



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

***FORMACIÓN Y EVALUACIÓN DE MEMBRANAS DINÁMICAS
MEDIANTE LA FILTRACIÓN DE UN EFLUENTE DE UN REACTOR
ANAEROBIO PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES
TIPO MUNICIPAL.***

Tesis

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERA QUÍMICA

PRESENTA

Ana Patricia Rendón Cerca



MÉXICO, D.F.

2014



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: **Profesor:** Francisco Javier Garfias Vásquez
VOCAL: **Profesor:** María Rafaela Gutiérrez Lara
SECRETARIO: **Profesor:** Juan Manuel Morgan Sagastume
1er. SUPLENTE: **Profesor:** José Agustín García Reynoso
2° SUPLENTE: **Profesor:** Gema Luz Andraca Ayala

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

Instituto de Ingeniería, UNAM

Asesor del tema:

Dr. Juan Manuel Morgan Sagastume

Supervisor técnico:

M. en C. Margarita Elizabeth Cisneros Ortíz

SUSTENTANTE (S):

Ana Patricia Rendón Cerca

Agradecimientos

A mis padres Tomas y Patricia que me apoyaron todo el tiempo, que me dieron las armas para enfrentarme a la vida.

A mi hermana por estar conmigo brindándome su apoyo en cada momento. Eres la mejor.

A mi tía Lety, a mamá Eva y a mi tío Jaime por su apoyo incondicional y por estar en cada momento pendiente de mí, sé que con ustedes podré afrontar todo.

In Memoriam

Quiero dedicar mi titulación como Ingeniera Química a mi Papá, el Sr. Jesús Cerca Morales. Te extraño mucho y me haces tanta falta. Has sido mi gran inspiración toda mi vida, me has enseñado que la palabra no se puede no existe, a luchar por lo que quiero y por lo que es justo.

Siempre estarás en mi corazón como el más grande amor de mi vida. A ti mi guerrero incansable.

Te amo.

A mis amigos Monse que has estado en todo momento como mi hermana mayor, a mis amigos que hice en mi estancia en el Instituto: Haymar, Mariana, Chantal chicas las amo. Wenses, Claudia, Cristi los quiero mucho gracias a ustedes la realización de este trabajo fue más ameno.

A Carlos que me impulso en la elaboración de la tesis y por apoyarme. Te amo

Al Dr. Morgan por la oportunidad que me dio al realizar el tema de mi tesis y al Dr. Armando por la oportunidad que me está brindando. Adrián por haberme dado la oportunidad de trabajar junto a él.

Gracias a todos.

Contenido

Índice de Figuras	I
Índice de Tablas	III
Glosario	IV
1. Introducción	1
2. Objetivo General	4
2.1 Objetivos particulares	4
3. Marco Teórico	5
3.1 Reactores anaerobios	5
3.2 Biorreactores de Membrana (MBR).....	7
3.2.1 Biofouling o Taponamiento de membrana	9
3.2.2 Modo de Operación de membrana y tipos de módulos	11
3.2.3 Configuración externa y sumergida	14
3.3. Membrana dinámica	16
3.3.1 Formación de la Membrana dinámica	18
3.3.2 Desarrollo y Materiales	20
3.3.3 Aplicaciones	22
4. Metodología experimental	23
4.1 Etapa 1: Selección del soporte secundario	25
4.2 Etapa 2: Selección del soporte secundario	28
4.2.1 Configuración externa.....	28
4.2.2 Metodología configuración sumergida	31
5. Resultados y discusiones.....	34
5.1 Etapa1: Selección del soporte secundario	34
5.1.1 Polipropileno PP1 (P1 y P2).....	35
5.1.2 Polipropileno PP2 (P1 y P2).....	38
5.1.2 Poliéster PE (P1 y P2)	40
5.2 Etapa 2: Selección de la configuración del módulo	45
5.2.1 Sistema Cross-Flow	45

5.2.3 Sistema Sumergido	49
5.2.3.1 Escala laboratorio con y sin preformación.....	49
5.2.3.2 Escala piloto con y sin preformación	54
6. Conclusiones	56
7. Sugerencias	57
8. Referencias.....	58
Anexos.....	66
Anexo 1. Adaptación del reactor tipo UASB	66
Anexo 2. Configuración del módulo Dead – End	67
Anexo 3. Módulo Cross- Flow	68
Anexo 4. Módulo sumergido (bolsa de filtro).....	69
Anexo 5 Tabla de resultados Dead- End	70
Anexo 5.1 Tabla de Polipropileno PP1 prueba 1.....	70
Anexo 5.2 Tabla de Polipropileno PP1 prueba 2.....	71
Anexo 5.3 Tabla de Polipropileno PP2 prueba 1.....	72
Anexo 5.4 Tabla de Polipropileno PP2 prueba 2.....	72
Anexo 5.5 Tabla de Poliéster PE1 prueba 1	73
Anexo 5.6 Tabla de Poliéster PE1 prueba 2	74
Anexo 5.7 Tabla de Poliéster PE2 prueba 1	75
Anexo 5.8 Tabla de Poliéster PE2 prueba 2	76
Anexo 6 Tabla de resultados Cross-Flow	77
Anexo 6.1 Tabla de Polipropileno PP2 prueba 1.....	77
Anexo 6.2 Tabla de Polipropileno PP2 prueba 2.....	77
Anexo 7. Tabla de resultados Módulo Sumergido en laboratorio.....	79
Anexo 7.1 Tabla Polipropileno PP2 sin preformación.....	79
Anexo 7.2 Tabla de Polipropileno PP2 con preformación	82
Anexo 8 Tabla de resultados Módulo Sumergido en piloto.....	83
Anexo 8.1 Tabla de Polipropileno PP2 con preformación piloto	83
Anexo 8.2 Tabla de Polipropileno PP2 sin preformación piloto	84

Índice de Figuras

Figura 1.1 Procesos de tratamiento de aguas residuales de origen municipal.....	2
Figura 3.1 Sistemas clásicos en el tratamiento anaerobio.....	6
Figura 3.2 Reactor anaerobio de flujo ascendente (por sus siglas en ingles UASB...)	7
Figura 3.3 Representación esquemática de la formación inicial de cake layer.....	12
Figura 3.4 Formación de la membrana dinámica.....	17
Figura 4.1 Etapas de la experimentación.....	23
Figura 4.2 Etapa1. Proceso de selección del soporte secundario.....	24
Figura 4.3 Etapa 2. Selección de la configuración del módulo.....	25
Figura 4.4 Reactor UASB en operación.....	26
Figura 4.5 Módulo Dead- End.....	27
Figura 4.6 Diagrama de proceso sistema Cross-flow.....	29
Figura 4.7 Diagrama de proceso sistema Cross-flow adaptado.....	30
Figura 4.8 Sistema para configuración sumergido.....	31
Figura 4.9 a. Reactor UASB b. Soporte para membrana.....	33
Figura5.1 Perfil de la PTM PP pruebas 1 y 2.....	35
Figura 5.2 Remoción de permeado en turbiedad, PP pruebas 1 y 2.....	36
Figura 5.3 Perfil de la presión trasmembrana (PTM).....	37
Figura 5.4 Comportamiento de PP2 en la pruebas 1 y 2.....	39
Figura 5.5 Comportamiento de PE1 y 2 en la pruebas 1 y 2.....	41

Figura 5.6 Relación de SS vs PTM.....	43
Figura 5.7 Cara superior e inferior de la membrana al final de la operación.....	44
Figura 5.8 Comportamiento PP prueba 1.....	46
Figura 5.9 Comportamiento PP prueba 2.....	47
Figura 5.10 Módulo Cross-flow al término de la prueba.....	48
Figura 5.11 Reactor con módulo sumergido.....	49
Figura 5.12 Perfil de PTM a escala laboratorio.....	51
Figura 5.13 Perfil de PTM y remoción en permeado.....	51
Figura 5.14 Perfil de PTM y remoción en permeado con preformación.....	52
Figura 5.15 Módulos al final de la operación (a) módulo con preformación (b) y (c) sin preformación.....	53
Figura 5.16 Perfil de PTM y remoción en turbiedad del permeado.....	54
Figura 5.17. Comportamiento del módulo sin preformación escala piloto.....	55
Figura Anexo 1.1 Adaptación del bidón para el reactor tipo UASB.....	66
Figura Anexo 2.1 Módulo Dead- End.....	67
Figura Anexo 3.1 Módulo Cross- Flow, parte inferior (a y d) y parte superior (b y c).....	68
Figura Anexo 4.1 Bolsa de filtro (Filter bag) a. fibra scotch brite y b. módulos sellados.....	69

Índice de Tablas

Tabla 4.1. Dimensiones del sistema Cross-flow.....	29
Tabla 5.1. Dimensiones del módulo Dead – End.....	34
Tabla 5.2 Características de los Soportes.....	34
Tabla 5.3 PTM máximas en las pruebas P1 y P2.....	40
Tabla 5.4 Valores máximos y mínimos para la prueba con PE.....	42
Tabla 5.5 Límites máximos permisibles de contaminantes.....	42
Anexo 5.1 Tabla de Polipropileno PP1 prueba 1.....	70
Anexo 5.2 Tabla de Polipropileno PP1 prueba 2.....	71
Anexo 5.3 Tabla Polipropileno PP2 prueba 1.....	72
Anexo 5.4 Tabla Polipropileno PP2 prueba 2.....	72
Anexo 5.5 Tabla de Poliéster PE1 prueba 1.....	73
Anexo 5.6 Tabla de Poliéster PE1 prueba 2.....	74
Anexo 5.7 Tabla de Poliéster PE2 prueba 1.....	75
Anexo 5.8 Tabla de Poliéster PE2 prueba 2.....	76
Anexo 6.1 Tabla de Polipropileno PP2 prueba 1.....	77
Anexo 6.2 Tabla de Polipropileno PP2 prueba2.....	77
Anexo 7.1 Tabla de Polipropileno PP2 sin preformación.....	79
Anexo 7.2 Tabla de Polipropileno PP2 con preformación.....	82
Anexo 8.1 Tabla de Polipropileno PP2 con preformación piloto.....	83
Anexo 8.2 Tabla de Polipropileno PP2 sin preformación piloto.....	84

Glosario

APHA	Asociación Americana de Salud Pública (por sus siglas en inglés)
AnMDBR	Biorreactores de membrana dinámica anaerobios
BRAM	Biorreactor de membrana anaerobio
CONAGUA	Comisión Nacional del Agua
CSTR	Reactor de flujo continuo de tanque agitado (por sus siglas en inglés)
DQO	Demanda química de oxígeno
MBR	Biorreactores de membrana
MD	Membrana Dinámica
MF	Microfiltración
MLSS	Sólido suspendido de licor mezclado
MLVSS	Sólido suspendido volátiles del licor mezclado
MnO ₂	Dióxido de Magnesio
NF	Nanofiltración
NH ⁴⁺ - N	Nitrógeno como nitrógeno amoniacal
NTU	Unidades de turbidez nefelométricas
OI	Osmosis inversa
P1	Prueba 1
P2	Prueba 2
PAC	Carbón activado en polvo (por sus siglas en inglés)
PAN	Poliacrilonitrilo

PDM	Membrana dinámica preformada
PE	Poliéster
PES	Polietersulfona
PP	Polipropileno
PTAR's	Plantas de tratamiento de aguas residuales
PTAR-CU	Planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria
PTM	Presión transmembrana
PVC	Policloruro de Vinilo
PVDF	Fluoruro de polivinildieno
RALF	Reactor de lecho expandido fluidizado
SEMARNAT	Secretaria del Medio Ambiente y Recursos Naturales
SFMD	Membrana dinámica autoformada
SFMDBRs	Biorreactor de membrana dinámica autoformada
SFMDBRs	Biorreactor de membrana dinámica preformada
SPE	Sustancias poliméricas extracelulares
SST	Sólidos suspendidos totales
T. Efl	Turbiedad del efluente
T. Inf	Turbiedad del influente
TRC	Tiempo de retención celular
TRH	Tiempo de retención hidráulico
UASB	Reactor anaerobio de flujo ascendente (por sus siglas en inglés)
UF	Ultrafiltración

1. Introducción

La búsqueda de nuevas fuentes de abastecimiento, así como la sobreexplotación de las fuentes de suministro como único medio para resolver la demanda de agua de la Ciudad de México, ha tenido su correlato. La extracción total de agua en el Valle de México asciende 1876.39 hm³/año, mientras que la estimación de la recarga de los acuíferos es de 750 hm³/año (CONAGUA, 2009).

Uno de los grandes pasivos ambientales de la Ciudad de México es el tratamiento de las aguas residuales que se generan (SEMARNAT, 2007). En el año 2010 se descargaron 658.63 hm³/año de aguas residuales municipales, de los cuales únicamente se trataron 491.96 hm³/año (CONAGUA, 2009).

Actualmente el Sistema de Aguas de la Ciudad de México cuenta con una infraestructura de tratamiento de 24 plantas de tratamiento de aguas residuales (PTAR's) con capacidad instalada de 3.49 hm³/año, sin embargo, solo se producen 1.31 hm³/año, que representan el 38% de la capacidad conjunta (SEMARNAT, 2007). En cuanto a los procesos empleados en el Valle de México, está el sistema de lodos activados utilizado en el 63% de las plantas de tratamiento de aguas residuales de origen municipal **Figura 1** (CONAGUA, 2009).

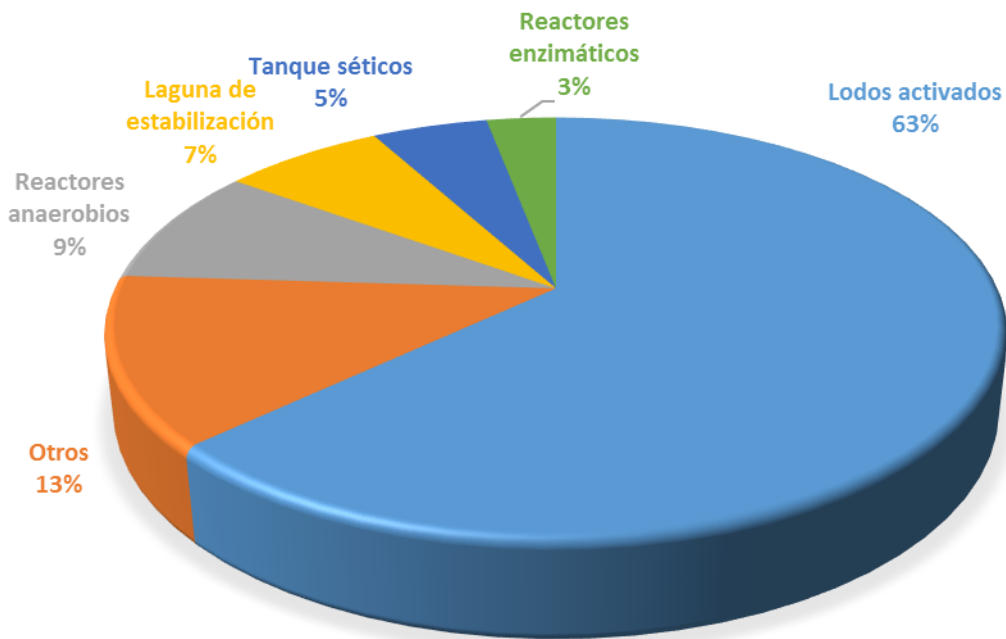


Figura 1. Procesos de tratamiento de aguas residuales de origen municipal.

Los sistemas de tratamiento de aguas residuales, han disminuido su eficiencia respecto a la producción y calidad de agua, ya que sus componentes requieren de mantenimiento, rehabilitación y/o sustitución, implementación de tecnología de punta y de nuevos procesos de saneamiento con miras a incentivar la recarga de acuíferos (CONAGUA, 2011).

Para poder realizar lo anterior es necesario incrementar los caudales de agua residual tratada, mediante la construcción, mantenimiento y actualización de la tecnología empleada en la infraestructura del tratamiento y reusó, evitando el rezago en el equipamiento, redundando en el bienestar de la población.

En las dos últimas décadas la tecnología de biorreactores de membrana (MBR) ha crecido exponencialmente debido a las ventajas que ofrece respecto a los procesos de tratamiento convencionales (Buer and Cumin, 2010). No obstante, la

popularización de los MBR todavía presenta varios problemas, tales como los elevados costos del módulo de membrana, el ensuciamiento de la membrana y el alto consumo de energía.

La tecnología de la membrana dinámica (MD) es uno de los métodos para resolver éstos problemas (Duan et al.2010). Debido a que la formación de la torta taponante es inevitable en la filtración, este fenómeno se puede explotar de manera innovadora mediante la formación de la membrana dinámica (Loderer et al. 2012). La MD no sólo tiene casi todas las características que pertenecen a las membranas comunes, también tiene algunas características distintivas, como el bajo costo, el bajo consumo de energía y el alto flujo (Sorensen and Sorensen, 1997).

Teniendo en cuenta lo anterior, en éste trabajo se constituyó un proceso de filtración utilizando la tecnología de la membrana dinámica, mediante el efluente de un reactor anaerobio en el tratamiento de aguas residuales del tipo municipal.

La experimentación se dividió en dos etapas principales, la cual comprendió la selección del soporte secundario y la selección de la configuración del módulo de filtración.

Finalmente con los resultados obtenidos se pretende determinó la configuración del módulo y el soporte secundario adecuado para tratar el efluente del reactor anaerobio.

2. Objetivo General

Formar y evaluar un sistema de membrana dinámica (MD) mediante la filtración de un efluente anaerobio, utilizando como soporte un material textil para el tratamiento de aguas residuales tipo municipal.

2.1 Objetivos particulares

Seleccionar un material de índole textil que servirá de membrana secundaria.

Determinar la configuración adecuada para el buen funcionamiento de una MD.

Evaluar la calidad del permeado de una MD que operará con el efluente de un reactor anaerobio (UASB).

3. Marco Teórico

3.1 Reactores anaerobios

El tratamiento anaerobio es cada vez más reconocido como el método básico de una tecnología avanzada para la protección del medio ambiente y la preservación de los recursos, ya que representa junto con otros métodos, un sistema de tratamiento de aguas residuales sostenible y adecuado para los países en desarrollo (Seghezzi and Zeeman, 1998).

Los procesos anaerobios han sido utilizados para el tratamiento de las aguas residuales municipales e industriales. Estos procesos transforman materia orgánica en metano y dióxido de carbono (McCarty and Smith, 1986).

Según Ruiz et al. (1998) el gran desarrollo que tuvo la tecnología anaerobia se debió a la aplicación sistemática de los siguientes conceptos:

Desacople del tiempo de retención hidráulico (TRH) y del tiempo de retención celular (TRC) dentro del reactor.

Mejora del contacto entre la biomasa activa y el agua residual, minimizando las zonas muertas dentro del reactor y optimizando la transferencia de sustratos y productos entre las diferentes fases, biomasa-líquido-gas, en el reactor.

Mejora de la actividad metanogénica de la biomasa al proveer las condiciones óptimas, tanto el control de las condiciones en la fase líquida del reactor, como en los efectos sinérgicos generados en los agregados metanogénicos por la organización espacial de las diferentes poblaciones microbianas en el floculo bacteriano.

En el sistema clásico de tratamiento de aguas residuales anaerobio consta del tanque decantador-digestor conocido como la fosa séptica y el tanque Imhoff (Figura 3.1), en donde se retienen los sólidos sedimentables (Haandel et al. 2006).

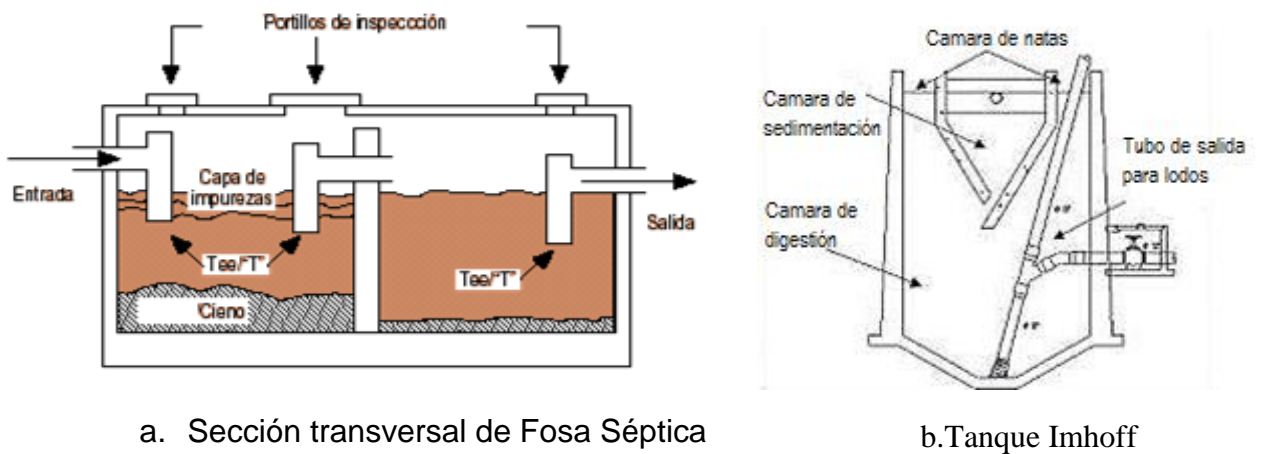


Figura 3.1. Sistemas clásicos en el tratamiento anaerobio.

