



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
POSGRADO EN INGENIERÍA  
INGENIERÍA AMBIENTAL – AGUA

“DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS CINÉTICOS EN UN FILTRO BIOLÓGICO  
AIREADO PARA TRATAMIENTO DE AGUA RESIDUAL”

TESIS  
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:  
MAESTRA EN INGENIERÍA

PRESENTA:

ALONDRA ISABEL HIGUERA RIVERA

TUTOR PRINCIPAL  
DR. SIMÓN GONZÁLEZ MARTÍNEZ-INSTITUTO DE INGENIERÍA  
COMITÉ TUTOR  
DRA. PETIA MIJAYLOVA NACHEVA-INSTITUTO MEXICANO DE TECNOLOGÍA  
DEL AGUA  
DR. ALFONSO DURÁN MORENO-FACULTAD DE QUÍMICA, UNAM

Ciudad Universitaria, Cd. Mx. NOVIEMBRE 2017

**JURADO ASIGNADO:**

Presidente: DRA. MIJAYLOVA NACHEVA PETIA  
Secretario: DRA. MOELLER CHÁVEZ GABRIELA ELEONORA  
Vocal: DR. DURÁN HINOJOSA ULISES  
1<sup>er</sup>. Suplente: M. EN C. MORENO RODRÍGUEZ GLORIA  
2<sup>do</sup>. Suplente: DR. GONZÁLEZ MARTÍNEZ SIMÓN

Lugar donde se realizó la tesis: LABORATORIO DE INGENIERÍA AMBIENTAL,  
EDIFICIO 5, INSTITUTO DE INGENIERÍA, UNAM.

**TUTOR DE TESIS:**

DR. SIMÓN GONZÁLEZ MARTÍNEZ

---

**FIRMA**

## **DEDICATORIA**

A mis padres gracias por todo su apoyo, por siempre estar, por su cariño y por confiar en mí.

A mis hermanas, gracias por ser mis amigas y cómplices a lo largo de este camino llamado vida.

Como las ramas de un árbol, crecemos en diferentes direcciones pero nuestra raíz es una sola, así la vida de cada una siempre será una parte esencial de la vida de la otra.

A Azrael pequeño ser enigmático, glotón, soñoliento y tibio, pequeña criatura que amo tanto.

No, él no es el violín, instrumento  
perfecto, que muerde mi corazón,  
pero hace, más regiamente,  
Sonar su cuerda más vibrante. Charles Baudelaire

A mi sobrino Héctor Rafael porque antes de nacer pensé en todo lo que te podía enseñar pero ahora que te conozco además pienso en todo lo que he aprendido de ti y todo lo que falta.

A mis amigos durante esta etapa, Ernesto, Gabriel, Daniel, Ulises y Noé, gracias por todo.

A mis amigos de toda la vida, Yesica, Brenda, Marlene, Ricardo, Luis Carlos, Carlos Enrique, Luis Enrique, Luis Alberto, Joel, Judith, Cesar, Uriel, Néstor, Lorena y Manuel, unos más presentes que otros pero todos presentes en mis recuerdos.

El amigo es otro yo. Sin amistad el hombre no puede ser feliz. – Aristóteles.

## **AGRADECIMIENTOS**

Agradezco a la UNAM y al Instituto de Ingeniería por permitirme desarrollar mi investigación en sus instalaciones y por las experiencias que tuve aquí las cuales marcaron mi vida cultural y profesional.

Agradezco a la coordinación de Estudios de Posgrado (CEP) y al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACyT) por los apoyos brindados para el desarrollo de mi investigación.

Agradezco con creces por ayudarme a lograr esta nueva meta al Dr. Simón González Martínez por permitirme expandir mis conocimientos, cumplir mis expectativas y enseñarme a siempre ir por la constante mejora.

Quiero también agradecer y exalto el trabajo de los doctores Petia Mijaylova Nacheva, Alfonso Duran Moreno, Gabriela Moeller Chávez, Ulises Durán Hinojosa, Oscar González Barceló y la maestra Gloria Moreno Rodríguez, por sus aportes y participación en el desarrollo de esta tesis.

Al personal técnico del laboratorio de Ingeniería Ambiental del Instituto de Ingeniería.

Esta investigación fue posible gracias al apoyo de la Dirección General de Asuntos del Personal Académico (DGAPA) de la Universidad Nacional Autónoma de México, proyecto PAPIIT IN110115.

ÍNDICE	Pág.
1 INTRODUCCIÓN .....	1
1.2 Objetivos .....	3
1.3 Alcances .....	3
2 FILTROS BIOLÓGICOS AIREADOS .....	4
2.1 Consumo de sustrato .....	5
2.1.1 Remoción de material carbonoso .....	6
2.1.2 Remoción de compuestos nitrogenados .....	7
2.2 Características del medio filtrante .....	8
2.3 Retrolavado .....	9
2.4 Carga orgánica .....	10
2.5 Proceso de aireación y utilización de oxígeno .....	11
3 HIDRÁULICA DE REACTORES.....	13
3.1 Desviaciones de la idealidad .....	14
3.2 Determinación del comportamiento hidráulico de reactores .....	15
3.2.1 Modelo de dispersión axial.....	17
3.2.2 Modelo de Wolf y Resnick .....	19
4 BIOPELÍCULAS .....	22
4.1 Crecimiento de microorganismos .....	23
4.2 Etapas de desarrollo de la biopelícula.....	24
4.3 Factores que afectan la formación de las biopelículas .....	26
4.4 Biopelículas en BAF.....	27
5 CINÉTICA EN BAF .....	29
5.1 Cinética de MONOD.....	29
5.2 Cinética de Michaelis-Menten .....	30
5.3 Parámetros cinéticos .....	31
5.4 Factores que afectan la cinética.....	32
5.5 Clasificación de modelos en BAF .....	35
5.6 Modelo de BAF de reacción de primer orden .....	36
5.7 Modelo de BAF como reactor de flujo pistón .....	37
5.8 Modelo de BAF como reactores de biopelícula completamente mezclados en serie .....	39

5.9 Modelo de BAF como reactor completamente mezclado con cinética tipo Monod .....	41
6 METODOLOGÍA .....	45
6.1 Descripción del filtro biológico aireado.....	46
6.2 Selección y caracterización del material del lecho filtrante .....	51
6.3 Muestreo y determinaciones analíticas .....	53
6.4 Comportamiento hidráulico del BAF .....	57
6.5 Uso y validación del modelo cinético .....	59
7 RESULTADOS.....	61
7.1 Caracterización del material de empaque.....	61
7.2 Operación del filtro .....	64
7.2.1 Comportamiento de la demanda química de oxígeno .....	65
7.2.2 Comportamiento de los Sólidos suspendidos totales y volátiles.....	69
7.2.3 Comportamiento del nitrógeno amoniacal y nitratos .....	72
7.2.4 Comportamiento de los ortofosfatos.....	75
7.2.5 Tiempo de retención celular.....	77
7.3 Determinación de parámetros cinéticos .....	79
7.3.1 Pruebas de trazado .....	79
7.3.2 Parámetros cinéticos .....	85
8 CONCLUSIONES.....	95
9 REFERENCIAS.....	97
Anexo 1 Cálculos para determinar el área superficial específica del tezontle.....	102
Anexo 2 Perfiles de remoción de contaminantes.....	106

## FIGURAS

<b>Figura 2.1</b> Diagrama de un filtro biológico aireado (BIOFOR®, 2015) .....	5
<b>Figura 2.2</b> Perfiles de concentración en un BAF con soporte poroso a) filtro en una etapa b) filtro en dos etapas con recirculación (modificado de González-Martínez <i>et al.</i> , 2007). .....	6
<b>Figura 2.3</b> Contracción del lecho filtrante y formación de aglomerados de biomasa debido a un lavado deficiente (Arboleda, 2000). .....	10
<b>Figura 3.1</b> Desviaciones de la idealidad para un reactor de flujo pistón. A) mezcla longitudinal debido a vórtices, b) insuficiente mezcla radial, c) canalizaciones de flujo (Cobos-Becerra, 2013). .....	15
<b>Figura 3.2</b> Curvas típicas de concentración del trazador en el efluente de reactores con diferentes características hidráulicas (Pérez, 1992) .....	16
<b>Figura 3.3</b> Curva de $1-F(t)$ vs $t/t_0$ , cantidad de trazador que permanece en el reactor (Pérez, 1992). .....	21
<b>Figura 4.1</b> Etapas de crecimiento de biomasa (Metcalf & Eddy, 2003). .....	24
<b>Figura 4.2</b> Etapas durante el desarrollo de una biopelícula sobre un soporte (Díaz, 2011, modificado). .....	25
<b>Figura 4.3</b> Perfil conceptual de una biopelícula fija (Chen <i>et al.</i> , 2006). .....	27
<b>Figura 5.1</b> Representación gráfica de la ecuación de Monod (Metcalf & Eddy, 2003) .....	30
<b>Figura 5.2</b> Velocidad de remoción de amonio con diferentes números de Reynolds (Chen <i>et al.</i> , 2006). .....	33
<b>Figura 5.3</b> Procesos en un reactor completamente mezclado con biopelícula (González-Barceló y González-Martínez, 2008). .....	40
<b>Figura 6.1</b> Diagrama de BAF .....	47
<b>Figura 6.2</b> BAF a escala piloto utilizado en la experimentación .....	47
<b>Figura 6.3</b> Ejemplo de cálculo para el modelo de Wolf y Resnick. ....	58
<b>Figura 7.1</b> Partículas de tezontle. ....	61
<b>Figura 7.2</b> Distribución de tamaños de ejes de partículas de tezontle. ....	62
<b>Figura 7.3</b> Biopelícula formada sobre la superficie del tezontle. ....	65
<b>Figura 7.4</b> Comportamiento de la DQO total y disuelta. ....	66
<b>Figura 7.5</b> Perfil de DQO total .....	69
<b>Figura 7.6</b> Perfil de DQO disuelta .....	69

<b>Figura 7.7</b> Comportamiento de los SST y SSV con respecto a los días de experimentación. ....	70
<b>Figura 7.8</b> Perfil de SST bajo diferentes condiciones de operación. ....	71
<b>Figura 7.9</b> Comportamiento de nitrógeno amoniacal y de nitratos con respecto a los días de experimentación. ....	72
<b>Figura 7.10</b> Perfil de nitrógeno amoniacal para diferentes cargas orgánicas superficiales. ....	75
<b>Figura 7.11</b> Comportamiento de fósforo de ortofosfatos con respecto a los días de experimentación. ....	76
<b>Figura 7.12</b> Tiempo de retención celular para diferentes cargas orgánicas superficiales. ....	78
<b>Figura 7.13</b> Conductividad medida en el efluente del filtro biológico sin aireación. ....	80
<b>Figura 7.14</b> Conductividad medida en el efluente del filtro biológico con aireación. ....	81
<b>Figura 7.15</b> Curva de trazado ajustada al Modelo de Wolf y Resnick para el filtro biológico sin aireación. ....	82
<b>Figura 7.16</b> Curva de trazado ajustada al Modelo de Wolf y Resnick para el filtro biológico con aireación. ....	83
<b>Figura 7.17</b> Curva de trazado ajustada al Modelo de Dispersión Axial para el filtro biológico sin aireación ....	84
<b>Figura 7.18</b> Curva de trazado ajustada al Modelo de Dispersión Axial para el filtro biológico con aireación. ....	85
<b>Figura 7.19</b> Determinación de coeficiente de rendimiento y constante de decaimiento ....	86
<b>Figura 7.20</b> Determinación de velocidad máxima de consumo específico y de la constante de saturación. ....	88
<b>Figura 7.21</b> Validación de parámetros cinéticos. ....	93
<b>Figura A.1</b> Elipsoide. ....	102
<b>Figura A.2</b> Perfiles de DQO total. ....	106
<b>Figura A.3</b> Perfiles de DQO disuelta. ....	106
<b>Figura A.4</b> Perfiles de sólidos suspendidos totales. ....	107
<b>Figura A.5</b> Perfiles de nitrógeno amoniacal. ....	107



## TABLAS

<b>Tabla 2.1</b> Límites de operación para diferentes tratamientos usando filtros Biofor® (Pujol et al., 1994).....	11
<b>Tabla 5.1</b> Parámetros cinéticos a diferentes temperaturas (Chen <i>et al.</i> , 2006). .....	37
<b>Tabla 5.2</b> Resultados obtenidos para las constantes (Mann y Stephenson, 1997) ..	39
<b>Tabla 5.3</b> Modelos de BAF .....	43
<b>Tabla 6.1</b> Composición de agua residual sintética. ....	49
<b>Tabla 6.2</b> Plan de muestreo .....	55
<b>Tabla 6.3</b> Parametros que se evaluaron .....	56
<b>Tabla 6.4</b> Técnicas estándar para determinación de parámetros .....	56
<b>Tabla 7.1</b> Características físicas del material filtrante. ....	63
<b>Tabla 7.2</b> Valores promedio en el influente, efluente y remoción para DQO disuelta y total.....	68
<b>Tabla 7.3</b> Valores promedio de SST y SSV. ....	71
<b>Tabla 7.4</b> Valores promedio de nitrógeno amoniacal y de nitrógeno de nitratos. ....	74
<b>Tabla 7.5</b> Valores promedio de remoción, influente y efluente de fósforo de ortofosfatos.....	76
<b>Tabla 7.6</b> Calculo de TRC para las diferentes concentraciones de materia orgánica utilizada.....	77
<b>Tabla 7.7</b> Comportamiento hidráulico del filtro biológico.....	83
<b>Tabla A.1</b> Ejemplo de cálculo de área de una muestra.....	102
<b>Tabla A.2</b> Áreas superficiales calculadas para cada muestra.....	105

## RESUMEN

Determinar los parámetros cinéticos en sistemas biológicos proporciona información básica para el análisis del proceso, control, diseño y optimización por medio de la reducción de datos experimentales complejos a una expresión matemática. Por otra parte, la cinética también describe los factores de operación o ambientales que afectan las velocidades de consumo de sustrato (Bhunia y Ghangrekar, 2008).

En este trabajo se determinaron los parámetros cinéticos de la remoción simultánea de materia orgánica y amonio en un filtro biológico aireado (BAF) empacado con tezontle. La evaluación se realizó en un BAF a nivel piloto que operó bajo diferentes cargas orgánicas superficiales (2.3, 3.8, 5.4 y 7.7 gDQO/m<sup>2</sup>·d), un tiempo de retención hidráulico de 2 horas y un caudal de alimentación de aire de 5 L/min. Como parte de la operación el retrolavado se realizó diario.

El factor fundamental en la aplicación de cualquier expresión cinética es un balance de masas que dependerá del tipo de reactor y su comportamiento hidráulico (Hidaka y Tsuno, 2004).

Utilizando pruebas de trazado y los modelos de Wolf y Resnick y el de Dispersión Axial, se determinó que el comportamiento hidráulico del BAF es predominantemente de mezcla completa debido a la turbulencia que produce el aire alimentado con 14 % de espacios muertos y solo 12 % de flujo pistón.

El filtro biológico aireado utilizado es eficiente en la remoción simultánea de materia orgánica y nitrógeno amoniacal con remociones de hasta 80 % y 87 %, respectivamente.

Para obtener los parámetros cinéticos se utilizaron balances de masa para un reactor completamente mezclado y el modelo de Monod. Los valores obtenidos son 0.55 mgSST/mgDQO para el coeficiente de rendimiento (Y), 0.09 d<sup>-1</sup> la constante de decaimiento ( $k_d$ ), la tasa específica máxima de crecimiento de microorganismos ( $\mu_{max}$ ) de 0.24 d<sup>-1</sup> y la constante de saturación ( $K_s$ ) con un valor de 7.2 mgDQO/L, indicando alta afinidad por el sustrato.

Para validar el modelo utilizado para determinar los parámetros cinéticos se compararon los resultados experimentales con la curva obtenida del modelo de Monod utilizando los coeficientes determinados, obteniendo un coeficiente de determinación de 0.93. Se concluyó que el modelo utilizado describe adecuadamente los procesos bioquímicos ocurridos en el reactor.

# 1 INTRODUCCIÓN

El tratamiento biológico de las aguas residuales se basa en la remoción de contaminantes mediante actividad biológica, la cual se aprovecha para remover principalmente sustancias orgánicas biodegradables, coloidales o disueltas del agua residual, mediante su conversión a gases y en biomasa extraíble (Romero, 2004).

Los filtros biológicos aireados (BAF por sus siglas en inglés) han sido extensamente estudiados y aplicados en las últimas 2 décadas debido a sus ventajas de remover sólidos, materia orgánica y nutrientes en un mismo reactor, asimismo pueden trabajar con cargas altas de contaminantes y reducen los requerimientos de espacio (Wang *et al.*, 2015).

Los filtros biológicos aireados son reactores flexibles, debido a que pueden ser utilizados en diversas etapas del tratamiento de aguas residuales. Los BAF contienen un medio granular que proporciona un área superficial grande por unidad de volumen para el desarrollo de biopelícula. Las características de los medios filtrantes y la altura del lecho afectan significativamente los costos de la inversión inicial y operación (Farabegoli *et al.*, 2009).

El uso de BAF, en comparación con los sistemas de lodos activados tiene las ventajas de que tratan mayor carga volumétrica, no requieren sedimentadores, la estabilidad del proceso aumenta y los reactores son compactos, debido a que la concentración de biomasa y las tasas de eliminación específicas son mayores (Farabegoli *et al.*, 2009).

El diseño convencional de los BAF se basa en cargas volumétricas o orgánicas medias, esto conduce a reactores de grandes volúmenes, operación ineficiente o inestabilidad al variar la carga orgánica (Behrendt, 1999). Para diseñar los sistemas de tratamiento de aguas residuales es preciso haber obtenido primero los parámetros cinéticos, para

conocer el comportamiento de la biomasa que se desarrolla para el tratamiento de determinado tipo de agua residual (Hasan *et al.*, 2014).

El uso de modelos matemáticos es una herramienta que ayuda a diseñar y operar sistemas de tratamiento de aguas residuales. Existen pocos modelos, cada uno con diferentes hipótesis de simplificación y la incorporación de un número mayor o menor de variables que afectan el proceso, en función de los objetivos deseados (Samie *et al.*, 2010). Para discutir los resultados del tratamiento, el diseño y los parámetros operativos en los procesos de filtración biológica, se requieren modelos para aplicaciones prácticas en ingeniería (Hidaka y Tsuno, 2004).

Con el fin de lograr el correcto diseño de un biorreactor, es importante determinar los parámetros cinéticos involucrados en la reacción. Los parámetros cinéticos proporcionan información básica para el análisis del proceso, control, diseño y optimización por medio de datos experimentales y complejos con una expresión matemática. Para alcanzar el rendimiento máximo del reactor, los parámetros cinéticos deben tenerse en cuenta en el proceso de diseño, en lugar de utilizar sólo métodos empíricos. Se espera que el diseño del sistema de tratamiento biológico a partir de los parámetros cinéticos sea más preciso que otros métodos empíricos. Los valores de los parámetros cinéticos deben estimarse mediante el análisis de regresión de los datos experimentales, generados a partir de los datos obtenidos a escala de laboratorio. Por otra parte, la cinética también describe los factores de operación afectados por las condiciones ambientales que afectan las velocidades de consumo de sustrato (Kaewsuk *et al.*, 2010).

Investigaciones previas han reportado que la cinética depende del tipo de microorganismos que degradan los contaminantes, el sustrato y las condiciones ambientales (Okpokwasili y Nweke, 2005).

Los microorganismos degradan la materia orgánica soluble y coloidal en el agua residual siguiendo una cinética específica. De los modelos más comunes de cinética de remoción de materia orgánica soluble destacan el de primer orden, el de orden variable o Monod, el de Grau, los propuestos por Teissier, Contois y Moser (Metcalf & Eddy, 2003). Los datos experimentales que se obtengan deben ajustarse a un modelo de cinética de remoción y los parámetros cinéticos que se obtengan dependerán del modelo utilizado (Metcalf & Eddy, 2003).

Los modelos cinéticos permiten el cálculo del tiempo requerido para reducir la concentración de un contaminante hasta una concentración requerida, también pueden ser usados para predecir la producción de biomasa en un tiempo dado (Okpokwasili y Nweke, 2005).

El factor fundamental en la aplicación de cualquier expresión cinética es un balance de masas que dependerá del tipo de reactor y su comportamiento hidráulico (mezcla completa, mezcla completa en serie, flujo pistón ideal, flujo pistón con dispersión axial, etc.) (Hidaka y Tsuno, 2004, Metcalf & Eddy, 2003).

Por lo tanto, en este estudio se evaluarán los parámetros cinéticos de la remoción simultánea de materia orgánica, nitrógeno amoniacal y fósforo de agua residual sintética con composición similar a la municipal a diferentes valores de carga orgánica en un filtro biológico aireado a escala piloto.

## **1.2 Objetivos**

Objetivo general

Determinar los parámetros cinéticos para la eliminación de sustratos orgánicos en una biopelícula que se desarrolla bajo condiciones aerobias.

Objetivos particulares

- Evaluar el desempeño del filtro biológico aireado en la remoción de materia orgánica, nitrógeno amoniacal y fósforo.
- Determinar el comportamiento hidráulico del filtro biológico aireado.
- Validar el modelo utilizado para determinar los parámetros cinéticos.

## **1.3 Alcances**

- El filtro biológico aireado utilizado en la investigación fue a escala piloto.
- El agua residual utilizada es de tipo sintética con una composición similar al agua residual municipal.
- El tezontle se usó como medio filtrante en el filtro biológico.
- Los parámetros cinéticos se determinaron con cinética de reactores.

## **ANTECEDENTES**

### **2 FILTROS BIOLÓGICOS AIREADOS**

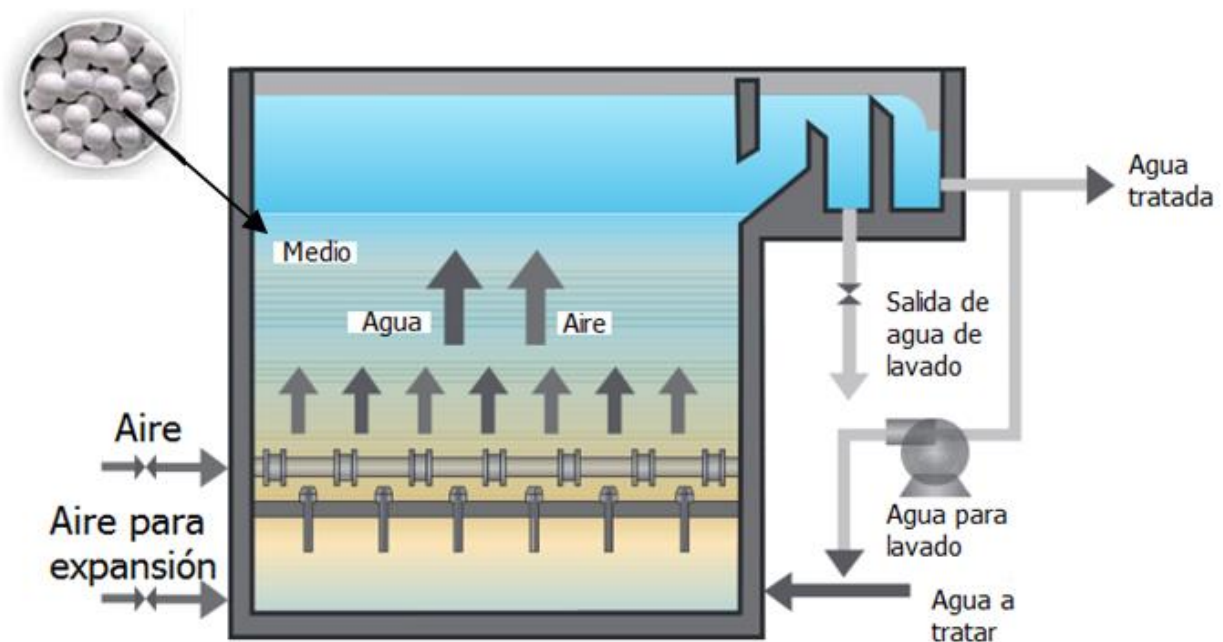
Aunque los BAF son capaces de eliminar sólidos y materia orgánica sin necesidad de sedimentación adicional, aparecen hasta finales de la década de 1980, sus orígenes se remontan a los aireadores de contacto, que se habían utilizado durante más de 50 años antes. Muchos BAF a gran escala se encuentran en operación, principalmente en Europa, han sido usados para desnitrificación y remoción de fósforo al igual que para remoción de sólidos y materia carbonosa (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999).

Los BAF 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).

Los BAF se basan en el principio de filtración combinada donde el medio granular sumergido tiene dos propósitos: la conversión biológica de materia orgánica por la biomasa inmovilizada que crece en la superficie del medio y la remoción física de partículas suspendidas por el medio filtrante (Liu *et al.*, 2010).

Los BAF son biorreactores flexibles y efectivos, que se pueden usar en tratamiento primario y secundario, son eficaces en la eliminación de sólidos suspendidos, amoníaco y materia orgánica medida como DQO y DBO en aguas residuales (Liu *et al.*, 2010). Estos biorreactores dependen de la tendencia natural de las poblaciones microbianas mixtas para adherirse a las superficies y formar la biopelícula (Iwai y Kitao, 1994).

Los BAF pueden ser diseñados en dos configuraciones, de flujo ascendente y de flujo descendente, en ambas configuraciones el aire ingresa por el fondo del filtro. En los de flujo ascendente (Figura 2.1), el influente ingresa por el fondo, esta configuración es la más usada a nivel mundial en el tratamiento de aguas residuales, tiene la capacidad de tratar mayores caudales de entrada, el ciclo de operación es mayor y minimiza olores. Sin embargo, presenta algunas dificultades para remover amonio. En los BAF de flujo descendente, el influente ingresa por la parte superior y fluye en contracorriente con aire, en esta configuración se tiene mejor mezclado y mayor tiempo de contacto del agua y el aire, que conlleva a una mejor transferencia de oxígeno y mayor degradación en la parte inferior del filtro (Hasan *et al.*, 2009).



**Figura 2.1** Diagrama de un filtro biológico aireado (DEGREMONT®, 2015)

El medio filtrante está soportado por un falso fondo provisto de boquillas que permiten el paso del agua pero no del medio filtrante. El aire que entra se distribuye por medio de difusores. El aire para expansión se utiliza para el retrolavado.

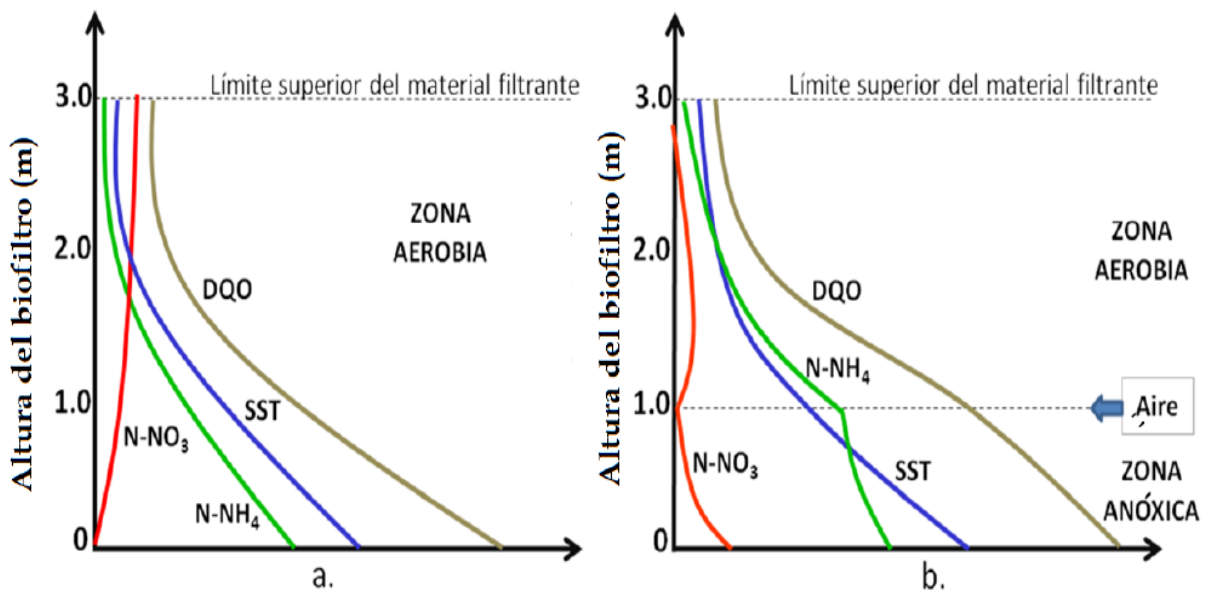
## 2.1 Consumo de sustrato

En los BAF se pueden presentar diferentes zonas, anóxicas y óxicas para la nitrificación y desnitrificación. Las zonas anóxicas remueven materia orgánica soluble y nitrato, mientras que la zona aireada oxida materia orgánica y amonio.

En la figura 2.2 se muestra el comportamiento de los contaminantes en un filtro biológico aerobio. El punto cero corresponde al fondo del reactor y el 3 a la parte superior, medidos en metros. Las concentraciones de los contaminantes varían a

medida que aumenta la altura del filtro, este comportamiento es similar a un reactor de flujo pistón.

Para el filtro de una etapa (figura 2.2, a), el parámetro DQO disminuye por consumo del oxígeno para degradar materia orgánica, hasta llegar a un equilibrio, donde la concentración de materia orgánica es igual fuera y dentro de los microorganismos. Los sólidos suspendidos totales, disminuyen por filtración en el medio, hasta que son tan pequeños que ya no se retienen. El nitrógeno amoniacal, disminuye por nitrificación y por consumo anabólico, puede llegar a ser cero. Los nitratos aumentan porque son producto de la nitrificación.



**Figura 2.2** Perfiles de concentración en un BAF con soporte poroso **a)** filtro en una etapa **b)** filtro en dos etapas con recirculación (modificado de González-Martínez *et al.*, 2007).

En el filtro en dos etapas (figura 2.2, b), el aire es introducido a una altura determinada, para generar una zona anóxica, además el agua tratada se recircula para eliminar los nitratos. El comportamiento de SST es igual al de una etapa, debido a que su remoción se debe únicamente a la filtración, un proceso físico. Los nitratos y materia orgánica medida como DQO, disminuyen por desnitrificación en la zona anóxica. El nitrógeno amoniacal disminuye en la zona anóxica por consumo anabólico.

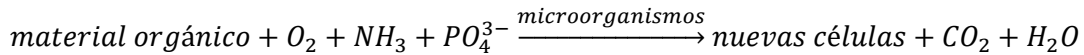
### 2.1.1 Remoción de material carbonoso

La eliminación de contaminantes carbonosos en los BAF se lleva a cabo por tres mecanismos: filtración de sólidos, adsorción y oxidación. Las ventajas de los reactores BAF sobre otros procesos secundarios son su capacidad para alcanzar altas tasas de eliminación de compuestos orgánicos por unidad de volumen de reactor que resulta



en la obtención de un efluente de alta calidad (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999).

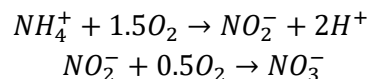
Los microorganismos se utilizan para oxidar la materia orgánica en productos finales simples y biomasa adicional, como se representa en la siguiente ecuación para condiciones aerobias:



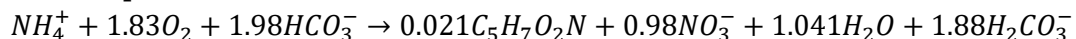
Los BAF son más estables a temperaturas bajas y variables que los procesos de biomasa suspendida. A menos de 5°C disminuye la remoción de sólidos suspendidos, de DBO y de nitrógeno amoniacal, la biopelícula se pierde si las bajas temperaturas se prolongan. El coeficiente de rendimiento disminuye 75 % al comparar una temperatura en el BAF de 35°C con 5°C. Estudios del impacto de temperaturas altas en la remoción de materia orgánica, reportaron que el mayor crecimiento de microorganismos y remoción de sustrato sucede a 38°C, temperaturas más altas reducen el crecimiento de microorganismos (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999).

### 2.1.2 Remoción de compuestos nitrogenados

El método común para remover nitrógeno es la nitrificación, que consta de dos procesos donde primero el amonio se oxida a nitrito por varios géneros de bacterias autótrofas, las más importantes son las *Nitrosomonas* y después el nitrito se oxida a nitrato por *Nitrobacter*. Las reacciones que se llevan a cabo son las siguientes (Chen *et al.*, 2006):



Las reacciones anteriores requieren oxígeno, producen iones de hidrógeno al producir nitritos que disminuyen el pH. La reacción completa puede ser usada para estimar la biomasa producida y los requerimientos de oxígeno y alcalinidad. Por cada gramo de amonio oxidado a nitrato, se requieren aproximadamente 4.18 g de oxígeno, 7.07 g de alcalinidad se consumen y se produce 0.17 g de biomasa (Chen *et al.*, 2006). La reacción completa es:



Donde  $C_5H_7O_2N$  representa a las bacterias *Nitrosomonas* y *Nitrobacter*.

La competencia biológica depende predominantemente de la concentración de nutrientes en el agua residual; aunque las bacterias nitrificantes requieren cierta cantidad de material carbonoso, cuando se tienen altas concentraciones de carbono orgánico la rapidez de crecimiento de las bacterias heterótrofas limitan el crecimiento de las autótrofas y subsecuentemente se reduce la nitrificación (Akunna *et al.*, 1993).

También la concentración de sólidos inhibe la nitrificación debido a la adsorción en la superficie de la biopelícula, lo cual origina el crecimiento de espesor de la biopelícula y, debido a los requerimientos de retrolavado, el tiempo de retención celular disminuye considerablemente (Boller *et al.*, 1994).

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

Es importante que haya suficiente alcalinidad en el agua residual para balancear los ácidos producidos por la nitrificación o, de lo contrario, el pH podría tener un efecto adverso sobre la nitrificación (Metcalf & Eddy, 2003).

En general se acepta que la velocidad de nitrificación aumenta a temperaturas altas debido a que los procesos que llevan a cabo las bacterias se aceleran (Chen *et al.*, 2006).

## **2.2 Características del medio filtrante**

Un BAF se empaqueta con un medio de soporte que proporciona una superficie grande de área por unidad de volumen para el desarrollo de biopelículas. El material de empaque en los BAF influye en las características hidráulicas y la transferencia de oxígeno (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999). Asimismo permite mantener una alta cantidad de biomasa activa y variedad de poblaciones microbianas (Liu, 2008).

La selección del medio filtrante es importante para lograr la calidad del efluente requerida. Las características del medio filtrante están relacionadas con su costo, el diseño del proceso, modo de operación del BAF, costos diarios de funcionamiento como el retrolavado y el aire alimentado (Zhao, 2014).

El material de empaque debe tener la mayoría de las siguientes características (Iwai y Kitao, 1994):

- Grado adecuado de adherencia de los microorganismos.
- Elevada área superficial específica, para que el área de contacto de la película de agua y el aire sea grande, aumentando la transferencia de oxígeno por la película de agua, de manera similar que el área de contacto entre la película de agua y la biopelícula sea grande, para aumentar la transferencia de oxígeno y nutrientes a los microorganismos.
- Alta porosidad del medio, para permitir el crecimiento de la biopelícula sin que los intersticios queden bloqueados y permitir así baja resistencia del flujo del líquido y el aire a través del medio.

- Estabilidad química, debe ser inerte a las sustancias en contacto con él, de manera que no inhiba el crecimiento de la biopelícula.
- Durabilidad, asociada a su resistencia mecánica a la presión y la abrasión.
- Alta capacidad de atrapar sólidos suspendidos.
- Precio bajo y de fácil abastecimiento.
- Facilidad de fabricación y transporte.
- Que permitan la expansión del lecho empacado fácilmente ya que se consume mucha energía al realizar el retrolavado.

El tamaño del medio filtrante de los BAF también tiene una fuerte influencia sobre el rendimiento del proceso. En consecuencia, diferentes tamaños de medios han sido recomendados para diferentes aplicaciones (Mendoza-Espinosa y Stephenson, 1999).

### **2.3 Retrolavado**

La principal limitación de este sistema es la pérdida de carga hidráulica durante la operación como resultado de la acumulación de sólidos dentro del filtro, debido a retención mecánica, la cohesión de contacto con el medio, y la cohesión biológica (Yang *et al.*, 2010).

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 (González-Martínez *et al.*, 2006).

Para evitar la colmatación del medio es necesario el retrolavado, el cual tiene los mismos principios de funcionamiento que la filtración convencional. Se suspende el proceso de filtración y se introducen burbujas de aire a alta presión mediante difusores colocados en el fondo del filtro con un flujo suficiente para expandir el lecho. El aire produce mezcla intensa que permite el desprendimiento del material adherido al medio filtrante (González-Martínez *et al.*, 2006).

Un proceso de lavado a contracorriente clásico en BAF es el retrolavado aire-agua (AWB por sus siglas en inglés), se basa en los principios de los efectos de la oscilación de burbujas, la presión ejercida por las burbujas sobre las superficies y por el choque de las burbujas con la biopelícula (Yang *et al.*, 2010).

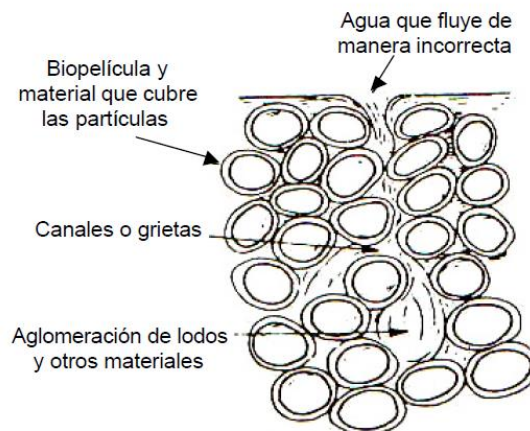
La mayoría de las partículas sólidas en suspensión son retenidas en la parte inferior del reactor cuando el filtro biológico aireado se opera en el modo de flujo ascendente.

