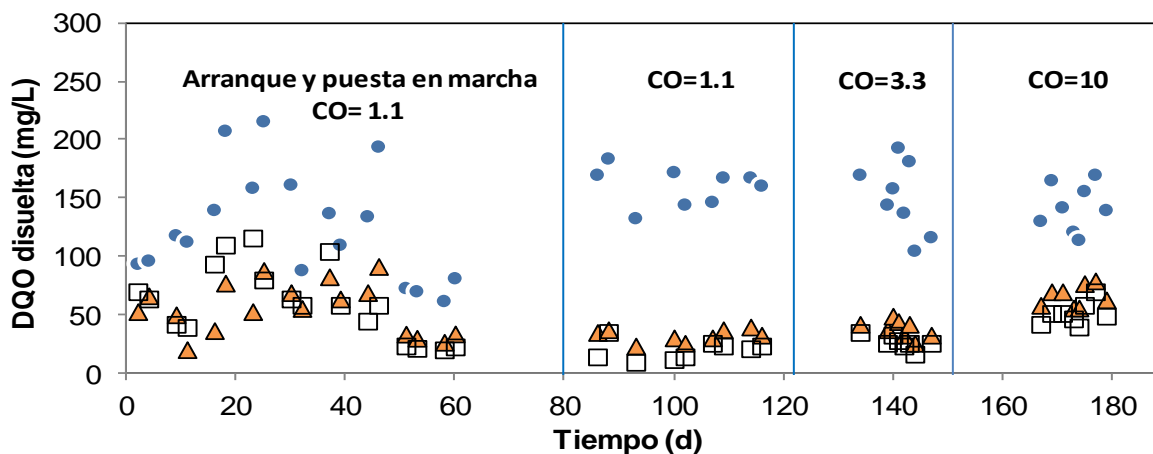
Desde los primeros días de la etapa de arranque, se observó una disminución de la DQO total en ambos filtros (figura 4.18). Después del día 40 y hasta el final de la experimentación, el filtro empacado con piedras de 4.75 mm presentó una mejor capacidad de remoción, comparado con el filtro empacado con piedras de 9.5 mm. Esta mejor capacidad de remoción fue entre 4 y 14% mayor para el reactor empacado con tezontle de 4.75 mm.

Es importante resaltar que las concentraciones mostradas en la figura 4.18 y en las demás figuras del capítulo de resultados (con excepción de los perfiles de concentración), se obtuvieron del análisis de muestras compuestas (inciso 3.6) y son concentraciones puntuales, por lo que en ninguna de las figuras se indica la desviación estándar.



**Figura 4.18.** Comportamiento de la DQO total.  
 ● Influyente □ Efluente 4.75 mm ▲ Efluente 9.5 mm

También se analizó la concentración de DQO disuelta. En la figura 4.19 se muestran los resultados obtenidos, se puede observar que las concentraciones presentaron un comportamiento similar a las detectadas para la DQO total. Desde que se arrancaron los reactores se observó que la DQO disuelta sufrió un decremento y después de cierto tiempo, el reactor empacado con tezontle de 4.75 mm alcanzó una mejor remoción respecto al reactor empacado con tezontle de 9.5 mm. Además se puede observar que la remoción de DQO fue mayor al utilizar la CO más baja (1.1kgDQO/m<sup>3</sup>d).



**Figura 4.19.** Comportamiento de la DQO disuelta.  
 ● Influyente □ Efluente 4.75 mm ▲ Efluente 9.5 mm



En las figura 4.20 y 4.21 se muestran los porcentajes de remoción de DQO total y DQO disuelta. En ambos gráficos se observa que la remoción de DQO se favorece cuando el sistema se opera con CO bajas. Con la carga orgánica más baja (1.1 kgDQO/m<sup>3</sup>d) se alcanzó una remoción de hasta 95% aproximadamente en el filtro empacado con partículas de menor tamaño.

Los resultados muestran que tanto para la DQO total como para la disuelta, ambos reactores a menor CO tienen una mayor capacidad de amortiguar las variaciones de la concentración de DQO en el influente. Es importante resaltar que aunque el influente presentó grandes variaciones, los efluentes de los reactores tuvieron un contenido de DQO mucho menor y concentraciones de DQO cercanas entre sí.

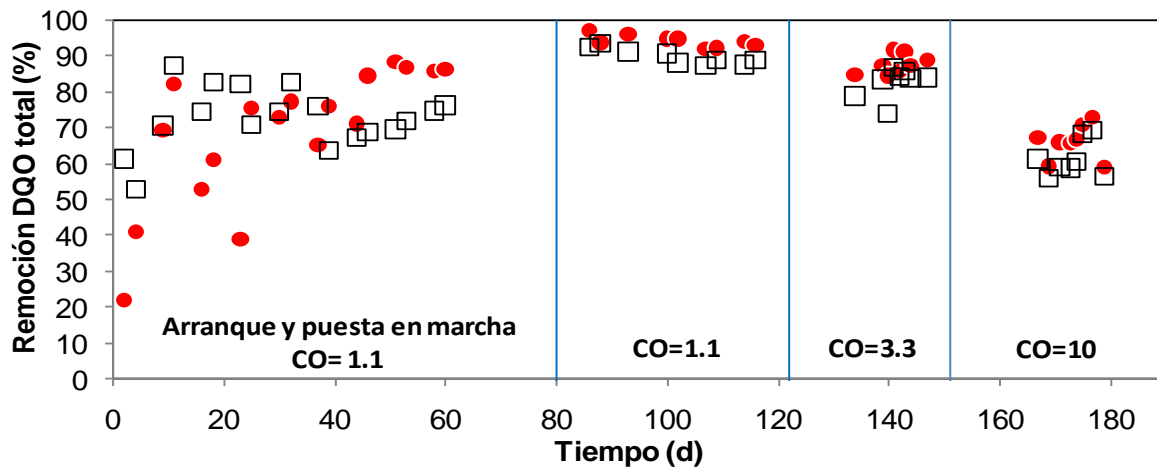


Figura 4.20. Remoción de DQO total. □ 9.5 mm ● 4.75 mm

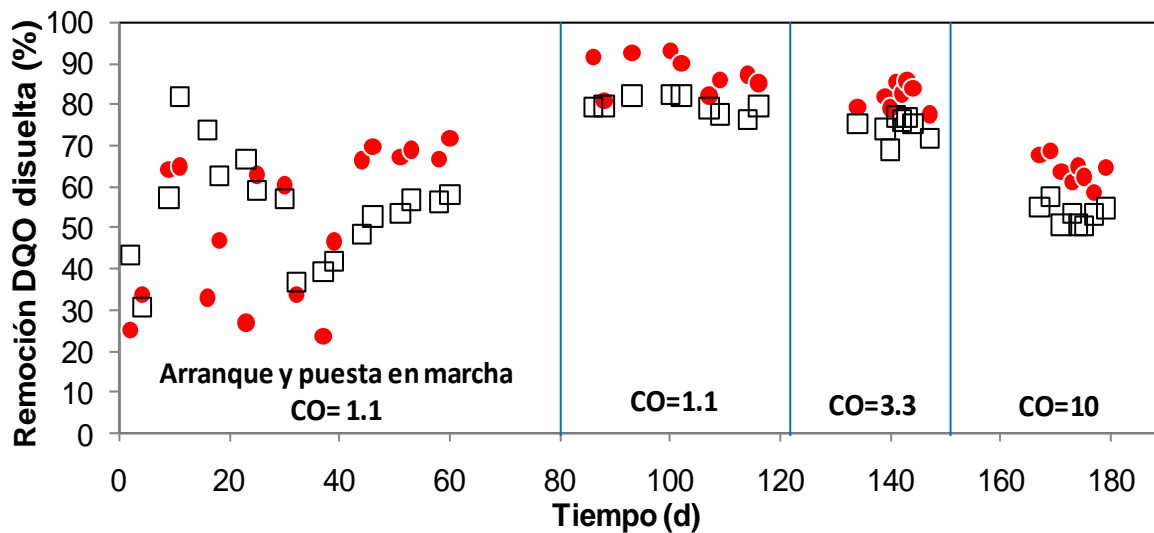


Figura 4.21. Remoción de DQO disuelta. □ 9.5 mm ● 4.75 mm

En la figura 4.22 se muestran los valores de remoción de DQO total respecto a la CO promedio. Se puede observar que la variación de la remoción de DQO fue inversamente proporcional a la CO aplicada y durante todo el periodo experimental (una vez estabilizado el sistema), el filtro que contenía tezontle de menor tamaño alcanzó mejores valores de remoción.

En la tabla 4.3 se puede apreciar que la mayor remoción de DQO total, 94% para el reactor con tezontle de 4.75 mm y 90% para el reactor con tezontle de 9.5 mm, se consiguió con la CO más baja. También se puede observar que la menor remoción de DQO total, 64% para el filtro que contiene partículas de 4.75 mm y 60% para el otro filtro, se obtuvo con la CO más alta.

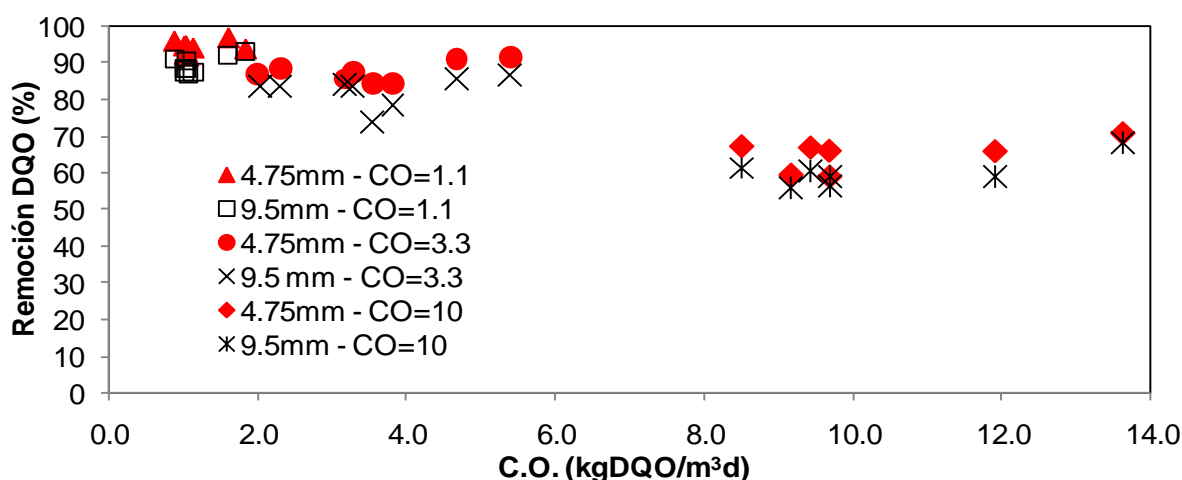


Figura 4.22. Remoción de DQO total con respecto a la carga orgánica.

Tabla 4.3. Valores promedio de DQO total.

Carga orgánica (kgDQO/m³d)	TRH (h)	Influyente (mgO <sub>2</sub> /L)	4.75 mm		9.5 mm	
			Efluente (mgO <sub>2</sub> /L)	Remoción (%)	Efluente (mgO <sub>2</sub> /L)	Remoción (%)
1.2 ± 0.3	5.1 ± 0.0	428 ± 113.7	24 ± 8.4	94 ± 1.7	43 ± 7.0	90 ± 2.2
3.5 ± 1.1	2.0 ± 0.0	426 ± 136.0	51 ± 14.3	88 ± 2.7	74 ± 25.4	74 ± 4.2
10.9 ± 2.4	0.71 ± 0.0	469 ± 102.3	156 ± 21.3	66 ± 4.8	179 ± 22.0	61 ± 5.0

La tabla 4.4 muestra los resultados de la remoción de DQO disuelta y se observa un comportamiento similar al presentado para la remoción de DQO total. Al comparar las tablas 4.3 y 4.4 se observa que con la CO más baja la DQO total en el efluente fue casi igual a la disuelta, mientras que para la CO más alta, la DQO disuelta sólo representó aproximadamente la tercera parte de la DQO total presente en el efluente. Por lo tanto, para la CO=1.1 kgDQO/m³d esto indica que no existía casi material

particulado en el efluente (sólidos en suspensión), por lo que la materia orgánica presente estaba de forma soluble.

Tabla 4.4. Valores promedio de DQO disuelta.

Carga orgánica (kgDQO/m <sup>3</sup> d)	TRH (h)	Influyente (mgO <sub>2</sub> /L)	4.75 mm		9.5 mm	
			Efluente (mgO <sub>2</sub> /L)	Remoción (%)	Efluente (mgO <sub>2</sub> /L)	Remoción (%)
1.2 ± 0.3	5.1 ± 0.0	161 ± 16.2	20 ± 8.1	87 ± 4.4	33 ± 5.5	80 ± 2.1
3.5 ± 1.1	2.0 ± 0.0	151 ± 30.9	27 ± 5.7	82 ± 3.0	39 ± 7.5	74 ± 2.8
10.9 ± 2.4	0.71 ± 0.0	143 ± 20.2	52 ± 9.6	64 ± 3.3	67 ± 9.2	53 ± 2.5

En las figuras 4.23 y 4.24 se observan los perfiles de DQO total y DQO disuelta. Se puede apreciar que conforme el agua residual avanzó a través de la altura del filtro el valor de la DQO disminuyó hasta alcanzar los valores finales mostrados en las tablas anteriores. También es posible apreciar la diferencia que exhibieron los reactores en la capacidad de degradación ya que, de acuerdo con las figuras 4.23 y 4.24, el filtro empacado con partículas de tezontle de 4.75 mm requería de una menor altura de lecho empacado para alcanzar los mismos valores de remoción que el filtro empacado con el tezontle de 9.5 mm. Esta mejor capacidad de degradación que exhibió el filtro con tezontle de 4.75 mm, en relación con la altura de empaque, se atribuye a su mayor área superficial específica y por lo tanto a la menor carga orgánica superficial con la que opera.

En los perfiles de DQO que se muestran para ambos filtros, es evidente que con cada CO se obtuvieron remociones diferentes. Incluso la forma de las curvas de la CO más alta difiere de los perfiles obtenidos para las otras dos cargas orgánicas. El resto de los perfiles de DQO se pueden consultar en el anexo 1.

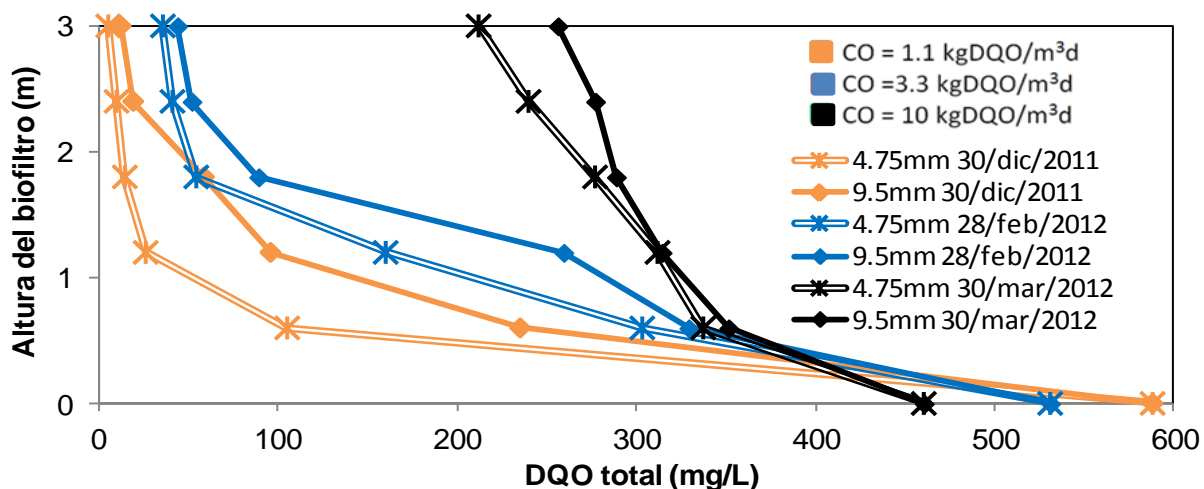


Figura 4.23. Perfil de DQO total bajo diferentes condiciones de operación.

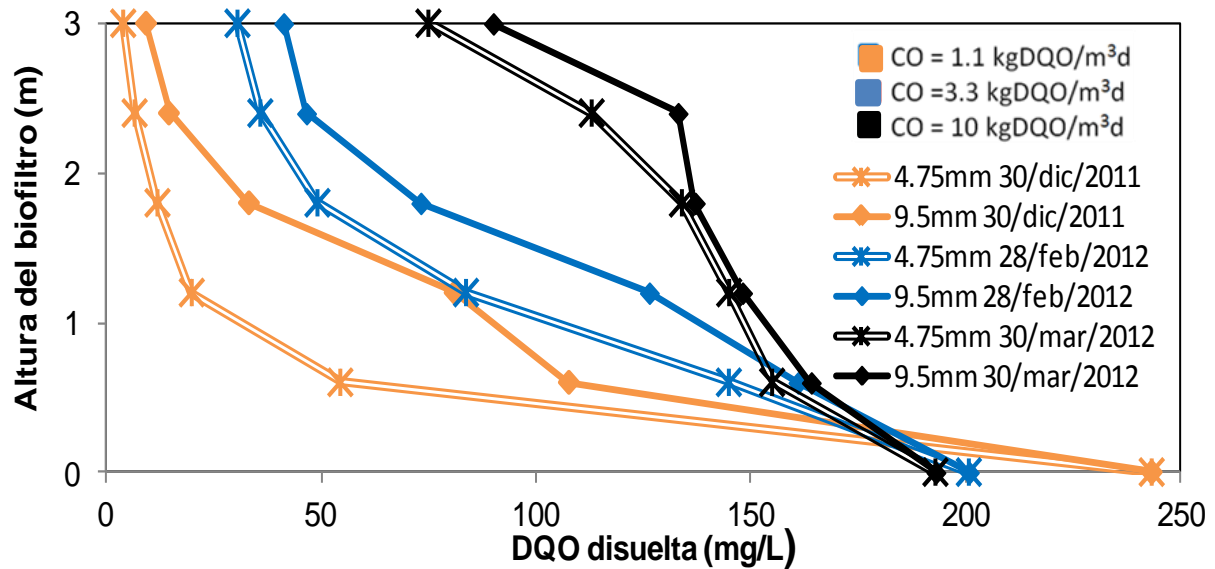


Figura 4.24. Perfil de DQO disuelta bajo diferentes condiciones de operación.