Los procesos de contacto de mezcla completa (CSTR) y los sistemas anaerobios son sistemas que han estado en funcionamiento desde hace años. Por lo general, se consideran sistemas dispersos de crecimiento (McCarty and Smith, 1986).

En la década de los setenta y los ochenta existió un gran resurgimiento de la tecnología anaerobia con el desarrollo de los denominados digestores anaerobios de alta tasa, por ejemplo, reactor anaerobio de flujo ascendente (por sus siglas en ingles UASB), filtro anaerobio, reactor de lecho expandido fluidizado (RALF), reactor de flujo a pistón.

El reactor UASB es extensamente utilizado para el tratamiento de varios tipos de aguas residuales, el éxito del concepto se basa en el establecimiento de una cama de lodos denso en la parte inferior del reactor, en donde todos los procesos

biológicos tienen lugar (**Figura 3.2**). La cama de lodos está formada, básicamente por la acumulación de sólidos en suspensión entrantes y el crecimiento bacteriano. La retención del lodo, ya sea granular o floculante, dentro del reactor UASB permite un buen rendimiento del tratamiento a altas velocidades de carga orgánica. La turbulencia natural causada por el flujo del influente y la producción de biogás proporciona un buen contacto entre la biomasa con las aguas residuales en el sistema (Haandel et al., 2006).

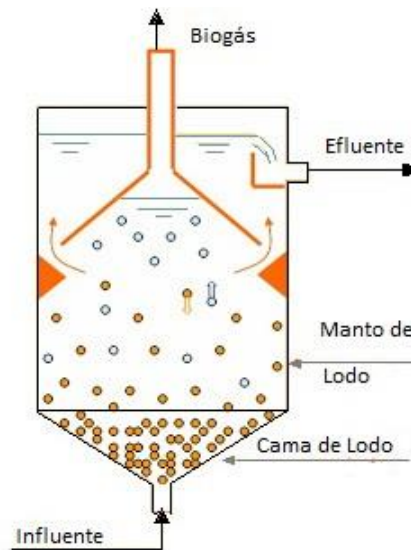


Figura 3.2 Reactor anaerobio de flujo ascendente (por sus siglas en inglés UASB)

3.2 Biorreactores de Membrana (MBR)

La tecnología de biorreactores de membrana (MBR), combina procesos biológicos de degradación (aerobia y anaerobia) con separación directa sólido-líquido a través de membranas de ultra y micro filtración (Judd, 2006). Esta tecnología se introdujo ampliamente para su aplicación industrial en la década de 1990 (Skouteris et al. 2012).

En el proceso MBR, la membrana separa los sólidos suspendidos del licor mezclado (MLSS); esto es una fase “concentrada” compuesta de biomasa a una fase de partículas libres llamada permeado (Li et al. 2008). Los sistemas MBR permiten una completa retención de flocos bacterianos y de virtualmente la totalidad de sólidos suspendidos del efluente biológico, ofrece varias ventajas sobre los sistemas convencionales de lodos activados, incluyendo una excelente eliminación de sólidos y la retención completa de la biomasa dentro del sistema que permitiendo altas concentraciones de biomasa hasta 20g/L (Brown et al. 2011). También permite un tiempo de retención de sólidos (TRS), que puede ser operado independientemente del tiempo de retención hidráulico (TRH) (Visvanathan, 2000). El funcionamiento a un alto TRS aumenta el rendimiento del tratamiento y reduce la producción de lodos, que a su vez reduce los costos de eliminación de los mismos.

La ventaja de los MBR se puede mejorar mediante el trabajo en condiciones anaerobias (BRAM). El acoplamiento de la membrana al tratamiento anaerobio, permite el funcionamiento a altas concentraciones de biomasa y el desacoplamiento de los tiempos de retención hidráulico y de sólidos (J. Zhang et al. 2007). El BRAM también puede desempeñar un papel clave en la recuperación de energía debido a su capacidad para producir metano (CH_4) de la utilización de una gran fracción de los compuestos orgánicos en las aguas residuales (Sutton et al. 2011). El BRAM puede convertir hasta el 98% de la demanda química de oxígeno DQO (influyente) en biogás y, además, debido a la producción de bajo crecimiento de los microorganismos anaerobios, la producción de lodo es muy pequeña (Skouteris et al. 2012).

La principal desventaja de ambos tipos de MBR, tanto anaerobio como aerobio, es el ensuciamiento de la membrana, lo que conduce a la reducción de los flujos de permeado en la membrana y, por lo tanto, el aumento de los costos (Hu et al. 2006).

El uso de BRAM en el tratamiento de aguas residuales municipales a escala real ha sido muy limitado, sin embargo, en los últimos años se ha incrementado la investigación a nivel laboratorio, especialmente con el uso de membranas

sumergidas, por ello se han utilizado membranas planas (Hu et al., 2006; D. Jeison and van Lier, 2006; David Jeison et al. 2008; Q. Wang et al. 2011; Wen, Huang, and Qian, 1999).

3.2.1 Biofouling o Taponamiento de membrana

Una membrana puede ser definida como una barrera selectiva o una interface entre dos fases. Esta membrana tiene la habilidad de transportar algunos componentes del influente más fácilmente que otros debido a la diferencia en las propiedades físico-químicas entre éstas y los compuestos permeados. El transporte de materia a través de la membrana es causado por una fuerza conductora que actúa sobre los componentes del influente; dicha fuerza conductora puede ser gradiente de presión, concentración, potencial eléctrico o temperatura. (Mulder, 1996). Las membranas han sido ampliamente utilizadas como tratamiento terciario o bien como constituyentes de los biorreactores de membrana (Fane, 2002). Sin embargo, para su uso existe un fenómeno inevitable en el proceso que es difícil de controlar: el biofouling o taponamiento de membrana.

El taponamiento se refiere a la deposición o adsorción de material sobre la superficie de la membrana o entre los poros durante la operación (Drews, 2010). Este proceso involucra varios mecanismos como la adhesión y el crecimiento de los microorganismos, así como producción de metabolitos que secretan sobre la superficie de la membrana y otros componentes taponantes como materia inorgánica y orgánica, que se denominan sustancias poliméricas extracelulares (SPE) (Sombatsompop, et al. 2006). Se dice que el taponamiento es causado por la combinación de los componentes en el reactor (orgánicos solubles, partículas coloidales del influente y de lisis celular, así como precipitados inorgánicos) que a su vez son influenciados por parámetros tales como la composición del agua residual y del sistema biológico, tipo de membrana, condiciones hidrodinámicas y

sistema químico (Stuckey, 2012). Como resultado, es muy difícil distinguir la medida en la cual cada uno de estos factores afecta al rendimiento de la filtración. La identificación del factor de ensuciamiento es crucial para su control y la selección de las medidas apropiadas, estos pueden dividirse en tres grupos: (1) establecer los parámetros para el proceso de lodos activados, que también se utiliza para caracterizar el funcionamiento MBR, (2) las mediciones de flujo crítico (3) y diversas pruebas de filtración (Huyskens et al. 2011).

Esta pérdida resulta en grandes superficies requeridas de membrana, las altas presiones aplicadas o velocidades de flujo cruzado / tasas de corte que dan como resultado en un mayor gasto energético, o limpiezas químicas frecuentes de las membranas (Drews, 2010).

El taponamiento se puede clasificar en reversible e irreversible, el primero se refiere a la suciedad que se puede eliminar por medios físicos tales como lavado a contracorriente o la relajación bajo condiciones de flujo cruzado, mientras que el taponamiento irreversible se refiere a las incrustaciones, que sólo puede ser eliminado por limpieza química (Zhang et al. 2010;Judd, 2006). El primero se produce debido al depósito externo de material (torta de filtración/cake layer) y se elimina principalmente durante las pausas de filtración o ciclos de retrolavado, mientras que el taponamiento irreversible no puede ser eliminado por cualquier operación de limpieza y se produce durante períodos largos.(Drews, 2010).

Se considera que los factores que afectan el ensuciamiento de la membrana tienen que ser divididos en los parámetros de operación y biológicos de la membrana. El factor de "operación" como puertos de aireación y las dimensiones del módulo se ha añadido a los factores originales y completan el grupo de parámetros de diseño (Judd, 2006).

3.2.2 Modo de Operación de membrana y tipos de módulos

Los biorreactores con membrana pueden ser operados en dos modos, a presión constante o bien a flujo constante. Para el primer caso se utilizan membranas externas (presión positiva) mientras que para el segundo se utilizan membranas sumergidas (presión negativa o succión) (Herrera, 2011).

En sistemas de filtración que operan a presión, los cuales son los más comúnmente utilizados en el tratamiento de aguas residuales, existen cuatro tipos de membranas de acuerdo a su rango de separación (corte de peso molecular o de tamaño de poro): ósmosis inversa (OI), nanofiltración (NF), ultrafiltración (UF) y microfiltración (MF). Las membranas de MF y UF sirven para remover moléculas orgánicas y coloides de gran tamaño y algunos microorganismos a través de un mecanismo de tamizado basado en el tamaño de los poros de la membrana. Con las membranas de MF y UF, se pueden alcanzar niveles adecuados de tratamiento para el reúso de aguas residuales (Salazar, 2011).

En esta operación hay un fuerte decremento del flux que ocurre durante las etapas tempranas de filtración, la velocidad de taponamiento decrece hasta alcanzar un estado estacionario. Bae and Tak,(2005) propusieron un modelo hipotético de tres etapas para explicar la formación de capa taponante en BRM externos: *Fase 1 o de decremento logarítmico de flux*, como consecuencia de deposición irreversible de moléculas solubles y biopolímeros en la membrana (condicionamiento). *Fase 2 o de atenuación de decremento de flux*, como consecuencia de la deposición de partículas de lodo sobre la superficie condicionada (adhesiva) y *Fase 3 o de equilibrio*, en la cual el flux se estabiliza, indicando que un equilibrio entre la filtración y el retro transporte es alcanzado (**Figura 3.3**).

Por otro lado, en la operación a flux constante la convección de moléculas taponantes no disminuye e incluso se ha reportado que el taponamiento se auto-acelera, posibilitando que eventualmente se produzca un nítido incremento en la

presión transmembrana (PTM). Dado que la velocidad de taponamiento se incrementa con el flux, la operación de BRM a flux constante se prefiere a flujos modestos con la finalidad de limitar el taponamiento.



Figura 3.3. Representación esquemática de la formación inicial de cake layer.

En este modo de operación, la evaluación del taponamiento en función del tiempo que se ha conceptualizado en tres etapas (Le-Clech et al. 2006):

Etapa 1. Taponamiento condicionante: las interacciones entre la superficie de la membrana y los biopolímeros presentes en el licor mezclado son las responsables de la primera etapa del taponamiento en operación a flux constante (Ognier et al. 2004; J. Zhang et al. 2006). Como resultado, la membrana se “condiciona”, situación que favorece la posterior adhesión de flóculos, bacteria y otros sólidos sobre ella.

Etapa 2. Taponamiento lento: Incluso cuando los BRM son operados a flujos muy bajos (condiciones subcríticas) se produce una intermitente deposición de flóculos, polímeros que cabrían a lo largo de la membrana, situación que sirve como germen para el desarrollo de capa taponante “cake layer”. La velocidad de deposición de biopolímeros (y el predecible incremento del PTM) se espera que aumente a medida

que el tiempo de operación lo haga, teniendo como consecuencia final una etapa 2 de menor duración. Además, debido a que los disturbios en el flujo, fuerzas de cizalla o flux son comunes en BRM, patrones irregulares de deposición de sólidos/taponamiento pueden ser la consecuencia predecible.

Etapa 3. Incremento exponencial de PTM: Con regiones o poros de la membrana mayormente taponados que otros, se espera que exista un decremento significativo en el flux. Este fenómeno es auto-favorecido y, si la operación se mantiene, suele tener como resultado la consolidación de taponamiento severo, caracterizado por incrementos exponenciales en la PTM del sistema. Las causas macromoleculares de este incremento súbito de PTM son inciertas y algunos mecanismos han sido postulados para explicar los citados incrementos de PTM en una condición dada (J. Zhang et al. 2006).

Los materiales más comúnmente usados para las membranas son polímeros orgánicos, por ejemplo, polietileno, polipropileno (PP), polietersulfona (PES), poliacrilonitrilo (PAN) y fluoruro de polivinildieno (PVDF) puesto que son significativamente más baratos; aunque también están disponibles membranas metálicas y de cerámicas. Existen varios tipos de módulos de membranas: de fibra hueca, tubulares, planas en espiral y capilares (Mulder, 1996).

Las membranas de fibra hueca están entre las membranas de uso industrial más comunes. En un elemento de esta membrana, las fibras (con diámetro típicamente menor a 1mm) hechas de material poroso son empaquetadas juntas longitudinalmente, selladas con una resina y adheridas a una base. Un módulo típico de membranas de fibra hueca puede tener desde algunos cientos hasta 10000 fibras. Son usualmente empleadas en UF y OI (Mulder, 1996).

Las membranas tubulares regularmente se encuentran en el interior de un tubo, de tal manera que la filtración ocurre de adentro hacia fuera. Este tipo de membranas puede tratar aguas con una alta cantidad de sólidos suspendidos debido a su diámetro (el cual varía entre 1 y 2 pulgadas). Debido a su baja densidad de

empaquete, su precio por unidad de área es mayor en comparación con las membranas de fibra hueca (Mulder, 1996).

La membrana plana, es uno de los módulos de membrana inicialmente desarrollados, es simplemente una serie de membranas planas separadas por espacios alternados para el permeado y el agua de alimentación (Mulder, 1996).

Las membranas en espiral son creadas a partir de “hojas” de membranas planas, las cuales, son enrolladas alrededor de un tubo colector. Cada “hoja” está constituida por dos membranas planas separadas por un espacio conocido como colector de permeado. Las membranas en espiral se desarrollaron como una eficiente configuración para remover sólidos disueltos y, por esto, que están principalmente asociados a NF y OI. El diámetro del módulo puede alcanzar 40 cm y puede estar constituido por aproximadamente 20 hojas de membrana plana. Sus ventajas incluyen durabilidad bajo altas presiones y compactación (Mulder, 1996).

En las membranas capilares, el módulo es formado por un gran número de capilares que están arreglados en un paquete, el diámetro de los capilares es de 0.5 mm. Debido a su menor diámetro, estas membranas están más expuestas al taponamiento. El flujo a través de las membranas capilares puede ser de dentro hacia fuera y de afuera hacia dentro. Son usadas para remover compuestos fenólicos, como membranas de MF y para el tratamiento de aguas naturales (Mulder, 1996).

3.2.3 Configuración externa y sumergida

De acuerdo a la operación de la membrana en el reactor, se tienen dos configuraciones: bajo presión, la membrana se coloca fuera del reactor (membrana externa) y el efluente de este es bombeada hacia la membrana para obtener el permeado. En la configuración operada bajo vacío (membrana sumergida o

inmersa), la membrana es colocada directamente en el líquido y el permeado es extraído a través de la membrana por bombeo o gravedad (Vivas, 2013).

Las membranas sumergidas pueden ser usadas de dos formas: inmersas directamente en el biorreactor o en una cámara separada (Liao, et al. 2006). En el caso de la membrana externa es empleada la filtración tangencial (cross-flow), ésta puede mejorar el retro-transporte de partículas y reduce el taponamiento al incrementar el coeficiente de difusión, debido a la combinación de la difusión Browniana a la difusión inducida por fuerzas de corte y a los mecanismos de ascenso inercial, aunque la difusión Browniana tiende a disminuir cuando el tamaño de la partícula aumenta, las otras fuerzas, que son generadas por el flujo perpendicular, tienden a incrementar con el flux y el tamaño de partículas. Por lo tanto, entre menor sea el tamaño de la partícula mayor será su velocidad hacia la membrana y habrá una mayor deposición sobre la superficie de la membrana, al mismo tiempo que se formará una película más densa con una mayor resistencia específica (Salazar, 2011).

La filtración de flujo cruzado es un proceso en el que la formación de la torta está limitada por el flujo de la suspensión que es paralela a la superficie de filtración, debido a que el sistema es presurizado, el agua es forzada a pasar través del filtro. En contraste, con el caso convencional de filtración de punto muerto (Dead – End), las partículas son retenidas por medio del filtro, mientras que el líquido fluye a través de la torta y a través del medio (M. Al-Malack & Anderson, 1997).

3.3. Membrana dinámica

El biorreactor de membrana anaerobio (BRAM) puede lograr una alta eficiencia de separación sólido-líquido y por lo tanto permite el control independiente del tiempo de retención hidráulico (TRH) y el tiempo de retención de sólidos (TRS). Como consecuencia de ello, los partículas de compuestos orgánicos en el reactor puede ser hidrolizadas, además de, degradar los sólido debido a las largos del tiempos retención (Grundestam and Hellström, 2007). En las aplicaciones prácticas de biorreactores de membrana anaerobios (BRAM), todavía hay obstáculos tales como los altos costos del módulo de membrana, bajo flujo de membrana, el rápido ensuciamiento de la membrana, etc. Con lo cual, la tecnología de las membrana dinámica (MD) puede ser un enfoque prometedor para resolver estos problemas (X. Zhang et al. 2010)

La Membrana dinámica (MD) también llamada membrana secundaria, está formada en un material de soporte subyacente (soporte secundario), por ejemplo una membrana, malla, o un filtro de tela, formada cuando la solución filtrada contiene partículas sólidas en suspensión tales como células y flóculos (Ersahin et al. 2012). La MD podría alcanzar una alta eficiencia de separación sólido-liquido (por lo tanto un efluente bajo en SST), y un alto flujo de filtración (Chu et al. 2008).

La membrana en sí misma ya no es necesaria, ya que el rechazo de sólidos se lleva a cabo por la capa taponate (cake layer) que se formar y vuelve a formarse *in situ*. Una vez que la membrana está severamente sucia, la capa dinámica puede ser eliminada y reemplazada por una nueva capa depositada. Por lo tanto, el gasto de los adquisitivo y la sustitución por nueva membrana está escatimado (Cao, et al. 2010). La formación de una torta o una capa de gel sobre la superficie de la membrana ofrecen una resistencia adicional al flujo de permeado, así como, a la resistencia hidráulica de la membrana. Muchos de los modelos que incorporan la formación de esta capa se han desarrollado sobre la base de la formación de la torta

en la filtración estática con algunas modificaciones para incluir los efectos de cizallamiento tangencial sobre el espesor de capa de la torta (Beicha *et al.* 2009).

Los biorreactores de membrana dinámica anaerobios (AnMDBR) tienen la ventaja en bajos costos de inversión sobre los módulos de membrana, alto flujo de filtración, funcionamiento a baja presión, y fácil lavado a contracorriente, así como con las ventajas de biorreactores de membrana para el tratamiento de aguas residuales municipales (Cao *et al.* 2010).

Lee *et al.* (2001) menciona que los sólidos en suspensión pueden ser un factor importante que afecta la permeabilidad de la membrana debido a que los flóculos microbianos, principalmente en MBR podrían formar una membrana dinámica en la superficie de la membrana. La **Figura 3.4** ilustra la membrana dinámica. Las partículas pequeñas como compuestos orgánicos solubles deteriorarán la permeabilidad de la membrana mediante la adsorción directamente sobre la superficie o el interior de los poros de la membrana al llegar a ésta sin ningún tipo de interrupción (**Figura 3.4a.**). Sin embargo, cuando las partículas grandes como flóculos microbianos están presentes (**Figura 3.4b.**), la capa de depósito de microorganismos se acumulan en la superficie de la membrana que se conoce como una membrana formada dinámicamente.