El lavado a contracorriente tradicional también se opera en flujo ascendente, los sólidos retenidos en la parte inferior del reactor tienen que superar la gravedad y transportarse a lo largo del reactor antes de que puedan ser arrastradas por la parte superior del reactor, lo que disminuye la eficiencia del retrolavado e incrementa su tiempo de operación (Yang *et al.*, 2010).

La frecuencia de retrolavado puede variar desde unas horas a varios días dependiendo de las características de funcionamiento del filtro, del rendimiento de crecimiento de la biomasa, del tamaño, forma, densidad y porosidad del medio filtrante y de las características del agua residual a tratar (González-Barceló y González-Martínez, 2008).

El retrolavado debe hacerse cada vez que la caída de presión alcance un límite establecido. Muchos de los problemas (figura 2.3) del filtro se originan en un retrolavado deficiente incapaz de (Arboleda, 2000):

- Desprender la biopelícula y otras sustancias que retuvo el material filtrante que cubren el material de empaque del lecho.
- Romper los aglomerados de partículas filtrantes adheridos entre ellos.



**Figura 2.3** Contracción del lecho filtrante y formación de aglomerados de biomasa debido a un lavado deficiente (Arboleda, 2000).

## 2.4 Carga orgánica

La carga orgánica se define como la concentración de sustrato que ingresa al sistema, por concentración unitaria de microorganismos presentes y por unidad de tiempo. En el caso de los BAF, sistemas de biomasa fija, se puede expresar por unidad de área superficial ya que sobre ella crece la biopelícula (ecuación 4.3):

$$CO_s = \frac{Q \cdot S_0}{A_{sup}} \quad (4.3)$$

Donde:  $CO_s$ = Carga orgánica superficial (kgDQO/m<sup>2</sup>·d)

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

$S_0$ = DQO en el influente (kgDQO/m<sup>3</sup>)

$A_{sup}$ = Área de crecimiento de la biopelícula (m<sup>2</sup>)

La carga orgánica volumétrica límite para diferentes tratamientos se muestra en la tabla 2.1. La diferencia con la carga orgánica superficial es que se expresa por unidad de volumen en lugar de área superficial. Pujol (1991) después del análisis de 12 instalaciones a escala industrial de BAF recomiendan una carga orgánica de 4 a 11 kgDQO/m<sup>3</sup>d.

**Tabla 2.1.** Límites de operación para diferentes tratamientos usando filtros Biofor® (Pujol *et al.*, 1994).

Tratamiento	Carga	Velocidad de filtración
Remoción de materia orgánica	10 kgDQO/m <sup>3</sup> d	6 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> h
Nitrificación	1.5 kgN-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> /m <sup>3</sup> d	10 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> h
Desnitrificación	>4 kgN-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> /m <sup>3</sup> d	14 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> h
Remoción de fósforo	0.4 kgP/m <sup>3</sup> d	11 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> h

Las concentraciones de materia orgánica medida como DQO típicas de aguas residuales según Metcalf & Eddy (2003) son 250 mg/l para una concentración baja, 430 mg/l para una concentración media y 800 mg/l para una concentración alta.

Conagua (2007) clasifica también las concentraciones de materia orgánica medida como DQO en agua residual de tipo municipal en alta, media y baja cuyos valores corresponden a 1000, 500 y 250 mg/L, respectivamente. También reportan valores específicos para 3 zonas de la ciudad de México clasificadas como zona 1 que corresponde a Ciudad deportiva con un valor de DQO total de 467 mg/L, como zona 2 que corresponde a cerro de la estrella con un valor de DQO total de 420 mg/L y 230 mg/L de DQO total para la zona 3 que corresponde a Chapultepec. Los valores anteriores se pueden tomar como referencia para concentraciones de materia orgánica para preparar agua residual sintética.

## 2.5 Proceso de aireación y utilización de oxígeno

El volumen de aire requerido para el tratamiento está en función de la carga de contaminantes, de la constante de respiración endógena de la biomasa y de la eficiencia de transferencia de oxígeno. Cuando la velocidad de aireación es baja, ocurre una insuficiente remoción de sustrato y se pueden crear zonas anóxicas en el reactor. Si la velocidad de aireación es alta la biopelícula se desprende por erosión y la eficiencia de remoción de sólidos disminuye (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999).

Las eficiencias de utilización de oxígeno obtenidas en BAF que van de 5-9,2 % son mayores que las obtenidas para lodos activados en tanques de igual profundidad, probablemente debido a un aumento en el tiempo de detención de las burbujas de aire por atrapamiento y trayectorias tortuosas causadas por los medios filtrantes. Además, debido a que las burbujas están en contacto directo con la biopelícula, se cree que el 50-65% del oxígeno suministrado se transfiere directamente (interfacialmente) a los microorganismos (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999).

### 3 HIDRÁULICA DE REACTORES

La tasa de conversión o remoción de la materia orgánica en cualquier biorreactor es regida por dos factores principales interrelacionados: el funcionamiento del proceso microbiológico y la hidráulica del reactor. Estos factores se ven disminuidos porque la mayoría de los sistemas de tratamiento de aguas residuales no se encuentran en condiciones óptimas de funcionamiento, debido principalmente a que el diseño y la operación no se realizan adecuadamente (Pérez *et al.*, 2010).

En el tratamiento biológico de aguas residuales, el comportamiento del reactor está influenciado por el comportamiento hidrodinámico, ya que tiene un impacto directo sobre el contacto entre el sustrato y los microorganismos, y también porque controla la velocidad de transferencia de masa (Tembhurkar y Mhaisalkar, 2006).

El modelado de las características hidráulicas de los reactores es importante porque los resultados pueden ser usados para determinar el tiempo de retención hidráulico real y el comportamiento hidráulico del sistema (Metcalf & Eddy, 2003).

Los principales tipos de reactores usados para el tratamiento de agua son los siguientes (Metcalf & Eddy, 2003 y Fogler, 2010):

- **Reactor intermitente**, el volumen entra al reactor, se trata y luego se descarga y el ciclo se repite. La mezcla de reacción es perfectamente mezclada, de manera que no hay variación en la velocidad de reacción en todo el volumen del reactor.
- **Reactor completamente mezclado**, es un reactor de flujo continuo, la mezcla completa se produce instantánea y uniformemente en todo el reactor a medida que las partículas de fluido entran en el reactor, todas las variables son iguales en todos los puntos del interior del reactor y en la corriente de salida.

- **Reactor de flujo pistón**, los materiales que reaccionan se consumen de manera continua en la dirección axial a medida que fluyen a lo largo del reactor y salen del reactor en la misma secuencia en la que entraron. No hay variación radial en la velocidad de reacción.
- **Reactores completamente mezclados en serie**, se utilizan para modelar el régimen de flujo que existen entre los patrones de flujo hidráulico ideales correspondientes a los reactores de mezcla completa y de flujo pistón.
- **Reactores de lecho empacado**, se llenan con algún tipo de material de empaque, tal como roca, escoria, cerámica o plástico. Se pueden operar con flujo descendente o ascendente. La dosificación puede ser continua o intermitente. Es un reactor de flujo pistón sin desviación de la idealidad.
- **Reactor de lecho fluidizado**, es similar a los reactores de lecho empacado, pero el material de empaque es expandido por el movimiento hacia arriba del fluido (aire o agua) a través del lecho. La porosidad expandida del material de empaque se puede variar controlando el caudal del fluido.

### 3.1 Desviaciones de la idealidad

El flujo pistón y el flujo de mezcla completa son dos casos extremos ideales que rara vez ocurren en la práctica en las plantas de tratamiento, comúnmente coexisten los dos tipos de flujo (Pérez, 1992).

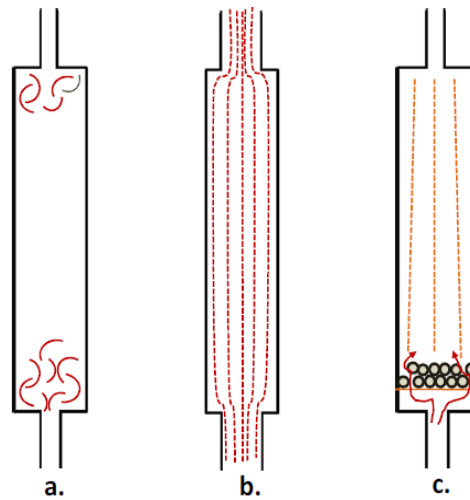
Las desviaciones de la idealidad en un reactor de flujo pistón (figura 3.1) se deben principalmente a (Smith, 1981):

- Zonas de estancamiento del fluido que provocan zonas muertas reduciendo el volumen útil del reactor y por lo tanto el tiempo de retención hidráulico del sistema.
- Difusión que provoca diferentes velocidades del fluido con respecto al radio.
- Formación de canales preferentes de flujo en el caso de un lecho empacado. El empaque no uniforme del lecho provoca una mayor velocidad en ciertas posiciones, de esta forma el tiempo de residencia será inferior en los canales.

Las desviaciones de la idealidad en un reactor completamente mezclado se deben a (Smith, 1981):

- Cuando un reactor de este tipo tiene mezclado inadecuado se forman regiones de estancamiento, el volumen estancado tendrá un tiempo de residencia mayor y la conversión será más alta. El volumen útil del reactor se reduce a causa de las regiones estancadas, por lo cual la totalidad del fluido estará menos tiempo en el reactor.
- Cortocircuito, causado por una trayectoria no aleatoria cuando una parte del fluido toma un camino más corto hacia la salida.





**Figura 3.1** Desviaciones de la idealidad para un reactor de flujo pistón. A) mezcla longitudinal debido a vórtices, b) insuficiente mezcla radial, c) canalizaciones de flujo (Cobos-Becerra, 2013).

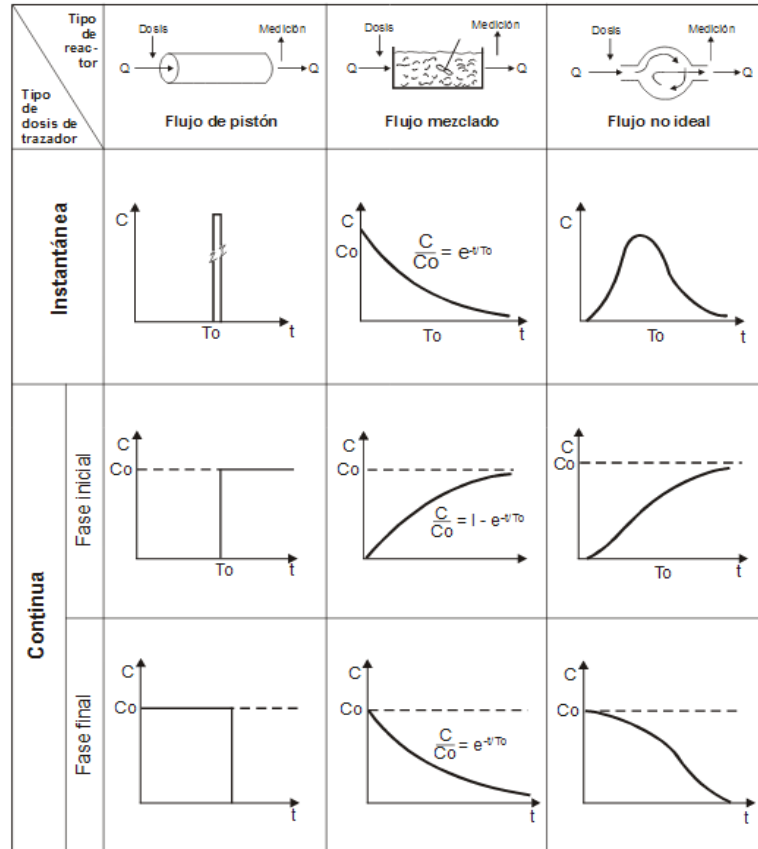
Puede suceder que parte del volumen que entra atraviese el reactor con tanta rapidez, que salga rápidamente; este fenómeno recibe el nombre de cortocircuito y se presenta debido a defectos en el diseño de entradas y salidas que permiten el paso directo del agua entre unas y otras. Otro fenómeno que puede ocurrir es que el líquido en ciertas zonas permanezca en reposo o que se quede almacenado en cualquier lugar del reactor; a esto se le conoce con el nombre de zona muerta (Pérez, 1992).

### 3.2 Determinación del comportamiento hidráulico de reactores

El comportamiento hidráulico de un sistema se puede determinar por medio de pruebas de trazado, las cuales permiten 1) ajustar las curvas experimentales a un modelo y tener una expresión que pueda combinarse con parámetros cinéticos; 2) detectar cortocircuitos y zonas o volúmenes muertos y 3) establecer la relación entre trazador y partículas (Cobos-Becerra, 2013).

Para visualizar el funcionamiento de un reactor desde el punto de vista hidráulico, es conveniente utilizar una sustancia trazadora (sal, colorantes, ácidos o una sustancia radiactiva) que pueda ser aplicada en la entrada del reactor, y que simultáneamente se comience a registrar la concentración del trazador en el efluente, obteniendo la distribución de tiempos de residencia (DTR), que es una característica del mezclado que ocurre en dicho reactor (Pérez, 1992).

La aplicación del trazador puede hacerse en forma continua o instantánea. Las curvas típicas para cada caso y tipo de flujo se muestran en la figura 3.2.



**Figura 3.2** Curvas típicas de concentración del trazador en el efluente de reactores con diferentes características hidráulicas (Pérez, 1992)

Las gráficas obtenidas de las inyecciones de trazadores están representadas por funciones de distribución de densidad (función E) y funciones de distribución acumulativa (función F). La función E es la función de densidad de distribución del tiempo de residencia obtenida a partir del tiempo de residencia de los elementos trazadores. El tiempo de residencia de los elementos se mide desde el momento en que el trazador entra en el sistema ( $t = 0$ ) hasta que se ha descargado completamente del sistema (basado en una recuperación del 90%). La función F es la función de distribución acumulativa de la función E y representa la suma acumulativa del tiempo de residencia de cada elemento de flujo. La función F se obtiene midiendo la relación de la concentración de entrada ( $C_0$ ) con la concentración de salida (C) en función del tiempo. Esta curva es ascendente y va de 0 a la unidad normalizada que representa la fracción de la masa total de trazador recuperada. De este modo, ambas funciones E y F se pueden comparar con las funciones E y F ideales de un reactor de flujo pistón y de uno completamente mezclado, para obtener las relaciones hidráulicas y, por consiguiente, el comportamiento hidráulico del reactor (Alcocer *et al.*, 2012).

La sustancia utilizada como trazador, además de ser una especie no reactiva que se detecte con facilidad, debe tener propiedades físicas similares a las de la mezcla de reacción y ser completamente soluble en esa mezcla (Fogler, 2010).

Los modelos son útiles para representar el flujo en recipientes reales, para el escalamiento y para identificar el flujo defectuoso. Existen diferentes tipos de modelos, lo que depende de si el flujo es cercano a flujo completamente mezclado, flujo pistón o intermedio entre éstos, por ejemplo el modelo de dispersión axial, el modelo de reactores completamente mezclados en serie, el modelo de Wolf y Resnick, etc. (Levenspiel, 2004).

### 3.2.1 Modelo de dispersión axial

Este modelo considera un fluido en un reactor de flujo pistón que tiene dispersión axial, cuya magnitud es independiente de la posición dentro del recipiente. Esta condición implica que no existen zonas muertas, ni grandes desviaciones o cortocircuitos de fluido en el recipiente (Levenspiel, 2004).

La dispersión axial se genera por un proceso de mezcla que implica un reagrupamiento o redistribución de materia, ya sea por flujo laminar o por formación de remolinos, y puesto que esto se repite un número considerable de veces durante el flujo del fluido a través del recipiente, se considera que estas perturbaciones son de naturaleza estadística, análogo a lo que ocurre en la difusión molecular, la cual se rige por la ley de Fick (ecuación 3.1) (Levenspiel, 2004):

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad (3.1)$$

Siendo D, el coeficiente de difusión molecular, C la concentración del contaminante, t el tiempo y x es la dirección del flujo. De forma análoga, se podría considerar que todas las contribuciones a la dispersión axial del fluido que circula en la dirección x son descritas por una expresión similar, pero en este caso D se denomina coeficiente de dispersión longitudinal o axial (Levenspiel, 2004).

La ecuación diferencial que representa este modelo de dispersión es la ecuación 3.2 (Levenspiel, 2004):

$$\frac{\partial C}{\partial t} = \left(\frac{D}{uL}\right) \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} - \frac{\partial C}{\partial z} \quad (3.2)$$

Donde u es la velocidad de dispersión axial,  $z=(ut+x)/L$ , L es la longitud del reactor, el grupo adimensional (D/uL), denominado módulo de dispersión del recipiente, es el parámetro que mide el grado de dispersión axial, de la siguiente manera:

$\frac{D}{uL} \rightarrow 0$       dispersión insignificante, por lo que hay flujo pistón

$\frac{D}{uL} \rightarrow \infty$       gran dispersión, por lo que hay flujo completamente mezclado

Supóngase que a  $t=0$  se introduce de forma continua una concentración  $C_0$  de un trazador inerte en la alimentación. Resolviendo el balance transitorio de masa, es

posible determinar la respuesta  $C/C_0$  en función de  $t$  y en términos de  $D$ , el resultado es la ecuación 3.3 (Smith, 1981).

$$\left[ \left( -D \frac{\partial C}{\partial z} + uC \right) \pi r_0^2 \right]_z \Delta t - \left[ \left( -D \frac{\partial C}{\partial z} + uC \right) \pi r_0^2 \right]_{z+\Delta z} \Delta t = \pi r_0^2 \Delta z \Delta C \quad (3.3)$$

Cancelando  $\pi r_0^2$ , dividiendo entre  $\Delta z \Delta t$  y calculando el límite cuando  $\Delta z \rightarrow 0$ , se obtiene la ecuación 3.4.

$$D \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} - u \frac{\partial C}{\partial z} = \frac{\partial C}{\partial t} \quad (3.4)$$

La condición inicial es

$$C = \begin{cases} 0 & a z > 0 \text{ para } t = 0 \\ C_0 & a z < 0 \text{ para } t = 0 \end{cases}$$

Si no hay dispersión axial en la línea de alimentación pero si se verifica en el lecho, la condición límite para  $z=0$  es la ecuación 3.5

$$-D \left( \frac{\partial C}{\partial z} \right)_{>0} + u(C)_{>0} = uC_0 \quad a z = 0 \text{ para } t \geq 0 \quad (3.5)$$

Donde  $>0$  indica la posición dentro del reactor a  $z=0$ . Se ha demostrado que la condición correcta en la salida es la ecuación 3.6

$$\frac{dC}{dz} = 0 \quad a z = L \text{ para } t \geq 0 \quad (3.6)$$

La solución con estas condiciones límite es difícil, pero se puede obtener una buena aproximación, especialmente cuando  $D$  es pequeña

$$C = \begin{cases} C_0 & a z = -\infty \text{ para } t \geq 0 \\ 0 & a z = \infty \text{ para } t \geq 0 \end{cases}$$

La solución se obtiene más fácilmente efectuando la sustitución del valor de alfa de la ecuación 3.7.

$$\alpha = \frac{z-ut}{\sqrt{4Dt}} \quad (3.7)$$

Entonces, la ecuación diferencial parcial (1.4) se convierte en la ecuación diferencial ordinaria (3.8).

$$\frac{d^2 C^*}{d\alpha^2} + 2\alpha \frac{dC^*}{d\alpha} = 0 \quad (3.8)$$

Donde  $C^*$  es la concentración adimensional  $C/C_0$ . Las condiciones límite son ahora

$$C^* = \begin{cases} 1 & \text{para } \alpha = -\infty \\ 0 & \text{para } \alpha = \infty \end{cases}$$

La ecuación 3.8 se resuelve aplicando las anteriores condiciones de frontera y se obtiene la ecuación 3.9

$$C_{z=L}^* = \left(\frac{C}{C_0}\right) = \frac{1}{2} \left[ 1 - \text{fer} \left( \frac{1}{2} \sqrt{\frac{uL}{D}} \frac{1-t/(L/u)}{\sqrt{t/(L/u)}} \right) \right] \quad (3.9)$$

El tiempo de residencia es  $t_0=V/Q$  o  $L/u$ , la ecuación 3.9 puede escribirse de tal manera que  $C/C_0$  sea una función de  $D/uL$  y  $t/t_0$  obteniendo la ecuación 3.10.

$$\left(\frac{C}{C_0}\right) = \frac{1}{2} \left[ 1 - \text{fer} \left( \frac{1}{2} \sqrt{\frac{uL}{D}} \frac{1-t/t_0}{\sqrt{t/t_0}} \right) \right] \quad (3.10)$$

Donde *fer* corresponde a la función error.

### 3.2.2 Modelo de Wolf y Resnick

Wolf y Resnick propusieron un modelo empírico para determinar de manera objetiva y sencilla el porcentaje de espacios o volúmenes muertos en el sistema, el porcentaje del flujo que presenta una característica de pistón, así como el volumen de mezcla completa (Pérez, 1992).

Cuando no hay espacios muertos, la fracción de volumen de flujo pistón ( $p$ ) y la fracción de volumen no pistón ( $1-p$ ) deben ser iguales a la unidad.

Cuando hay espacios o volúmenes muertos, representados por  $m$ , la fracción de volumen que no tiene espacios o volúmenes muertos será igual a  $1-m$  y por lo tanto:

Flujo pistón + flujo no pistón + espacios muertos=1

$$p(1-m) + (1-p)(1-m) + m = 1 \quad (3.11)$$

Si se considera que en el reactor se presenta una combinación de flujos pistón y mezcla completa, resulta la ecuación 3.12.

$$\frac{C}{C_0} = e^{-\frac{t-pt_0}{(1-p)t_0}} \quad (3.12)$$

Donde  $pt_0$  es el tiempo de retención correspondiente a flujo pistón y  $(1-p)t_0$  es el tiempo de retención correspondiente a mezcla completa. Reordenando y simplificando, tenemos la ecuación 3.13.

$$\frac{C}{C_0} = e^{-\frac{1}{1-p} \left( \frac{t}{t_0} - p \right)} \quad (3.13)$$

Si se considera que el sistema tiene espacios o volúmenes muertos, se introduce el término  $(1-m)$  obteniendo la ecuación 3.14.

$$\frac{C}{C_0} = e^{-\frac{1}{(1-p)(1-m)} \left( \frac{t}{t_0} - p(1-m) \right)} \quad (3.14)$$

La fracción de la totalidad del trazador que ha salido del reactor será:

$$F(t) = 1 - \frac{C}{C_0} \quad (3.15)$$

Remplazando el valor de  $C/C_0$ , se obtiene la ecuación 3.16:

$$F(t) = 1 - e^{-\frac{1}{(1-p)(1-m)}\left(\frac{t}{t_0} - p(1-m)\right)} \quad (3.16)$$

Reordenando términos y tomando los logaritmos de ambos términos, se llega a la ecuación 3.17:

$$\log(1 - F(t)) = \frac{-\log e}{(1-p)(1-m)}\left(\frac{t}{t_0} - p(1-m)\right) \quad (3.17)$$

Que corresponde a la ecuación de una línea recta, cuya pendiente está dada por la ecuación 3.18.

$$\text{Tan}\alpha = \frac{\log e}{(1-m)(1-p)} \quad (3.18)$$

Multiplicando y dividiendo para  $p$  y sustituyendo el valor de  $\log e=0.435$  se obtiene la ecuación 3.19.

$$\text{Tan}\alpha = \frac{0.435p}{p(1-m)(1-p)} \quad (3.19)$$

Para simplificar definimos  $\theta$  como

$$\theta = p(1-m) \quad (3.20)$$

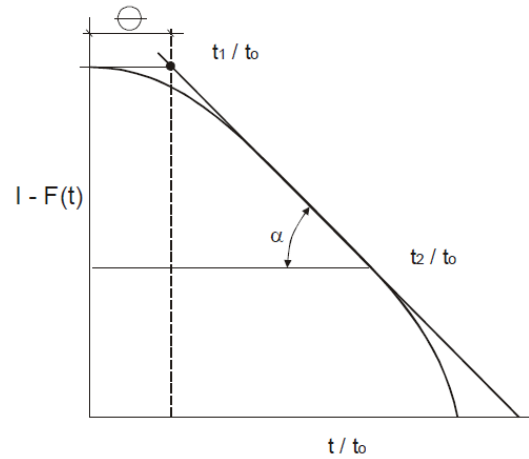
Remplazando  $\theta$  en la ecuación (3.19) y reordenando, se tiene la ecuación 3.21.

$$p = \frac{\theta \text{tan}\alpha}{0.435 + \theta \text{tan}\alpha} \quad (3.21)$$

Al trazar la curva de  $\log(1-F(t))$  contra  $t/t_0$  que se muestra en la figura 3.3, se obtienen los valores de las incógnitas  $\theta$  que representa el punto de corte de la línea recta con la horizontal y  $\text{tan}\alpha$ , donde alfa es el ángulo que forma la línea recta que se forma al unir los puntos  $t_1/t_0$  y  $t_2/t_0$ ,  $t_0$  corresponde al tiempo de retención teórico,  $t_1$  es el primer tiempo cuando el trazador es detectado en la descarga y  $t_2$  se considera que corresponde al tiempo en que sale del reactor el 90% de la concentración total del trazador (Alcocer *et al.*, 2012):

$$\theta = \frac{t_1}{t_0}, \quad \text{y} \quad (3.22)$$

$$\text{tan}\alpha = \frac{1}{\frac{t_2}{t_0} - \frac{t_1}{t_0}} \quad (3.23)$$



**Figura 3.3** Curva de  $1-F(t)$  vs  $t/t_0$ , cantidad de trazador que permanece en el reactor (Pérez, 1992).

De la ecuación (3.20) se puede despejar  $m$  que representa el volumen de espacios muertos y será igual a:

$$m = 1 - \frac{\theta}{p} \quad (3.24)$$

El volumen de flujo de mezcla completa  $M$  será igual a:

$$M = 1 - p \quad (3.25)$$

El volumen de flujo pistón  $P$  será igual a:

$$P = p(1 - m) \quad (3.26)$$

La eficiencia de mezcla ( $n$ ) se calcula de la siguiente manera:

$$n = \frac{1}{(1-p)(1-m)} \quad (3.27)$$

## 4 BIOPELÍCULAS

La degradación por medio de microorganismos puede lograrse en dos tipos de sistemas: biomasa suspendida y biomasa adherida o inmovilizada. Bajo un ambiente de crecimiento suspendido, los microorganismos se encuentran libres en el líquido; el contacto entre las células y el agua es directo. En un sistema de crecimiento adherido y flóculos, los microorganismos crecen en una biopelícula que se desarrolla en la superficie de un medio de soporte rígido. El crecimiento en un sistema de biopelícula fija ofrece varias ventajas en comparación con los procesos de crecimiento en suspensión, por ejemplo el aumento en la estabilidad del proceso en términos de soportar choques del material de empaque y la prevención de que la población de bacterias no salgan del reactor; asimismo, las células se protegen de los depredadores y tóxicos (Chen *et al.*, 2006).

La concentración de microorganismos es generalmente más alta en los sistemas con biomasa adherida que los sistemas con biomasa en suspensión, por ejemplo se ha reportado para lodos activados una concentración de sólidos suspendidos volátiles en el intervalo de 700 a 2500 mg/L, mientras que para filtros percoladores la biomasa oscila entre 2000 y 100 000 mg/L de sólidos suspendidos volátiles (Senthilnathan and Ganczarczyk, 1990). La mayor concentración de biomasa dentro de los sistemas de biomasa adherida es una de las ventajas de estos sistemas, dando lugar a un tratamiento eficaz con sistemas de tratamiento más compactos (Cohen, 2001).

Las biopelículas son consorcios heterogéneos de células que son influenciadas significativamente por las condiciones ambientales y mecánicas a las que están sometidas. Las biopelículas son también sensibles a su entorno, usan la señalización de célula a célula, llamado de *percepción de quórum*, para regular la adhesión



microbiana, la motilidad, la separación de las biopelículas y otras actividades comunales (Butler y Boltz, 2014).

Dependiendo de las condiciones de crecimiento de los microorganismos y la hidrodinámica del sistema, el espesor de la biopelícula puede estar en el intervalo de 10  $\mu\text{m}$  a 10 mm, aunque comúnmente son de 1 mm o menos. Una capa de líquido (capa de difusión) separa la biopelícula del líquido que fluye sobre la superficie de la biopelícula. El sustrato, oxígeno y nutrientes se difunden a través de la capa de líquido a la biopelícula, y los productos de biodegradación de la biopelícula entran en el líquido después de la difusión a través de la capa de difusión (Metcalf & Eddy, 2003, Cohen, 2001).

La cantidad total de sustrato utilizado por unidad de área de sección transversal de biopelícula debe difundirse a través de la capa de difusión. Esta velocidad de transferencia de masa se denomina flujo superficial o *flux* y se expresa como masa por unidad de área por unidad de tiempo ( $\text{g}/\text{m}^2\text{d}$ ). Las capas de biopelícula son estructuras no uniformes complejas que tienen poros verticales y horizontales a través de los cuales fluye el líquido. El crecimiento uniforme en la superficie del soporte no ocurre debido al desprendimiento periódico y a la hidrodinámica (Metcalf & Eddy, 2003).

El término biopelícula hace referencia a una serie de microorganismos que representan solo una pequeña parte del volumen total: el polímero en el que se encuentran las células y colonias representa la mayor parte del volumen. La estructura y composición del polímero varía entre biopelículas, pero generalmente los polisacáridos predominan en la matriz, representando el 65 % del material, mientras que las proteínas generalmente comprenden del  $10 \pm 15$  % del total de la biomasa (Cohen, 2001).

Los requerimientos mínimos para la formación de biopelículas son una superficie, nutrientes y agua. La disponibilidad de nutrientes, temperatura, luz, fuerza iónica, fuente de carbono y contenido de agua pueden alterar la estructura de las biopelículas (Butler y Boltz, 2014).

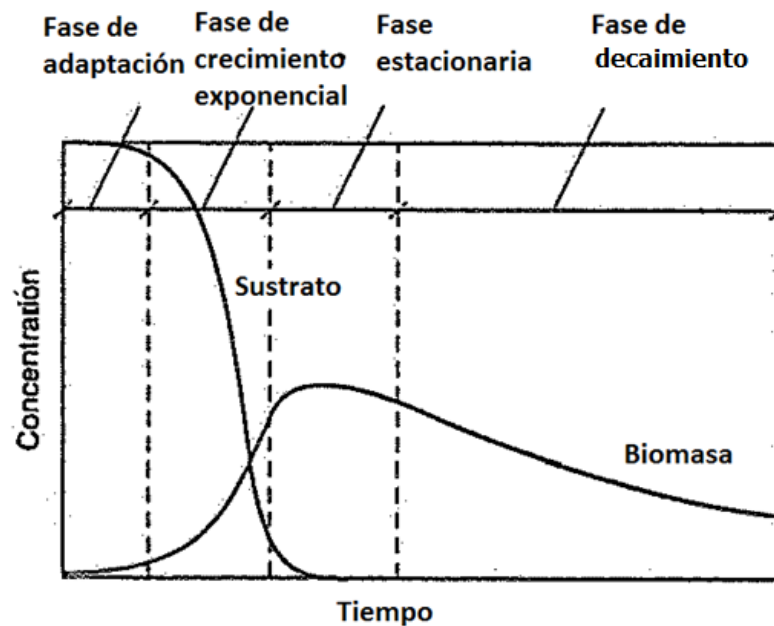
#### **4.1 Crecimiento de microorganismos**

Las etapas de crecimiento de bacterias en un reactor son las siguientes (Metcalf & Eddy, 2003):

- Fase de adaptación: después de agregar el inóculo, la fase de adaptación es el tiempo que requieren los organismos para aclimatarse al nuevo ambiente antes de que ocurra la división celular y la formación de biomasa. La inducción enzimática ocurre durante esta fase y/o las células se aclimatan a los cambios en salinidad, pH o temperatura.

- Fase de crecimiento exponencial: las bacterias se multiplican a su máxima velocidad debido a que no tienen limitación de sustrato ni de nutrientes; el único factor que afecta el crecimiento es la temperatura. La curva de crecimiento de biomasa durante esta fase incrementa exponencialmente.
- Fase estacionaria: la concentración de biomasa permanece relativamente constante con el tiempo. Debido a la carencia de sustrato exógeno, en esta fase, el crecimiento de bacterias ya no es exponencial y la cantidad de células que crecen se compensan con las que mueren.
- Fase de decaimiento: el sustrato exógeno se agota durante la fase estacionaria y el crecimiento ya no ocurre en esta fase. La disminución de la concentración de biomasa se debe a la muerte de las células por falta de alimento.

En la figura 4.1 se observa el comportamiento de la concentración del sustrato y de la biomasa en las etapas de crecimiento de bacterias.



**Figura 4.1** Etapas de crecimiento de biomasa (Metcalf & Eddy, 2003).

## 4.2 Etapas de desarrollo de la biopelícula

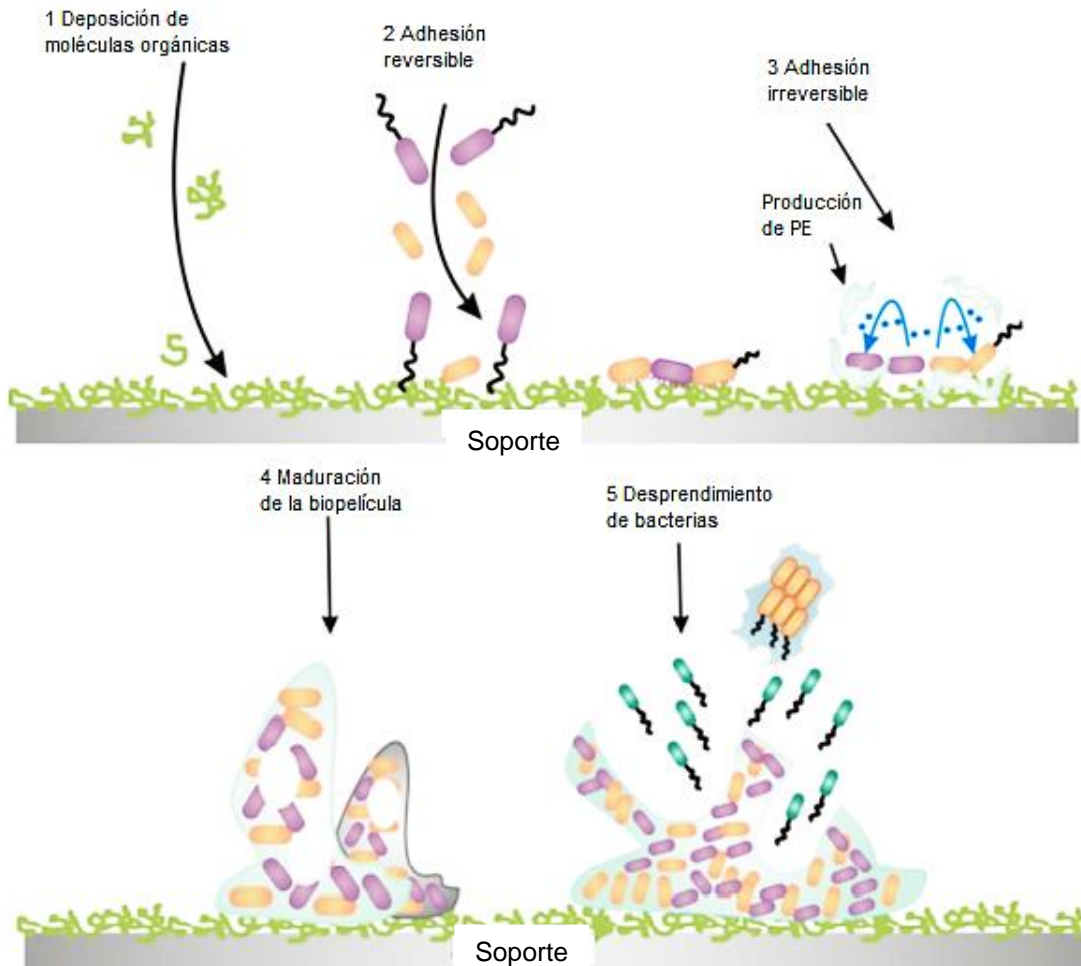
ETAPA 1 Deposición de moléculas orgánicas sobre la superficie (figura 4.2) (Characklis, 1981).

ETAPA 2 Adhesión reversible

La adhesión primaria (reversible) de bacterias a una superficie o a un sustrato se basa en la motilidad, obtenida por flagelos y pilis, que ayudan a las bacterias a alcanzar la superficie (Butler y Boltz, 2014).

### ETAPA 3 Adhesión irreversible

El cambio desde la adhesión reversible a irreversible se produce por la transición desde una interacción débil de la célula con el material hasta un enlace permanente por la presencia de polímeros extracelulares (PE). Estos polímeros pueden variar su composición química y están compuestos por proteínas, lípidos, ácidos nucleicos y fosfolípidos. La composición del polímero es diferente en cada bacteria y puede variar por las condiciones ambientales (Butler y Boltz, 2014).



**Figura 4.2** Etapas durante el desarrollo de una biopelícula sobre un soporte (Díaz, 2011, modificado).

### ETAPA 4 Maduración de la biopelícula

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 en el que en el sistema biológico requiere para que se establezcan las relaciones entre los diferentes organismos y el número de individuos de cada grupo no cambia con respecto al tiempo. Desde el punto de vista práctico, el

número de individuos de cada especie cambia 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 (Iwai y Kitao, 1994).