#### 4.4.4 Comportamiento de los SST

Durante todo el periodo experimental, la concentración de SST presentes en el agua residual alimentada a los reactores fue uno de los parámetros que mayor variación presentó (figura 4.25). Como se muestra en la figura 4.25, se observa que la concentración de SST en el influente varió entre 128 y 544 mg/L; sin embargo, el efluente de ambos reactores exhibió un comportamiento estable, alcanzando concentraciones de 8 a 50 mg/L de SST.

En la figura 4.25 se observa que durante la etapa de arranque se obtuvieron concentraciones bajas de SST en el influente (100 mg/L aproximadamente). Esto se debió a un problema en la forma de tomar la muestra compuesta, ya que los SST quedaban atrapados en la manguera de muestreo. Posteriormente se resolvió el problema sustituyendo la manguera con diámetro interno de 3.1 mm por otra con diámetro interno de 7.9 mm. El cambio en la forma de muestreo del influente se aplicó a partir de la muestra correspondiente al día 18 de experimentación.

En la figura 4.26 se observa que en la etapa de arranque, a medida que transcurre el tiempo, la remoción de SST en ambos filtros aumentó paulatinamente y una vez que se alcanzó la estabilización, los porcentajes de remoción de ambos filtros fueron similares. Aunque ambos reactores alcanzaron remociones similares, el filtro empacado con partículas de 4.75 mm exhibió una capacidad ligeramente mayor para remover SST. También se observa que la mejor remoción se obtuvo con la CO más baja y disminuyó al aumentar la CO.

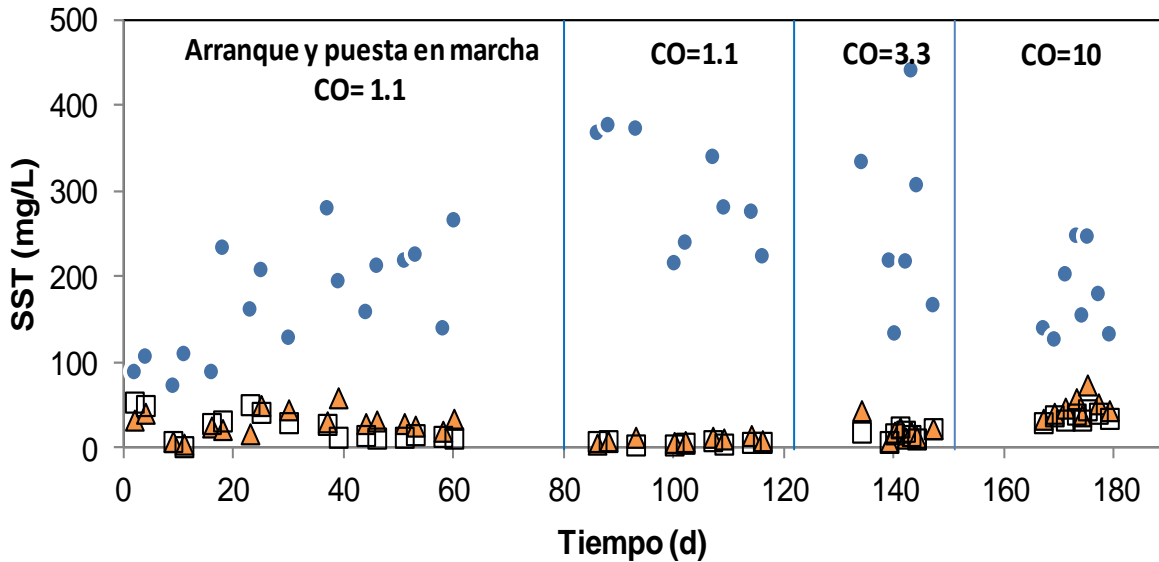


Figura 4.25. Comportamiento de los SST con respecto a los días de experimentación. ● Influyente □ Efluente 4.75 mm ▲ Efluente 9.5 mm

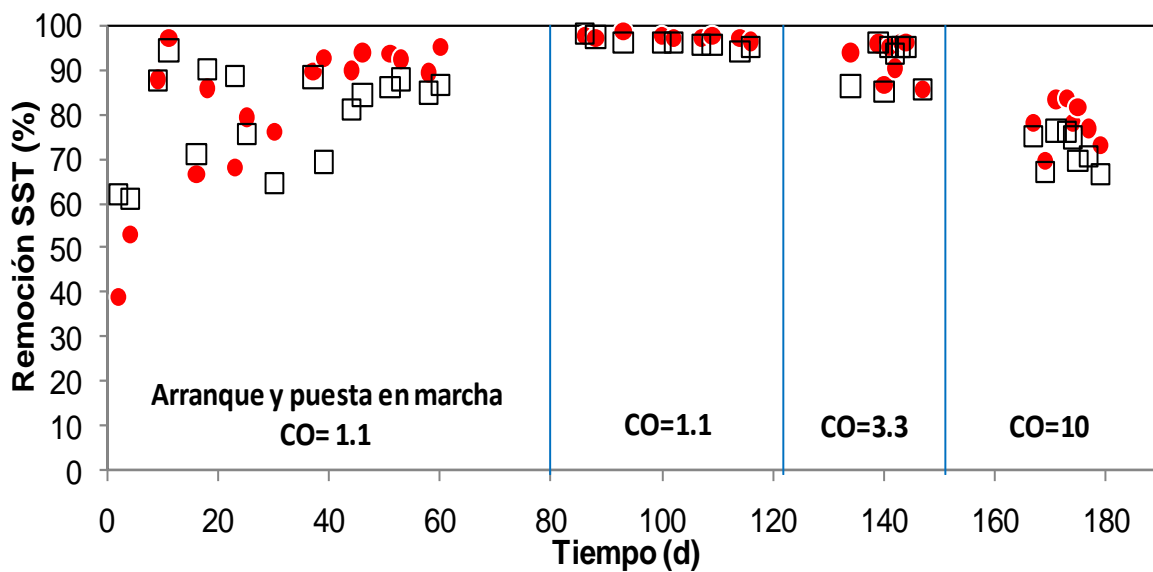


Figura 4.26. Remoción de SST. □ 9.5 mm ● 4.75 mm

La figura 4.27 muestra la relación entre el % de remoción de SST y la CO aplicada en los filtros. Se observa que para la  $CO=1.1 \text{ kgDQO/m}^3\text{d}$ , en ambos filtros, el grupo de datos representado generó un grupo muy compacto: las variaciones de la remoción fueron pequeñas y para ambos filtros siempre se obtuvieron remociones superiores al 90%. Además se puede apreciar que, conforme incrementa la CO, también aumenta la diferencia entre las remociones alcanzadas con los dos filtros.

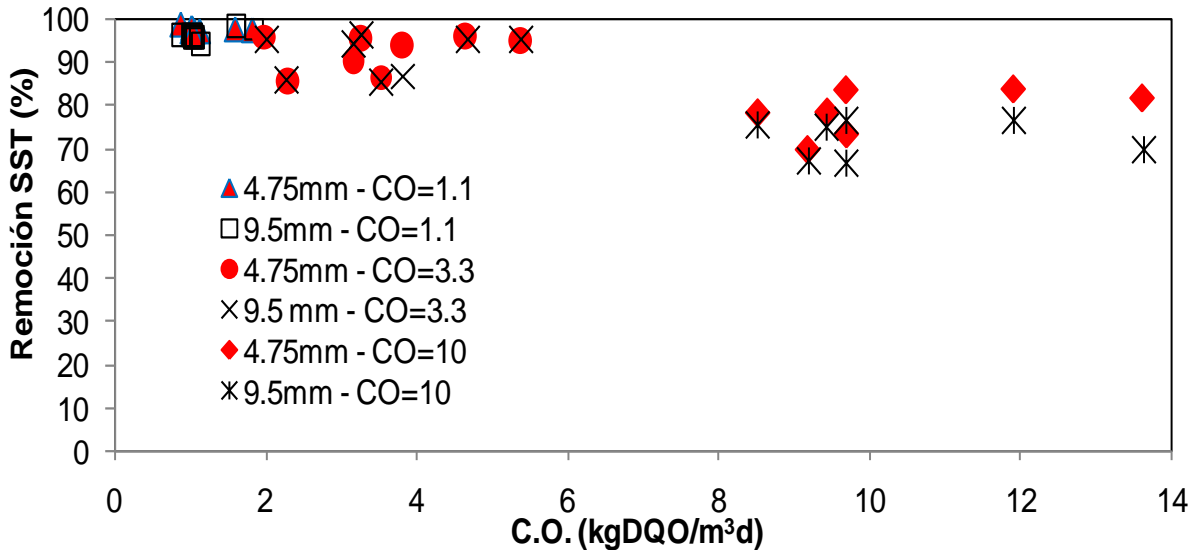


Figura 4.27. Remoción de SST con respecto a la carga orgánica.

En la tabla 4.5 se puede ver que la mayor remoción (97%) se obtuvo al aplicar la CO más baja en el filtro empacado con partículas de 4.75 mm. Además en ambos filtros, con las CO = 1.1 y 3.3 kgDQO/m³d, se alcanzaron remociones superiores a 90% lo cual indica que el aumento del caudal de alimentación (para incrementar la CO) afecta la remoción de SST en menor grado que a otros parámetros como la DQO. La operación física de filtrado es similar para los dos tamaños de partícula y sólo en la carga orgánica más alta es posible observar una diferencia significativa entre los resultados obtenidos.

Tabla 4.5. Valores promedio de SST para las diferentes CO.

Carga orgánica (kgDQO/m³d)	TRH (h)	SST Influyente (mg/L)	4.75 mm		9.5 mm	
			SST efluente (mg/L)	Remoción (%)	SST efluente (mg/L)	Remoción (%)
1.2 ± 0.3	5.1 ± 0.0	300 ± 66.0	8 ± 1.9	97 ± 0.6	11 ± 3.3	96 ± 1.2
3.5 ± 1.1	2.0 ± 0.0	296 ± 140.7	18 ± 5.8	93 ± 4.4	21 ± 11.2	92 ± 5.0
10.9 ± 2.4	0.71 ± 0.0	180 ± 49.1	38 ± 5.0	78 ± 4.9	50 ± 12.8	72 ± 4.1

Los perfiles que se obtuvieron para los filtros (figura 4.28) presentaron el mismo comportamiento de las muestras compuestas: la mejor remoción se logra con la CO más baja. En la figura 4.28 se puede observar que, aunque la concentración en la entrada al reactor para la CO = 1.1 kgDQO/m³d fue mayor, comparada con los perfiles correspondientes a las otras dos CO, el efluente de la CO más baja es el que menor concentración de SST presenta.

En la figura 4.28 sólo se muestra un perfil por cada CO, pero en el anexo 1 se pueden consultar todos los perfiles realizados para ambos reactores. Es importante mencionar que los perfiles mostrados en la figura 4.28, al igual que los demás perfiles de concentración mostrados en el capítulo de resultados, fueron seleccionados porque de los tres perfiles realizados para cada CO, presentaban un comportamiento medio y porque al presentar los perfiles de esta forma, se facilita su comparación.

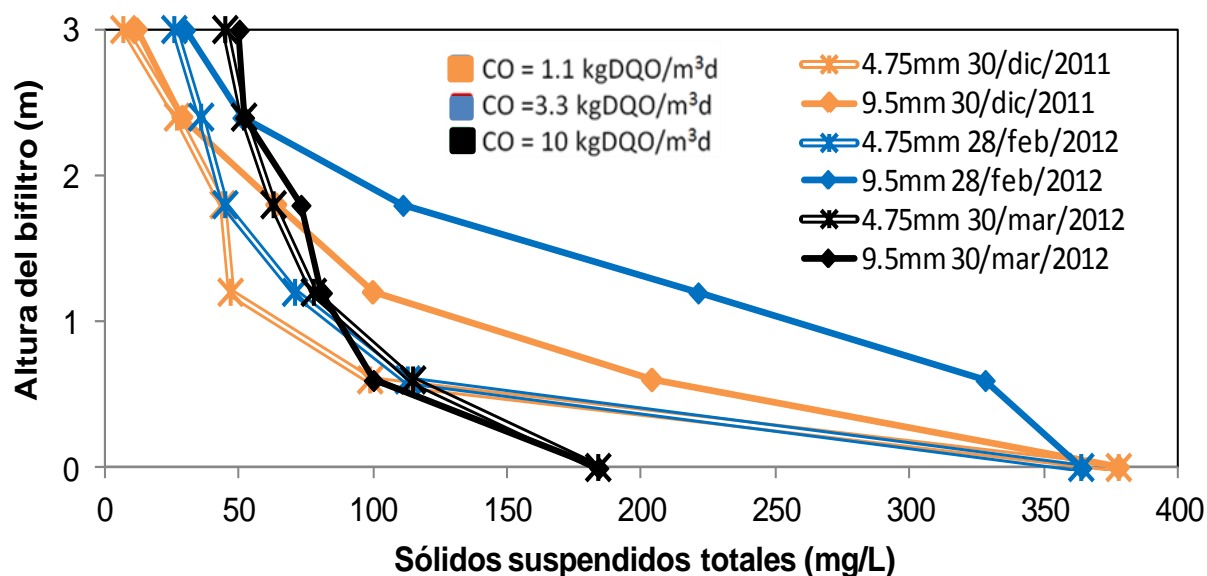
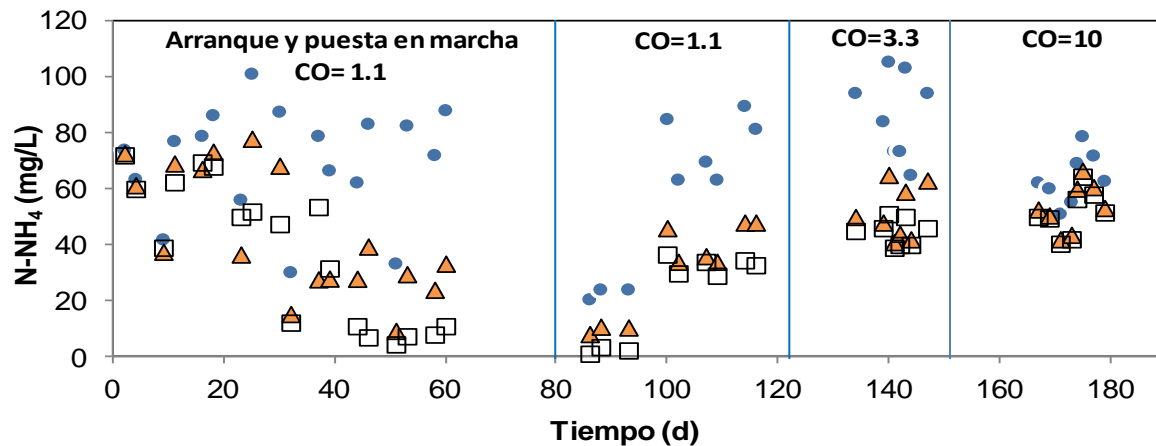


Figura 4.28. Perfil de SST bajo diferentes condiciones de operación.

#### 4.4.5 Comportamiento del nitrógeno amoniacal

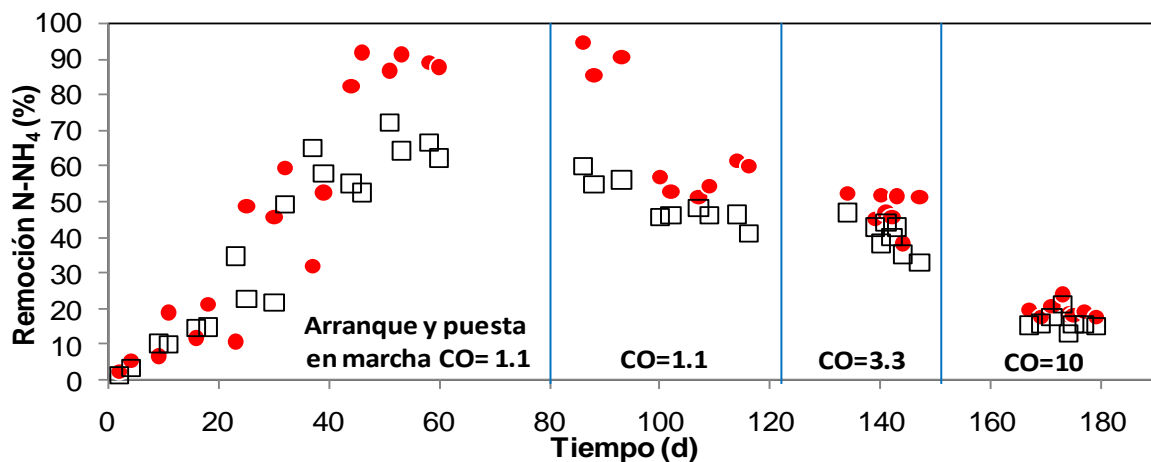
Debido a que el influente de los reactores piloto proviene sólo de ciudad universitaria, la composición del agua residual varía de acuerdo con las actividades dentro del campus. Lo anterior fue especialmente evidente en las concentraciones de nitrógeno amoniacal ( $N-NH_4$ ) detectadas en el agua cruda. En la figura 4.29, se puede observar que durante la experimentación se presentaron grandes variaciones en el contenido de  $N-NH_4$  del influente: las concentraciones se mantuvieron en un rango entre 20 y 105 mg/L. Las concentraciones bajas de  $N-NH_4$  de 20 mg/L corresponden al periodo vacacional y las concentraciones altas de  $N-NH_4$  de hasta 105mg/L se observaron durante el periodo normal de actividades dentro de la universidad.