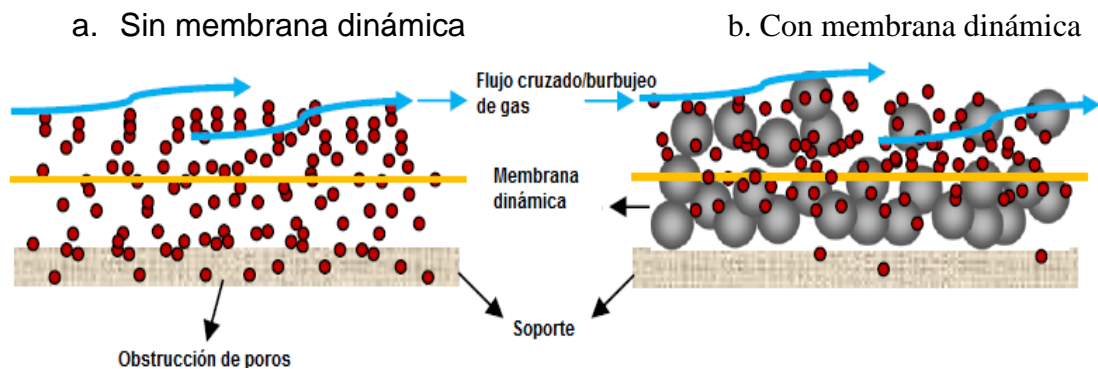


Figura 3.4. Formación de la membrana dinámica

3.3.1 Formación de la Membrana dinámica

Hay dos tipos básicos de membranas dinámicas, preformada (*pre-coating*) PMD y auto-formadas (*self-forming*) SFMD (Jiratananon, 1997; Ye et al. 2006) la diferencia entre los dos tipos es que, el licor de mezcla (MLSS) se puede filtrar con o sin la sustancia para formar la membrana dinámica (Yu and Dong, 2011).

La membrana auto-formada está constituida por los componentes en la solución a ser filtrada en una superficie de soporte (Yu and Dong, 2011). Los biorreactores de membrana dinámica auto-formada (SFMDDBRs) puede ser considerada como una variante de biorreactores de membrana comunes (MBR) (Ersahin et al. 2012; Fan and Huang, 2002). Los módulos de filtración en SFMDDBRs están hechas de materiales baratos de poro grueso en lugar de membranas en MBR de microfiltración (MF) / ultrafiltración (UF), la idea consiste en utilizar las membranas dinámicas auto-formada (SFMDs) (es decir, se “desean” capas de lodos depositados sobre materiales de poro grueso) para lograr MF / UF equivalentes en eficiencia de separación sólido-líquido. El tiempo de formación de SFMDs, ésta indicado por el tiempo que tarda la concentración de sólidos suspendidos (SS) del efluentes en llegar aproximadamente a cero (Fan and Huang, 2002; Kiso et al. 2005; Liang et al. 2012; Wang et al. 2012).

Se ha reportado ampliamente de que SFMDs se pueden formar con éxito en varios tipos de materiales de poro grueso (por ejemplo, de malla de nylon y tela no tejida) y pueden servir como barreras de resistencia de baja filtración eficaces a sólidos suspendidos (Kiso et al., 2000; Liang et al., 2012; Jian Zhang et al., 2010). En tales condiciones, la propia membrana puede ser ya no es necesaria, ya que el rechazo de los sólidos será proporcionado por la cake layer, que, aparentemente, actuará como una membrana dinámica auto-formada (David Jeison *et al.* 2008).

La preformada (PMD) se produce haciendo pasar una solución de uno o más componentes específicos sobre la superficie de un soporte poroso (Cai, et al .2013; Yu and Dong, 2011), ésta también se puede subdividir en dos grupos: aditivos y compuesto (bi-capa). Los aditivos de la membrana pre-formada son individuales, se forman generalmente por un solo material en un solo paso, las membranas de material compuesto se producen mediante un proceso de formación de dos pasos (Ersahin et al. 2012). Las membranas más prometedoras que se han desarrollado es con el hidróxido de circonio (IV)/poliacrílico (Jiratananon, 1997). Los componentes para la preformación son soluciones que incluye óxidos hidratados, polielectrolitos naturales, y polímeros orgánicos sintéticos se utilizaron para la preparación de la membrana dinámico (Yu and Dong, 2011).

Chu et al.(2008) utilizaron bio-diatomita como PMD, se preparó junto con lodo activado (aproximadamente 5400 mg/L MLSS) y con agua residual municipal. La tierra de diatomeas se añadió continuamente en el biorreactor durante el período de inoculación para llegar a una concentración de aproximadamente 7000 mg/L. Este fue operado continuamente a través de la alimentación con agua residual municipal, los MLSS y MLVSS en el reactor BDMD eran mantenido alrededor de 11000 mg / L y 4500-5000mg / L, de licor mezclado respectivamente. El período de operación de BDMD involucrado tres etapas, es decir, pre-recubrimiento, filtración y de lavado a contracorriente. La filtración se detuvo una vez que la presión de operación se llegó a 40 kPa y a continuación se inició de lavado a contracorriente.

Con el fin de aliviar el ensuciamiento de la membrana Ye et al.(2006) estudiaron una membrana dinámica preformada (PMD). El módulo de membrana consistía en tela de filtro de terylene® 56-micras como membrana de soporte y como reactivo de pre-recubrimiento carbón activado en polvo (PAC). El biorreactor de membrana dinámica con capa preliminar (PMDBR) se utilizó en el tratamiento de aguas

residuales municipal. Se encontró que mientras que el flujo de PMD se mantuvo a un valor alto, la presión de operación de PMD se elevó a 42 kPa después de 43 días de funcionamiento estable de la PMDBR, y la eficiencia de eliminación de la DQO del efluente y $\text{NH}_4^+\text{-N}$ fueron tan buenos como un biorreactores de membrana de fibra huecas tradicional.

3.3.2 Desarrollo y Materiales

Ersahin et al.(2012) reporta que los primeros estudios sobre MDs fue informado por Marcinkowsky et al. (1966), quien utilizó cloruro de zirconilo (ZrOCl_2) como MD para el rechazo de sales en un proceso de ósmosis inversa. Los principales objetivos de estas investigaciones fueron en el tratamiento de aguas residuales y eliminación del colorante de proteínas (Gaddis et al. 1979; Groves et al. 1983.). Algunos investigadores también han probado membranas de UF dinámicas en la industria alimentaria (Kishihara et al.1984; Jiraratananon et al.1997).

Nakao and Nomura, (1986) utilizaron tres tipos de membranas dinámicas inorgánicas para la ultrafiltración, las cuales se formaron en un soporte tubular de cerámica mediante el filtrado de soluciones coloidales de Zr (IV), Al (III) y Fe (III).

En 1997 Al-Malack and Anderson, estudiaron la viabilidad de la limpieza de las membranas dinámicas sin causar efectos perjudiciales a su rendimiento, la membrana principal fue hecha de multifilamento de poliéster tejido, mientras que la membrana dinámica se forma a partir de un precipitado de dióxido de manganeso (MnO_2), se realizaron limpiezas ácidas, así como con agua de corriente, aire y mecanismos de apagado-encendido. Para 1998 M. Al-Malack et al., estudiaron el efluente de las lagunas de estabilización anóxicas con flujo cruzado utilizando membranas dinámicas de microfiltración.

La primera aplicación que reporta Ersahin et al.(2012) en tratamiento de aguas residuales por vía aerobia donde se utilizó la MD fue a mediados de 1990, por otro

lado por vía anaerobia es reportado por Pillay et al. 1994. La investigación sobre sistemas AnMDBR ha ido en aumento desde el año 2007 con varios intentos con el fin de optimizar las condiciones operativas de la MD.

La selección de un material como soporte (soporte secundario) es un paso crítico para la formación de una capa dinámica. El material del soporte debe tener un tamaño de poro apropiado con el fin de formar y retener el material que forma la membrana en su superficie. Además que debe ser lo suficientemente resistente para soportar las presiones y además de ser barato. (Ersahin et al. 2012).

Anteriormente, las membranas dinámicas se generaban en las membranas de MF o UF, recientemente, muchos investigadores utilizaron malla de acero inoxidable, telas filtrantes, filtros de malla, tejidos filtrantes y el tubo de cerámica en lugar de las membranas de MF o UF convencionales como módulo de soporte de membrana dinámica (Yu and Dong, 2011). El filtro de tela no tejida se aplicó originalmente para el espesamiento de lodos. Recientemente su aplicación se está ampliando para tratamiento de aguas residuales en conjunto con el proceso de lodos activados, ya que cuenta con las siguientes características principales, 1) bajo costo en materia de filtro en comparación con la membrana, 2) alto flujo de permeado y baja resistencia de filtración, 3) filtración por gravedad, por lo tanto, no hay requerimiento de energía.

Chang et al. (2007) utilizaron un módulo de tela no tejida como medio de separación sólido-líquido en un biorreactor de membrana (MBR) para el tratamiento de aguas residuales. Este trabajo demostró que los materiales de tela no tejida adecuadamente diseñados pueden ser empleados como medios de separación en un MBR para el tratamiento de las aguas residuales. Básicamente, las telas no tejidas tenían una resistencia de filtración menor que una membrana microporosa en la aplicación de MBR.

El tamaño de los poros afecta la tasa de formación de capa dinámica y el flujo de permeado, por lo tanto, el tamaño de poro del material de soporte y el tamaño de

las partículas del material formador en la MD debe ser considerado con el fin de obtener el mejor rendimiento de la separación. Dado que el tamaño de poro de los materiales de soporte es más grande que las membranas de MF/UF convencionales, la calidad del efluente en las primeras etapas de filtración será menor debido al paso de partículas a través de los poros de los materiales.

Además del material de soporte, también son importantes los materiales de formación ya que pueden afectar el rendimiento de MD. La investigación sobre la filtración física de la MD se ha centrado generalmente en las propiedades de los materiales de la capa dinámica y las condiciones de formación. Sin embargo hay que tener en cuenta el tamaño de los poros, la presión de formación, la velocidad de flujo cruzado, y la concentración del material formador (Ersahin et al. 2012).

3.3.3 Aplicaciones

La investigación sobre las aplicaciones físicas en MD se ha centrado generalmente en los materiales y las condiciones de formación de la membrana. Mediante el ajuste de ambos factores, el rendimiento de filtración de la MD es similar a la de MF, UF, RO o membranas de nanofiltración (NF), el primer intento de aplicación de MD en los procesos de ósmosis inversa (RO) estas no han proporcionado resultados satisfactorios en términos de rechazo de sal para los sistemas de desalinización; investigaciones recientes sobre las aplicaciones MD-MF se centró principalmente en el tratamiento de aguas residuales (Ersahin et al. 2012).

Sharp and Escobar, (2006) encontraron que la filtración MD podría proporcionar valores de flujo de estado estable superior a UF. Llegaron a la conclusión que la tecnología MD tiene un potencial de disminuir el costo de la membrana.

Brady et al. (2008) desarrollaron un filtro de MD, como base una soporte microporosa formado por una capa de polifluoruro de vinileno (PVDF) y una capa

delgada de nanotubos de carbono. Demostraron que el espesor de la capa de nanotubos de carbono juega un papel importante en la eliminación de virus. Esta observación apoya la idea de que los filtros MD eliminan los contaminantes por exclusión de tamaño, adsorción, filtración en profundidad y en oposición a UF y MF que realizan la separación principalmente por exclusión de tamaño.

4. Metodología experimental

Se implementó un proceso de filtración de membrana dinámica (MD), la experimentación se llevó a cabo en dos etapas, las cuales son descritas a continuación (**Figura 4.1**).

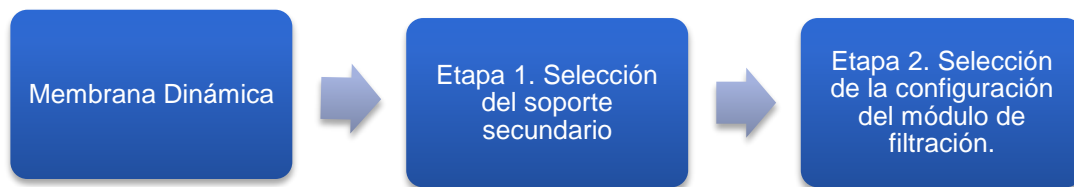


Figura 4.1. Etapas de la experimentación

La primera etapa (**Figura 4.2.**) comprendió la operación de la membrana mediante una configuración externa, empleando un módulo de filtración de punto muerto (Dead-End), ésta configuración fue elija debido a que es la filtración más simple, por lo tanto, se obtienen resultados inmediatos y representa la configuración de menor costo. En el sistema se emplearon dos tipos de membrana secundaria, polipropileno

(PP) y poliéster (PE) de las cuales se emplearon dos telas diferentes para cada caso, PP1, PP2 y PE1, PE2 respectivamente.

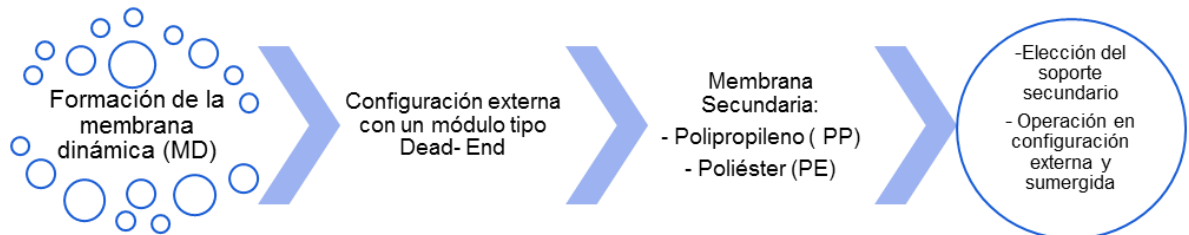


Figura 4.2 Etapa. Proceso de selección del soporte secundario

Una vez realizadas estas pruebas, se seleccionó el material que sería probado en la etapa 2 (**Figura 4.3**) empleando la configuración externa (Cross-flow) y sumergida (inmersa) con la finalidad de seleccionar la configuración adecuada para la implementación de una membrana dinámica.

Xu et al. (2009) mencionan que la membrana dinámica se ha clasificado en dos tipos a) preformadas y b) autoformadas, de acuerdo con esto se implementaron pruebas con la configuración sumergida debido a la facilidad de la operación en el sistema.

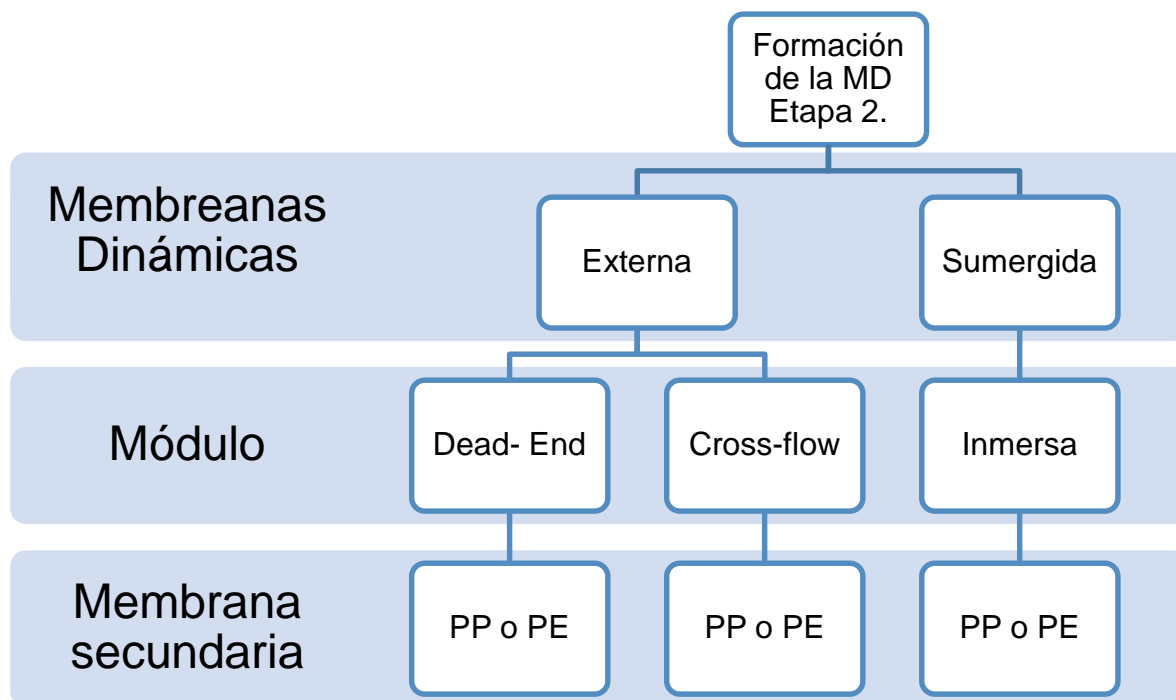


Figura 4.3. Etapa 2. Selección de la configuración del módulo

4.1 Etapa 1: Selección del soporte secundario

Para la primera fase de la experimentación, se utilizó un reactor anaerobio tipo UASB el cual se ubicó en la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria PTAR – CU, como reactor se adaptó un bidón de polietileno con una capacidad de 69.9 L con una altura de 65 cm y un diámetro interno de 37 cm, el nivel del agua se utilizó a 61 cm dando un volumen útil de 66 litros. El cual fue operado con un tiempo de retención hidráulico (TRH) de 6 horas. (**Figura 4.4.**).

La alimentación de agua residual proveniente de la PTAR - CU una vez que el influente ha pasado a través del cribado y antes del sistema de lodos activados, en la que se fijó una derivación para alimentar al reactor, se utilizó una bomba peristáltica (6-600 rpm Masterflex®), donde el influente se hizo pasar por una cama de lodos granular, la cual ocupó un 30 % del volumen del reactor, lo correspondiente

a un volumen de 22 litros. El lodo utilizado en la inoculación del reactor fue una mezcla 50 % de lodo anaerobio granular proveniente de un reactor tipo UASB de la planta de tratamiento de aguas residuales de la industria cervecera MODELO® ubicada en la ciudad de México, D.F y de lodo primario de la planta de tratamiento de aguas residuales del edificio 12 y 18 del Instituto de Ingeniería, UNAM, CU.

El efluente colectado en la parte superior del reactor, fue enviado a un tanque de balance mediante fuerza de gravedad, del tanque se tomó el agua de alimentación para el módulos de filtración externo utilizando bombas peristálticas (1-100 rpm Masterflex ®)



Figura 4.4. Reactor UASB en operación

Se trabajó una configuración externa del tipo Dead-end, éste fue construido con Naylamid SL el cual consta de tres partes principales: (1) Tapa de 1.5 cm de grosor con un orificio de 3/8 de pulgada (2) Cuerpo de llenado de líquido de 7.5 cm de diámetro interior y 10 cm de altura. En la parte superior lleva un canal para colocar un arosello de nitrilo. (3) Parte baja, donde se colocará el material filtrante y se obtendrá el filtrado, también cuenta con un canal en la cual se instalará una malla de acero inoxidable de 0.0043 pulgadas de abertura que servirá de soporte al

material filtrante (polipropileno y poliéster), las partes fueron unidas por tornillos Allen en acero inoxidable (**Anexo 2**).

Se construyeron cuatro módulos, los cuales fueron instalados en la PTAR – CU se alimentaron por la parte superior por efluente del reactor UASB, por medio de una bomba peristáltica (1-100 rpm Masterflex®) una vez dentro del sistema pasaba a través del medio filtrante (polipropileno y poliéster) y de la malla metálica la cual fue utilizada como soporte del medio filtrante, una vez que paso por el medio filtrante el permeado fue recolectado (**Figura 4.5**), el monitoreo del sistema se realizó diariamente hasta obtener una calidad en el permeado más alta que el efluente del reactor o cuando ya no había permeado.

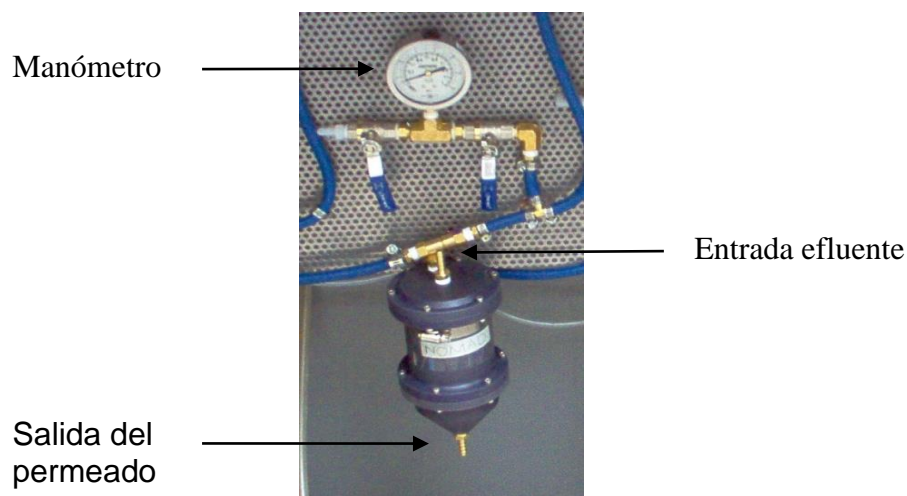


Figura 4.5 Módulo Dead-End

4.2 Etapa 2: Selección del soporte secundario

4.2.1 Configuración externa

Para ésta etapa de la experimentación se instalaron dos sistema externo de configuración Cross-flow cuyas dimensiones son mostradas en la **Tabla 4.1**, estos fueron contruidos con madera y recubiertos con una capa de pintura de acrílico, el sellado de los módulos fue por una adhesivo MS-Tech multiusos blanco Ceys y atornillados para reforzar el sellado, se instalaron en la PTAR – CU, se alimentaron por el efluente de un reactor tipo UASB (**Figura 4.4**) utilizando una bomba peristáltica Masterflex® de 1-100 rpm, la cual llevaba el efluente a una tanque de balance que posteriormente alimentaría al módulo mediante la acción de una bomba peristáltica Masterflex® de 1-100 rpm. Como soporte se utilizó tela de polipropileno denominada como PP2 y al igual que en el módulo Dead – End se empleó una malla de acero inoxidable de 0.0043 pulgadas de abertura para sostener el soporte secundario. Para medir la PTM se instaló un manómetro de 2 ½” de 0- 1 Kg·cm⁻² a la entrada y salida del módulo, se monitoreó el permeado por midiendo la turbiedad y registrando la PTM, las muestras fueron recolectadas durante la salida del módulo por medio de una manguera de ¼” conectada a la salida del módulo, el monitoreo se realizó tres veces al día, el permeado restante era enviado al drenaje. La muestra del efluente del reactor fue tomado a la salida del mismo se le midió turbiedad (**Figura 4.6**).