#### ETAPA 5 Desprendimiento de bacterias

La necesidad de nutrientes o la presencia de sustancias tóxicas pueden conducir al desprendimiento de células en busca de ambientes ricos en nutrientes o menos nocivos. La remoción mecánica de células puede deberse a erosión (remoción continua de pequeñas cantidades de biopelícula) o abrasión (liberación por colisión de partículas suspendidas en el medio), la hidrólisis del polímero en condiciones anaerobias y predación (Butler y Boltz, 2014).

### **4.3 Factores que afectan la formación de las biopelículas**

Las biopelículas se forman dependiendo de las características de la superficie del material.

#### Carga superficial

En general las bacterias tienen una carga neta negativa, lo que puede permitir la fijación a superficies cargadas positivamente e inhibir la fijación a superficies cargadas negativamente. Los compuestos disueltos presentes en el agua pueden adsorberse en la superficie, alterando la carga superficial, permitiendo que las bacterias se adhieran (Butler y Boltz, 2014).

#### Afinidad al agua

Otro factor que influye en la preferencia de las bacterias por una superficie es su grado de hidrofiliidad o hidrofobicidad. Las superficies hidrofóbicas, como el polietileno, poliestireno y poliamida, atraen eficazmente organismos hidrofóbicos (Iwai y Kitao, 1994).

#### Rugosidad

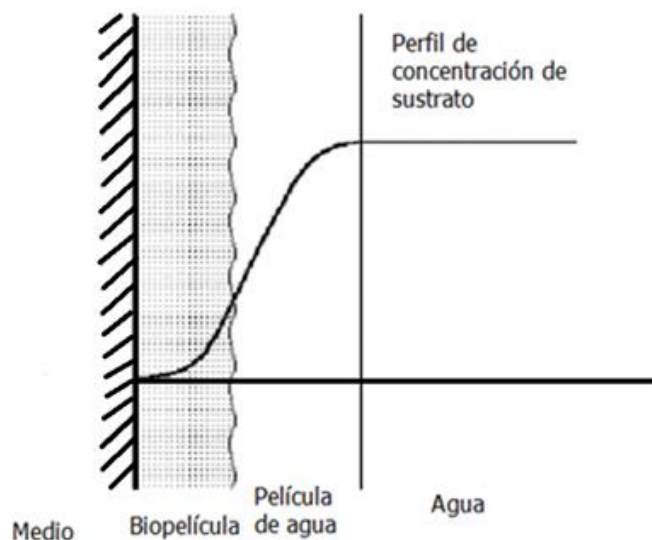
Las superficies rugosas proveen más superficie para la adhesión de la biopelícula que los medios lisos. Los medios filtrantes rugosos producen biopelículas más estables y mejoran la retención de sólidos, mientras que en los lisos, las biopelículas son más inestables bajo variaciones de líquido o aire, causando desprendimiento de la biopelícula (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999).

## Superficie porosa

La porosidad del medio filtrante es un factor importante en la adsorción y adhesión de microorganismos. Un material poroso permite la adhesión de microorganismos aun cuando la velocidad del fluido es alta, debido a que permanecen dentro del poro. Se ha reportado que la máxima acumulación de biomasa ocurre cuando el tamaño del poro se encuentra entre una y cinco veces el tamaño de la bacteria (Cohen, 2001).

### 4.4 Biopelículas en BAF

Los procesos metabólicos que se llevan a cabo en el filtro biológico son realizados por las poblaciones mixtas de microorganismos que son predominantemente bacterias inmovilizadas al adherirse al medio de soporte, formando una biopelícula sobre la superficie expuesta y en los poros del mismo. En este tipo de colonias se puede clasificar a dos tipos de bacterias, según su función: las activas que se encuentran situadas en la interfase de la película de agua y la biopelícula son las responsables de metabolizar el sustrato, como se observa en la figura 4.3. La concentración del sustrato disminuye por consumo y depende de la transferencia de oxígeno y nutrientes y de un proceso difusivo, donde se crea un gradiente de concentración a través de la biopelícula. Mientras que las bacterias inactivas, localizadas hacia la parte interna de la biopelícula, son las responsables del espesor (Chen *et al.*, 2006).



**Figura 4.3** Perfil conceptual de una biopelícula fija (Chen *et al.*, 2006).

Los factores que influyen en el crecimiento de las biopelículas dentro del BAF son el caudal del agua residual, la concentración de nutrientes, el régimen de retrolavado utilizado para eliminar el exceso de biomasa y el método de puesta en marcha. Tres métodos de puesta en marcha se han utilizado. En primer lugar, la puesta en marcha de reactores continuos, inicialmente como reactores por lotes mediante el aumento de caudales. En segundo lugar, el uso del líquido de proceso, ya sea en el caudal nominal de proceso a 5 meses o el aumento del caudal desde un valor inicial bajo

durante un período de tiempo. Por último, la puesta en marcha puede ser llevada a cabo por la inoculación con lodos activados y el estado estacionario es alcanzado después de 1.5 meses (Mann *et al.*, 1999).

En los BAF el contacto entre la biomasa y altas concentraciones de sustrato hace que el sistema mantenga una alta tasa de crecimiento microbiano. El sistema tiene una alta superficie específica de biopelícula debido a que el tamaño del medio filtrante es pequeño y mantiene una concentración alta de biomasa activa. Con base en estas razones, el control del crecimiento microbiano es uno de los parámetros críticos para mantener estable la reacción biológica (Zhao *et al.*, 2014).

Debido a que la mayor parte de la biomasa es material orgánico, un incremento en la biomasa se puede medir por sólidos suspendidos volátiles (SSV) o DQO particulado (DQO total menos DQO soluble). Otros parámetros usados para indicar el crecimiento de biomasa son el contenido de proteínas, ADN, ATP y nitrógeno Kjeldahl. El parámetro de SSV es el más utilizado debido a que es una medición simple y se requiere poco tiempo para su análisis. Sin embargo esta medición incluye materia orgánica particulada que no se degradó o que no es biodegradable y biomasa (Metcalf & Eddy, 2003).

Las condiciones de flujo en el BAF modifican las propiedades físicas de la biopelícula, afectando su estabilidad y el transporte de masa. Si se tienen altas velocidades de flujo, considerando una misma concentración de sustrato, se tienen biopelículas delgadas y compactas. Conforme incrementa la turbulencia, aumenta la densidad de la biopelícula, su rigidez y su estabilidad mecánica, dando como resultado mayor resistencia al desprendimiento. Sin embargo, 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 (Butler y Boltz, 2014).

## **5 CINÉTICA EN BAF**

La cinética química es el estudio de la velocidad y del mecanismo por medio de los cuales una especie química se transforma en otra (Smith, 1981). En el estudio de la ingeniería de las reacciones químicas se combina el estudio de la cinética química con los reactores en los cuales se llevan a cabo dichos procesos. La velocidad de una reacción indica con qué rapidez se consume cierta cantidad de moles de una especie química para formar otra especie química (Fogler, 2010).

La cinética de las biopelículas es más compleja debido a que el suministro del sustrato a las bacterias es un proceso controlado por difusión impulsado por el gradiente de concentración a través de la biopelícula, por lo tanto la cinética está influenciada por el transporte de masa (Chen *et al.*, 2006).

El modelado matemático puede usarse para describir ciertas características de una biopelícula o un sistema de biopelícula (tal como un BAF) mediante la selección y resolución de expresiones matemáticas (Lewandowski y Boltz, 2011).

### **5.1 Cinética de MONOD**

Los microorganismos son sistemas complejos y para la comprensión de su comportamiento ayuda la utilización de técnicas matemáticas. Uno de los primeros intentos de comprender el comportamiento de los microorganismos lo formuló Monod, quien describió la tasa de crecimiento de los microorganismos utilizando una expresión cinética empírica (Mandli y Modak, 2014).

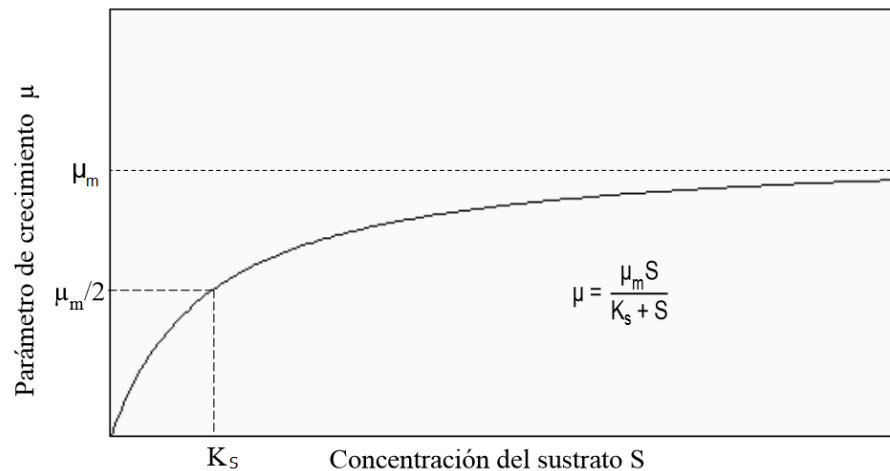
El modelo de Monod (Figura 5.1) es el modelo microbiológico clásico usado en ciencias ambientales para evaluar procesos de biodegradación. El modelo describe la cinética

de crecimiento microbiano en experimentos de cultivo por lote usando tres parámetros cinéticos: la velocidad específica máxima de crecimiento, la constante de saturación y el coeficiente de rendimiento (Strigul *et al.*, 2009).

La ecuación de Monod es la siguiente:

$$\mu = \mu_m \frac{S}{K_s + S} \quad (5.1)$$

Donde  $\mu$  es la velocidad de crecimiento específico (1/d);  $\mu_m$  es la velocidad máxima de crecimiento específica (1/d);  $K_s$  es la constante de Monod (mg/L) y  $S$  es la concentración de sustrato (mg/L).



**Figura 5.1** Representación gráfica de la ecuación de Monod (Metcalf & Eddy, 2003).

Los valores de los parámetros  $\mu_m$  y  $K_s$  son dependientes de los organismos y el sustrato utilizado. Si se realizaran cultivos bacterianos de una sola especie microbiana cada uno con diferente sustrato bajo las mismas condiciones ambientales, los valores de estos parámetros variarían de sustrato a sustrato. Igualmente si el mismo sustrato se usa para alimentar diferentes cultivos, los valores de estos parámetros cinéticos dependerán de la especie de organismo. Los parámetros cinéticos obtenidos en un cultivo mixto son en realidad promedios resultantes de muchas especies interaccionando. Lo anterior hace difícil generalizar los valores de los parámetros cinéticos obtenidos y se debe de ser cuidadoso con el uso de valores considerados como típicos (Grady *et al.*, 1999).

## 5.2 Cinética de Michaelis-Menten

En las reacciones enzimáticas, las enzimas suministran una ruta alterna para que la reacción se efectúe requiriendo una energía de activación más baja. La ruta de reacción catalizada procede a través de un intermediario activo ( $E \cdot S$ ), llamado complejo enzima-sustrato, donde el sustrato se enlaza con un sitio activo específico de la enzima para formar el complejo (Fogler, 2010):





La concentración de sustrato (S) es mayor que la concentración de enzima (E), la concentración de producto (P) al inicio de la reacción es insignificante y el paso limitante de la velocidad es la transformación de E•S a E+P.

La ecuación de Michaelis-Menten es la siguiente:

$$r = \frac{r_{max}S}{K_M+S} \quad (5.2)$$

La r es la velocidad de conversión del sustrato. La constante  $K_M$  se llama constante de Michaelis y en sistemas simples es una medida de la afinidad de la enzima por el sustrato, de modo que también se llama constante de afinidad, es igual a la concentración de sustrato a la cual la velocidad de reacción es la mitad de la velocidad máxima ( $r_{max}$ ), la cual representa la velocidad máxima de reacción para una concentración total de enzima dada: es la velocidad cuando todos los centros activos están ocupados con sustrato. Esta condición nunca se alcanza en la realidad (Fogler, 2010).

A baja concentración del sustrato cuando  $K_M \gg S$ , la reacción es de primer orden aparente para la concentración de sustrato. A concentraciones altas de sustrato, donde  $S \gg K_M$ , la reacción es de orden cero aparente (Fogler, 2010). Los parámetros cinéticos de la ecuación de Michaelis-Menten son  $K_M$  y  $r_{max}$ .

### 5.3 Parámetros cinéticos

Un parámetro es una constante arbitraria cuyo valor caracteriza un miembro del sistema. La estimación de parámetros cinéticos es una seria preocupación para aquellos que buscan usar modelos para el diseño e investigación de procesos de reactores de biopelícula, ya que la mayoría de los parámetros no pueden medirse directamente en las plantas municipales de tratamiento de aguas residuales (Lewandowski y Boltz, 2011).

El diseño de los sistemas aerobios de tratamiento de aguas residuales se realiza utilizando parámetros cinéticos que deben determinarse experimentalmente utilizando el agua residual que se requiere tratar, no siendo recomendable emplear los datos reportados en la literatura (Rodríguez y Martínez, 2005).

Debido a que la cinética de las reacciones bioquímicas está razonablemente bien establecida, los principios de ingeniería de reactores pueden aplicarse para ver cómo la configuración del reactor influye en el valor de los parámetros cinéticos, estableciendo así el escenario para entender cómo funcionan los diversos tipos de reacciones bioquímicas (Grady *et al.*, 1999).

Los parámetros cinéticos representan el comportamiento de la biomasa que se desarrolla para el tratamiento de agua residual. Con base en estos es posible obtener la carga de oxígeno (kg/d) que se requiere para oxidar la materia orgánica presente, las constantes de velocidad de remoción de contaminantes y de crecimiento de microorganismos. Asimismo, a partir de esos parámetros, se pueden conocer otros datos relacionados con la ingeniería básica del sistema de tratamiento, como son: los tiempos de residencia en el reactor, el volumen del reactor y los requerimientos del sistema de aireación (Rodríguez y Martínez, 2005).

Los parámetros cinéticos relacionados con la degradación o remoción de contaminantes (sustrato) que se obtendrán experimentalmente dependerán del modelo cinético utilizado. La obtención de dichos parámetros se basa en la suposición de que el reactor está completamente mezclado y que no se tienen limitaciones en la actividad de la biomasa por oxígeno o algún nutriente como por ejemplo fósforo y nitrógeno (Rodríguez y Martínez, 2005).

Es importante señalar que la mayoría de los modelos cinéticos y sus formas integradas son no lineales. Esto hace que la estimación de los parámetros sea relativamente difícil. Sin embargo, algunos de estos modelos se pueden ajustar a un modelo lineal (Okpokwasili y Nweke, 2005).

## **5.4 Factores que afectan la cinética**

### **Temperatura**

Los filtros biológicos aireados son más estables a temperaturas bajas o variables que los procesos de biomasa suspendida y otros sistemas con biopelícula como los filtros percoladores y biodiscos (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999).

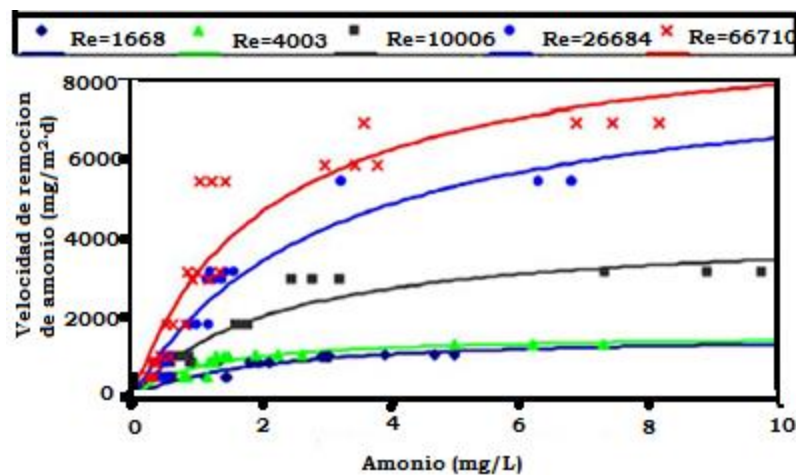
A menos de 5 grados Celsius disminuye la remoción de sólidos, de DBO y la nitrificación. El coeficiente de rendimiento disminuye 75% cuando disminuye la temperatura de 35 a 5 grados Celsius. Estudios sobre el impacto de temperaturas altas en la remoción de material carbonoso reportan que la máxima velocidad de crecimiento y remoción de sustrato ocurre a aproximadamente 38 grados Celsius, que se encuentra dentro del rango de las bacterias mesófilas. Temperaturas más altas reducen el rendimiento de crecimiento de los microorganismos responsables de la remoción de orgánicos (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999).

El crecimiento de la biomasa y la utilización de sustrato son proporcionales entre sí, siendo el coeficiente de rendimiento el coeficiente de proporcionalidad. La temperatura influye en el valor del coeficiente de rendimiento. La velocidad específica de crecimiento, al ser un coeficiente de velocidad, incrementa al aumentar la

temperatura, tanto para bacterias heterótrofas como autótrofas. Para la constante de Monod para bacterias heterótrofas, que describe como la concentración de sustrato influye en la velocidad de crecimiento específico, no se tiene un comportamiento definido, debido a que en algunos casos su valor aumenta y en otras disminuye, al aumentar la temperatura, por tal motivo solo se puede determinar experimentalmente. En el caso de las bacterias autótrofas el valor de la constante de Monod aumenta al aumentar la temperatura, pero finalmente disminuye a medida que el calor comienza a inactivar las enzimas celulares (Grady *et al.*, 1999).

## Turbulencia

El número de Reynolds tiene un impacto significativo en la velocidad de remoción de contaminantes. Chen *et al.*, 2006 reportan que no hubo diferencia significativa en la velocidad de remoción de amonio entre un valor de Reynolds de 1668 y 4003, sin embargo para un valor de 66710 la velocidad de remoción de amonio aumento 5 veces (figura 5.2), debido a que la biopelícula formada a régimen turbulento permite que el reactor opere de forma más estable. Adicionalmente, el tipo de biopelícula que crece en flujo turbulento y a bajas intensidades de flujo es diferente. La biopelícula para flujo turbulento es de tipo filamentosa y a bajas intensidades de flujo los microorganismos crecen en colonias que reducen la transferencia de masa.



**Figura 5.2** Velocidad de remoción de amonio con diferentes números de Reynolds (Chen *et al.*, 2006).

## Relación de Demanda biológica de oxígeno/Nitrógeno Kjeldahl (DBO/NK)

Cuando se requiere que se lleve a cabo la nitrificación en el reactor se debe considerar la concentración de compuestos orgánicos. Chen *et al.* (2006) ha reportado que las velocidades de nitrificación son máximas cuando se tiene una proporción de 2.5 de DBO/NK o una DBO máxima de 30 mg/L DBO debido a que el crecimiento de bacterias heterótrofas es 5 veces más rápido que el de las bacterias nitrificantes.

Además un aumento en la carga orgánica daría lugar a una disminución del oxígeno disuelto en la biopelícula porque sería utilizado por las bacterias heterótrofas para la degradación de materia orgánica y la nitrificación disminuiría por escasez de oxígeno. También una concentración alta de materia orgánica puede provocar estratificación de la biomasa, es decir las bacterias heterótrofas y autótrofas se encontrarían a diferentes profundidades del lecho empacado, las bacterias heterótrofas se encontrarían en el material de empaque más cercano al influente, donde la concentración de materia orgánica es mayor, una vez que se ha degradado la materia orgánica hasta una concentración favorable para el desarrollo de las bacterias autótrofas, estas podrán degradar el nitrógeno amoniacal (Chen *et al.*, 2006).

### **Concentración de sustrato y oxígeno disuelto**

La hipótesis básica de la cinética de biodegradación es que los sustratos son consumidos a través de reacciones catalizadas llevadas a cabo solamente por los organismos con las enzimas necesarias. Por lo tanto, las tasas de degradación del sustrato son generalmente proporcionales a la concentración del catalizador (concentración de organismos capaces de degradar el sustrato) y depende de la concentración de sustrato característica de la cinética de saturación (por ejemplo la cinética de Michaelis-Menten y Monod) (Okpokwasili y Nweke, 2005).

La cinética de saturación explica que a bajas concentraciones de sustrato (en relación con la constante media de saturación), las tasas son aproximadamente proporcionales a la concentración de sustrato (reacción de primer orden), mientras que a altas concentraciones de sustrato, las tasas son independientes de la concentración de sustrato (reacción de orden cero). En el caso de sustratos que contribuyen al crecimiento de los organismos, las tasas de degradación del sustrato están vinculadas a las tasas de crecimiento (Okpokwasili y Nweke, 2005).

Un BAF con suficiente suministro de oxígeno permite un buen crecimiento de las nitrificantes en la biopelícula y por lo tanto una buena eliminación de amonio. Si el caudal de aire es más alto de lo necesario, la biopelícula se erosiona y las bacterias salen del sistema junto con el efluente. Un caudal de aire bajo en el BAF afecta a la tasa de crecimiento específico de las bacterias en la biopelícula (Hasan *et al.*, 2009).

Las eficiencias de utilización de oxígeno en BAFs van de 5 a 9.2 %, mayores que para lodos activados en tanques que son igual de profundos, debido a que el tiempo de retención de las burbujas de aire es mayor por atrapamiento y trayectorias tortuosas causadas por los medios filtrantes. Además, las burbujas están en contacto directo con la biopelícula. De 50 a 65 % del oxígeno suministrado se transfiere directamente (interfacialmente) a los microorganismos (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999).

## 5.5 Clasificación de modelos en BAF

Un modelo es una abstracción de la realidad. Es una descripción formal de los elementos más esenciales de un problema. Debido a que estos elementos son exactamente los mismos que hemos definido como parte de nuestro sistema de interés, podemos considerar un modelo como una descripción formal del sistema de interés. La descripción puede ser física, matemática o verbal (Pedersen *et al.*, 2001).

La función principal de un modelo matemático es reducir un sistema complejo a los términos mínimos necesarios para su descripción y utilizar estos términos para ser manipulados, de este modo nos ayudan a entender cómo responde el sistema al someterlo a una variedad de condiciones. Generalmente los modelos matemáticos no describen completamente el sistema, pero si los términos se escogen cuidadosamente, los valores obtenidos del modelo pueden ser similares a los del sistema real (Grady *et al.*, 1999).

El análisis de sistemas consta de 4 etapas (Pedersen *et al.*, 2001):

- Etapa 1.- el objetivo es desarrollar un modelo conceptual o cualitativo del sistema de interés.
- Etapa 2.- el objetivo es desarrollar un modelo cuantitativo del sistema de interés.
- Etapa 3.- el objetivo consiste en determinar si el modelo es apropiado o no para cumplir con nuestros objetivos
- Etapa 4.- el objetivo es responder las preguntas que fueron identificadas al comienzo del proyecto.

Los modelos en BAF pueden clasificarse en dos categorías: los modelos mecanísticos y empíricos. Los modelos mecanísticos consideran los fenómenos mecanísticos individuales con la aplicación de la cinética y otros principios de ingeniería de reactores. Estos modelos tienden a ver los procesos en micro-escala, por ejemplo, transporte de nutrientes a través de una biopelícula y el uso de la ecuación de Monod (Mann y Stephenson, 1997).

Los modelos mecanísticos se desarrollan principalmente para representar la dinámica interna del sistema de interés. El objetivo de estos modelos es explicar el comportamiento del sistema por medio de la representación de los mecanismos causales de dicho comportamiento (Pedersen *et al.*, 2001).

Aunque los modelos mecanísticos pueden describir con precisión el comportamiento del reactor, requieren la medición de parámetros que no suelen estar disponibles para los diseñadores y operadores de la planta de tratamiento. Debido a que son muchas variables las que intervienen en el análisis del rendimiento del reactor de medio

granular con biomasa adherida, la modelización mecanística de tales reactores es compleja. Muchos de estos parámetros son dependientes entre sí y deben incluirse para diseñar un modelo realista (Mann y Stephenson, 1997).

Para simplificar los modelos mecanísticos algunos parámetros se suponen constantes, por ejemplo se asume que todos los organismos de una especie dada son iguales dentro del reactor, en realidad los microorganismos individuales tienen diferencias en su estado fisiológico porque se encuentran en diferente punto de su ciclo de vida. También se asume que todos los microorganismos son de la misma especie sin distinguir entre heterótrofos y autótrofos por ejemplo. Otra cosa que se asume es que los fenómenos estocásticos pueden no ser considerados, por ejemplo que cualquier diferencia aleatoria entre las células de un tipo dado puede ser ignorada, esto provoca pocos problemas debido a la cantidad de células involucradas en el proceso (Grady *et al.*, 1999).

El parámetro más importante y más difícil para tener en cuenta en los modelos mecanísticos es el espesor y distribución de la biopelícula. Desafortunadamente el espesor de la biopelícula es difícil de medir y en muchos modelos la distribución de la biopelícula se ha asumido uniforme, aunque se ha encontrado que esto no es verdad. En muchos modelos, el flujo pistón también se ha supuesto, aunque disminuye la idealidad con el aumento de la mezcla y dispersión a caudales altos (Mann y Stephenson, 1997).

Los modelos empíricos se desarrollan principalmente para describir y resumir un conjunto de relaciones, sin representar explicativamente los procesos o mecanismos que operan en el sistema real (Pedersen *et al.*, 2001).

Otro factor importante, que afecta a los modelos mecanísticos y empíricos, es la tasa de aireación. La variación en la velocidad de aireación altera el flujo hidráulico, así como la eficiencia de transferencia de oxígeno a la biopelícula y la disolución de oxígeno en el líquido (Mann y Stephenson, 1997).

En contraste con los modelos mecanísticos, los modelos empíricos simplemente relacionan variables de entrada y de salida de un proceso con otro, por ejemplo, relacionan la carga orgánica o hidráulica con la tasa de eliminación de nutrientes (Mann y Stephenson, 1997).

## **5.6 Modelo de BAF de reacción de primer orden**

Este modelo se utiliza cuando la concentración del contaminante es baja, por ejemplo amonio. El modelo define la concentración mínima de sustrato ( $S_{\min}$ ) como la concentración con la cual el BAF puede operar de forma sostenible y se calcula utilizando la ecuación 5.3 (Chen *et al.*, 2006).

$$S_{min} = K_s \frac{b}{\mu_{max} - b} \quad (5.3)$$

Donde  $S_{min}$  es la concentración mínima de sustrato (mg/L) y  $b$  es la velocidad específica de decaimiento bacteriano (1/día).

A bajas concentraciones de contaminante ( $S \ll K_s$ ), la cinética se puede simplificar a una reacción de primer orden:

$$R = \frac{R_{max}}{K_s} (S - S_{min}) \quad (5.4)$$

Donde  $R$  es la velocidad de remoción de sustrato (g/m<sup>2</sup>día) y  $R_{max}$  (g/m<sup>2</sup>día) la velocidad de remoción máxima de sustrato.

Chen *et al.*, 2006 reportan los valores de la tabla 5.1 para los parámetros cinéticos utilizando el modelo de primer orden para determinar la cinética de nitrificación con concentraciones de amonio bajas (menores a 1 mg/L) a diferentes temperaturas, se observa que el valor de  $K_s$  es menor para una temperatura de 8 grados Celsius; para las demás temperaturas el valor es el mismo. El valor de la velocidad de remoción máxima de sustrato, aumenta con la temperatura.

**Tabla 5.1** Parámetros cinéticos a diferentes temperaturas (Chen *et al.*, 2006).

Temperatura (°C)	Rmax (mg/m <sup>2</sup> día)	Ks (mg/L)
8	1550	5.5
14	1690	2
20	1720	2
27	1860	2

### 5.7 Modelo de BAF como reactor de flujo pistón

En filtros biológicos aireados el líquido se somete a flujo pistón a través del lecho. La velocidad de reacción general para la utilización de sustratos por una biopelícula puede ser descrito de la siguiente forma (Mann y Stephenson, 1997):

$$\frac{dS}{dt} = -KXS \quad (5.5)$$

Donde  $dS/dt$  es la velocidad de remoción de materia orgánica medida como DQO,  $K$  es la constante de velocidad,  $X$  la concentración de biomasa microbiana expresada como sólidos suspendidos volátiles y  $S$  es la concentración de materia orgánica expresada como DQO.

La concentración de biomasa microbiana en BAF depende del tipo de medio filtrante y las propiedades de la superficie y, en general, puede expresarse en función del área específica del medio, A (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>), que es, X=f(A). Sustituyendo en la ecuación 5.5 (Delin *et al.*, 2007):

$$\frac{dS}{dt} = -Kf(A)c = -K_1S \quad (5.6)$$

en la cual K<sub>1</sub> es la constante de reacción incluyendo los SSV.

Integrando la ecuación 5.6 se obtiene

$$\frac{S}{S_0} = \exp(-K_1t) \quad (5.7)$$

Donde S<sub>0</sub> es la concentración de materia orgánica medida como DQO del influente y S la del efluente.

El tiempo, puede ser expresado como:

$$t = \frac{DH}{L^n} \quad (5.8)$$

Donde H es la altura del medio, L la velocidad de carga hidráulica, D y n son constantes que dependen del medio y su área específica.

Sustituyendo la ecuación 5.8 en la 5.7 se obtiene la ecuación de DQO residual en el BAF:

$$\frac{S}{S_0} = \exp\left(-\frac{K_2H}{L^n}\right) \quad (5.9)$$

o

$$\log\left(-\ln\frac{S}{S_0}\right) = \log(HK_2) - n\log L \quad (5.10)$$

Donde K<sub>2</sub>=K<sub>1</sub>D

Al realizar una gráfica de remoción de materia orgánica medida como DQO (S/S<sub>0</sub>) contra carga hidráulica (L) se obtiene una curva típica para una reacción química simple. Al graficar log (ln(S/S<sub>0</sub>)) contra logL los valores de la pendiente y ordenada al origen se pueden determinar (Delin *et al.*, 2007).

Los resultados que obtuvieron son: K<sub>2</sub>=0.185 n=0.5894

El comportamiento de la cinética en un BAF indica la relación de eficiencia de eliminación de materia orgánica medida como DQO con las velocidades de carga hidráulica que se describe por una ecuación exponencial (Delin *et al.*, 2007).



Mann y Stephenson en 1997 expresan el tiempo de la siguiente forma:

$$t = \frac{k_1}{L} \quad (5.11)$$

Donde  $L = \frac{QS_0}{HA}$  (5.12)

Sustituyendo la ecuación 5.12 en la 5.11 el tiempo es igual a la ecuación 5.13

$$t = \frac{k_1 HA}{QS_0} \quad (5.13)$$

$$\frac{S}{S_0} = e^{-kt} \quad (5.14)$$

Sustituyendo la ecuación 5.13 en la 5.14, definiendo m como la ecuación 5.16 se obtiene la ecuación 5.15.  $k^*$  es igual a la multiplicación de k y  $k_1$ .

$$\frac{S}{S_0} = e^{-mH} \quad (5.15)$$

$$m = \frac{k^* A}{QS_0^n} \quad (5.16)$$

Al realizar una gráfica de  $\ln(S/S_0)$  contra H, para cada corrida se obtiene la pendiente para diferentes valores de concentración inicial de sustrato. Posteriormente al realizar una gráfica de  $\ln(Qm/A)$  contra  $\ln(S_0)$  los valores n y  $k^*$ , se obtienen para el reactor. Los resultados de las constantes que obtuvieron para los dos tipos de medio filtrante que utilizaron se muestran en la tabla 5.2.

**Tabla 5.2** Resultados obtenidos para las constantes (Mann y Stephenson, 1997)

	$k^*$	n
Medio sumergido	33	0.92
Medio flotante	55	1.13

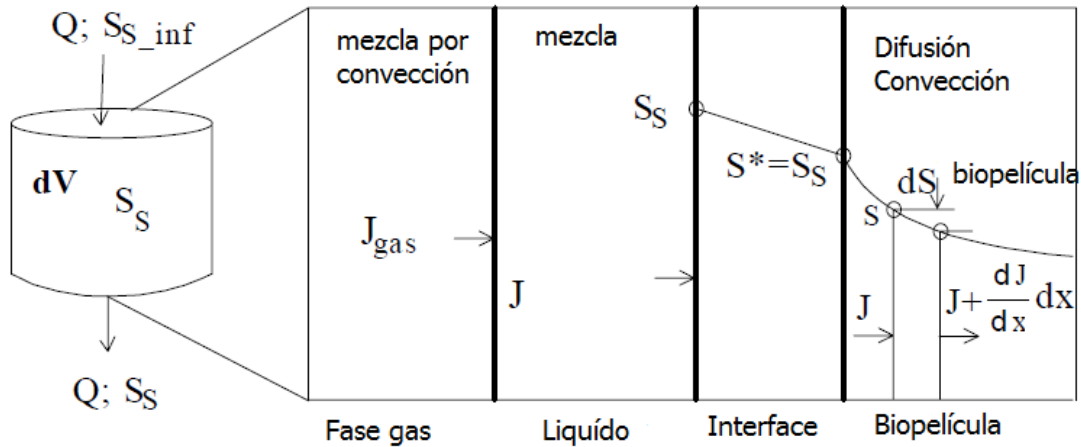
Un valor más grande de  $k^*$  indica que hay una remoción mayor de materia orgánica y una mayor velocidad de remoción. El valor de n es diferente porque depende del material filtrante e indica la estabilidad del proceso. En reactores con valores pequeños de n la velocidad de remoción varía en un rango pequeño de concentraciones de influente (Mann y Stephenson, 1997).

### 5.8 Modelo de BAF como reactores de biopelícula completamente mezclados en serie

Los BAF se pueden describir como un reactor de flujo pistón en el que la composición del fluido varía de punto a punto a lo largo de una trayectoria de flujo; Por consiguiente, el balance de masa para un componente de reacción, por ejemplo la DQO disuelta, debe hacerse para un elemento diferencial de volumen (dV) situado

transversalmente en la longitud (H) del filtro (González-Barceló y González-Martínez, 2008).

Entonces los BAF pueden considerarse como reactores completamente mezclados (CSTR) en serie, donde cada uno representa un diferencial de volumen. La biomasa se asume como homogénea. Solo el sustrato orgánico se considera reactivo limitante. La concentración del sustrato en el líquido ( $S_s$ ) (ver figura 5.3) y la interface entre el líquido y la biomasa  $S^*$  se consideran iguales, entonces se considera que la difusión en la película liquida no influye en el proceso ( $S^*=S_s$ ). El sustrato es removido en la biopelícula a una velocidad  $r$  (González-Barceló y González-Martínez, 2008).



**Figura 5.3** Procesos en un reactor completamente mezclado con biopelícula (González-Barceló y González-Martínez, 2008).

La cinética de biopelículas en un diferencial de volumen que representa un reactor completamente mezclado con biopelícula se puede interpretar utilizando la cinética de los fenómenos enzimáticos según Michaelis-Menten (ver ecuación 5.2) (González-Barceló y González-Martínez, 2008).

La velocidad de reacción  $r$  (ver ecuación 5.2) puede considerarse como función del flux del sustrato sobre la superficie de la biopelícula ( $J_{biopelícula}$ ), cuando la velocidad máxima ( $r_{max}$ ) es sustituida por el producto del flux máximo en la superficie de la biopelícula ( $J_{max}$ ) multiplicada por el área específica ( $av$ ) del medio filtrante (González-Barceló y González-Martínez, 2008).

$$r = J_{max} \frac{S_s}{S_s + K_M} av \quad (5.17)$$

También la tasa de crecimiento de la biomasa heterótrofa  $dX_H / dt$  puede ser descrita como una función de la ecuación de Michaelis-Menten usando el coeficiente de rendimiento para los organismos heterótrofos ( $Y_H$ ).

$$\frac{dX_H}{dt} = Y_H J_{max} \frac{S_s}{S_s + K_M} av \quad (5.18)$$

## 5.9 Modelo de BAF como reactor completamente mezclado con cinética tipo Monod

El balance de masa de la velocidad de sustrato removido bajo condiciones de estado no estacionario y sin recirculaciones puede expresarse como (Hasan *et al.*, 2014):

$$\frac{dX}{dt} = \frac{QX_0}{V} - \frac{QX_e}{V} + (\mu - k_d)X \quad (5.19)$$

$$\frac{dS}{dt} = \frac{QS_0}{V} - \frac{QS}{V} - \frac{\mu X}{Y} \quad (5.20)$$

Donde:

X es la concentración de biomasa dentro del reactor en mg/L

Q es el caudal de agua residual en L/d

X<sub>0</sub> es la concentración de biomasa en el influente en mg/L

X<sub>e</sub> es la concentración de biomasa en el efluente en mg/L

V es el volumen útil del reactor en L

μ es la velocidad específica de crecimiento de microorganismos en d<sup>-1</sup>

k<sub>d</sub> es la constante de decaimiento en d<sup>-1</sup>

S es la concentración de sustrato en el efluente en mg/L

S<sub>0</sub> es la concentración de sustrato en el influente en mg/L

Y es el coeficiente de rendimiento en mgbiomasa/mgDQO

El tiempo de retención de sólidos, TRC y el tiempo de retención hidráulico, TRH, en sistemas biológicos se obtienen:

$$TRC = \frac{VX_0}{QX_e} \quad (5.21)$$

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad (5.22)$$

En estado estacionario no hay acumulación por lo cual el lado izquierdo de los balances de masa son cero y X<sub>0</sub> se asume como cero, y sustituyendo las ecuaciones 5.21 y 5.22 en los balances de masa, se obtiene:

$$\mu = \frac{1}{TRC} + k_d \quad (5.23)$$

$$X = \frac{Y(S_0 - S)}{\mu TRH} \quad (5.24)$$

Remplazando μ en la ecuación 5.24 con la ecuación 5.23 se obtiene:

$$XTRH = \frac{TRCY(S_0 - S)}{1 + k_d TRC} \quad (5.25)$$

Ajustando la ecuación 5.25 a la ecuación de una línea recta, se obtiene la ecuación 5.26, donde los valores de Y y  $k_d$  se obtienen de la pendiente y la ordenada al origen, respectivamente, de una gráfica de  $1/TRC$  contra  $\frac{S_0-S}{XTRH}$ :

$$\frac{1}{TRC} = \frac{S_0-S}{XTRH} Y - k_d \quad (5.26)$$

Para obtener el valor de  $\mu_{max}$  y  $k_s$ , la ecuación de la cinética de Monod se sustituye en la ecuación 5.23 y después se ajusta a la ecuación de una recta, donde en una gráfica de  $TRC/(1+TRCk_d)$  contra  $1/S$ , se tiene como pendiente  $K_s/\mu_{max}$  y la ordenada al origen es  $1/\mu_{max}$ :

$$\frac{TRC}{1+TRCk_d} = \frac{k_s}{\mu_{max}S} + \frac{1}{\mu_{max}} \quad (5.27)$$

Un valor bajo para el parámetro cinético  $K_s$  denota afinidad alta de las bacterias por el contaminante, indicando que se tendrá una velocidad de crecimiento de microorganismos alta con altas concentraciones de contaminante. Los parámetros cinéticos  $k_d$  y Y se relacionan con los requerimientos de oxígeno disuelto por el sistema biológico, un valor alto para  $k_d$  indica que el sistema biológico necesita altas concentraciones de oxígeno disuelto, mientras que un valor alto de Y indica que el sistema biológico tiene requerimientos bajos de oxígeno disuelto (Hasan *et al.*, 2014).