Al inicio del periodo experimental, donde se aplicó una  $CO=1.1$  kgDQO/m<sup>3</sup>d, se puede identificar un conjunto de muestras con concentraciones bajas de  $N-NH_4$ . Ese conjunto de muestras corresponde al periodo vacacional, que es cuando casi no hay actividades dentro del campus y la generación de aguas residuales disminuye.



**Figura 4.29.** Comportamiento del N-NH<sub>4</sub> con respecto al tiempo que duró el trabajo experimental. ● Influyente □ Efluente 4.75 mm ▲ Efluente 9.5 mm

En la figura 4.30 se puede apreciar como durante la etapa de arranque, la remoción de N-NH<sub>4</sub> en los primeros días fue prácticamente de cero y conforme avanzó el tiempo de experimentación la remoción aumentó hasta llegar a un punto donde se estabilizó (aproximadamente en el día 100). Una vez estabilizado el sistema se observó que la remoción de N-NH<sub>4</sub> era superior en el filtro empacado con tezontle de 4.75 mm y que las CO bajas favorecían la remoción.



**Figura 4.30.** Remoción de N-NH<sub>4</sub>. □ 9.5 mm ● 4.75 mm

Las mejores remociones (aprox. 55%) se lograron con la CO =1.1 kgDQO/m<sup>3</sup>d en el reactor con piedras más pequeñas. Al inicio de la CO =1.1 kgDQO/m<sup>3</sup>d se muestra un conjunto de datos donde se alcanzaron remociones de hasta 90% pero, como ya se describió antes, esos datos corresponden al periodo vacacional y durante ese periodo la concentración de N-NH<sub>4</sub> en el influente disminuyó hasta alcanzar valores de 20 mg/L, por lo que la remoción aumentó drásticamente. Las concentraciones de N-NH<sub>4</sub> del periodo vacacional no fueron consideradas para el cálculo de los resultados que se presentan en la tabla 4.6.

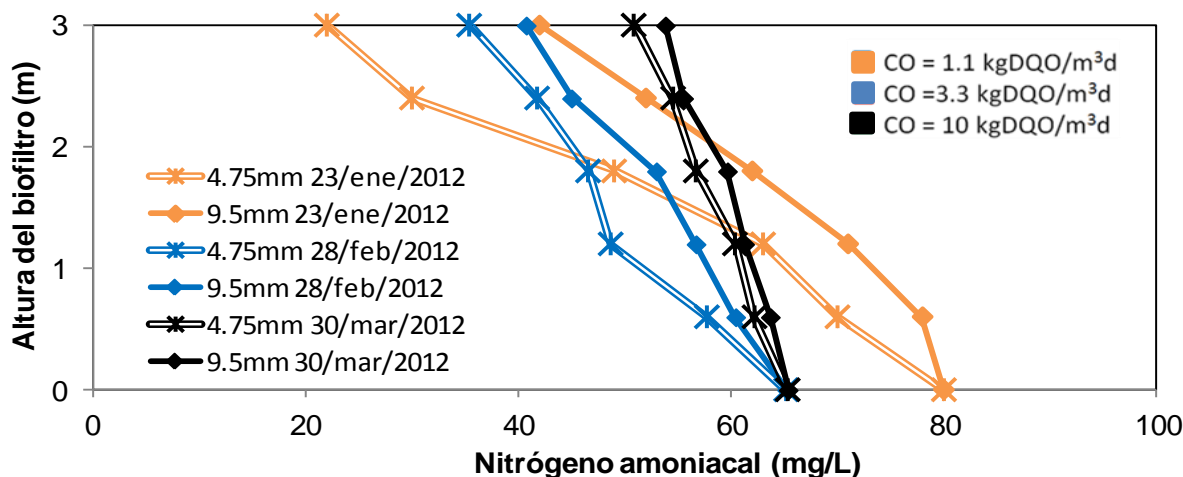


En la tabla 4.6 se puede ver que la mejor remoción fue de 56% con la CO más baja en el reactor con tezontle de 4.75 mm. La menor remoción que se obtuvo fue de 16% y corresponde a la CO más alta en el reactor empacado con piedras de 9.5 mm. Los resultados concuerdan con lo esperado debido a que, cuando se incrementó la CO, también aumentó la frecuencia de retrolavado y por lo tanto el TRC del sistema disminuyó. Lo anterior debido a que las bacterias nitrificantes poseen una velocidad de crecimiento menor que las demás bacterias que se encuentran en la biopelícula y por lo tanto, al aumentar la frecuencia de retrolavado, existe un mayor desprendimiento de biopelícula, lo que no permite el establecimiento de este tipo de bacterias al interior del biofiltro, lo cual es necesario para incrementar la masa de N-NH<sub>4</sub> eliminada por día en el sistema.

**Tabla 4.6.** Valores promedio de N-NH<sub>4</sub> en influente y efluente.

Carga orgánica (kgDQO/m <sup>3</sup> d)	TRH (h)	N-NH <sub>4</sub> influente (mg/L)	4.75 mm		9.5 mm	
			N-NH <sub>4</sub> efluente (mg/L)	Remoción (%)	N-NH <sub>4</sub> efluente (mg/L)	Remoción (%)
1.2 ± 0.3	5.1 ± 0.0	75 ± 11.4	33 ± 2.9	56 ± 4.0	41 ± 7.0	46 ± 2.4
3.5 ± 1.1	2.0 ± 0.0	87 ± 15.0	45 ± 4.6	48 ± 4.8	52 ± 9.6	40 ± 4.7
10.9 ± 2.4	0.71 ± 0.0	64 ± 9.0	52 ± 8.0	19 ± 2.1	54 ± 8.5	16 ± 2.4

Los perfiles que se obtuvieron para N-NH<sub>4</sub> (figura 4.31) presentaron el mismo comportamiento mencionado anteriormente para DQO y SST. Se observa un decrecimiento de la concentración de N-NH<sub>4</sub> conforme se avanza en la altura del filtro. Para las tres CO el reactor empacado con partículas de 4.75 mm alcanzó un mayor decremento en el contenido de N-NH<sub>4</sub> y Es importante resaltar que la nitrificación se favorece al usar CO bajas (figura 4.31).



**Figura 4.31.** Perfil de N-NH<sub>4</sub> bajo diferentes condiciones de operación.

#### 4.4.6 Comportamiento de los nitratos

El contenido de nitratos en el agua residual municipal común es muy bajo o casi nulo. Aun así se realizaron una serie de análisis del influente y se logró confirmar que la concentración de nitratos en el influente de los reactores era cercana a cero. Con el método analítico utilizado no fue posible detectar  $N-NO_3$  en el influente, lo que significa que su concentración era inferior a 0.1 mg/L.

Durante la etapa de arranque no se analizaron muestras para determinar  $N-NO_3$ , por lo cual, en la figura 4.32, el espacio correspondiente a esa etapa está vacío. En ambos reactores la mayor producción de nitratos fue con la  $CO = 1.1$  kgDQO/m<sup>3</sup>d. Con la  $CO = 3.3$  kgDQO/m<sup>3</sup>d la cantidad de nitratos producida apenas fue detectable y con la  $CO$  más alta no fue posible su cuantificación por estar debajo del límite de detección del método DIN 38405-9.

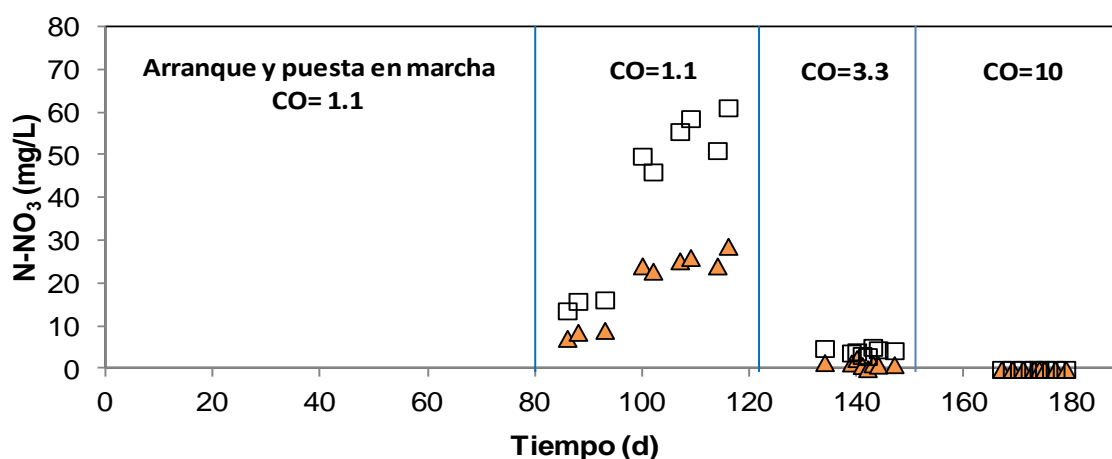


Figura 4.32. Comportamiento del  $N-NO_3$ . □ Efluente 4.75 mm ▲ Efluente 9.5 mm

En la tabla 4.7 se puede observar que la concentración más alta  $N-NO_3$  se detectó en el efluente del filtro empacado con piedras de 4.75 mm y la  $CO = 1.1$  kgDQO/m<sup>3</sup>d. Además es importante resaltar que con la carga orgánica más alta no se detectó la presencia de nitratos. Esto indica que al aplicar la  $CO = 10$  kgDQO/m<sup>3</sup>d, las bacterias nitrificantes no se pudieron establecer en los reactores, debido a la frecuencia de retrolavado y el TRC del sistema.

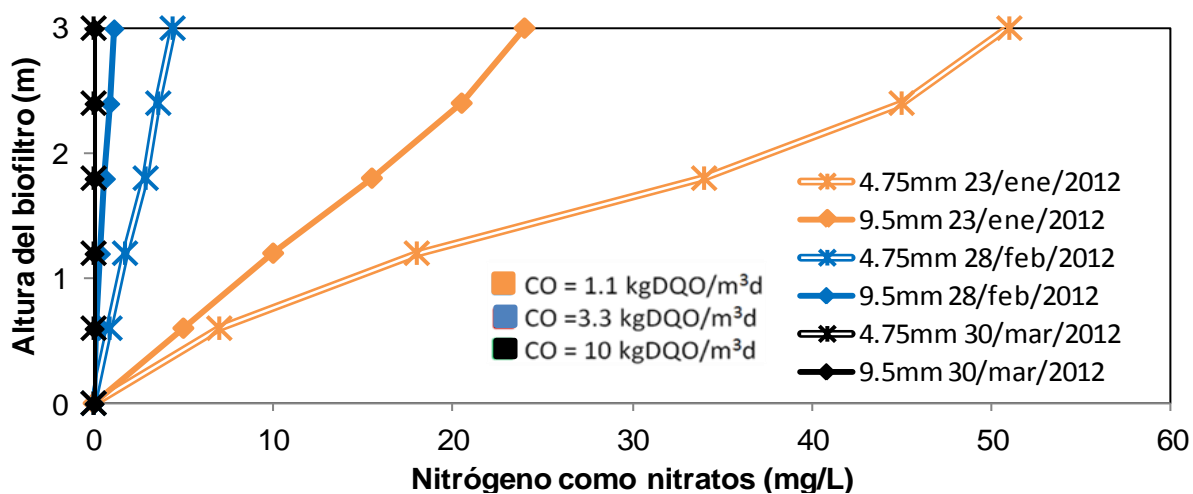
Millán, 2005 utilizó un biofiltro empacado con tezontle que tenía un área superficial específica de 390 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> y al operar con una  $CO = 1.24$  kgDQO/m<sup>3</sup>d obtuvo una producción de 19 mg/L. De acuerdo con lo anterior y al observar la tabla 4.7 se puede decir que el filtro empacado con tezontle de 4.75 mm (área superficial específica de 1952 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>) con una  $CO = 1.2$  kgDQO/m<sup>3</sup>d alcanzó una mayor producción de nitratos en comparación con el biofiltro utilizado por Millán en 2005 y esta diferencia en la concentración de nitratos se atribuye a la diferente área superficial específica del empaque utilizado.

De acuerdo con la tabla 4.7 la producción de nitratos disminuyó al aumentar la CO, esto concuerda con lo reportado por Millán en 2005, ella concluyó que los procesos de nitrificación se llevaron a cabo con mayor actividad a cargas orgánicas bajas.

**Tabla 4.7.** Valores promedio de N-NO<sub>3</sub> en influente y efluente.

Carga orgánica (kgDQO/m <sup>3</sup> d)	TRH (h)	N-NO <sub>3</sub> influente (mg/L)	4.75 mm	9.5 mm
			N-NO <sub>3</sub> efluente (mg/L)	N-NO <sub>3</sub> efluente (mg/L)
1.2 ± 0.3	5.1 ± 0.0	< 1.0	54 ± 5.7	20 ± 8.6
3.5 ± 1.1	2.0 ± 0.0	< 1.0	4 ± 0.8	1 ± 0.7
10.9 ± 2.4	0.71 ± 0.0	< 1.0	< 1.0	< 1.0

En la figura 4.33 se presentan los perfiles de N-NO<sub>3</sub>, pero es necesario mencionar que los datos correspondientes a la CO=10 kgDQO/m<sup>3</sup>d sólo se representaron con una línea sobre el eje vertical debido a que no fue posible detectar la presencia de nitratos en las muestras. En el caso del reactor empacado con piedras de 9.5 mm en la etapa correspondiente a la CO=3.3 kgDQO/m<sup>3</sup>d sólo fue posible detectar nitratos en las muestras tomadas en la parte más alta del filtro.



**Figura 4.33.** Perfil de N-NO<sub>3</sub> bajo diferentes condiciones de operación.

En ambos filtros con la CO=1.1 kgDQO/m<sup>3</sup>d se encontró que a mayor altura dentro del filtro la concentración de nitratos aumenta, alcanzándose una mayor producción en el filtro empacado con tezontle de 4.75 mm. La mayor producción de nitratos en el reactor empacado con el tezontle de 4.75 mm es justificable debido a que se sabe que la nitrificación se favorece cuando se opera con cargas orgánicas bajas y el filtro empacado con piedras de 4.75 mm posee una mayor área superficial específica para el crecimiento bacteriano, lo que hizo posible que opere con una menor carga orgánica superficial, en comparación con el filtro que contiene tezontle de 9.5 mm.

#### 4.4.7 Comportamiento de los ortofosfatos

En un agua residual domestica la concentración típica de fosforo total es de 12 mg/L, pero en la figura 4.34 se puede ver que la concentración de ortofosfatos en el influente de los reactores se mantuvo dentro de un rango de 15 a 31 mg/L. Durante todo el tiempo de la experimentación, en los filtros se logró una pequeña disminución de los ortofosfatos. Es evidente que la mayor remoción de ortofosfatos se logró al utilizar la menor carga orgánica.

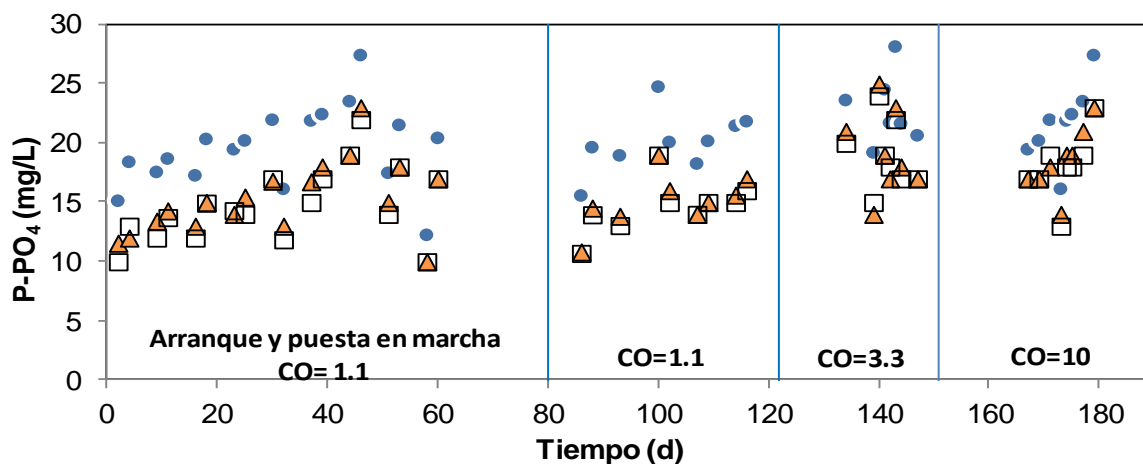


Figura 4.34. Comportamiento de los P-PO<sub>4</sub> durante todo el periodo experimental.

● Influyente □ Efluente 4.75 mm ▲ Efluente 9.5 mm

Al observar la figura 4.35, en la cual se presenta la remoción de ortofosfatos para cada etapa de experimentación, es evidente que la remoción que se logra en ambos filtros es similar, aunque la remoción en el filtro empacado con tezontle de 4.75 mm es de 1 a 3% mayor. También fue posible observar (tabla 4.8) que con la CO= 10kgDQO/m<sup>3</sup>d, la remoción que se alcanza es aproximadamente 10% menor, en comparación con los resultados para la CO= 1.1 kgDQO/m<sup>3</sup>d.