T-1	Tanque de alimentación
E-1	Bomba peristáltica 1-100 rpm
R-1	Reactor tipo UASB
E-2	Bomba peristáltica 1-100 rpm
T-2	Tanque ecualizador
I-1	Manómetro
v-1	Válvula de paso
E-3	Módulo Cross-flow
P-1 a P-8	Líneas de proceso

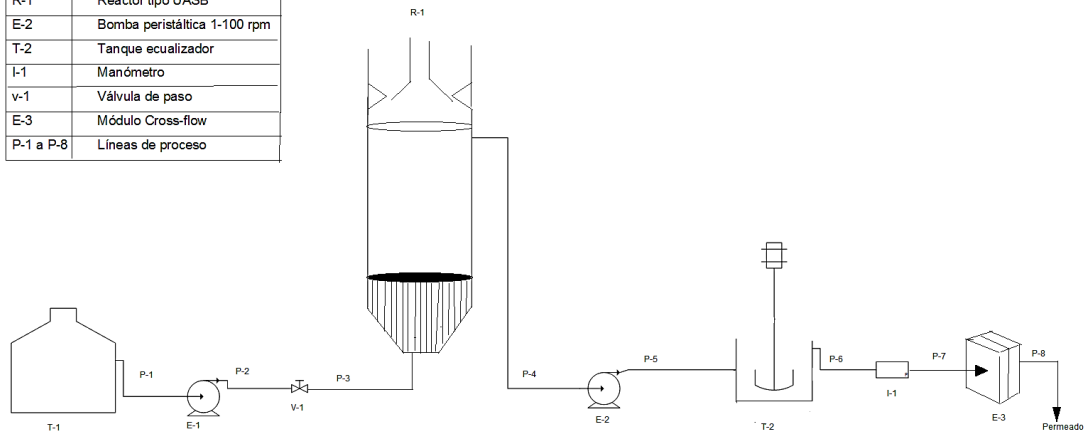


Figura 4.6 Diagrama de proceso sistema Cross-flow

Tabla 4.1 Dimensiones sistema Cross-flow

Placa superior (Medidas)	
Largo x ancho	16.7 x 16.7cm
Cuadrado externo	9 x 9cm
Profundidad	1.5 cm
Diámetro interno orificio entrada y salida	1.2 cm
Placa Inferior (Medidas)	
Largo x ancho	16.7 x 16.7cm
Cuadro externo	9 x 9cm
Profundidad	1.5 cm
Cuadra interno	7 x 7 cm
Diámetro interno orificio de permeado	1.2 cm

Para la prueba 2 se realizó un ajuste en la instalación del módulo, el sistema como el caso anterior estaba conectado a un tanque de balance que era alimentado por el efluente del reactor tipo UASB, éste era llevado al tanque por medio de una bomba peristáltica Masterflex® de 1- 100 rpm, donde el efluente era llevado por medio de una bomba peristáltica Masterflex® de 1- 100 rpm al módulo, a la entrada de éste se conectó un manómetro de 2 ½" (0 -1 Kg·cm⁻²), la salida del efluente que era rechazado por el sistema, fue llevado de nuevo al tanque de balance, para éste caso se instaló una manguera de ¼" en lo alto del módulo, la altura total es de 250 cm, ésta estaba segmentada cada 50 cm. La salida del efluente fue controlada por este sistema, una vez que no había permeado se subía la altura de la salida con el fin de promover la salida del permeado, éste era obtenido por la cara posterior por medio de una manguera ¼". El monitoreo era realizado diariamente tres veces al día (**Figura 4.7**).

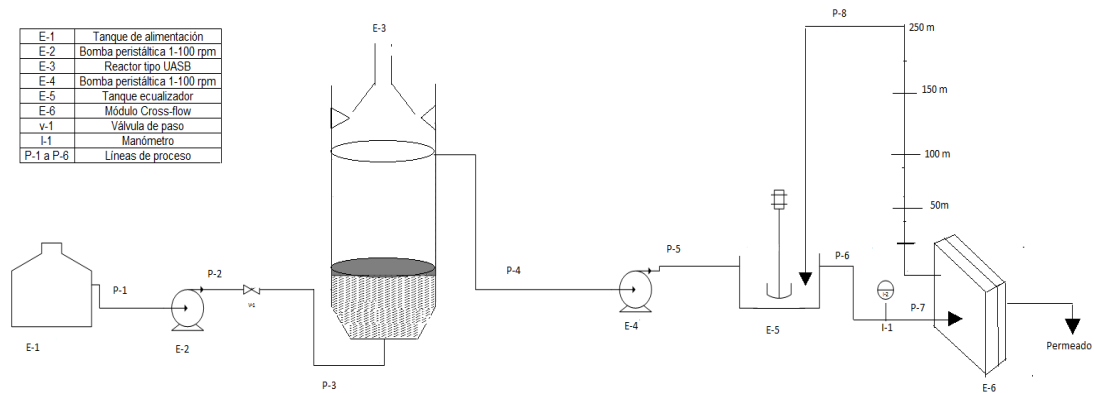


Figura 4.7 Diagrama de proceso sistema Cross-flow adaptado

4.2.2 Metodología configuración sumergida

Estas pruebas se llevaron a cabo a escala laboratorio y escala piloto. Se utilizó un bolsa de filtro (Filter Bag) como módulo de filtración, el cual fue operado en el laboratorio de Ingeniería Ambiental del Instituto de Ingeniería, UNAM, éste sistema fue montado en un contenedor de acrílico con una capacidad de 34 L, mediante la operación de una propela que era accionada mediante una bomba peristáltica (6-600 rpm Masterflex®) se mantuvo una agitación constante en el sistema y los módulos fueron sumergidos dentro de éste, su monitoreo se realizó diariamente cada 4 horas hasta llegar a un taponamiento del soporte (**Figura 4.8**). El permeado era extraído por la acción de una bomba peristáltica (1-100 rpm Masterflex®) y finalmente colectado.

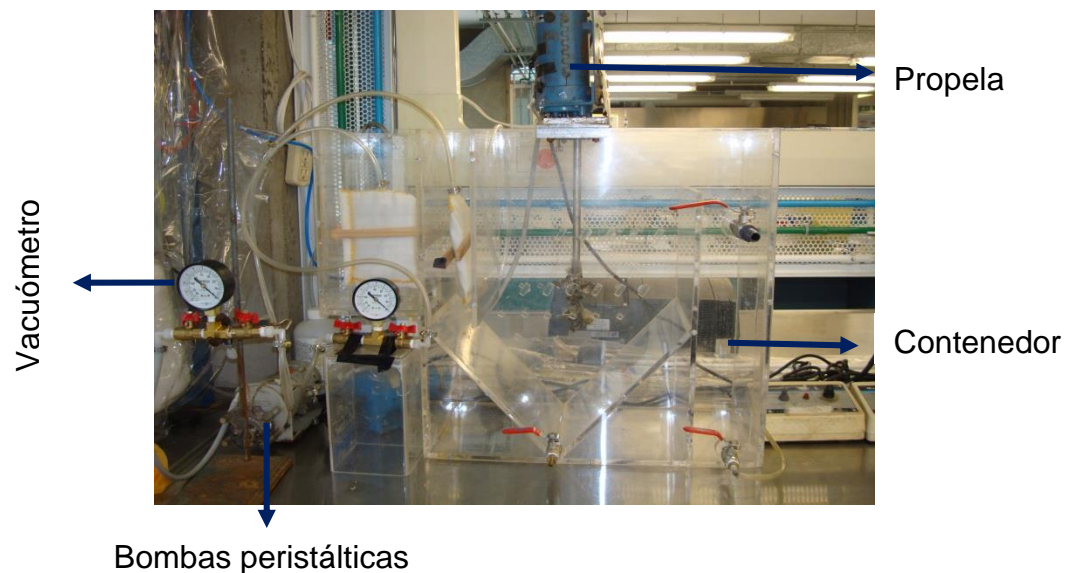


Figura 4.8 Sistema para configuración sumergido

Se monitoreó mediante: presión transmembrana (PTM) utilizando un vacuómetro de 2 ½” con un rango de 0 Kg/cm² - 4Kg/cm² (0 KPa – 392.27 KPa), flujo y turbiedad (2130B APHA, 1999) tanto para el permeado como para el efluente.

El módulo fue elaborado utilizando como soporte secundario PP2, para evitar que las dos caras del módulo se empalmaran se introdujo dentro de la bolsa de filtro una fibra (fibra scotch brite®), como colector de permeado se utilizó un colector cilíndrico de acrílico con un área de 9.62 E-04cm², éstos fueron sellados mecánicamente mediante costura y finalmente sellado con adhesivo Devcon®, una vez que se les colocaba el adhesivo se dejaban secar por 24 horas.

Las pruebas que se realizaron a escala piloto fueron realizadas en un reactor tipo UASB, el cual está construido en una columna de PVC de 3.6 metros de altura con un diámetro de 0.5m y con un volumen útil de 0.7m³, ubicado en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria (PTAR-CU) de la Universidad Nacional Autónoma de México (**Figura 4.9a**). El reactor fue inoculado con lodo proveniente de un reactor UASB de la Universidad Nacional Autónoma Metropolitana UAM Iztapalapa, el cual trata aguas residuales.

En el interior del reactor se sumergió un módulo de membrana a una altura de 12m (~12KPa), la succión se realizó por medio de una bomba peristáltica de 1 - 100 rpm, el permeado fue colectado en un tubo de PVC de 40mm a presión atmosférica y fue recolectado continuamente (**Figura 4.9b**). La muestra del influente se obtuvo mediante una instalación colocada a la misma altura del soporte.



a. Reactor tipo UASB



b. Soporte de la Membrana

Figura 4.9 a. Reactor UASB b. Soporte para membrana

La preformación del módulo se realizó al igual que en escala laboratorio, una vez alcanzado la PTM máxima el módulo fue llevado a la PTAR –CU, en donde se introdujo al reactor tipo UASB a una altura de 12 m y se continuó con el filtrado. Ambos fueron monitoreados mediante la calidad del permeado y del flux.

La preformación del módulo se realizó con efluente cargado del reactor tipo UASB con lodo anaerobio hasta alcanzar una concentración de 5g/L, una vez que se concluía la preformación del soporte se procedía a seguir filtrando con efluente del reactor UASB.

5. Resultados y discusiones

5.1 Etapa1: Selección del soporte secundario

En este apartado se discutirá los resultados más representativos obtenidos en el transcurso de la etapa1. La etapa comprendió la experimentación con una configuración externa, con módulos tipo Dead-End en la **Tabla 5.1** se muestra las características de éstos.

Tabla 5.1 Dimensiones del módulo Dead - End

Tipo	Dead- End
Diámetro interno	7.5 cm
Altura de cuerpo	10 cm

Los resultados mostrados en la **Tabla 5.2** son una comparativa de dos tipos de materiales de índole textil empleados como soportes secundarios: dos telas de polipropileno denotadas como PP1 y PP2 y dos telas de poliéster PE 1 y PE2.

Tabla 5.2 Características de los Soportes

Tipo	Materiales	Acabado	Hilo	Peso específico (g/cm ²)	Tamaño de poro
PP1	Polipropileno	Satín	Monofilamento	0.022	Permeabilidad (L/min) 1529.28
PP2	Polipropileno	Satín	Multifilamento	0.0405	Permeabilidad (L/min) 244.8
PE1	Poliéster	Afelpado	Multifilamento	0.0382	1400-1800µm
PE2	Poliéster	Afelpado	Multifilamento	0.0215	300-1800µm

5.1.1 Polipropileno PP1 (P1 y P2)

A continuación se muestra los resultados obtenidos comparando dos pruebas realizadas (P1 y P2) en las mismas condiciones de operación, los módulos fueron operados bajo flux constante 500 L/m²h. Los parámetros monitoreados fueron la presión transmembrana (PTM) y la turbiedad.

Los módulos fueron alimentados con efluente de un reactor tipo UASB, que operó a una temperatura de 18°C a 24°C en el influente y de 17°C a 24°C en el caso del efluente, con un pH se alrededor de 8.01 y 7.55 respectivamente.

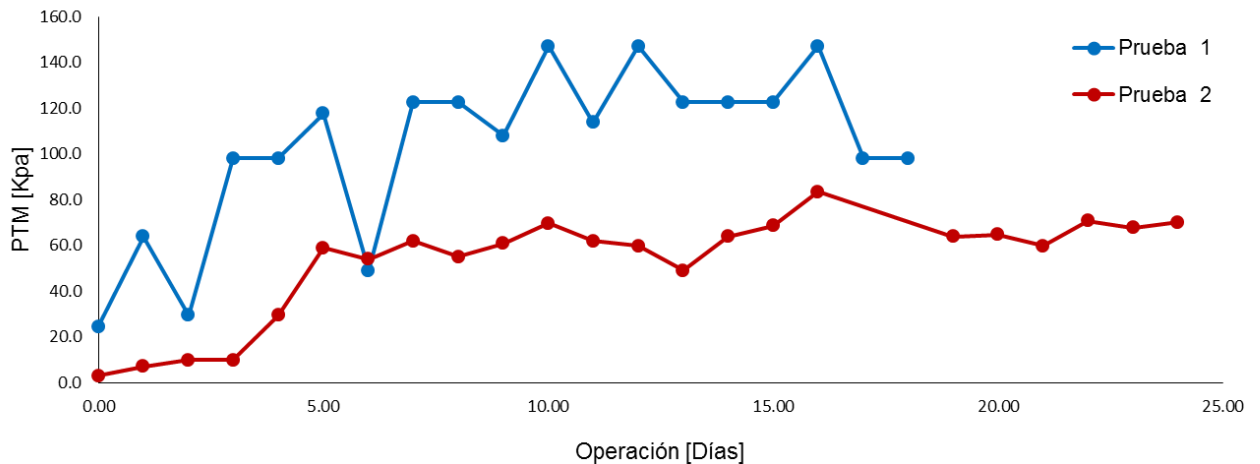


Figura 5.1 Perfil de PTMPP pruebas 1 y 2

Los experimentos tuvieron una duración de 18 días para la prueba 1 y de 24 días para la prueba 2, la **Figura 5.1** corresponde a telas de polipropileno (PP1) que fueron empleadas como soporte secundario para la formación de la torta taponante (cake layer), para el caso de la prueba 1 la PTM inicial fue de 24.5 KPa, mientras que la prueba 2 fue de 2.8 KPa operando con una presión promedio de 102.8 Kpa y 52.25 KPa, con una máxima de 147 KPa y 83.4 KPa respectivamente.

Con lo que respecta a la turbiedad (**Figura 5.2**), el cual fue el parámetro de primero instancia para determinar el comportamiento de la formación de la cake layer, se encontró que el rango de operación fue variando a lo largo de días, ambas obtuvieron remociones máximas del permeado con el 55% para la prueba 1 y de 92% para la prueba 2 que en unidades nefelométricas corresponden a 51 NTU con un efluente de 114 NTU y 3.5 NTU con un efluente de 44.1 NTU respectivamente.

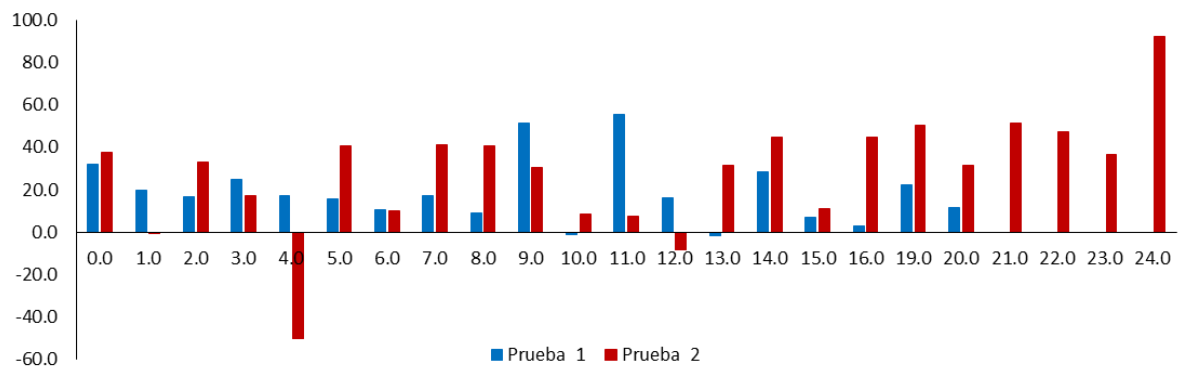


Figura 5.2 Remoción de turbiedad en el permeado en turbiedad, PP pruebas 1 y 2

En el caso de la Prueba 1, tenemos una remoción del 32% correspondiente a 53.6 NTU con una entrada de 78.5 NTU como efluente del reactor anaerobio, al inicio de la experimentación podemos observar que, a medida que la PTM va aumentando el porcentaje de remoción en turbiedad va disminuyendo, con la excepción de dos días en los cuales se obtuvieron las mayores remociones registradas. Sin embargo, en este experimento la PTM no alcanzó una etapa de estabilización, de igual forma no se observa una incremento marcado en la PTM lo que es indicativo de la formación de la torta taponante. Zhang, et al.(2006) explica que esto se puede deber a que, se operó a un flux bajo, de manera que el funcionamiento ya no era suficiente para alcanzar la etapa 3.

Con respecto a la prueba 2, se tuvo un mayor tiempo de operación de 23 días, en ella se puede observar las tres etapas que describe Zhang, et al.(2006) estas son: (i) Etapa 1: aumento de la presión transmembrana en un corto plazo, debido al “acondicionamiento” (ii) Etapa 2: aumento a largo plazo de la PTM, la cual, puede ser lineal o ligeramente exponencial, finalmente, la (iii) la Etapa 3: aumento repentino de la PTM, con un fuerte aumento de la d^{PTM}/dt también conocido como el salto de la PTM (**Figura 5.3**).

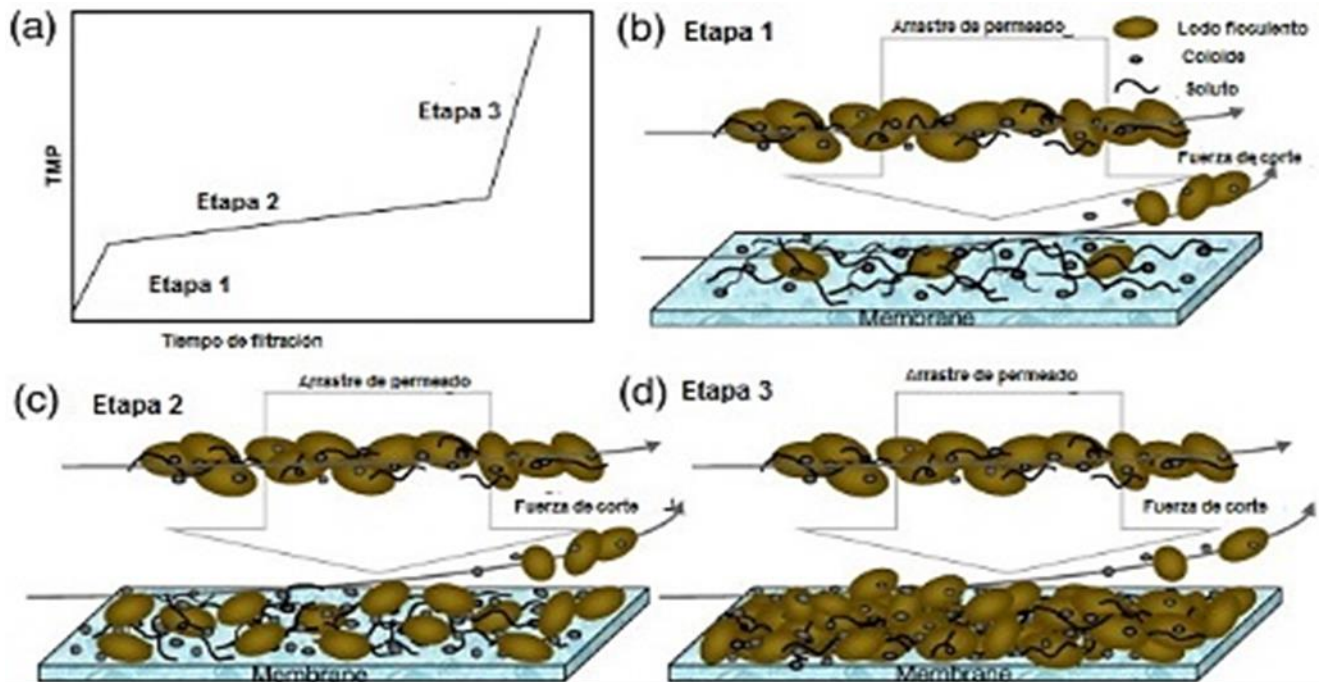


Figura 5.3 Perfil de la Presión Transmembrana (PTM).