Los valores obtenidos para DQO son  $0.28 \text{ d}^{-1}$  para  $\mu_{max}$ ,  $5.1 \text{ mgDQO/L}$  para  $K_s$ ,  $0.36 \text{ mg biomasa/mg DQO}$  para Y y  $0.19 \text{ d}^{-1}$  para  $k_d$ . En el caso de amonio se obtuvieron  $0.17 \text{ d}^{-1}$  para  $\mu_{max}$ ,  $0.03 \text{ mgN/L}$  para  $K_s$ ,  $4.23 \text{ mg biomasa/mg NH}_4^+\text{-N}$  para Y y  $0.11 \text{ d}^{-1}$  para  $k_d$  (Hasan *et al.*, 2014).

Utilizando los parámetros cinéticos antes mencionados se puede calcular la velocidad máxima de remoción de sustrato, representada como  $q_{max}$ , utilizando la ecuación 5.28.

$$q_{max} = \frac{\mu_{max}}{Y} \quad (5.28)$$

El modelo de Monod se refiere al proceso de crecimiento de microorganismos en un reactor por lotes, describe la cinética de biodegradación de un sustrato; solo se consideran 3 fases de crecimiento, las cuales son, crecimiento exponencial, la desaceleración del crecimiento y una fase estacionaria (Dette *et al.*, 2005).

Las células que se utilizan para inocular cultivos discontinuos son tomadas de otro cultivo en crecimiento activo y, por tanto, el crecimiento se inicia inmediatamente en la fase exponencial. Sin embargo, no se debe tratar de obtener los parámetros del modelo de Monod de datos experimentales obtenidos en la fase de latencia. En este caso es importante estimar la duración de la fase de latencia en experimentos preliminares y tomar el tiempo de partida del experimento cuando esta fase concluye.

La fase de crecimiento decreciente por lo general no se considera en los estudios de biodegradación (Dette *et al.*, 2005).

Otro supuesto importante del modelo de Monod es que el crecimiento microbiano está limitado únicamente por la concentración de sustrato y, por lo tanto, es importante que las condiciones experimentales satisfagan este requisito.

Varios investigadores propusieron otras expresiones cinéticas en función del comportamiento de microorganismos. Estos modelos caen en la categoría de los modelos no estructurados, donde la población de microorganismos se considera como una sola entidad homogénea con una composición celular fija (Mandli y Modak, 2014).

Los parámetros cinéticos que intervienen en las ecuaciones del modelo pueden ser determinados experimentalmente, utilizando un cultivo en lotes con diferentes concentraciones de sustrato. Las cepas bacterianas pueden ser puras o aisladas del medio filtrante. Los inconvenientes de estos métodos son que (1) requieren operaciones anteriores para el acondicionamiento de la biomasa; (2) no representan necesariamente el medio de crecimiento real, donde son más probables los consorcios de microorganismos interactuando, entre ellos las especies degradadoras; y (3) no se reflejan las limitaciones de transferencia de masa que existen en un BAF (Mandli y Modak, 2014).

En la tabla 5.3 se observan los modelos de BAF y los parámetros cinéticos que se obtienen de cada uno.

El modelo de reacción de primer orden corresponde a un modelo de biopelícula y solamente puede ser utilizado cuando la concentración de contaminante es muy baja, por lo cual no puede ser utilizado para agua residual de tipo municipal. El segundo modelo de la tabla 5.3 también corresponde a un modelo de biopelícula.

**Tabla 5.3** Modelos de BAF

Modelo	Ecuación	Parámetros cinéticos	Referencia
Reacción de primer orden	$R = \frac{R_{max}}{K_s} (S - S_{min})$	$R_{max}$ (g/m <sup>2</sup> d) $K_s$ (g/m <sup>3</sup> )	(Chen <i>et al.</i> , 2006)
Reactores de biopelícula completamente mezclados en serie	$\frac{dX_H}{dt} = Y_{HJ} J_{max} \frac{S_S}{S_S + K_S} av$	$Y$ (mg biomasa/mg sustrato) $K_M$ (mg/L)	(González-Barceló y González-Martínez, 2008)

Flujo pistón	$\log\left(-\ln\frac{C_e}{C_i}\right) = \log(HK_2) - n\log L$	$K_2$	(Mann y Stephenson, 1997) (Delin <i>et al.</i> , 2007)
Flujo mezclado con cinética de Monod	$\frac{\theta_c}{1 + \theta_c k_d} = \frac{k_s}{\mu_{max} S} + \frac{1}{\mu_{max}}$ $\frac{1}{\theta_c} = \frac{S_0 - S}{X\tau} Y - k_d$	$K_s$ (mg/L) $\mu_{max}$ (mg/Ld) $k_d$ (1/d) $Y$ (mg biomasa/mg sustrato)	(Hasan <i>et al.</i> , 2014)

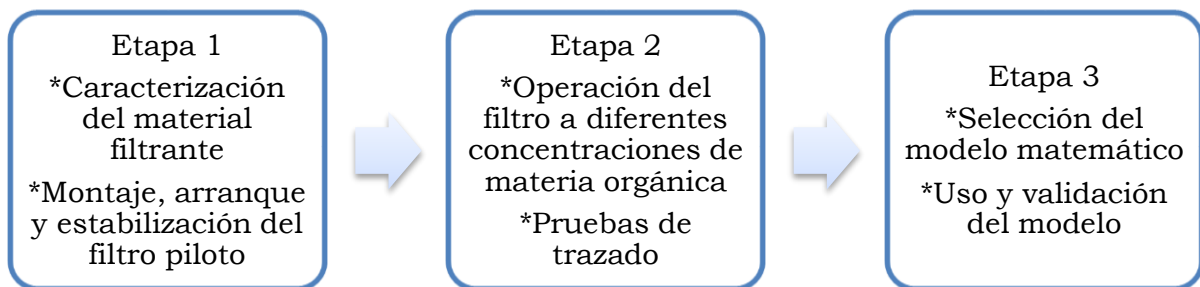
Los 2 últimos modelos de la tabla 5.3 corresponden a modelos de reactor, donde, para saber qué modelo se puede utilizar, es necesario conocer el comportamiento hidráulico del reactor que se va a utilizar.

Para aplicar el modelo de BAF como flujo pistón se necesitan datos de concentración de influente y efluente de contaminantes, la altura del filtro y la carga hidráulica del filtro.

Para aplicar el modelo de BAF como reactor completamente mezclado usando la cinética de Monod, se necesitan datos de la concentración de influente y efluente de contaminantes, la concentración de biomasa en el efluente y dentro del sistema, el volumen del reactor, el caudal del agua residual, tiempo de retención celular y el tiempo de retención hidráulico.

## 6 METODOLOGÍA

Con objeto de cumplir con los objetivos propuestos en este trabajo las actividades se dividieron en tres etapas para determinar la capacidad de tratamiento del sistema y los parámetros cinéticos del proceso.



Las principales actividades para cada etapa se pueden resumir de la siguiente manera:

### Etapa 1

- Se tamizó el material filtrante para obtener el tamaño de partícula que pasara la malla de abertura de 9.5 mm y se retuviera en la malla de 6.3 mm.
- Se determinaron las características físicas del material filtrante.
- Se realizó el montaje del BAF a escala piloto y se empacó con el medio filtrante.
- Se arrancó el BAF con una carga orgánica de 3.8 gDQO/m<sup>2</sup>-d.
- Se estabilizó el BAF.

## Etapa 2

- Se realizaron pruebas de trazado con y sin alimentación de aire al BAF.
- Se operó el BAF con diferentes cargas orgánicas y se realizaron mediciones de los parámetros de seguimiento propuestos.

## Etapa 3

- Se utilizaron los datos obtenidos en las pruebas de trazado para determinar el comportamiento hidráulico del BAF.
- Se propuso qué modelo matemático utilizar para determinar los parámetros cinéticos.
- Se utilizaron los datos obtenidos en la etapa 2 para determinar los parámetros cinéticos.
- Se validaron los parámetros cinéticos determinados mediante el modelo matemático seleccionado.

### **6.1 Descripción del filtro biológico aireado**

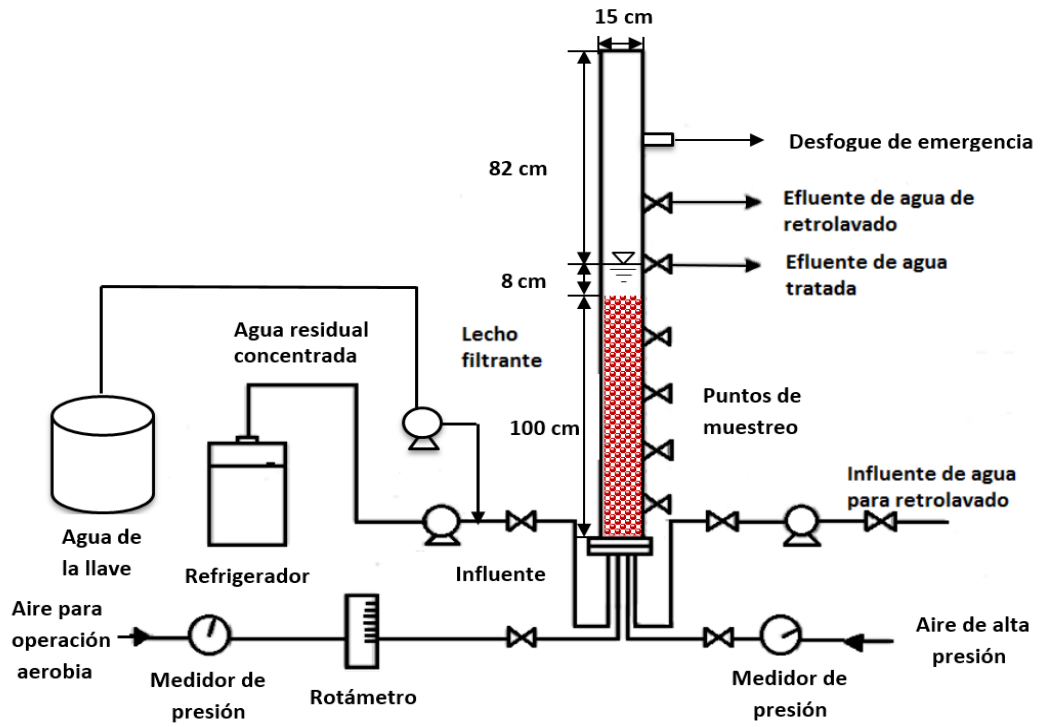
El filtro biológico que se utilizó en la experimentación es a escala piloto. Esta construido con PVC un material que fue elegido por su bajo costo, resistencia química, no presenta corrosión, facilidad de transporte e instalación. El BAF se colocó de forma vertical, como se observa en la figura 6.2, se sujetó de la parte superior mediante un soporte de metal a la pared y se colocó sobre una base de metal la parte inferior del filtro que consta de una brida.

Como se observa en la figura 6.1 el reactor tiene un diámetro de 15 centímetros y una altura de 1.90 metros, de los cuales 1 metro se empacó con tezontle de 9.5 mm de diámetro promedio y en el capítulo 6.2, se explica el porqué se utilizó este material como medio filtrante y porqué se propuso utilizarlo del tamaño antes mencionado.

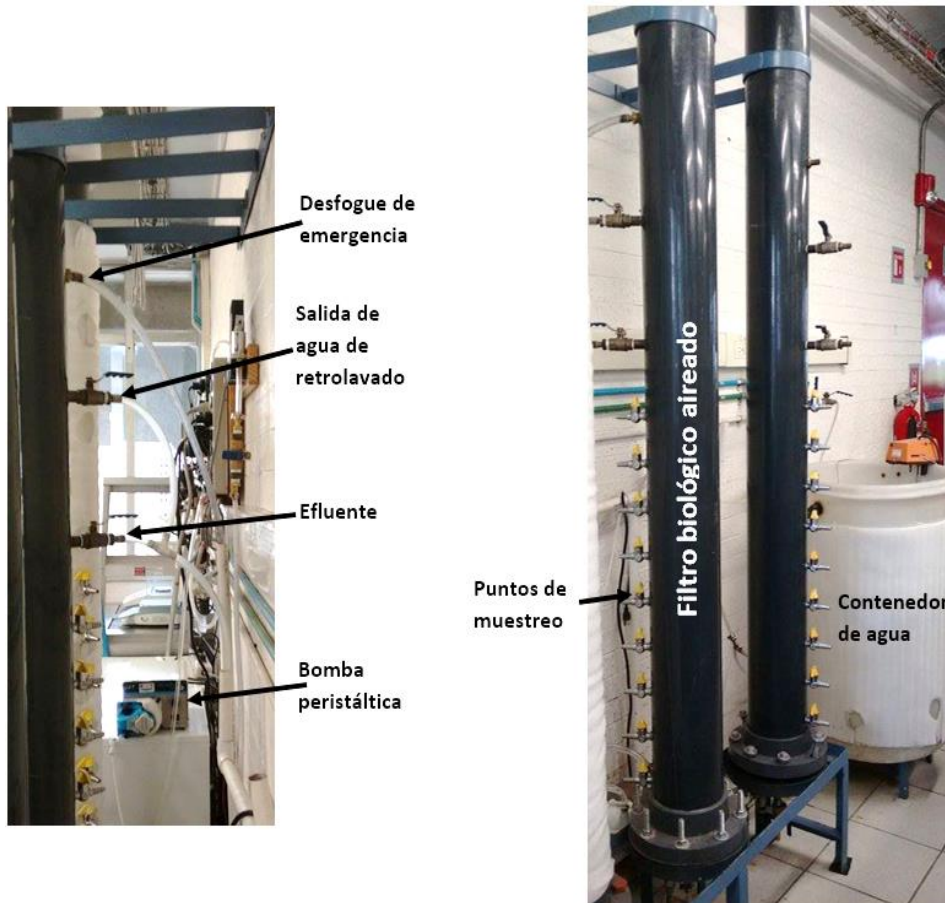
El BAF operó con flujo ascendente, es decir el agua residual y el aire alimentado ingresaban por la parte inferior del filtro, fluyendo en la misma dirección.

El reactor tiene 9 válvulas para muestreo (ver figura 6.2) en puntos intermedios colocadas cada 10 cm, lo cual permitió realizar muestreos puntuales para realizar perfiles de remoción de contaminantes. También tiene una válvula para salida del efluente colocada a 18 cm de la última válvula de muestreo puntual. Dado que el reactor solo se empacó hasta una altura de 1 metro, 8 cm corresponden solo a agua antes de salir del reactor. Después de la válvula de efluente se encuentran 2 válvulas más por las cuales salió el agua de retrolavado y cuando no se estaba realizando esta operación funcionaron como válvulas de emergencia para que saliera el efluente en caso de que la válvula destinada a este fin se obstruyera con el objetivo de que el agua no se acumulara en el reactor y finalmente saliera por la parte superior.





**Figura 6.1** Diagrama de BAF



**Figura 6.2** BAF a escala piloto utilizado en la experimentación

El aire que se alimentó al filtro se utilizó para mantener un ambiente aerobio. Para medir el caudal de alimentación se utilizó un rotámetro. El caudal de aire se mantuvo constante a 5 L/min para garantizar una concentración mínima de oxígeno disuelto de 4 mg/L para permitir que se llevara a cabo la nitrificación. El aire ingresaba por la parte inferior del filtro y se distribuía por medio de un difusor.

Se alimentó agua residual sintética al reactor utilizando bombas peristálticas de la siguiente manera: primero se preparaban 20 litros de una solución concentrada de agua residual la cual se mezclaba antes de entrar al reactor con agua limpia que se encontraba en un contenedor y mediante una resistencia se mantenía en una temperatura constante, con el objetivo de que durante toda la experimentación la variación de temperatura en el reactor fuera mínima. Para que las bombas trabajaran en el rango confiable de funcionamiento se propuso la siguiente forma de alimentación: la bomba utilizada para agua residual concentrada operó 5 minutos y 10 minutos se apagaba, la bomba se conectó a un control programado para que el encendido y apagado fuera automático; la bomba utilizada para agua limpia operó de forma continua. El caudal alimentado al reactor correspondió a 4.2 L/h.

La solución concentrada de agua residual se diluía 10 veces al mezclarse con agua limpia para obtener el valor de DQO deseado. Adicionalmente, el contenedor del agua residual concentrada se mantuvo dentro de un refrigerador a 4 grados Celsius para inhibir el crecimiento de microorganismos.

El agua residual utilizada en la experimentación fue de tipo sintética con el fin de reducir el número de variables del experimento. La composición del agua residual sintética utilizada se muestra en la tabla 6.1, dicha composición fue utilizada con éxito por Cobos-Becerra en el 2013, utilizando el mismo medio filtrante que en este trabajo.

En la tabla 6.1 se observan los valores correspondientes a una concentración de materia orgánica medida como DQO de 350 mg/L; para las demás concentraciones utilizadas los componentes se variaron proporcionalmente. El valor fuera del paréntesis corresponde a la concentración del compuesto (por ejemplo 62 mg/L) y el valor dentro del paréntesis se refiere a su equivalente del contaminante de interés detectado por la técnica utilizada (por ejemplo 105 mgDQO/L). En el caso de los micronutrientes la solución se preparó con 0.5 g/L de cada uno y se agregó 1 ml de esta solución por cada litro de agua residual.

La maltodextrina y la proteína vegetal hidrolizada son las fuentes de materia orgánica, las cuales son sustratos altamente disponibles en el mercado, de bajo precio y con estructuras químicas complejas que pueden ser consideradas cercanas a la composición del agua residual municipal (Cobos-Becerra, 2013).

**Tabla 6.1** Composición de agua residual sintética.

Compuesto	Concentración (mg/L)
Maltodextrina	62 (105 mgDQO/L)
Proteína vegetal hidrolizada	310 (245 mgDQO/L)
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	140 (30 mg N/L)
K <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	56 (10 mg P/L)
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	25
FeSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	20
NaHCO <sub>3</sub>	105 (60 como CaCO <sub>3</sub> )
Solución de micronutrientes (1 ml/L):	B, Zn, Cu, Mn, Mo, Co, Al, Ni (0.5 g/L)

Durante la operación del filtro el tezontle se colonizó por microorganismos que formaron la biomasa adherida y el retrolavado fue necesario para evitar la colmatación del filtro y la estratificación de especies a lo largo del filtro, logrando una distribución uniforme de microorganismos.

El aire para realizar el retrolavado ingresaba con una presión de 40 psi por la parte inferior del filtro y se denominó aire de alta presión. El agua utilizada para realizar el retrolavado ingresaba por la parte inferior del filtro empleando una bomba centrífuga.

La estrategia de retrolavado fue la siguiente, después de suspender el funcionamiento normal del BAF, es decir se suspendía la alimentación de agua residual y aire para alimentar agua para lavado y aire de alta presión (Cobos-Becerra, 2013):

1. 3 series de 4 pulsos de aire a una presión de 40 psi, 10 segundos entre cada serie.
2. Alimentar agua de lavado y realizar 1 serie de 4 pulsos de aire a una presión de 40 psi.
3. Alimentar agua de lavado con un caudal de 10 l/min y aire de operación durante 2 minutos.

El primer paso, donde se alimenta aire por el fondo del BAF, se realizó para expandir el medio filtrante y permitir que las partículas se separaren entre sí y para liberar el material suspendido previamente retenido y el exceso biomasa. En el paso 2 y 3 cuando se alimenta agua a través del fondo del sistema es para arrastrar las partículas liberadas fuera del filtro.

El retrolavado se realizó diario, para mantener homogénea la biomasa, debido a que en los modelos utilizados para determinar parámetros cinéticos, se hace esta suposición.

Se utilizaron medidores de presión para el aire alimentado y en el caso del aire de operación también se utilizó un rotámetro. También se observa, que un metro del reactor esta empacado y que antes de salir el efluente hay 8 cm donde no hay empaque; el bordo libre del reactor corresponde a 82 cm.

En la figura 6.2 se muestran fotografías del BAF utilizado en la experimentación, las manijas de las válvulas de muestreo puntual son de color amarillo, las de efluente y agua de retrolavado de color azul, se observa el contenedor de agua de la llave y una de las bombas peristálticas utilizadas.

### **Arranque del BAF**

El filtro se empacó con tezontle del tamaño seleccionado hasta 1 metro de altura y se alimentó con agua de la llave para corroborar que no existieran fugas en las válvulas de muestreo o en la brida de unión.

Posteriormente el BAF se alimentó con agua residual sintética. Se inició la alimentación de aire y se agregó el inóculo, que consistió en lodos de un reactor SBR que se encuentra en la planta de tratamiento de agua residual de la facultad de Ciencias Políticas de la UNAM. El BAF se operó durante 1 día como reactor por lotes, para permitir que los microorganismos se adhieran al medio de soporte y que al operar en continuo no salieran todos los microorganismos agregados en el inóculo.

### **Operación del BAF**

Desde el arranque y durante todas las condiciones de operación el BAF se operó con un tiempo de retención hidráulico de 2 horas. Mann *et al.* (1999) y Han *et al.* (2009), utilizaron este TRH obteniendo 68 % y 90 % de remoción de materia orgánica medida como DQO, respectivamente.

El BAF se operó con una carga orgánica superficial de 3.8 gDQO/m<sup>2</sup>·d, hasta que la operación del BAF fuera estable. Se considera que el estado estacionario se alcanza cuando se obtienen remociones constantes de DQO disuelta con una variación de ±5 % durante 5 días (Mann y Stephenson, 1997). Se midió el valor de DQO disuelta diario en el efluente para determinar cuándo se alcanzará la estabilidad.

Las concentraciones que se propusieron utilizar durante la experimentación fueron 150, 250, 350 y 500 mg/l, que cubren el rango de concentraciones baja y media que corresponden a cargas orgánicas superficiales de 2.4, 3.8, 5.4 y 7.7 gDQO/m<sup>2</sup>·d, respectivamente. Las cargas orgánicas volumétricas utilizadas en orden creciente son 0.9, 1.5, 2.1 y 3 kgDQO/m<sup>3</sup>·d.

El filtro opero con cada carga orgánica 22 días, durante los cuales 17 correspondieron a los análisis efectuados y los 5 días restantes permitieron que el BAF se estabilizara por el cambio de carga.

## 6.2 Selección y caracterización del material del lecho filtrante

El material utilizado como soporte para la biopelícula fue tezontle rojo, debido a que reúne las siguientes características deseables (González-Martínez *et al.*, 2007):

- Porosidad
- Rugosidad
- Durabilidad
- Resistencia al ataque microbiano
- Bajo costo y disponibilidad en el mercado

La superficie del tezontle es rugosa y porosa. Este tipo de superficies son adecuadas para el desarrollo de microorganismos debido a que el gran número de macro-poros proporciona a las bacterias una gran área de colonización y protección contra el lavado (González-Barceló y González-Martínez, 2008).

Se probó la velocidad de crecimiento de las biopelículas en diferentes materiales sintéticos y se concluyó que el tezontle tiene las tasas de colonización más rápidas (Ojeda y Buitrón, 2001).

La forma irregular del tezontle afecta también el rendimiento del BAF en comparación con medios de forma esférica, debido a que es diferente la ruptura de burbujas de aire que atraviesan el reactor a través de distintos tamaños de espacios vacíos y afecta la velocidad de agua y aire que se utilizan durante el retrolavado (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999).

### Elección de tamaño de partícula

Valdivia en 1998 utilizó un filtro biológico aireado empacado con tezontle con un tamaño de partícula de 19.1 mm y un área superficial específica de 183 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, obteniendo remociones de materia orgánica de 80 % medida como DQO y 48 % de SST con una carga orgánica de 8.8 gDQO/m<sup>2</sup>·d.

Millán en 2005 empleó el mismo sistema, utilizando material de empaque de 6 mm y área superficial específica de 390 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, obteniendo remociones de 81 % de materia orgánica representada como DQO y 95 % de SST (sólidos suspendidos totales) con una carga orgánica de 0.8 kgDQO/m<sup>2</sup>·d. La disminución de tamaño de partícula resultó en una mayor remoción de SST y solo un aumento de 1 % con respecto a los resultados de Valdivia en la remoción de materia orgánica.

Piña en 2007 utilizó material de empaque de 8 mm de diámetro y área específica de 391 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, utilizando una carga orgánica superficial de 24 gDQO/m<sup>2</sup>·d en promedio obteniendo remociones de 87 % de DQO. La remoción de SST fue de 84 % y la remoción de nitrógeno amoniacal corresponde a 73 %.

Domínguez en 2012, con una carga orgánica de 1.1 kgDBO/m<sup>3</sup>·d para partículas de 4.75 mm, alcanzó una remoción de DQO de 94 % y de 97 % para SST, para partículas de 9.5 mm alcanzó una remoción de DQO de 90 % y de 96 % para SST; la remoción de materia orgánica fue 4 % mayor al utilizar un tamaño de partícula menor.

En todas las investigaciones anteriores se utilizó agua residual municipal de la planta de tratamiento de agua residual de Ciudad Universitaria.

Dependiendo del tipo de tratamiento que se requiera se recomiendan tamaños de partículas, tamaños mayores a 6 mm para desbaste, tamaños entre 3 y 6 mm para tratamiento secundario y tamaños menores a 3 mm para tratamiento terciario (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999).

La calidad del agua residual después del tratamiento está en función del tamaño de partícula y profundidad del lecho, pero también el tamaño de partícula determina los requerimientos de retrolavado.

Dado que el tamaño del medio filtrante afecta la eficiencia del tratamiento en términos de remoción física de sólidos y área superficial disponible para crecimiento de biomasa adherida, en este trabajo de investigación se propone utilizar un tamaño de partícula de 9.5 mm de diámetro promedio, debido a que el uso de un medio con diámetros superiores a 6 mm disminuyen los requerimientos de retrolavado y los costos de operación (Hasan *et al.*, 2009). Además la remoción de nutrientes y sólidos no aumenta significativamente al utilizar un tamaño de partícula menor. Es importante seleccionar un tamaño de partícula que permita que la frecuencia de retrolavado mantenga homogénea la biopelícula, debido a que los modelos cinéticos requieren esta consideración.

### **Caracterización del tezontle**

Se realizó un cribado del tezontle con el fin de que el tamaño de las partículas sea el seleccionado. El material pasó la malla número 3/8" (abertura=9.5 mm) y se retuvo por la malla número 1/4" (abertura=6.3 mm).

Para determinar las características del material de empaque se utilizó la metodología propuesta por Álvarez-Estrada en 2006 y se realizaron las siguientes pruebas físicas:

Área específica. - Al tratarse de un material irregular se observó la forma de las piedras de tezontle para calcular su área como esferas o como elipsoides. Se seleccionaron aleatoriamente 5 muestras de 115 piedras cada una y se midieron los ejes "a, b y c" a todas las partículas de tezontle que componían la muestra. Se designó como eje a el de mayor tamaño, como eje b el intermedio y como eje c el de menor tamaño. Se determinó el área a cada una de las piedras de las muestras utilizando las medidas de sus tres ejes, considerando las partículas como elipsoides. Se sumaron las áreas de todas las piedras para cada muestra, utilizando el número de piedras en

el reactor se determinó el área superficial correspondiente a un metro de empaque del reactor. Se calculó un promedio de las áreas superficiales de las 5 muestras y conociendo el volumen del BAF se determinó el área superficial específica del tezontle.

Porosidad húmeda y porosidad. - La diferencia entre estas porosidades corresponde al volumen ocupado por los poros del tezontle. Se midió el volumen de 5 muestras de tezontle de aproximadamente 200 mL, se agregó 500 mL de agua destilada, la probeta que contenía la muestra de tezontle con el agua fue sometida a pequeños golpes en la base para sacar burbujas de aire que pudieron quedar atrapadas. Se midió el volumen resultante, se retiró el exceso de agua hasta que solo cubría el tezontle, se midió el volumen retirado y después se decantó el agua que había quedado en la probeta. También se midió este volumen.

Densidad saturada, densidad húmeda y densidad seca. - Se pesaron 5 muestras de 200 mL de volumen aproximadamente, para determinar la densidad aparente. Estas mismas muestras se secaron en una estufa a 110 °C durante 24 horas después de transcurrir este tiempo se pesaron nuevamente; este dato se utilizó para determinar la densidad seca. Las piedras de las mismas muestras se sumergieron en agua para saturarlas y se determinó su peso. Utilizando el volumen ocupado por las piedras se determinó la densidad saturada. Este último tipo de densidad es la que se usó para determinar si el tezontle es más o menos denso que el agua y determinar una estrategia de retrolavado adecuada.

Número de piedras en el reactor. - Este dato se utilizó para determinar la cantidad de biomasa dentro del reactor. Se contaron las piedras que había en 5 muestras de aproximadamente 200 ml, se utilizó el promedio resultante y conociendo el volumen del reactor se determinó la cantidad de piedras en el reactor.

### **6.3 Muestreo y determinaciones analíticas**

El muestreo del influente y efluente fue de tipo compuesto; el agua se recolectó durante 24 horas utilizando una bomba peristáltica que de forma continua tomaba un caudal constante de muestra. El volumen final de la muestra correspondió a 4 L. Las muestras se mantuvieron en refrigeración a 4 grados Celsius para preservarlas. Posteriormente las muestras se homogenizaron y se tomó la cantidad necesaria para las determinaciones analíticas, las cuales se realizaron 2 veces por semana debido a que se consideró que 2 muestras por semana son representativas del desempeño del filtro biológico aireado.

Para realizar los perfiles de concentración de materia orgánica expresada como DQO, nitrógeno amoniacal y sólidos suspendidos totales y volátiles para evaluar el desempeño del filtro biológico se llevó a cabo un muestreo puntual del influente, efluente y puntos intermedios. Las determinaciones analíticas se realizaron inmediatamente después de la toma de muestra que se realizó una vez a la semana. A pesar de que el filtro cuenta con válvulas de muestreo cada 10 cm las muestras se

tomaron cada 20 cm del medio filtrante debido a que se observó durante las pruebas que se realizaron en la estabilización que la diferencia entre un punto y otro era mínima para la materia orgánica y nitrógeno amoniacal. La muestra correspondiente a tezontle también fue de tipo puntual y se realizó su análisis una vez a la semana.

La muestra correspondiente al agua de retrolavado se analizó una vez por semana. Al realizar el retrolavado se recolectó toda el agua del efluente, posteriormente se determinó el volumen, se homogenizó y se tomaron 600 ml de muestra que se centrifugó a 4000 rpm durante 5 min, se decantó el sobrenadante y se utilizó lo que sedimentó para realizar la prueba de nitrógeno Kjeldahl. El resultado obtenido se refiere a 600 ml pero se debe determinar la cantidad obtenida para el total de muestra recolectada para obtener la biomasa que se retira del filtro mediante el retrolavado por día ( $NK_{\text{retrolavado}}$ ). El objetivo de centrifugar es concentrar la muestra para que el valor determinado por la técnica utilizada se encuentre en su rango de medición. También se cuantificó la biomasa del agua de retrolavado utilizando la técnica de sólidos suspendidos totales y volátiles.

Del mismo modo se tomó una muestra de 600 ml del efluente de la muestra compuesta previamente homogenizada, se centrifugó en las mismas condiciones que la muestra de agua de retrolavado y se determinó el nitrógeno Kjeldahl, este valor se refirió al efluente total de un día para obtener la cantidad de biomasa que sale del reactor en el efluente por día ( $NK_{\text{efluente}}$ ). También se cuantificó la biomasa del efluente utilizando la técnica de sólidos suspendidos totales y volátiles.

Asimismo, se recolectó una muestra de tezontle para cuantificar la biomasa adherida por medio de nitrógeno Kjeldahl. Se tomó una muestra de 30 piedras y al conocer el dato de cuantas piedras se encontraban dentro del reactor se determinó la biomasa total dentro del reactor ( $NK_{\text{piedras}}$ ). Aunque normalmente se utiliza medir el contenido de sólidos suspendidos totales o volátiles para cuantificar la biomasa se eligió este método de cuantificación debido a que es difícil retirar toda la biomasa de la superficie del tezontle ya que se encontraba dentro de los poros.

Las muestras de agua de retrolavado se tomaron para realizar un balance de masa de nitrógeno para determinar el tiempo de retención celular utilizando la ecuación 6.1.

$$TRC = \frac{NK_{\text{piedras}}}{NK_{\text{retrolavado}} + NK_{\text{efluente}}} \quad (6.1)$$

En la tabla 6.2 se muestra el resumen del plan de muestreo especificando el tipo de muestreo que se realizó en cada punto de muestreo y la frecuencia con la que se realizaron.



**Tabla 6.2** Plan de muestreo

Punto de muestreo	Tipo de muestreo	Numero de muestras
Influyente	compuesto	2 semanales
Puntos intermedios	puntual	1 semanal
Efluente	compuesto	2 semanales
Agua de retrolavado	puntual	1 semanal

En la tabla 6.3 se muestran los parámetros que se evaluaron durante la experimentación que corresponden a DQO total y disuelta, nitrógeno amoniacal, nitratos, ortofosfatos, nitrógeno Kjeldahl, sólidos suspendidos totales y volátiles y temperatura. En la tabla 6.4 se muestra la técnica estándar utilizada para determinar los parámetros de respuesta antes mencionados. Las determinaciones se realizaron por triplicado.

La demanda química de oxígeno (DQO) es la cantidad de oxígeno requerido para oxidar el material orgánico contenido en una muestra bajo condiciones controladas. Debido a sus propiedades químicas únicas el ion dicromato es el oxidante utilizado. Ambos componentes orgánicos e inorgánicos de una muestra están sujetos a la oxidación, pero en la mayoría de los casos el componente orgánico predomina y es de mayor interés (APHA, 1999).

Los sólidos se refieren a materia suspendida o disuelta en aguas residuales determinados como masa seca. Los sólidos pueden afectar adversamente la calidad del agua o del efluente de varias maneras. Los análisis de sólidos son importantes en el control de procesos biológicos y físicos de tratamiento de aguas residuales y para evaluar el cumplimiento de las limitaciones de efluentes de aguas residuales de las agencias reguladoras. Los sólidos disueltos son la porción de sólidos que pasa a través de un filtro de tamaño de poro nominal de 2.0  $\mu\text{m}$  (o menor) bajo condiciones específicas. Los sólidos suspendidos es la porción retenida en el filtro (APHA, 1999).

El pH no se midió en el reactor debido a que se utilizó agua residual sintética que contenía bicarbonato de sodio que proporcionaba la alcalinidad suficiente de forma que se consigue la autorregulación del pH durante el proceso biológico debido a que el agua se encuentra tamponada.

El oxígeno disuelto no se midió en el reactor debido a que se alimentó en exceso con un caudal constante de 5 L/min con el objetivo de que no fuera un reactivo limitante en el crecimiento de microorganismos.

**Tabla 6.3** Parametros que se evaluaron

Muestra	DQOt DQOs	NH <sub>4</sub>	NO <sub>3</sub>	PO <sub>4</sub>	NK	SST	SSV	T
Influyente	X	X	X	X		X	X	
Efluente	X	X	X	X	X	X	X	X
Puntos intermedios	X	X				X	X	
Agua de retrolavado					X	X	X	
Piedras					X			

**Tabla 6.4** Técnicas estándar para determinación de parámetros

Parámetro	Técnica analítica
Demanda química de oxígeno, DQO	Digestión por reflujo cerrado, método 5220-D de APHA, AWWA y WEF (1999)
Nitrógeno amoniacal N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	Método de destilación, método 4500 NH <sub>3</sub> -B, método de titulación, método 4500 NH <sub>3</sub> -C y Kit de Merck Spectroquant (114752) en un rango de 0.01-3 mg/L NH <sub>4</sub> -N basado en el método 4500-NH <sub>3</sub> F de APHA, AWWA y WEF (1999)
Nitrato N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	Método espectrofotométrico, por reacción con 2,6-dimetilfenol a 324 nm. Norma DIN 38405-9.
Nitrógeno Kjeldahl	Digestión en equipo micro Kjeldahl, método 4500N <sub>org</sub> -C de APHA, AWWA y WEF (1999)
Fósforo	Fotometría del ácido molibdovanadofosfórico a 420 nm, método 4500P-C de APHA, AWWA y WEF (1999)
Sólidos suspendidos totales, SST	Método gravimétrico; sólidos retenidos en papel filtro de microfibra de vidrio, secados a 103-105°C, método 2540-D de APHA, AWWA y WEF (1999)
Sólidos suspendidos volátiles, SSV	Sólidos volátiles incinerados a 550°C, método 2540-E de APHA, AWWA y WEF (1999)
Temperatura	Medición directa con termómetro digital, método 2550-B de APHA y WEF (1999)

Para las determinaciones fisicoquímicas fotométricas se utilizó el espectrofotómetro GENESYS 10S UV-Vis de Thermo Scientific.