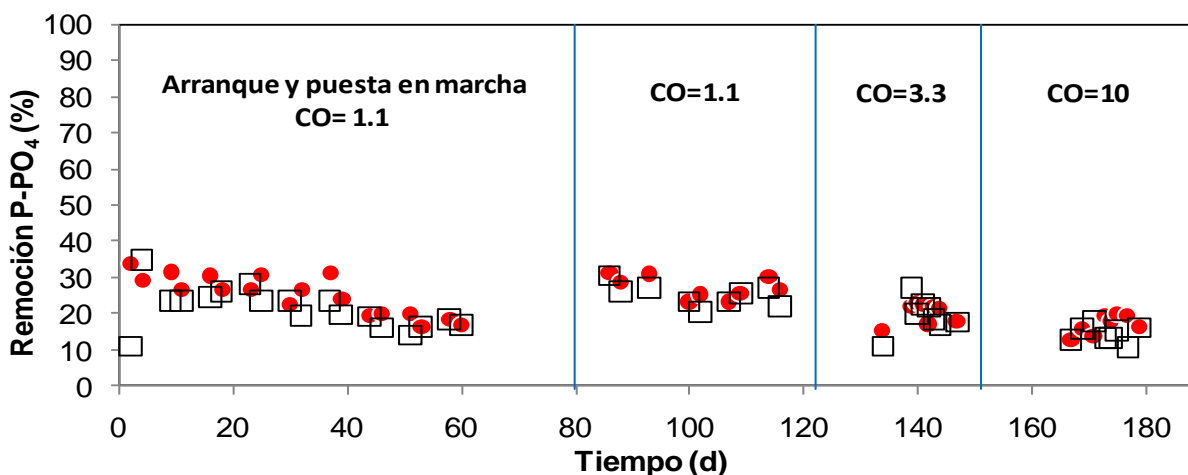


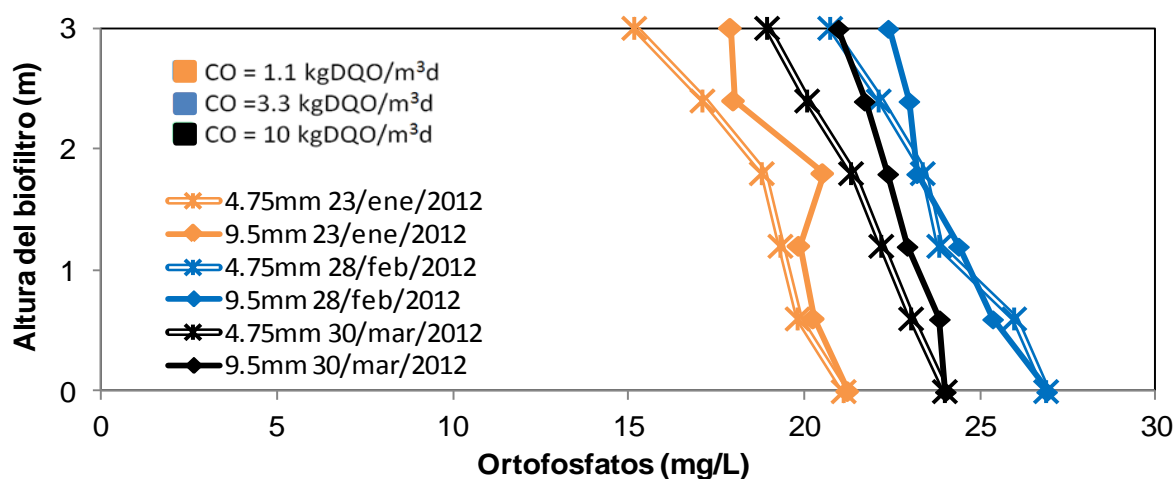
Figura 4.35. Remoción de P-PO<sub>4</sub>. □ 9.5 mm ● 4.75 mm

En la tabla 4.8 se resumen los resultados para la remoción de ortofosfatos en ambos filtros. La mejor remoción que se obtuvo fue de 26%, que corresponde al filtro empacado con partículas de 4.75 mm y con la CO=1.1 kgDQO/m<sup>3</sup>d. Debido a que el sistema empleado es aerobio, la remoción de ortofosfatos esperada era baja, ya que la disminución en el efluente se debería principalmente a los fosfatos que las bacterias necesitaban tomar del medio para realizar sus funciones para la reproducción. Para alcanzar una mayor remoción de fósforo es necesario someter al sistema a una secuencia de fases anaerobia/aerobia, debido a que bajo esas condiciones las bacterias acumuladoras de fosfatos capturan los fosfatos y posteriormente se remueven en forma de lodos de exceso ricos en fósforo.

**Tabla 4.8.** Valores promedio de P-PO<sub>4</sub> para las diferentes CO.

Carga orgánica (kgDQO/m <sup>3</sup> d)	TRH (h)	P-PO <sub>4</sub> influente (mg/L)	4.75 mm		9.5 mm	
			P-PO <sub>4</sub> efluente (mg/L)	Remoción (%)	P-PO <sub>4</sub> efluente (mg/L)	Remoción (%)
1.2 ± 0.3	5.1 ± 0.0	21 ± 2.2	16 ± 1.8	26 ± 2.5	15 ± 2.3	25 ± 3.1
3.5 ± 1.1	2.0 ± 0.0	24 ± 4.0	19 ± 2.9	20 ± 2.9	19 ± 3.6	19 ± 4.7
10.9 ± 2.4	0.71 ± 0.0	22 ± 3.3	18 ± 2.8	17 ± 2.7	19 ± 2.7	14 ± 2.3

En la figura 4.36 se muestran los perfiles obtenidos con las tres CO. Se puede observar que el comportamiento de la remoción de fosfatos a lo largo del filtro es similar en todas las cargas (se remueve aproximadamente el 20%), pero en la CO más baja se logra una mayor remoción. En la figura 4.36 sólo se muestra un perfil por cada carga orgánica pero, en el anexo 1 se presentan los demás perfiles obtenidos para la remoción de fosfatos.



**Figura 4.36.** Perfil de P-PO<sub>4</sub> bajo diferentes condiciones de operación.

#### 4.4.8 Retrolavado

En el transcurso de la etapa de arranque se realizaron pruebas para conocer la frecuencia de retrolavados necesaria para que el sistema funcionara adecuadamente. Durante las pruebas fue evidente que el filtro empacado con las partículas de menor tamaño se colmataba más rápidamente por lo que, con base en este reactor, se definió el tiempo que debía transcurrir entre cada retrolavado.

Para los filtros piloto se modificó la metodología que se había propuesto después de las pruebas en el laboratorio con el filtro de vidrio. Por esta razón, para la carga orgánica más baja, se estableció que el retrolavado se llevaría a cabo una vez por semana de acuerdo con la metodología que se describe a continuación:

- a) Se suspende la alimentación de agua residual y aire de operación.
- b) Se comienza la alimentación de agua de retrolavado (agua potable) y se realizan dos series de cuatro pulsos con aire de alta presión (60 psi) (un pulso consiste en abrir y cerrar de golpe la válvula de paso de aire de retrolavado) y entre cada serie se dejan pasar 30 segundos.
- c) Se abre la válvula de aire y se regula para que durante un minuto se alimente un caudal de aire ligeramente mayor que el necesario para la operación normal,
- d) Se suspende el flujo de aire y, sin suspender el flujo de agua de retrolavado, se realiza una última serie de cuatro pulsos.
- e) Se abre la válvula de aire de operación para que el lecho se compacte.
- f) Se continúa alimentando agua de retrolavado hasta que en el tanque de retrolavado se almacene el volumen equivalente a 90 L.
- g) Se reanuda la alimentación de agua residual cruda.

Para el filtro empacado con partículas de 9.5 mm una serie de pulsos de aire sólo consistió en tres pulsos. La diferencia entre la cantidad de pulsos que se necesitaba para cada filtro se derivó de la cantidad de sólidos retenida en cada reactor y que era necesario remover.

Para la  $CO=1.1 \text{ kgDQO/m}^3\text{d}$  cada filtro se alimento con 240 L/d, para la  $CO=3.3 \text{ kgDQO/m}^3\text{d}$  suministraron 720 L/d a cada reactor y para la  $CO=10 \text{ kgDQO/m}^3\text{d}$  se utilizaron 2019 L/d para cada reactor. Debido a que durante la experimentación se aumento la CO, la cantidad de agua que pasaba por el sistema era mayor, por lo que la cantidad de sólidos retenida también era mayor. Por esta razón para la  $CO = 3.3$ , se estableció que los retrolavados se realizaran cada 3.5 días y para la  $CO = 10 \text{ kgDQO/m}^3\text{d}$  los retrolavados se realizaran cada 2 días.

#### 4.4.9 Pruebas de trazado

Para verificar si el TRH calculado se cumplía durante la experimentación, se realizaron las pruebas de trazado que se describen en el inciso 3.7.

a) De acuerdo con lo descrito en el inciso 2.7, usando los valores de tiempo y concentración se generó una tabla. Para calcular la función de distribución de tiempo de residencia [E(t)], cada valor de C (concentración) se multiplicó por el  $\Delta t$  correspondiente, y cada valor de concentración se dividió entre la sumatoria de  $C \cdot \Delta t$  que corresponde al área bajo la curva de C. Para confirmar que los valores de E(t) eran correctos, se multiplicó cada uno por el  $\Delta t$  correspondiente y se calculó la suma, la cual debía ser igual a 1.

$$\text{Área bajo la curva} = \sum C \Delta t \quad (12)$$

$$E(t) = \frac{C}{\sum C \Delta t} \quad (13)$$

$$\sum E(t) \Delta t = \sum \frac{C \Delta t}{\sum C \Delta t} = \sum \frac{C}{\sum C} = 1 \quad (14)$$

b) Se determinó el tiempo medio de residencia usando la ecuación 15, que corresponde a la ecuación 8 mostrada en el inciso 2.7.

$$t = \sum t E(t) \Delta t \quad (15)$$

De acuerdo con la ecuación 15, se multiplicó  $t \cdot E(t) \cdot \Delta t$  y se sumaron los valores obtenidos. El resultado de la suma corresponde al tiempo medio de residencia.

c) Los valores para la construcción de la curva de concentración normalizada o curva de distribución de tiempo de residencia acumulativo (curva F) se obtuvieron, sumando de manera acumulativa, los valores de E(t). Posteriormente con los valores obtenidos se construyeron los gráficos de las curvas E y F.

De la figura 4.37 a la figura 4.42, se presentan las curvas distribución de tiempos de residencia (RTD por sus siglas en inglés) generadas para ambos reactores con las tres diferentes CO. Para la CO=1.1 kgDQO/m<sup>3</sup>d la prueba de trazado fue de 13 horas, para la CO media solo se necesitaron 5 horas y para la última CO bastó con 2 horas. Al comparar los gráficos fue posible ver que: el tiempo transcurrido para que el efluente pase de la concentración máxima a prácticamente cero es mayor en comparación con el tiempo necesario para que el efluente pase de una concentración igual a cero a la concentración máxima. Este fenómeno lo atribuye a la difusión del trazador al interior del material de empaque (Jiménez *et al.*, 1988).

De la figura 4.37 a la 4.42, se puede observar que en ninguno de los casos la mayor concentración de colorante de las curvas "E" coincide con la mediana de las curvas "F". También se puede observar que en todos los casos el efluente del reactor empacado con partículas de 9.5 mm alcanzó más rápidamente el valor máximo de concentración de bromocresol.

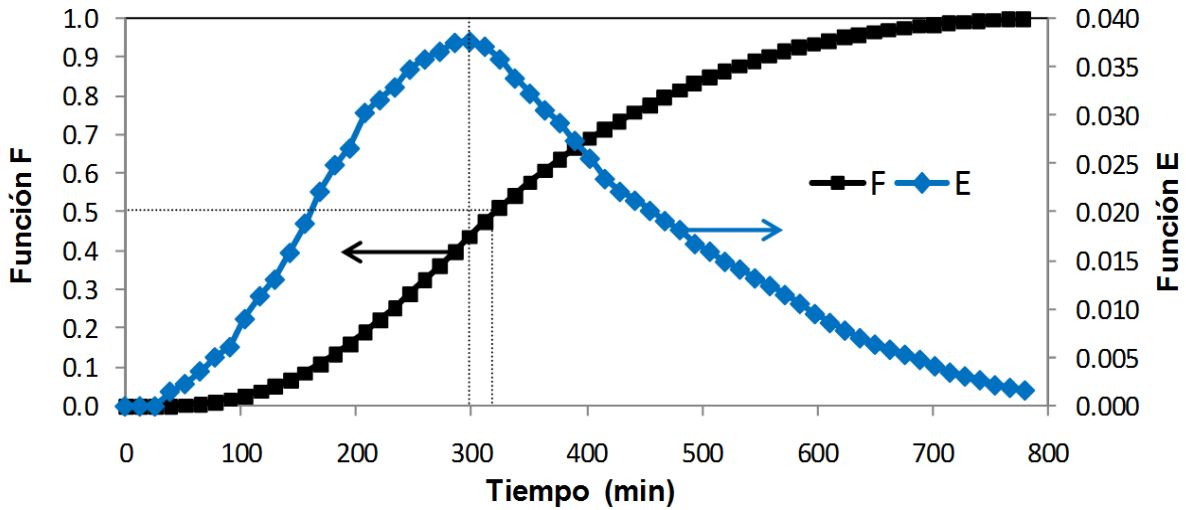


Figura 4.37. Curvas de RTD para el reactor con partículas de 4.75 mm y  $CO=1.1$ .

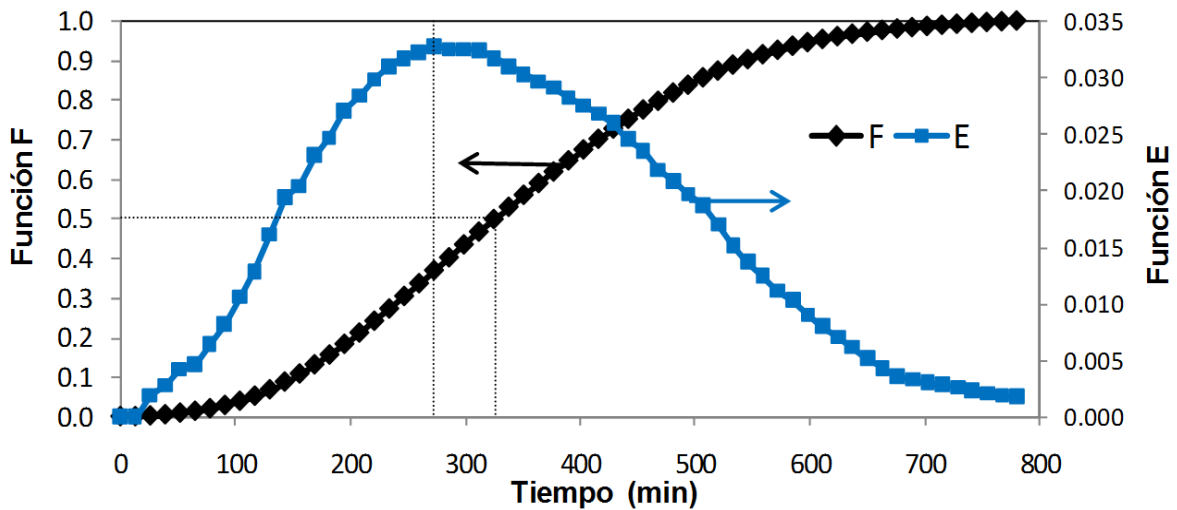


Figura 4.38. Curvas de RTD para el reactor con partículas de 9.5 mm y  $CO=1.1$ .



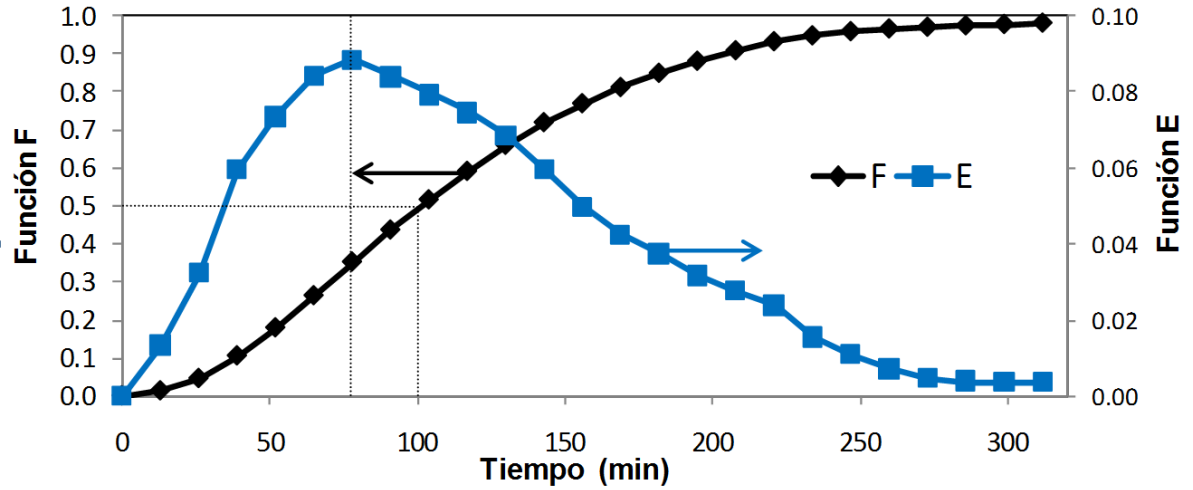


Figura 4.39. Curvas de RTD para el reactor con partículas de 4.75 mm y CO=3.3.

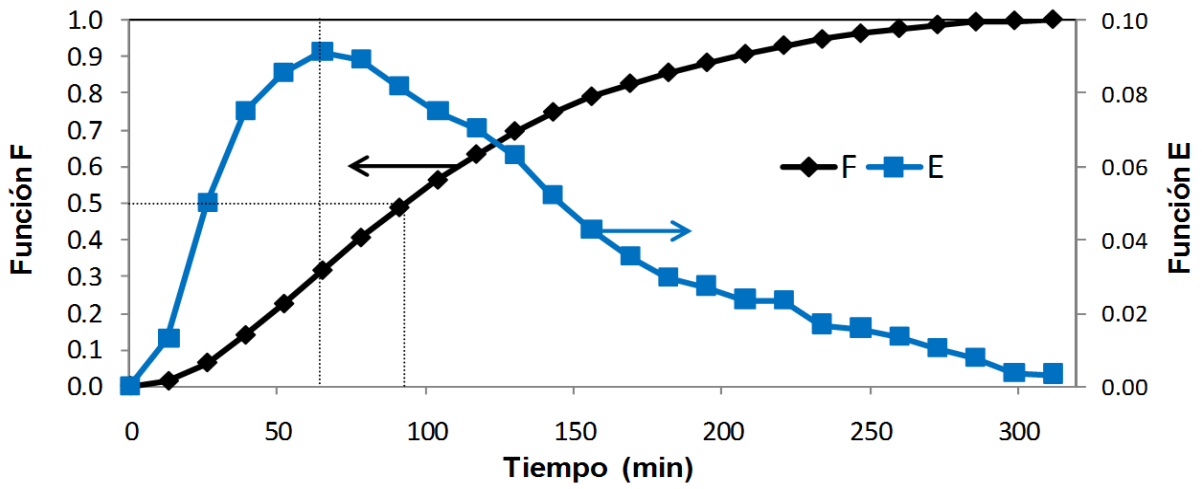


Figura 4.40. Curvas de RTD para el reactor con partículas de 9.5 mm y CO=3.3.