Si bien, en este segundo experimento, podríamos afirmar que la Etapa 1 comprende las primeras 24 horas de operación, la posible razón de ello puede deberse al bloqueo de poros debido a la rápida formación de una película y al depósito de residuos floculentos en la superficie de la membrana secundaria. Observando un ligero aumento en la PTM durante las siguientes 72 horas dando lugar a la segunda

etapa, en este periodo el bloqueo de los poros puede deberse a la deposición de biopolímeros al crecimiento, y la adhesión del biofilm lo que podría contribuir a aumentar la cobertura de la torta taponante y al aumento constante de la PTM.

Finalmente la Etapa 3 comprende 96 horas después de arrancado la experimentación, teniendo un incremento de la PTM de 49 KPa. Zhang, et al.(2006) recomienda que para un funcionamiento sostenible, el objetivo es limitar la duración de la Etapa 1, prolongar la Etapa 2 y evitar la Etapa 3 ya que podría resultar difícil restaurar la membrana, el salto de la PTM es causado posiblemente por el cambio de flux debido al taponamiento y con el tiempo provocar flujos más alto que el flux crítico.

Entendiendo el flux crítico como el flux por debajo del cual no ocurre taponamiento de la membrana, para BRAM con membrana externa se ha encontrado valores de flux crítico que varían entre 4 y 250 $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1} \cdot KPa^{-1}$, mientras que para los sistemas con membranas sumergidas estos valores se encuentran entre 3 y 80 $L \cdot m^{-2} \cdot h^{-1} \cdot KPa^{-1}$ (Vivas, 2013).

5.1.2 Polipropileno PP2 (P1 y P2)

Con lo que respecta a la segunda tela de polipropileno, los resultados se muestran en la **Figura 5.4**, se aprecia el comportamiento de la PTM para ambos experimentos, así como los porcentajes de remoción de turbiedad en el permeado obtenidos con la operación.

Con lo que respecta a la PTM, se encontró que la máxima se encontró en valores de 294 KPa y 78 KPa respectivamente. En la P1 se tuvo que la etapa 2 correspondiente al perfil de la PTM, que se dio de forma inmediata una vez arrancada la prueba con un tiempo de duración de 72 horas, para finalmente pasar a la tercera etapa, en la que se observó un cambio apreciable en la PTM llegando

ésta a un valor de 294 KPa, en este punto se detuvo la prueba debido a que no hubo una remoción en el permeado proporcionada por la membrana.

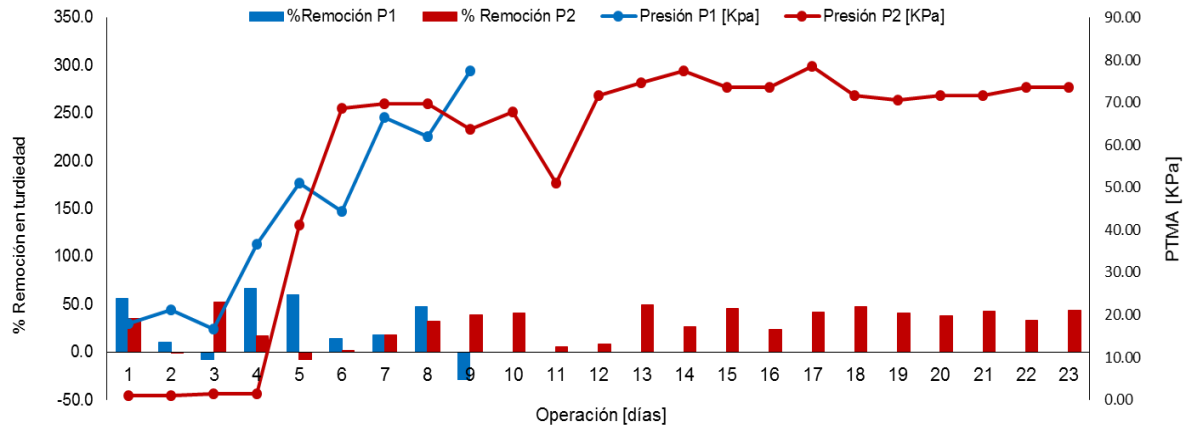


Figura 5.4 Comportamiento de PP2 en la Pruebas 1 y 2

La P2 tuvo una mayor duración que P1, la cual correspondió a un periodo de 72 horas, para ésta, el perfil de PTM es muy tenue, sin embargo, al igual que la P1 se encontró que sólo hay dos etapas del perfil, siendo éstas, la etapa 2 la cual también comprende un periodo de 72 horas, para posteriormente seguir a la etapa 3 que tuvo un tiempo de operación de 24 horas, seguida finalmente por un periodo de operación de PTM prácticamente constante, encontrando una remoción máxima de 52% (con un permeado de 48.5 NTU y un efluente del reactor UASB correspondiente a 48.5 NTU). A lo largo de toda la operación el permeado se mantuvo alrededor de 42 unidades nefelométricas de turbiedad que comparando con la PP1 en la prueba dos, ésta mantuvo una turbiedad promedio de 47 NTU.

A pesar de que PP1 tiene una mayor permeabilidad y que operó a un intervalo de PTM menores a los reportados de PP2, lo observado en la experimentación con PP1 tuvo un comportamiento más variado, detectando con mayor frecuencia en el efecto de obstrucción debido posiblemente a que la cara filtrante tiene una textura

plástica, provocando con ello, que la torta formada en su superficie no tuviera una buena adherencia con lo que se favorecía el efecto ya mencionado.

5.1.2 Poliéster PE (P1 y P2)

Para el caso del poliéster se utilizaron dos telas diferentes, denominadas como PE1 y PE2, ambas fueron operadas bajo un flux de $500 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$, al igual que las pruebas anteriores fueron monitoreadas por sólidos suspendidos (SST) $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ y por la PTM (KPa).

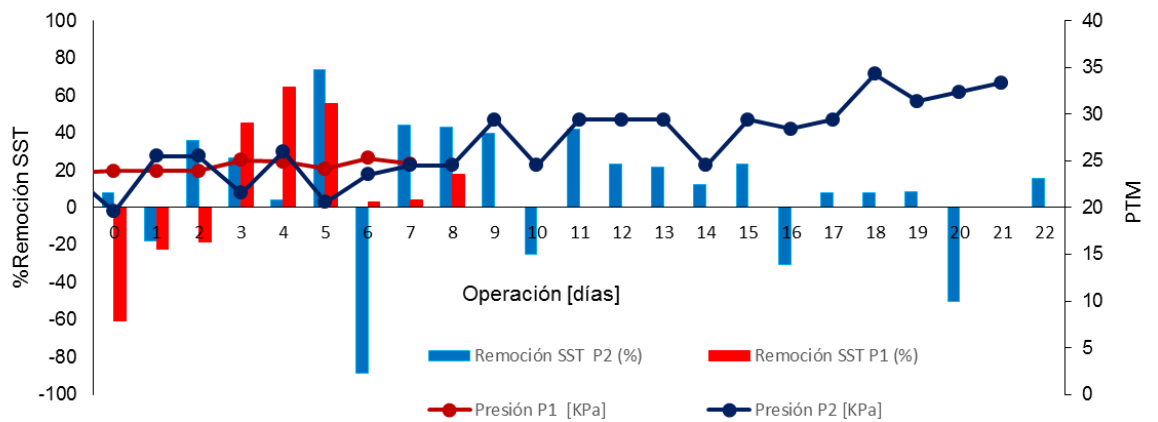
A continuación se presentarán los resultados comparando PE1 y PE2 con la P1 y P2 para ambos casos, para el caso de la P1 y P2, únicamente se cuenta con valores de turbiedad para el caso de P2.

En la **Figura 5.5** podemos observar que, la prueba 1 tuvo una duración de 9 días en comparación con P2 la cual duró 23 días para el caso del PE 1; mientras que en el caso de PE2 estuvieron 10 y 21 días en operación. La PTM con respecto a PE1 y PE2 se muestran en la **Tabla 5.3**

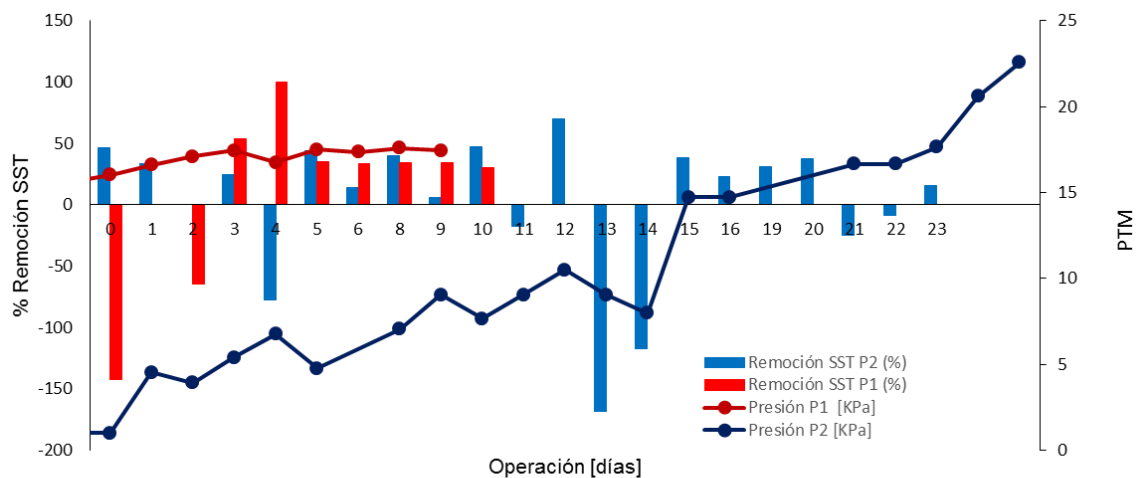
Tabla 5.3 PTM máximas en las pruebas P1 y P2

Textil	PTM [KPa] Máxima	PTM [KPa] Promedio
Prueba 1		
Poliéster 1 (PE 1)	208	115
Poliéster 2 (PE 2)	46.1	37.2
Prueba 2		
Poliéster 1 (PE 1)	105	48.3
Poliéster 2 (PE 2)	22.6	10.1

Observando que en las Prueba 1 y 2, la PTM estuvo baja para el caso de PE2, sin embargo, comparando con PE1 tuvo presiones mucho más altas. Qin, et al. (2004) realizaron un estudio a escala piloto para establecer un buen funcionamiento sobre un sistema Dead- end de ultrafiltración utilizando un proceso de inyección de alumbre, la PTM fue alrededor de 160 -210 mbar (16.04 – 21.05 KPa) con una concentración de 4.8 mg·L⁻¹ con una recuperación de agua del 87.5%, a continuación la PTM aumentó a 200-270 mbar (20.05 – 27.06 KPa) con una concentración de 1.3 mg·L⁻¹.



a. Poliéster PE1 prueba 1 y 2



b. Poliéster PE2 prueba 1 y 2

Figura 5.5 Comportamiento de PE 1 y 2 en la prueba 1 y 2

Si bien, en el caso de PE1P1, PE1P2 y PE2P2 no se observa el perfil de PTM descrito anteriormente, las presiones se mantuvieron prácticamente constantes, con excepción de PE2P1 en el que se aprecie un incremento de la PTM al inicio de la operación llegando a su máximo el día 5 para finalmente tener un compartamiento constante.

Se observa que las presiones registradas en la PE1 en la prueba 1 son un poco más altas, sin embargo, para el caso del PE2 en la prueba 2 están por debajo a lo reportado.

Los valores obtenidos con PE1 y PE2 en ambas pruebas fueron los mostrados en la **Tabla 5.4**.

Tabla 5.4 Valores máximos y mínimos para las pruebas con PE

	PE 1 [SS] mg/L	% Remoción	PE2 [SS] mg/L	%Remoción
Prueba 1	208 (máx.);	64.3 (máx.);	194 (máx.);	53.4 (máx.);
	115 (prom.)	9.9 (prom.)	44 (mín.)	19.5 (prom.)
Prueba 2	80 (máx.);	73.7 (máx.):	92 (máx.);	69.6 (máx.):
	31.4 (prom.)	9.8 (prom.)	32.9 (prom.)	27.3 (prom.)

Se observa que en ninguno de los dos soporte empleados se llega a cumplir los valores de la NOM-003-SEMARNART-1997, (ver **Tabla 5.5**), debido a que no se cumplen los valores límite en la concentración de sólidos suspendidos.

Tabla 5.5 Límites máximos permisibles de contaminantes

TIPO DE REUSO	PROMEDIO MENSUAL				
	Coliformes Fecales NMP/100 ml	Huevos de Helminto (h/l)	Grasas y Aceites mg/l	DBO ₅ mg/l	SST mg/l
SERVICIOS AL PÚBLICO CON CONTACTO DIRECTO	240	≤ 1	15	20	20
SERVICIOS AL PÚBLICO CON CONTACTO INDIRECTO U OCASIONAL	1,000	≤ 5	15	30	30

Con los datos obtenidos de SS y la medición PTM en ambos casos, se observa una tendencia de decremento a medida que aumenta la PTM, este sólo es visible en la PE2P1 (**Figura 5.6**) la cual fue en la única prueba que se vio el perfil de PTM descrito con anterioridad.

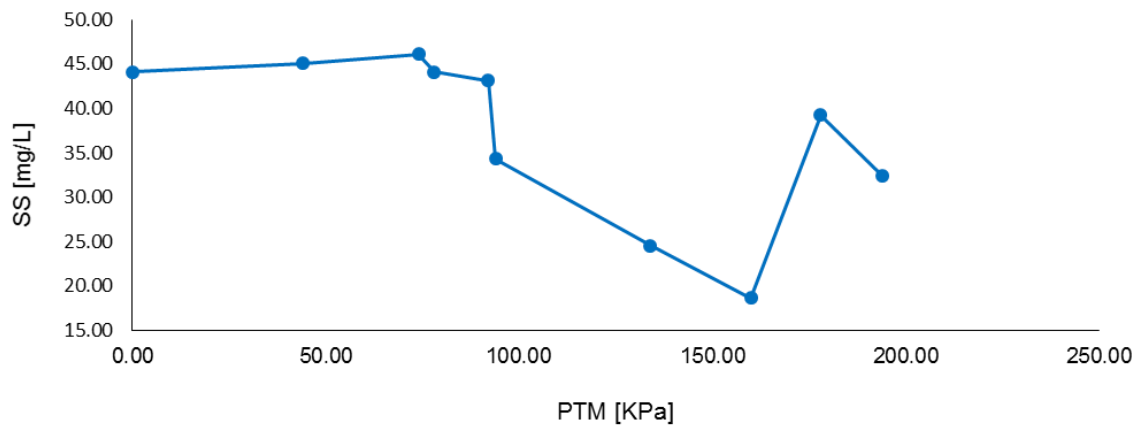


Figura 5.6 Relación de SS vs PTM

La concentración de SS (mg/L) se mantiene constante y llegada a una presión de 74 KPa hay un decremento en los SS, con la excepción de un punto donde hay un incremento marcado en la concentración de SS para posteriormente tiende a una disminución.

Con esta forma de operación y configuración se detectó un efecto de obstrucción siendo visible al abrir los módulos en la **Figura 5.7** se aprecia la torta formada por los componentes del efluente, la cual tenía un grosor de aproximadamente 2mm, ésta torta formada pasaba a través de los poros de la membrana secundaria contaminando el permeado.



a. Cara superior



b. Cara inferior

Figura 5.7 Cara superior e inferior de la membrana al final de la operación

Este comportamiento era de esperarse ya que en ésta configuración se fuerza al permeado a pasar por la membrana, dejando todas o la mayoría de las partículas, retenidas, las cuales son acumuladas como una capa de la torta dando como resultado un aumento en la resistencia de la filtración y una disminución en el flujo de permeado. Como resultado el proceso de filtración debe ser detenido periódicamente con el fin de limpiar el filtro.

Concerniente a PE éstos operaron a una PTM mucho menor que los textiles de polipropileno, sin embargo, se observó en mayor medida el efecto de obstrucción, teniendo como consecuencia un permeado de mala calidad, comparado con el obtenido en las pruebas realizadas con PP, con lo que se optó con trabajar la etapa 2 con telas de PP con el fin de mitigar la obstrucción del soporte secundario.

Sin embargo, a pesar que las dos telas de PP tuvieron un mejor desempeño que las PE, se decido seguir las pruebas siguientes específicamente con PP2, debido a que su comportamiento es más estable que el de PP1 y se observó en menor medida la obstrucción de soporte secundario, además la torta formada en éste tiene una mejor adherencia que su contraparte y se obtuvo un flux un poco mayor al llegar al taponamiento del sistema.

5.2 Etapa 2: Selección de la configuración del módulo

En ésta etapa se presentan los resultados obtenidos al operar con dos configuraciones (externa y sumergida), para el caso de la configuración externa se emplearon dos módulos; el primero fue mencionado en las pruebas anteriores (sistema Dead- End), el segundo es el sistema Cross-flow el cual se presenta en este apartado. Por el lado de la configuración sumergida solo se operó un sistema de inmersión.

5.2.1 Sistema Cross-Flow

A continuación se presentan los resultados obtenidos en la configuración externa utilizando un sistema Cross-flow con configuración cuadra, éste sistema operó bajo flux constante de $100 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$, utilizando como soporte secundaria tela de polipropileno PP2.

El tiempo de operación fue de 47 horas para la prueba 1 y de 210 horas para la prueba 2, ambos sistemas fueron monitoreados con respecto a la turbiedad y la PTM. En ambas pruebas podemos observar el perfil de la presión transmembrana descrito por Zhang et al.(2006), para la prueba 1 se observa el salto de PTM con un tiempo de operación de 31 hrs, llegando a una presión máxima de 25.5 KPa, con una remoción del 84% con respecto a la turbiedad. A pesar del buen funcionamiento que se observó en el sistema, al llegar a su presión máxima se observó un decremento en al PTM llegando a 4.9 KPa y con ello afectando la calidad de permeado (**Figura 5.8**).

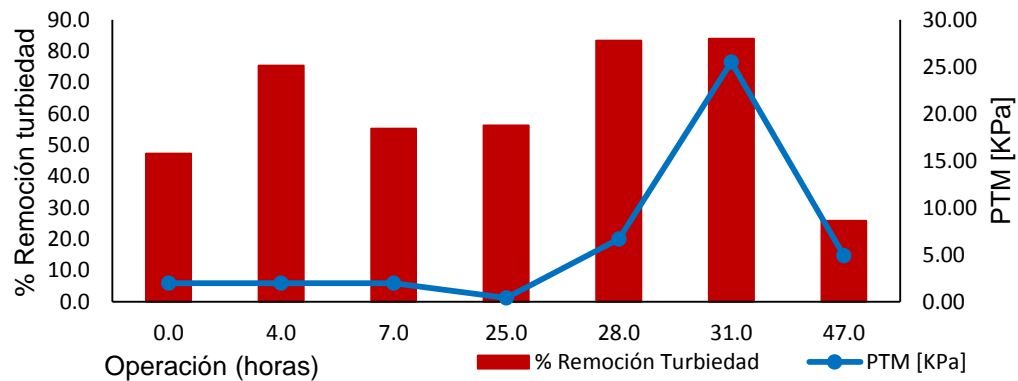


Figura 5.8 Comportamiento PP prueba 1

Con los resultados obtenidos en la primera prueba, se observaron puntos críticos en la operación de sistema, tal es el caso del control de la PTM, para solucionar este problema en el siguiente prueba se instaló un sistema, que consistía en una columna segmentada en subunidades ubicadas a una altura de 50 cm, y expuesta a la atmósfera, ésta estaba conectada a la salida del módulo.