#### **6.4 Comportamiento hidráulico del BAF**

La hidrodinámica del reactor afecta la estructura física y fisiológica de las biopelículas, aunque algunos investigadores han encontrado que los BAF son sistemas completamente mezclados, la mayoría han encontrado que se comportan como reactores de flujo pistón (Mendoza-Espinoza y Stephenson, 1999).

Dado que los modelos encontrados en la literatura para determinar los parámetros cinéticos, utilizando cinética de reactores, se clasifican como modelos para reactores de flujo pistón y completamente mezclados se realizaron pruebas de trazado para determinar el comportamiento hidráulico del BAF. Una prueba de trazado se realizó con el caudal de aire de operación (5 L/min) y otra se realizó sin aireación para determinar el efecto del aire en el comportamiento hidráulico del filtro.

Como trazador se empleó una solución de cloruro de sodio con agua de la llave. Se utilizó este trazador debido a que es de fácil obtención, bajo costo, su detección en el efluente es rápida y fácil. Se inyectó de manera continua por el fondo del filtro con el mismo caudal de operación del BAF y simultáneamente se registró la conductividad en el efluente del filtro utilizando un electrodo de conductividad Thermo Scientific DuraProbe de epoxi/grafito con una constante de celda de  $0.55 \text{ cm}^{-1}$  con un rango de medición de  $10 \mu\text{S/cm}$  a  $200 \text{ mS/cm}$  y el equipo ORION 5 STAR con intervalos de tiempo definidos de 5 minutos.

Se realizó una gráfica del tiempo relativo al tiempo de retención hidráulico (TRH) contra  $C/C_0$  que representa la cantidad de trazador que permanece en el reactor y que se calculó con la ecuación 6.2 donde  $i$  representa el número de medición de conductividad, es decir cuando  $i$  tiene un valor de 1 corresponde a la medición 1 de conductividad que se realizó cuando se inyectó el trazador y  $n$  representa la última medición de conductividad realizada

$$\frac{C}{C_0} = \frac{C_i - C_{i=1}}{C_{i=n} - C_{i=1}} \quad (6.2)$$

Para el análisis de las curvas obtenidas de las pruebas de trazado se empleó el método de evaluación de los patrones de flujo por medio del ajuste de las curvas usando el modelo de Dispersión Axial y el modelo de Wolf y Resnick.

##### Modelo de Wolf y Resnick

Para el modelo de Wolf y Resnick se calculó el tiempo relativo al TRH del BAF dividiendo cada tiempo en el que se tomaron muestras entre 2 horas que corresponde al TRH del BAF ( $t_i/\text{TRH}$ ). Se restó la conductividad obtenida en el tiempo cero (cuando se inyecta el trazador) a las conductividades obtenidas para cada muestra ( $C_i - C_0$ ). Se

suman los valores obtenidos del paso anterior hasta el dato del tiempo deseado  $\Sigma(C_i - C_o)_i$ , se calcula la función  $F(t)$  utilizando la ecuación 6.3 y finalmente se restan los valores obtenidos de  $F(t)$  a 100. En la figura 6.3 se muestra un ejemplo de cálculo con un TRH de 17 min (Pérez, 1992).

$$F(t) = \frac{\Sigma(C_i - C_o)100}{\Sigma_i(C_i - C_o)} \quad (6.3)$$

Muestra (1)	t (2)	t/t <sub>0</sub> (3)	C (4)	C-C <sub>0</sub> (5)	$\Sigma(C-C_0)$ (6)	F(t) (7)	1-F(t) (8)
0	0	0	7,22	0	0	0	100,00
1	3	0,18	50,54	43,32	43,32	16,72	83,28
2	6	0,35	46,21	39,99	82,31	31,77	68,23
3	9	0,53	38,52	31,30	113,61	43,85	56,15
4	12	0,70	33,70	26,48	140,09	54,07	45,93
5	15	0,88	27,93	20,71	160,80	62,07	37,93

**Figura 6.3** Ejemplo de cálculo para el modelo de Wolf y Resnick.

Los datos de las columnas 3 y 8 de la figura 6.3 se grafican en papel logarítmico y se obtiene la curva de cantidad de trazador que permanece en el reactor. Se identifican los puntos  $t_1/t_0$ ,  $t_2/t_0$  y  $\theta$  (ver capítulo 3.2.2), se calcula la  $\tan\alpha$  (ecuación 3.19) y el porcentaje de flujo pistón (ecuación 3.26), de mezcla completa (ecuación 3.25) y espacios muertos (ecuación 3.24).

#### Modelo de Dispersión Axial

Para el modelo de dispersion axial se utilizó la ecuacion 3.10 para obtener la curva del modelo y se calcularon los valores de  $t_i/t_0$  para cada muestra que se recolectó. Después se calculó el tiempo medio de tránsito o cuando la curva pasa por la salida ( $\bar{t}$ ) con la ecuación 6.4 y la varianza o una medida de la dispersion de la curva ( $\sigma^2$ ) con la ecuación 6.5 donde  $t_i$  se refiere al tiempo de toma de la  $i$ -esima muestra,  $C_i$  se refiere a la conductividad de la  $i$ -esima muestra,  $\Delta t_i$  se refiere al intervalo de tiempo entre la toma de una muestra y la siguiente (Levenspiel, 2004).

$$\bar{t} = \frac{\Sigma t_i C_i \Delta t_i}{\Sigma C_i \Delta t_i} \quad (6.4)$$

$$\sigma^2 = \frac{\Sigma t_i^2 C_i \Delta t_i}{\Sigma C_i \Delta t_i} - \bar{t}^2 \quad (6.5)$$

Para calcular el módulo de dispersión ( $D/uL$ ) se utilizaron la ecuación 6.6 para condición de frontera abierta donde el flujo no es afectado al pasar a través de la entrada y la salida del sistema y la ecuación 6.7 para condicion de frontera cerrada donde se tiene flujo pistón fuera de las fronteras del sistema (Levenspiel, 2004).

$$\frac{\sigma_t^2}{\bar{t}^2} = 2 \left( \frac{D}{uL} \right) + 8 \left( \frac{D}{uL} \right)^2 \quad (6.6)$$

$$\frac{\sigma_t^2}{\bar{t}^2} = 2 \left( \frac{D}{uL} \right) - 2 \left( \frac{D}{uL} \right)^2 \left[ 1 - e^{-\frac{uL}{D}} \right] \quad (6.7)$$

Dependiendo del valor obtenido del módulo de dispersión los reactores se pueden clasificar como flujo piston cuando el módulo de dispersión tiene un valor entre 0.001 y 0.2, flujo disperso cuando se encuentra entre 0.2 y 2.5 y mezcla completa con un valor entre 2.5 y 5.0 (Pérez *et al.* 2010).

## 6.5 Uso y validación del modelo cinético

Una vez que se determinó el comportamiento hidráulico predominante en el reactor se eligió uno de los modelos que se presentan en el capítulo 5.

El modelo cinético seleccionado corresponde al modelo para un reactor completamente mezclado con cinética de Monod, que consta de dos balances de masa: uno para los microorganismos y otro para el sustrato en condiciones de estado estacionario. Se utilizó el modelo de Monod, el cual se utiliza comúnmente en sistemas biológicos para relacionar el crecimiento específico de los microorganismos con el sustrato que se considera reactivo limitante.

Los promedios de los datos obtenidos para las diferentes condiciones de operación se utilizaron en las ecuaciones 6.8 y 6.9 utilizando los siguientes datos determinados para obtener los parámetros cinéticos, la concentración de materia orgánica disuelta medida como DQO disuelta del influente y efluente, la concentración de microorganismos dentro del reactor, el tiempo de retención hidráulico y el tiempo de retención celular. Los parámetros cinéticos que se determinan utilizando este modelo son el coeficiente de rendimiento (Y), la constante de decaimiento ( $k_d$ ), el crecimiento específico máximo de microorganismos ( $\mu_{max}$ ) y la constante de saturación media ( $K_s$ ).

Utilizando la ecuación 6.8 se realizó una gráfica del inverso del tiempo de retención celular ( $1/TRC$ ) en el eje “y” contra  $\frac{S_0-S}{XTRH}$  en el eje “x”, donde los valores de Y y  $k_d$  se obtienen de la pendiente y la ordenada al origen, respectivamente:

$$\frac{1}{TRC} = \frac{S_0-S}{XTRH} Y - k_d \quad (6.8)$$

Para obtener el valor de  $\mu_{max}$  y  $k_s$  se realizó una gráfica de  $TRC/(1+TRCk_d)$  correspondiente al eje “y” contra  $1/S$  en el eje “x”, se tiene como pendiente  $K_s/\mu_{max}$  y la ordenada al origen es  $1/\mu_{max}$ :

$$\frac{TRC}{1+TRCk_d} = \frac{k_s}{\mu_{max}S} + \frac{1}{\mu_{max}} \quad (6.9)$$

Se determinó si los datos se ajustan a las ecuaciones lineales utilizadas con el valor de R cuadrado es decir el coeficiente de determinación, se considera que las líneas ajustadas son confiables cuando su valor es mayor de 0.9.

## Validación del modelo

La validación del modelo consta de 4 etapas que se describen a continuación (Pedersen *et al.*, 2001):

1. **Evaluar la estructura del modelo y las relaciones representadas en él.**-Este paso es de particular importancia para los modelos mecanísticos y puede omitirse en el caso de los modelos empíricos. Si algún aspecto de la estructura del modelo o alguna de las variables aparece como una representación inadecuada del sistema real, entonces esa parte particular del modelo se rechaza.
2. **Evaluar la concordancia entre el comportamiento del modelo y los patrones esperados.**- Se compara el comportamiento del modelo con valores de literatura. En este paso se buscan resultados incoherentes. Se puede realizar el ajuste del modelo, se ajustan valores de algunos parámetros o se alteran levemente la forma de algunas ecuaciones.
3. **Evaluar la concordancia entre las predicciones del modelo y los datos del sistema real.**-Se puede utilizar el coeficiente de determinación (ecuación 6.10), que representa el porcentaje de varianza en los datos observados explicado por el modelo; es insensible a desviaciones constantes y es sensible a los valores extremos. La eficiencia del modelo (ecuación 6.11), produce resultados menores o iguales a 1; si el resultado es 1 el ajuste es perfecto, si es cero el error es del mismo orden de magnitud que la varianza de los datos observados por lo que la media de los datos observados tendrá una capacidad predictora similar al modelo. Valores inferiores a cero indican que el modelo es malo y es sensible a los valores extremos. El índice de ajuste modificado (ecuación 6.12) oscila entre 0 y 1, este último valor implica un ajuste perfecto.

$$r^2 = \frac{\text{cov}(o,m)^2}{\text{sd}(o)\text{sd}(m)} \quad (6.10)$$

Donde  $\text{cov}(o,m)$  es la covarianza entre los valores observados y los devueltos por el modelo,  $\text{sd}(o)$  es la desviación típica de los valores observados y  $\text{sd}(m)$  la desviación típica de los resultados del modelo.

$$NS = 1 - \frac{\sum_{i=1}^n (o_i - m_i)^2}{\sum_{i=1}^n (o_i - \bar{o})^2} \quad (6.11)$$

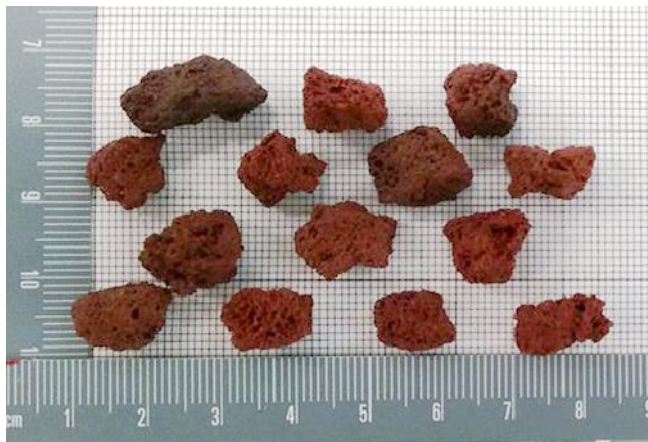
$$W = 1 - \frac{\sum_{i=1}^n (o_i - m_i)^2}{\sum_{i=1}^n (|m_i - \bar{o}| + |o_i - \bar{o}|)^2} \quad (6.12)$$

Los resultados experimentales se compararon utilizando los criterios de coeficiente de determinación, eficiencia de modelo e índice de ajuste modificado, con la curva del modelo de Monod construida con los parámetros cinéticos determinados para saber si el modelo utilizado fue adecuado para describir los procesos bioquímicos que se llevaron a cabo en el filtro biológico aireado utilizado en la experimentación utilizando agua residual sintética y tezontle como medio filtrante.

## 7 RESULTADOS

### 7.1 Caracterización del material de empaque

Se realizó un cribado del material filtrante “tezontle” obteniendo partículas que pasan la malla 3/8” (apertura 9.5 mm) y que se retienen en la malla 1/4” (apertura 6.3 mm). En la figura 7.1 se muestran piezas de tezontle escogidas aleatoriamente y se puede observar que la forma de las partículas es irregular y que el tamaño y distribución de los poros de la superficie es diferente. El tezontle utilizado fue de color rojo oscuro.

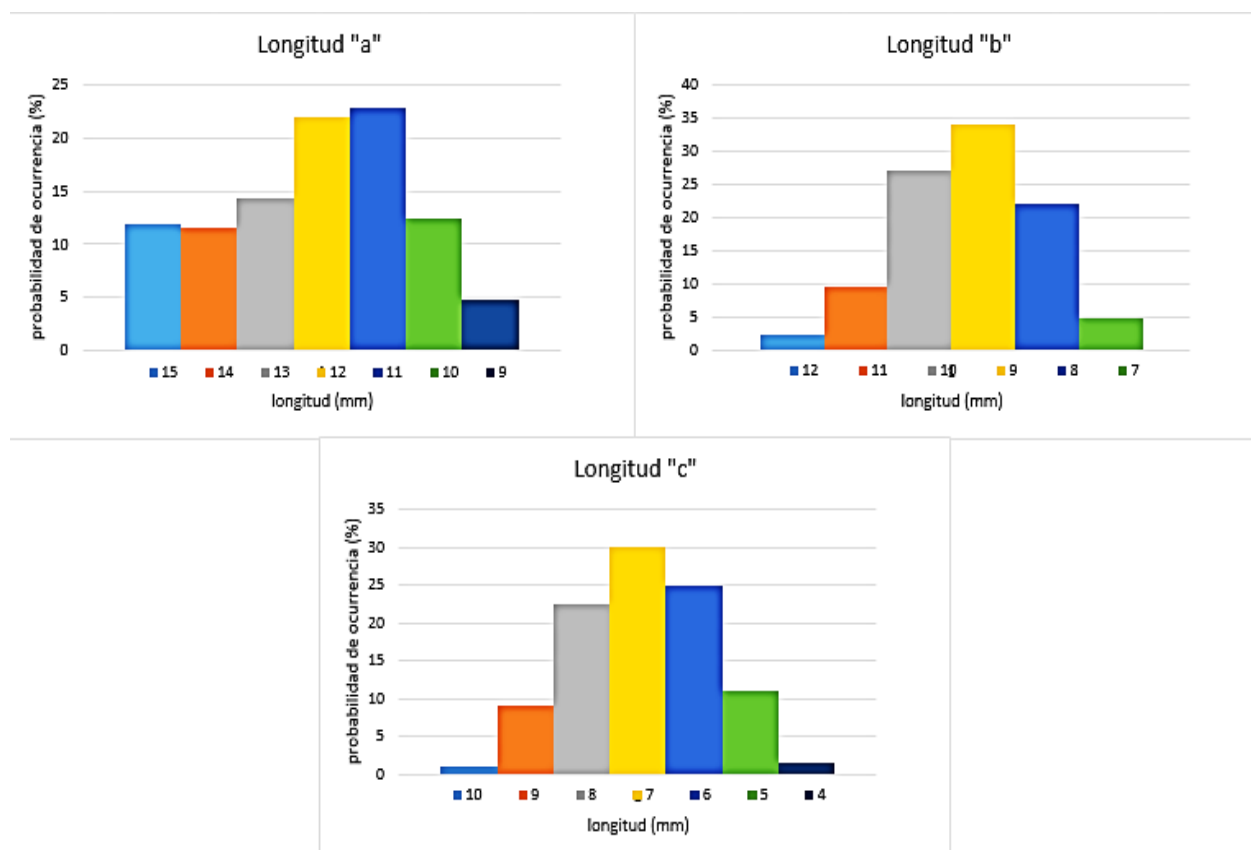


**Figura 7.1** Partículas de tezontle.

Para determinar el área superficial específica se midió el tamaño de los ejes de las partículas de tezontle, se designó como eje “a” el de mayor tamaño el cual presentó tamaños de 9 a 15 mm, como eje “b” el intermedio con valores desde 7 hasta 12 mm y como eje “c” el de menor tamaño con valores entre 4 y 10 mm.

La figura 7.2 muestra las distribuciones de tamaños de los ejes. Es posible observar que para el eje “b y c” las distribuciones mostraron un comportamiento normal pero

las distribuciones correspondientes al eje “a” se encontraron desplazadas hacia la izquierda. El tamaño que más veces se obtuvo en el eje “a” fue de 11 mm, en el eje “b” de 9 mm y en el eje “c” de 7 mm.



**Figura 7.2** Distribución de tamaños de ejes de partículas de tezontle.

El tezontle pasó a través del tamiz con apertura de 9.5 mm y ha sido retenido en el siguiente porque sus orificios son de 6.3 mm de apertura, dado que todo el material filtrante paso por el tamiz de 9.5 mm se considera este valor como el diámetro promedio.

Para determinar el área superficial específica expuesta para crecimiento de biomasa se consideraron las partículas de tezontle como elipsoides debido a que el tamaño de sus ejes “a, b y c” tienen diferente tamaño. Utilizando los tamaños de los 3 ejes medidos se determinó el área superficial de cada partícula de tezontle para las 5 muestras, se calculó el área superficial para cada muestra correspondiente a empacar 1 metro del reactor. El promedio resultado de 6.9 m<sup>2</sup>. El área superficial específica resultó de 390 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>. Los cálculos se muestran en el anexo 1.

Se realizaron pruebas físicas al material filtrante; los resultados obtenidos se presentan en la tabla 7.1.



La porosidad húmeda resultó de 47 % y corresponde al volumen del lecho empacado ocupado en el reactor.

Moore *et. al.* (1999) obtuvieron un valor de porosidad de 40% para un medio cilíndrico con diámetros entre 1.5 y 3 mm y alturas entre 3 y 7 mm, asimismo para el otro medio probado obtuvieron una porosidad de 44%, en este caso se trata de un medio irregular con diámetro promedio de 4.2 mm. Mann *et. al.* (1999) obtuvieron 42% para un medio plástico cilíndrico con alturas entre 4 y 6 mm y diámetros entre 2.3 y 2.7 mm. El valor obtenido en esta experimentación es parecido a pesar de que es de tamaño superior debido a que tiene poros en la superficie y es rugoso.

La diferencia entre la porosidad húmeda y la porosidad corresponde al volumen de los poros de la superficie del tezontle que es donde se desarrolló la biopelícula y corresponde a un volumen de 2.6 L.

El material filtrante es más denso que el agua. Esta información se utilizó para determinar la estrategia de retrolavado.

El número de piedras en el reactor corresponde a 29945 piedras de tezontle, al determinar la biomasa en un número conocido de partículas y conocer este dato se determinó la biomasa dentro del reactor.

**Tabla 7.1** Características físicas del material filtrante.

Características	Unidades	
Diámetro medio	mm	9.5
Área específica	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	390
Porosidad húmeda	%	47
Porosidad aparente	%	62
Densidad saturada	kg/m <sup>3</sup>	1762
Densidad húmeda	kg/m <sup>3</sup>	1403
Densidad seca	kg/m <sup>3</sup>	1446
Piedras en el reactor	pieza	29945

Las partículas de tezontle utilizadas son rugosas y no esféricas, Moore *et. al.* (1999) mencionan que el uso de materiales de este tipo reduce la pérdida de carga, aumenta la porosidad del medio y aumenta la eficiencia de retención de sólidos debido a que inducen cambios locales en la dirección del flujo, de manera que este tipo de partículas pueden lograr la misma retención de sólidos que partículas más pequeñas pero reduciendo los costos operativos ya que la frecuencia de retrolavado disminuye.

## 7.2 Operación del filtro

Para la puesta en marcha el BAF se alimentó agua residual sintética con una concentración de 250 mg/L de materia orgánica medida como DQO que corresponde a una carga orgánica superficial de 3.8 gDQO/m<sup>2</sup>·d.

Para inocular, el reactor se llenó de agua residual sintética con la concentración de materia orgánica antes mencionada, se suspendió la alimentación de agua residual y se agregó por la parte inferior del filtro medio litro de lodos de reactores SBR de la planta de tratamiento de aguas residuales de la facultad de Ciencias Políticas de la UNAM. El BAF se operó como reactor por lotes durante 1 día con un caudal de aire de 5 L/min, pasado este tiempo el filtro se operó con alimentación continua.

El caudal de alimentación se mantuvo constante durante toda la experimentación con un valor de 4.2 L/h permitiendo que el tiempo de retención hidráulico propuesto de 2 horas también se mantuviera constante. Para mantener la menor variación posible se medía el caudal de alimentación 3 veces por semana y de ser necesario se ajustaba el caudal de las bombas peristálticas.

La carga orgánica se modificó durante la experimentación. Es importante señalar que dichos cambios se efectuaron cambiando la concentración de materia orgánica y macronutrientes en el agua residual sintética para mantener el caudal de alimentación de agua residual constante y de esta forma no modificar el tiempo de retención hidráulico.

Para mantener condiciones aerobias en el sistema y garantizar concentraciones de oxígeno disuelto entre 4 y 5 mg/L, cantidad necesaria para garantizar la nitrificación el caudal de aire se mantuvo constante en 5 L/min. También es importante mencionar que el oxígeno no debe ser un reactivo limitante durante la experimentación ya que los parámetros cinéticos se determinan con solo 1 reactivo limitante que en este caso se refiere a la materia orgánica.

El retrolavado se realizó diariamente para mantener la biomasa homogénea debido a que esto es una consideración necesaria para el desarrollo y aplicación de modelos cinéticos en los sistemas biológicos.

La operación del filtro a diferentes cargas orgánicas tiene el objetivo de conocer cómo opera el filtro en diferentes escenarios para posteriormente usar estos datos y determinar los parámetros cinéticos del filtro y el desempeño del filtro en la remoción de contaminantes.

La temperatura se mantuvo en un rango de 20 a 22.5 grados Celsius alimentando al BAF agua residual sintética con temperatura controlada. Dicha variación fue considerada pequeña para afectar el rendimiento general del sistema y por lo tanto la determinación de los parámetros cinéticos.

## **Formación de la biopelícula**

La formación de la biopelícula se determinó por apreciación visual observando sobre la superficie del tezontle una capa gris que se encuentra también en el interior de los poros como se observa en la figura 7.3, que corresponde a piedras extraídas después del retrolavado sumergidas en agua para la condición de operación de 250 mg/L de DQO. También se realizó cuantificación de biomasa de la biopelícula en la etapa de estabilización mediante nitrógeno total Kjeldahl obteniendo 544 mg/L el día 11, 572 mg/L el día 18 y 617 mg/L el día 25 de operación del reactor; es decir la concentración de biomasa aumentó con el tiempo en la etapa de estabilización. Se determinó la concentración de biomasa en las piedras como nitrógeno total Kjeldahl debido a que no se podía separar de forma confiable del tezontle para cuantificar la biomasa mediante sólidos suspendidos totales que es como comúnmente se determina, sin embargo Metcalf & Eddy (2003) mencionan que también se puede cuantificar la biomasa mediante la medición de nitrógeno asociado al contenido de proteínas.



**Figura 7.3** Biopelícula formada sobre la superficie del tezontle.

### **7.2.1 Comportamiento de la demanda química de oxígeno**

En la figura 7.4 se presentan los valores de DQO total y disuelta correspondientes a la etapa de estabilización y para cada una de las condiciones de operación utilizadas. Se puede observar que la diferencia entre DQO total y disuelta en el influente es mínima y corresponde a microorganismos que se desarrollaron en el agua residual sintética antes de entrar al reactor a pesar de que el agua se mantuvo en refrigeración a 4°C para inhibir el crecimiento de microorganismos y que el recipiente que contenía el agua residual se lavaba con una solución de ácido sulfúrico al 10 % para eliminar microorganismos que se pudieran adherir a las paredes del recipiente.

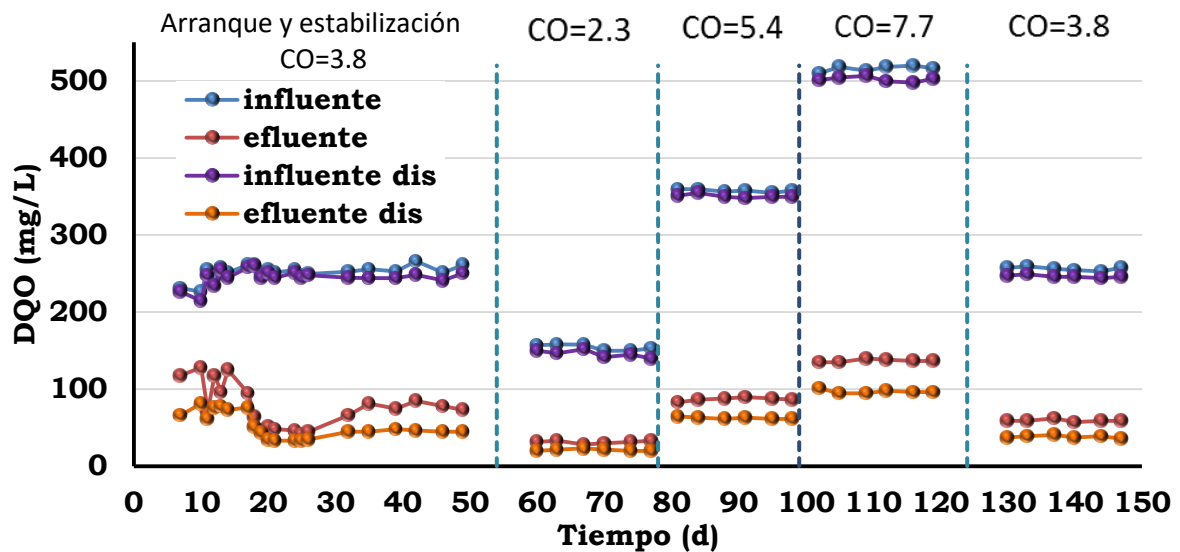
Con el acrónimo CO, en la parte superior de la figura 7.4 se indican los valores de carga orgánica superficial en cada etapa. La diferencia entre la DQO total y disuelta

del efluente es mayor al aumentar la carga orgánica y corresponde a microorganismos que se desprenden de la biopelícula.

En la misma figura (7.4) también se pueden apreciar unas líneas punteadas azules que indican los cambios de carga orgánica. Cada vez que se realizaba un cambio se permitía al sistema estabilizarse por cambio de concentración y no se realizaban análisis durante estos días.

En la etapa de estabilización se utilizó 250 mgDQO/L que corresponde a una carga orgánica superficial de 3.8 gDQO/m<sup>2</sup>·d y a una carga orgánica volumétrica de 1.5 kgDQO/m<sup>3</sup>·d.

Durante los primeros 6 días de operación no se realizaron determinaciones de los parámetros de seguimiento debido a que los tiempos de estabilización de los reactores biológicos son largos.



**Figura 7.4** Comportamiento de la DQO total y disuelta.

A partir del día 7 (figura 7.4) se realizó diariamente el análisis de DQO debido a que se utilizó como parámetro de estabilización. Un proceso se considera estable al tener 5 días de valores que no fueran diferentes entre ellos más del 5 % (Mann *et. al.*, 1997), lo cual se consiguió el día 26. El influente del filtro presentó una DQO disuelta en promedio de 249 mg/L la cual disminuyó en el efluente a 35 mg/L obteniéndose una remoción de 86 %. Para el caso de la DQO total se alimentó en promedio 253 mg/L obteniendo en el efluente 45 mg/L y una remoción de 82 %.

La determinación de todos los parámetros de seguimiento propuestos en la metodología en la tabla 6.3 se midieron a partir del día 32 con la frecuencia que se muestra en la tabla 6.2.

Entre los días 32 y 50 se obtuvieron valores de DQO disuelta en el efluente entre 45 y 48 mg/L con una remoción de 81 % en promedio. La remoción de DQO total corresponde a 70 % en promedio con valores en el efluente entre 66 y 85 mg/L.

A partir del día 54, que se consideró como el inicio de la primera condición de operación, se alimentó agua sintética con 150 mgDQO/L, lo que proporciona una carga orgánica superficial de 2.3 gDQO/m<sup>2</sup>·d y a una carga orgánica volumétrica de 0.9 kgDQO/m<sup>3</sup>·d. Se obtuvieron valores de DQO disuelta en el efluente entre 20 y 23 mg/L con una remoción de 86 % en promedio. Para el caso de DQO total se obtuvo una remoción de 80 % con valores en el efluente entre 28 y 33 mg/L.

Desde el día 78 se mantuvo una DQO de 350 mgDQO/L que corresponde a una carga orgánica superficial de 5.4 gDQO/m<sup>2</sup>·d y una carga orgánica volumétrica de 2.1 kgDQO/m<sup>3</sup>·d obteniendo 82 % de remoción para DQO disuelta con valores de DQO entre 61 y 65 mg/L en el efluente y 76 % de remoción para DQO total con valores en el efluente entre 83 y 90 mg/L.

El día 99 se cambió la DQO a 500 mg/L obteniendo una carga superficial de 7.7 gDQO/m<sup>2</sup>·d y una carga orgánica volumétrica de 3 kgDQO/m<sup>3</sup>·d. La remoción para DQO disuelta resultó de 81 % con valores en el efluente entre 95 y 101 mg/L y resultó de 74 % para DQO total con valores en el efluente entre 135 y 140 mg/L.

El día 124 se repitió tras haber concluido las otras concentraciones de materia orgánica propuestas la que se había considerado al inicio de la experimentación como la primera etapa de operación correspondiente a 250 mgDQO/L, debido a que se observó en los datos obtenidos para nitrógeno amoniacal que no eran estables y una tendencia de disminución en la concentración del efluente, además al comparar las remociones con una carga mayor, la remoción para esta etapa era menor, lo cual no es congruente con la literatura. Aunque el filtro se consideró estable en la remoción de materia orgánica, no se encontraba estable para la remoción de nitrógeno amoniacal. Dado que los parámetros cinéticos deben determinarse en condiciones estables, se decidió que los datos recolectados entre los días 32 y 50 se consideraran como parte de la estabilización del reactor y los datos recolectados después del día 50 para cada carga orgánica utilizada fueron los que se utilizaron para determinar los parámetros cinéticos del proceso.

Para 250 mgDQO/L se obtuvo una remoción de DQO total de 77 % con valores en el efluente entre 57 y 62 mg/L y de 84 % de remoción para DQO disuelta con valores entre 37 y 41 mg/L en el efluente. Los valores obtenidos en esta etapa son los que se utilizaron para el cálculo de los parámetros cinéticos y los primeros valores obtenidos para esta concentración de materia orgánica se consideraron como estabilización del filtro.

Para DQO total y disuelta la remoción aumenta al disminuir la carga orgánica como se observa en la tabla 7.2, en la cual, además, se muestran los valores obtenidos en

el influente y efluente para DQO total y disuelta. Los valores promedio obtenidos se utilizaron para la determinación de los parámetros cinéticos del proceso. La remoción de DQO disuelta que se obtuvo va desde 81 % hasta 86 % y resultó mayor que la remoción de DQO total, para la cual el rango obtenido va de 74 % a 80 %.

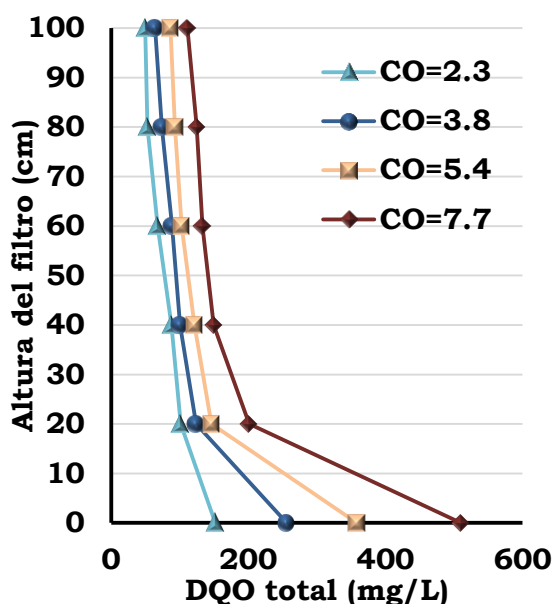
**Tabla 7.2** Valores promedio en el influente, efluente y remoción para DQO disuelta y total.

Carga orgánica (gDQO/m <sup>2</sup> ·d)	DQO disuelta			DQO total		
	Influente (mg/L)	Efluente (mg/L)	Remoción (%)	Influente (mg/L)	Efluente (mg/L)	Remoción (%)
2.3	146	21	86	154	31	80
3.8	246	38	84	256	59	77
5.4	351	62	82	358	87	76
7.7	502	97	81	516	137	74

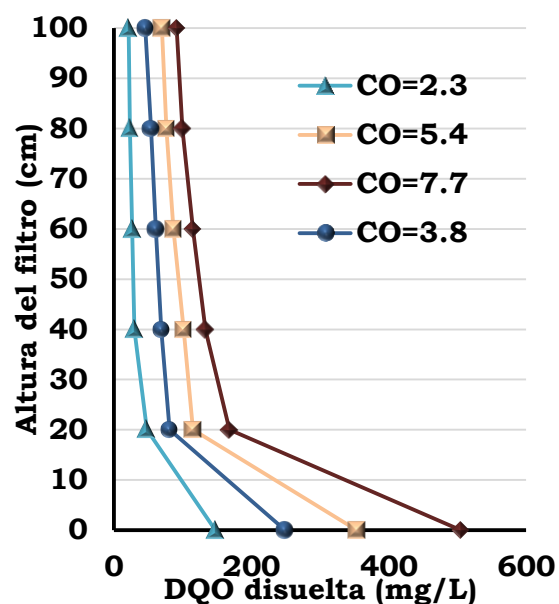
Los siguientes autores utilizaron como medio filtrante tezontle en un BAF a escala real y obtuvieron las siguientes remociones de DQO, Valdivia en 1998 utilizó un tamaño de partícula de 19.1 mm y un área superficial específica de 183 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, obteniendo remociones de materia orgánica de 80 %. Millán en 2005 utilizó material de empaque de 6 mm y área superficial específica de 390 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, obteniendo remociones de 81 % de materia orgánica con una carga orgánica de 0.8 kgDQO/m<sup>2</sup>·d. Piña en 2007 utilizó material de empaque de 8 mm de diámetro y área específica de 391 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, utilizando una carga orgánica superficial de 24 gDQO/m<sup>2</sup>·d en promedio obteniendo remociones de 87 % de DQO. Domínguez en 2012, con una carga orgánica de 1.1 kgDBO/m<sup>3</sup>·d para partículas de 4.75 mm, alcanzó una remoción de DQO de 94 %, para partículas de 9.5 mm alcanzó una remoción de DQO de 90 %. En todos los casos las remociones fueron mayores o iguales a la máxima remoción obtenida en esta investigación para DQO total debido a que se utilizaron filtros a escala real donde la profundidad del lecho y el diámetro son mayores.

Se realizaron 3 perfiles de DQO para cada carga orgánica. Sin embargo, para fines comparativos, solo se muestra el último perfil de cada etapa, en el anexo 1 se pueden consultar todas las curvas. En la figura 7.5 se observan los perfiles obtenidos para DQO total y se puede apreciar que, conforme el agua residual sintética avanzó a través de la altura del filtro, el valor de DQO total disminuye debido a que el material filtrante retiene materia orgánica particulada que en este caso corresponde a microorganismos que se desprenden de la biopelícula. En los perfiles se mantiene la misma pendiente entre puntos de muestreo a partir de los 20 cm excepto en el perfil de DQO de 500 mg/L donde la pendiente es mayor que para las otras condiciones de operación entre los 20 y 40 cm de altura.

Al observar los perfiles correspondientes a DQO total aparentemente la mayor remoción de materia orgánica se obtiene en los primeros 20 cm, sin embargo en los perfiles de DQO disuelta se aprecia que la diferencia entre los valores en los diferentes puntos de muestreo, a diferentes profundidades, es mínima, lo cual denota un comportamiento hidráulico como reactor de mezcla completa, es decir, la aparente remoción de los primeros 20 cm es en realidad la remoción total que se logra en tratamiento.