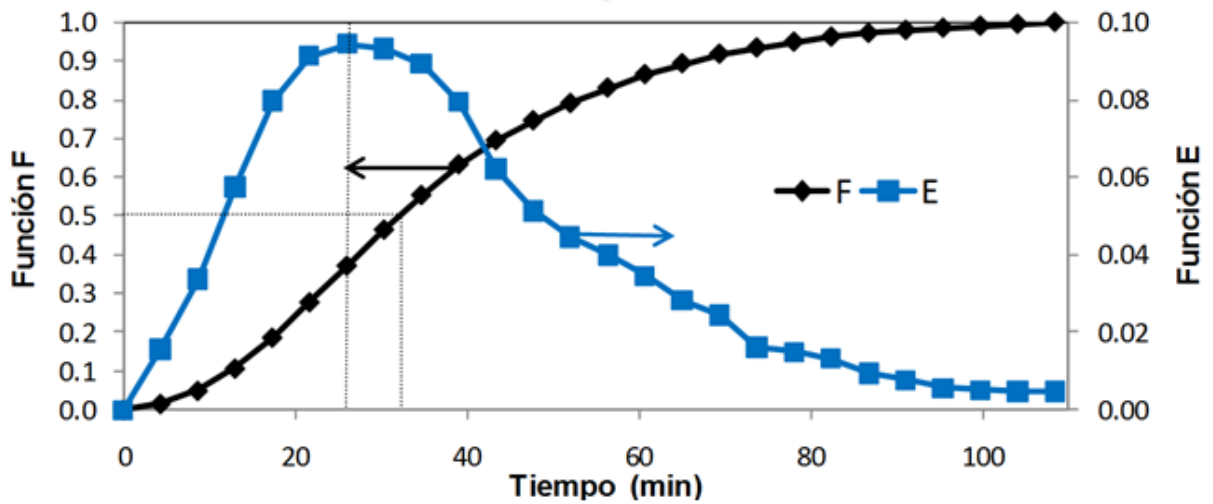


Figura 4.41. Curvas de RTD para el reactor con partículas de 4.75 mm y CO=10.

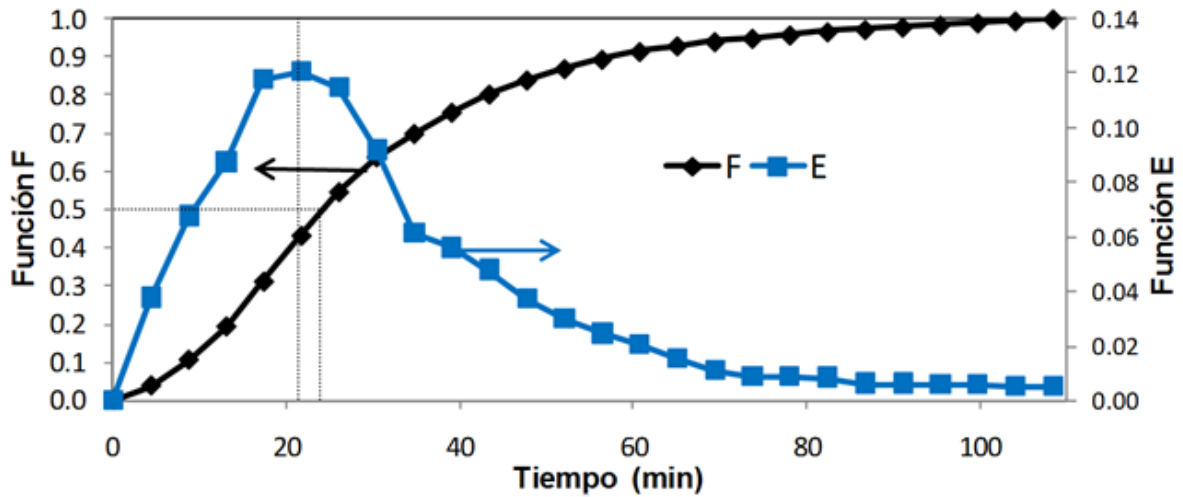
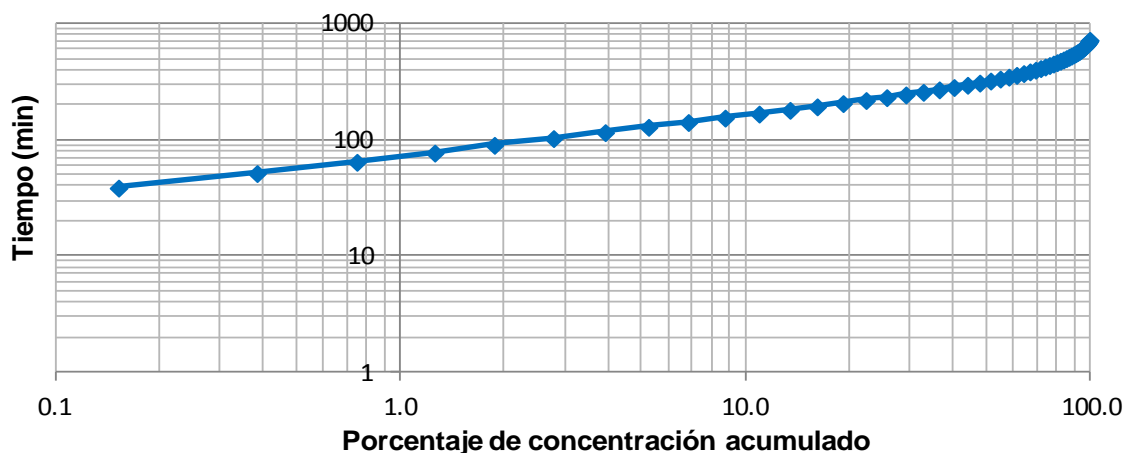


Figura 4.42. Curvas de RTD para el reactor con partículas de 9.5 mm y CO=10.

d) El índice de Morril (MDI por sus siglas en inglés) es una medida de la dispersión y permite conocer el comportamiento del reactor: un reactor ideal de flujo pistón tiene un MDI=1.0 y un reactor completamente mezclado tiene un MDI=22. Para MDI se realizó la suma correspondiente para calcular la concentración acumulada de cada lapso de tiempo de la prueba de trazado. Después el valor de concentración acumulado para el último lapso de tiempo se consideró como el 100%, con base en lo anterior, para cada lapso de tiempo se determinó un porcentaje acumulado y se construyó el gráfico de concentración acumulada en probabilidad logarítmica.

En la figura 4.43 se muestra un ejemplo de las curvas generadas para el cálculo del MDI. Con este gráfico se pudo calcular el porcentaje de concentración acumulado que ha salido del reactor en determinado tiempo. El resto de los gráficos correspondientes a las demás pruebas de trazado se pueden consultar en el anexo 1. De cada curva generada, se dividió el valor de tiempo correspondiente al percentil 90 entre el percentil 10, el resultado se conoce como MDI y su inverso es la eficiencia volumétrica

La tabla 4.9 resume los resultados obtenidos de las pruebas de trazado y fue posible observar que, bajo ninguna de las condiciones con las que se operó el sistema, coincidió el TRH determinado con el teórico. En todos los casos el TRH real o tiempo medio de residencia resultó ser menor que el teórico. El porcentaje de desviación entre el TRH real y el calculado fue mayor para el reactor empacado con partículas de 9.5 mm y para ambos reactores se obtuvo una desviación directamente proporcional con la CO (tabla 4.9).



**Figura 4.43.** Curva para determinar el índice de Morril del reactor con partículas de 4.75 mm y CO=1.1.

El valor del índice de Morril para todas las pruebas de trazado fue mayor a 2.0, lo que indica que el comportamiento de los reactores difirió ligeramente del esperado para un reactor de flujo pistón, también fue posible inferir que mientras mayor fue la CO, el comportamiento del reactor se alejó cada vez más del flujo pistón y se pareció más a un reactor completamente mezclado. Esto se debe a que para incrementar la CO, se debe aumentar el caudal de entrada al reactor, generando una mayor turbulencia que deriva en un mayor grado de mezclado.

**Tabla 4.9.** Resultados de las pruebas de trazado.

Díámetro promedio de partícula (mm)	Carga orgánica (kgDQO/m <sup>3</sup> d)	Carga orgánica (gDQO/m <sup>2</sup> d)	TRH teórico (min)	TRH real (min)	Desviación (%)	Índice de Morril	Eficiencia volumétrica (%)
4.75	1.1	0.6	358.2	348.2	2.8	3.3	30.1
9.5		2.5	358.2	343.7	4.0	3.6	28.0
4.75	3.3	1.7	119.4	115.5	3.2	5.2	19.4
9.5		7.5	119.4	112.8	5.5	6.2	16.2
4.75	10	5.1	42.4	38.3	9.5	5.3	18.9
9.5		22.6	42.4	31.7	25.1	6.7	15.0

La diferencia en los resultados de TRH obtenidos en las pruebas de trazado para ambos reactores puede deberse al diferente acomodo de las partículas dentro de los reactores y al tamaño de las partículas. En el capítulo 4.3.1 se demostró que el reactor empacado con partículas de 9.5 mm es más propenso a la formación de canales que el de 4.75 mm y, por lo tanto su TRH disminuyó. Además la cantidad de biomasa dentro del reactor y la conformación física que poseía la biopelícula pudo afectar el flujo en el interior del filtro hasta cierto grado.

La eficiencia volumétrica indica que porcentaje del reactor tiene un comportamiento de flujo pistón. Los bajos valores de eficiencia volumétrica (tabla 4.9) reafirmaron que los reactores no se comportaron como un reactor de flujo pistón, sino que su comportamiento estuvo entre lo esperado para un reactor completamente mezclado y un reactor de flujo pistón. La aireación es uno de los factores más importantes que disminuyen la eficiencia volumétrica, en un filtro biológico anaerobio se esperaría una mayor eficiencia volumétrica y un menor índice de Morril.

#### 4.4.10 Tiempo de retención celular

Para establecer el tiempo de retención celular (TRC) de la biomasa en los reactores, fue necesario determinar la cantidad de biomasa en el tezontle cubierto de biopelícula como nitrógeno Kjeldahl (NK). Lo mismo se hizo con los SST en el efluente y los SST del efluente de retrolavado.

El valor del NK de una muestra puede ser considerado como la cantidad de biomasa y, al aplicar un balance de materia, es posible estimar el TRC del sistema. De las muestras de tezontle que se obtuvieron de la parte superior de los filtros en cada retrolavado, se seleccionó una cantidad determinada de partículas (30 piedras para el tamaño de 9.5 mm y 60 piedras para el tamaño de 4.75 mm) y se les determinó el contenido de NK. Con base en el valor de NK y conociendo el número de piedras de cada reactor, se pudo estimar aproximadamente la cantidad total de NK adherida como biopelícula en cada reactor.

Las muestras del efluente de los reactores se pasaron por un filtro de fibra de vidrio y a los SST retenidos en el filtro se les determinó el contenido de NK. Utilizando el valor del volumen de agua residual que trató cada reactor durante un periodo de operación entre dos retrolavados, se calculó el NK del total de SST que abandonaron el sistema.

Con base en el volumen de 90 L de agua que se desplazaba en cada retrolavado y analizando las muestras del efluente de retrolavado de la misma forma que las muestras del efluente, fue posible calcular el NK de la de los SST que salieron del sistema en un ciclo de retrolavado.

Para calcular el TRC se usó la ecuación 16:

$$TRC = \frac{NK \text{ en las piedras}}{NK \text{ en el retrolavado} + NK \text{ en el efluente}} \quad (16)$$

En la tabla 4.10 se muestran los resultados para cada reactor. Se puede observar que el TRC del reactor empacado con tezontle de 4.75 mm fue más alto, lo cual se puede

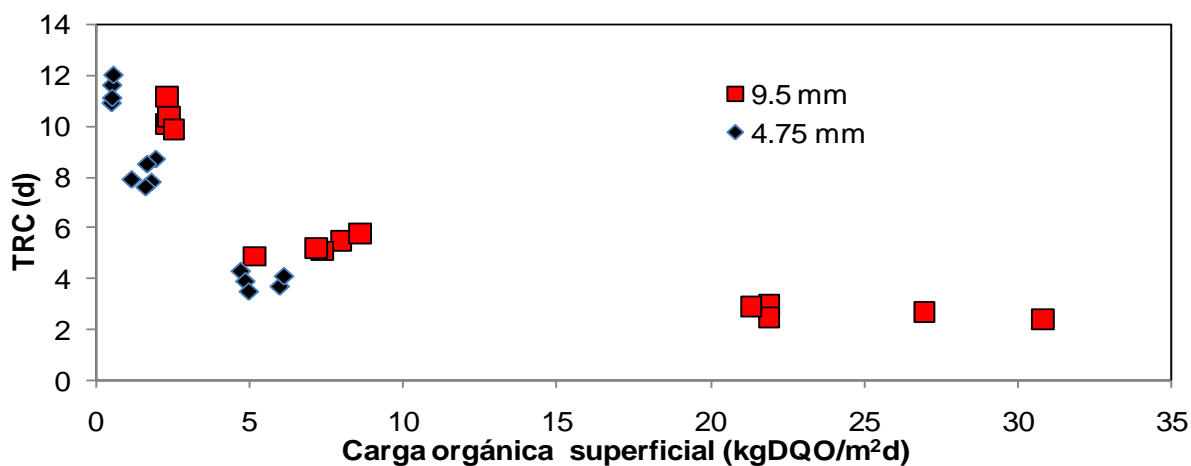
atribuir a que, aunque se aplicó a los dos filtros la misma carga orgánica volumétrica, gracias a la mayor área superficial específica del tezontle con tamaño de partícula de 4.75 mm, la carga orgánica superficial que se aplicó es mucho menor en comparación con el otro reactor. Se podría pensar que el aumento de la CO supone un decremento en el TRC, pero la variación del TRC está determinada en mayor medida por el aumento o disminución de la frecuencia de retrolavado (Millán, 2005).

**Tabla 4.10.** Tiempo de retención celular

CO volumétrica (kgDQO/m <sup>3</sup> d)	TRH (h)	4.75 mm		9.5 mm	
		CO superficial (kgDQO/m <sup>2</sup> d)	TRC (d)	CO superficial (kgDQO/m <sup>2</sup> d)	TRC (d)
1.2 ± 0.3	5.1 ± 0.0	0.6 ± 0.2	11.4 ± 0.5	2.7 ± 0.7	10.4 ± 0.6
3.5 ± 1.1	2.0 ± 0.0	1.8 ± 0.6	8.1 ± 0.5	7.96 ± 2.5	5.3 ± 0.4
10.9 ± 2.4	0.71 ± 0.0	5.6 ± 1.2	3.9 ± 0.3	24.6 ± 5.4	2.7 ± 0.3

La figura 4.44 se presenta la variación del TRC respecto a las COs y es evidente que la diferencia de área superficial específica de los dos empaques usados implica una diferencia significativa en las COs que se aplican a cada reactor. Durante todo el periodo experimental el reactor empacado con tezontle de 4.75 mm operó con una COs inferior a la del reactor con tezontle de 9.5 mm. Esto derivó en que, para las CO utilizadas, el TRC del reactor que contenía el tezontle de 4.75 mm fue mayor.

En la figura 4.44 cada uno de los puntos mostrados corresponde al TRC calculado con las muestras obtenidas durante un retrolavado y para cada biofiltro se calcularon 5 TRC por cada una de las tres CO con las que se operó el sistema. Se observó que aunque la CO aplicada en cada etapa de la experimentación fue variable, el TRC del sistema mostró un comportamiento estable.



**Figura 4.44.** Tiempo de retención celular con respecto a la carga orgánica superficial.

## 5 CONCLUSIONES

- El sistema piloto utilizado es adecuado para el tratamiento de agua residual municipal y con los dos tamaños de partícula de tezontle utilizados es posible obtener un efluente con baja concentración de macronutrientes. Sin embargo con el tezontle de 4.75 mm la remoción de macronutrientes fue mayor.
- La diferencia de área superficial específica de las partículas de tezontle usadas como empaque de los filtros biológicos aerobios demostró tener influencia sobre el desempeño del sistema, ya que el reactor empacado con partículas de tezontle de 4.75 mm, en comparación con el reactor que contenía partículas de 9.5 mm, alcanzó una mejor remoción de macro nutrientes y sólidos suspendidos totales presentes en el agua residual municipal.
- Con la carga orgánica más baja, correspondiente a 1.1 kgDQO/m<sup>3</sup>d, el filtro con partículas de 4.75 alcanzó una remoción de DQO de 94% y de 97% para SST, mientras que el filtro con tezontle de 9.5 mm solo alcanzó una remoción de DQO de 90% y de 96% para SST. Se encontró que a medida que aumentaba la carga orgánica, la remoción disminuía. Lo que implica que la remoción de DQO y SST es inversamente proporcional a la carga orgánica.
- Con base en los perfiles de concentración realizados a ambos reactores, es posible afirmar que el reactor con tezontle de 4.75 mm, alcanzó en una menor altura empacada la misma remoción de DQO y SST que el reactor empacado con el tezontle de 9.5 mm. Esta diferencia entre los reactores se atribuye a la diferente capacidad de atrapar SST de cada empaque y a la cantidad de biomasa presente en cada filtro.