Para éste sistema, la altura de la columna era cambiada cuando no se observaba flujo de permeado, con lo que se liberaba presión del módulo y permitía así la filtración del sistema. En la siguiente **Figura 5.9** se observa el comportamiento de la PTM y remoción de éste.

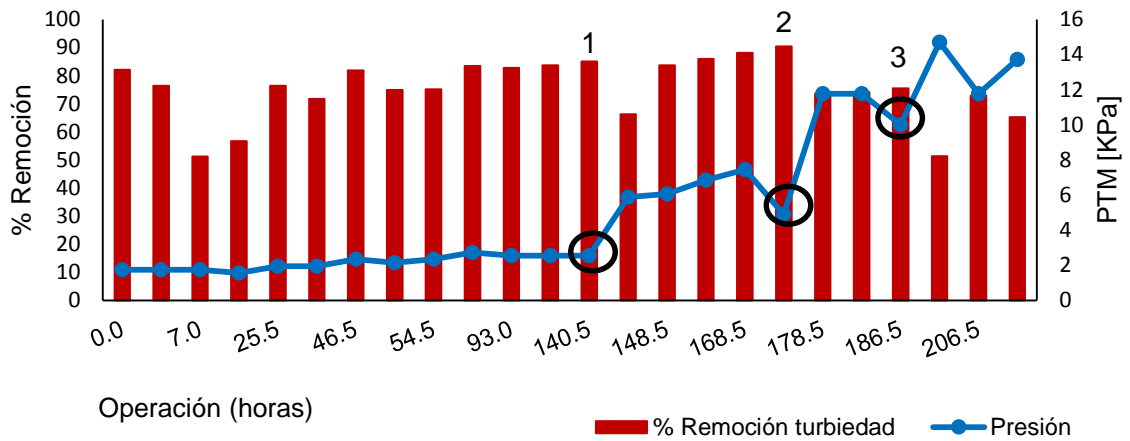


Figura 5.9 Comportamiento PP prueba 2

El comportamiento con respecto a los valores de remoción en turbiedad, se obtuvieron 74% en promedio, el máximo registrado fue con una remoción del 90% y un mínimo de 51%, comparado con el experimento anterior estas estuvieron alrededor del 61%, 84% y del 26% respectivamente, sin embargo, no son valores muy distintos en ambos experimentos. A pesar de esto hubo una gran diferencia en el perfil de la presión transmembrana, en el cual, el tiempo de formación de la etapa 2 fue de 141 horas, sin embargo, el cambio hacia la epata 3 pudo haber estado influenciado, ya que en ese instante hubo un cambio la altura de la columna a 100 cm, después de esto tuvo una pequeña disminución en la calidad de permeado bajando a una remoción del 66%, a las 179 horas de operación se efectuó un segundo cambio en la altura de la columna a 200 cm debido a que comenzaba un periodo de lento crecimiento en la PTM, finalmente se llevó a la altura máxima la fue de 250 cm, alcanzando con esto la presión máxima registrada. A partir del segundo cambio en la altura la calidad del permeado se vio disminuida no significativamente, estando por debajo del 80% en la remoción en turbiedad.

En la **Figura 5.10** se parecía como queda el módulo una vez que se formó la membrana, quedo en ella una gran cantidad de lodo sobre el soporte secundario, al remover éste para instalar otra prueba, se lograba mantener con una buena uniformidad, a pesar había un poco de perdida al extraer el soporte.



a. Cara superior



b. Cara inferior

Figura 5.10 Cross-flow al término de la prueba

Zhao, et al.(2005) estudiaron la separación del agua e hidrocarburos mediante la utilización de una MD para la formación de ésta, utilizaron una suspensión de hidróxido de magnesio sobre un soporte cerámico mediante un cross-flow. Ellos encontraron una retención de aceites del 98% operando a un flux de $100 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ a 100 KPa con un tiempo de operación de 100 minutos. A pesar de que fueron utilizados diferentes soportes en ambas investigaciones y la utilización de una preformación como membrana, se encontró que hay un gran intervalo en la PTM en que fueron operadas (15 KPa a 100 KPa respectivamente), obteniendo remociones del 90% en ambos casos.

Se observó que se tuvo un mejor resultado en esta configuración, obteniendo remociones altas en turbiedad del permeado durante gran parte de la operación, no hay que perder de vista que para llegar a esto hay que tener sumo cuidado en la

PTM ya que es un factor clave cuando se trata de módulos externos que son operados mediante presión.

5.2.3 Sistema Sumergido

5.2.3.1 Escala laboratorio con y sin preformación

Ésta prueba se llevó a cabo en el laboratorio del Instituto de Ingeniería, UNAM donde se instaló un reactor de 34 L (**Figura 5.11**).



a. Reactor con preformación



b. Reactor sin preformación

Figura 5.11 Reactor con módulo sumergido

Se presentan los resultados obtenidos de la PTM para el módulo con preformación y sin preformación. Para ambas pruebas se llegó a la presión máxima de 74.5 KPa. En el caso del módulo al que se le realizó la preformación, se llegó a la presión máxima establecida y posteriormente comenzó el filtrado con el efluente del reactor

tipo UASB. A comparación del módulo al que no se le realizó una preformación, éste estuvo filtrando efluente del reactor UASB con una concentración promedio de 36 g/L, en la **Figura 5.12** se observa que si bien, el comportamiento de la PTM fue el mismo para ambos casos, hubo una clara diferencia en el tiempo en que ocurre el salto de la PTM, observándose más rápido donde hubo una preformación con un tiempo de 100 horas, mientras donde no se realizó ninguna preformación el tiempo fue de 193 horas, en éste caso el perfil de la PTM registrada al inicio fue prácticamente constante hasta las primeras 100 horas de operación, posteriormente se observa un ligero incremento exponencial; éste comportamiento según Cho and Fane,(2002) es atribuido a un proceso de dos paso:

- 1) El aumento lento de la PTM durante la operación es debido a que se ha operado a un flux por debajo del crítico (Zhang et al.2006), así como a la lenta acumulación de los contaminantes aumentando la resistencia de la membrana.
- 2) El aumento súbito de la PTM, es debido, a que el flux alcanza un flux igual al crítico.

A pesar de éste comportamiento en la PTM podemos ver que ambas pruebas tuvieron una duración muy próxima con una escasa a separación de 8 horas de la finalización entre ambas pruebas.

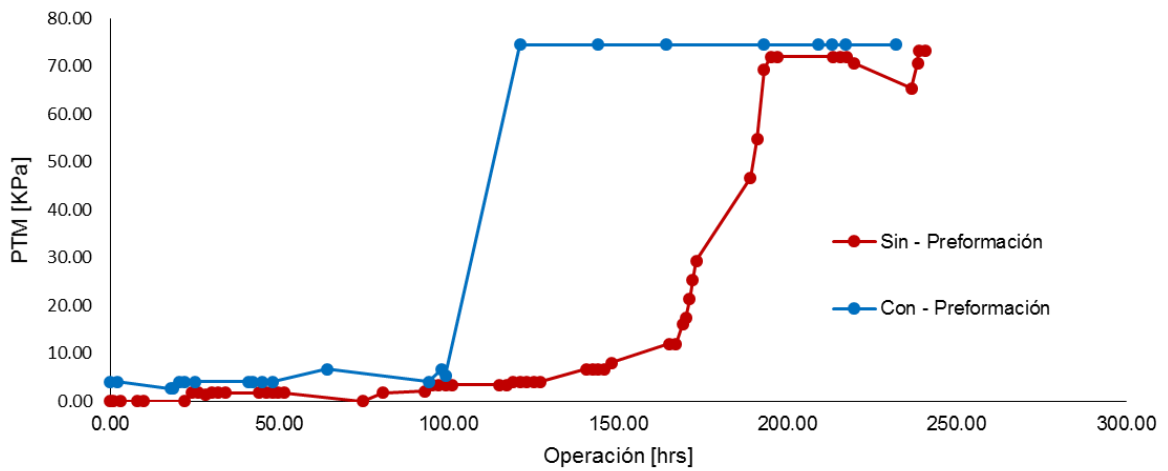


Figura 5.12 Perfil de PTM escala laboratorio

Con lo que respecta a la calidad del permeado, éste fue monitoreado como en las pruebas anteriores con turbiedad, siendo nuestro parámetro de primera instancia.

La efectividad de la MD se puede observar en la **Figura 5.13** en la cual se presenta el porcentaje de remoción de permeado de cada una de las pruebas, en ella se aprecia que ambas MD tanto la que fue preformada como la autoformada, tuvieron remociones hasta del 78% y 97.22% respectivamente.

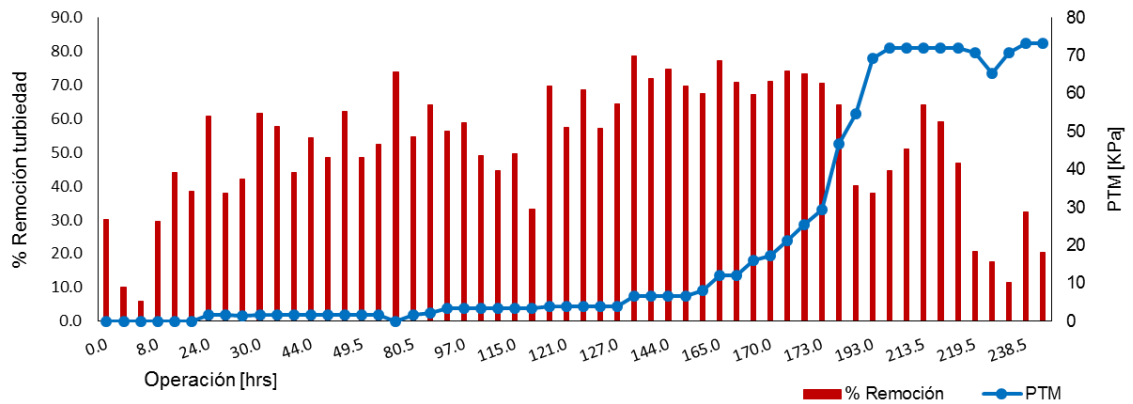


Figura 5.13 Perfil de PTM y remoción en permeado sin preformación

Sin embargo, como se observa (**Figura 5.14**) se alcanzaron valores altos en remoción de permeado en toda la operación durante la preformación obteniendo valores mínimos de turbiedad de 18 NTU, a medida que va incrementado la PTM se va obteniendo una mejor calidad del permeado pero, al llegar a la PTM máxima y a la estabilización de la membrana hay una disminución en la remoción del permeado, al alcanzar éste estado, se observa que el flux se mantuvo constante hasta llegar a un flux de $11.3 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$.

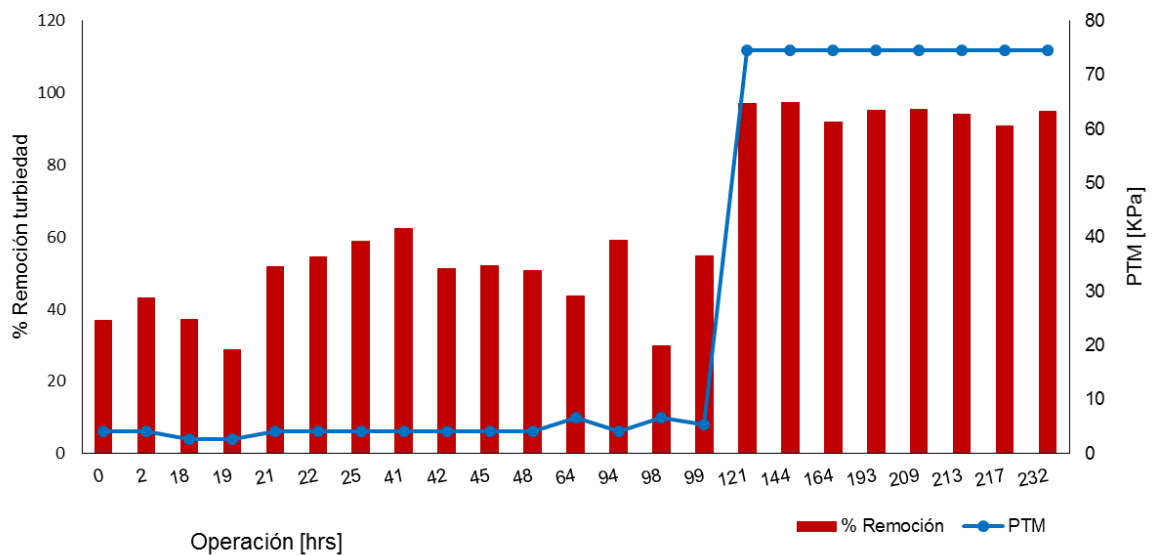


Figura 5.14 Perfil de PTM y remoción en permeado con preformación

A comparación, la prueba en la que no se realizó la preformación se obtuvieron remociones bajas durante la formación del cake laye, una vez llegada a la PTM máxima (etapa 3 del perfil de PTM) las remociones alcanzaron arriba del 90%, al igual que en la prueba anterior, el flux se mantuvo constante, llegando a un flux de $3.1 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$.

El operar los módulos inmersos con o sin preformación de lodo anaerobio, no hay mucha diferencia en el tiempo de operación, sin embargo, el tiempo en que se logra

llegar a la presión máxima en el módulo con preformación es menor debido al taponamiento de los poros, contrariamente, donde no se somete a la preformación este llega a la PTM máxima con un tiempo de operación más largo, obteniendo buenas remociones de turbiedad en el permeado a lo largo de toda la operación. Al contrario de la preformada, donde los valores de remoción de turbiedad en el permeado son bajos, se obtiene su clímax al llegar a la PTM máxima encontrando mayores remociones.

Por lo que en escala laboratorio, bien se puede operar los módulos inmersos sin una preformación previa y obtener con ello una buena calidad de permeado en turbiedad con un flux aproximado a lo largo de la operación de $32.3 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$.

Cabe destacar que en este caso no se vio el efecto de obstrucción reflejado en el permeado, sin embargo, al abrir los módulos se observa lodo acumulado en el interior de la bolsa de filtro (**Figura 5.15**).



Figura 5.15 Módulos al final de la operación (a) módulo con preformación (b) y (c) sin preformación

5.2.3.2 Escala piloto con y sin preformación

En resultados obtenidos a escala piloto se puede apreciar en la siguiente **Figura 5.16** el comportamiento de la PTM sigue el perfil descrito en secciones anteriores, en esta ocasión cuando se alcanzó la PTM máxima el módulo fue llevado a la PTAR – CU, esto se ve reflejado en la disminución de la PTM, pasando de una presión de 55 KPa a una presión de 9 KPa, después de esto el sistema se restableció llegando a una PTM de 27 KPa, sin embargo, la prueba con preformación duro poco debido a que después de que el sistema alcanzara su presión máxima hubo pocas horas de filtración efectiva provocando que el permeado fuera mínimo posteriormente.

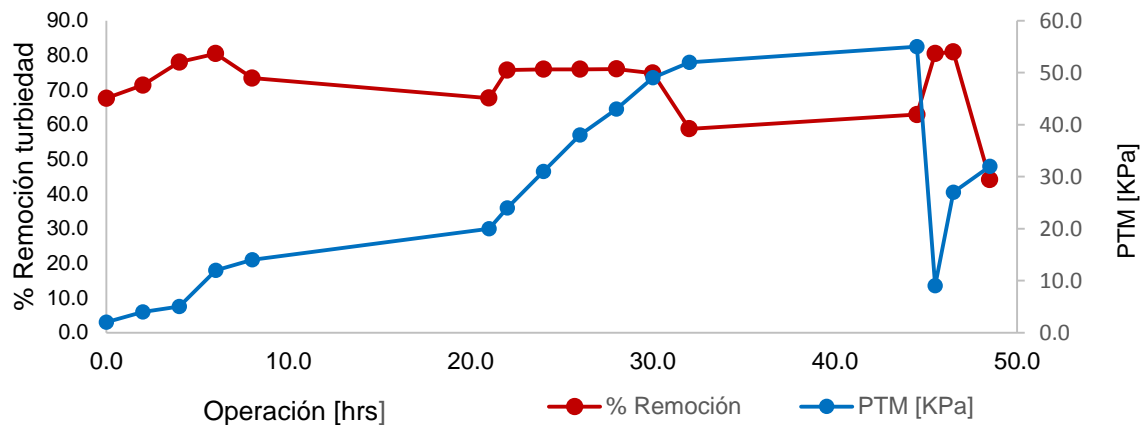


Figura 5.16 Perfil de PTM y remoción en turbiedad del permeado

A pesar de que el sistema tuvo el comportamiento esperado con respecto a la PTM, podemos observar que la remoción del permeado tuvo mejores resultados durante la preformación de la cake layer, una vez que el módulo fue llevado a la PTAR se obtuvo remociones del 60%, posteriormente alcanzó una remoción alrededor del 80%, sin embargo, al final de la operación la calidad del permeado disminuyó prácticamente a la mitad.

En comparativa, al módulo que no se le realizó la preformación, tuvo una mayor duración en operación con remociones del 90% (**Figura 5.17**), sin embargo, este sistema fue trabajado a presión constante provocando con esto un decremento en el flux a lo largo de la operación, comenzando con un flux de $128 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ y tener un flux al final de la operación de $1 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$.

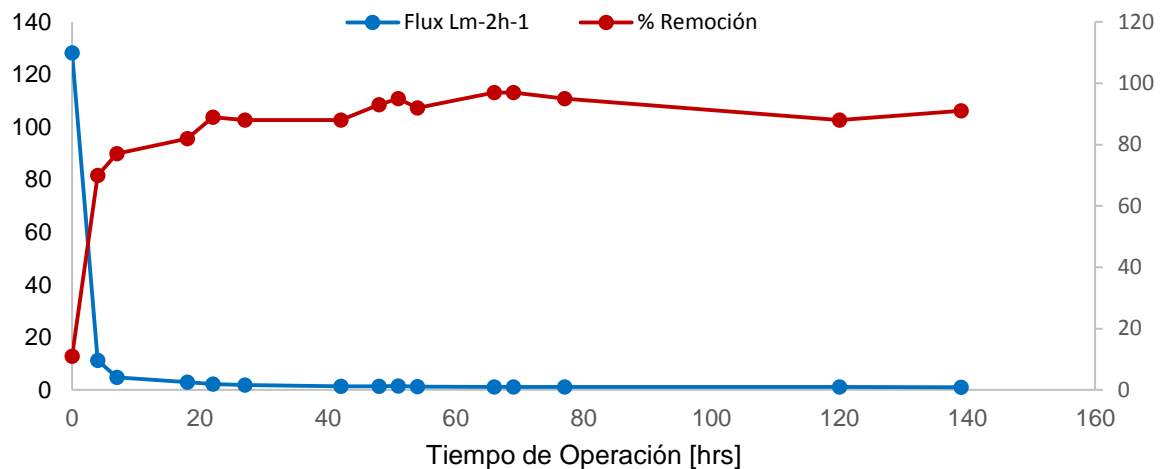


Figura 5.17 Comportamiento del módulo sin preformación escala piloto

Según Meng and Yang, (2007) la disminución del flux de la membrana puede ser causado por dos factores: 1) debido al bloqueo de los poros de la membrana y 2) a la formación de la cake layer.

Ambos experimentos tuvieron buenas remoción de turbiedad en el permeado, sin embargo, el sistema al que se sometió a una preformación de la cake layer y posteriormente fue llevado al reactor UASB no tuvo el comportamiento esperado, ya que como se había visto en las pruebas en el laboratorio no obtuvo mayores remociones, sino que, disminuyó la remoción de la turbiedad y también tuvo un menor tiempo de operación una vez que fue llevado a la Planta.

Por el otro lado, el módulo que fue operado en el reactor tuvo muy buenas remociones prácticamente desde el inicio de la operación hasta el final pero con una cantidad de flux muy bajo.

6. Conclusiones

- ✓ En la filtración sin salida (Dead- End) llevada a cabo, se detectaron problemas en su manejo tales como: 1) Sellado del módulo, provocando con ello fugas en el sistema al inicio de la operación o una vez que el soporte secundario era taponado. 2) Se observó un efecto de obstrucción, derivado de ello se obtuvo una mala calidad del permeado.
- ✓ La configuración Cross-flow no es adecuada para éste caso, debido que las telas empleadas se necesita un control puntual sobre la PTM para evitar los efectos de obstrucción en el sistema y con ello obtener una buena calidad de permeado.
- ✓ La configuración que mejor se adaptó a las pruebas experimentales fue la configuración sumergida (inmersa) utilizando bolsa de filtro como medio de soporte, obteniendo con ello remociones del 90% a lo largo de toda la operación
- ✓ De los dos materiales textiles trabajados, polipropileno (PP1 y PP2) y poliéster (PE1 y PE2) en la experimentación el más adecuado fue el PP1 debido a que tuvo un comportamiento más reproducible a lo largo de la operación a comparación de los demás materiales, sin embargo, no se descartan probarlos en la configuración sumergida.
- ✓ Se obtuvo buena calidad en el permeado con una turbiedad menores a 50 NTU en la mayoría de las configuraciones probadas, a excepción de la configuración Dead-End ya que en éste se observó un efecto de obstrucción.