**Figura 7.5** Perfil de DQO total bajo diferentes condiciones de operación.



**Figura 7.6** Perfil de DQO disuelta bajo diferentes condiciones de operación.

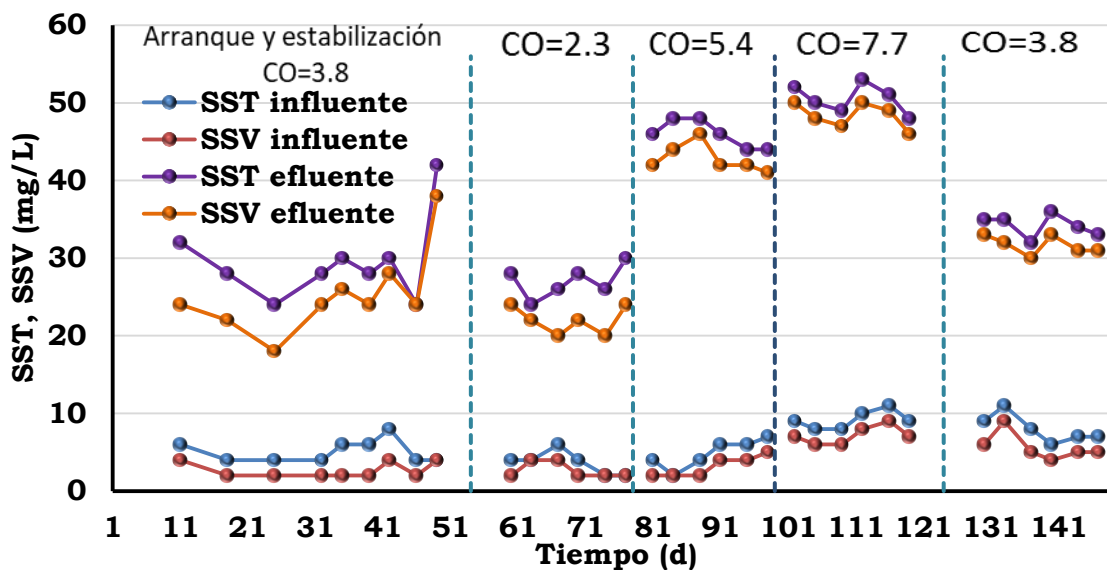
### 7.2.2 Comportamiento de los sólidos suspendidos totales y volátiles

En la figura 7.7 se observa, en la etapa de estabilización del reactor, una tendencia de disminución de sólidos suspendidos totales (SST) y sólidos suspendidos volátiles (SSV) debido a que los microorganismos se desprendían del medio filtrante al no haber una biopelícula estable.

A partir del día 49 se cambió la estrategia de toma de muestra debido a que al analizar los perfiles obtenidos en la etapa de estabilización se notó que el último punto no seguía la tendencia y que en los últimos 20 cm el porcentaje de remoción era mayor.

Se utilizaba un bote conectado al efluente y que en el otro extremo tenía una manguera que dirigía el efluente al drenaje permitiendo que se acumulara un volumen de efluente en el cual se sumergía la manguera de toma de muestra, sin embargo los sólidos sedimentaban y la muestra no era representativa. Se cambió la forma de tomar la muestra, se utilizó una manguera de toma de muestra de un octavo de pulgada de diámetro conectada a una bomba peristáltica insertada en la manguera de efluente de media pulgada. La manguera más pequeña tenía un corte transversal y se colocó

en dirección opuesta a la salida del flujo del efluente y se mantenía sumergida en una zona inundada. Se obtuvieron entre 12 y 14 mg/L más de SST con esta forma de toma de muestra.



**Figura 7.7** Comportamiento de los SST y SSV con respecto a los días de experimentación.

Durante el periodo experimental las concentraciones de SST presentes en el agua residual alimentada al reactor se mantuvieron entre 4 y 9 mg/L a pesar de que los reactivos utilizados para la preparación de agua residual sintética son todos solubles y que el agua residual se mantuvo refrigerada para disminuir el crecimiento de microorganismos.

Como se muestra en la figura 7.7, la concentración de SST en el efluente tuvo variaciones entre 24 y 30 para 2.3 gDQO/m<sup>2</sup>d de carga orgánica, entre 32 y 36 para la carga orgánica de 3.8 gDQO/m<sup>2</sup>d, entre 44 y 48 para la carga orgánica de 5.4 gDQO/m<sup>2</sup>d, de 48 y 53 para 7.7 gDQO/m<sup>2</sup>d de carga orgánica. Los SST en el efluente aumentan cuando aumenta la carga orgánica debido a que al haber disponible más sustrato la producción de microorganismos aumenta y el desprendimiento de la biopelícula es mayor.

En la tabla 7.3 se muestran los valores promedio de SST y SSV en influente y efluente. Para la carga orgánica de 2.3 y 5.4 gDQO/m<sup>2</sup>·d en el influente la concentración de SSV medida fue menor al límite inferior de detección del método utilizado y se colocó como resultado el límite inferior de la técnica.



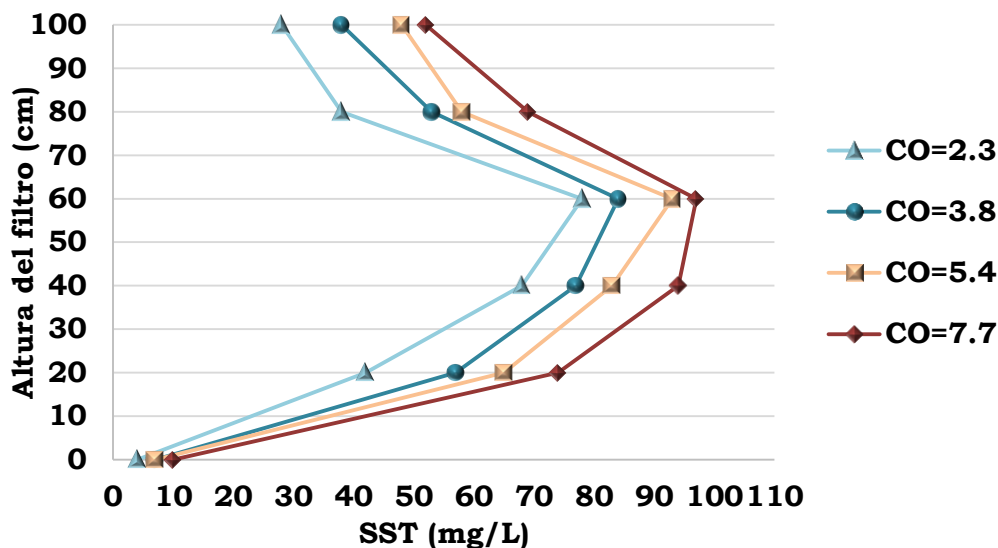
**Tabla 7.3** Valores promedio de SST y SSV.

Carga orgánica (gDQO/m <sup>2</sup> ·d)	Influyente (mg SST/L)	Efluente (mg SST/L)	Influyente (mg SSV/L)	Efluente (mg SSV/L)
2.3	4	27	4	22
3.8	7	34	5	32
5.4	5	46	4	43
7.7	9	51	7	49

En el caso de los SST no se puede hablar de remoción debido a que en el influente no había como sucede en las aguas residuales municipales, sin embargo para BAF se han reportado remociones de hasta 90% (Moore *et. al.*, 1999).

La diferencia entre SST y SSV que corresponde a los SSF se deben al polvo de tezontle que se desprende de las piedras por el desgaste causado durante el golpeteo entre piedra y piedra que se produce al ejecutarse el retrolavado. En el caso del efluente la diferencia entre SST y SSV fue de máximo 5 mg/L para la carga orgánica más baja y de mínimo 2 mg/L para la carga orgánica de 3.8 gDQO/m<sup>2</sup>·d.

En los perfiles presentados en la figura 7.8 se observa el mismo comportamiento que para las muestras compuestas; para fines comparativos solo se muestra la curva de la última medición de un total de tres, las demás curvas se pueden consultar en el anexo 1. El valor más bajo de SST y de SSV en el efluente se obtuvo con la carga orgánica más baja. Se observa un incremento en los SST hasta los 60 cm de altura del filtro y después disminuyen hasta alcanzar el valor correspondiente para el efluente, la mayor disminución se obtiene entre los 60 y 80 cm de altura del filtro para todas las condiciones de operación.



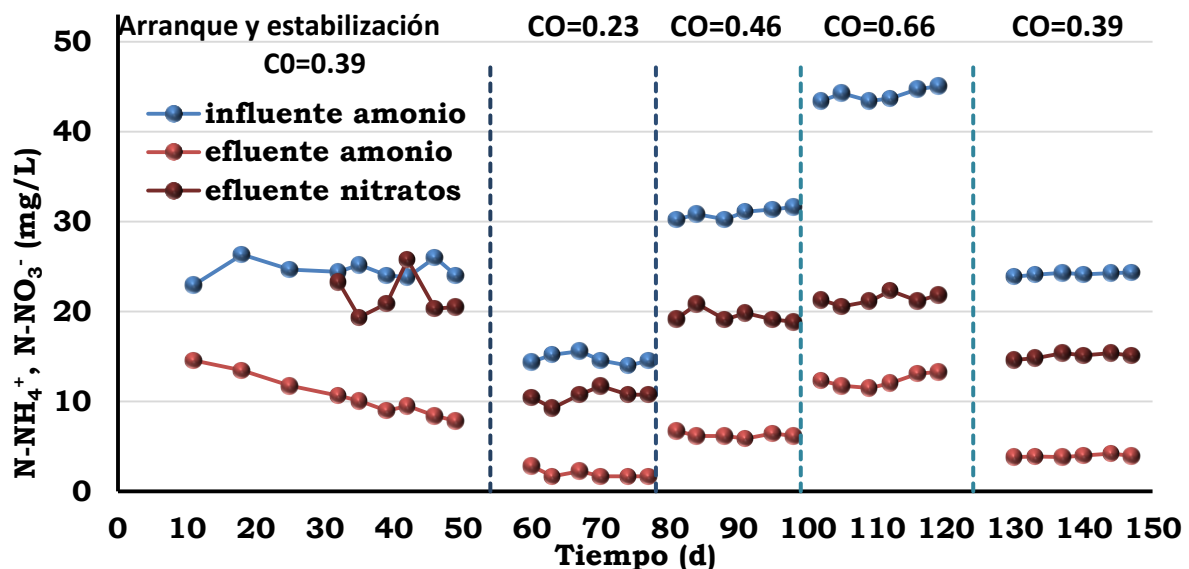
**Figura 7.8** Perfil de SST bajo diferentes condiciones de operación.

En promedio se produjeron 2.3 g/d de SST para una carga orgánica de 2.3 gDQO/m<sup>2</sup>d, 2.7 g/d para 3.8 gDQO/m<sup>2</sup>d, 4.1 g/d para 5.4 gDQO/m<sup>2</sup>d y 4.3 g/d para 7.7 gDQO/m<sup>2</sup>d.

### 7.2.3 Comportamiento del nitrógeno amoniacal y nitratos

En la etapa de estabilización se alimentó 25 mg/L de nitrógeno amoniacal que corresponde a una carga orgánica superficial de 0.39 gN-NH<sub>4</sub>/m<sup>2</sup>·d y 0.15 kgN-NH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>·d como carga orgánica volumétrica. En la figura 7.9 se observa que en esta etapa la concentración de nitrógeno amoniacal en el efluente disminuyó con el tiempo aumentando la remoción de 35 % a 67 % para el final de esta etapa.

El agua residual sintética que se alimentó al reactor no contiene nitratos por lo cual no se representan nitratos en el influente en la figura 7.9. En promedio la concentración de nitrógeno de nitratos en la etapa de estabilización en el efluente es de 22 mg/L, la concentración de nitrógeno amoniacal en el influente es de 25 mg/L y en el efluente de 10 mg/L. La diferencia entre el influente y efluente de nitrógeno amoniacal fue de 15, por lo cual el máximo valor que se debería detectar en forma de nitrógeno de nitrato es de 10 mg/L, sin embargo se detectaron 22 en promedio. Durante esta etapa se cometió un error al realizar el análisis de nitratos al que se le atribuye la inconsistencia de datos obtenidos. Se realizó una medición con el error y sin el error en la ejecución del método y los resultados fueron 51 % mayores al cometer el error.



**Figura 7.9** Comportamiento de nitrógeno amoniacal y de nitratos con respecto a los días de experimentación.

Es importante recordar que la que se había considerado al principio como primera etapa empezaba el día 32 debido a que se había determinado el reactor estable en la

remoción de materia orgánica. Sin embargo, se observó una tendencia de disminuir el valor de nitrógeno amoniacal en el efluente y se decidió repetir esta etapa (carga orgánica de 3.8 gDQO/m<sup>2</sup>d) después de concluir las demás cargas orgánicas para corroborar estos resultados. Otra de las razones porque se repitió esta carga orgánica fue que la remoción de nitrógeno amoniacal para una carga de 5.4 gDQO/m<sup>2</sup>d fue un valor superior al obtenido en esta condición (carga orgánica de 3.8 gDQO/m<sup>2</sup>d) es decir con una carga orgánica menor debido posiblemente a que en el momento de estas mediciones aunque el reactor fuera estable para bacterias heterótrofas no lo era para bacterias autótrofas.

Del día 54 al 78 se alimentó 15 mg/L de nitrógeno amoniacal que corresponde a una carga orgánica superficial de 0.23 gN-NH<sub>4</sub>/m<sup>2</sup>·d y 0.09 kgN-NH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>·d como carga orgánica volumétrica. Se obtuvo una remoción promedio de nitrógeno amoniacal de 87 % con un efluente menor al límite inferior de detección del método utilizado que corresponde a 5 mg/L. La concentración promedio de nitrógeno de nitratos que se obtuvo en el efluente fue de 11 mg/L.

Del día 79 al 99 el agua residual sintética contenía 31 mg/L de nitrógeno amoniacal obteniendo una carga orgánica superficial de 0.46 gN-NH<sub>4</sub>/m<sup>2</sup>·d y 0.18 kgN-NH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>·d como carga orgánica volumétrica. Se obtuvo una remoción promedio de 80 %. En el efluente se obtuvieron 6 mg/L de nitrógeno amoniacal y 19 mg/L de nitrógeno de nitratos en promedio.

Del día 100 al 124 se alimentó 43 mg/L de nitrógeno amoniacal que corresponde a una carga orgánica superficial de 0.66 gN-NH<sub>4</sub>/m<sup>2</sup>·d y 0.26 kgN-NH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>·d como carga orgánica volumétrica. La remoción de nitrógeno de amonio fue de 72 % logrando un efluente con 12 mg/L de nitrógeno amoniacal y 21 mg/L de nitrógeno de nitratos.

Del día 125 al 150 se alimentó 25 mg/L de amonio que corresponde a una carga orgánica superficial de 0.39 gN-NH<sub>4</sub>/m<sup>2</sup>·d y 0.15 kgN-NH<sub>4</sub>/m<sup>3</sup>·d como carga orgánica volumétrica. Se obtuvo una remoción promedio de amonio de 84 % con un efluente menor al rango de detección del método utilizado que es de 5 mg/L. la concentración promedio de nitrógeno de nitratos que se obtuvo en el efluente fue de 15 mg/L.

En la tabla 7.4 se puede observar que la remoción aumenta al disminuir la carga de nitrógeno amoniacal, de igual forma que para la DQO, y se remueve de manera inversa con la carga orgánica desde 72 % hasta 87 %. También se presentan en esta tabla los valores promedio de influente y efluente de nitrógeno amoniacal así como los valores promedio correspondientes a nitrógeno de nitratos del efluente.

Farabegoli *et. al.* (2009) removieron el 97 % de nitrógeno amoniacal utilizando un caudal de aireación de 5 L/min, una carga orgánica de 1.6 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, con un medio filtrante de diámetro entre 4 y 8 mm. La carga orgánica más cercana utilizada en esta experimentación corresponde a la etapa de operación de 250 mgDQO/L, donde se obtuvo 84 % de remoción de nitrógeno amoniacal, utilizando la misma

aireación sin embargo al ser el tamaño del medio más pequeño el área superficial es mayor ( $1430 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ) y se favorece la nitrificación.

**Tabla 7.4** Valores promedio de nitrógeno amoniacal y de nitrógeno de nitratos.

Carga orgánica (g N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> /m <sup>2</sup> ·d)	Influyente (mg N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> /L)	Efluente (mg N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> /L)	Remoción (%)	Efluente (mg N-NO <sub>3</sub> /L)
0.23	15	5	87	11
0.39	24	5	84	15
0.46	31	6	80	19
0.66	44	12	72	21

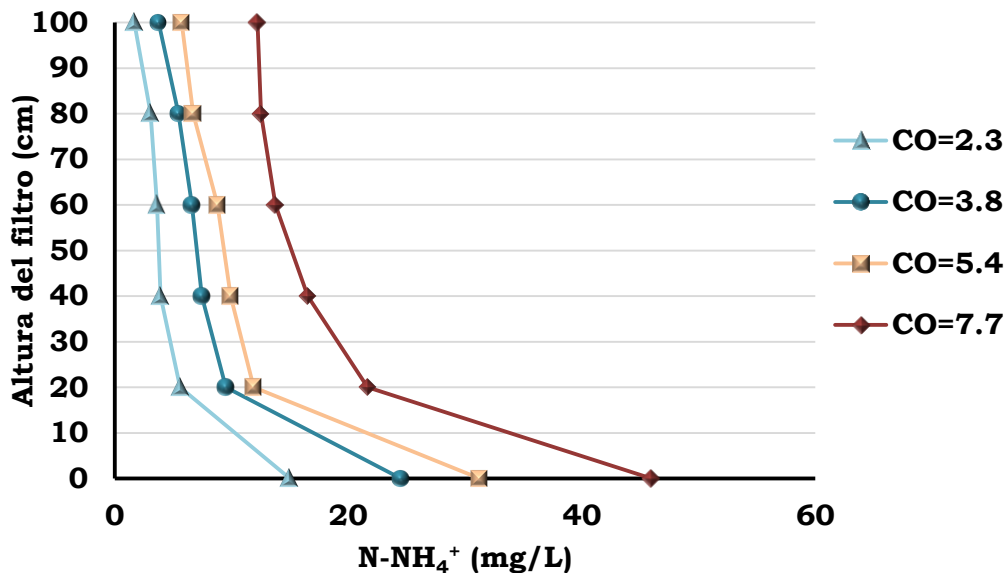
Se alimenta aire al reactor para mantener condiciones aerobias y permitir que se lleve a cabo la nitrificación pero también dado que el medio filtrante es poroso es posible que existan zonas anaerobias en el fondo de los poros permitiendo que se lleve a cabo la desnitrificación parcial. Si no existiera desnitrificación en el proceso y consumo anabólico de nitrógeno por la biomasa la concentración de nitrógeno de nitratos en el efluente debería ser igual a la diferencia de nitrógeno amoniacal del influente y efluente y para todas las condiciones de operación esto no sucede, lo que sugiere que se llevó a cabo desnitrificación en el proceso y se tuvo liberación de nitrógeno gaseoso. En el caso de la carga orgánica  $0.23 \text{ g N-NH}_4^+/\text{m}^2\cdot\text{d}$ , la diferencia entre la concentración del influente y efluente de nitrógeno amoniacal es  $10 \text{ mg/L}$  y la concentración de efluente de nitrógeno de nitratos es  $11$ , es decir mayor, sin embargo el valor del efluente de nitrógeno amoniacal reportado corresponde al límite inferior de detección del método, por lo cual el valor puede ser menor.

Para la carga  $0.39 \text{ g N-NH}_4^+/\text{m}^2\cdot\text{d}$  la diferencia de concentración de nitrógeno amoniacal es de  $19 \text{ mg/L}$  y el valor de efluente para nitrógeno de nitratos es de  $15 \text{ mg/L}$ .  $4 \text{ mg/L}$  se pueden atribuir a la desnitrificación. Para la carga  $0.46 \text{ g N-NH}_4^+/\text{m}^2\cdot\text{d}$  la diferencia de concentración de nitrógeno amoniacal es de  $25 \text{ mg/L}$  con un valor de efluente para nitrógeno de nitratos de  $19 \text{ mg/L}$ , resultando una diferencia de  $6 \text{ mg/L}$  que se pueden atribuir a la desnitrificación. En cuanto a la carga de  $0.66 \text{ g N-NH}_4^+/\text{m}^2\cdot\text{d}$  la diferencia de concentración de nitrógeno amoniacal es de  $32 \text{ mg/L}$  y el valor de efluente para nitrógeno de nitratos es de  $21 \text{ mg/L}$ , obteniendo la mayor diferencia con un valor de  $11 \text{ mg/L}$  los cuales se pueden atribuir a la desnitrificación.

Para obtener una mayor remoción de nitratos Wang *et. al.* (2015) propone agregar una etapa de pre-desnitrificación donde se mantiene un ambiente anóxico, recirculando el agua del BAF, permitiendo que los nitratos producto de la nitrificación se liberen en forma de nitrógeno gaseoso.

En la figura 7.10 se observan los perfiles que se obtuvieron para nitrógeno amoniacal para cada una de las cargas orgánicas utilizadas, las curvas que se muestran corresponden a la última medición realizada de un total de 3, todas las demás curvas

se muestran el anexo 1. Se puede apreciar un decrecimiento de la concentración de nitrógeno amoniacal conforme se avanza en la altura del filtro. La pendiente entre cada punto de muestreo es similar con excepción del punto entre 20 y 40 cm para la mayor carga orgánica utilizada.



**Figura 7.10** Perfil de nitrógeno amoniacal para diferentes cargas orgánicas superficiales.

La menor concentración de nitrógeno amoniacal en el efluente se obtiene con la carga orgánica más baja debido a que se favorece la nitrificación. A altas concentraciones de material carbonoso la rápida tasa de crecimiento de microorganismos heterótrofos da como resultado un crecimiento limitado de bacterias autótrofas (Nogueira *et al.*, 2002).

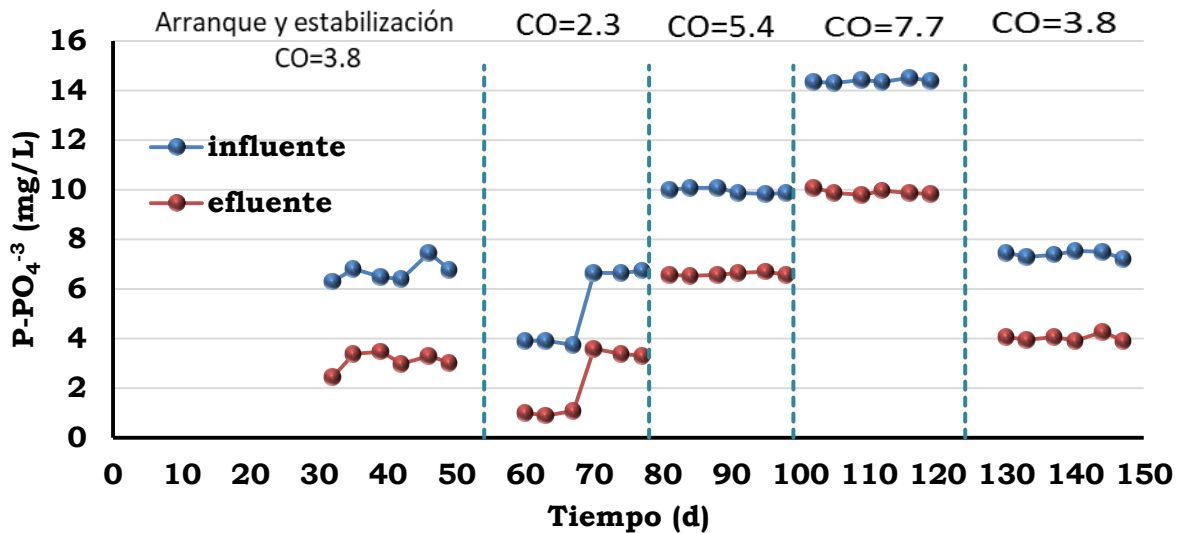
#### 7.2.4 Comportamiento de ortofosfatos

El fósforo es esencial para el crecimiento de los organismos (APHA, 1999). En esta investigación se determinaron los fosfatos solubles que corresponden a los ortofosfatos en muestras compuestas del influente y efluente.

En la estabilización se alimentó en promedio 7 mg/L de fósforo de ortofosfatos obteniendo 3 mg/L en el efluente logrando una remoción de 49 %. En la figura 7.11 se observa que en esta etapa se obtuvo mayor variación en las concentraciones medidas.

Para la operación con la carga orgánica más baja ( día 54 a 78) se alimentó durante la mitad del tiempo 4 mg/L de fósforo de ortofosfatos que posteriormente se aumentó a 7 mg/L debido a que la concentración correspondiente al efluente resultó menor al límite inferior de detección del método utilizado que corresponde a 2 mg/L. Esta concentración se consideró baja y se aumentó para limitar este nutriente a los

microorganismos. Con la segunda concentración de influente utilizada se obtuvo 49 % de remoción de ortofosfatos.



**Figura 7.11** Comportamiento de fósforo de ortofosfatos con respecto a los días de experimentación.

La concentración en el influente del día 79 al 99 correspondió a 10 mg/L de fósforo de ortofosfatos obteniendo una remoción de 34 % con un efluente de 7 mg/L de fósforo de ortofosfatos.

Del día 100 al 124 se alimentó 14 mg/L de fósforo de ortofosfatos obteniendo un efluente de 10 mg/L que corresponde a una remoción de 31 %.

Del día 125 al 150 se alimentó 7 mg/L de fósforo de ortofosfatos obteniendo un efluente de 4 mg/L que corresponde a una remoción de 46 % de ortofosfatos.

En la tabla 7.5 se observa que la remoción de ortofosfatos aumenta cuando disminuye la carga orgánica, asimismo se muestran los valores promedio de influente y efluente de fósforo de ortofosfatos.

**Tabla 7.5** Valores promedio de remoción, influente y efluente de fósforo de ortofosfatos.

Carga orgánica (gDQO/m <sup>2</sup> ·d)	Influente (mgP-PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup> /L)	Efluente (mgP-PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup> /L)	Remoción (%)
2.3	7	3	49
3.8	7	4	46
5.4	10	7	34
7.7	14	10	31

Dado que el sistema es un reactor aerobio la remoción de fósforo se debe al uso de fósforo por bacterias aerobias como nutriente (Metcalf & Eddy, 2003).

### 7.2.5 Tiempo de retención celular

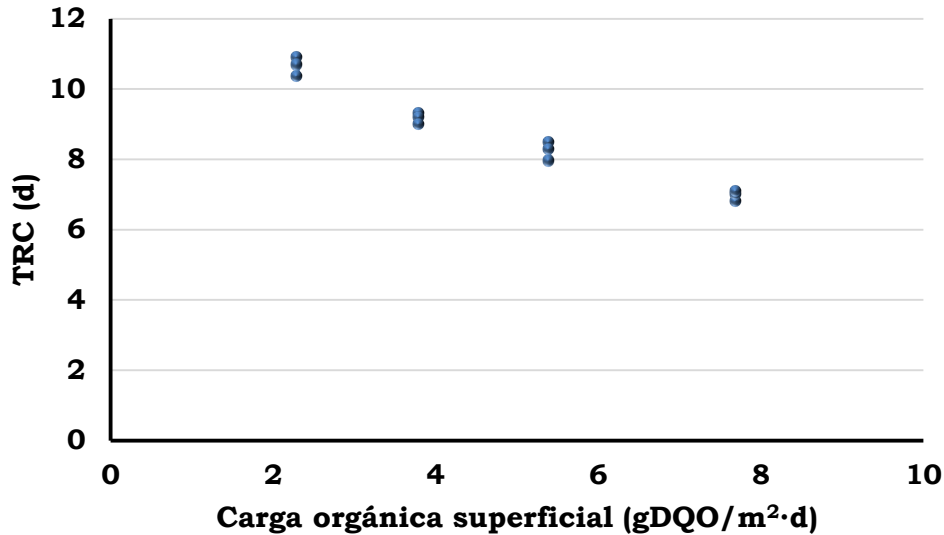
Para evitar la colmatación del medio filtrante y propiciar la distribución homogénea de las especies microbianas a lo largo del filtro el retrolavado del filtro se realizó diario y una vez a la semana se recolectó el agua de retrolavado para determinar nitrógeno Kjeldahl.

Para determinar el tiempo de retención celular de la biomasa en el reactor se hicieron determinaciones de Nitrógeno Kjeldahl (NK) del tezontle cubierto de biopelícula, en el efluente y en el agua de retrolavado para realizar un balance de masa de biomasa, donde el Nitrogeno Kjeldahl del efluente y agua de retrolavado representan la biomasa que sale del reactor y el determinado en el tezontle representa la biomasa que permanece en el reactor. Se realizaron 3 mediciones para cada concentración de materia orgánica utilizada, se utilizó la ecuación 6.1 para calcular el TRC y el valor promedio se utilizó para la determinación de los parámetros cinéticos, los resultados se muestran en la tabla 7.6.

**Tabla 7.6** Calculo de TRC para las diferentes concentraciones de materia orgánica utilizada.

DQO (mg/L)	NK piedras (mg/d)	NK efluente (mg/d)	NK agua de retrolavado (mg/d)	TRC (d)	TRC promedio
150	15322	500	903	10.9	10.7
150	14143	484	879	10.4	
150	14438	417	933	10.7	
250	22689	784	1643	9.3	9.2
250	22492	801	1657	9.2	
250	22591	751	1757	9.0	
350	29761	917	2818	8.0	8.3
350	30448	884	2700	8.5	
350	29466	834	2695	8.3	
500	30448	1084	4427	6.8	6.9
500	38306	1134	4347	7.0	
500	40762	1101	4675	7.1	

En la figura 7.12 se observan 3 valores de TRC para cada carga orgánica utilizada. El TRC disminuye al aumentar la carga orgánica debido a que aumenta la concentración de sustrato disponible y la regeneración de la biopelícula es mayor disminuyendo el tiempo de permanencia de los microorganismos en el sistema.



**Figura 7.12** Tiempo de retención celular para diferentes cargas orgánicas superficiales.

Para la carga orgánica superficial más baja se obtuvo en promedio un TRC de 10.7 días, para la carga orgánica correspondiente a 3.8 gDQO/m<sup>2</sup>·d se obtuvo 9.2 días, para la carga orgánica de 5.4 gDQO/m<sup>2</sup>·d se obtuvo en promedio 8.3 días y para la carga orgánica de 7.7 gDQO/m<sup>2</sup>·d se obtuvo 7.0 días.

El tiempo de retención celular (TRC) representa el tiempo promedio que la biomasa permanece dentro del reactor. Si se desea solo remoción de materia orgánica el TRC será menor que cuando se desea remoción simultánea de materia orgánica y remoción de nitrógeno amoniacal (Metcalf & Eddy, 2003).

El TRC es el parámetro operacional principal para maximizar la actividad y velocidad de crecimiento de los microorganismos controlando la concentración de biomasa y la edad de los lodos mediante retrolavados periódicos (Lee *et. al.*, 2006). En esta investigación se realizó diario a la misma hora el retrolavado para mantener estable la concentración de biomasa para cada carga orgánica utilizada y evitar la estratificación de microorganismos.

Lee *et. al.* (2006) reporta un valor de TRC de 6.2 días para un BAF con una carga orgánica de 1.9 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, un tamaño de partícula de 3.8 mm con un área superficial específica de 1300 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, realizando retrolavado diario. La carga volumétrica más cercana utilizada en esta investigación corresponde a 2.1 kgDQO/m<sup>3</sup>·d que es equivalente a la carga orgánica superficial de 5.4 gDQO/m<sup>2</sup>·d, para la cual se obtuvo un valor promedio de TRC de 8.3 días.

Cobos-Becerra (2013) reporta un valor de TRC de 6.3 días para una carga orgánica de 2.9 kgDQO/m<sup>3</sup>·d y de 5.8 días para una carga orgánica de 3.2 kgDQO/m<sup>3</sup>·d, para un BAF utilizando un tamaño de partícula de 4.7 mm de diámetro con un área



superficial específica de  $1952 \text{ m}^2/\text{m}^3$ , realizando retrolavado diario. En esta investigación se trabajó con una carga orgánica volumétrica de  $3 \text{ kgDQO}/\text{m}^3\cdot\text{d}$  equivalente a  $7.7 \text{ gDQO}/\text{m}^2\cdot\text{d}$  de carga orgánica superficial obteniendo un valor de TRC de 6.9 días.

Metcalf & Eddy (2003) reporta para lodos activados un valor de TRC de entre 1 y 2 días para remoción de materia orgánica soluble en agua residual, mientras que para obtener nitrificación completa reporta un rango entre 3 y 18 días. En esta investigación se llevó a cabo la nitrificación y todos los valores obtenidos de TRC se encuentran dentro del rango reportado.

### **7.3 Determinación de parámetros cinéticos**

#### **7.3.1 Pruebas de trazado**

Para visualizar el funcionamiento de un reactor desde el punto de vista hidráulico se puede utilizar una sustancia trazadora que pueda ser aplicada en la entrada del reactor y que simultáneamente se comience a registrar la concentración del trazador a la salida del reactor. La aplicación del trazador puede hacerse en forma continua o instantánea. Para el análisis de las curvas de trazado obtenidas se pueden utilizar modelos matemáticos como el modelo de Wolf y Resnick y el modelo de Dispersión Axial (Pérez, 1992).

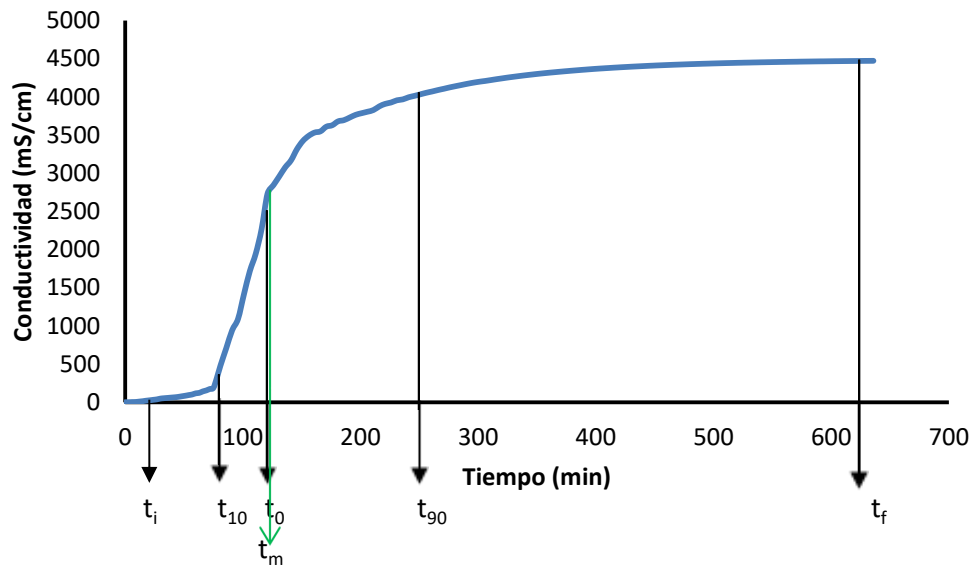
Estas pruebas tuvieron como objetivo la evaluación del comportamiento hidráulico del filtro biológico. Se realizaron con la biopelícula ya establecida en dos modalidades, la primera se realizó con aireación, la segunda modalidad correspondió a realizar la prueba sin aireación para determinar cómo afecta el ingreso de aire al comportamiento hidráulico del BAF.

La sustancia que se utilizó como trazador fue el ion cloruro obtenido de una solución de cloruro de sodio debido a que es de fácil obtención y bajo costo. La determinación a la salida del reactor es rápida y fácilmente medida a través de la conductividad, no reacciona con los compuestos que existen en el agua y no se requiere utilizar equipo y personal especializados (Pérez, 1992).

La alimentación del trazador fue de forma continua. Se alimentó al BAF el trazador durante todo el tiempo que duró la prueba. Se midió la conductividad en el efluente del filtro desde que se alimentó el trazador y después cada 3 minutos hasta que concluyó la prueba.

Las pruebas de trazado se realizaron durante 4 horas que corresponden a 2 tiempos de retención hidráulico debido a que la variación en el valor de conductividad en el efluente era pequeña. Las curvas se extrapolaron para obtener el valor máximo de conductividad donde se encuentra la asíntota para calcular los valores correspondientes al modelo de Wolf y Resnick y al modelo de Dispersión Axial.

En la figura 7.13 se muestra la curva obtenida en la prueba de trazado sin aireación y los valores correspondientes al tiempo en el que se detecta el trazador en el efluente ( $t_i$ ), tiempo en que sale el 10 % del trazador del reactor ( $t_{10}$ ), tiempo de retención hidráulico teórico ( $t_0$ ), tiempo medio de retención hidráulico ( $t_m$ ), tiempo en que sale el 90 % del trazador del reactor ( $t_{90}$ ) y el tiempo que tarda en salir todo el trazador del reactor ( $t_f$ ). Se observa que el tiempo de retención hidráulico teórico y el tiempo medio de retención hidráulico son similares y que el último 10 % del trazador tarda mucho tiempo en salir del reactor.

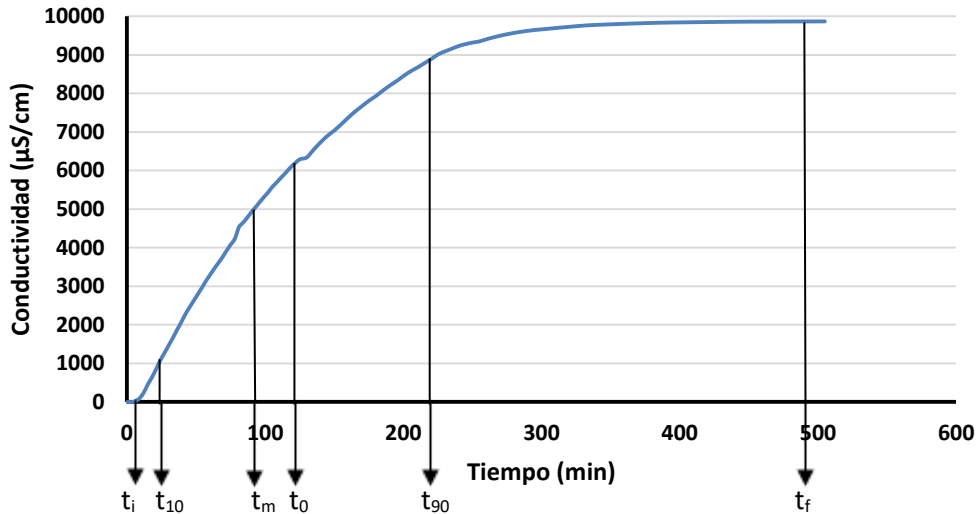


**Figura 7.13** Conductividad medida en el efluente del filtro biológico sin aireación.

En la figura 7.14 se muestra la curva obtenida en la prueba de trazado con aireación y los parámetros de tiempo. En este caso el tiempo medio de retención hidráulico es diferente del teórico con 30 minutos menor. De manera similar que en la figura 7.13 el último 10 % del trazador es el que toma más tiempo en salir del reactor.