- Mediante las pruebas de trazado fue posible determinar que el tiempo de retención hidráulica (TRH) real del sistema resultó ser menor que el esperado. Se demostró que, mientras mayor es el caudal de alimentación, la diferencia entre el TRH real y el teórico aumenta. También se observó que el reactor empacado con las partículas mas grandes presentaba una mayor desviación del TRH esperado
- El tiempo de retención celular (TRC) fue mayor para el filtro empacado con partículas de 4.75 mm que para el de 9.5 mm.
- La remoción de fosfatos que se alcanzo en ambos reactores fue baja (25% fue la mayor remoción alcanzada)
- La mayor remoción (56%) de nitrógeno amoniacal ( $N-NH_4$ ) se obtuvo en el filtro con tezontle de 4.75, al operar con la carga orgánica más baja. Con las mismas condiciones de operación el filtro con partículas de 9.5 mm apenas alcanzó una remoción de 46%. Con la carga orgánica más baja se obtuvo la mayor producción de nitratos y al aumentar la carga orgánica y por consiguiente la frecuencia de retrolavado, la producción de nitratos fue nula.

## 6 REFERENCIAS

- Arboleda J. (2000) *Teoría y práctica de la purificación del agua*. Asociación Colombiana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental ACODAL. Tercera edición. Tomo II. Editorial McGraw Hill. Bogotá, Colombia.
- Álvarez Estrada A., (2006). *Filtración combinada anaerobia para el tratamiento de aguas residuales municipales*. Tesis de Licenciatura, Instituto de Ingeniería, UNAM.
- Chen Y., Peng C., Wang J., Ye L., Zhang L. y Peng Y., (2011). Effect of nitrate recycling ratio on simultaneous biological nutrient removal in a novel anaerobic/anoxic/oxic (A<sup>2</sup>/O)-biological aerated filter (BAF) system, *Bioresource Technology*, **102**, 5722–5727.
- Cobos-Becerra, Y-L. (2012). *Filtración biológica de aguas residuales conteniendo colorantes azo*. Tesis doctoral en curso. Universidad Nacional Autónoma de México.
- Cohen Y., (2001). Biofiltration - the treatment of fluids by microorganisms immobilized into the filter bedding material: a review. *Bioresource Technology*. **77**, 257-274.
- Colt J., Lamoureux J., Patterson R. y Rogers G.,(2006). Reporting standards for biofilter performance studies, *Aquacultural Engineering*, **34**, 377-388.
- Degremont (2011-a) *Catálogo de productos: Biofor*. Recuperado el 23 de marzo de 2011, <http://www.degremont.com/en/known-how/technologies/wastewater/biological-filtration-biofor/>.
- Degremont (2012) El BIOFOR: 25 años depurando. Recuperado el 10 de abril de 2012 <http://www.degremont.es/es/images/pdf/biofor.pdf>
- Farabegoli G., Chiavola A. y Rolle E., (2009). The biological aerated filter (BAF) as alternative treatment for domestic sewage. Optimization of a plant performance, *Journal of Hazardous Materials*, **171**, 1126-1132.



- Fatihah S. y Donnelly T., (2008). Effect of media volume on mixing of biological aerated filters, *J. Environ. Eng. Sci.*, **7**, 229-236.
- Flemming, H.C., Wingender (2001). Relevance of microbial extracellular polymeric substances (EPSs)- Part I: Structural and ecological aspects. *Wat. Sci. Tech.*, **43(6)**: 1-8.
- Fitzpatrick C., (1998). Media properties and their effect on filter performance and backwashing, *Wat. Sci. Tech.*, **38** (6), 105-111.
- González-Martínez, S. (1998). Biopelículas aerobias en tratamiento de aguas residuales. *IV Simposio Internacional sobre Control de Polución de Aguas por Procesos Biológicos*. Valencia, Venezuela.
- González Martínez S., Flores Torres C., González Barceló O., (2006). Estructuras de biopelículas y su influencia en la transformación de compuestos orgánicos contaminantes, *Informe técnico de proyecto No. 3327 del Instituto de Ingeniería*, elaborado para el Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT).
- González-Martínez, S., Millán, T., González-Barceló, Ó. (2007). Biological aerated filtration of municipal wastewater using a low-cost filtration media. *Wat. Sci. Tech.* 55 (7): 255-262.
- Hansen R., Thogersen T. y Rogalla F., (2006). Long term full scale comparison of activated sludge (as) with biological aerated filter (BAF), *Water Environment Foundation*, 162-174.
- Hasan H., Abdullah S., Kamarudin S. y Kofli N., (2009). A review on the design criteria of biological aerated filter for COD, ammonia and manganese removal in drinking water treatment, *J. - The Institution of Engineers, Malaysia*. **70** (4), pp. 25-33.
- Hidaka T. y Tsuno H., (2004). Development of a biological filtration model applied for advanced treatment of sewage, *Water Research*, **38**, 335-346.
- Humby M. y Fitzpatrick C., (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 Company, Inc. EEUUA, 184 pp.
- Jimenez B., Noyola A., Capdeville B., Roustan M. y Faup G., (1988). Dextran blue colorant as a reliable tracer in submerged filters, *Water research*, **22** (10), 1253-1257.
- Lang S., Giron J., Hansen A., Trussell R. y Hodges Jr. W., (1993). Investigating filter performance as a function of the ratio of filter size to media size, *Journal of American Water Works Association*, **85** (10), pp. 122-130.
- Li P., Lilong Yan l. y Ma F., (2011). Impact of Partial Backwashing to Ammonia Nitrogen Removal in Biological Aerated Filter, *Advanced Materials Research*, **183-185**, pp 720-724.
- Liu F., Zhao C., Zhao D. y Liu G., (2008). Tertiary treatment of textile wastewater with combined media biological aerated filter (CMBAF) at different hydraulic loadings and dissolved oxygen concentrations, *Journal of Hazardous Materials*, **160**, 161-167.

- Mann A. y Stephenson T., (1997). Modeling biological aerated filters for wastewater treatment, *Water research*, **31**, pp. 2443-2448.
- Marmolejo S., (1986). *Tratamiento de aguas de desecho de la industria del nixtamal en un reactor anaerobio empacado*, Tesis de maestría, Instituto de Ingeniería, UNAM.
- Melo, L. F., Vieira M. J. (1999). Physical stability and biological activity of biofilms under turbulent flow and low substrate concentration. *Bioprocess Engineering.*, **20**, 363-368.
- Mendoza-Espinoza L. y Stephenson T., (1999). A review of biological aerated filters (BAF's) for wastewater treatment, *Environmental Engineering Science*, **16**, (3), 201-216.
- Metcalf & Eddy Ed., (2003). *Wastewater Engineering: Treatment Disposal reuse*, fourth edition, Mc Graw-Hill, USA.
- Millán Salazar T., (2005). *Filtración biológica aerada de aguas residuales en un lecho profundo*, Tesis de maestría, Instituto de Ingeniería, UNAM.
- 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.
- Nicolella, C., van Loosdrecht, M. C. M., Heijnen J. J. (2000). Wastewater treatment with particulate biofilm reactors. *J. Biotechnol.*, **80**, 1-33.
- Ojeda R.L., Buitrón M.G. (2001) Selección del medio de soporte para un reactor SBR anaerobio/aerobio. *IX congreso Nacional de Biotecnología y Bioingeniería*. Veracruz México.
- Okabe, S., Kuroda H., Watanabe Y. (1998). Significance of biofilm structure on transport of inert particulates into biofilms. *Wat. Sci. Tech.* 38-8/9, 163-170.
- Osorio F. y Hontoria E., (2001). Optimization of bed material height in a submerged biological aerated filter, *Journal of Environmental Engineering*, **127** (11), 974-978.
- Osorio F. y Hontoria E., (2006). Study of the influence of backwashing intensity in biofilm systems to determine the captured solids removal for modeling purposes, *Environmental Engineering Science*, **23**, (5), 780-787.
- Piña Mondragón S., (2007). *Decoloración biológica del colorante azul directo 2 en un filtro anaerobio/aerobio*, Tesis de maestría, Instituto de Ingeniería, UNAM.
- Pujol R., Canler P. y Iwema A., (1992). Biological aerated filters: an attractive and alternative biological process, *Wat. Sci. Tech.*, **26**, 693-702.
- Pujol R. (2000) Process improvements for upflow submerged biofilters. *Water* 21. Abril. 25-29
- Qiu L., Ma J. y Zhang L., (2007). Characteristics and utilization of biologically aerated filter backwashed sludge, *Desalination*, **208**, 73-80.
- Rogalla F. y Sibony J., (1992). Biocarbón aerated filters – ten years after: past, present and plenty of potencial, *Wat. Sci. Tech.*, **26**, 2043-2048.
- Smith, J.M. (1970). *Chemical Engineering Kinetics*. McGraw Hill, Tokyo.
- Stoodley P., Lewandowski Z., Boyle J. D., Lappin-Scott H. (1999). Structural deformations of bacterial biofilms caused by short-term fluctuations in fluid shear: An *in situ* investigation of biofilm rheology. *Biotech. Bioeng.*, **65-1**, 83-92.

- Tampion J. y Tampion M.D. (1987) *Immobilized cells: principles and application*. Cambridge University Press, Cambridge.
- Valdivia Soto C., (2005). *Tratamiento de aguas residuales municipales utilizando tres diferentes medios de soporte en lechos empacados*, Tesis de doctorado, Instituto de Ingeniería, UNAM.
- Valdivia Soto C., (1998). *Filtración combinada en lechos de tezontle para el tratamiento de aguas residuales*, Tesis de maestría, Instituto de Ingeniería, UNAM.
- van Loosdrecht, M.C.M., Eikelboom, D., Gjaltema, A., Mulder, A., Tjihuis, L., Heijnen, J.J. (1995). Biofilm structures. *Wat. Sci. Tech.*, **32(8)**, 35-43.
- Wang C., Li J., Wang B. y Zhang G., (2006). Development of an empirical model for domestic wastewater treatment by biological aerated filter, *Process Biochemistry*, **41**, 778-782.
- Wang X. y Wu Y., (2011). Experimental Study on Domestic Sewage Treatment by Biological Aerated Filter, *Advanced Materials Research*, **183-185**, 432-436.
- Yan G., Xu X., Yao L., Lu ., Zhao T. y Zhang W., (2011). Process of inorganic nitrogen transformation and design of kinetics model in the biological aerated filter reactor, *Bioresource Technology*, **102**, 4628-4632.
- 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 Mc Carty P.L, (1982) Operational characteristics of anaerobic packed-bed reactors, IV Symposium on Biotechnology in Energy Production Conservation, Gatlinburg, Tennessee, EUA.
- Yu Y., Feng Y., Qiu L., Han W. y Guan L., (2008). Effect of grain-slag media for the treatment of wastewater in a biological aerated filter, *Bioresource Technology*, **99**, 4120-4123.