7. Sugerencias

Se recomienda:

- ✓ Probar el sistema cross-flow teniendo un control más estricto en la PTM, mediante sistemas de presión y la configuración del módulo con el fin evitar la sedimentación del efluente sobre la membrana secundaria.
- ✓ En la configuración seleccionada probar las telas propuestas al inicio de la experimentación para determinar si cambia su comportamiento al utilizar otro tipo de configuración en el sistema.
- ✓ Realizar estudios sobre las características del material como, permeabilidad, flux crítico y determinación del tamaño de poro, con el fin de tener más información sobre los materiales y determinar cómo influyen en su aplicación.
- ✓ En la configuración sumergida se recomienda llevarla a cabo dentro del reactor UASB, aprovechando la altura de éste con el fin de determinar que presión es la óptima para cada uno de los materiales.
- ✓ Con la configuración sumergida, realizar lavados de la membrana para determinar si hay algún cambio favorable en el permeado y si hay recuperación de la membrana.
- ✓ Una vez teniendo bien caracterizado los módulos y las telas realizar pruebas para la formación de la membrana dinámica analizar los cambios poblacionales de la microbiota de la cake layer durante diferentes condiciones de operación.
- ✓ Todo lo anterior, con el fin de tener una mayor información sobre los efectos de los soportes secundarios y la configuración del módulo en la formación de la MD.

8. Referencias

- Al-Malack, M., Anderson, G., and Almasi, A. (1998). Treatment of anoxic pond effluent using crossflow microfiltration. *Water Research*, 32(12), 3738–3746. Retrieved from <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S004313549800147X>
- Al-Malack, M. H., and Anderson, G. (1997). Cleaning techniques of dynamic membranes. *Separation and Purification Technology*, 12(1), 25–33. doi:10.1016/S1383-5866(97)00012-9
- Bae, T.-H., and Tak, T.-M. (2005). Interpretation of fouling characteristics of ultrafiltration membranes during the filtration of membrane bioreactor mixed liquor. *Journal of Membrane Science*, 264(1-2), 151–160. doi:10.1016/j.memsci.2005.04.037
- Beicha, A., Zaamouche, R., and Sulaiman, N. M. (2009). Dynamic ultrafiltration model based on concentration polarization-cake layer interplay. *Desalination*, 242(1-3), 138–148. doi:10.1016/j.desal.2008.03.037
- Brady-Estévez, A. S., Kang, S., and Elimelech, M. (2008). A single-walled-carbon-nanotube filter for removal of viral and bacterial pathogens. *Small (Weinheim an der Bergstrasse, Germany)*, 4(4), 481–4. doi:10.1002/smll.200700863
- Brown, P., Ong, S. K., and Lee, Y.-W. (2011). Influence of anoxic and anaerobic hydraulic retention time on biological nitrogen and phosphorus removal in a membrane bioreactor. *Desalination*, 270(1-3), 227–232. doi:10.1016/j.desal.2010.12.001
- Buer, T., and Cumin, J. (2010). MBR module design and operation. *Desalination*, 250(3), 1073–1077. doi:10.1016/j.desal.2009.09.111

- Cai, Z., Wee, C., and Benjamin, M. M. (2013). Fouling mechanisms in low-pressure membrane filtration in the presence of an adsorbent cake layer. *Journal of Membrane Science*, 433, 32–38. doi:10.1016/j.memsci.2013.01.007
- Cao, D.-W., Chu, H.-Q., Jin, W., and Dong, B.-Z. (2010). Characteristics of the biodiatomite dynamic membrane (cake layer) for municipal wastewater treatment. *Desalination*, 250(2), 544–547. doi:10.1016/j.desal.2009.09.020
- Chang, W.-K., Hu, A. Y.-J., Horng, R.-Y., and Tzou, W.-Y. (2007). Membrane bioreactor with nonwoven fabrics as solid–liquid separation media for wastewater treatment. *Desalination*, 202(1-3), 122–128. doi:10.1016/j.desal.2005.12.047
- Cho, B. ., and Fane, a. . (2002). Fouling transients in nominally sub-critical flux operation of a membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science*, 209(2), 391–403. doi:10.1016/S0376-7388(02)00321-6
- Chu, H., Cao, D., Jin, W., and Dong, B. (2008). Characteristics of bio-diatomite dynamic membrane process for municipal wastewater treatment. *Journal of Membrane Science*, 325(1), 271–276. doi:10.1016/j.memsci.2008.07.040
- Comisión Nacional del Agua (2007). Inventario Nacional de plantas municipales de potabilización y tratamiento de aguas residuales en operación. Edición 2008. www.conagua.gob.mx.
- Drews, A. (2010). Membrane fouling in membrane bioreactors—characterisation, contradictions, cause and cures. *Journal of membrane science*, 363(1-2), 1–28. doi:10.1016/j.memsci.2010.06.046
- Duan, J., Zhang, H., Wang, J., and Yang, F. (2010). Performance of a novel dynamic membrane bioreactor in treating synthetic domestic wastewater. *Desalination and Water Treatment*, 13(1-3), 393–399. doi:10.5004/dwt.2010.677
- Ersahin, M. E., Ozgun, H., Dereli, R. K., Ozturk, I., Roest, K., and van Lier, J. B. (2012). A review on dynamic membrane filtration: materials, applications and future

perspectives. *Bioresource technology*, 122, 196–206.
doi:10.1016/j.biortech.2012.03.086

Fan, B., and Huang, X. (2002). Characteristics of a self-forming dynamic membrane coupled with a bioreactor for municipal wastewater treatment. *Environmental science and technology*, 36(23), 5245–51. Retrieved from <http://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/12523444>

Fane, A. and C. S. (2002). Membrane bioreactors: design and operational options. *Filtration and separation*, (June), 26–29.

Galjaard, G., Buijs, P., Beerendonk, E., Schoonenberg, F., and Schippers, J. Ç. (2001). Pre-coating (EPCE®) UF membranes for direct treatment of surface water. *Desalination*, 139(1-3), 305–316. doi:10.1016/S0011-9164(01)00324-1

Grundestam, J., and Hellström, D. (2007). Wastewater treatment with anaerobic membrane bioreactor and reverse osmosis. *Water science and technology: a journal of the International Association on Water Pollution Research*, 56(5), 211–7. doi:10.2166/wst.2007.574

Haandel, A., Kato, M. T., Cavalcanti, P. F. F., and Florencio, L. (2006). Anaerobic Reactor Design Concepts for the Treatment of Domestic Wastewater. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, 5(1), 21–38. doi:10.1007/s11157-005-4888-y

Hu, A. Y., Akram, A., and Stuckey, D. C. (2006). Characterization of dissolved compounds in submerged anaerobic membrane bioreactors (SAMBRs), 1904(May), 1894–1904. doi:10.1002/jctb

Huyskens, C., Lenaerts, S., Brauns, E., Diels, L., and De Wever, H. (2011). Study of (ir)reversible fouling in MBRs under various operating conditions using new on-line fouling sensor. *Separation and Purification Technology*, 81(2), 208–215. doi:10.1016/j.seppur.2011.07.031

Jeison, D., and van Lier, J. B. (2006). On-line cake-layer management by trans-membrane pressure steady state assessment in Anaerobic Membrane Bioreactors for wastewater treatment. *Biochemical Engineering Journal*, 29(3), 204–209. doi:10.1016/j.bej.2005.11.017

Jeison, David, Días, I., and van Lier, J. B. (2008). Anaerobic membrane bioreactors: Are membranes really necessary? *Electronic Journal of Biotechnology*, 11(4). doi:10.2225/vol11-issue4-fulltext-9

Jiraratananon, R. (1997). Self-forming dynamic membrane for ultrafiltration of pineapple juice. *Journal of membrane ...*, 129, 135–143.

Jiraratananon, R., Uttapap, D., and Tangamornsuksun, C. (1997). Self-forming dynamic membrane for ultrafiltration of pineapple juice. *Journal of Membrane Science*, 129(1), 135–143. doi:10.1016/S0376-7388(97)00046-X

Kiso, Y., Jung, Y.-J., Ichinari, T., Park, M., Kitao, T., Nishimura, K., and Min, K.-S. (2000). Wastewater treatment performance of a filtration bio-reactor equipped with a mesh as a filter material. *Water Research*, 34(17), 4143–4150. doi:10.1016/S0043-1354(00)00201-3

Kiso, Y., Jung, Y.-J., Park, M.-S., Wang, W., Shimase, M., Yamada, T., and Min, K.-S. (2005). Coupling of sequencing batch reactor and mesh filtration: operational parameters and wastewater treatment performance. *Water research*, 39(20), 4887–98. doi:10.1016/j.watres.2005.05.025

Le-Clech, P., Chen, V., and Fane, T. a. G. (2006). Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. *Journal of Membrane Science*, 284(1-2), 17–53. doi:10.1016/j.memsci.2006.08.019

Lee, J., Ahn, W. Y., and Lee, C. H. (2001). Comparison of the filtration characteristics between attached and suspended growth microorganisms in submerged membrane bioreactor. *Water research*, 35(10), 2435–45. Retrieved from <http://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/11394778>

Liang, S., Zhao, T., Zhang, J., Sun, F., Liu, C., and Song, L. (2012). Determination of fouling-related critical flux in self-forming dynamic membrane bioreactors: Interference of membrane compressibility. *Journal of Membrane Science*, 390-391, 113–120. doi:10.1016/j.memsci.2011.11.026

Liao, B.-Q., Kraemer, J. T., and Bagley, D. M. (2006). Anaerobic Membrane Bioreactors: Applications and Research Directions. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology* (Vol. 36, pp. 489–530). doi:10.1080/10643380600678146

Loderer, C., Wörle, A., and Fuchs, W. (2012). Influence of different mesh filter module configurations on effluent quality and long-term filtration performance. *Environmental science and technology*, 46(7), 3844–50. doi:10.1021/es204636s

McCarty, P., and Smith, D. (1986). Anaerobic wastewater treatment. *Environmental science and technology*, 20, 1200–1206.

Meng, F., and Yang, F. (2007). Fouling mechanisms of deflocculated sludge, normal sludge, and bulking sludge in membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science*, 305(1-2), 48–56. doi:10.1016/j.memsci.2007.07.038

Nakao, S., and Nomura, T. (1986). Formation and characteristics of inorganic dynamic membranes for ultrafiltration. *Journal of chemical ...*, 82(1965), 221–226. Retrieved from <http://cat.inist.fr/?aModele=afficheNandcpsidt=8704999>

Ognier, S., Wisniewski, C., and Grasmick, a. (2004). Membrane bioreactor fouling in sub-critical filtration conditions: a local critical flux concept. *Journal of Membrane Science*, 229(1-2), 171–177. doi:10.1016/j.memsci.2003.10.026

Qin, J.-J., Oo, M. H., Lee, H., and Kolkman, R. (2004). Dead-end ultrafiltration for pretreatment of RO in reclamation of municipal wastewater effluent. *Journal of Membrane Science*, 243(1-2), 107–113. doi:10.1016/j.memsci.2004.06.010

Ruiz, I., Soto, M., Veiga, M. C., Ligeró, P., Vega, A., and Blázquez, R. (1998). Performance of and biomass characterisation in a UASB reactor treating domestic waste water at ambient temperature, *24*(3), 215–222.

Salazar Pelaez Monica Liliana (2011). Influencia del tiempo de retención hidráulica en el desempeño y taponamiento de un reactor UASB acoplado a una membrana externa de ultrafiltración. Tesis Doctoral, UNAM, México.

Seghezzi, L., and Zeeman, G. (1998). A review: the anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. *Bioresource*, *65*, 175–190.

Sharp, M. M., and Escobar, I. C. (2006). Effects of dynamic or secondary-layer coagulation on ultrafiltration. *Desalination*, *188*(1-3), 239–249. doi:10.1016/j.desal.2005.04.122

Skouteris, G., Hermosilla, D., López, P., Negro, C., and Blanco, Á. (2012). Anaerobic membrane bioreactors for wastewater treatment: A review. *Chemical Engineering Journal*, *198-199*, 138–148. doi:10.1016/j.cej.2012.05.070

Sombatsompop, K., Visvanathan, C., and Ben Aim, R. (2006). Evaluation of biofouling phenomenon in suspended and attached growth membrane bioreactor systems. *Desalination*, *201*(1-3), 138–149. doi:10.1016/j.desal.2006.02.011

Sørensen, B. L., and Sørensen, P. B. (1997). Applying cake filtration theory on membrane filtration data. *Water Research*, *31*(3), 665–670. doi:10.1016/S0043-1354(96)00283-7

Stuckey, D. C. (2012). Recent developments in anaerobic membrane reactors. *Bioresource technology*, *122*, 137–48. doi:10.1016/j.biortech.2012.05.138

Sutton, P. M., Melcer, H., Schraa, O. J., and Tognna, a P. (2011). Treating municipal wastewater with the goal of resource recovery. *Water science and technology: a journal of the International Association on Water Pollution Research*, *63*(1), 25–31. doi:10.2166/wst.2011.004

Visvanathan, C. (2000). Membrane separation bioreactors for wastewater treatment. *Critical Reviews in ...*, (September 2012), 37–41. Retrieved from <http://www.tandfonline.com/doi/abs/10.1080/10643380091184165>

Vivas, Alexandra. Cerón. (2013). Taponamiento de membranas de ultrafiltración sumergidas en la zona superior de un reactor uasb bajo diferentes condiciones hidrodinámicas. Tesis Doctoral, UNAM, México.

Wang, Q., Yang, Y., Yu, C., Huang, H., Kim, M., Feng, C., and Zhang, Z. (2011). Study on a fixed zeolite bioreactor for anaerobic digestion of ammonium-rich swine wastes. *Bioresource technology*, 102(14), 7064–8. doi:10.1016/j.biortech.2011.04.085

Wang, Y.-K., Sheng, G.-P., Li, W.-W., and Yu, H.-Q. (2012). A pilot investigation into membrane bioreactor using mesh filter for treating low-strength municipal wastewater. *Bioresource technology*, 122, 17–21. doi:10.1016/j.biortech.2012.04.020

Wen, C., Huang, X., and Qian, Y. (1999). Domestic wastewater treatment using an anaerobic bioreactor coupled with membrane filtration. *Process Biochemistry*, 35(3-4), 335–340. doi:10.1016/S0032-9592(99)00076-X

Xu, C., Gao, B., Cao, B., Liu, W., Song, Y., and Cheng, D. (2009). Dynamic Membrane Formation Mechanisms of a Combined Coagulation Dynamic Membrane Process in Treating Polluted River Water at a Constant Pressure, (Iv), 1–5.

Ye, M., Zhang, H., Wei, Q., Lei, H., Yang, F., and Zhang, X. (2006). Study on the suitable thickness of a PAC-precoated dynamic membrane coupled with a bioreactor for municipal wastewater treatment. *Desalination*, 194(1-3), 108–120. doi:10.1016/j.desal.2005.11.005

Yu, Z., and Dong, B. (2011). Recent advances in dynamic membrane bio-reactor. *Water Resource and Environmental Protection* (..., (2008).

Zhang, J., Chua, H. C., Zhou, J., and Fane, a. G. (2006). Factors affecting the membrane performance in submerged membrane bioreactors. *Journal of Membrane Science*, 284(1-2), 54–66. doi:10.1016/j.memsci.2006.06.022

Zhang, J., Padmasiri, S. I., Fitch, M., Norddahl, B., Raskin, L., and Morgenroth, E. (2007). Influence of cleaning frequency and membrane history on fouling in an anaerobic membrane bioreactor. *Desalination*, 207(1-3), 153–166. doi:10.1016/j.desal.2006.07.009

Zhang, Jian, Han, X., Jiang, B., Qiu, X., and Gao, B. (2010). A hybrid system combining self-forming dynamic membrane bioreactor with coagulation process for advanced treatment of bleaching effluent from straw pulping process. *Desalination and Water Treatment*, 18(1-3), 212–216. doi:10.5004/dwt.2010.1773

Zhang, X., Wang, Z., Wu, Z., Lu, F., Tong, J., and Zang, L. (2010). Formation of dynamic membrane in an anaerobic membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. *Chemical Engineering Journal*, 165(1), 175–183. doi:10.1016/j.cej.2010.09.013

Zhao, Y., Tan, Y., Wong, F., Fane, a, and Xu, N. (2005). Formation of dynamic membranes for oily water separation by crossflow filtration. *Separation and Purification Technology*, 44(3), 212–220. doi:10.1016/j.seppur.2005.01.010

Anexos

Anexo 1. Adaptación del reactor tipo UASB

Se adaptó un bidón de aproximadamente 70 L de polipropileno para ser utilizado como un reactor tipo UASB, en el interior de éste se utilizaron conexiones de PVC de ½” para simular el sistema de dispersión (**Figura anexo 1.1a**). La entrada del influente se situó en la parte inferior del bidón (**Figura anexo 1.1b**) la cual está controlada por una válvula de paso, en la parte superior del bidón se situó la salida del efluente, se le instaló una espiga de PVC de ½” que posteriormente sería conectado a una manguera de ½”.



a. Sistema de distribución



b. Adaptación del reactor UASB

Figura Anexo 1.1 Adaptación del bidón para el reactor tipo UASB

Anexo 2. Configuración del módulo Dead – End

Para su elaboración se empleó Naylamid SL, el módulo consto de tres partes principales **Figura anexo 2.1**: (1) Tapa de 1.5 cm de grosor con un orificio de 3/8 de pulgada (2) Cuerpo de llenado de líquido de 7.5 cm de diámetro interior y 10 cm de altura. En la parte superior lleva un canal para colocar un arosello de nitrilo. (3).



(1) Tapa



(2) Cuerpo



(3) Parte baja



Figura Anexo 2.1 Módulo Dead- End

Anexo 3. Módulo Cross- Flow

Este sistema fue elaborado con madera, para protegerlo del efluente se le colocó una recubrimiento de pintura de acrílico **Figura anexo 3.1** las dimensiones de éste sistema están especificadas en la **Tabla 4.1**. La **figura anexo 3.1a** es la parte inferior del módulo donde se aprecian dos superficies, la line amarilla representa donde era colocado el soporte secundario, en la **figura anexo 3.1 b y c** se encuentra la entrada y la salida del efluente. Finalmente la **figura anexo 3.1d** se aprecia la salida del permeado y el módulo completo en la **figura anexo 3.1e**, todos los orificios que hay alrededor de las caras eran colocados tornillos para su sellado.