Los parámetros mencionados anteriormente ( $t_i$ ,  $t_{10}$ ,  $t_0$ ,  $t_m$ ,  $t_{90}$ ,  $t_f$ ) se utilizaron para realizar un análisis del flujo del reactor con y sin aireación al obtener las relaciones que se indican a continuación (Pérez, 1992):

La relación  $t_i/t_0$  resultó de 0.25 para la prueba sin aireación y de 0.05 para la prueba con aireación. Si el valor de la relación es menor a 0.30 puede significar que existe paso directo del trazador entre la entrada y la salida es decir que existe un cortocircuito hidráulico en el reactor. Dado que para ambas pruebas el valor de la relación es menor a 0.30 en ambos casos se tienen cortocircuitos en el reactor.



**Figura 7.14** Conductividad medida en el efluente del filtro biológico con aireación.

La relación  $t_m/t_0$  resultó de 0.96 para la prueba sin aireación y de 0.75 para la prueba con aireación. Si la relación es menor a la unidad existen cortocircuitos hidráulicos. Si es mayor, hay errores experimentales o existen zonas donde el trazador ha quedado retenido por un cierto tiempo (espacios muertos) para luego salir lentamente. Dado que para ambas pruebas el valor de la relación es menor a 1 en ambos casos se tienen cortocircuitos en el reactor.

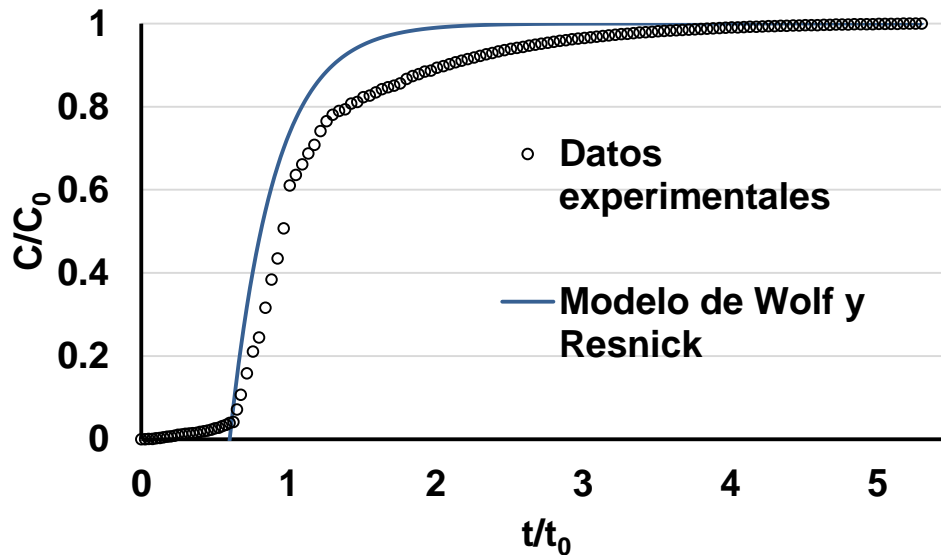
Índice de Morrill=  $t_{90}/t_{10}$  resultó de 3.1 para la prueba sin aireación y de 9.1 para la prueba con aireación. Si todo el flujo fuera de pistón el índice de Morrill sería 1. La dispersión es mayor en el reactor cuando se alimenta aire.

### Modelo de Wolf y Resnick

Para evaluar el comportamiento hidráulico combinado entre flujo pistón y completamente mezclado considerando la influencia de zonas de volumen muerto, las curvas de trazador se ajustaron usando el Modelo de Wolf y Resnick. Los resultados se presentan en las figuras 7.15 y 7.16 donde se muestra la conductividad relativa representada como  $C/C_0$ , donde la C se refiere a la conductividad en el momento de la medición y  $C_0$  se refiere a la conductividad inicial contra el tiempo relativo representado como  $t/t_0$  donde t se refiere al tiempo de la medición y  $t_0$  al tiempo de retención hidráulico teórico, para los datos experimentales y los datos ajustados al modelo.

En la figura 7.15 se comparan los datos experimentales representados por círculos negros con el modelo ajustado de Wolf y Resnick representado por una línea continua y se observa que para los datos experimentales a un TRH ( $t/t_0=1$ ) el 63 % del trazador ya había salido del reactor; en el caso de los datos ajustados con el modelo de Wolf y Resnick salió el 72 % del trazador. El trazador se detectó en el efluente en un valor de

0.1 para  $t/t_0$  que corresponde a 12 minutos después de iniciar la prueba. El valor máximo de conductividad se obtuvo en un valor de  $t/t_0$  de 5.3. El valor del coeficiente  $r^2$  resulto de 0.97.

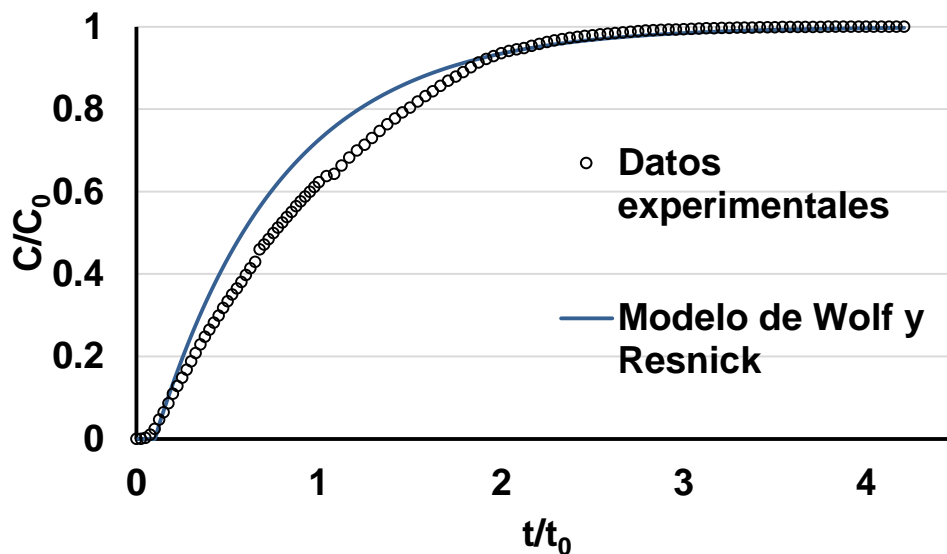


**Figura 7.15** Curva de trazado ajustada al Modelo de Wolf y Resnick para el filtro biológico sin aireación.

En la figura 7.16 se muestra que en un TRH el 61 % del trazador salió del reactor al realizar el experimento y el valor correspondiente al modelo es de 69 %. El trazador se detectó en el efluente en un valor de  $t/t_0$  de 0.05 que corresponde a 6 minutos después de iniciar la prueba y el máximo valor de conductividad se detectó en un valor de tiempo relativo de 4.1. Asimismo se observa un buen ajuste de los datos experimentales al modelo con un valor del coeficiente de determinación de 0.98.

La curva de respuesta y la distribución de tiempos de residencia para reactores con comportamiento hidráulico conocido pueden predecirse sin necesidad de realizar pruebas de trazado. Tal es el caso de un reactor completamente mezclado donde se obtiene que el 63.1 % del trazador sale del reactor en un tiempo de retención hidráulico, cuando el valor del tiempo relativo es 1 (Smith, 1981). En ambos casos, para la prueba con aireación y para la prueba sin aireación resultaron más cercanos a este porcentaje (63.1) los valores obtenidos para  $t/t_0$  de los datos experimentales que los datos ajustados al modelo.

Empleando el modelo de Wolf y Resnick se pueden determinar las fracciones de volumen de flujo pistón, de mezcla completa y de zonas muertas.



**Figura 7.16** Curva de trazado ajustada al Modelo de Wolf y Resnick para el filtro biológico con aireación

En la tabla 7.7 se encuentran las fracciones de volumen calculadas correspondientes a flujo pistón, completamente mezclado y espacios muertos. Se muestra que el filtro sin aireación posee un comportamiento predominantemente de flujo pistón con un 76 %, siendo también el que presenta menor porcentaje de espacios muertos. Por el contrario cuando el filtro tiene aireación se comporta predominantemente como flujo de mezcla completa con 74 % y el porcentaje de espacios muertos aumentan.

**Tabla 7.7** Comportamiento hidráulico del filtro biológico

	Flujo de pistón (%)	Flujo de mezcla completa (%)	Espacios muertos (%)
Con aireación	12	74	14
Sin aireación	76	22	2

Los espacios muertos se deben a que disminuye el volumen útil del filtro. Una de las razones es por el espacio que ocupan las burbujas de aire dentro del filtro. Para determinar a qué porcentaje correspondía se procedió a medir el desplazamiento del líquido debido a la aireación del filtro, comparando el volumen útil con el volumen de agua que se obtiene después de introducir aire al filtro. Esta diferencia resultó de 7 % del volumen útil, lo cual sugiere que la mitad del porcentaje de espacios muertos se deben al volumen que ocupa el aire. El restante 7 % se puede deber a los canales de flujo preferencial que se forman en el material filtrante a causa de la turbulencia que provoca la alimentación de aire al reactor y por la irregularidad de la forma de las partículas del medio filtrante.

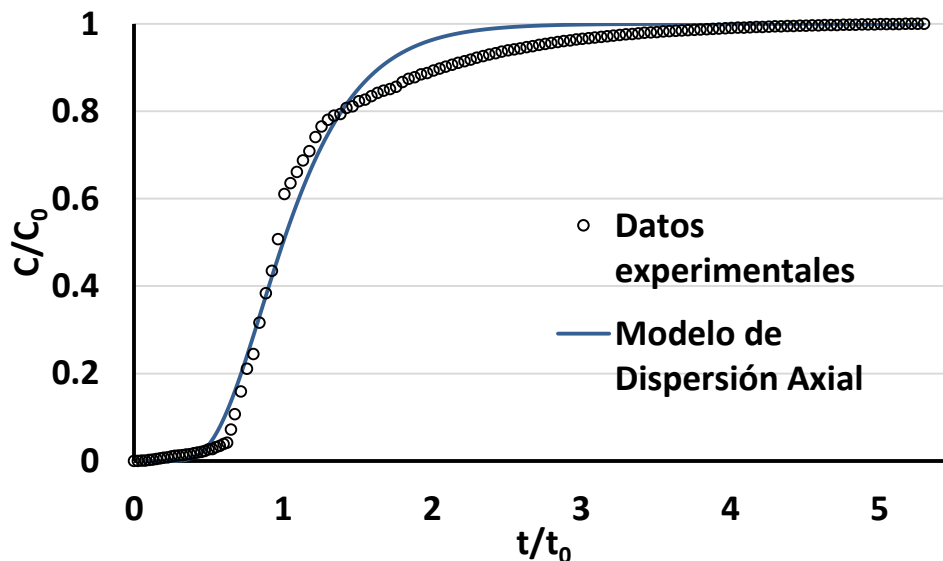
Moore *et. al.* (1999) mencionan que cuando es mayor el comportamiento del BAF como completamente mezclado mejora la remoción de materia orgánica pero disminuye la remoción de sólidos suspendidos y de amonio.

### Modelo de Dispersión Axial

Al utilizar este modelo se determina la dispersión axial que existe en un reactor que puede representarse como flujo pistón, en donde la dispersión axial ocurre de acuerdo con el coeficiente de dispersión  $D$ . Se considera que la velocidad axial  $u$  y la concentración son uniformes a lo largo del diámetro. Se utiliza el módulo de dispersión axial  $D/uL$  para determinar el comportamiento hidráulico del reactor; cuando el valor es cero no existe difusión axial y cuando tiende al infinito corresponde a difusión infinita que se refiere a mezclado completo. Este modelo no considera los espacios muertos, considera que la dispersión se debe a la distribución heterogénea del fluido a lo largo del medio filtrante (Smith, 1981).

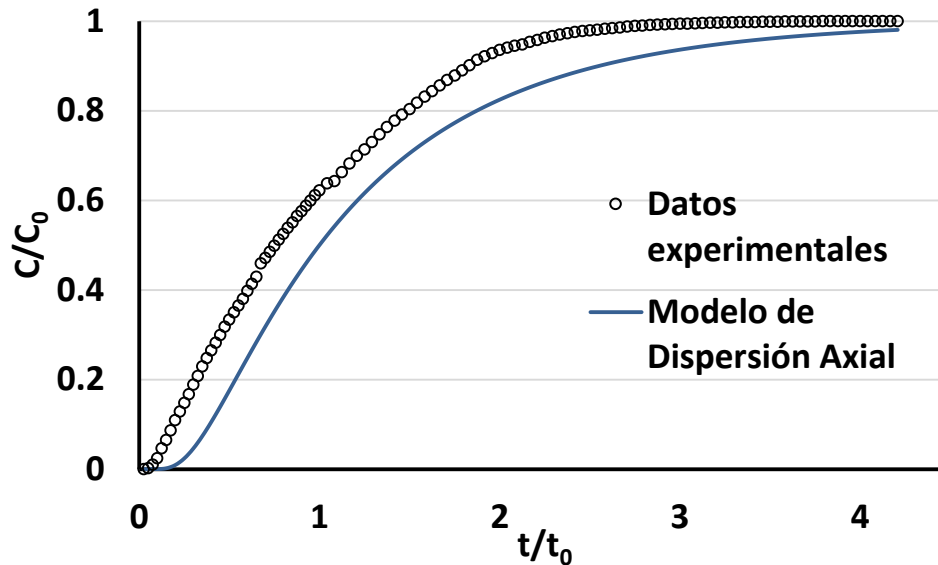
Las curvas que se obtuvieron para las pruebas de trazado con aireación y sin aireación presentadas en el modelo de Wolf y Resnick se utilizaron para compararlas con las que se obtienen con los datos ajustados al modelo de Dispersión Axial.

La figura 7.17 muestra los datos experimentales y su correspondiente ajuste con el modelo de Dispersión Axial; el valor para los datos ajustados al modelo para el tiempo relativo de 1 corresponde a 51 % y 61 % para los datos experimentales. Se observa un buen ajuste de datos al modelo en el caso del BAF sin aireación con un valor de coeficiente de determinación de 0.99.



**Figura 7.17** Curva de trazado ajustada al Modelo de Dispersión Axial para el filtro biológico sin aireación

En la figura 7.18 se observa que para el ajuste de los datos experimentales cuando hay aireación con el modelo de Dispersión Axial el 50 % del trazador salió del reactor en un TRH y el valor correspondiente a los datos experimentales es 62 %. El valor del coeficiente de determinación al comparar los resultados experimentales y los ajustados al modelo resultó de 0.98.



**Figura 7.18** Curva de trazado ajustada al Modelo de Dispersión Axial para el filtro biológico con aireación

Se obtuvo un valor de 0.29 para el módulo de dispersión para las pruebas con aireación y de 0.08 para las pruebas sin aireación. Tomando el criterio (Pérez *et al.*, 2010) de flujo pistón  $0.001 < D/uL < 0.20$ , flujo disperso (estado intermedio entre flujo pistón y completamente mezclado)  $0.20 < D/uL < 2.5$  y mezcla completa  $2.5 < D/uL < 5.0$  el filtro biológico con aireación corresponde a flujo disperso y el filtro sin aireación a flujo pistón. El módulo de dispersión calculado para el filtro con aireación es mayor que para el filtro sin aireación debido a la intensa mezcla causada por las burbujas de aire que aumentan la dispersión del trazador en el medio filtrante.

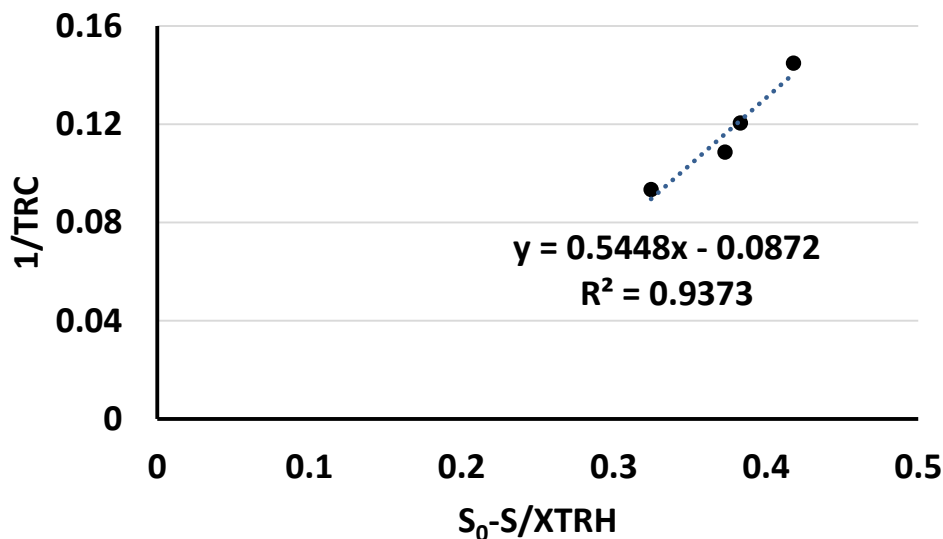
### 7.3.2 Parámetros cinéticos

Utilizando las pruebas de trazado y su análisis mediante los modelos de Wolf y Resnick y de Dispersión Axial se determinó que el comportamiento hidráulico del filtro es predominantemente flujo de mezcla completa en las condiciones de operación; alimentando aire al reactor para mantener un ambiente aerobio, por lo cual el modelo utilizado para calcular los parámetros cinéticos propuesto fue el modelo de reactor de mezcla completa con cinética de Monod debido a que corresponde a este tipo de comportamiento hidráulico y se obtienen 4 parámetros cinéticos; el coeficiente de rendimiento, la constante de decaimiento, la tasa de crecimiento específico máximo de microorganismos y la constante de saturación.

A continuación se muestran los resultados obtenidos de los parámetros cinéticos determinados así como la concordancia entre el comportamiento del modelo y los patrones esperados mediante la comparación de los valores obtenidos de parámetros cinéticos con el modelo con valores de literatura. En este paso se buscan resultados incoherentes.

Con la figura 7.19 se determinó el coeficiente de rendimiento que corresponde a la pendiente y la constante de decaimiento con signo negativo que corresponde a la ordenada al origen. Se utilizaron el tiempo de retención celular (TRC) en días, el tiempo de retención hidráulico (TRH) en días, la concentración de microorganismos dentro del reactor (X) en mg/L y la concentración de materia orgánica medida como DQO disuelta del influente y efluente ( $S_0$  y S, respectivamente) en mg/L. El coeficiente de determinación resultó de 0.94, que es cercano a uno lo que significa un buen ajuste de los datos experimentales con el modelo utilizado para determinar estos parámetros cinéticos.

El coeficiente de rendimiento (Y) se define como la cantidad de sólidos producidos por cantidad de materia orgánica removida. Resultó de 0.54 mgSST/mgDQO para el BAF, para lodos activados el rango reportado va de 0.3 a 0.6 mgSST/mgDQO con un valor típico de 0.6 (Grady *et al.*, 1999). El valor obtenido se encuentra dentro del rango. Hasan *et al.* (2014) reporta un valor de 0.36 mgSST/mgDQO para un BAF utilizado para potabilizar agua. Metcalf & Eddy (2003) reportan un valor típico de 0.4 mgSSV/mgDQO para un ambiente de crecimiento aerobio y un rango de 0.3 a 0.6 mgSSV/mgDQO para lodos activados para remoción de materia orgánica de agua residual doméstica.



**Figura 7.19** Determinación de coeficiente de rendimiento y constante de decaimiento



El valor de  $Y$  está influenciado por el sustrato que se desea degradar y por los microorganismos que se desarrollaron en la biopelícula para su degradación. Es un reflejo de la energía disponible en el sustrato.

El valor del coeficiente de rendimiento se reporta en unidades de mgSST/mgDQO para poder compararlo con valores de literatura pero es importante mencionar que la biomasa en el reactor se determinó con la técnica de nitrógeno Kjeldahl. Para poder encontrar una equivalencia entre sólidos suspendidos totales y nitrógeno Kjeldahl fue necesario medir ambos en el agua de retrolavado y en el efluente y usar el promedio de las relaciones, la cual resultó de 5.3 mgSST/mgNK.

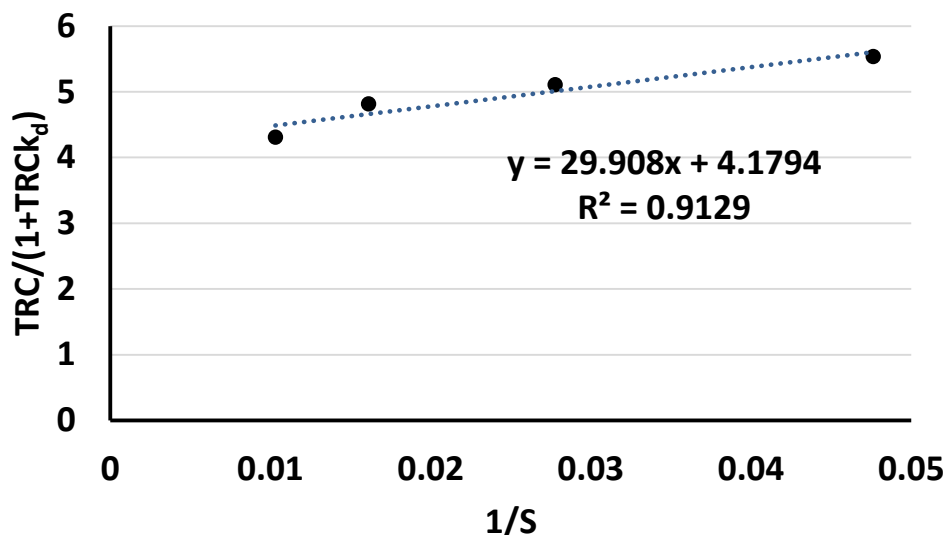
$Y$  y  $k_d$  están relacionados con el requerimiento de oxígeno disuelto (OD) en un sistema biológico. Un  $k_d$  alto significa que el reactor puede ser más eficiente en oxidar sustrato hasta dióxido de carbono. Consecuentemente, la concentración de biomasa puede ser baja y los requerimientos de OD altos, mientras que un valor de  $Y$  alto implica un bajo requerimiento de OD ya que se utilizarán más electrones del sustrato para crecimiento de microorganismos (Hasan *et al.*, 2014).

La constante de decaimiento ( $k_d$ ) se refiere a los mg de SST oxidados por respiración endógena por mg de SST en el reactor por día. Resultó de 0.09 mgSST/mgSST·d o  $d^{-1}$ . Para lodos activados el rango reportado va de 0.02 a 0.10  $d^{-1}$  con un valor típico de 0.08 (Grady *et al.*, 1999) y se encuentra dentro del rango. Hasan *et al.* (2014) reporta un valor de 0.19  $d^{-1}$  para un BAF utilizado para potabilizar agua. Metcalf & Eddy (2003) reporta un rango para lodos activados de 0.06 a 0.15  $d^{-1}$  con un valor típico de 0.10. Significa que el 9 % de la biomasa en el reactor disminuye por consumo endógeno.

Con la figura 7.20 se determinó la tasa de crecimiento específico máximo de microorganismos que corresponde al inverso de la ordenada al origen y la constante de saturación que corresponde a la multiplicación de la ordenada al origen por la pendiente. Los parámetros utilizados fueron el tiempo de retención celular, la constante de decaimiento, calculada anteriormente, y la concentración de materia orgánica disuelta medida como DQO disuelta en el efluente. El coeficiente de determinación corresponde a 0.91, se considera que un valor mayor a 0.9 corresponde a un buen ajuste de los datos experimentales con el modelo utilizado.

La tasa de crecimiento específico de microorganismos ( $\mu$ ) depende del tipo de microorganismos que se desarrollen y del sustrato que se va a degradar pero solo del nutriente que se considera como limitante que puede ser la fuente de carbono, el donador de electrones, el aceptor de electrones, el nitrógeno, fósforo o algún otro factor necesario para el crecimiento de microorganismos. En esta investigación solo el sustrato orgánico limita el crecimiento de microorganismos. El valor de  $\mu$  incrementa rápidamente al inicio cuando se incrementa la concentración del sustrato y después asintóticamente se aproxima a su máximo que se llama tasa de crecimiento específico máximo de microorganismos ( $\mu_{max}$ ) que fue la que se determinó en este

trabajo. La  $\mu_{\max}$  es un reflejo de que tan rápido los microorganismos pueden procesar la energía y crecer (Grady *et al.*, 1999).



**Figura 7.20** Determinación de velocidad máxima de consumo específico y de la constante de saturación.

El valor de  $\mu_{\max}$  obtenido corresponde a 0.24 mg biomasa producida/mg biomasa·d o d<sup>-1</sup> no se encuentra dentro del rango de los parámetros reportados que va de 0.12 a 0.55 h<sup>-1</sup> con un valor típico de 0.25 h<sup>-1</sup> (Grady *et al.*, 1999), pero es del mismo orden de magnitud que el valor reportado por Hasan *et al.* (2014) con valor de 0.28 d<sup>-1</sup> para un BAF utilizado para potabilizar agua. La mayor diferencia del valor obtenido en este trabajo con el rango reportado se obtuvo en este parámetro cinético y esta diferencia se puede deber al tipo de sistema utilizado en la determinación ya que al comparar con un BAF (Hasan *et al.*, 2014) el valor es parecido, asimismo también se puede deber al inóculo utilizado, al tiempo de retención celular y a los tipos de contaminantes y su concentración en el agua residual.

La constante de saturación ( $K_s$ ) determina qué tan rápido se aproxima  $\mu$  a  $\mu_{\max}$  y se define como la concentración de sustrato en la que  $\mu$  es la mitad de  $\mu_{\max}$ . Entre más pequeño sea su valor es menor la concentración de sustrato en la que  $\mu$  se aproxima a  $\mu_{\max}$ . Cuando el valor de  $K_s$  se determina en una mezcla de sustratos como el caso del agua residual su valor es 1 o 2 órdenes de magnitud mayor que cuando se determina para cada sustrato componente de la mezcla (Grady *et al.*, 1999).

La constante de saturación que se obtuvo corresponde a 7.2 mgDQO/L, que no se encuentra dentro del rango reportado de 10 a 180 mg/L con un valor típico de 20 mg/L (Grady *et al.*, 1999), aunque es cercano al límite inferior. Hasan *et al.* (2014) reportó un valor de 5.1 mg/L para un BAF utilizado para potabilizar agua. Metcalf &

Eddy (2003) reportó un rango de valores para lodos activados entre 10 mg/L y 60 mg/L con un valor típico de 40 mg/L.

Los valores de  $\mu_{\max}$  y de  $K_s$  que se obtuvieron son valores promedios que resultan de la interacción de las especies de microorganismos que se encuentran en la biopelícula para degradar el sustrato alimentado. Dado que ambos parámetros dependen del sustrato y de los microorganismos es difícil generalizar sus valores y se debe tener cuidado al utilizar los considerados como típicos; por eso es importante determinar los parámetros cinéticos experimentalmente. Se ha observado que sustratos fácilmente biodegradables se caracterizan por valores de  $\mu_{\max}$  altos y de  $K_s$  bajos.

Las comunidades microbianas involucradas en la degradación de sustratos contenidos en el agua residual son complejas y contienen muchas especies de microorganismos y su relativa predominancia depende de las configuraciones físicas del reactor; dicha configuración afecta los valores de  $\mu_{\max}$  y de  $K_s$ . Por ejemplo cuando el reactor tiene variaciones de concentraciones de sustrato de muy altas a muy bajas las especies que predominan tienen un crecimiento muy rápido que resulta en un valor alto de  $\mu_{\max}$  y cuando se tiene un reactor con concentraciones constantes o muy bajas de sustrato predominan especies de microorganismos que son buenos consumidores de sustrato y resulta un valor de  $K_s$  bajo (Grady *et al.*, 1999).

En esta investigación el BAF se operó con 4 diferentes concentraciones de materia orgánica medida como DQO entre 150 y 500 mg/L pero entre cada cambio de concentración se permitió que el reactor se estabilizara por lo cual se considera que operó con concentraciones constantes y se evidencia con el valor de  $K_s$  obtenido que es bajo.

Valores altos de  $\mu_{\max}$  y bajos de  $K_s$  permiten que la biomasa crezca más rápidamente a una concentración de sustrato dada, dando de este modo una concentración de sustrato en el efluente del reactor más baja para cualquier valor dado del TRC.

Cambios en  $\mu_{\max}$  y  $K_s$  se reflejan principalmente en la concentración de sustrato en el efluente mientras que cambios en  $Y$  y  $k_d$  tiene efecto en la concentración de biomasa en el reactor. Al comparar los parámetros cinéticos de dos sistemas de tratamiento de aguas residuales se puede inferir cual tiene una concentración de sustrato en el efluente menor y cual tiene mayor concentración de biomasa.

Como se mencionó en el capítulo 5.9 una vez que se calcularon los parámetros cinéticos tasa de crecimiento específico máximo de microorganismos y el coeficiente de rendimiento utilizando la ecuación 5.28 se puede calcular la velocidad máxima de remoción de sustrato ( $q_{\max}$ ) y se obtuvo un valor de 0.44 mgDQO/mgSST·d. Metcalf & Eddy (2003) reporta un rango de valores para lodos activados entre 2 y 10 mgDQO/mgSSV·d con un valor típico de 5 mgDQO/mgSSV·d. el valor encontrado no se encuentra dentro de este rango debido a que aunque el valor de  $Y$  se encuentra

dentro de los valores típicos el valor encontrado de  $\mu_{\max}$  es menor al reportado y disminuye el valor de  $q_{\max}$ .

En general los valores encontrados de parámetros cinéticos se encuentran dentro del rango reportado con excepción de la  $\mu_{\max}$  que es menor pero es importante recordar que los rangos reportados corresponden a lodos activados y el sistema que se utilizó en la experimentación corresponde a un BAF. El valor de  $\mu_{\max}$  obtenido es parecido y del mismo orden de magnitud que el que obtuvo Hasan *et al.* (2014) para un sistema de tratamiento también BAF.

### **Validación del modelo**

Para evaluar la estructura del modelo y las relaciones representadas en él se mencionarán los balances de materia, las suposiciones y simplificaciones del modelo. En el siguiente párrafo y posteriormente se explicará cada una y su importancia.

Las suposiciones del modelo utilizado son:

- El agua residual alimentada contiene sólo sustrato orgánico soluble biodegradable, con una concentración  $S_0$  expresada como DQO disuelta.
- El agua residual no contiene sustancias inhibitorias pero debe contener suficientes nutrientes inorgánicos para hacer que el sustrato orgánico sea el único que limite el crecimiento de microorganismos.
- El caudal de influente y la concentración de nutrientes en el agua residual deben ser constantes.
- La temperatura, el pH y otras condiciones ambientales deben ser constantes.
- La distribución de la biomasa debe ser homogénea en el reactor.
- La biomasa heterótrofa del reactor usa el sustrato como fuente de alimento y crece manteniendo una concentración de biomasa en el reactor  $X$  reduciendo la concentración del sustrato hasta una concentración  $S$  en el efluente.
- El modelo es para un reactor completamente mezclado.

El balance de masa en estado estacionario para la biomasa corresponde con la ecuación 7.1 donde  $X$  es la concentración de microorganismos dentro del reactor,  $X_0$  es la concentración inicial de microorganismos,  $X_e$  es la concentración de microorganismos en el efluente,  $k_d$  es la constante de decaimiento,  $V$  es el volumen efectivo del reactor,  $Q$  es el caudal del agua residual y  $\mu$  es la tasa de crecimiento específico de microorganismos. El primer término se refiere a los mg de biomasa que ingresa al BAF por litro en un día, el segundo término se refiere a los mg de biomasa que salen del BAF por litro en un día, el tercer término se refiere a los mg de biomasa generada por litro en un día y el cuarto termino se refiere a los mg de biomasa que se consume por litro en un día por consumo endógeno.

$$\frac{dX}{dt} = \frac{QX_0}{V} - \frac{QX_e}{V} + \mu X - k_d X = 0 \quad (7.1)$$

El balance de masa en estado estacionario utilizado para el sustrato corresponde con la ecuación 7.2 donde X es la concentración de microorganismos dentro del reactor, S es la concentración del sustrato, S<sub>0</sub> es la concentración de sustrato inicial, Y es el coeficiente de rendimiento, V es el volumen efectivo del reactor, Q es el caudal del agua residual y μ es la tasa de crecimiento específico de microorganismos. El primer término se refiere a los mg de sustrato orgánico disuelto que ingresan al BAF por litro en un día, el segundo término se refiere a los mg de sustrato orgánico disuelto que salen del BAF por litro en un día y el tercer término se refiere a los mg de biomasa producida por el consumo de sustrato por litro en un día.

$$\frac{dS}{dt} = \frac{QS_0}{V} - \frac{QS}{V} - \frac{\mu X}{Y} = 0 \quad (7.2)$$

Para obtener las ecuaciones lineales 7.3 y 7.4 que representan el modelo utilizado para determinar los parámetros cinéticos se realizaron las siguientes simplificaciones y consideraciones. De la ecuación 7.1 se asume que X<sub>0</sub> es cero. Los balances de masa se expresan en términos de TRH y TRC por eso en las ecuaciones ya no aparecen los términos Q, V y X<sub>e</sub>. Utilizando la cinética de Monod μ se expresa con la ecuación de Monod y por eso ya no aparece en las ecuaciones pero permite obtener los parámetros cinéticos μ<sub>max</sub> y K<sub>s</sub>. Utilizar la ecuación de Monod implica que solo el sustrato orgánico debe ser el limitante en el crecimiento de biomasa y que no hay sustancias que inhiban el crecimiento de biomasa.

Los nuevos términos que se obtienen en las ecuaciones lineales son TRC que representa el tiempo de retención celular, TRH que representa el tiempo de retención hidráulico, μ<sub>max</sub> es la tasa de crecimiento específico máximo de los microorganismos y K<sub>s</sub> es la constante de saturación.

$$\frac{1}{TRC} = \frac{S_0 - S}{XTRH} Y - k_d \quad (7.3)$$

$$\frac{TRC}{1 + TRCk_d} = \frac{k_s}{\mu_{max}S} + \frac{1}{\mu_{max}} \quad (7.4)$$

El modelo está desarrollado para agua residual con contaminantes solubles y biodegradables. Para esta investigación el modelo funciona bien porque los componentes del agua residual sintética utilizados son solubles y biodegradables. Sin embargo, la mayoría de las aguas residuales contienen contaminantes particulados que requieren ser hidrolizados para su degradación y contaminantes solubles de peso molecular alto que deben ser reducidos en tamaño para que las bacterias los consuman.

Cuando el agua residual contiene sólidos inertes o no biodegradables se cuantifican con los SST y dan la apariencia de que la concentración de biomasa en el reactor es mayor afectando el valor de los parámetros cinéticos. Por eso fue importante utilizar agua residual sintética.

La presencia de biomasa en el influente reduce el valor de  $\mu$  y la velocidad de crecimiento de la biomasa dentro del reactor disminuye. Este hecho también afecta el valor de  $Y$  debido a que la biomasa que ingresa al reactor se cuantifica como producida incrementando el valor de SST en el reactor; entonces el valor real de SST sería menor y por lo tanto el valor de  $Y$  disminuiría (Grady *et al.*, 1999). Los valores de SST en el influente estuvieron entre 4 y 9 mg/L y a pesar de que son valores bajos, podían tener influencia en el valor del coeficiente de rendimiento determinado por lo cual se restaron a la concentración de biomasa en el reactor.

El caudal de influente se mantuvo constante durante toda la experimentación permitiendo que el tiempo de retención hidráulico se mantuviera constante. Para garantizar que el caudal no variara se medía el caudal de alimentación 3 veces por semana y, de ser necesario, se ajustaba.

Para el cambio entre etapas la carga orgánica se modificó cambiando la concentración de materia orgánica del agua residual, la cual debe ser constante. Esta consideración se refiere a que, durante la medición de los datos requeridos por el modelo, la concentración sea constante. Durante la experimentación se utilizaron 4 diferentes concentraciones de materia orgánica. Cada punto de la figura 7.19 representa los datos promedio para un valor de concentración.

La  $\mu_{\max}$  es un coeficiente de velocidad por lo cual incrementa su valor al aumentar la temperatura. El efecto de la temperatura en el valor de la  $K_s$  debe determinarse experimentalmente debido a que en algunos casos al aumentar la temperatura incrementa y en otros disminuye (Grady *et al.*, 1999). La temperatura se mantuvo entre 20 y 22.5 grados Celsius alimentando al BAF agua residual sintética con temperatura controlada. Dicha variación fue considerada pequeña para afectar significativamente el valor de los parámetros cinéticos determinados.