# ANEXO 1

## PERFILES DE CONCENTRACIÓN

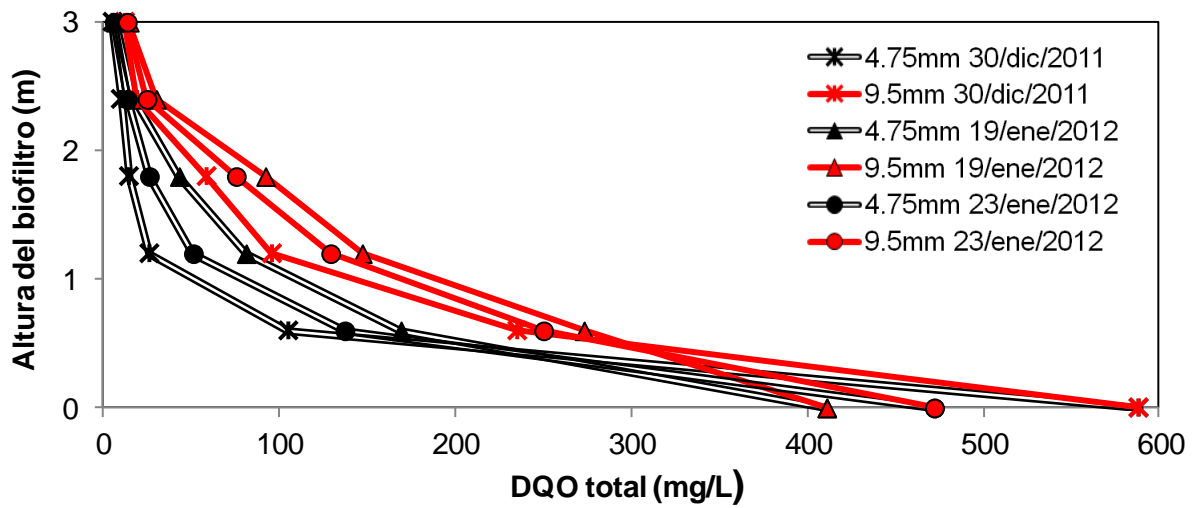


Figura A1-1. Perfil de DQO total para la CO =1.1

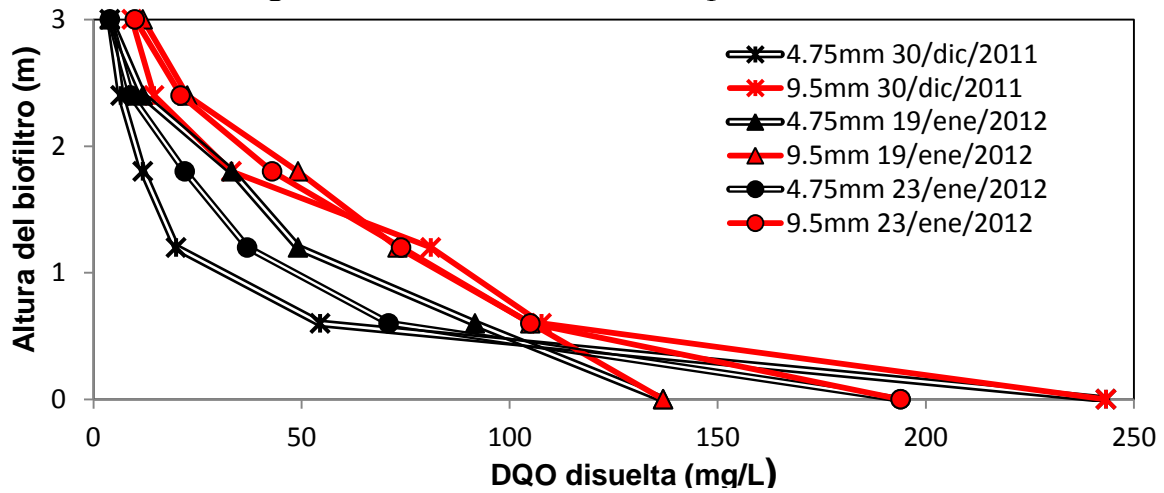


Figura A1-2. Perfil de DQO soluble para la CO =1.1

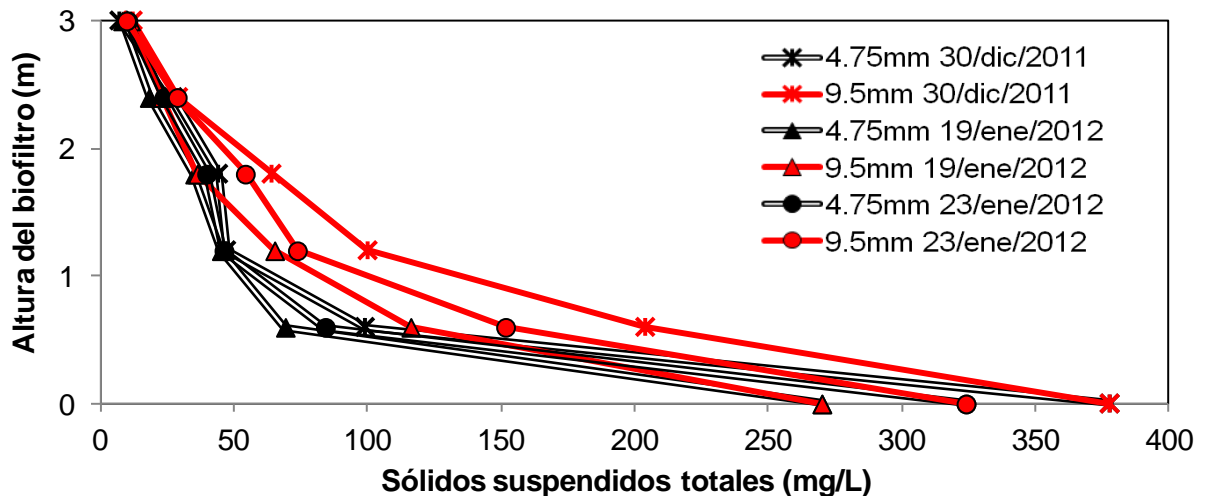


Figura A1-3. Perfil de SST para la CO =1.1

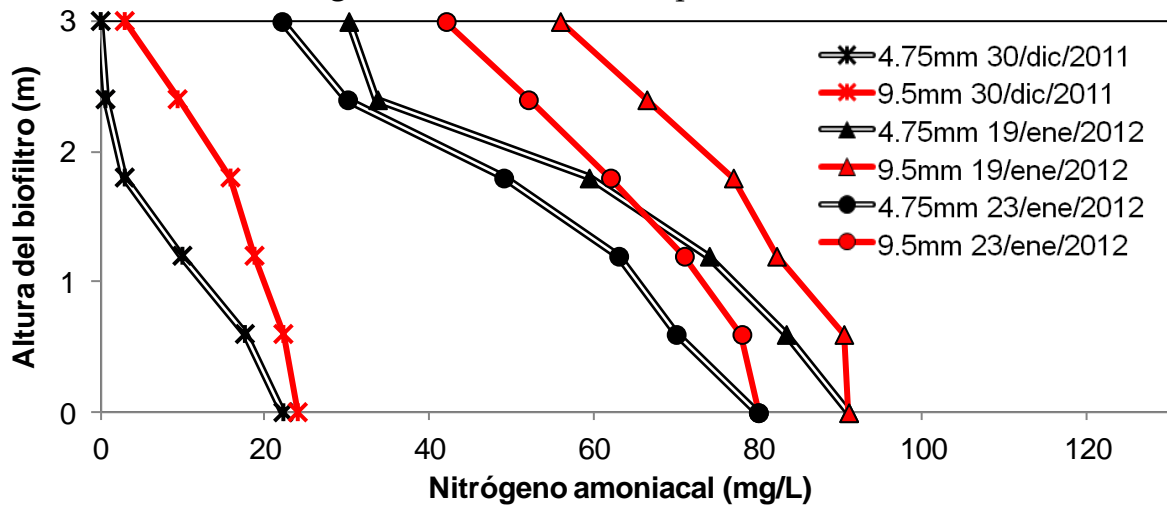


Figura A1-4. Perfil de N-NH<sub>4</sub> para la CO =1.1

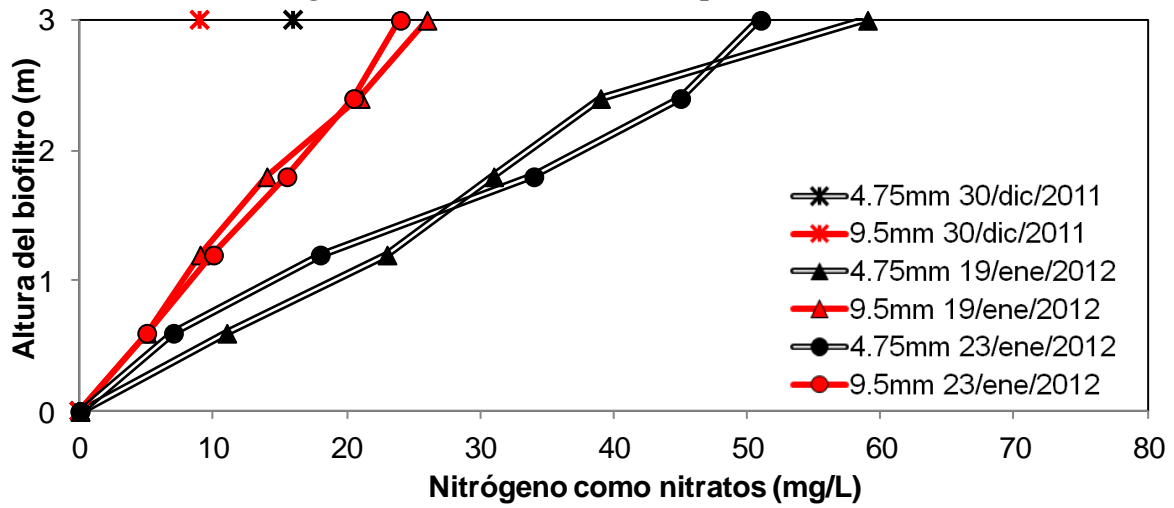


Figura A1-5. Perfil de N-NO<sub>3</sub> para la CO =1.1

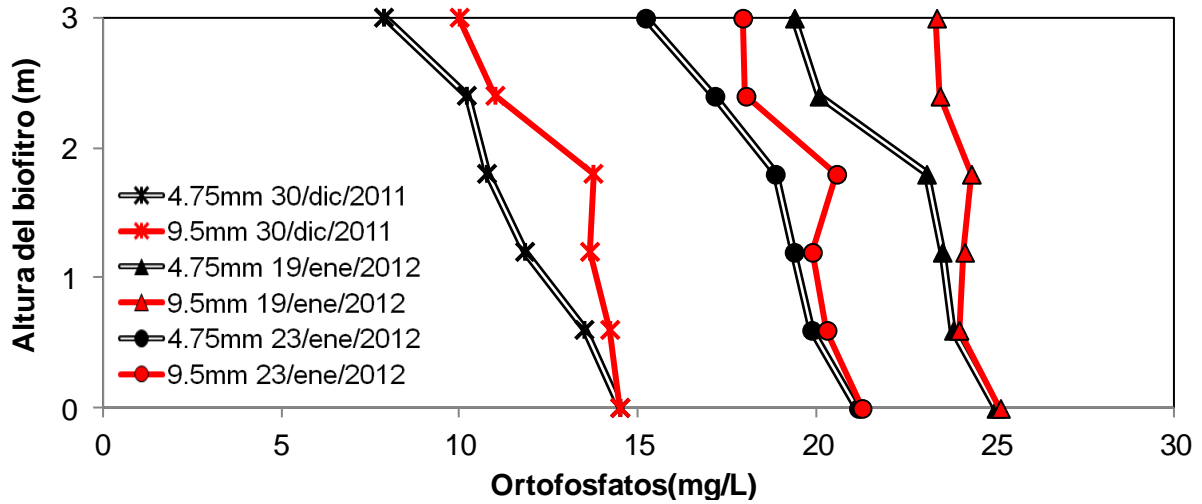


Figura A1-6. Perfil de P-PO<sub>4</sub> para la CO =1.1

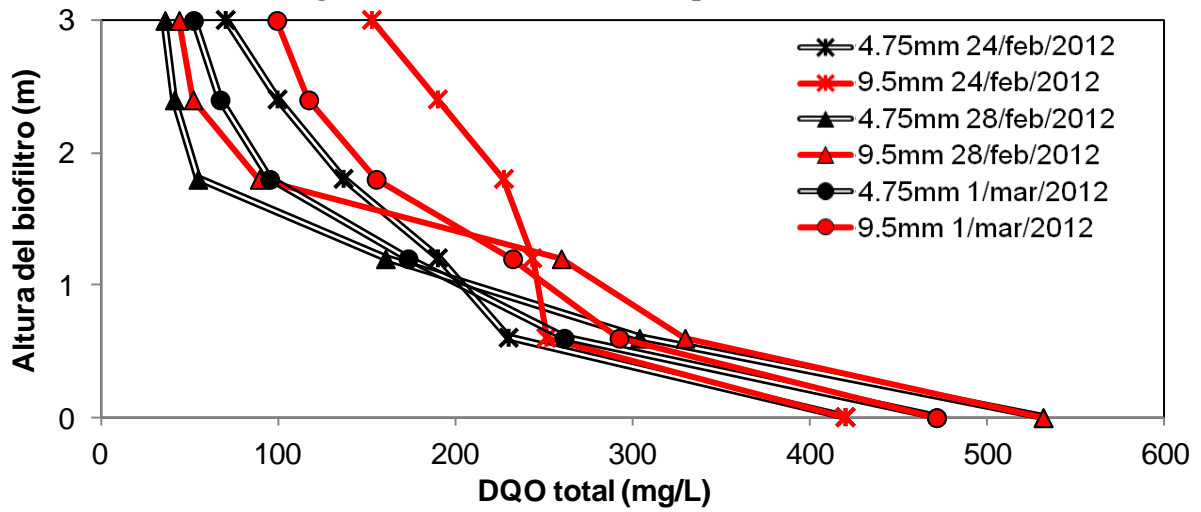


Figura A1-7. Perfil de DQO total para la CO =3.3

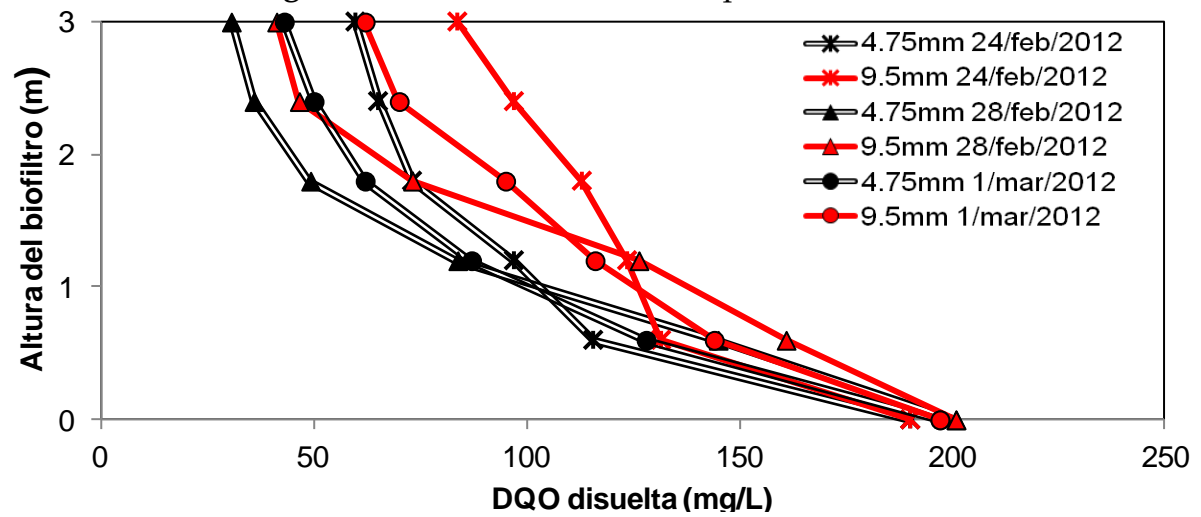


Figura A1-8. Perfil de DQO disuelta para la CO =3.3

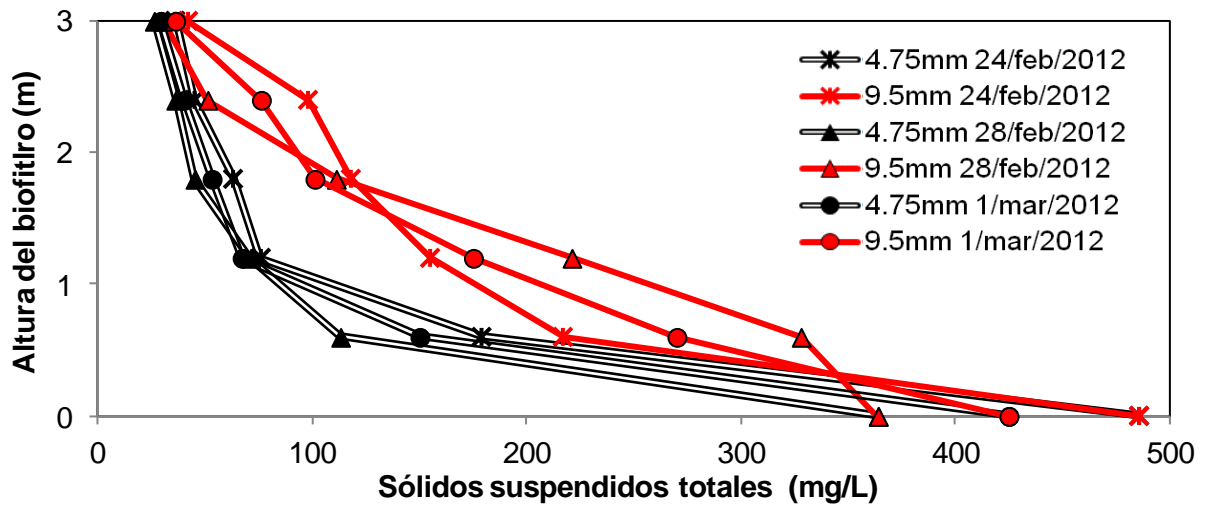


Figura A1-9. Perfil de SST para la CO =3.3

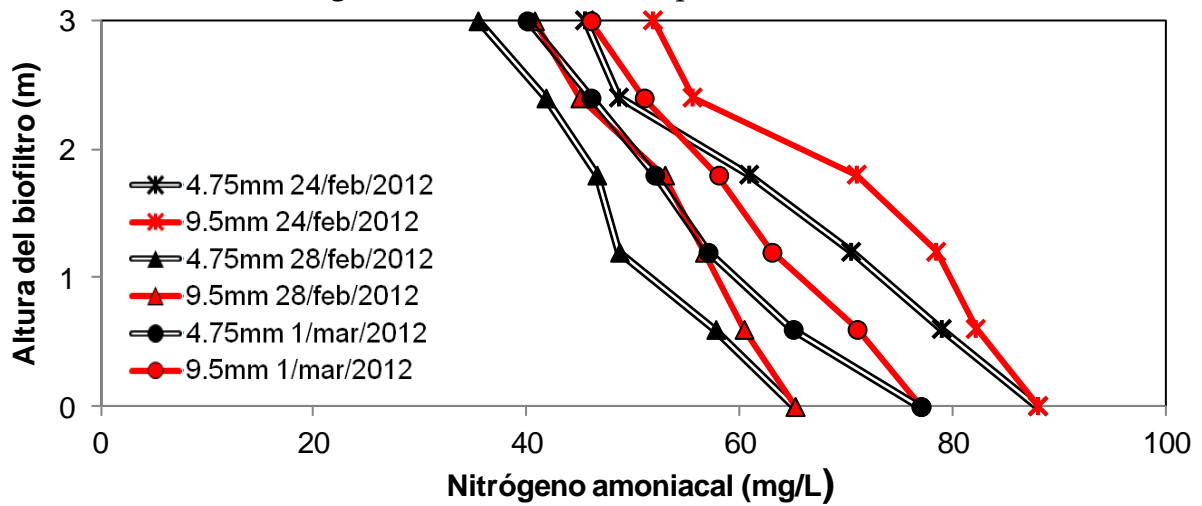


Figura A1-10. Perfil de N-NH<sub>4</sub> para la CO =3.3

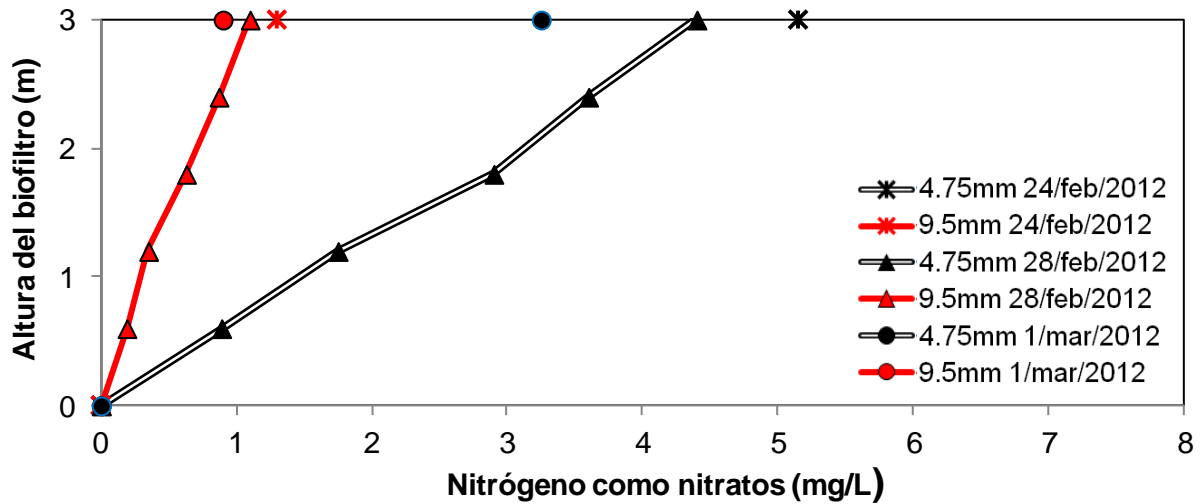


Figura A1-11. Perfil de N-NO<sub>3</sub> para la CO =3.3

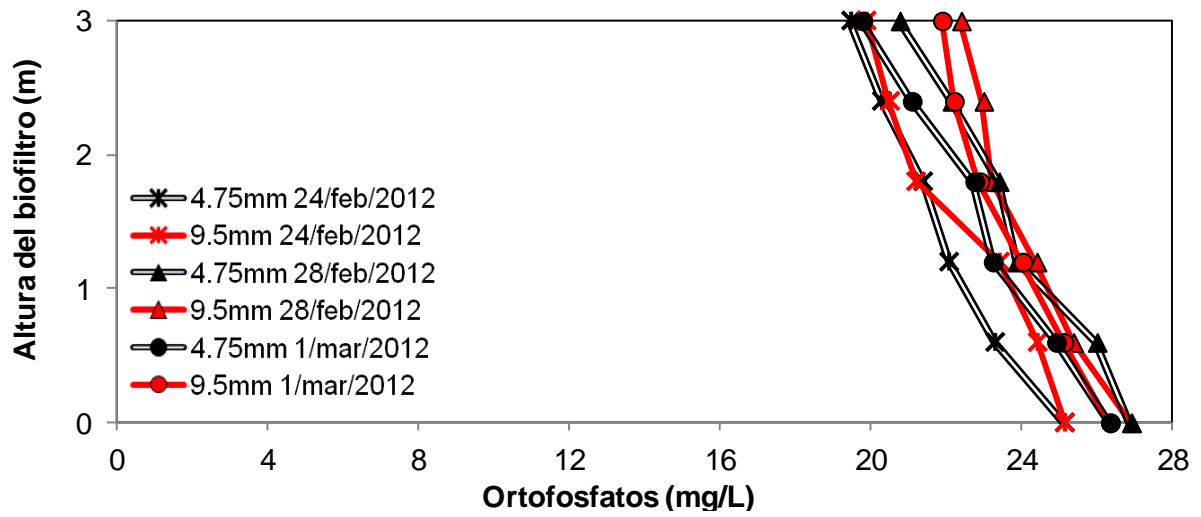


Figura A1-12. Perfil de P-PO<sub>4</sub> para la CO =3.3

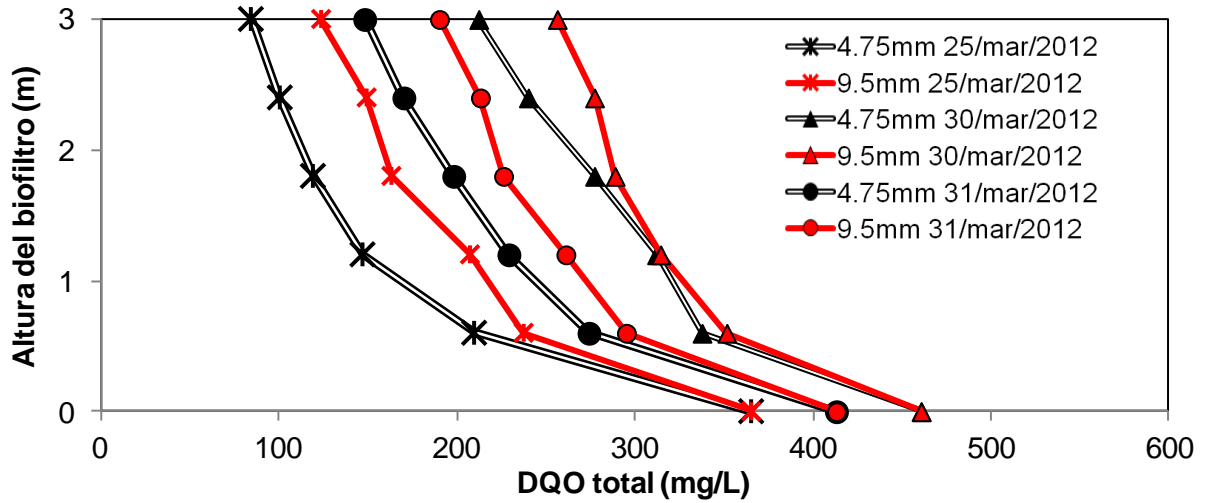