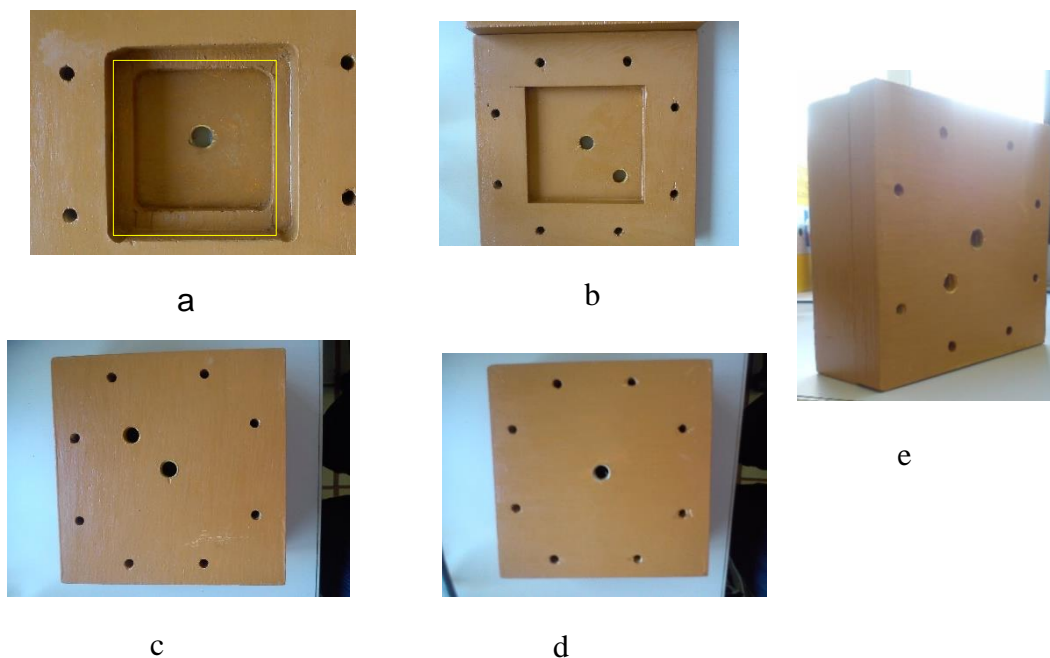


Figura Anexo 3.1 Módulo Cross- Flow, parte inferior (a y d) y parte superior (b y c)

Anexo 4. Módulo sumergido (bolsa de filtro)

El módulo fue elaborado utilizando en su interior como soporte secundario una fibra (fibra scotch brite®), como colector de permeado se utilizó un colector cilíndrico de acrílico con un área de $9.62 \text{ E-}04$, éstos fueron sellados mecánicamente mediante costura y finalmente sellado con adhesivo Devcon **Figura anexo 4.1**



a



b

Figura Anexo 4.1 Bolsa de filtro (Filter bag), fibra scotch brite® (a) y módulos sellados (b)

Anexo 5 Tabla de resultados Dead- End

Anexo 5.1 Tabla de Polipropileno PP1 prueba 1

Día	Influyente Turbiedad [NTU]	Permeado Turbiedad [NTU]	Remoción turbiedad %	Presión [KPa]
0	78.5	53.6	31.72	24.52
1	100.4	80.7	19.62	63.75
2	131	109	16.79	29.42
3	136	102	25	98.07
4	134	111	17.16	98.07
5	120	101	15.83	117.68
6	69.5	62.2	10.5	49.04
7	101	83.5	17.33	122.59
8	154	140	9.09	122.59
9	119	57.7	51.51	107.88
10	106	107	-0.94	147.11
11	114	51	55.26	113.76
12	117	98.3	15.98	147.11
13	60.9	62	-1.81	122.59
14	63.8	45.8	28.21	122.59
15	70	65.2	6.86	122.59
16	52.4	51	2.67	147.11
17	105	81.5	22.38	98.07
18	50.3	44.6	11.33	98.07

Anexo 5.2 Tabla de Polipropileno PP1 prueba 2

Días	Influente Turbiedad [NTU]	Permeado Turbiedad [NTU]	Remoción turbiedad %	Presión [KPa]
0	74.1	46.2	37.65	2.80
1	46.0	46.1	-0.22	6.90
2	101.0	67.6	33.07	9.81
3	47.4	39.2	17.3	9.81
4	53.4	166.0	-50.0	29.42
5	101.3	60.3	40.47	58.84
6	31.8	39.06	10.06	53.94
7	64.0	39.0	41.09	61.78
8	66.2	46.2	40.62	54.92
9	77.8	47.5	30.35	60.80
10	68.2	54.6	8.54	69.63
11	59.7	38.4	7.25	61.78
12	41.4	115	-8.49	59.82
13	106	55.4	31.44	49.04
14	80.8	34.8	44.5	63.75
15	62.7	42.8	10.83	68.65
16	48.0	25.3	44.88	83.36
19	45.9	24.0	50.21	63.75
20	48.2	29.8	31.34	64.73
21	43.4	23.0	51.58	59.82
22	47.5	25.4	47.08	70.61
23	48.0	27.9	36.45	67.67
24	43.9	3.50	92.06	70.12

Anexo 5.3 Tabla de Polipropileno PP2 prueba 1

Día	Influente Turbiedad [NTU]	Permeado Turbiedad [NTU]	Presión [Kpa]	Remoción turbiedad %
0	78.50	34.80	29.42	55.67
1	100.40	89.70	44.13	10.70
2	131.00	132.00	24.52	-7.63
3	136.00	127.00	112.78	66.18
4	134.00	126.00	176.53	59.70
5	101.00	87.20	147.11	13.66
6	154.00	126.00	245.18	18.18
7	119.00	62.20	225.56	47.73
8	106.00	137.00	294.21	-29.25

Anexo 5.4 Tabla de Polipropileno PP2 prueba 2

Días	Influente Turbiedad [NTU]	Permeado Turbiedad [NTU]	Remoción turbiedad %	Presión [KPa]
0	74.10	47.90	35.36	0.98
1	46.00	46.10	-0.22	1.08
2	101.00	48.50	51.98	1.51
3	47.40	39.20	17.30	1.51
4	53.40	57.50	-7.68	41.19
5	101.30	100.00	1.28	68.65
6	31.80	26.20	17.61	69.63
7	66.20	45.10	31.87	69.63

8	77.80	47.80	38.56	63.75
9	68.20	40.60	40.47	67.67
10	59.70	56.50	5.36	51.00
11	41.40	38.00	8.21	71.59
12	106.00	53.90	49.15	74.53
13	80.80	59.10	26.86	77.48
14	62.70	33.90	45.93	73.55
15	48.00	36.50	23.96	73.55
16	45.90	26.60	42.05	78.46
19	48.20	25.30	47.51	71.59
20	43.40	25.60	41.01	70.61
21	47.50	29.50	37.89	71.59
22	48.00	27.40	42.92	71.59
23	43.90	29.30	33.26	73.55
24	44.10	24.80	43.76	73.55

Anexo 5.5 Tabla de Poliéster PE1 prueba 1

Días	Influente SST [mg/L]	Permeado SST [mg/L]	Remoción SST %	Presión [KPa]
0	66.00	106.00	-60.61	18.63
1	134.00	164.00	-22.39	19.61
2	118.00	140.00	-18.64	19.61
3	382.00	208.00	45.55	19.61
4	258.00	92.00	64.34	25.50
5	144.00	64.00	55.56	24.52
6	66.00	64.00	3.03	20.59
7	140.00	134.00	4.29	26.48
8	112.00	92.00	17.86	23.54

Anexo 5.6 Tabla de Poliéster PE1 prueba 2

Días	Influyente		Permeado				Presión [KPa]
	Turbiedad [NTU]	SST [mg/l]	Turbiedad [NTU]	Remoción turbiedad %	SST [mg/l]	Remoción SST %	
1	74.10	52.00	61.30	17.27	48.00	7.69	23.54
2	46.00	68.00	53.90	-17.17	80.00	-17.65	19.61
3	101.00	94.00	51.70	48.81	60.00	36.17	25.50
4	47.40	30.00	35.70	24.68	22.00	26.67	25.50
5	53.40	48.00	55.90	-4.68	46.00	4.17	21.58
6	101.30	122.00	48.30	52.32	32.00	73.77	25.99
7	31.80	18.00	23.10	27.36	34.00	-88.89	20.59
8	66.20	36.00	31.00	53.17	20.00	44.44	23.54
9	77.80	28.00	61.50	20.95	16.00	42.86	24.52
10	68.20	40.00	45.20	33.72	24.00	40.00	24.52
11	59.70	32.00	58.00	2.85	40.00	-25.00	29.42
12	41.40	38.00	45.10	-8.94	22.00	42.11	24.52
13	106.00	34.00	105.00	0.94	26.00	23.53	29.42
14	106.00	34.00	105.00	0.94	26.00	21.43	29.42
15	106.00	34.00	105.00	0.94	26.00	12.50	29.42
16	48.00	34.00	35.20	26.67	26.00	23.53	24.52
17	45.90	26.00	26.50	42.27	34.00	-30.77	29.42
18	48.20	26.00	24.50	49.17	24.00	7.69	28.44
19	43.40	26.00	25.70	40.78	24.00	7.69	29.42
20	47.50	24.00	29.30	38.32	22.00	8.33	34.32
21	48.00	16.00	28.40	40.83	24.00	-50.00	31.38
22	43.90	24.00	27.10	38.27	24.00	0.00	32.36
23	44.10	26.00	29.20	33.79	22.00	15.38	33.34

Anexo 5.7 Tabla de Poliéster PE2 prueba 1

Días	Influente SST [mg/L]	Permeado SST [mg/l]	Remoción turbiedad %	Presión [KPa]
0	66.00	160.00	-142.42	18.63
1	134.00	134.00	0.00	24.52
2	118.00	194.00	-64.41	32.36
3	382.00	178.00	53.40	39.23
4	258.00	0.00	100.00	44.13
5	144.00	94.00	34.72	34.32
6	66.00	44.00	33.33	45.11
7	140.00	92.00	34.29	43.15
8	112.00	74.00	33.93	46.09
9	112.00	78.00	30.36	44.13

Anexo 5.8 Tabla de Poliéster PE2 prueba 2

Días	Influyente		Permeado				Presión [KPa]
	Turbiedad [NTU]	SST [mg/L]	Turbiedad [NTU]	% Remoción turbiedad	SST [mg/L]	%Remoción SST	
0	74.10	52.00	46.30	54.16	50.00	46.81	0.98
1	46.00	68.00	30.90	34.81	20.00	33.33	0.98
2	101.00	94.00	37.40	29.96	48.00	0.00	4.53
3	47.40	30.00	55.30	45.41	92.00	24.59	3.92
4	53.40	48.00	27.50	13.52	32.00	-77.78	5.39
5	101.30	122.0	36.20	45.32	20.00	44.44	6.77
6	31.80	18.00	49.80	35.99	24.00	14.29	4.75
8	66.20	36.00	44.70	34.46	24.00	40.00	7.06
9	77.80	28.00	56.90	4.69	30.00	6.25	9.06
10	68.20	40.00	37.90	8.45	20.00	47.37	7.65
11	59.70	32.00	53.90	49.15	40.00	-17.65	9.06
12	41.40	38.00	273.00	-237.87	34.00	69.64	10.49
13	106.00	34.00	111.00	-77.03	46.00	-168.75	9.06
14	80.80	112.0	40.90	14.79	74.00	-117.65	7.98
15	62.70	32.00	26.40	42.48	16.00	38.46	14.71
16	48.00	34.00	26.90	44.19	20.00	23.08	14.71
19	45.90	26.00	25.70	40.78	18.00	30.77	16.67
20	48.20	26.00	26.80	43.58	15.00	37.50	16.67
21	43.40	26.00	23.90	50.21	20.00	-25.00	17.65
22	47.50	24.00	27.40	37.59	26.00	-8.33	20.59
23	48.00	16.00	26.10	40.82	22.00	15.38	22.56

Anexo 6 Tabla de resultados Cross-Flow

Anexo 6.1 Tabla de Polipropileno PP2 prueba 1

Días	Influente Turbiedad [NTU]	Influente Turbiedad [NTU]	% Remoción turbiedad	Presión [KPa]
0	270.70	142.70	47.30	1.96
4	258.70	63.80	75.30	1.96
7	261.00	116.90	55.20	1.96
25	254.30	111.30	56.20	0.39
28	259.00	43.00	83.40	6.67
31	261.00	41.90	83.90	25.50
47	255.30	189.30	25.80	4.90

Anexo 6.2 Tabla de Polipropileno PP2 prueba 2

Días	Influente Turbidez [NTU]	Permeado Turbidez [NTU]	% Remoción turbiedad	Presión [KPa]
0	300.30	53.70	82.10	1.77
4	339.70	80.10	76.40	1.77
7	340.00	165.70	51.30	1.77
22	350.30	151.70	56.70	1.57
26	358.00	84.60	76.40	1.96
30	350.70	98.90	71.80	1.96

47	305.70	55.30	81.90	2.35
51	313.10	78.30	75.00	2.16
55	319.60	79.30	75.20	2.35
72	334.00	55.20	83.50	2.75
93	374.00	64.30	82.80	2.55
118	368.70	60.10	83.70	2.55
141*	371.60	55.60	85.00	2.55
145	370.70	125.00	66.30	5.88
149	375.70	61.30	83.70	6.08
165	377.30	52.80	86.00	6.87
169	392.00	46.30	88.20	7.45
173	376.00	36.00	90.40	4.90
179**	376.00	98.90	73.70	11.77
183	353.00	91.10	74.20	11.77
187	364.00	88.90	75.60	10.00
203***	363.00	176.30	51.40	14.71
207	372.00	100.70	72.90	11.77
210	364.30	126.30	65.30	13.73

141 horas*	Se cambió la altura de la columna del primer nivel (11 cm) al tercer nivel (100 cm) debido a que ya no había filtración del permealado
179 horas**	Se cambió la altura de la columna del tercer nivel (100 cm) al cuarto nivel (200 cm) debido a hubo un incremento de presión mayor a la columna, además de que el flujo no correspondía
203 horas***	Se cambió la altura de la columna del cuarto nivel (200m) al quinto nivel (250cm) debido a que hubo un incremento de presión

Anexo 7. Tabla de resultados Módulo Sumergido en laboratorio

Anexo 7.1 Tabla Polipropileno PP2 sin preformación

Operación [hrs]	Flux [L/m ² h]	Presión [KPa]	T. Inf [NTU]	T. Perm [NTU]	Remoción turbiedad %	Observaciones		
0	45.0	0.00	90.30	63.00	30.23			
1	45.0	0.00	80.50	72.30	10.19			
3	99.8	0.00	103.0 0	96.80	6.02			
8	99.8	0.00	76.10	53.50	29.70			
10	33.8	0.00	77.60	43.50	43.94	Recarga UASB	10L	Efluente
22	35.4	0.00	59.20	36.40	38.51	Recarga UASB	10L	Efluente
24	38.6	1.69	101.0	39.50	60.89			
26	32.0	1.69	95.20	59.20	37.82			
28	32.2	1.33	84.50	49.00	42.01	Recarga UASB	10L	Efluente
30	32.2	1.69	113.0	43.50	61.50			
32	32.2	1.69	105.0	44.50	57.62			
34	32.2	1.69	79.80	44.60	44.11	Recarga UASB	10L	Efluente
44	32.2	1.69	80.20	36.70	54.24	Recarga UASB	10L	Efluente
46	33.8	1.69	67.10	34.60	48.44			
48	33.8	1.69	88.30	33.30	62.29			

49.5	33.8	1.69	70.80	36.50	48.45	Recarga 10L Efluente UASB
51.5	32.2	1.69	81.60	38.80	52.45	Alimentación continua
74.5	32.2	0.00	108.00	28.10	73.98	Se apagó alimentación
80.5	32.2	1.69	59.90	27.20	54.59	Se observaron salidas de sedimentos, se reinició alimentación
93	32.2	2.03	87.80	31.50	64.12	Se extrajo módulo para revisión
95	32.2	3.39	74.00	32.30	56.35	Se apagó alimentación
97	30.5	3.39	76.90	31.70	58.78	Se reinició alimentación 20L/min
99	30.5	3.39	63.90	32.60	48.98	
101	30.5	3.39	56.80	31.50	44.54	
115	30.5	3.39	60.00	30.30	49.50	
117	32.2	3.39	44.50	29.70	33.26	Se agregaron 10L de Efluente AUSB
119	32.2	4.00	92.50	28.10	69.62	
121	30.5	4.00	68.50	29.20	57.37	
123	32.2	4.00	97.00	30.40	68.66	
125	32.2	4.00	67.10	28.70	57.23	
127	30.5	4.00	76.50	27.20	64.44	Se alimentó con 10 L
140.5	33.8	6.67	111.0	23.80	78.56	Se alimentó con efluente del reactor UASB
142.5	32.2	6.67	99.10	27.70	72.05	
144	30.5	6.67	104.0	26.40	74.62	
146	28.9	6.67	82.20	25.00	69.59	
148	32.2	8.00	79.10	25.80	67.38	

165	32.2	12.00	78.20	17.80	77.24	
167	30.5	12.00	60.70	17.80	70.68	
169	32.2	16.00	167.0	55.00	67.07	Se alimentó con Efl. del reactor UASB
170	28.9	17.33	215.0	62.20	71.07	
171	28.9	21.33	198.0	51.30	74.09	
172	32.2	25.33	188.0	50.00	73.40	
173	32.2	29.33	182.0	53.70	70.49	
189	32.2	46.66	203.0	73.00	64.04	Se alimentaron 15L del Efl. del reactor UASB
191	32.2	54.65	131.0	78.50	40.08	
193	32.2	69.32	177.0	110.0	37.85	Mangueras chupadas
195	19.3	71.98	155.0	85.90	44.58	No se puede aumentar más el flujo, bomba a lo máximo
197	16.1	71.98	128.0	62.60	51.09	
213.5	16.1	71.98	125.0	44.90	64.08	
215.5	16.1	71.98	140.0	57.30	59.07	
217.5	17.7	71.98	150.0	203.0 0	-35.33	Cambio de manguera por una de alta presión.
219.5	32.2	70.65	136.0	72.10	46.99	Se relajó membrana flux muy variable
234	40.2	26.66	80.30	63.60	20.80	
236.5	32.2	65.32	72.80	60.00	17.58	
238.5	32.2	70.65	61.60	54.60	11.36	
238.75	20.9	73.32	80.60	54.60	32.26	Bomba al máximo nivel
240.75	11.2	73.32	77.30	61.60	20.31	

Anexo 7.2 Tabla de Polipropileno PP2 con preformación

T. Operación [hrs]	Flux [L/m2h]	Presión [KPa]	T. Inf [NTU]	T. Per [NTU]	Remoción (%)
0	61.86	4.00	162.00	63.00	61.11
2	61.86	5.33	143.00	36.90	74.20
4	61.86	6.67	160.00	86.70	45.81
6	55.67	13.33	166.00	45.10	72.83
8	55.67	14.66	135.00	39.20	70.96
21	55.67	16.00	116.00	36.70	68.36
22	55.67	20.00	180.00	44.60	75.22
24	55.67	20.00	168.00	40.60	75.83
26	55.67	27.99	146.00	32.90	77.47
28	55.67	30.66	149.00	39.10	73.76
30	55.67	35.99	150.00	39.60	73.60
32	55.67	42.66	126.00	37.90	69.92
45	55.67	27.99	107.00	34.00	68.22
47	55.67	42.66	115.00	41.00	64.35
48	55.67	47.99	123.00	34.90	71.63
50	55.67	49.32	128.00	53.70	58.05
52	55.67	59.99	126.00	64.70	48.65
54	55.67	17.33	84.60	27.60	67.38
78	55.67	17.33	100.00	72.20	27.80

Anexo 8 Tabla de resultados Módulo Sumergido en piloto

Anexo 8.1 Tabla de Polipropileno PP2 con preformación piloto

Operación	Flux	Presión	T. Inf	T. Perm	Remoción turbiedad	Observaciones
[hrs]	[L/m ² h]	[KPa]	[NTU]	[NTU]	%	
0.00	55.81	2.67	162.00	52.50	67.59	
2.00	55.81	5.33	143.00	40.90	71.40	Se agregó 1.5L de Efluente cargado
4.00	55.81	6.66	160.00	35.10	78.06	Se agregó 8.5 L de efluente
6.00	55.81	15.99	166.00	32.40	80.49	
8.00	55.81	18.66	135.00	35.90	73.41	Se agregó 7 L de efluente y se bajó la rpm de la bomba al mínimo por la noche
21.00	55.81	26.66	116.00	37.50	67.67	Se reanudo el flujo del módulo
22.00	55.81	31.99	180.00	43.70	75.72	Se agregó 3.5 L de efluente
24.00	55.81	41.32	168.00	40.40	75.95	
26.00	55.81	50.65	146.00	35.10	75.96	
28.00	55.81	57.31	149.00	35.70	76.04	
30.00	55.81	65.31	150.00	37.70	74.86	
32.00	55.81	69.31	126.00	51.90	58.81	Se bajó las rpm de la bomba al mínimo
44.50	27.91	73.31	107.00	39.70	62.89	
45.50	55.81	11.99	257.00	50.00	80.54	Se llevó módulo a la PTAR de CU
46.50	55.81	35.99	250.00	47.60	80.96	
48.50	55.81	42.65	102.00	57.00	44.12	

Anexo 8.2 Tabla de Polipropileno PP2 sin preformación piloto

Operación	Presión	Flux	T. Inf	T.Perm	Remoción turbiedad	Observaciones
[hrs]	[KPa]	[L/m2h]	[NTU]	[NTU]	%	
0	12.00	128.20	151.00	134.00	11.26	Bombeo continuo
4	12.00	11.20	148.00	44.40	70.00	
7	12.00	4.80	143.00	32.80	77.06	Inicia bombeo discontinuo
18	12.00	2.90	114.00	19.80	82.63	
22	12.00	2.20	221.00	22.50	89.82	
27	12.00	1.90	121.00	14.20	88.26	
42	12.00	1.40	41.40	8.60	79.23	
48	12.00	1.40	106.00	7.54	92.89	
51	12.00	1.50	203.00	10.30	94.93	
54	12.00	1.20	159.00	11.70	92.64	
66	12.00	1.10	127.00	3.34	97.37	
69	12.00	1.10	159.00	4.54	97.14	
77	12.00	1.10	124.00	6.12	95.06	
120	12.00	1.10	68.90	8.06	88.30	
139	12.00	1.40	225.00	20.00	91.11	