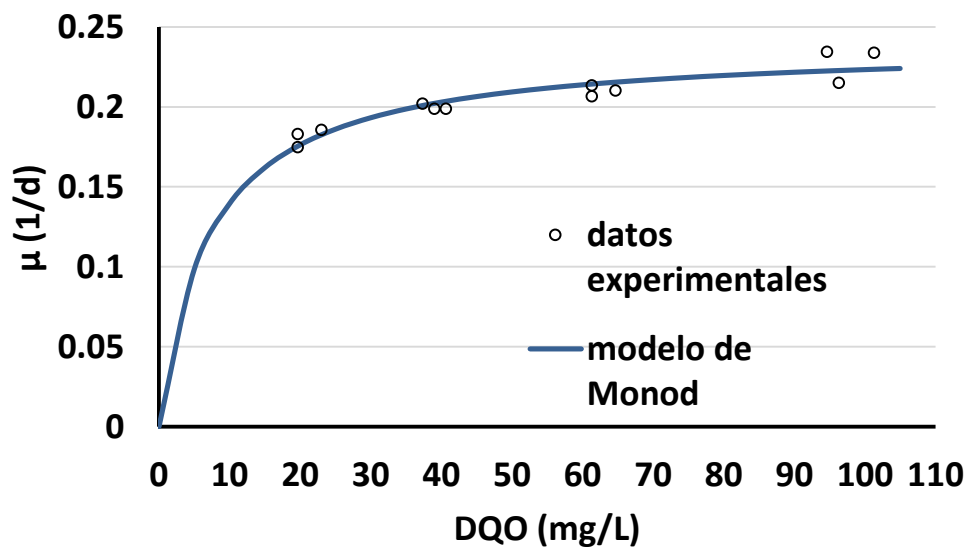
La distribución de la biomasa homogénea en el reactor se debe cumplir debido a que la ecuación 7.3 depende del término  $X$  y que ambas ecuaciones (7.3 y 7.4) dependen del TRC que a su vez depende de  $X$  que representa la biomasa en el reactor. Para que sea representativo el valor obtenido de concentración de biomasa, el espesor de la biopelícula debía ser constante y la composición de la biopelícula debía ser homogénea en todas las profundidades del material filtrante. Para lograr esta simplificación del modelo se realizó retrolavado del BAF diario a la misma hora. De esta manera se mantenía constante el espesor de la biopelícula. Se observó un incremento en la concentración de biomasa en el agua de retrolavado y en el efluente al aumentar la carga orgánica y, dado que estas concentraciones se utilizaron para calcular el TRC, se obtuvo una disminución de TRC al aumentar la carga orgánica.

La cantidad de biomasa en el reactor corresponde a biomasa de heterótrofos y autótrofos aunque el modelo solo considera los microorganismos heterótrofos. Debido a que la cantidad de heterótrofos es mayor con respecto a los autótrofos se consideró que no afectó significativamente el valor de los parámetros cinéticos determinados.

Por último, el modelo contempla balances de materia para un reactor completamente mezclado por lo cual el reactor al que se aplique debe tener este comportamiento hidráulico. El reactor utilizado no tiene comportamiento hidráulico ideal de completamente mezclado. Con las pruebas de trazado utilizando el modelo de Wolf y Resnick se determinó que tiene este comportamiento en un 74 %.

La  $\mu_{\max}$  en un reactor completamente mezclado depende del TRC pero es independiente del TRH, debido a que existe una relación funcional entre la tasa específica de crecimiento de la biomasa y la concentración de sustrato que rodea a esa biomasa. El control del TRC permite el control de la concentración de sustrato en un reactor completamente mezclado. En las ecuaciones lineales del modelo se observa que si se cumple que la  $\mu_{\max}$  solo depende del TRC.

Para evaluar la concordancia entre las predicciones del modelo y los datos del sistema real, los resultados experimentales son representados como círculos negros en la figura 7.21. La curva del modelo de Monod construida con los parámetros cinéticos obtenidos en este trabajo se representada con una línea continua.



**Figura 7.21** Validación de parámetros cinéticos.

El coeficiente de determinación ( $r^2$ ) que representa el porcentaje de varianza en los datos experimentales con respecto a los datos del modelo, es insensible a desviaciones constantes y es sensible a los valores extremos. El valor obtenido fue de 0.93, un valor mayor de 0.90 se considera como un buen ajuste de los datos experimentales al modelo utilizado, lo cual significa que el modelo describe adecuadamente los procesos bioquímicos que se llevaron a cabo en el filtro biológico aireado utilizado en la experimentación utilizando agua residual sintética y tezontle como medio filtrante.

Los otros dos índices que se calcularon para comprobar que los resultados aportados por el modelo no son muy diferentes a los medidos en la realidad son la eficiencia del modelo que resultó de 0.87 y el índice de ajuste modificado resultó de 0.96. La eficiencia del modelo corresponde a uno menos la suma de las diferencias absolutas al cuadrado entre los valores experimentales y los del modelo, normalizado por la varianza de los valores experimentales, por lo cual 1 indica un ajuste perfecto, aunque el valor obtenido es menor a 0.9, el uso de este modelo se considera correcto debido a la desventaja del índice que conduce a sobrevalorar valores extremos y a despreciar valores pequeños.

El índice de ajuste modificado no contiene cuadrados en la ecuación que se usa para determinarlo para aumentar la sensibilidad con valores bajos y evitar sobrevalorar en exceso los valores extremos, el valor obtenido fue el más cercano a 1 de los tres índices utilizados para validar el modelo, lo cual indica que los parámetros cinéticos determinados utilizando este modelo son adecuados para el BAF utilizado en esta investigación.



## 8 CONCLUSIONES

- Los coeficientes de correlación ( $R^2$ ) resultantes de determinar los parámetros cinéticos son mayores que 0.9, lo cual indica que el modelo utilizado de Monod con balances de masa para un reactor completamente mezclado describe adecuadamente los procesos bioquímicos ocurridos en el reactor.
- Debido a que el valor de la constante de saturación es 7.2 mg/L, inferior a 10 mg/L, se considera que los microorganismos tienen alta afinidad por el sustrato.
- El 9 % de la biomasa en el reactor disminuye por consumo endógeno.
- El valor de  $\mu_{\max}$  es alto y el de  $K_s$  es bajo comparados con los valores para lodos activados, lo cual indica que el BAF es eficiente a bajas y altas tasas de carga orgánica.
- El filtro biológico aireado utilizado es eficiente en la remoción simultánea de materia orgánica, nitrógeno amoniacal y fósforo utilizando tezontle como medio filtrante, un TRH de 2 horas y cargas orgánicas superficiales entre 2.3 y 7.7 g/m<sup>2</sup>·d.
- Bajo una carga orgánica de 2.3 g/m<sup>2</sup>·d se lograron remociones de DQO de 80 y 86 % para total y disuelta, respectivamente.
- La remoción de DQO fue inversamente proporcional a la carga orgánica.

- La máxima remoción de nitrógeno amoniacal se obtuvo con la carga orgánica de 2.3 g/m<sup>2</sup>·d con 87 %.
- La remoción de nitrógeno amoniacal aumenta 15 % cuando disminuye la carga orgánica superficial de 7.7 a 2.3 g/m<sup>2</sup>·d.
- La máxima remoción de ortofosfatos se obtuvo con la carga orgánica de 2.3 g/m<sup>2</sup>·d con 49 %.
- El tiempo de retención celular aumenta 3.8 días cuando disminuye la carga orgánica de 7.7 a 2.3 g/m<sup>2</sup>·d.
- A través de pruebas de trazado y modelos matemáticos se determinó que el comportamiento hidráulico del BAF es predominantemente de mezcla completa con 74 % y solo 12 % de flujo pistón. El 14 % del volumen corresponde a espacios muertos provocados por el volumen que ocupa el aire, distribución irregular de las partículas en el lecho filtrante y por la formación de canales de flujo preferente.
- La curva de Monod realizada con los parámetros cinéticos determinados tiene una correlación de 0.93 con los datos experimentales, lo cual indica que el modelo es válido para la predicción de la tasa de crecimiento específico de bacterias heterótrofas en el BAF.

## 9 REFERENCIAS

- Akunna, J.C., Bizeau, C., Moletta, R. (1993). Nitrate and nitrite reductions with anaerobic sludge using various carbon sources: glucose, glycerol, acetic acid, lactic acid and methanol. *Water Research*, 27(8), 1303-1312. DOI:10.1016/0043-1354(93)90217-6
- Alcocer, D. J. R., Vallejos, G. G., Champagne, P. (2012). Assessment of the plug flow and dead volume ratios in a sub-surface horizontal-flow packed-bed reactor as a representative model of a sub-surface horizontal constructed wetland. *Ecological Engineering*, 40, 18-26. DOI: 10.1016/j.ecoleng.2011.10.018
- Álvarez Estrada A., (2006). *Filtración combinada anaerobia para el tratamiento de aguas residuales municipales*. Tesis de Licenciatura, Instituto de Ingeniería, UNAM.
- American Public Health Association and Federation, W. E., (1999). Standard methods for the examination of water and wastewater. *American Public Health Association (APHA): Washington, DC, USA*.
- 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.
- Behrendt, J. (1999). Modeling of aerated upflow fixed bed reactors for nitrification. *Water science and technology*, 39(4), 85-92.
- Boller, M.A., Kavanaugh, M.C. (1995). Particle characteristics and headloss increase in granular media filtration. *Water Research*, 29(4), 1139-1149. DOI:10.1016/0043-1354(94)00256-7
- Butler, C.S., Boltz, J.P. (2014). Biofilm Processes and Control in Water and Wastewater Treatment. *Comprehensive Water Quality and Purification*, S.

- Ahuja, (Ed.), Waltham, Elsevier, 90-107. DOI:10.1016/B978-0-12-382182-9.00083-9
- Characklis, W.G. (1981) Bioengineering report: Fouling biofilm development: A process analysis, *Biotechnology and Bioengineering* 23(9), 1923-1960. DOI: 10.1002/bit.260230902
- Chen, S., Ling, J., Blancheton, J.P. (2006). Nitrification kinetics of biofilm as affected by water quality factors. *Aquacultural Engineering*, 34(3), 179-197. DOI:10.1016/j.aquaeng.2005.09.004
- Cobos-Becerra, Y.L. (2013). *Filtración biológica de aguas residuales conteniendo colorantes azo*. Tesis doctoral. 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(3), 257-274. DOI:10.1016/S0960-8524(00)00074-2
- Conagua, (2007). Manual de agua potable, alcantarillado y saneamiento. México.
- Degremont (2015) Catálogo de productos: Biofor. Recuperado el 1 de Octubre de 2015, [http://www.degremonttechnologies.com/~degremont/cms\\_medias/pdf/BI\\_OFOR\\_US\\_Infilco.pdf](http://www.degremonttechnologies.com/~degremont/cms_medias/pdf/BI_OFOR_US_Infilco.pdf).
- Delin, S. U., Jianlong, W., Kaiwen, L., Ding, Z. (2007). Kinetic performance of oil-field produced water treatment by biological aerated filter. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 15(4), 591-594. DOI:10.1016/S1004-9541(07)60129-3
- Dette, H., Melas, V.B., Strigul, N. (2005). *Application of optimal experimental design in microbiology*. In: Wong, W., Berger, M. (Eds.), *Optimal Designs: Their Roles and Applications*. Wiley and Sons Ltd, New York, pp. 137-180.
- Díaz, C. (2011). *Adherencia y colonización de Pseudomonas fluorescens sobre sustratos sólidos: influencia de la topografía y composición química de la superficie*. Tesis Doctoral. Facultad de Ciencias Exactas. Universidad de la Plata.
- Domínguez Fabela L. T. (2012). *Tratamiento de aguas residuales municipales en un filtro biológico aerobio utilizando tezontle con dos diferentes tamaños de partícula*. Tesis de maestría, Instituto de Ingeniería, UNAM.
- Farabegoli, G., Chiavola, A., Rolle, E. (2009). The biological aerated filter (BAF) as alternative treatment for domestic sewage. Optimization of plant performance. *Journal of Hazardous Materials*, 171(1), 1126-1132. DOI:10.1016/j.jhazmat.2009.06.128
- Fogler, H. S. (2010). *Elements of chemical reaction engineering*.
- 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-Barceló, O., González-Martínez, S. (2008). Distribution of heterotrophic and autotrophic organisms in a biological aerated filter. *Water Practice y Technology*, 3(3). DOI: 10.2166/WPT.2008058
- González-Martínez, S., Millán, T., González-Barceló, O. (2007). Biological aerated filtration of municipal wastewater using a low-cost filtration media. *Water Science Technology* 55(7), 255-262. DOI:10.2166/wst.2007.152
- Grady C. P. L., Daigger G. T., Lim H. C. Biological Wastewater Treatment. New York. 1999.
- Han S., Yue Q., Yue M., Gao B., Zhao Y., and Cheng W. (2009). Effect of sludge-fly ash ceramic particles (SFCEP) on synthetic wastewater treatment in an A/O combined biological aerated filter. *Bioresource Technology*. 100(3): pp1149-1155. DOI:10.1016/j.biortech.2008.08.035
- Hasan, H.A., Abdullah, S.R.S., Kamarudin, S.K., Kofli, N.T. (2009). A review on the design criteria of biological aerated filter for COD, ammonia and manganese removal in drinking water treatment. *The Institution of Engineers, Malaysia*. 70, 25-33.
- Hasan, H.A., Abdullah, S.R.S., Kamarudin, S.K., Kofli, N.T., Anuar, N. (2014). Kinetic evaluation of simultaneous COD, ammonia and manganese removal from drinking water using a biological aerated filter system. *Separation and Purification Technology*, 130, 56-64. DOI:10.1016/j.seppur.2014.04.016
- Hidaka, T., & Tsuno, H. (2004). Development of a biological filtration model applied for advanced treatment of sewage. *Water research*, 38(2), 335-346. DOI:10.1016/j.watres.2003.09.024
- Iwai, S., Kitao, T. (1994). *Wastewater treatment with microbial films*. Technomic Publishing Co., EEUU.
- Kaewsuk, J., Thorasampan, W., Thanuttamavong, M., & Seo, G. T. (2010). Kinetic development and evaluation of membrane sequencing batch reactor (MSBR) with mixed cultures photosynthetic bacteria for dairy wastewater treatment. *Journal of environmental management*, 91(5), 1161-1168. DOI:10.1016/j.jenvman.2010.01.012
- Lee, Y. W., Chung, J., Jeong, Y. D., Shim, H., & Kim, M. H. (2006). Backwash based methodology for the estimation of solids retention time in biological aerated filter. *Environmental technology*, 27(7), 777-787. DOI:10.1080/09593332708618692
- Levenspiel, O. (2002). *Ingeniería de las reacciones químicas*. 2ª edición. Ed. Reverté. España.
- Lewandowski, Z., & Boltz, J. P. (2011). 4.15-Biofilms in Water and Wastewater Treatment.
- Liu, F., Zhao, C.C., Zhao, D.F., Liu, G.H. (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(1), 161-167. DOI:10.1016/j.jhazmat.2008.02.100

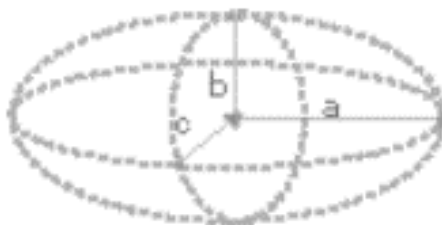
- Liu, Y.X., Yang, T.O., Yuan, D.X., Wu, X.Y. (2010). Study of municipal wastewater treatment with oyster shell as biological aerated filter medium. *Desalination*, 254(1), 149-153. DOI:10.1016/j.desal.2009.12.003
- Mandli, A.R., Modak, J.M. (2014). Optimal control analysis of the dynamic growth behavior of microorganisms. *Mathematical Biosciences*, 258, 57-67. DOI:10.1016/j.mbs.2014.09.002
- Mann, A., Mendoza-Espinosa, L., Stephenson, T. (1999). A comparison of floating and sunken media biological aerated filters for nitrification. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*. 72(3), 273-279. DOI: 10.1002/(SICI)1097-4660(199807)72:3<273::AID-JCTB902>3.0.CO;2-L
- Mann, A.T., Stephenson, T. (1997). Modeling biological aerated filters for wastewater treatment, *Water Research*, 31(10), 2443-2448. DOI:10.1016/S0043-1354(97)00095-X
- Mendoza-Espinoza, L., Stephenson, T. (1999). A review of biological aerated filters (BAF) for wastewater treatment. *Environmental Engineering Science*. 16(3), 201-216. DOI:10.1089/ees.1999.16.201.
- 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. E., Quarmby, J., & Stephenson, T. (1999). BAF media: ideal properties and their measurement. *Process Safety and Environmental Protection*, 77(5), 291-297.
- Moore, R., Quarmby, J., Stephenson, T. (2001). The effects of media size on the performance of biological aerated filters. *Water Research*, 35(10), 2514-2522. DOI:10.1016/S0043-1354(00)00534-0
- Ojeda, R. L., & Buitrón, M. G. (2001). Support media selection for an anaerobic/aerobic SBR (original in Spanish) (Selección del medio de soporte para un reactor SBR anaerobio/aerobio). In IX National Congress on Biotechnology and Bioengineering. Veracruz, México.
- Okpokwasili, G.C., Nweke, C.O. (2005). Microbial growth and substrate utilization kinetics. *African Journal of Biotechnology*. 5 (4), 305-317
- Pedersen, E. K., Marín, S. L. (2001). *Ecología y Manejo de Recursos Naturales: análisis de sistemas y simulación* (Vol. 96). Iica.
- Pérez, J. M. (1992). Análisis de flujos y factores que determinan los periodos de retención. CEPIS/OPS, Manual de evaluación. Tomo II, Programa Regional HPE/OPS/CEPIS de mejoramiento de la calidad del agua para consumo humano. Lima, Perú. pp.23-27.
- Pérez, J., Aldana, G., Useche, M., Rincón, N., Bracho, N., & Mesa, J. (2010). Axial dispersion model performance a reactor of up flow anaerobic sludge blanket (UASB) under laboratory scale. *Revista Técnica de la Facultad de Ingeniería. Universidad del Zulia*, 33(3).

- 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. (1991). *L'Épuration par Biofiltration*, Premiers constants. Etude Inter Agences 1991. Ministère de Agriculture et de la Forêt. Centre National du Machinisme Agricole du Génie Rural Des Eaux et des Forêts. Lyon.
- Pujol, R., Hamon, M., Kandel, X., Lemmel, H. (1994). Biofilters: flexible, reliable biological reactors. *Water Science and Technology*. 29, 33-38.
- Rodríguez Rosales M.G., Martínez Delgadillo S.A. (2005). *Tratamiento de Aguas Residuales con Matlab*; 1° Edición, 124-153, Ed. Reverté, Universidad Autónoma Metropolitana, México.
- Romero, R.J. (2004). *Tratamiento de aguas residuales*. Bogotá: Escuela Colombiana de Ingeniería. p. 225.
- Samie, G., Lessard, P., & Rocher, V. (2010). Simulation du comportement d'unités de biofiltration des eaux usées. *Techniques, sciences, méthodes*, (11), 85.
- Senthilnathan, P.R., Ganczarczyk, J.J., 1990. *Application of biomass carriers in activated sludge process*. In: Tyagi, R.D., Kannan Vembu (Eds.), *Wastewater Treatment by Immobilized Cells*
- Smith, J.M. (1981). *Chemical Engineering Kinetics*. 3a edición, McGraw Hill, New York.
- Strigul, N., Dette, H., Melas, V.B. (2009). A practical guide for optimal designs of experiments in the Monod model. *Environmental Modelling y Software*, 24(9), 1019-1026. DOI:10.1016/j.envsoft.2009.02.006
- Tembhurkar, A. R., & Mhaisalkar, V. A. (2006). Study of hydrodynamic behavior of a laboratory scale upflow anaerobic fixed film fixed bed reactor. *Journal of environmental science & engineering*, 48(2), 75-80.
- Valdivia Soto C. (1998). Filtración combinada en lechos de tezontle para el tratamiento de aguas residuales, Tesis de maestría, Universidad nacional Autónoma de México.
- Villaverde, S., García-Encina, P.A., Fdz-Polanco, F. (1997). Influence of pH over nitrifying biofilm activity in submerged biofilters. *Water Research*, 31(5), 1180-1186. DOI:10.1016/S0043-1354(96)00376-4
- Wang, H., Dong, W., Li, T., Liu, T. (2015). A modified BAF system configuring synergistic denitrification and chemical phosphorus precipitation: Examination on pollutants removal and clogging development. *Bioresource Technology*, 189, 44-52. DOI:10.1016/j.biortech.2015.03.132
- Yang, J., Liu, W., Li, B., Yuan, H., Tong, M., Gao, J. (2010). Application of a novel backwashing process in upflow biological aerated filter. *Journal of Environmental Sciences*, 22(3), 362-366. DOI:10.1016/S1001-0742(09)60116-9
- Zhao, X.L., Zhu, L., Bai, S.J., Zhou, M., Qian, J., Wu, W. (2014). Performance of a double-layer BAF using zeolite and ceramic as media under ammonium shock load condition. *Water Science and Engineering*, 7(1), 81-89. DOI:10.3882/j.issn.1674-2370.2014.01.009

## ANEXO 1

Cálculos para determinar el área superficial específica del tezontle

Se utilizaron los radios a, b y c medidos en las piedras de tezontle, designados como se observa en la siguiente figura.



**Figura A.1** Elipsoide

Para calcular el área superficial de cada piedra se utilizó la siguiente ecuación:

$$A_{SUPERFICIAL} = 4\pi[(a^p b^p + a^p c^p + b^p c^p)/3]^{\frac{1}{p}}$$

Donde  $p = \frac{a+b}{2c}$

En la siguiente tabla se muestra un ejemplo de cálculo para una de las muestras:

**Tabla A.1** Ejemplo de cálculo de área de una muestra

a	b	c	p	A mm <sup>2</sup>	m <sup>2</sup>
6.5	6	4.5	1.39	401.03	0.00040
5	4	3.5	1.29	216.36	0.00022
5	4.5	4	1.19	253.62	0.00025
5	4.5	4	1.19	253.62	0.00025
4.5	3.5	3.5	1.14	183.43	0.00018
7.5	4.5	4	1.50	347.77	0.00035
5.5	4.5	3	1.67	234.43	0.00023
6	5	4	1.38	311.57	0.00031
5	4.5	4.5	1.06	273.34	0.00027
4.5	3.5	3.5	1.14	183.43	0.00018
6.5	5.5	3	2.00	318.78	0.00032
6.5	5	3.5	1.64	311.08	0.00031
7.5	5	4.5	1.39	395.96	0.00040
5.5	4	3	1.58	215.16	0.00022
6.5	4.5	4.5	1.22	330.86	0.00033
7.5	5.5	3.5	1.86	378.72	0.00038
5.5	4.5	4.5	1.11	292.31	0.00029
4.5	3.5	2.5	1.60	152.37	0.00015
5.5	4.5	3.5	1.43	252.12	0.00025
7	4.5	3	1.92	290.40	0.00029
6	4.5	2.5	2.10	240.01	0.00024



5	4	3.5	1.29	216.36	0.00022
6	5	5	1.10	356.17	0.00036
7	5	3.5	1.71	331.47	0.00033
5	3.5	3	1.42	181.68	0.00018
5.5	4.5	2.5	2.00	221.04	0.00022
6.5	5	3	1.92	294.48	0.00029
6.5	5	2.5	2.30	285.25	0.00029
7.5	6	3	2.25	394.91	0.00039
5.5	5	3.5	1.50	271.86	0.00027
7.5	5	3.5	1.79	352.38	0.00035
5.5	4.5	4	1.25	271.79	0.00027
6	5	4.5	1.22	333.51	0.00033
5.5	5	4	1.31	291.96	0.00029
6	5	3	1.83	274.12	0.00027
5.5	5.5	2.5	2.20	264.69	0.00026
6.5	5.5	3.5	1.71	334.22	0.00033
7	4.5	3	1.92	290.40	0.00029
4.5	4	3	1.42	183.37	0.00018
7.5	4.5	4	1.50	347.77	0.00035
7.5	6	3.5	1.93	406.02	0.00041
5.5	4	3	1.58	215.16	0.00022
5	4	3.5	1.29	216.36	0.00022
5.5	4.5	4	1.25	271.79	0.00027
6	4.5	3.5	1.50	270.15	0.00027
7	4.5	4.5	1.28	350.55	0.00035
5.5	4.5	2.5	2.00	221.04	0.00022
7	4.5	4	1.44	328.20	0.00033
4.5	4	2.5	1.70	168.47	0.00017
5.5	4	3	1.58	215.16	0.00022
7.5	5	3	2.08	337.14	0.00034
5	5	3	1.67	235.34	0.00024
7.5	4.5	4	1.50	347.77	0.00035
6	5.5	3.5	1.64	312.87	0.00031
5	3.5	3	1.42	181.68	0.00018
7.5	6	4	1.69	424.72	0.00042
5	4.5	4	1.19	253.62	0.00025
6	5	3.5	1.57	291.22	0.00029
7.5	5	3.5	1.79	352.38	0.00035
7	4.5	2.5	2.30	279.95	0.00028
5.5	5	4	1.31	291.96	0.00029
6.5	5	3	1.92	294.48	0.00029
4.5	4	2.5	1.70	168.47	0.00017
5	4	3	1.50	199.04	0.00020

4.5	4	4	1.06	217.84	0.00022
6	4	2.5	2.00	217.78	0.00022
6	4	2.5	2.00	217.78	0.00022
7	4	3	1.83	266.43	0.00027
5	5	4	1.25	272.67	0.00027
6.5	5	4	1.44	331.56	0.00033
6	5.5	3	1.92	296.57	0.00030
4.5	3.5	3.5	1.14	183.43	0.00018
5	4	3	1.50	199.04	0.00020
6	4	3.5	1.43	249.59	0.00025
6	5	4.5	1.22	333.51	0.00033
7.5	4	3	1.92	284.48	0.00028
7	4	2.5	2.20	253.58	0.00025
5.5	4.5	3.5	1.43	252.12	0.00025
6	4.5	3.5	1.50	270.15	0.00027
5.5	4	2.5	1.90	200.73	0.00020
6	4	4	1.25	269.17	0.00027
5.5	4	3.5	1.36	232.80	0.00023
5.5	5.5	4	1.38	312.43	0.00031
5	4	3.5	1.29	216.36	0.00022
5.5	3.5	3.5	1.29	213.78	0.00021
7	4	3	1.83	266.43	0.00027
7.5	4	3	1.92	284.48	0.00028
6	4.5	3.5	1.50	270.15	0.00027
5.5	4	3	1.58	215.16	0.00022
5.5	4	2.5	1.90	200.73	0.00020
6	5	4.5	1.22	333.51	0.00033
7	4.5	4	1.44	328.20	0.00033
6.5	5	4	1.44	331.56	0.00033
5.5	4	2.5	1.90	200.73	0.00020
5.5	4.5	3	1.67	234.43	0.00023
6	4	3	1.67	231.76	0.00023
5.5	5	2.5	2.10	242.37	0.00024
7.5	5	4	1.56	372.79	0.00037
5	3.5	3	1.42	181.68	0.00018
6	5	4	1.38	311.57	0.00031
				SUMA	0.027

En la muestra para 115 piedras se obtuvo un área superficial de 0.027 m<sup>2</sup>, conociendo el número de piedras en el reactor (29945 piedras) se calculó el área superficial correspondiente a 1 metro de empaque en el reactor.

$$\frac{\# \text{ de piedras en el reactor}}{\# \text{ de piedras en la muestra}} (\text{área superficial de la muestra}) = \frac{29945 \text{ piedras}}{115 \text{ piedras}} (0.027 \text{ m}^2) = 7.03 \text{ m}^2$$

En la siguiente tabla se muestran los valores de área superficial obtenidos para las 5 muestras y el promedio resultante.

**Tabla A.2** Áreas superficiales calculadas para cada muestra

Muestra	Área superficial (m <sup>2</sup> )	Promedio (m <sup>2</sup> )
1	7.0	6.9
2	7.2	
3	6.8	
4	6.7	
5	6.9	

Conociendo el volumen del reactor que es de 17.7 L se calculó el área superficial específica.

$$\frac{6.9 \text{ m}^2}{0.0177 \text{ m}^3} = 390 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

ANEXO 2

Perfiles de remoción de contaminantes

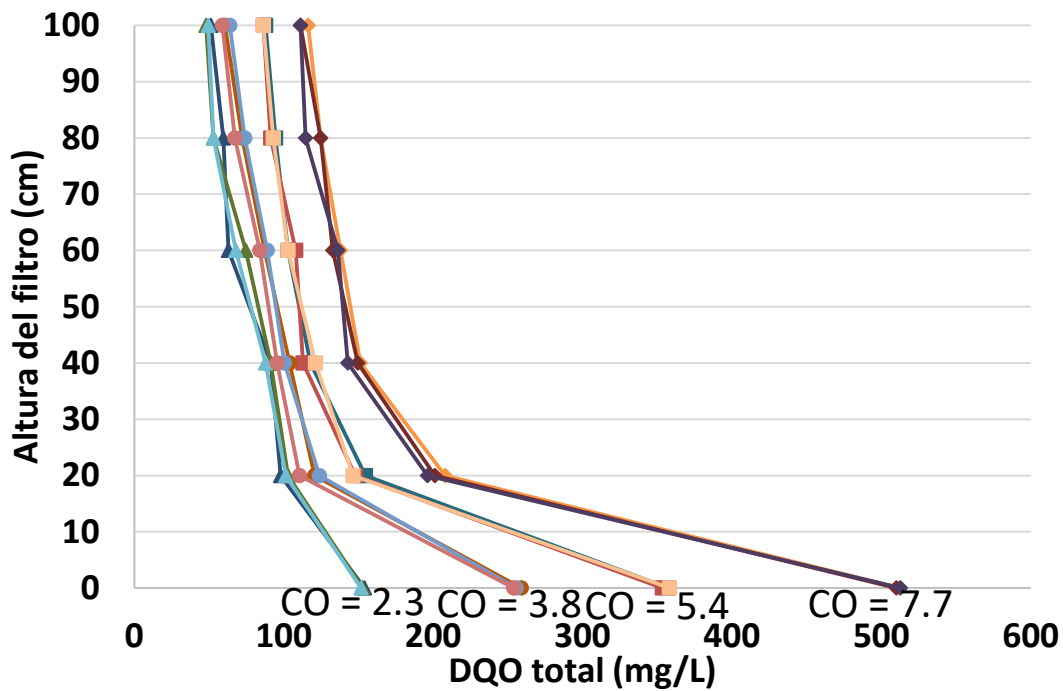


Figura A.2 Perfiles de DQO total

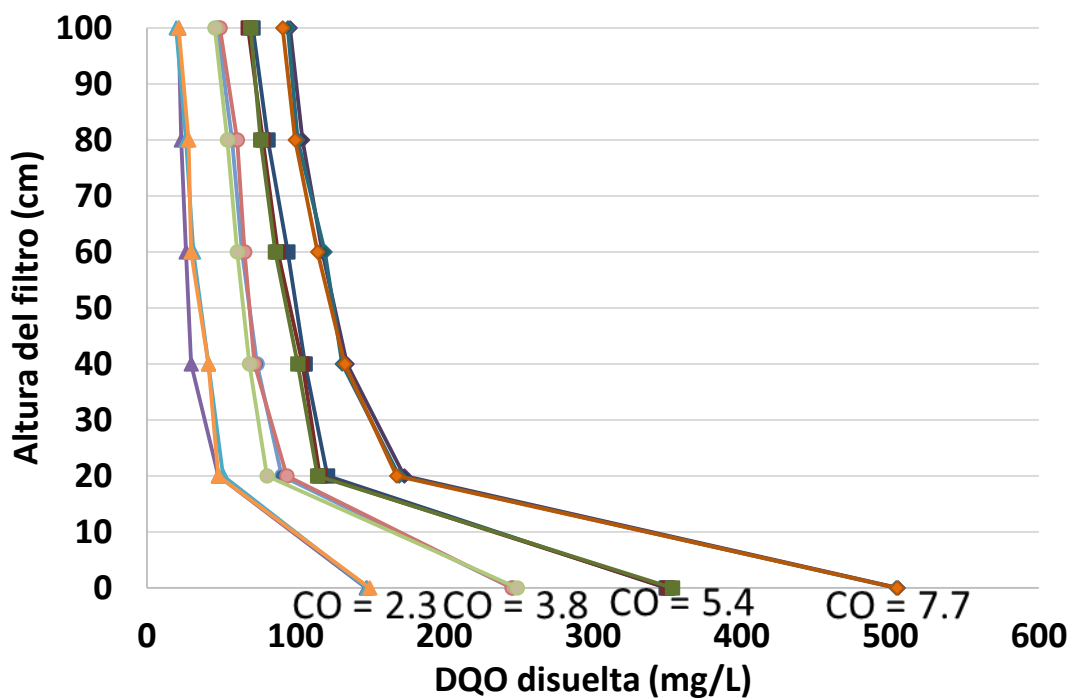


Figura A.3 Perfiles de DQO disuelta

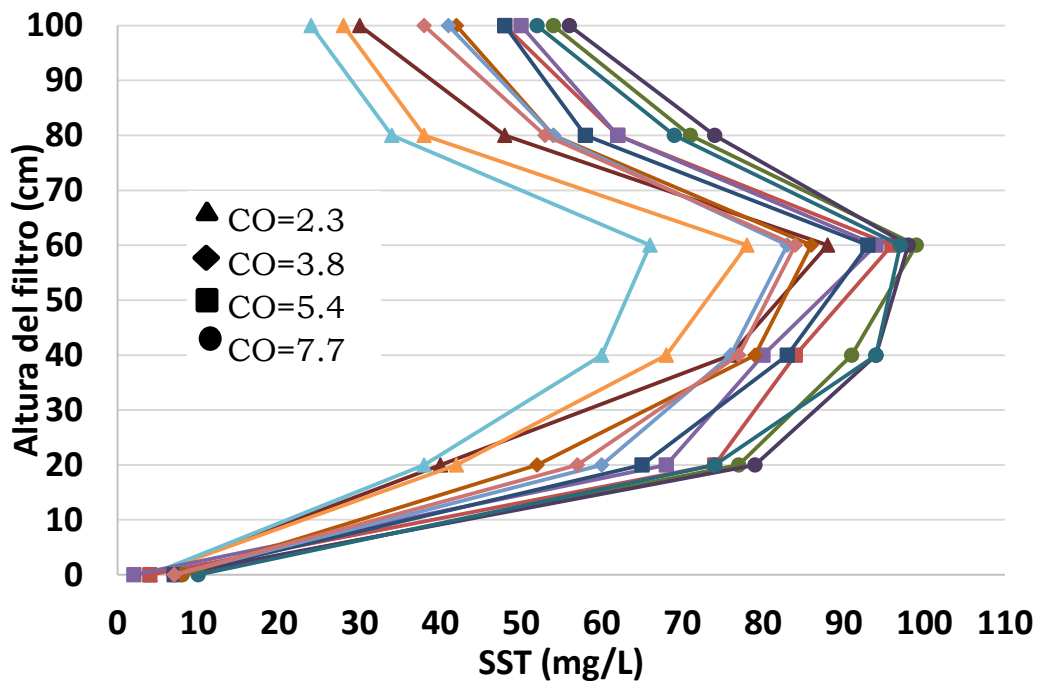


Figura A.4 Perfiles de sólidos suspendidos totales

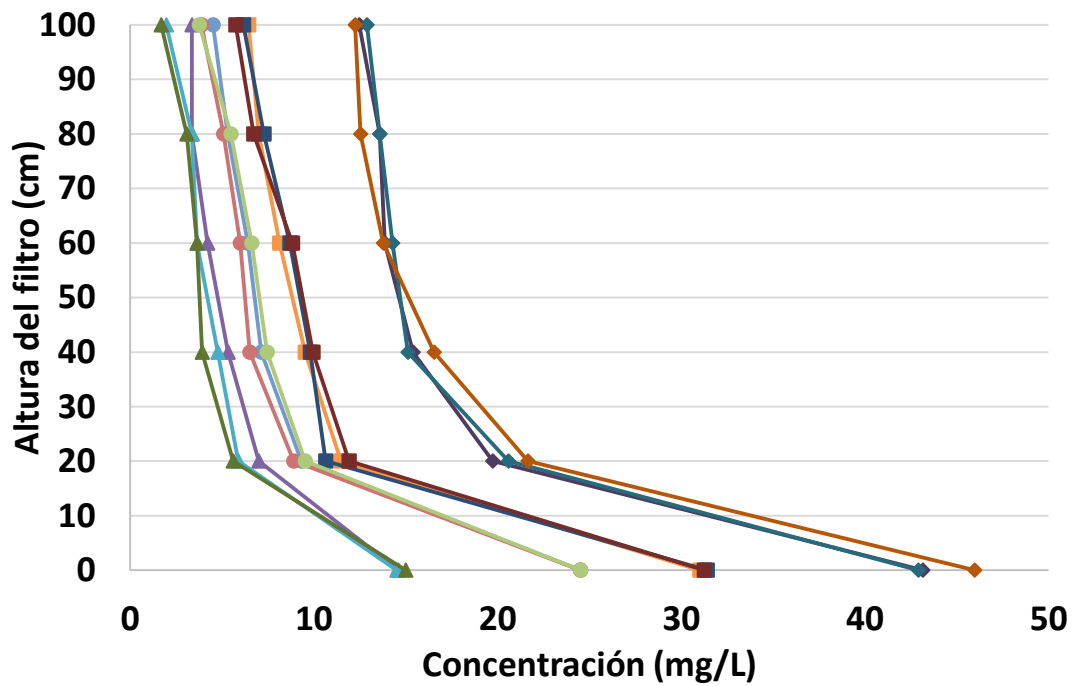


Figura A.5 Perfiles de nitrógeno amoniacal