Figura A1-13. Perfil de DQO total para la CO =10

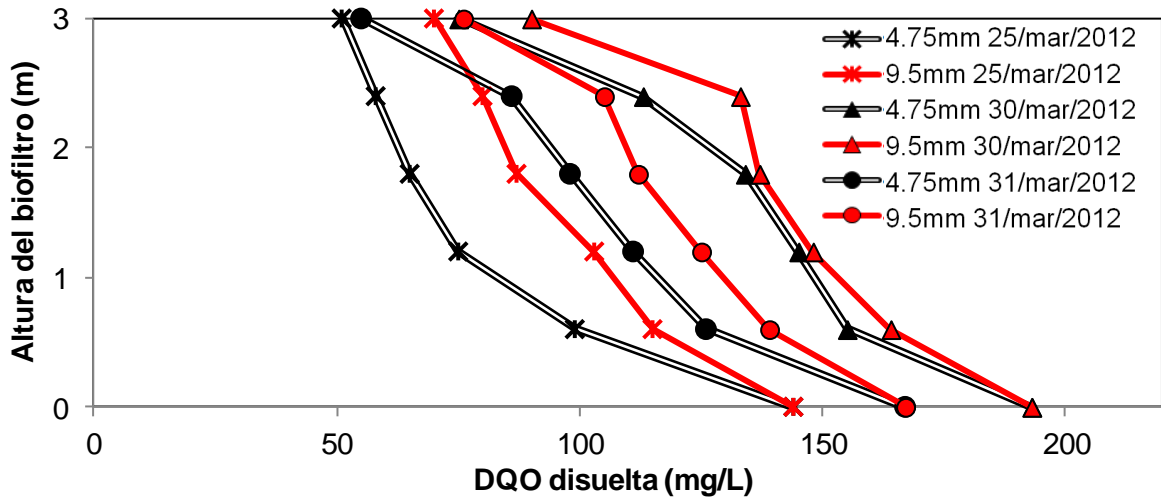


Figura A1-14. Perfil de DQO disuelta para la CO =10



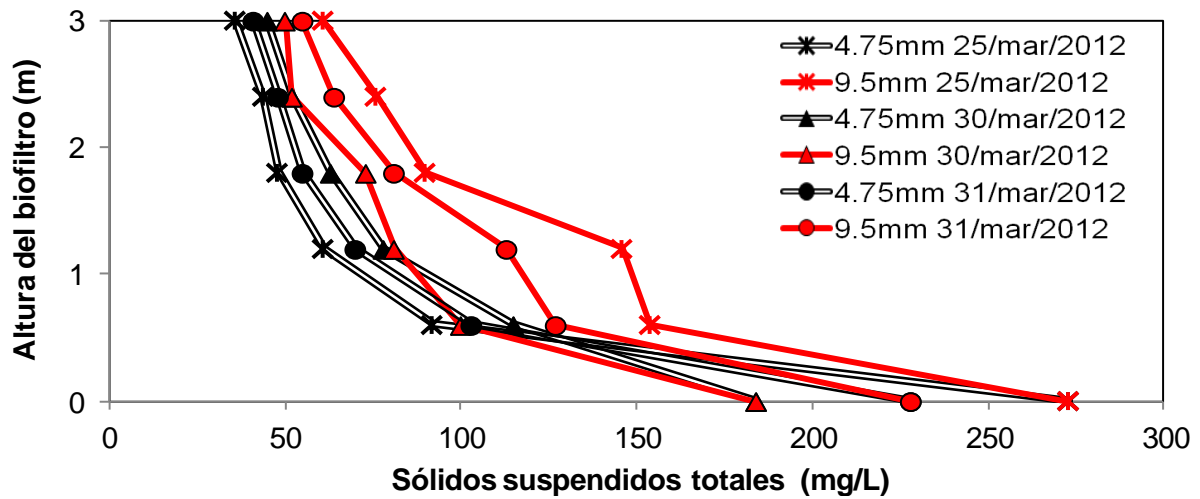


Figura A1-15. Perfil de SST para la CO =10

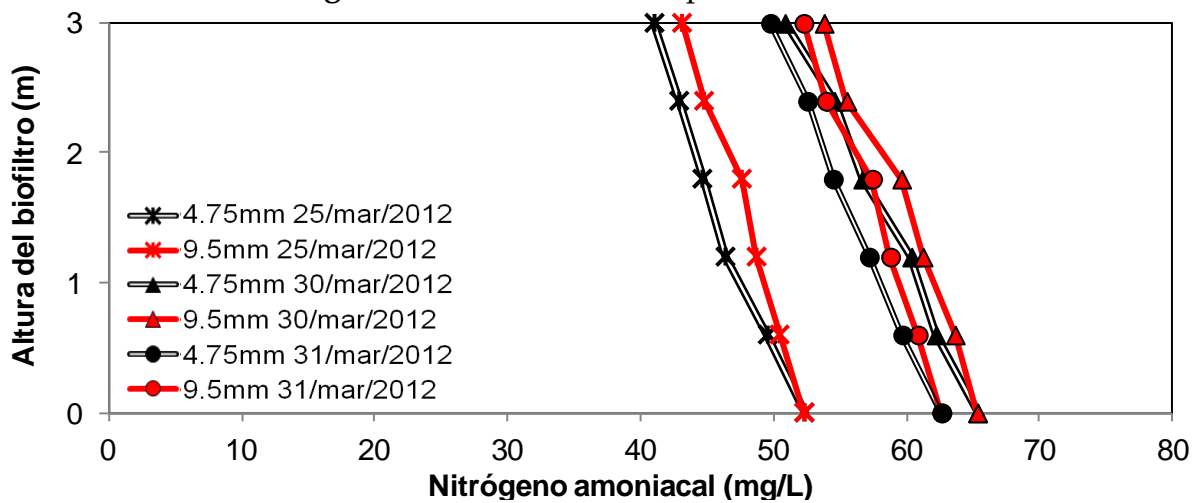


Figura A1-16. Perfil de N-NH<sub>4</sub> para la CO =10

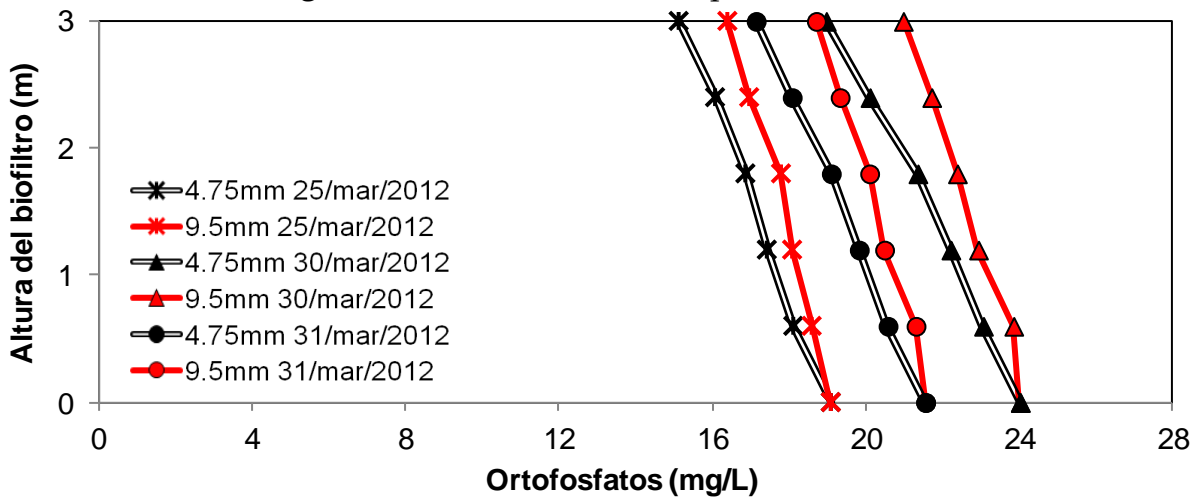


Figura A1-17. Perfil de P-PO<sub>4</sub> para la CO =10

## ANEXO 2

### CURVAS PARA DETERMINAR EL MDI

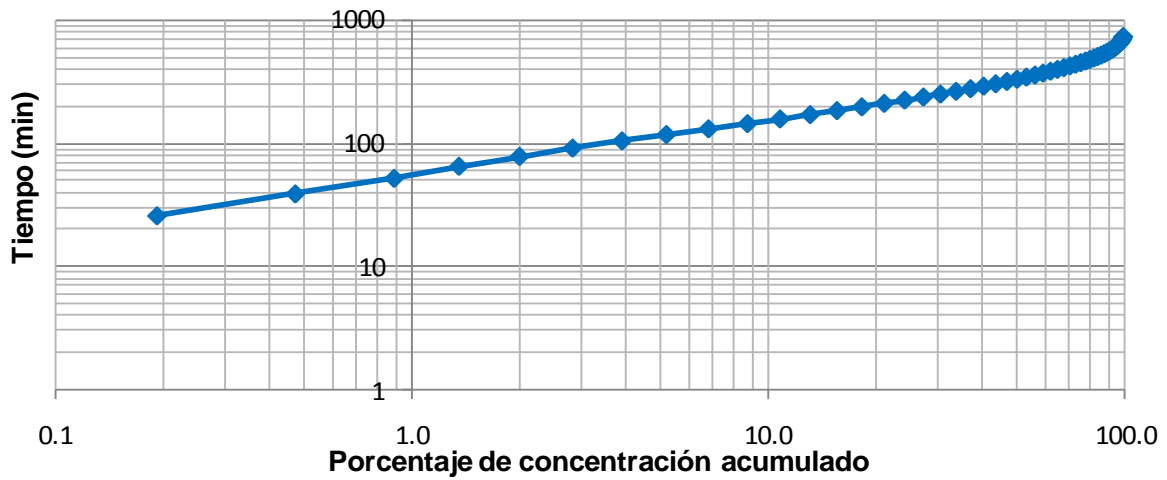


Figura A2-1. Curva para determinar el índice de Morril del reactor con partículas de 9.5 mm y CO=1.1.

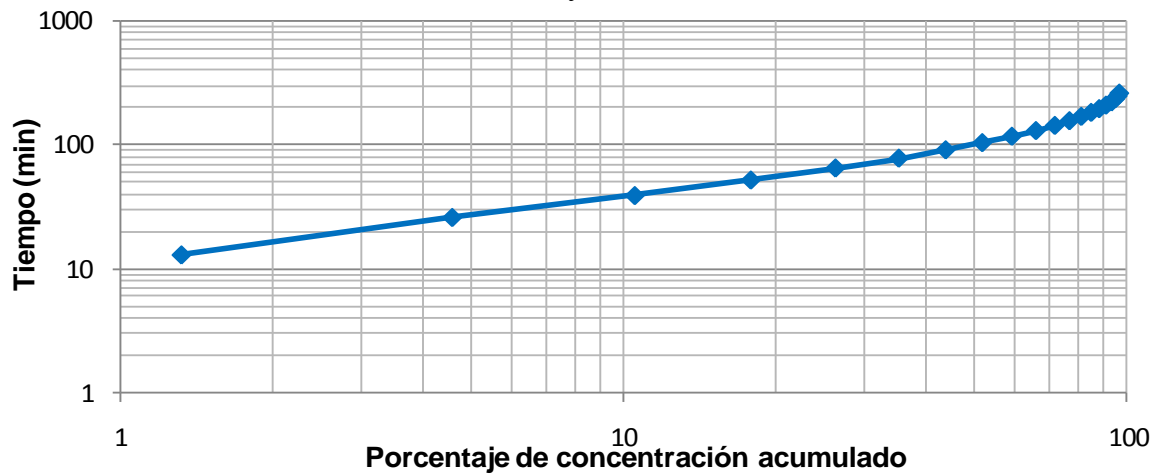


Figura A2-2. Curva para determinar el índice de Morril del reactor con partículas de 4.75 mm y CO=3.3.

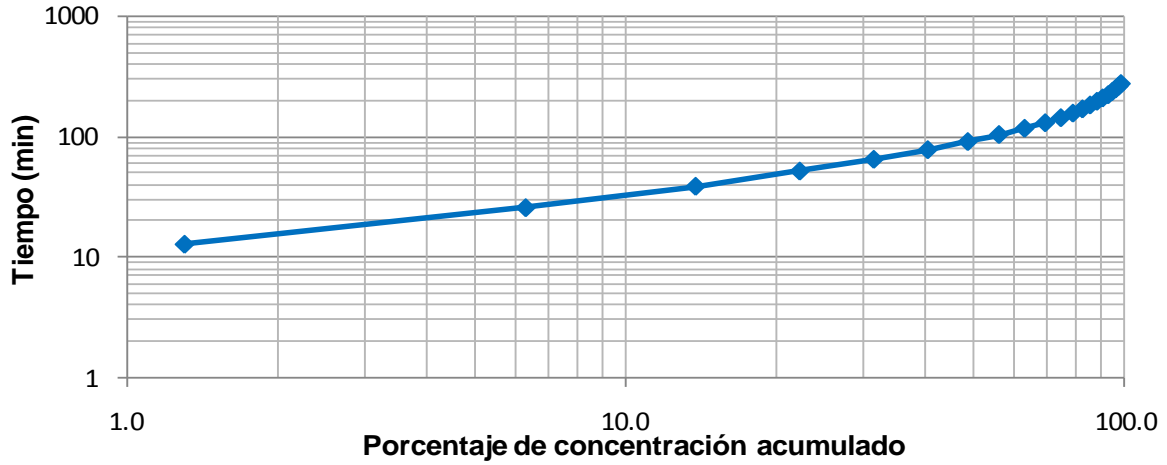


Figura A2-3. Curva para determinar el índice de Morril del reactor con partículas de 9.5 mm y CO=3.3.

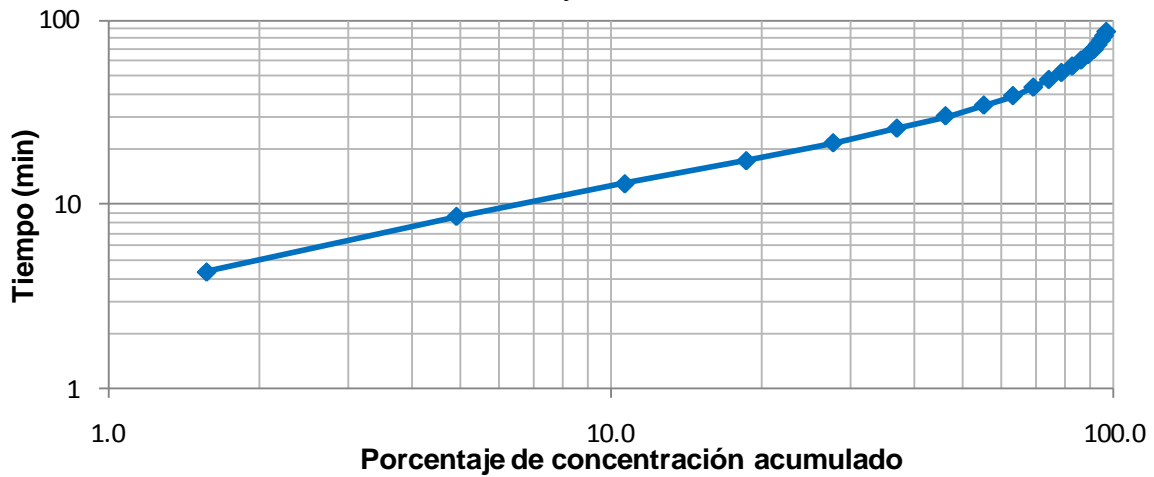


Figura A2-4. Curva para determinar el índice de Morril del reactor con partículas de 4.75 mm y CO=10.

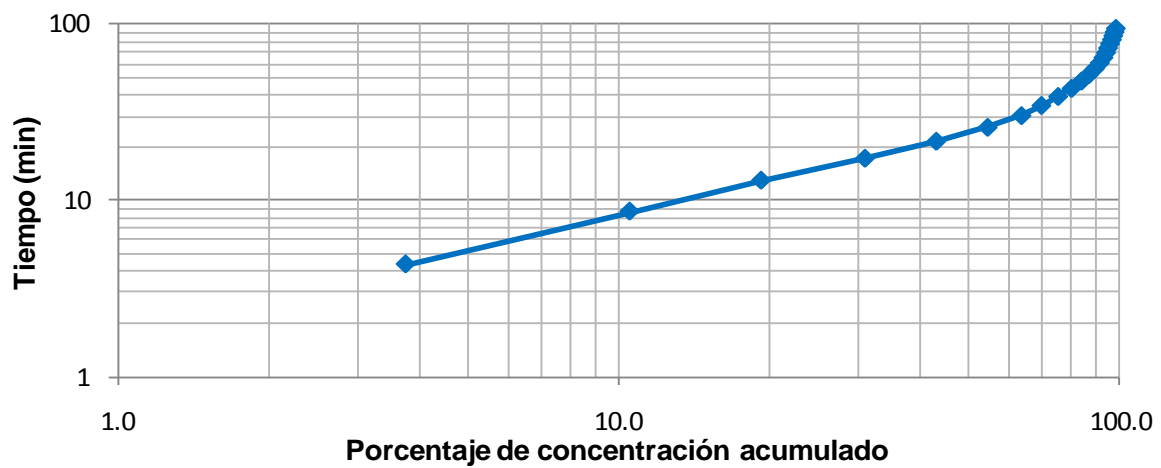


Figura A2-5. Curva para determinar el índice de Morril del reactor con partículas de 9.5 mm y CO=10.